



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)



博士學位論文

침지형 평막결합 연속회분식
반응기를 이용한 폐수처리

濟州大學校 大學院

食品工學科

金 承 建

2012 年 2 月



침지형 평막결합 연속회분식 반응기를 이용한 폐수처리

指導教授 姜 永 周

指導教授 李 皓 遠

金 承 建

이 論文을 工學 博士學位 論文으로 提出함

2012 年 2 月

金承建의 工學 博士學位 論文을 認准함

審査委員長	하 진 환	(印)
委 員	현 영 진	(印)
委 員	서 인 수	(印)
委 員	강 영 주	(印)
委 員	이 호 원	(印)

濟州大學校 大學院

2012 年 2 月

Wastewater Treatment Using Submerged Flat Membrane Coupled Sequencing Batch Reactor

Seung-Geon Kim

(Supervised by professor Yeung-Joo Kang)

(Supervised by professor Ho-Won Lee)

A thesis submitted in partial fulfillment of the requirement for the degree of
Doctor of Engineering

2012 . 02 .

This thesis has been examined and approved.

Jin-Hwan Ha

JinHwan Ha

Young-Jin Hyun

YoungJin Hyun

In-Soo Suh

InSoo Suh

Yeung-Joo Kang

YeungJoo Kang

Ho-Won Lee

HoWon Lee

2012. 02

Department of Food Science and Engineering

GRADUATE SCHOOL

JEJU NATIONAL UNIVERSITY

목 차

List of Figures	
List of Tables	
List of Abbreviations	
Abstract	
I. 서론	1
II. 이론고찰	5
1. 유기물 및 영양염류의 생물학적 제거	5
2. 연속회분식 공정	14
3. 막결합 생물반응기 공정	18
4. 막오염 제어	20
III. 실험 재료 및 방법	27
1. 활성슬러지 배양	27
2. 실험장치	28
3. 분석방법	32
4. 운전모드	36
IV. 결과 및 고찰	49
1. 운전모드 변화에 따른 제거효율과 여과성능에 미치는 영향	49
1) 용존산소의 변화	49
2) MLSS의 변화와 유기물 및 부유물질의 제거	51
3) 인의 제거	54
4) 질소의 제거	56
5) 분리막의 여과성능	63
2. 유입 유기물 농도의 변화에 따른 영양염류의 제거 특성	66
1) 활성슬러지 농도의 변화	66
2) 유기물 및 영양염류의 제거	69

3) TMP 변화와 여과 저항.....	74
3. 폐수의 도입 단계가 제거효율과 여과성능에 미치는 영향.....	77
1) 활성슬러지 농도 변화.....	77
2) 유기물 및 영양염류의 제거.....	79
3) TMP 변화.....	84
4. 담체와 FMSBR를 결합한 혼성공정의 처리효율과 여과 특성.....	88
1) 활성슬러지 농도 변화.....	88
2) 유기물 및 영양염류의 제거.....	91
3) TMP 변화.....	99
V. 결론.....	106
참고문헌.....	109

List of Figures

Fig. 1. Configuration of a membrane bioreactor.	3
Fig. 2. Anaerobic process schematic of hydrolysis, fermentation and methanogenesis	6
Fig. 3. Nitrogen transformations in biological treatment process.	8
Fig. 4. Biological phosphorus removal mechanism.	13
Fig. 5. Schematic diagram of SBR.	15
Fig. 6. The schematic illustration of initial cake layer formation at constant TMP.	21
Fig. 7. Long-term filtration for constant flux operation.	22
Fig. 8. MBR fouling mechanism map(the three stages of fouling).	23
Fig. 9. Schematic diagram of FMSBR system.	29
Fig. 10. Photograph of FMSBR system: (a) air pump, (b) PLC, (c) suction pump, (d) FMSBR, (e) permeate tank.	31
Fig. 11. Variations of DO during the operation of FMSBR.	50
Fig. 12. Variations of MLSS during the operation of FMSBR.	52
Fig. 13. Variations of COD of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	53
Fig. 14. Variations of T-P of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	55
Fig. 15. Variations of NH ₃ -N of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	59
Fig. 16. NH ₃ -N concentrations and removal efficiencies in anoxic, aerobic step, and permeate.	60
Fig. 17 Variations of NO ₃ -N of the permeate during the operation of FMSBR.	61

Fig. 18. Variations of T-N of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	62
Fig. 19. Variations of TMP during operating time.	65
Fig. 20. Variations of MLSS, MLVSS and MLVSS/MLSS.	67
Fig. 21. The change rate of MLSS.	68
Fig. 22. Variations of COD of the permeate and removal efficiency.	71
Fig. 23. Variations of T-N of the permeate and removal efficiency.	72
Fig. 24. Variations of T-P of the permeate and removal efficiency.	73
Fig. 25. Variations of TMP during operating time.	75
Fig. 26. Resistances in FMSBR.	76
Fig. 27. Variations of MLSS, MLVSS, and MLVSS/MLSS during the operation of FMSBR.	78
Fig. 28. Variations of COD of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	81
Fig. 29. Variations of T-N of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	82
Fig. 30. Variations of T-P of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.	83
Fig. 31. Variations of TMP during the operation of FMSBR.	86
Fig. 32. Variations of MLSS during the operation of hybrid reactor.	89
Fig. 33. Variations of MLVSS during the operation of hybrid reactor.	90
Fig. 34. Variations of COD concentration of the permeate during the operation of hybrid reactor.	93
Fig. 35. Variations of COD removal efficiency during the operation of hybrid reactor.	94
Fig. 36. Variations of T-N concentration of the permeate during the operation of hybrid reactor.	95
Fig. 37. Variations of T-N removal efficiency during the operation of hybrid reactor.	96

Fig. 38. Variations of T-P concentration of the permeate during the operation of hybrid reactor.....	97
Fig. 39. Variations of T-P removal efficiency during the operation of hybrid reactor.....	98
Fig. 40. Variations of TMP during the operation of hybrid reactor.....	101
Fig. 41. Particle size distribution in hybrid reactor.....	102
Fig. 42. SEM of membrane surface: (a) without media, (b) with media(5%).	103
Fig. 43. Mechanism of cake layer elimination by media in FMSBR (a) without media (b) with media.....	104



List of Tables

Table 1. Description of operational steps of the SBR.....	16
Table 2. Compositions of synthetic wastewater used in activated sludge culture.....	27
Table 3. Specification of membrane.....	30
Table 4. Operating mode of FMSBR	37
Table 5. Operating condition of FMSBR	38
Table 6. Compositions of synthetic wastewater	38
Table 7. Operating mode of FMSBR for the experiment of organic material loading effect.....	40
Table 8. Operating conditions of FMSBR for the experiment of organic material loading effect.....	40
Table 9. Compositions of synthetic wastewater for the experiment of organic material loading effect.....	41
Table 10. Operation mode of FMSBR.....	43
Table 11. Compositions of synthetic wastewater.....	44
Table 12. Chemical and physical properties of Bio-Cube media.....	46
Table 13. Operation mode of hybrid reactor.....	47
Table 14. Operating condition of hybrid reactor.....	48
Table 15. Filtration resistances in the operation of Cycle-5 and Cycle-4.....	87
Table 16. Comparison of activated sludge and hybrid reactor.....	105



List of Abbreviations

ATP : Adenosine Triphosphate

BOD : Biochemical Oxygen Demand

BPR : Biological Phosphorus Removal

COD : Chemical Oxygen Demand

DO : Dissolved Oxygen

EPS : Extracellular Polymeric Substances

FMSBR : Flat-type Membrane-coupled Sequencing Batch Reactor

HRT : Hydraulic Residence Time

LMH : Liter per square Meter-Hour

MBR : Membrane Bioreactor

MF : Microfiltration

MLSS : Mixed Liquor Suspended Solid

MLVSS : Mixed Volatile Suspended Solid

MSBR : Membrane-coupled Sequencing Batch Reactor

PLC : Programmable Logic Controller

RO : Reverse Osmosis

R_c : Cake Resistance

RE : Removal Efficiency

R_f : Fouling Resistance

R_m : Membrane Resistance

R_t : Total Membrane Resistance

SBBR : Sequencing Batch Biofilm Reactor

SBR : Sequencing Batch Reactor

SS : Suspended Solid

T-N : Total Nitrogen

The logo of Jeju National University is a circular emblem. It features a stylized flame or sunburst in the center, with the university's name in English, "JEJU NATIONAL UNIVERSITY", written around the top inner edge and in Korean, "제주대학교", around the bottom inner edge.

T-P : Total Phosphorus

TMP : Transmembrane Pressure

TOC : Total Organic Carbon

UF : Ultrafiltration



Abstract

The submerged membrane-coupled sequencing batch reactor (MSBR) is a promising technology for wastewater treatment in a small scale. A flat-sheet microfiltration membrane, made of PVC with a pore size of 0.4 μm , was submerged in this reactor.

The effects of operation modes on filtration performance and its removal efficiency were investigated in flat-type membrane-coupled sequencing batch reactor (FMSBR). Three sets of operation modes during 133 days were conducted to identify their effects on the filtration performance and its removal efficiency. MLSS concentrations in the reactors increased during operating time, and then maintained a constant concentration after 80 days. As for the removal efficiency, there was no wide difference among three sets of operation modes. Average removal efficiencies of COD, SS, T-N, and T-P in permeation were more than 95%, 100%, 82%, and 95%, respectively, at all modes. But in the filtration performance, time cycle on non-aeration and aeration of 60/120 min/min was more effective than 120/240 min/min, and the operation mode of intermittent filtration was more effective than that of continuous filtration. When time cycle of non-aeration and aeration was set up 60/120 min/min, membrane filtration was able to be continued for 127 days without membrane cleaning, and was recovered after this cleaning.

The effect of organic material loadings on nutrient removal characteristics were also investigated in FMSBR. In order to identify their effects on filtration performance and nutrient removal, three organic concentrations of 200 mg/L (Run-1), 400 mg/L (Run-2) and 800 mg/L (Run-3), respectively, were continuously carried out. MLSS concentration increased continuously at operating time and average rate of MLSS change increased as the increase of

organic material loading. Removal efficiency of COD decreased with the increase of loading. The removal efficiencies of T-N and T-P were increased with the increase of COD/N and COD/P. This result indicated that most of membrane filtration resistance was found to be caused by cake resistance formed at membrane surface.

In the operation of FMSBR, the effects of filling step on the removal efficiency and its filtration performance were investigated. Two sets of operation modes were conducted during 82 days: (1) the filling step located in the beginning of aerobic step and (2) that in the beginning of anoxic step. There was no wide difference in the COD removal and filtration performance between two sets of operation modes. But in the removal efficiency of nutrients (total nitrogen and total phosphorous), the filling step located in beginning of anoxic step was found to be more effective than that of aerobic step.

In this study, we studied on a hybrid reactor for the study of wastewater treatment. The hybrid reactor was another type of FMSBR with sponge type media submerged. Dosages of the media in the hybrid reactor were set of 5%, 10%, and 20% based on working volume of hybrid reactor. As a control system, FMSBR was also operated. The experimental results showed that MLSS and MLVSS concentrations for four different volume of sponge media increased continuously during the operation time. There was also no difference observed in the removal efficiencies of COD, T-N, and T-P irrespective of the dosages of the media. But TMP of the hybrid reactor increased slowly during the operation time, while that of FMSBR increased rapidly at the initial operation. This result was thought that the collisions between flat membrane and moving media gave friction forces which mitigated the cake layer on the surface of flat type membrane. Consequently, this study showed that filtration performance of the hybrid reactor was greatly enhanced compared with that of FMSBR. The hybrid reactor suggested in this study can be a good candidate for the wastewater treatment.

I. 서론

2008년도 우리나라에서 발생하는 하수발생량은 하루 17,113 천톤이며, 이 중 하수처리구역 내에서 처리되고 있는 생활하수는 15,662 천톤으로 91.5%를 차지하고 있다[1]. 그러나 하수관거의 정비 미흡, 하수처리장 시설용량의 부족 등으로 인하여 실제 하수처리장 시설로 유입·처리되는 생활하수의 양은 이보다 적을 것으로 추정된다[2].

또한, 생활수준의 향상과 산업의 발달로 인하여 오폐수의 발생량과 오염물 부하량이 증가함에 따라 자정능력을 초과한 오염물이 하천으로 유입되어 수질오염이 심화되고 있다. 이러한 오염물질을 처리함으로써 수자원이 효과적인 확보되고 심각한 수질오염 문제를 효과적으로 대처하기 위한 여러 가지 대안이 제시되고 있다. 수질오염을 해결하는 방법 중의 하나는 소규모 처리시설을 이용하여 오염배출원에서 처리하는 것이다. 이 방법은 기존의 대규모 처리장을 이용하는 방법에서 야기되는 차집 체계에 대한 문제점을 극복할 수 있고, 보다 궁극적으로 수질오염방지 및 수자원 확보를 동시에 해결할 수 있는 방법이다[3].

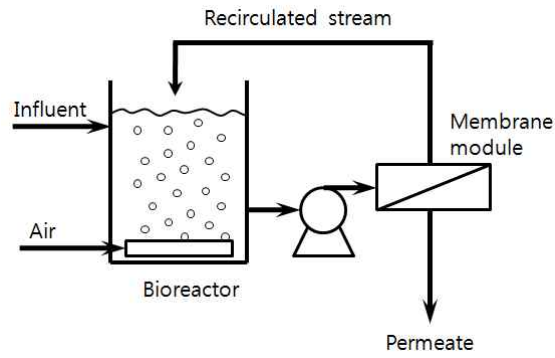
일반적인 활성슬러지에 의한 오폐수 처리에서는 주로 유기물이 제거된다. 그러나, 인구 증가와 생활 수준이 향상되면서 오폐수에 영양염류인 질소와 인이 다량 함유하여 일반적인 활성슬러지 공정에 의해서는 영양염류가 효율적으로 제거되지 못하는 문제점이 있다. 이러한 문제점을 해결하기 위해 개발된 공정이 A/O(Anoxic/Oxic) 공정이다. A/O 공정은 대규모 처리에 적합한 공정으로 하수를 처리하기 위해서는 큰 부지면적이 필요하다. 하수관거가 없는 지역에서는 A/O 공정에 의해 오폐수를 처리하는데 어려움이 있다. 이를 해결하기 위해서는 소규모 하수처리 시설이 필요하다.

소규모 처리시설이 요구되는 생물학적 제거방법으로는 연속회분식 반응기(Sequencing Batch Reactor, SBR)가 많이 이용되고 있다. SBR은 하나의 반응조에서 유입(fill), 반응(react), 침전(settle), 처리수의 배출(draw) 및 휴지(idle)의 5가지 단위 공정이 순차적으로 이루어지는 공정이다[4]. SBR은 운전이 간단하고

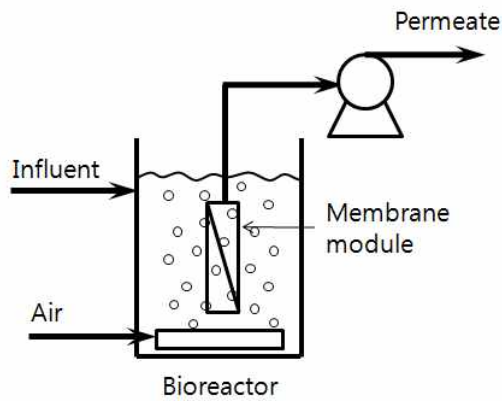
유지관리비가 적게 소요되며, 유량 변동이 심하고 수질 변동이 큰 소도시와 농촌 등에서 적합하며, 소규모 하수처리에 많이 이용되고 있다[5]. SBR 공정은 단일 반응조에서 모든 반응이 순차적으로 일어나기 때문에 일반 활성슬러지 공정인 A/O 공정보다 부지 면적을 작게 차지하며 제어하기가 쉽다. 반응조건을 무산소 조건, 혐기 조건 및 호기 조건을 적절히 배열하여 영양염류인 질소와 인을 동시에 제거할 수 있다. 처리 용량을 늘리는데 있어서 반응조를 추가하는 방식이므로 적은 비용으로 폐수처리시설의 용량을 늘릴 수 있다. 그러나 SBR 공정에서는 미생물의 상태의 악화로 인하여 슬러지 벌킹(sludge bulking)과 핀플록(pin floc) 현상으로 배출수와 함께 미생물이 배출되어 처리수의 수질을 악화시킬 수 있는 단점이 있다[6].

활성슬러지 공정은 통상적으로 중력침전에 의해 고액 분리를 한다. 이러한 고액분리를 막분리 방법으로 치환한 것이 막생물반응기(Membrane Bioreactor, MBR)이다[7]. MBR은 분리막에 의해서 침강성 악화, 슬러지 벌킹 등의 운전상의 문제에 상관없이 부유 고형물(Suspended Solid, SS)과 세균 등을 거의 완벽하게 제거하여 양질의 처리수를 얻을 수 있다. 또한 슬러지 체류시간(Sludge Retention Time, SRT)를 매우 길게 유지하여 고농도의 미생물을 유지할 수 있으므로 질산화균과 같은 성장속도가 느린 미생물의 농도를 높게 유지하여 질산화 속도를 증진시킬 수 있다[8].

MBR 공정은 운전 방식에 따라 2 가지 형태가 있다. 하나는 교차흐름 방식(sidestream type)이고, 다른 하나는 침지형 방식(submerged type)으로 나눌 수 있다[9, 10]. 교차흐름 반응기와 침지형 반응기는 Fig. 1에 나타내었다. 교차흐름 방식은 미생물 혼합액인 활성슬러지를 순환펌프에 의해 분리막 모듈로 순환시키면서 가압여과하여 처리수를 얻는 방식이다. 침지형 방식은 분리막을 활성슬러지가 들어 있는 반응조 내부에 설치하여 감압펌프에 의한 흡입방식의 여과를 통해 막의 투과수를 처리수로 얻는 방식이다. 침지형 방식은 교차흐름 방식에 비해 분리막의 교환 주기가 길고, 순환펌프가 필요하지 않아서 흡입펌프를 사용하여 에너지 소비가 적어 전력소모를 줄일 수 있고, 기계적 전단력에 의한 미생물 활성의 감소를 방지할 수 있고, 분리막 밑에 설치된 산기관에서 발생하는 공기방울에 의해 분리막 표면에 형성된 케이크 층을 교란하여 막오염을 완화시킬 수 있는 등의



(a) Sidestream type



(b) Submerged type

Fig. 1. Configuration of a membrane bioreactor[Judd, 2005].

장점을 가지고 있다[11]. 그러나 많은 장점에도 불구하고 MBR 공정에서 분리막 오염은 여전히 극복해야 하는 요소이며, 분리막의 여과 중에 동반되는 막오염 현상은 운전압력의 상승과 처리수량의 감소 등으로 막분리 공정의 경제성을 감소시키는 주요 원인이 되고 있다[12].

현재 상용화되고 있는 침지형 MBR에서 사용되는 분리막의 형태는 대부분이 중공사막을 사용하고 있다. 중공사막은 단위 부피당 막 면적이 큰 장점이 있으나 폐수 중에 머리카락 등의 실타래에 의한 막오염으로 막오염을 야기시킬 위험성이 있다. 이에 반해서 평막은 중공사막에 비해 막 면적은 작지만 중공사막의 단점을 보완하고 취급이 편리한 장점을 가지고 있다[13].

따라서, 본 연구에서는 SBR 공정과 MBR 공정의 장점을 결합한 침지형 평막 결합 연속회분식 반응기(Flat-type Membrane-coupled Sequencing Batch Reactor, FMSBR)를 이용하여 운전주기의 변화, 유입수의 유기물 부하 변동 및 유입폐수의 도입단계에 따른 폐수처리 특성을 연구하였다. FMSBR에 의한 폐수를 처리하는 과정에서 고액분리로 인하여 막표면에 케이크 등이 형성되어 막오염을 야기시켜서 막간차압(Transmembrane Pressure, TMP)를 증가시킨다. 이러한 막오염을 제거하기 위하여 유동이 가능한 스폰지 형태의 담체와 FMSBR을 결합한 혼성반응기(hybrid reactor)를 개발하여 폐수 처리 특성 및 담체에 의한 막오염 제어방법에 관하여 연구하였다.

II. 이론고찰

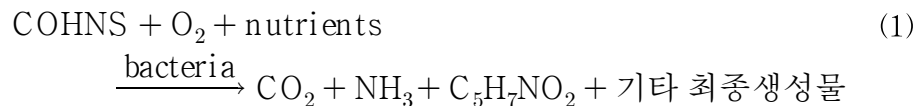
1. 유기물 및 영양염류의 생물학적 제거

폐수의 생물학적 처리는 유기물 및 영양염류인 질소와 인을 제거를 하는데 목적이 있다. 폐수에 함유되어 있는 유기물 및 영양염류를 처리하지 않고 방류할 경우에 수계를 오염시켜서 수질오염을 야기시킬 수 있다.

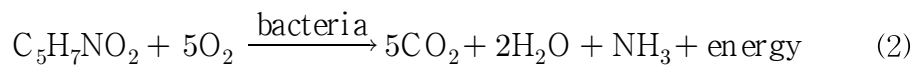
1.1 유기물 제거

호기성 산화에서 유기물질의 전환은 산화와 내생호흡을 통해 식 (1)과 (2)와 같이 미생물 혼합액인 활성슬러지에 의하여 수행된다[14].

산화와 합성 ;



내생호흡 ;



혐기성 소화와 산화 공정은 폐 슬러지와 고농도 유기성 폐기물의 처리를 위해 우선적으로 사용된다. 특히 혐기성 소화 공정은 낮은 미생물 생성율과 메탄형태로 에너지를 유기성 기질의 생물학적 전환으로 회수할 수 있는 장점이 있다. 총괄적인 혐기성 산화 과정은 가수분해, 발효 및 메탄생성의 3 단계로 이루어진다. Fig. 2는 혐기성 산화 공정의 모식도이다[14, 15]. 가수분해와 발효에 관여하는

비메탄생성 미생물 그룹은 통성 그리고 절대 혐기성 박테리아로서 *Clostridium spp.*, *Peptococcus anaeroblls*, *Lactobacillus*, *Actinomyces* 등이 있다. 또한 메탄 생성에 관여하는 미생물은 절대 혐기성 생물로서 *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus*, *Methanothrix* 등이 있다[14].

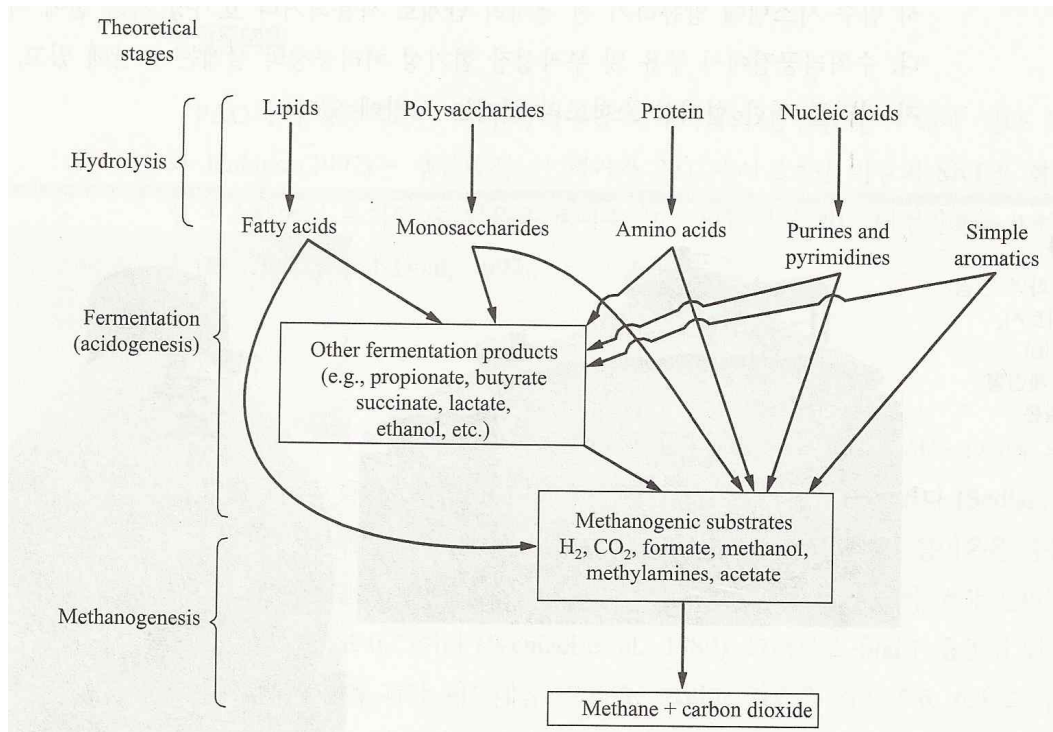


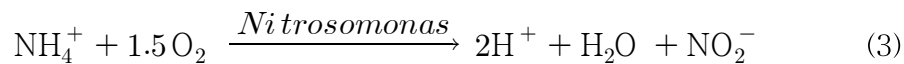
Fig. 2. Anaerobic process schematic of hydrolysis, fermentation and methanogenesis[McCarty and Smith, 1986].

1.2 질소 제거

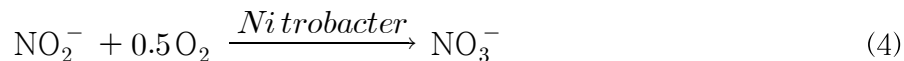
질소 순환 과정 중 생물학적 질소 제거를 위한 두 가지 중요한 기작은 동화작용(bacterial assimilation)과 이화작용(bacterial disassimilation)으로 크게 나눌 수 있다. 수계에서의 질소 순환 과정은 Fig. 3과 같다[14, 16, 17].

하수 내에 존재하는 질소는 대부분 암모니아와 유기질소 형태로 존재하는데, 유기질소는 미생물에 의해 가수분해되어 암모니아성 질소($\text{NH}_4^+\text{-N}$)로 분해된다. 질산화(nitrification) 반응은 암모니아성 질소($\text{NH}_4^+\text{-N}$)가 질산화 미생물에 의해 아질산성 질소($\text{NO}_2^-\text{-N}$)와 질산성 질소($\text{NO}_3^-\text{-N}$)로 전환되는 것을 말한다. 질산화 반응은 다음과 같은 두 단계를 거쳐 일어나게 된다.

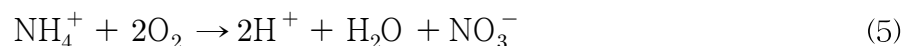
1 단계 ;



2 단계 ;



위의 두 반응을 하나의 반응식으로 표현하면 식 (5)와 같다.



질산화가 일어나기 위한 한계 용존산소(Dissolved Oxygen, DO)는 2 mg/L로, DO 농도가 충분히 유지되어야 한다. 그 이하가 될 경우 산소가 한계 영양소(limiting factor)가 되어 반응이 이루어지지 않는다. 또한 질산화되면서 알칼리도(alkalinity)가 소모되어 pH가 5 이하이면 *Nitrosomonas*의 활성이 저하되는 것으로 보고되었다[18].

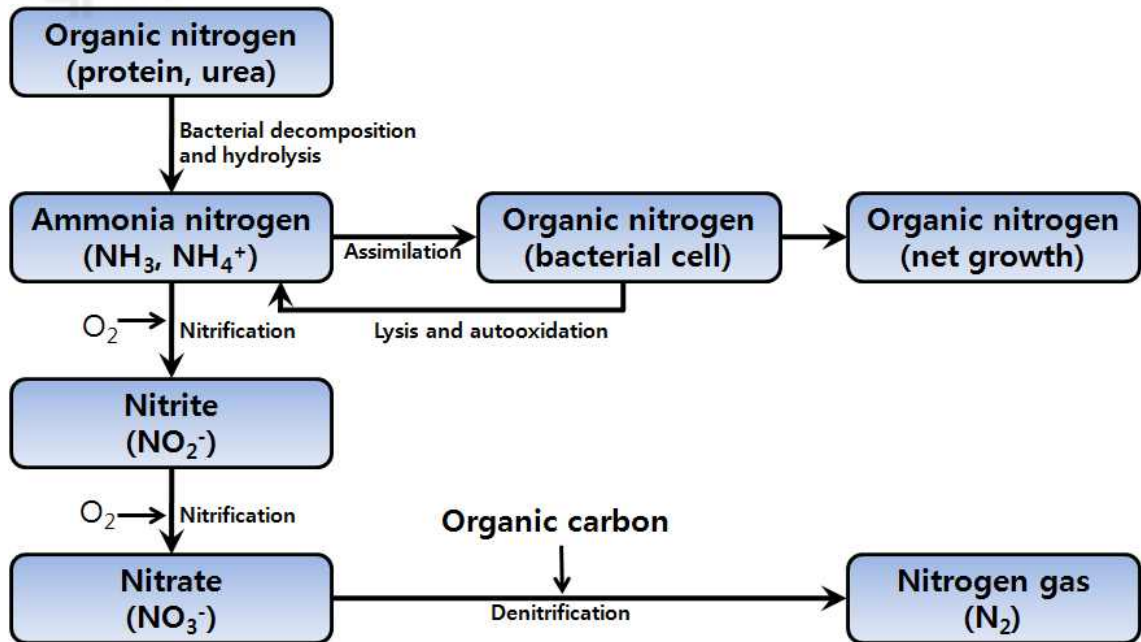
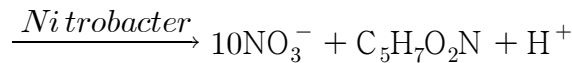
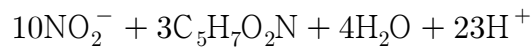
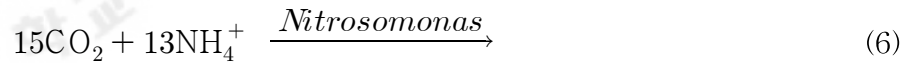


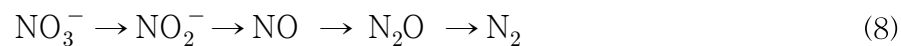
Fig. 3. Nitrogen transformations in biological treatment process[Sedlak, 1991].

이와 같이 *Nitrosomonas*와 *Nitrobacter*에 의하여 암모늄이 완전히 산화되는 총괄적인 에너지 반응식은 세포의 물질 구성 경험식인 $C_5H_7O_2N$ 을 이용하여 다음의 식으로 나타낼 수 있다[14].

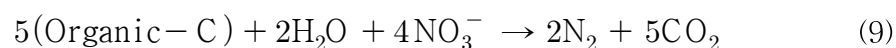


탈질화(denitrification) 반응은 미생물이 무산소(anoxic) 상태에서 호흡을 위하여 산소 대신 NO_2^- , NO_3^- 등을 최종 전자수용체(electron acceptor)로 이용하여 N_2 , N_2O , NO 로 환원시키는 과정을 말한다. 이 때, 박테리아는 유기탄소를 탄소 및 에너지원으로 이용하며, 질산염은 이들 미생물에 의하여 에너지대사에서 전자수용체로 사용된다. 용존 산소가 충분한 상태에서는 산소를 최종 전자수용체로 이용하나 용존산소가 부족하거나 없는 상태에서는 NO_2^- , NO_3^- 등을 전자수용체로 사용하게 된다.

탈질화 반응은 *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Micrococcus* 등 혐의성 종속영양 미생물에 의해 진행되며, 대표적인 경로는 식 (8)와 식 (9)으로 진행된다[19].

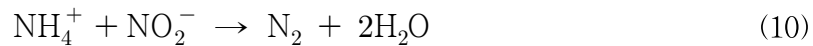


일반 유기물의 경우 ;



탈질 반응에서는 최종산물의 형태는 미생물 종류와 pH에 따라 다르나 대부분 N₂로 방출되게 된다. 대부분의 생물학적 질산화/탈질화 공정에서 폐수 내에는 박테리아에 의하여 질산염이 질소 가스로 변화시키는데 충분한 탄소원(유기물)가 있어야 한다. 이 탄소원은 폐수나 미생물 세포와 같은 내부 공급원 또는 외부 공급원에서 공급되어야 한다[4].

위에서 언급한 바와 같이 탈질 반응은 암모늄 이온(NH₄⁺)를 호기적 상태에서 질산화 미생물에 의해 산화시킨 다음 탈질화 반응으로만 이루어진다. 그러나 암모늄 이온이 혐기성 상태에서 아질산 이온(NO₂⁻)와 산화되는 Anammox 공정은 폐수 내 질소의 생물학적으로 제거할 수 있는 방법도 있다. 이 방법은 이론적으로 암모늄 이온이 탈질을 위한 무기 전자공여체로써 사용된다[20, 21]. Anammox 반응식은 식 (10)과 같다.



Anammox 반응은 절대 준혐기성 상태에서 전자수용체로 쓰인 질산이온과 함께 암모늄이온이 질소 가스로 전환하는 것을 의미한다[22]. 이 반응의 장점은 산소 요구량이 낮고, 외부탄소원이 필요없다는 것이다.

1.3 인 제거

조류 건조 세포 생체량의 약 1%를 차지하는 인(phosphorus)은 호소의 부영양화 원인 물질 중의 하나이다. 하폐수 중 인은 분뇨, 세제, 비료 생산공정 및 동물 사육장, 육류 및 음식 가공공장, 축산폐수 그리고 펄프 및 제지 공정 등에서 발생한다[23].

인은 생물체의 구성 성분 중의 하나로 없어서는 안되는 중요한 영양물질이다. 인은 DNA, RNA와 같은 유전물질의 구성 요소이며, 세포 내 핵산과 인지질 등의 구성성분으로 작용하고, 에너지 대사에 직접 관여하는 성분이다. 그러므로 질소가 풍부한 수계에 인이 유입되면 부영양화가 촉진되어 조류가 대량 번식하는

수화현상(algal blooming)이 발생하는데, 인은 수계에서 조류 성장의 제한인자로 작용한다. 따라서 충분한 양의 질소가 있다고 하여도 인을 제거하면 조류의 성장을 제어할 수 있다[23].

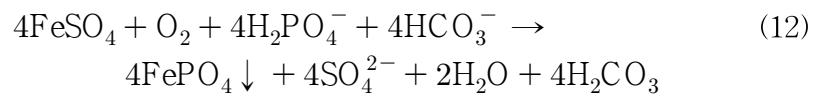
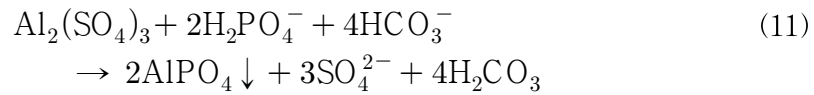
생물학적 방법에 의한 인 제거를 일반적으로 생물학적 인 제거(biological phosphorus removal, BPR)로 알려져 있다. 인의 생물학적 제거에서 유입하수 내 인은 미생물 세포내에 결합되어 있어 결과적으로 슬러지 폐기함으로써 인을 제거할 수 있다. 생물학적 과잉 인 제거 공정이 정상상태로 운전될 때 혐기 조건 중 인 방출과 동시에 유기물질의 약 61~89%를 섭취하며, 유입수 내에 휘발성 지방산이 존재할 경우 미생물의 인 섭취율이 더욱 증가하는 것으로 알려져 있다[24]. 과잉 인 제거 특성에 미치는 유기산 영향의 중요성이 부각되면서 유기산 영향에 대한 연구가 진행되어 왔다. 생물학적 인 제거 공정은 유기산 중에서 아세트산에 의한 영향을 가장 크게 받으며, 인 제거 공정에 아세트산을 첨가함으로써 인 제거율을 200%까지 향상시킬 수 있었다[25]. 또한 유기산이 인 방출 및 ATP 합성에 깊이 관여하고, 유기산을 종류별로 분류하여 실험한 결과 유기산의 종류에 따라서 인 방출과 섭취능력에 미치는 영향이 서로 다르며, 초산이 가장 좋은 효과를 보였다. 그 다음은 유기산의 탄소수가 증가함에 따라 인 방출율이 증가하는 경향을 나타내었으며, 같은 유기산 중에서도 분자구조가 가지형 구조를 갖는 것이 비가지형 구조보다 높은 인 방출을 나타내었다고 보고하였다[24].

Fig. 4에 생물학적 인 제거의 메커니즘을 나타내었다. 인 제거 미생물은 혐기 상태에서 세포내에 축적되어 있던 poly-P가 가수분해되면서 세포 내 흡수 및 저장되어 있던 정인산은 용액 내로 방출되어 용액 내의 인 농도는 크게 증가한다. 호기 상태로 전환되면 방출된 인산은 다시 poly-P의 형태로 저장되며, 혐기상태에서 생성된 PHB는 분해되어 에너지로 이용하게 된다. Poly-P는 혐기성 상태에서 정상 호기성 상태의 신진대사 경로(TCA 회로)와 다른 경로로 들어가서 세포내의 다중 인산을 분해해서 ATP를 합성한다. 이 ATP를 에너지원으로 이용하여 쉽게 분해될 수 있는 기질을 세포 내로 능동 수송하여 PHB를 합성하거나 세포를 유지한다. 그러므로 PHB와 poly-P의 생성은 인 제거 기작에 있어서 중요한 단계이다[26].

생물학적 인 제거 공법으로는 A/O 공법, A₂O 공법, 수정 바덴포 공법, UCT

공법 및 VIP 공법 등이 있다[20].

인을 제거하는 데에 생물학적 제거 방법 이외에 응집 침전에 의한 인 처리방법은 알루미늄염, 철염, 석회 등을 이용하여 수중의 인산을 난용성 물질로 응집시켜 침전 제거하는 방법이다[23].



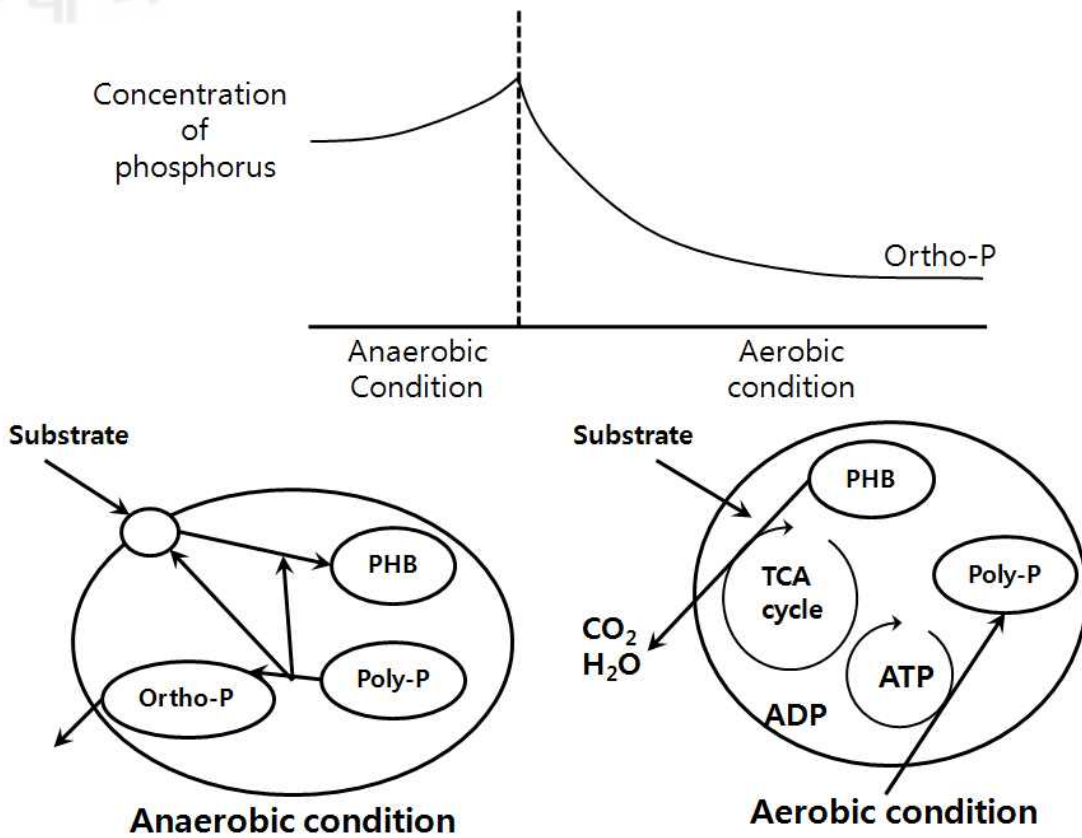


Fig. 4. Biological phosphorus removal mechanism [Arun *et al.*, 1989].

2. 연속회분식 공정

연속회분식 반응기(Sequencing Batch Reactor, SBR) 공정은 폐수를 공급한 이후에 회분식 반응 단계에서 완전 혼합 방식으로 이루어진 fill-and-draw 반응기를 이용한 것으로서 같은 반응기에서 호기(aeration) 단계와 침정(clarification) 단계가 이루어진다. 모든 SBR 공정은 일반적으로 공급(fill), 반응(react), 침전(sedimentation), 배출(draw/decant) 및 휴지(idle) 등 5 개의 연속적인 단계로 이루어져 있다[4, 14]. SBR 공정의 각각 단계에 대한 설명을 Fig. 5와 Table 1에 나타내었다[14].

SBR 공정은 반응조건을 무산소 조건, 혐기 조건 및 호기 조건을 적절히 배열하여 운전할 경우, 무산소 조건에서는 탈질화 반응이 일어나고, 혐기 조건에서는 유기물 섭취와 인의 방출이 일어나며, 호기 조건에서는 섭취된 유기물의 산화, 인의 과잉섭취 및 질산화 반응이 일어나 동일 반응기에서 유기물 및 영양염류인 질소와 인을 동시에 제거할 수 있다[27]. 이러한 이유로 인하여 소규모 수처리 시설로서 많이 이용하는 공법으로 많이 이용되고 있다[28].

SBR 공정을 혐기적으로 운전하여 성장 속도가 느린 Anammox 미생물의 배양 및 FISH(Fluorescence *in situ* hybridization) 실험을 통해 이들 미생물의 존재 여부를 확인한 연구에서 집중 초기에 Anammox 미생물은 관찰되지 않았으나, 혐기적 ammonium 미생물로 알려진 *Candidatus Brocadia anammoxidans*가 관찰되었고, 시간이 지남에 따라 새로운 Anammox 미생물인 *Candidatus Kuenenia stuttgartiensis* 같은 미생물들이 관찰하였다[20].

Kim과 Park은 SBR과 SBBR(sequencing batch biofilm reactor)에서 유입 인의 농도에 따른 인과 질소 제거에 미치는 영향을 연구하였다[29]. 이 연구에서 유입 인 농도가 낮은 경우에는 SBR과 SBBR에서 질소의 제거가 원활하게 일어났으나, 유입 인의 농도가 높은 경우에는 SBR보다 SBBR에서 인 제거 효율이 높게 나타났다.

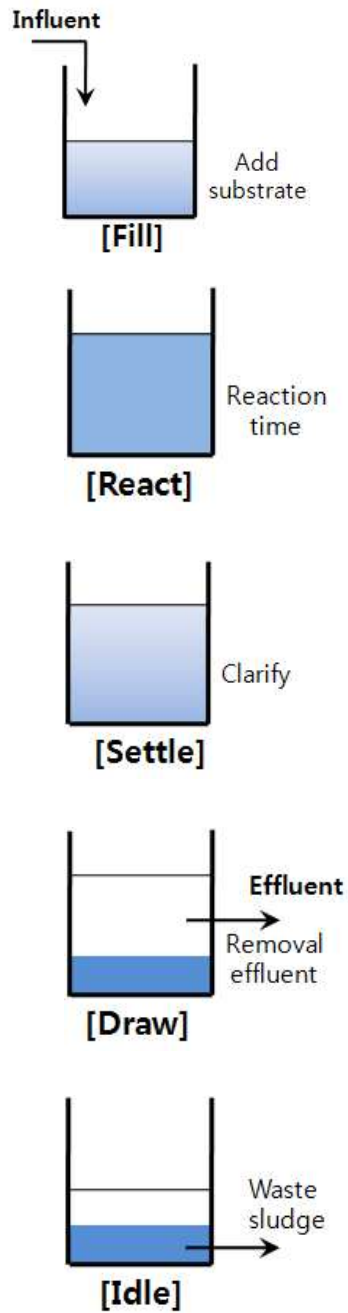


Fig. 5. Schematic diagram of SBR [Tchobanoglous *et al.*, 2004].

Table 1. Description of operational steps of the SBR[Tchobanoglous *et al.*, 2004]

Operational step	Description
Fill	During the fill operation, volume and substrate (raw wastewater or primary effluent) are added to the reactor. The fill process typically allows the liquid level in the reactor to rise from 75% of capacity (at the end of the idle period) to 100%. When two tanks are used, the fill process may last about 50% or the full cycle time. During fill, the reactor may be mixed only or mixed and aerated to promote biological reactions with the influent wastewater
React	During the react period, the biomass consumes the substrate under controlled environmental conditions
Settle	Solids are allowed to separate from the liquid under quiescent conditions, resulting in a clarified supernatant that can be discharged as effluent
Decant	Clarified effluent is removed during the decant period. Many types of decanting mechanisms can be used, with the most popular being floating or adjustable weirs.
Idle	An idle period is used in a multitank system to provide time for one reactor to complete its fill phase before switching to another unit. Because idle is not a necessary phase, it is sometimes omitted

SBR을 활성슬러지 공정에 적용할 경우 많은 이점을 가지고 있다. SBR 공정은 단일 반응조에서 모든 반응이 순차적으로 일어나기 때문에 일반적인 활성슬러지 공정보다 부지면적을 적게 차지하며 제어가 보다 쉽다는 장점이 있다. 또한 처리 용량을 늘리는데 있어서도 반응조를 추가하는 방식으로 적은 비용으로 폐수처리 시설의 용량을 늘릴 수 있다. 그 이외의 장점[6]으로서 독립적인 침전조와 반송 시스템이 필요치 않기 때문에 기존의 활성슬러지 공정보다 장치비용이 저렴하다. 운전조건이나 운전모드 변경이 쉽게 할 수 있어 유입수의 성상에 따라 또는 요구되는 유출수의 수질에 맞춰 운전을 할 수 있다. 일정한 시간을 간격으로 반응이 시작되고 끝나는 공정이므로 처리수의 수질이 일정하고 운전조건에 따라 질소와 인과 같은 영양물질을 제거할 수 있다. 단일 반응조에서 반응이 시작되고 완결되는 SBR 공정은 운전을 자동으로 제어하는데 있어 기존의 활성슬러지 공정보다 자동 제어에 필요한 기기와 운전비용이 적게 든다.

한편, SBR 공정의 단점[6]으로서 전통적인 활성슬러지 공정에 비교해서 운전 모드나 시간을 제어하기 위한 정교한 수준의 기술이 필요하다. 전통적인 활성슬러지 공정에 비교해서 정교한 조절이 요구되는 자동제어 스위치나 밸브 등과 같은 자동제어 장치를 유지하는데 많은 어려움이 있다. SBR 공정에서는 침전 후 배출되는 동안 미생물의 상태의 악화에 따른 슬러지 벌킹과 핀플럭 현상으로 슬러지의 일부분이 부상되어 배출수에 포함될 수 있는 위험성이 있다. 침전단계 동안 슬러지들의 침전으로 인한 산기장치의 막힘 현상이 발생되어 공기가 충분히 공급되지 않을 수 있다.

3. 막결합 생물반응기 공정

전통적인 생물학적 하수처리공정에서는 호기성 생물반응조에서 유기물과 영양염류(질소, 인)을 섭취하여 성장한 미생물을 침전조에서 슬러지 형태로 침전시킨 후 침전된 슬러지를 물과 분리하여 처리수만을 배출한다. 이 때, 처리 공정의 운전상태에 따라 자주 발생하는 슬러지 벌킹(sludge bulking) 및 핀플록(pin floc) 현상 등에 의해 침전성이 떨어질 경우에 배출수의 수질을 유지하기 어려울 뿐만 아니라 슬러지를 침전시키기 위한 시간이 많이 소요된다. 침전조에서의 중력 침전이 갖고 있는 이러한 문제들을 해결하기 위해서 도입된 것이 침전조를 대신하여 분리막에 의한 여과를 이용하여 미생물과 물을 분리하는 방식인 막생물반응기(Membrane Bioreactor, MBR)이다.

초기의 MBR은 1960년대 후반 Dorr-Oliver에 의해 상업적으로 개발된 것으로 선상(ship-board)에서 생기는 폐수를 처리하기 위해 전통적인 활성슬러지 공정(Conventional Activated Sludge Process, CASP)과 한외여과공정(ultrafiltration process, UF)을 결합한 것이었다[32].

전통적인 활성슬러지 공정과 비교할 때, MBR의 장점은 다음과 같다[33].

첫째로, 활성슬러지의 농도를 2~5배 농축할 수 있으므로 반응기 크기와 슬러지 발생량을 감축할 수 있다.

둘째로, 부유물질과 콜로이드 물질 뿐만 아니라 중금속, 저분자 물질, 박테리아, 바이러스 및 색도를 제거하여 배출수의 수질을 향상시킨다.

셋째로, 현재 사용되는 폐수처리시설을 유연하고 단계적으로 업그레이드할 수 있다.

국내에서는 평판형 MF막인 ENVIS[®]을 이용한 MBR system을 공장의 오수시설(10 m³/day)과 폐수처리시설(30 m³/day) 현장에 적용하였다. 적용한 결과에 의하면 공장 오수처리에 있어서 SS 99.7%, BOD 97.6%, COD 96.8%를, 폐수처리에 있어서 SS 99.6%, BOD 95.6%, COD 80.3%의 높은 제거율을 나타냈다[34]. 완충조, 무산소조, 혐기분리조, 전해탈인조 및 호기조로 구성된 MBR로 구성된 K-MBR(Kumho-Membrane Bioreactor) 공법을 개발되었다[35]. K-MBR 공법을

하수처리장에 유입되는 원수를 처리한 경우에 BOD, T-N, T-P 및 부유물질의 제거율은 각각 96.69%, 75.33%, 79.64% 및 99.36%의 비교적 높은 제거율을 보였으며, 분리막은 모두 fouling 현상이 적어 장기간 동안 막을 세정하지 않고 안정적으로 운전이 가능하였다고 하였다.

싱가포르에서는 2차 처리수를 고도처리하기 위하여 듀얼 멤브레인 기술(dual membrane technology, MF/UR RO)를 사용하였다[36]. 300 m³/day를 처리할 수 있는 3개의 MBR 플랜트를 설치하여 물의 재생(water reclamation)에 대하여 MBR 기술을 적용시켰다. 처리수의 TOC는 UF 처리수보다 낮게 나타났으며, 전력 소모량은 1 kwh/m³ 미만으로 나타났다.

Tam 등[36]은 MBR/RO와 MF/RO 시스템을 이용하여 폐수의 재생과 재이용에 관한 연구를 하였다. 40 m³/day의 MBR과 26 m³/day의 MF를 RO에 연계하여 폐수를 처리할 경우에 있어 MBR/RO가 MF/RO보다 처리효과가 높게 나타났다고 보고하였다.

MBR 시스템을 사용하여 폐수처리를 하는 국가는 현재 200여 개국 이상으로 많은 나라에서 이용하고 있으며, 경제 발전과 더불어 꾸준히 성장하고 있다[32].

4. 막오염의 제어

MBR 공정은 폐수의 고도처리에 광범위하게 사용되고 있다. 전통적인 활성슬러지 공정에서 필요한 최종침전지를 분리막으로 대체하여 부유물질을 제거하고, 전통적인 생물공정보다 많은 장점을 제공하고 있다. 특히, 활성슬러지의 상태에 관계없이 분리막에 의해 슬러지를 절대적으로 제거할 수 있다[38].

하지만, 폐수처리에 있어서 MBR 공정이 광범위하게 접하는 문제점은 막오염(membrane fouling)으로 인하여 투과플럭스(permeate flux)가 감소하는 것이다. 막오염은 짧은 막세척 주기와 막교체 시기가 짧아짐으로 인하여 MBR 공정의 운전 비용을 증가시킨다.

MBR 공정은 반응기 내부에 살아있는 미생물과 대사산물을 포함하고 있으므로 막오염에 대한 메카니즘은 전통적인 막분리보다 더 복잡하다. 많은 연구자들이 MBR 공정에서 막오염에 대한 메카니즘을 설명하였다. 막오염 인자로는 MLSS 농도, 슬러지의 특성, 미생물 산물의 양과 성분에 기인한다. 그 이외에 막의 특성과 운전 조건에서도 직접적으로 영향을 받는다.

막오염 메카니즘을 정압(constant TMP) 운전과 정속(constant flux) 운전으로 나누어 설명을 하였다. 정압에서 MBR 공정을 운전하면 여과 초기에 플럭스는 급격히 감소를 하고, 그런 다음 안정기에 도달하기 전까지 막오염 속도는 감소한다[39]. Fig. 6는 정압 운전하에서 막오염이 발생하는 단계를 설명한 것이다. 대부분의 MBR 공정은 정속 조건에서 운전을 한다. 정속 여과를 실시하면 오염물질에 의해 막오염 현상이 가속화되어서 막간차압(Transmembrane Pressure, TMP)가 급격하게 증가한다고 하였다(Fig. 7). 또한 Fig. 8는 MBR에서 막오염 메카니즘을 3 단계로 일어난다고 표현하였다[39, 40]. 1단계는 조건적인 오염(conditioning fouling), 2단계는 느린 오염(slow fouling), 그리고 3단계는 TMP의 급격한 상승(TMP jump)로 표현하였다. 좀더 자세히 살펴보면, 1단계는 막표면과 활성슬러지에 포함된 EPS 사이에 강한 상호작용에 의해서 기인하는 것이고, 2단계는 바이오매스(MLSS) 때문에 임계플럭스 이하에서 운전을 하지만 TMP는 서서히 증가하는 단계이고, 3단계는 막 공극의 오염으로 인하여 플럭스는 상당히 감소된다.

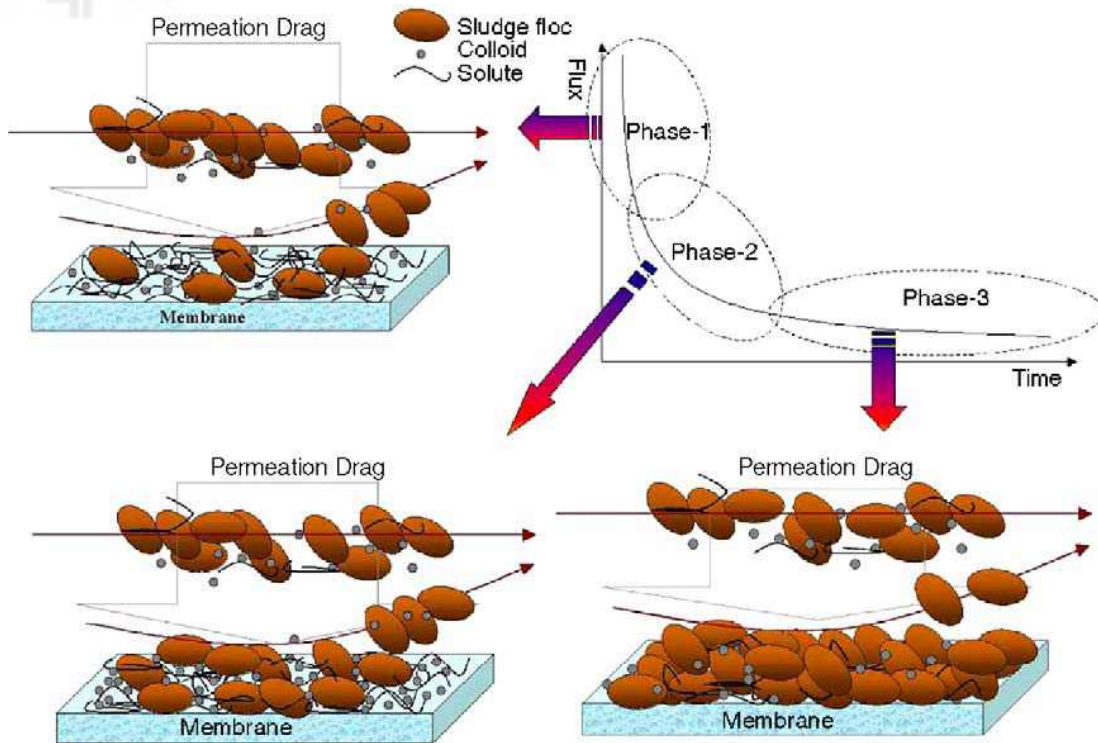


Fig. 6. The schematic illustration of initial cake layer formation at constant TMP[Bae and Tak, 2005].

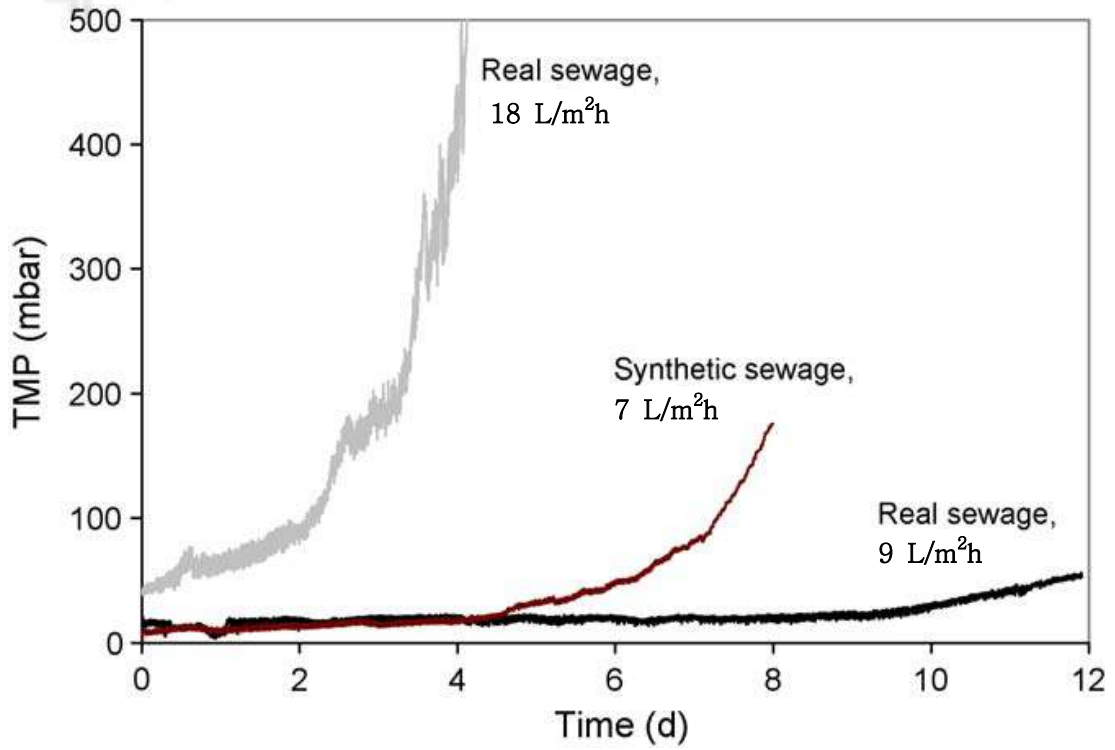


Fig. 7. Long-term filtration for constant flux operation[Clech *et al.*, 2003].

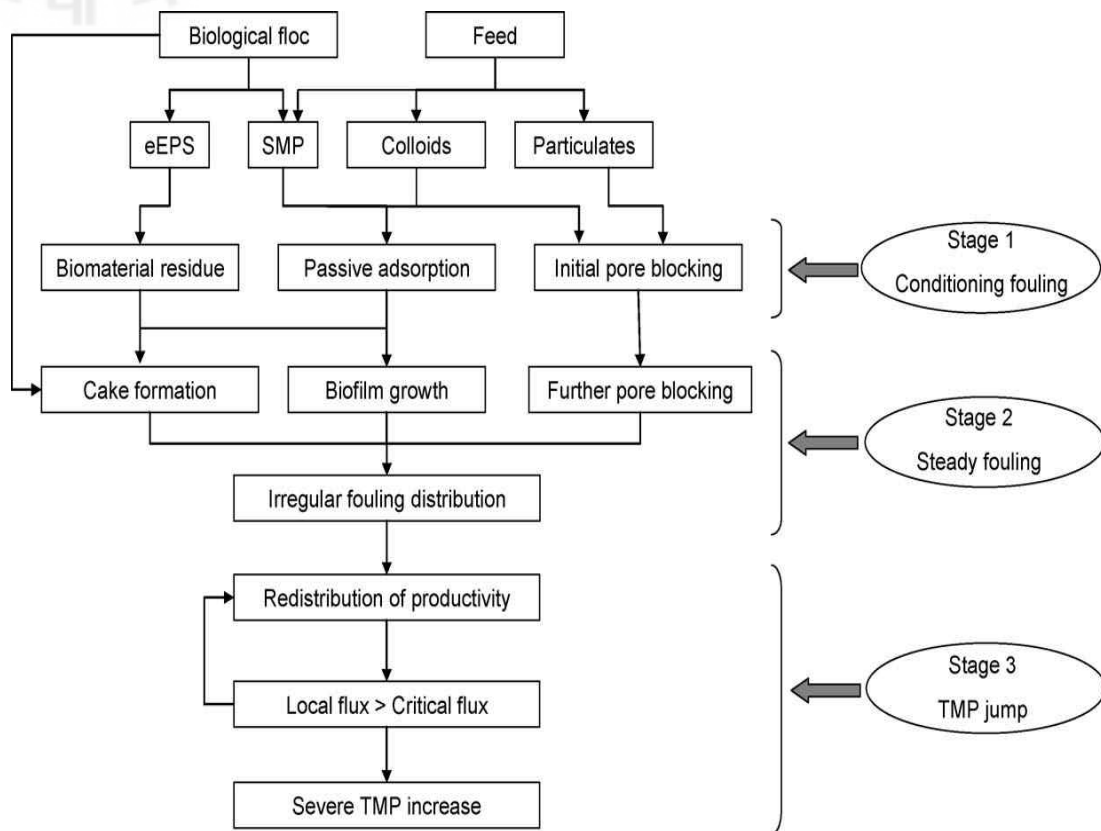


Fig. 8. MBR fouling mechanism map(the three stages of fouling)[Zhang *et al.*, 2006].

막오염은 MBR 공정의 운전비용 증가 요인이기 때문에 이를 제어 및 제거를 해야 한다. 막오염을 완전하게 제어할 수는 없지만 막의 수명 연장 및 장기간 운전하기 위해서는 분리막 재질 및 막모듈에 의한 막오염 제어, 운전 조건에 의한 막오염 제어, 세척에 의한 막오염 제어 등의 3가지 방법에 의해서 제어할 수 있다.

4.1 분리막 재질 및 막모듈에 의한 막오염 제어

침지형 중공사막에 의한 활성슬러지의 여과에서 막 모듈의 간격에 따른 막오염의 정도를 평가한 연구에서 적절한 간격이 필요함을 말하고 있다[41]. 막 모듈 간격이 너무 큰 경우에는 막 오염의 강도는 폭기 세기와 큰 관련을 보이지 않았으나 적절한 모듈 간격을 유지할 경우에는 폭기 세기에 따라 막오염이 감소하는 것으로 나타났다.

활성슬러지의 침지형 한외여과에서 중공사 모듈에서 실관사이의 간격에 따른 엉김(clogging) 및 플럭스 감소와의 상관관계를 살펴보았다[42]. 중공사막을 이용한 활성슬러지의 여과에서 엉김의 정도는 실관의 충전 밀도에 따라 다르게 나타났으며, 임계 충전밀도를 넘을 경우 급격한 엉김이 일어난다고 하였다. 반면 카울린 용액의 경우에는 충전밀도가 높아도 엉김에 의한 급격한 플럭스 감소 현상은 일어나지 않았다. 이는 카울린의 케이크 층의 저항이 무시할 정도로 작기 때문이라고 하였다.

4.2 운전 조건에 의한 막오염 제어

- 폭기(Aeration)

침지형 MBR의 경우에 폭기되는 공기의 상승속도는 교차흐름 방식의 막면 유속에 해당하여 막오염에 영향을 준다. 침지형 MBR의 운전에서 시간이 경과할수록 막표면에 케이크 층이 형성하여 막오염을 초래한다. 폭기에 의한 상승류는 분리막 표면에 적절한 전단응력(shear stress)를 가하여 케이크 층을 제거시켜 막오염을 감소시키는 역할을 한다. 그러므로, 폭기 패턴과 산기관의 위치는 막오염

을 완화시키는 중요한 인자로 작용한다. 침지식 MBR에서 폭기량을 변화시키는 것이 임계플럭스를 유지할 수 있다는 연구 결과가 있다[43].

- 투과플럭스(permeate flux)

침지형 MBR에 미생물 플럭이나 콜로이드 성분이 분리막 표면으로 이동하는 현상은 플럭스와 밀접하고, 이는 막오염을 결정하는 중요한 인자로 작용한다. 즉, 높은 플럭스일 경우 현탁액에서 막오염 물질은 막표면으로 빠르게 이동하여 막표면에 쌓여 막오염이 일으킨다. 막표면에 막오염 물질이 쌓여 막오염이 일어나기 시작하는 플럭스를 임계플럭스(critical flux)라고 하는데, 만약 임계플럭스 이하의 플럭스에서 운전하면 막오염은 관찰되지 않으며 플럭스의 증가는 TMP에 선형적으로 비례하고 안정적인 운전이 가능하다고 한다[44].

4.3 세척에 의한 막오염 제어

세척에 의한 막오염을 제어하는 방법에는 두 가지가 있는데, 하나는 물리적 방법(physical cleaning)이고 다른 하나는 화학적 방법(chemical cleaning)이다.

MBR에서 물리적 세척은 역세척(backflushing)을 하는 것이다. 역세척은 공극 막힘이나 막표면에 부착된 슬러지 케이크 층과 같은 가역적인 막오염을 제거하는데 효과적이다. 역세척의 주요 인자는 역세척 주기와 역세척 시간인데, 적절한 역세척 주기 및 시간은 에너지 및 투과수 소비에 기인하여 설정을 해야 한다 [33, 39].

침지식 MBR에서 호기조건에서 역세척을 하는 것이 막오염을 감소시키는데 더 효과적이다. 외부 MBR의 경우에는 air sparging과 역세척을 동시에 하는 것이 막오염을 감소시키는데 효과적이다[45]. 플럭스가 25 LMH(L/m²·h)인 경우에 있어서 역세척 시간을 길게 한 것이 자주한 것보다 더 효과적으로 막오염을 제어할 수 있다는 연구결과도 있다.

화학적 세척은 물리적 세척을 한 후에도 초기 플럭스에 도달하지 않을 때에 실시하는 것으로 대부분의 경우 물리적 세척과 함께 적용한다.

보통 막오염을 세척하는 일반적인 세정제로는 차아염소산나트륨(sodium

hypochloride, NaOCl)와 구연산(citric acid, C₆H₈O₇)을 사용하는데, 차아염소산나트륨은 유기 오염물질을, 구연산은 무기물을 제거하는데 사용한다. 차아염소산나트륨은 유기물질을 가수분해하여 막표면에 부착된 입자와 생물막을 느슨하게 한다.

MBR에서 막표면의 케이크층을 제거하기 위하여 초음파를 사용한 연구도 있었다[46, 47]. 초음파를 이용하여 막표면에 쌓인 케이크를 완전히 제거할 수 있지만, 공극 막힘으로 인한 오염을 효과적으로 제거할 수 없다. 그래서 초음파 세척을 역세척과 화학적 세척과 함께 사용하는 것이 거의 완벽하게 플럭스가 회복된다고 하였다[47].

III. 실험 재료 및 방법

1. 활성슬러지 배양

FMSBR에서 사용한 미생물 혼합액인 활성슬러지는 제주특별자치도 제주시 소재 외도 하수처리장의 반송 슬러지를 채취한 후 실험실에서 합성폐수로 장기간 적응시킨 후 사용하였다. 배양에 사용된 합성폐수는 포도당(glucose)을 주 탄소원으로, 염화암모늄(NH_4Cl)을 주 질소원으로, 인산이수소칼륨(KH_2PO_4)을 주 인원으로 하였으며, 그 외에 미생물의 성장에 필요한 미량원소를 첨가하였다. 배양에 사용된 합성폐수의 조성을 Table 2에 나타내었다.

Table 2. Compositions of synthetic wastewater used in activated sludge culture

Composition	Concentration (mg/L)
Glucose	200
NH_4Cl	172
KH_2PO_4	14
$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1
CaCl_2	4
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	50
$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	3
NaHCO_3	750

2. 실험 장치

본 연구에 사용한 실험실 규모의 FMSBR 공정의 구성은 Fig. 9에 나타내었다. 반응기의 크기는 가로 250 mm, 세로 70 mm, 높이 1,200 mm로 제작하였으며, 재질은 10 mm 두께의 아크릴판을 이용하여 만들었다. 활성슬러지에 공기를 공급과 교반 및 분리막 표면에 부착되는 케이크 형성을 줄이기 위하여 산기관을 막모듈 밑부분에 설치하였다. 또한 합성폐수의 공급펌프(PH-080M, Wilo, Korea), 에어펌프(AD-40, Air Hi-Tech, Korea), 교반기(SPG geared motor, S610, Kumil Industrial CO. LTD, Korea) 및 흡입펌프(peristaltic pump, BP-90361, WON Corporation, Korea)의 작동은 PLC(Programmable Logic Controller, SB-30S, Comfile Technolgy, Korea)를 사용하여 자동으로 제어하였다. 본 실험에서 사용된 실험장치 사진은 Fig. 10에 나타내었다.

본 연구에 사용된 분리막 모듈은 국내에서 제작한 PVC 재질의 침지형 평막으로 공극의 크기(pore size)는 $0.4 \mu\text{m}$ 이며, 막 면적은 0.17 m^2 이다. 사용된 분리막에 대한 자세한 사양을 Table 3에 나타내었다.

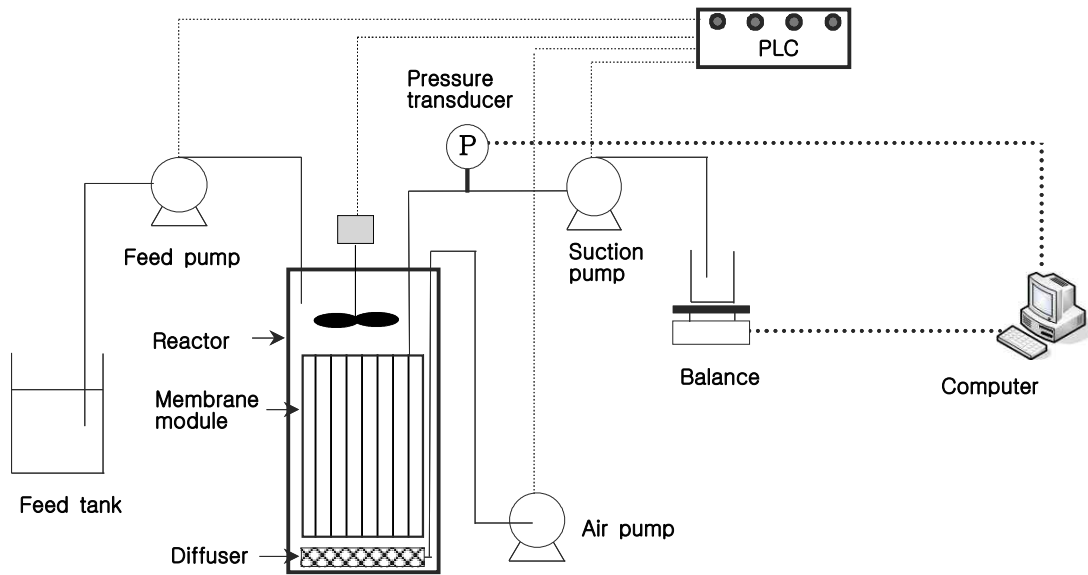


Fig. 9. Schematic diagram of FMSBR system.



Table 3. Specification of membrane

Membrane material	PVC
Membrane type	Flat-sheet type
Pore size (μm)	0.4
pH	2 ~ 10
Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	2 ~ 38
Hydrophobic or Hydrophilic	Hydrophilic
Total surface area (m^2)	0.17

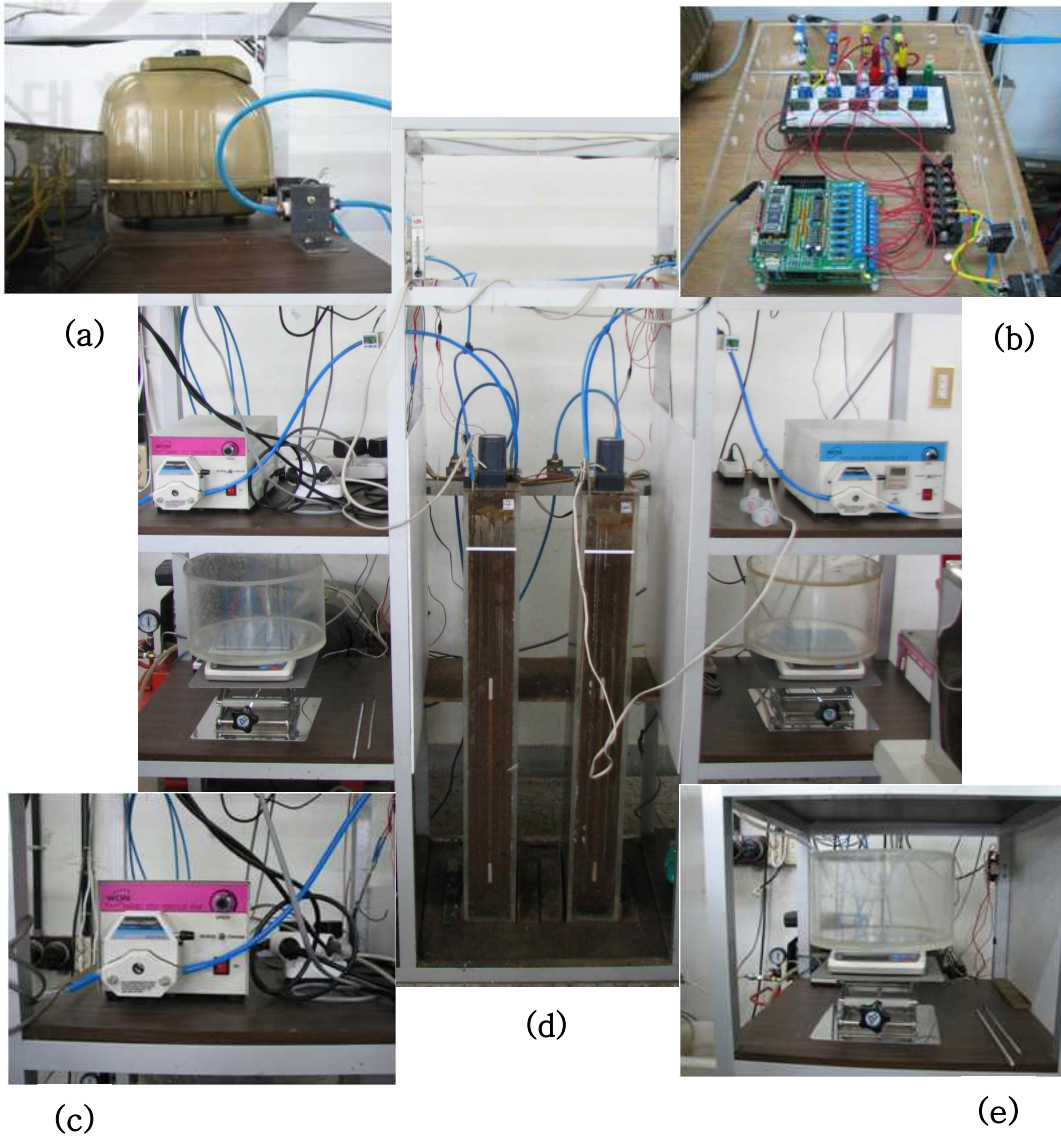


Fig. 10. Photograph of FMSBR system: (a) air pump, (b) PLC, (c) suction pump, (d) FMSBR, (e) permeate tank.

3. 분석방법

1) 활성슬러지 농도 측정

활성슬러지의 농도는 반응기내의 부유 미생물의 농도로서 MLSS (Mixed Liquor Suspended Solids)와 MLVSS (Mixed Liquor Volatile Suspended Solids)로 나타내었으며, 활성슬러지 농도의 측정은 Standard Method[48]를 이용하여 수행하였다. 반응기에서 활성슬러지의 일정량 채취하여 유리섬유필터(GS-25, Advantec, Japan)로 여과한 후, 필터를 105℃ 건조기에서 1시간 동안 건조시킨 다음, 필터와 건조한 시료의 전체 질량에서 필터 질량을 감하여 반응기 내의 MLSS의 농도를 측정하였다. MLVSS는 MLSS를 측정한 필터를 다시 550℃ 건조로에서 15분간 건조하여 휘발성 (volatile) 성분을 휘발시킨 후 남은 질량을 이용하여 측정하였다.

$$MLSS = \frac{(A - B) \times 1,000}{V} \quad (13)$$

여기서, MLSS : 부유 미생물의 농도 (mg/L)

A : 필터와 건조활성슬러지의 무게 (mg)

B : 필터의 무게 (mg)

V : 시료의 부피 (mL)

$$MLVSS = \frac{(C - D) \times 1,000}{V} \quad (14)$$

여기서, MLVSS : 휘발성 부유물질의 농도 (mg/L)

C : 휘발하기 전의 무게 (mg)

D : 휘발한 후의 무게 (mg)

V : 시료의 부피 (mL)

2) 화학적 산소요구량(COD)

용존 유기물의 농도는 생물학적 산소요구량(Biochemical Oxygen Demand, BOD)와 화학적 산소요구량(COD, Chemical Oxygen Demand)로 표현하는데, 본 연구에서는 분석시간이 짧고 비교적 간단한 방법인 COD를 측정하여 용존 유기물의 농도를 나타내었다. COD를 측정하기 위해서 COD Digestion Reagent(HACH, U.S.A)를 사용하였으며, DR 5000 Spectrophotometer(HACH, U.S.A.)로 측정하였다. 강한 산화제(oxidizing agent)인 potassium dichromate가 들어있는 바이알에 시료(0~150 mg/L) 2 mL를 넣고 2시간 동안 가열하면 산화된 유기물이 dicromate($\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$)를 Cr^{3+} 로 환원시킨다. Cr^{3+} 는 녹색을 나타내는데, 0~150 mg/L 범위의 COD 바이알은 남아 있는 Cr^{6+} (노란색) 양을 기준으로 시료의 유기물량을 측정하였다. 이 바이알 안에 있는 은(Ag)은 촉매 역할을 하고, 수은(Hg)은 염소이온에 의한 간섭을 방지한다. 생물반응조의 용존 유기물을 측정하는 경우에는 미생물을 분리하기 위해 0.45 μm 의 세공 크기를 갖는 여과필터로 여과하여 시료로 사용하였고, 여과수의 용존 유기물은 특별한 전처리 없이 시료로 사용하였다.

3) 영양염류 분석

폐수 내에 존재하는 영양염류로는 질소(N)와 인(P) 성분을 말하는데, 이들 영양염류를 제거하지 않고 방류할 경우에는 미생물의 이상 증식으로 인하여 수중의 용존산소를 고갈시켜 혐기상태로 변화시켜서 수중 동식물에 많은 피해를 준다.

총질소의 농도는 총질소 분석용 키트인 Test'N TubeTM Total Nitrogen Reagent Set(Cat. No. 26722-45, HACH, USA)을 사용하여 105℃에서 30분간 가열하고 상온까지 냉각시킨 후에 분석방법에 따라 처리한 후 410 nm에서 흡광광도계(DR-5000, HACH, USA)로 측정하였다.

총인의 농도는 총인 분석용 키트인 Total Phosphorus Test'N TubeTM Reagent Set(Cat. No. 27426-45, HACH, USA)을 사용하여 150℃에서 30분간 가열하고 냉각시킨 후에 분석방법에 따라 처리한 후 880 nm에서 흡광광도계에 의

하여 측정하였다.

암모니아성 질소의 농도는 Ammonia Nitrgen Reagent Set(Cat. No. 24582-00, HACH, USA)을 사용하여 시료를 실험방법에 따라 처리한 후 425 nm에서 흡광광도계에서 측정하였다.

4) 입도 분석

슬러지의 입자 크기 및 분포는 레이저 산란방식의 입도분석기(Malvern Mastersizer E., UK)를 사용하여 반응기 내 미생물 플럭의 크기 및 0.1~600 μm 의 입도 범위 내에서의 분포를 측정하였다. 반응기 내의 활성슬러지 배양액을 전처리 없이 그대로 사용하여 측정하였다.

5) 용존 산소 농도

반응기 내부의 용존 산소 농도(Dissolved Oxygen, DO)는 DO meter (245D, istek, Korea)를 이용하여 측정하였다.

6) 전자현미경 촬영

침지형 평막의 표면을 관찰하기 위하여 전자현미경을 이용하여 촬영하였다. 본 연구에 사용된 전자현미경은 장방출주사전자현미경(Field Emission Scanning Electron Microscope, FE-SEM, JSM-6700F, JEOL Ltd., Japan)을 이용하여 분리막의 표면을 촬영하였다.

7) 여과저항

분리막으로 여과를 실시할 경우 이에 영향을 미치는 인자는 운전압력, 케이크층의 두께, 막투과 유체의 점도, 케이크층의 공극률 그리고 입자의 크기 등이 있다. 분리막을 통한 물질이동을 설명하기 위하여 막분리 공정에 관계되는 운전 조

건과 물리적인 특성을 고려한 모세관모델(capillary model), 필름이론모델(film theory model), 직렬여과저항모델(resistance in series model) 등이 제시되어 있다. 이러한 여러 가지 모델 중 직렬여과저항모델은 오염 정도를 정량화하기 쉬워 막오염 현상을 설명하는데 일반적으로 사용되고 있다.

직렬여과저항모델은 투과플럭스에 영향을 미치는 여러 가지 여과 저항을 합하여 이를 전체 막여과저항으로 기술함으로써 막오염 효과, 압력 의존성 등을 설명할 수 있다[47].

$$J = \frac{\Delta P}{\mu \times R_t} \quad (15)$$

여기서, J = permeate flux

ΔP = transmembrane pressure

μ = viscosity of the solution

R_t = total membrane resistance

여기에서 R_t 는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$R_t = R_m + R_f + R_c \quad (16)$$

여기서, R_m = membrane resistance

R_f = fouling resistance

R_c = cake resistance

막투과 유량과 막투과 압력은 식 (15)에서 저항값을 계산하기 위하여 사용된다. R_m 은 사용하지 않은 분리막을 초순수로 여과할 때 측정할 수 있으며, R_t 는 운전이 종료된 후 초순수를 여과하여 최종 막투과 유량과 막투과 압력을 이용하여 계산하였다. 그리고 (R_m+R_f) 는 운전이 종료된 후 막 표면의 케이크층을 수득

물과 스폰지를 이용하여 제거한 후 초순수를 다시 여과하면서 측정하였다. 이렇게 계산된 값으로부터 식 (16)을 이용하여 R_t , R_m , R_f , 및 R_c 의 값을 각각 구하였다.

3. 운전모드

침지형 평막결합 반응기를 연속회분식으로 운전하여 운전주기의 변화, 유입 폐수의 유기물 부하 변동 및 유입 폐수의 도입단계에 따른 폐수의 제거효율과 여과성능을 고찰하고, 평막결합 연속회분식 반응기에 담체를 넣은 혼성반응기의 특성을 규명하기 위하여 다음과 같은 4 가지 형태의 운전모드로 실험연구를 실시하였다.

1) 운전모드 변화에 따른 제거효율 및 여과성능에 미치는 영향

운전모드 변화에 따른 제거효율 및 여과성능에 미치는 영향을 보기 위하여 운전모드 변화에 따른 FMSBR의 운전주기를 Table 4에서와 같이 3가지 형태의 운전 조건으로 실험을 수행하였다. Cycle-1의 경우에는 유입, 무산소 반응, 호기 반응(비여과), 호기 반응(여과)를 각각 연속적으로 실시하였으며, 한 사이클의 총 시간을 360분으로 하여 반복 운전하였다. Cycle-2의 경우, 운전주기는 Cycle-1과 같으나 호기조건에서 비-흡입여과(non-suction)/흡입여과(suction)의 시간을 20분/20분으로 하여 흡입여과를 간헐적으로 실시하였다. Cycle-3의 경우에는 Cycle-1과 운전주기는 같으나 유입, 무산소 반응, 호기 반응(비여과) 및 호기 반응(여과)의 각 단계의 운전시간을 Cycle-1의 반으로 하여 한 사이클의 총 시간을 180분으로 실시하였다.

Table 5에 운전모드 변화에 따른 FMSBR의 운전조건을 나타내었다. Cycle-1과 Cycle-2의 배출유량은 6 L/cycle, Cycle-3의 배출유량은 3 L/cycle로 하였다. 호기 반응에서 공기의 유량은 모두 10 L/min로 일정하게 하였다. 반응조를 향온으로 유지하기 위하여 반응조 전체를 아크릴로 제작한 소형 공간 안에 넣고, 히

터로 온도를 자동제어 하였으며, 반응온도는 $25\pm 2^{\circ}\text{C}$ 를 유지하였다.

본 실험에 사용한 폐수는 Table 6와 같은 조성을 갖는 합성폐수를 제조하여 사용하였으며, 탄소, 질소 및 인 원은 각각 아세트산(CH_3COOH), 염화암모늄 (NH_4Cl) 및 인산이수소칼륨(KH_2PO_4)을 사용하였다

Table 4. Operating mode of FMSBR

(Unit : min)

	Cycle-1	Cycle-2	Cycle-3
Anoxic filling	10	10	5
Anoxic reaction	110	110	55
Aerobic reaction	120	240 (non-suction/suction =20/20)	60
Aerobic filtration	120		60
Total	360	360	180

Table 5. Operating condition of FMSBR

Working volume(L)	15
Decanting volume(L)	6(Cycle-1, Cycle-2), 3(Cycle-3)
Aeration intensity(L/min)	10
Temperature(°C)	25±2
Total filtration volume(L/day)	24

Table 6. Compositions of synthetic wastewater

Composition	Concentration(mg/L)
Acetic acid	632.0
NH ₄ Cl	172.0
KH ₂ PO ₄	26.0
FeCl ₃ · 6H ₂ O	1.0
CaCl ₂	4.0
MgSO ₄ · 7H ₂ O	50.0
MnSO ₄ · H ₂ O	3.0
NaCl	2.0
NaHCO ₃	1,500
COD	585
T-N	48.8
T-P	6.1

2) 유입 유기물 농도의 변화에 따른 영양염류의 제거 특성

유입 유기물의 농도 변화에 따른 영양염류의 제거 특성을 살펴보기 위한 FMSBR의 운전주기를 Table 7에 나타내었다. 무산소 유입(5분), 무산소 반응(55분), 호기 반응(120분)으로 총 180분을 한 사이클로 하여 반복 운전을 하였다. 한편, 호기 반응은 비-흡입여과/흡입여과로 구성되어 있으며, 비-흡입여과/흡입여과의 시간 간격은 20분/20분으로 하여 간헐적으로 흡입여과를 하였다. 이는 선행연구에서 간헐적인 흡입여과가 막오염을 완화시킨다는 결론에 따른 것이다.

Table 8에는 유입 유기물의 농도 변화에 따른 FMSBR의 운전조건을 나타내었다. 호기 반응에서 공기의 유량은 10 L/min으로 일정하고, 항온실에 반응조를 설치하여 반응 온도를 $25\pm 2^{\circ}\text{C}$ 로 유지하였다.

사용한 합성폐수는 Table 9에 나타내었으며, 탄소, 인 및 질소원은 각각 glucose, KH_2PO_4 및 NH_4Cl 을 사용하였다. 유입 유기물의 농도 변화에 따른 투과수의 총질소와 총인의 제거 특성 조사하기 위하여 처음 2주 동안은 glucose의 농도를 200 mg/L로(Run-1), 다음 1주 동안은 400 mg/L로(Run-2), 마지막 6주 동안은 800 mg/L로(Run-3)하여 총 65일 동안을 연속적으로 운전하였다. 또한 질소와 인 성분의 농도는 일정하게 하였다.

Table 7. Operating mode of FMSBR for the experiment of organic material loading effect

	Operational step	Mixing	Aeration	Time(min)
	Anoxic filling	Yes	No	5
	Anoxic reaction	Yes	No	55
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
Cycle-4	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Total cycle time			180

Table 8. Operating conditions of FMSBR for the experiment of organic material loading effect

Working volume(L)	15
Decanting volume(L)	3
HRT(hr)	15
Temperature(°C)	25±2
Total filtration volume(L/day)	24

Table 9. Compositions of synthetic wastewater for the experiment of organic material loading effect

Composition	Concentration(mg/L)		
	Run-1	Run-2	Run-3
Glucose	200	400	800
Peptone	30		
NH ₄ Cl	172		
KH ₂ PO ₄	14		
FeCl ₃ · 6H ₂ O	1		
CaCl ₂	4		
MgSO ₄ · 7H ₂ O	50		
MnSO ₄ · H ₂ O	3		
NaHCO ₃	750		
COD	216	410	805
T-N	44.6		
T-P	3.16		

3) 폐수의 도입 단계가 제거효율과 여과성능에 미치는 영향

FMSBR에서 폐수의 도입 단계에 따른 유기물과 영양염류의 제거 효과와 여과 성능 변화를 비교하기 위하여 Table 10에 나타난 바와 같이 폐수의 도입 단계가 서로 다른 두 가지 운전모드로 동시에 운전하였다. 두 가지 운전모드의 한 cycle은 모두 180분으로 하였으며, 무산소 반응과 호기 반응의 시간을 각각 60분과 120분으로 하여 두 사이클을 서로 같게 하여 비교하였다. 무산소 반응에서는 반응기의 윗부분에 교반기를 설치하여 비폭기 조건에서도 충분한 혼합이 일어나도록 하였다. 호기 반응에서는 산기관을 막모들 밑부분에 설치하여 공기에 의해서 충분히 혼합이 일어나게 하였으며, 비-흡입여과/흡입여과의 시간을 20분/20분으로 하는 간헐적 여과를 실시하였다.

Cycle-5에서는 60분 동안 무산소 반응을 실시한 후, 5분 동안 호기 조건에서 폐수를 공급하였으며, Cycle-4에서는 무산소 반응 초기 5분에 폐수를 공급하였다. 즉 Cycle-5에서는 폐수 도입과정과 도입 후에 호기반응이 일어나고, Cycle-4에서는 폐수 도입과정과 도입 후에 무산소 반응이 일어나도록 하였다.

본 실험에 사용한 폐수는 Table 11과 같은 조성을 갖는 합성폐수를 제조하여 사용하였다. 탄소(C)원, 질소(N)원 및 인(P)원으로는 각각 글루코스($C_6H_{12}O_6$), 염화암모늄(NH_4Cl) 및 인산이수소칼륨(KH_2PO_4)를 사용하였다.



Table 10. Operation mode of FMSBR

	Operational step	Mixing	Aeration	Time(min)
Cycle-4	Anoxic filling	Yes	No	5
	Anoxic reaction	Yes	No	55
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Total cycle time			180
Cycle-5	Anoxic reaction	Yes	No	60
	Aerobic filling	No	Yes	5
	Aerobic reaction	No	Yes	15
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Total cycle time			180

Table 11. Compositions of synthetic wastewater

Composition	Concentration (mg/L)
Glucose	400
Peptone	30
NH ₄ Cl	172
KH ₂ PO ₄	14
FeCl ₃ · 6H ₂ O	1
CaCl ₂	4
MgSO ₄ · 7H ₂ O	50
MnSO ₄ · H ₂ O	3
NaHCO ₃	750
COD	410
T-N	44.6
T-P	3.16

4) 담체와 FMSBR을 결합한 혼성공정의 처리효율과 여과 특성

담체와 FMSBR을 결합한 혼성공정은 FMSBR의 반응조에 담체를 넣고 폭기에 의해 담체가 유동화될 수 있게 하였다. 담체의 투여량은 반응기의 운전부피를 기준으로 5%, 10% 및 20%를 투입하여 운전하였고, 이를 담체를 넣지 않은 반응기와 비교하였다. MBR의 운전에서 가장 문제가 되고 있는 막오염을 제어할 수 있는가를 검토하기 위해서 스폰지형 담체를 투여하였다. 담체는 폴리우레탄 재질로서 공극율이 95% 이상이며, 크기는 가로×세로×높이가 5 mm × 5 mm × 5 mm 인 정육면체 모양을 사용하였다. 담체의 특성은 Table 12에 나타내었다[49].

또한, 혼성공정에서 플럭스 변화에 따른 막오염의 특성을 살펴보기 위하여 플럭스를 20, 25, 30, 35 및 40 LMH로 변화시키면서 유기물과 영양염류의 제거 효과와 TMP에 대한 영향을 살펴보았다. 플럭스가 20, 25 및 30 LMH의 경우에는 한 사이클당 180분(Cycle-4)로 운전하였고, 35와 40 LMH의 경우에는 한 사이클당 90분(Cycle-6)로 운전하였다. Table. 13에는 혼성공정의 운전모드를, Table 14에는 혼성공정의 운전조건을 나타내었다. 사용한 폐수는 앞에서 나타낸 Table 11과 같다.

Table 12. Properties of Bio-Cube media

Parameters	Values
Materials	Polyurethane
Biomass-lasen density(g/cm ³)	0.95~1.05
Density(g/cm ³)	0.035~0.040
Tension(Kg _f /cm ²)	2.0~3.0
Tear strength(Kg _f /cm)	1.3~1.5
Elongation(%)	180~250
Porosity(%)	>95
Cell size(ppi)	25~40
Shape(mm)	5 mm cubic
Wear rate(%)	<1.0~3.0

Table 13. Operation mode of hybrid reactor

	Operational step	Mixing	Aeration	Time(min)
	Anoxic filling	Yes	No	5
	Anoxic reaction	No	Yes	55
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
Cycle-4	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Aerobic reaction	No	Yes	20
	Aerobic filtration	No	Yes	20
	Total cycle time			180
	Anoxic filling	Yes	No	5
	Anoxic reaction	Yes	No	25
	Aerobic reaction	No	Yes	10
	Aerobic filtration	No	Yes	10
Cycle-6	Aerobic reaction	No	Yes	10
	Aerobic filtration	No	Yes	10
	Aerobic reaction	No	Yes	10
	Aerobic filtration	No	Yes	10
	Total cycle time			90



Table 14. Operating condition of hybrid reactor

Dosage of media (%)	0, 5, 10, 20				
Working volume (L)	17.8				
Aeration intensity (L/min)	25				
Operating temperature (°C)	25±2				
Flux (L/m ² · hr)	20	25	30	35	40

IV. 결과 및 고찰

1. 운전모드 변화에 따른 제거효율과 여과성능에 미치는 영향

1) 용존산소의 변화

FMSBR 공정은 한 개의 반응기로 무산소 조건과 호기 조건을 교대로 만들어 줌으로써 영양염류인 질소와 인을 효과적으로 제거할 수 있다. 그러므로 반응기 내의 DO 농도의 변화가 중요하다.

FMSBR 운전을 시작하여 Cycle-1, Cycle-2 및 Cycle-3의 한 싸이클에 대한 반응기 내의 용존산소(DO) 농도의 변화를 Fig. 11에 나타내었다. 그림에 나타난 바와 같이 비폭기시에는 각 운전 싸이클 모두 DO 농도는 거의 0 mg/L에 근접한 값을 나타내어 무산소 반응이 가능하였다. 또한 폭기를 시작하자마자 DO 농도는 빠르게 상승하여 운전 싸이클에 관계없이 6.0 mg/L 이상으로 유지되어 호기 반응을 바로 유도할 수 있었으며, 반대로 폭기를 중지하였을 때의 DO 농도는 급격히 감소하여 호기 반응과 무산소 반응을 연속적으로 진행할 수 있었다. 이는 전형적인 SBR 공정에서 무산소 조건과 호기성 조건의 DO 농도의 변화를 나타내고 있음을 알 수 있다[50]. 그러나 호기 조건일 때, Cycle-3의 경우 Cycle-1과 Cycle-2에 비해서 다소 낮은 DO 농도를 나타내었는데, 이는 다른 싸이클에 비해 Cycle-3의 호기성 반응 시간이 상대적으로 짧았기 때문으로 사료된다.

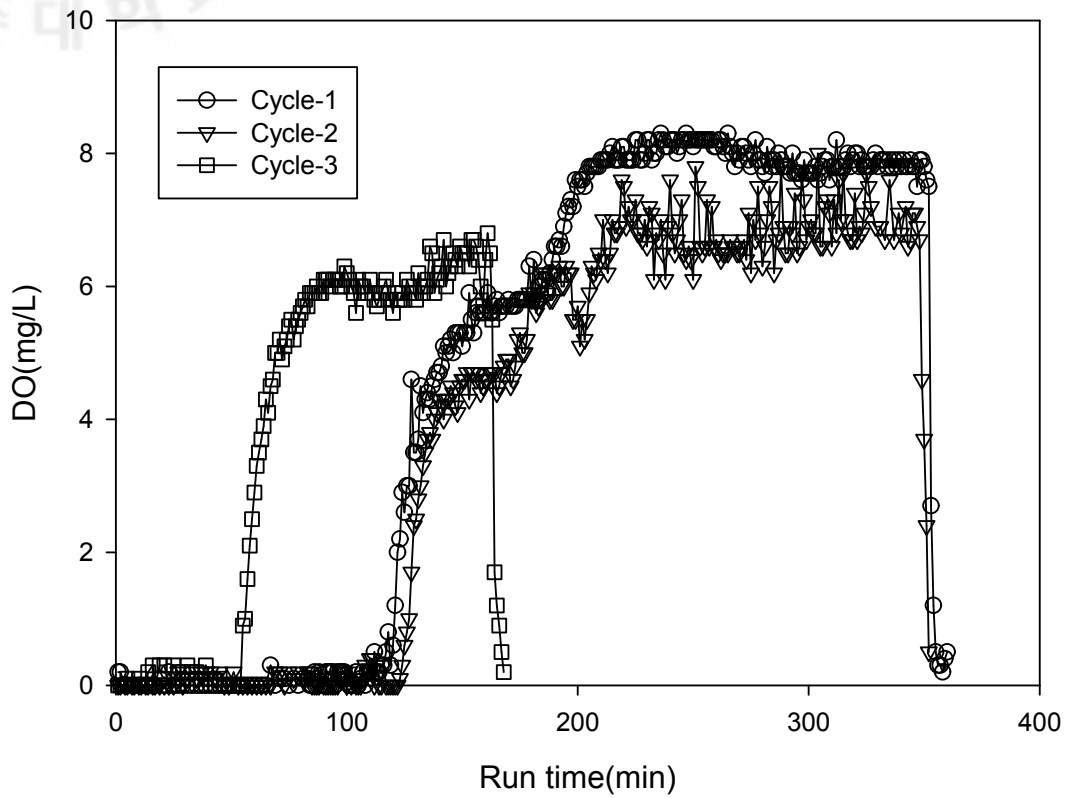


Fig. 11. Variations of DO during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

2) MLSS의 변화와 유기물 및 부유물질의 제거

Fig. 12에는 운전시간에 따른 MLSS의 변화를 나타내었다. Cycle-1의 경우 초기 MLSS 농도는 1,990 mg/L이었으나 약 21일 후에는 약 5,822 mg/L까지 증가하였으며, 약 92일 후에는 12,460 mg/L까지 증가한 후 거의 일정한 값을 나타내었다. 반면에 Cycle-2 및 Cycle-3의 경우 초기 MLSS 농도는 각각 5,890 mg/L 및 5,570 mg/L이었으며, 84일 후에는 각각 11,700 mg/L과 13,620 mg/L까지 증가한 후 거의 일정하였다. 반응기 내의 활성슬러지는 MLSS 및 시료를 채취하는 경우를 제외하고는 슬러지 배출을 하지 않았다.

운전시간에 따른 투과수의 COD의 변화와 제거율을 Fig. 13에 나타내었다. 폐수의 COD는 585 mg/L로 비교적 부하가 큰 폐수이었으나, 약 133일 간의 운전 시간동안 투과수의 COD는 큰 변화가 없이 안정되게 처리되었다. Cycle-2와 Cycle-3의 경우 투과수의 평균 COD는 각각 3.85 mg/L와 3.31 mg/L로서 Cycle-1에서의 투과수의 평균 COD 21.14 mg/L보다 다소 낮게 나타났다. Cycle-1, Cycle-2 및 Cycle-3의 COD 제거율은 각각 96.4%, 99.3% 및 99.4%로서 매우 높은 제거율을 나타내었다.

이와 같이 활성슬러지법에 비해 유기물 제거율이 높은 이유는 Fig. 12에 나타난 바와 같이 미생물의 유실 없이 다양한 미생물을 고농도로 유지할 수 있었고, 활성슬러지법에서 제거할 수 없는 부유물질과 고분자량의 유기물도 동시에 배제할 수 있었기 때문으로 사료된다.

한편, 모든 싸이클에서 투과수의 부유물질 농도는 0 mg/L로서 100% 제거되었다.

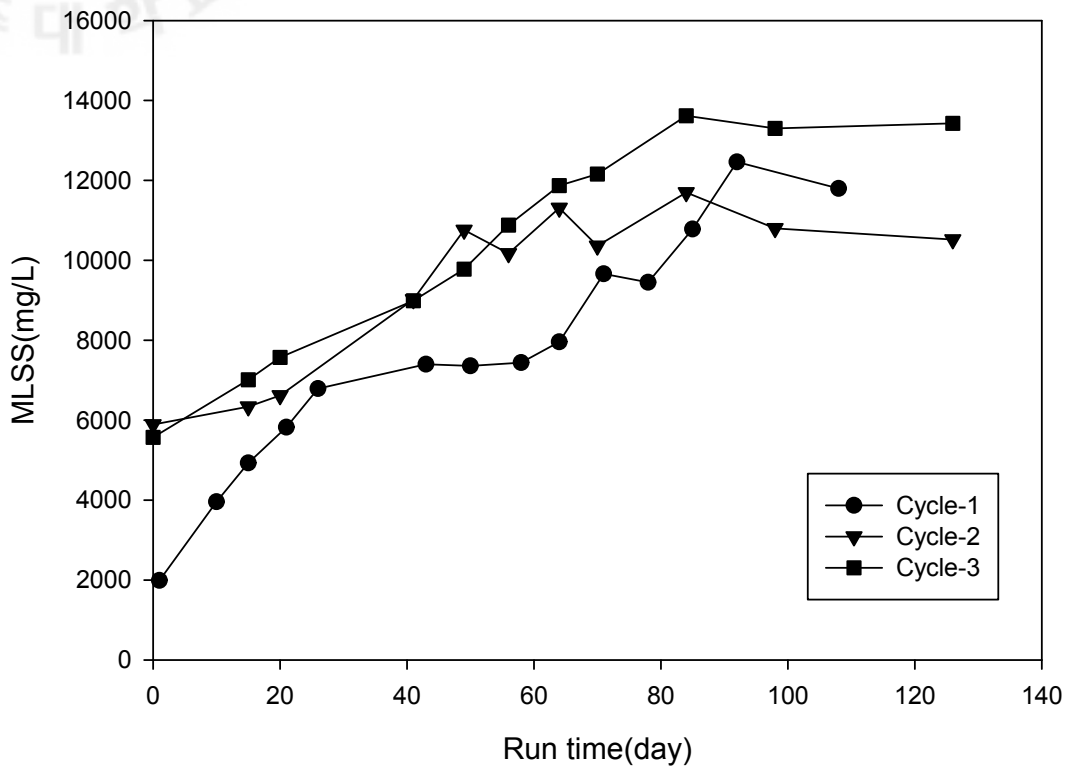


Fig. 12. Variations of MLSS during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

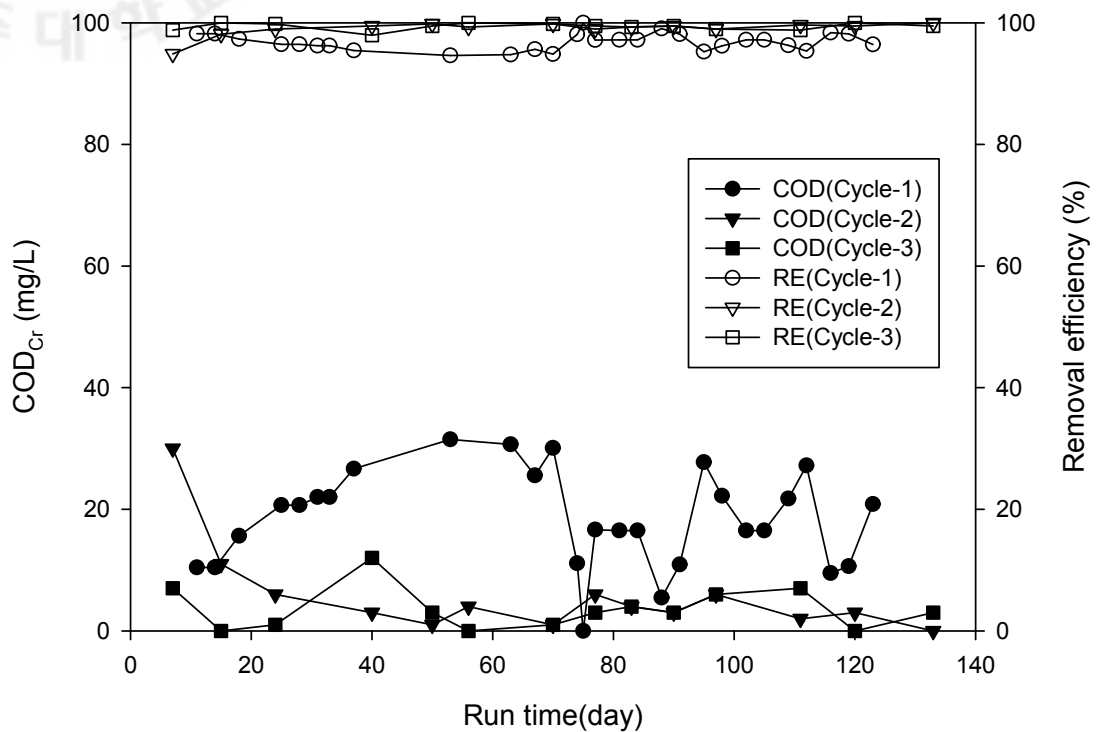


Fig. 13. Variations of COD of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

3) 인의 제거

운전시간에 따른 투과수의 총인(T-P)의 농도와 제거율 변화를 Fig. 14에 나타내었다. 조업 후 약 10일까지는 불안정하였으나, 10일 이후로는 모두 안정화되었다. 안정화된 이후부터 약 80일까지 총인의 제거율은 모두 98%이상이었으나, 80일 이후에는 제거율이 서서히 감소하는 경향을 나타내었다.

인 제거에 관여하는 미생물은 *Acinetobacter*, *Pseudomonas*, *Micrococcus* 등이 알려져 있다. 이러한 미생물들은 혐기/호기 조건을 교대로 변화시키면, 호기조건에서 인을 최대한 섭취하게 되고, 인을 저장하고 있는 미생물을 적당량 배출시킴으로써 인을 제거하게 된다. 본 연구에서는 133일 동안 슬러지의 배출 없이 운전하였고, 이로 인해 80일 이후부터 인 제거율이 서서히 감소한 것으로 사료된다.

조업 후 안정화된 10일 이후, Cycle-2와 Cycle-3에서 투과수의 총인 농도 평균값은 각각 2.23와 0.30 mg/L이었으며, 평균 제거율은 각각 96.2%와 95.1%이었다.

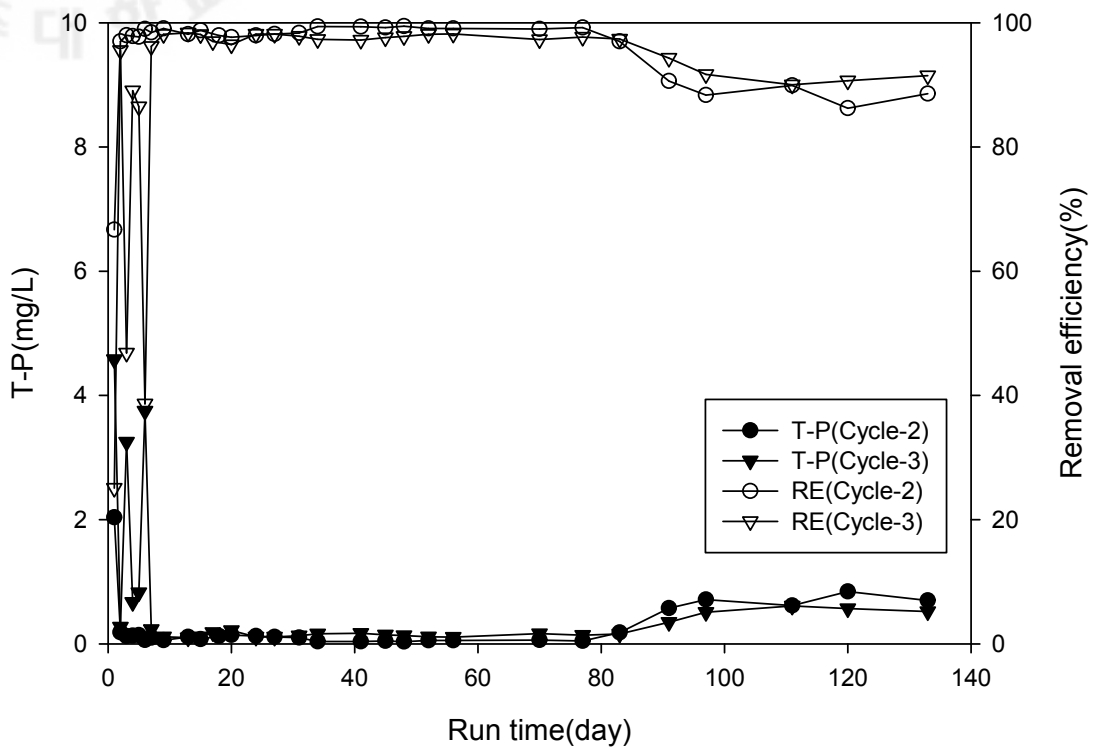


Fig. 14. Variations of T-P of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

4) 질소의 제거

자연계에서 존재하는 질소의 형태는 유기질소(organic nitrogen), 암모니아성 질소($\text{NH}_3\text{-N}$), 아질산성 질소($\text{NO}_2\text{-N}$) 및 질산성 질소($\text{NO}_3\text{-N}$)와 대기 중의 질소(N_2)로 구성되어 있다. 수중의 질소는 주로 단백질 및 요소의 형태로 많이 존재하며, 이들은 미생물의 분해에 의해 암모니아로 전환된 후, 생물학적 질산화(nitrification)와 탈질화(denitrification)에 의해 질소기체로 전환된다.

질산화는 암모니아성 질소가 질산성 질소로 전환되는 과정으로서, 주로 호기성 독립영양세균인 *Nitrosomonas*와 *Nitrobacter* 등에 수행된다. 이때 *Nitrosomonas*는 암모니아성 질소를 아질산성 질소로 산화시키며, *Nitrobacter*는 아질산성 질소를 질산성 질소로 산화시키는데, 질산화 과정에서의 속도제한단계(rate limiting step)는 *Nitrosomonas*에 의해 암모니아성 질소가 아질산성 질소로 산화되는 반응으로 알려져 있다[4, 51].

탈질화는 통성 중속영양세균에 의해 이루어지며, 질산화와는 달리 몇몇 특정 미생물에 의해 단계적으로 진행되는 것이 아니라, *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Bacillus* 및 *Pseudomonas* 등 매우 다양한 미생물에 의해 이루어진다. 이 때, 최종전자수용체로서 질산성질소를 이용하기 위해서는 무산소(anoxic) 상태가 만들어 져야 한다[52].

본 연구에 사용된 폐수는 일정한 부하량을 유지하여 최적의 운전 조건을 규명하기 위해 합성폐수를 사용하였고, 질소원으로는 염화암모늄을 사용하였으며, 폐수의 암모니아성 질소의 농도는 47.0 mg/L이었다.

운전시간에 따른 분리막 투과수의 암모니아성 질소(ammonium nitrogen)의 농도 변화와 제거율 변화를 Fig. 15에 나타내었다. 운전시간에 따른 총인의 농도변화와 비슷하게 운전을 시작한 후 약 15일까지는 투과수의 암모니아성 질소는 매우 불안정하게 변화하였다. 하지만 15일 이후부터는 안정화되어 일정한 처리효율을 나타내었는데, 이러한 현상은 모든 싸이클에서 유사하게 나타났다. 조업 후 15일 이후의 암모니아성 질소의 제거율은 모든 싸이클에서 99% 이상으로 높게 나타났다. 즉, 대부분의 암모니아성 질소는 모두 질산화 미생물에 의해 산화되었다고 사료된다.

활성슬러지 내의 미생물은 유기영양 미생물이 주종을 이루며, 질산화 미생물은 낮은 성장속도로 인해 아주 낮은 비율로 존재한다[53]. FMSBR에서는 분리막에 의해 혼합액의 고액분리가 이루어지므로 질산화 균과 같은 저성장속도를 갖는 미생물의 유실이 없기 때문에 질산화 효율이 증가하는 것으로 판단된다. 또한 DO가 낮을 경우 질산화 미생물이 중속영양 미생물과의 경쟁에서 뒤처지므로 원활한 질산화를 위해서는 2 mg/L 이상의 DO를 유지하여야 한다[54]. 본 연구에서도 Fig. 11에 나타낸 바와 같이 모든 호기단계에서 6 mg/L 이상의 DO를 유지하였으며, 이에 따라 원활한 질산화가 이루어진 것으로 판단된다.

Fig. 16에는 원수, 무산소 단계, 호기 단계 및 분리막 투과수에서의 암모니아성 질소 농도 변화와 제거율 변화를 나타내었다. 무산소 및 폭기 단계에서의 분석은 각 단계가 끝나기 10분 전에 반응기 내에서 시료를 채취한 후, 0.45 μm 의 막으로 여과한 후 여과액을 분석하였다. 무산소 단계, 폭기 단계 및 분리막 투과수로 진행할수록 암모니아성 질소는 감소함을 알 수 있었다. 무산소 단계에서 암모니아성 질소가 급격히 감소한 것은 한 싸이클이 끝나고 반응기 안에 남아 있는 폐수와 도입 폐수가 혼합되었기 때문인 것으로 사료된다. 또한 호기 조건과 투과수의 암모니아성 질소가 모두 99% 이상이 제거되었다. 이는 Fig. 15에서와 같이 FMSBR에서 암모니아성 질소가 호기성 미생물에 의해서 질산화가 원활하게 일어나는 것으로 사료된다.

FMSBR에서 운전시간에 따른 분리막 투과수의 질산성 질소(nitrate, NO_3^- -N)의 농도 변화를 Fig. 17에 나타내었다. Cycle-3 < Cycle-2 < Cycle-1의 순서로 질산성 질소는 크게 나타났으나, 그 차이는 크지 않았다. 운전시간에 따른 투과수의 질산성 질소의 농도 변화는 거의 없었다.

운전시간에 따른 투과수의 총질소(T-N)의 농도와 제거율 변화를 Fig. 18에 나타내었다. Fig. 15에서 나타낸 암모니아성 질소의 변화와 유사하게 조업 후 약 15일 까지는 총 질소는 매우 불안정하게 변화하였으나, 15일 이후로는 3개의 싸이클 모두 안정화되었다. 안정화된 이후, 운전시간에 따라 총질소의 제거율은 서서히 증가하는 경향을 나타내었다.

조업 후 15일 이후의 Cycle-1, Cycle-2 및 Cycle-3에서의 총질소에 대한 평균 제거율은 각각 83.6%, 82.8% 및 85.0%이었으며, 투과수의 총 질소 농도 평균값

은 각각 8.0, 8.4 및 7.3 mg/L이었다.



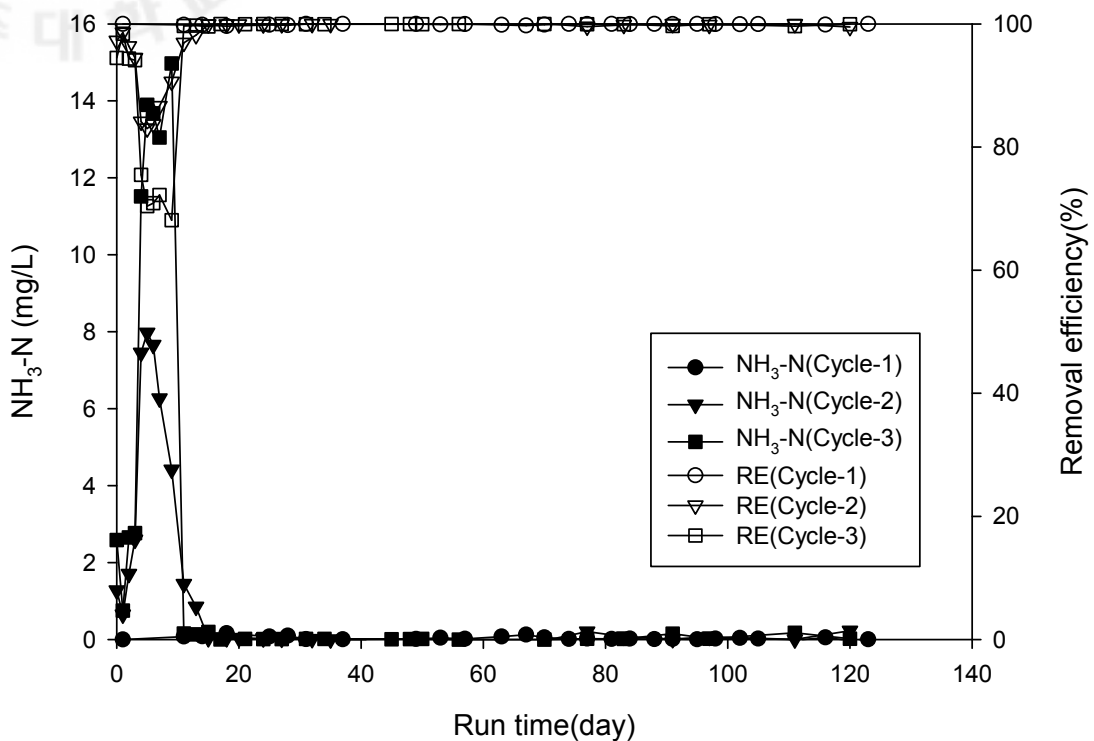


Fig. 15. Variations of $\text{NH}_3\text{-N}$ of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

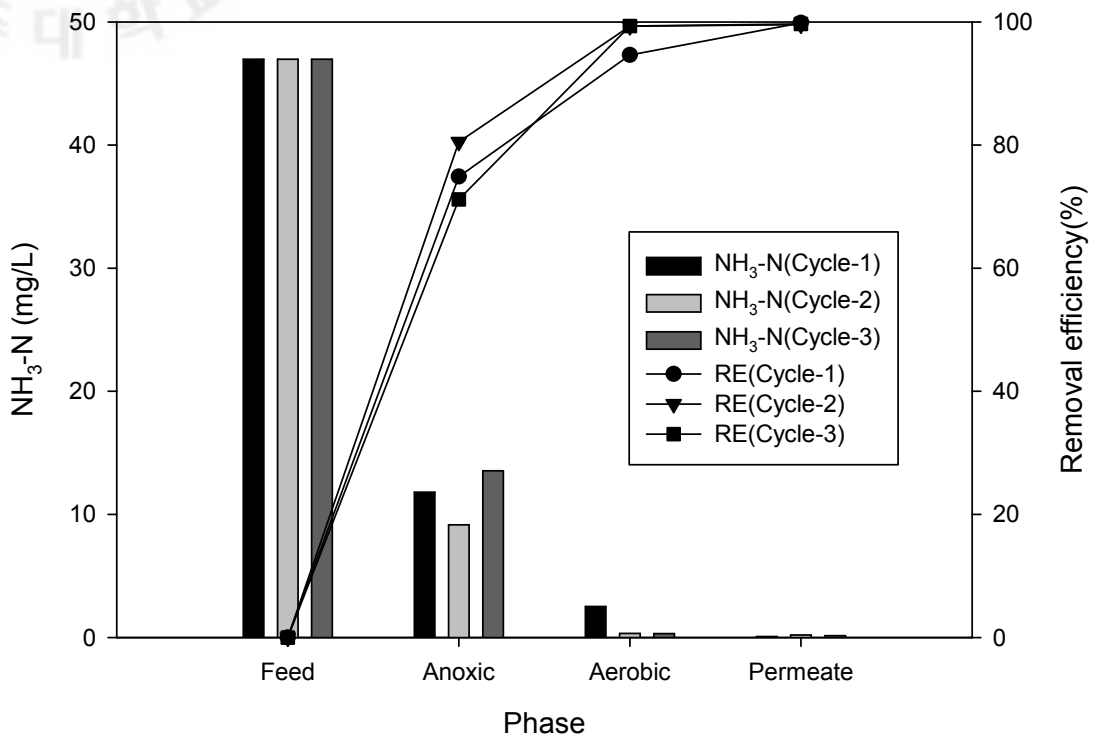


Fig. 16. NH₃-N concentrations and removal efficiencies in anoxic, aerobic step, and permeate.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

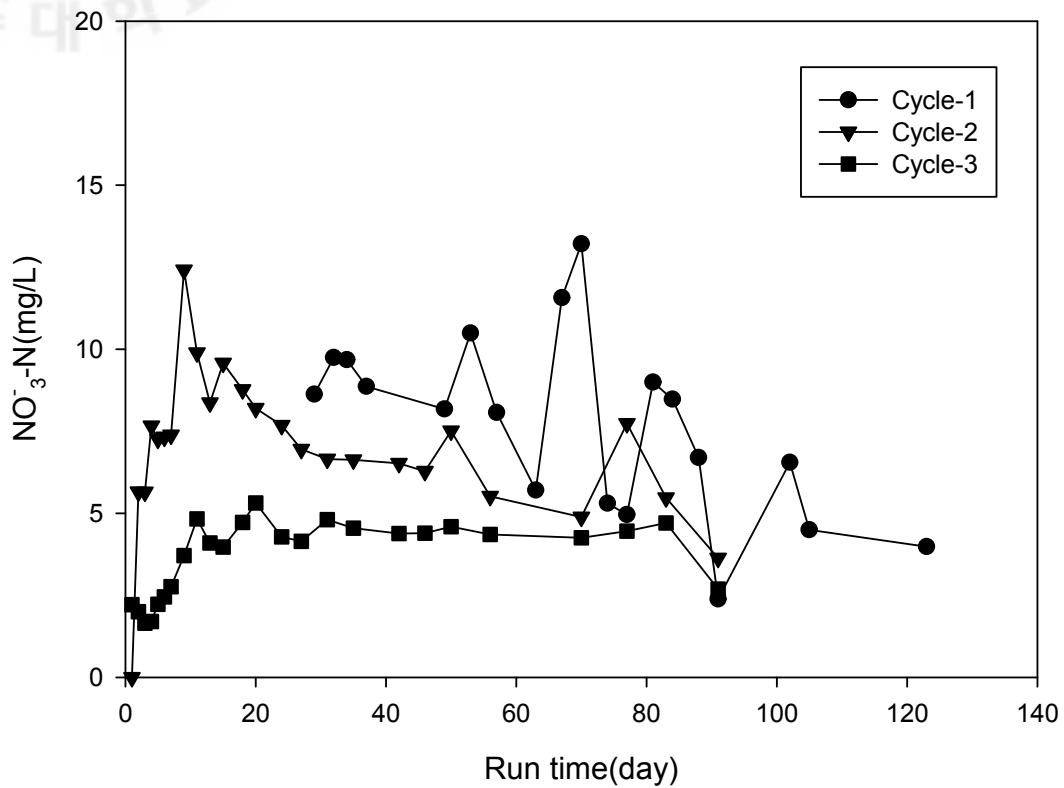


Fig. 17. Variations of NO₃-N of the permeate during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

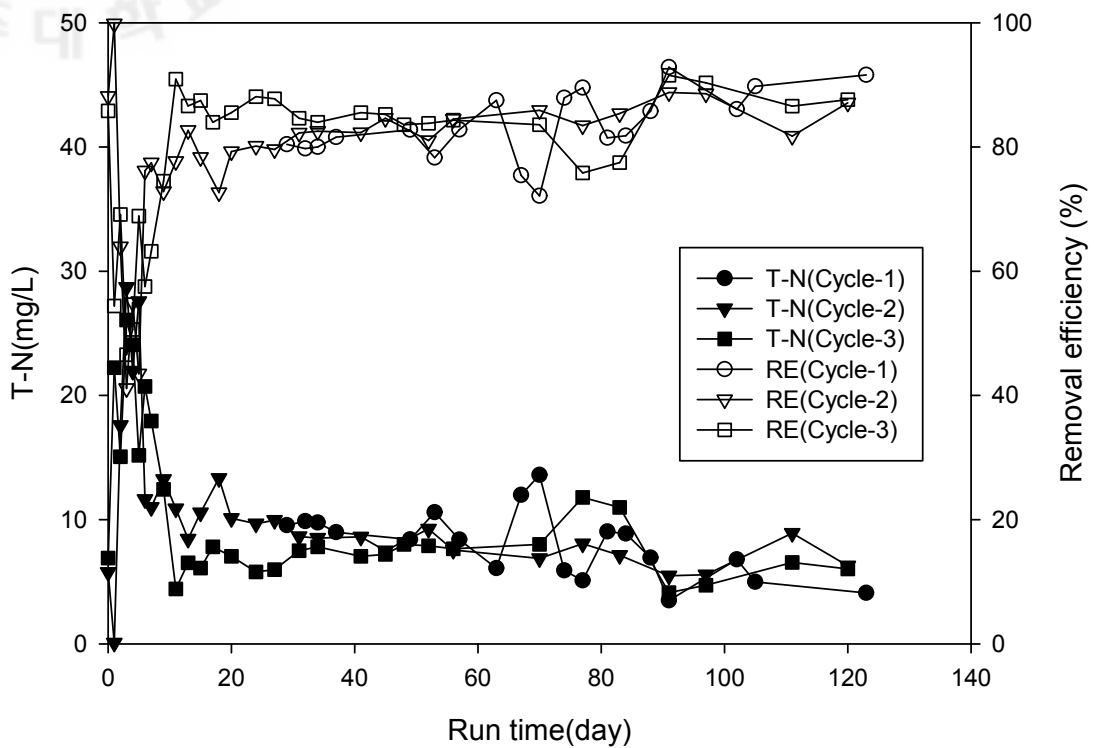


Fig. 18. Variations of T-N of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

5) 분리막의 여과성능

FMSBR에서 운전시간에 따른 TMP의 변화를 Fig. 19에 나타내었다. 이때 각 사이클 모두 투과플럭스는 모두 20 LMH(L/m² · hr)로 일정하게 유지하였다. 그림에 나타낸 바와 같이 운전 초기의 TMP는 운전 사이클에 관계없이 약 5 kPa 이었으나, 운전이 진행됨에 따라 막간차압은 증가하였다. 투과플럭스의 변화가 MLSS의 변화와 밀접한 관계가 있고, 투과선속은 MLSS의 0.5승에 반비례한다고 하였다[55]. 운전이 진행됨에 따라 막오염과 막 표면에 형성되는 케이크 층이 증가하여 막간차압이 증가하였다고 하였는데, 이는 MLSS의 증가가 막오염 물질과 케이크 층의 증가를 유발하여 투과 저항이 증가하기 때문으로 판단된다.

본 연구에서는 세정을 실시하는 TMP를 35 kPa로 설정하였다. TMP가 35 kPa에 도달되면 조업을 중단하고 부드러운 스폰지로 막의 표면에 형성된 케이크 층을 제거한 후, 0.5% NaOCl 용액으로 막을 세정하였다. 세정 직후의 TMP는 5.5 kPa 전후로 운전 초기의 TMP로 거의 회복되었다.

본 실험에서 세정 TMP인 35 kPa에 도달하는 시간은 운전 방식에 따라 큰 차이가 있었다. Cycle-1, Cycle-2 및 Cycle-3의 경우 각각 50일, 71일 및 127일로 나타나, Cycle-1 < Cycle-2 < Cycle-3 순서로 세정주기가 긴 것으로 나타났다. 또한 Cycle-1과 Cycle-2의 경우 운전이 진행됨에 따라 세정주기가 점차적으로 감소하여, Cycle-3이 한번의 세정을 하는 동안 Cycle-1은 5회, Cycle-2는 3회의 세정을 하였다.

Cycle-3와 Cycle-1의 사이클 주기는 각각 180분과 360분이며, 이 중 비폭기 기간은 각각 60분과 120분이다. Cycle-3가 Cycle-1보다 월등한 막투과 성능을 나타내는 것은 Cycle-3의 비폭기(무산소) 기간이 Cycle-1보다 짧기 때문인 것으로 판단된다. 호기성 반응단계로만 구성된 반응조와 무산소 단계가 포함된 MSBR의 막 투과성능을 비교하였는데, 무산소 단계가 포함된 경우 운전시간이 1/3로 감소하였다[56]. 이는 무산소시 EPS(Extracellular Polymeric Substances)의 농도가 증가되어 미생물이 매우 큰 부착성을 나타내며, 이러한 큰 부착성은 분리막 표면에 케이크 층을 형성을 촉진하여 분리막의 여과성능을 저하시킨 것으로 설명하였다.

동일한 비폭기(무산소)와 폭기 기간의 경우에는 간헐적인 흡입여과(Cycle-2)가 연속 흡입여과(Cycle-1)보다 우수한 막 투과 성능을 나타내었다.

따라서, FMSBR에서 분리막의 투과성능은 비폭기(무산소) 기간이 짧을수록 우수하며, 동일한 비폭기(무산소)와 폭기 기간의 경우에는 간헐적인 흡입여과 운전이 연속적인 흡입여과 보다 투과성능이 우수함을 알 수 있었다.

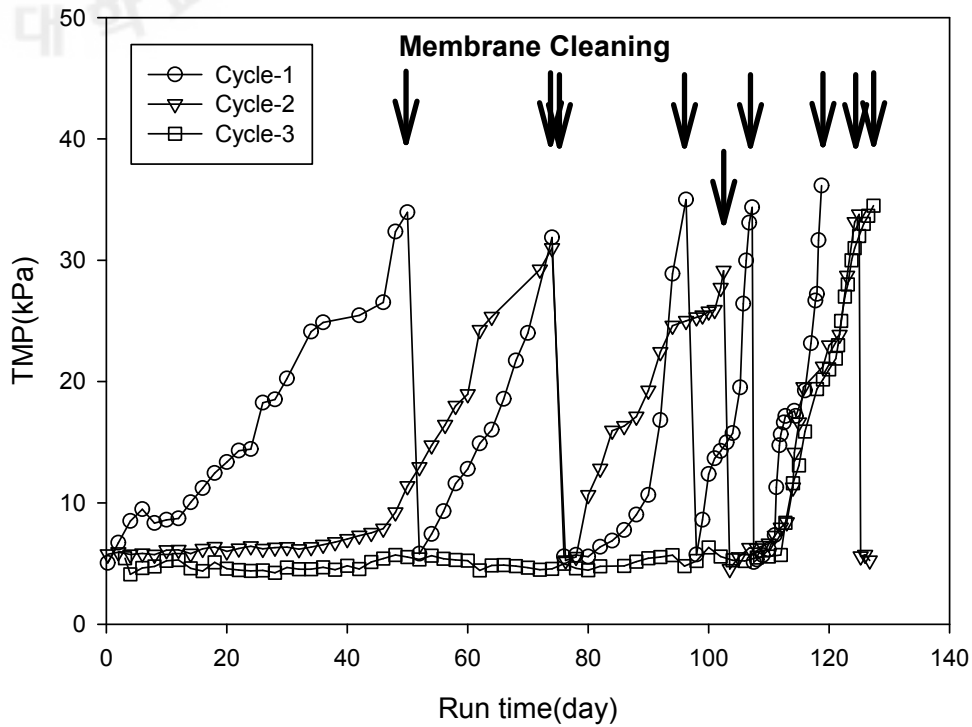


Fig. 19. Variations of TMP during the operation time.

(Cycle-1 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 120 min, aerobic filtration 120 min, Cycle-2 : anoxic reaction 120 min, aerobic reaction 240 min(non-suction/suction=20/20), Cycle-3 : anoxic reaction 60 min, aerobic reaction 60 min, aerobic filtration 60 min)

2. 유입 유기물 농도의 변화에 따른 영양염류의 제거 특성

1) 활성슬러지 농도의 변화

Fig. 20에는 FMSBR에서 운전 시간에 따른 MLSS와 MLVSS의 변화를 나타내었고, Fig. 21에는 운전 시간에 따른 MLSS의 변화율을 나타내었다. 그림에서 보는 바와 같이 운전 시간이 지남에 따라 MLSS와 MLVSS의 농도는 지속적으로 증가하였다. Fig. 20에 나타난 바와 같이 Run-1의 경우, 초기 MLSS의 농도는 2,860 mg/L에서 조업 15일 후에는 3,580 mg/L까지 증가하였으며, 글루코스의 농도를 400 mg/L로 2배 증가(Run-2)시킨 다음 7일 후에는 4,470 mg/L까지 증가하였고, 또 다시 글루코스의 농도를 800 mg/L로 2배 증가(Run-3)시킨 다음 43일이 지난 후에는 MLSS의 농도는 13,300 mg/L까지 증가하였다. FMSBR에서 운전시간에 따른 MLVSS의 농도 변화 또한 MLSS와 같은 경향을 보였다. Run-1의 경우, 초기 MLVSS의 농도는 1,950 mg/L에서 조업 15일 후에는 2,780 mg/L까지 증가하였으며, 글루코스의 농도를 400 mg/L로 2배 증가(Run-2)시킨 다음 7일 후에는 3,570 mg/L까지 증가하였고, 또 다시 글루코스의 농도를 800 mg/L로 2배 증가(Run-3)시킨 다음 43일이 지난 후에는 MLSS의 농도는 12,600 mg/L까지 증가하였다. MLVSS/MLSS의 값은 초기에는 0.68에서 0.95까지 꾸준히 증가하였으며, 평균은 0.84로 나타났다. 반응기 내의 활성슬러지는 MLSS와 분석 시료를 측정하는 경우를 제외하고는 배출시키지 않았다.

또한, Fig. 21에 나타난 바와 같이 Run-1, Run-2 및 Run-3에서의 MLSS 농도의 평균 변화율은 각각 47.8, 148.3 및 195.5 mg/L/day로서 글루코오스 농도가 증가할수록 MLSS 농도의 평균 변화율은 증가하나, MLSS 농도의 평균 변화율에 대한 증가폭은 글루코오스 농도가 증가함에 따라 감소하였다.

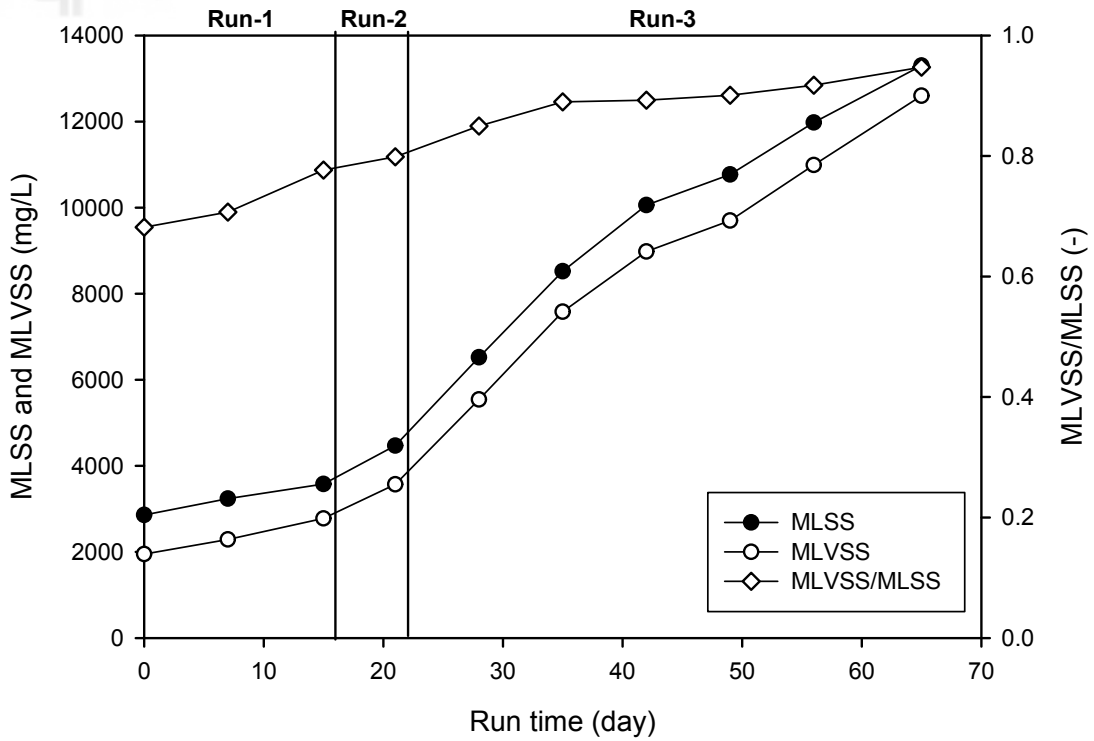


Fig. 20. Variations of MLSS, MLVSS and MLVSS/MLSS.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20, Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

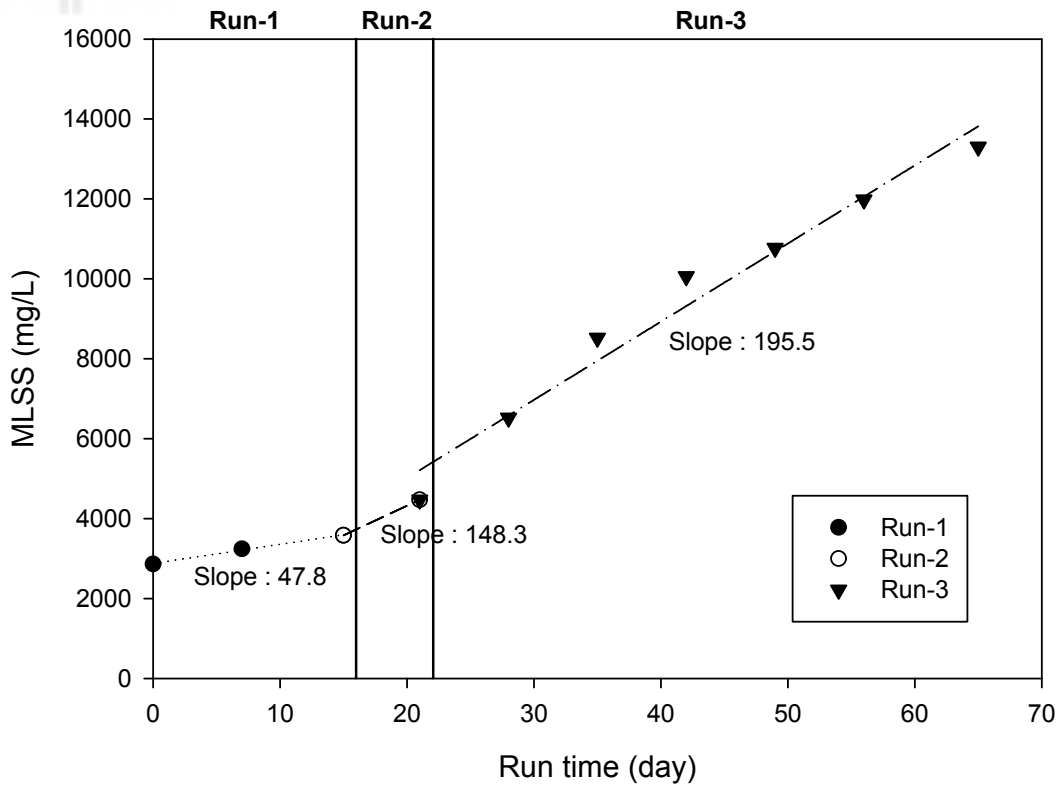


Fig. 21. The change rate of MLSS.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20, Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

2) 유기물 및 영양염류의 제거

Fig. 22은 운전시간과 유입 유기물의 변화에 따른 COD의 변화 및 제거율을 나타내었다. Run-1, Run-2 및 Run-3에서 유입수의 COD 농도는 각각 216, 410 및 805 mg/L이었다. Run-1과 Run-2의 경우 도입된 COD 성분이 미생물에 의해 모두 산화되어 COD 제거율이 모두 100%이었다. 특히, Run-3의 경우에는 도입 용액의 글루코오스 농도가 Run-1의 4배까지 증가되었음에도 불구하고 COD 제거율은 98.8~100.0% (평균 99.4%)로 나타났다. 따라서, 유입수의 글루코오스 양이 증가할수록 COD 제거율이 감소하는 경향이 있으나, 모두 98% 이상으로 높은 제거율을 보였다. 이처럼 유기물에 대한 제거율이 높게 나타난 이유는 선행 연구에서 처럼 미생물의 유실없이 다양한 미생물의 고농도로 유지할 수 있었고, 일반적인 활성슬러지법에서는 제거할 수 없는 부유물질과 고분자 유기물도 동시에 제거할 수 있었기 때문이라고 사료된다.

Fig. 23에는 운전시간과 유기물 변화에 따른 T-N의 농도 변화 및 제거율 변화를 나타내었다. Run-1에서는 T-N의 값이 반응을 시작한지 7일이 될 때까지는 급격히 감소를 하였으나 7일 이후에는 거의 변화가 없으며, 투과수의 T-N의 평균 농도 및 제거율은 각각 32.0 mg/L와 28.1%이었다. Run-2의 경우는 Run-1에 비해 큰 차이는 없었으나 제거율은 32.6%로 약간 상승하였으며, 투과수의 평균 농도는 30.0 mg/L이었다. 그러나 Run-3의 경우에는 Run-1과 Run-2에 비해 총 질소의 제거율은 급격히 증가하여 총 질소의 평균 제거율은 90.4%이었으며, 투과수의 평균 농도는 4.3 mg/L이었다.

Run-1, Run-2 및 Run-3의 COD/N은 각각 4.8, 9.2 및 18.1로 COD/N이 증가할수록 T-N의 제거율은 증가함을 알 수 있었다. 그 이유는 유기물에 의해 통성 종속영양세균에 의한 아질산성 질소 및 질산성 질소의 탈질화 반응이 촉진되기 때문이다. 이러한 결과는 MBR 반응기에서 COD/N의 비율에 따른 영양염류의 제거실험에서 COD/N의 값이 증가할수록 T-N의 제거율은 증가한다[57]는 실험 결과와 유사하게 나타났다.

인 제거에 관여하는 미생물로는 *Acinetobacter*, *Pseudomonas*, *Micrococcus* 등이 알려져 있다. 이런 미생물들은 혐기/호기 조건을 교대로 변화시키면, 호기

조건에서 인을 최대한 섭취하게 되고, 인을 저장하고 있는 미생물을 적당량 배출 시킴으로써 인을 제거하게 된다. 그러나, 본 연구에서는 65일 동안 슬러지의 배출을 하지 않고 운전하였다. 운전시간과 유기물 변화에 따른 투과수의 T-P 농도 및 제거율 변화를 Fig. 24에 나타내었다. Run-1, Run-2 및 Run-3의 COD/P는 각각 60, 114 및 224이었으며, T-P에 대한 COD의 비가 증가함에 따라 총인의 제거율은 급격히 증가하였다. Fig. 25에 보는 바와 같이 투과수의 평균 총인 농도와 제거율은 Run-1의 경우는 각각 3.11 mg/L와 13.6%로 나타났고, Run-2는 2.33 mg/L와 35.3% 이었고, Run-3은 0.25 mg/L와 93.1%이었다.

Shin과 Park은 전형적인 SBR과 PBCSBR(Porous Biomass Carrier Sequencing Batch Reactor)을 이용한 인 제거에 대한 연구에서 COD가 250 mg/L에서 1,000 mg/L까지 증가하였을 때, SBR과 PBCSBR 처리수의 총인의 농도는 각각 11.1 mg/L에서 4.0 mg/L까지, 10.3 mg/L에서 0.6 mg/L까지 감소한다는 결과를 발표한 바 있다[57]. 본 연구에서도 충분한 COD의 공급이 인의 제거에 유용하게 이용되어 높은 인 제거효율을 얻을 수 있었던 것으로 판단된다.

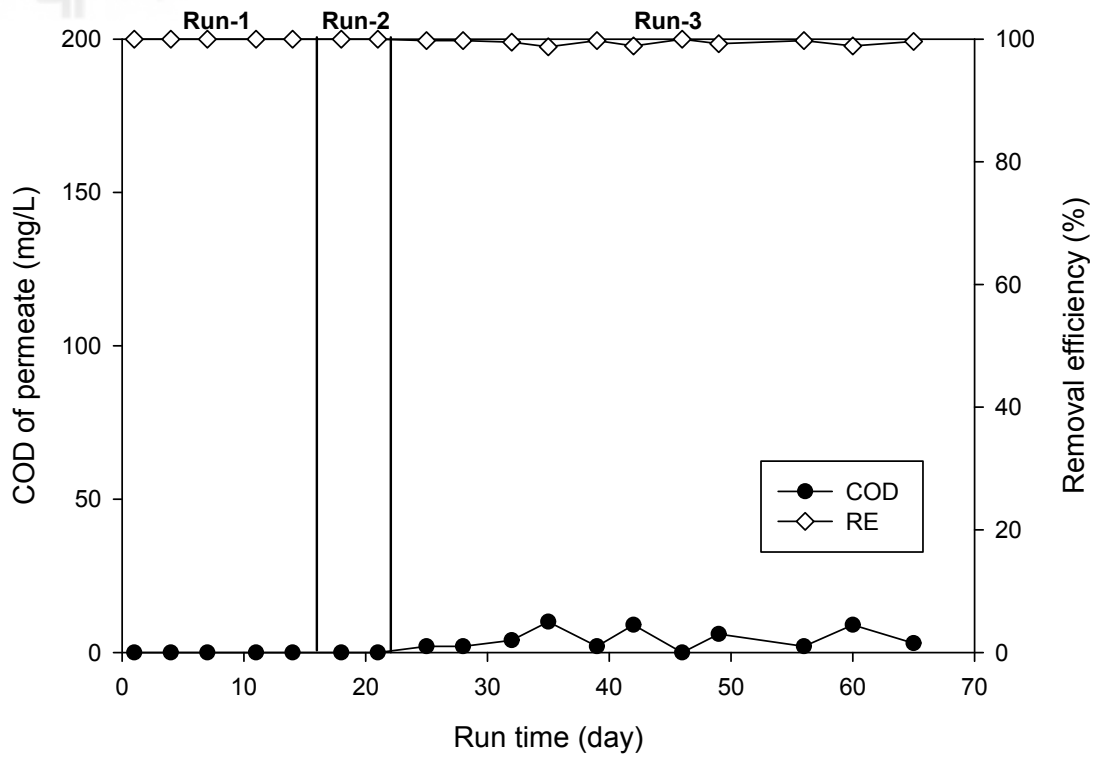


Fig. 22. Variations of COD of the permeate and removal efficiency.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20, Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

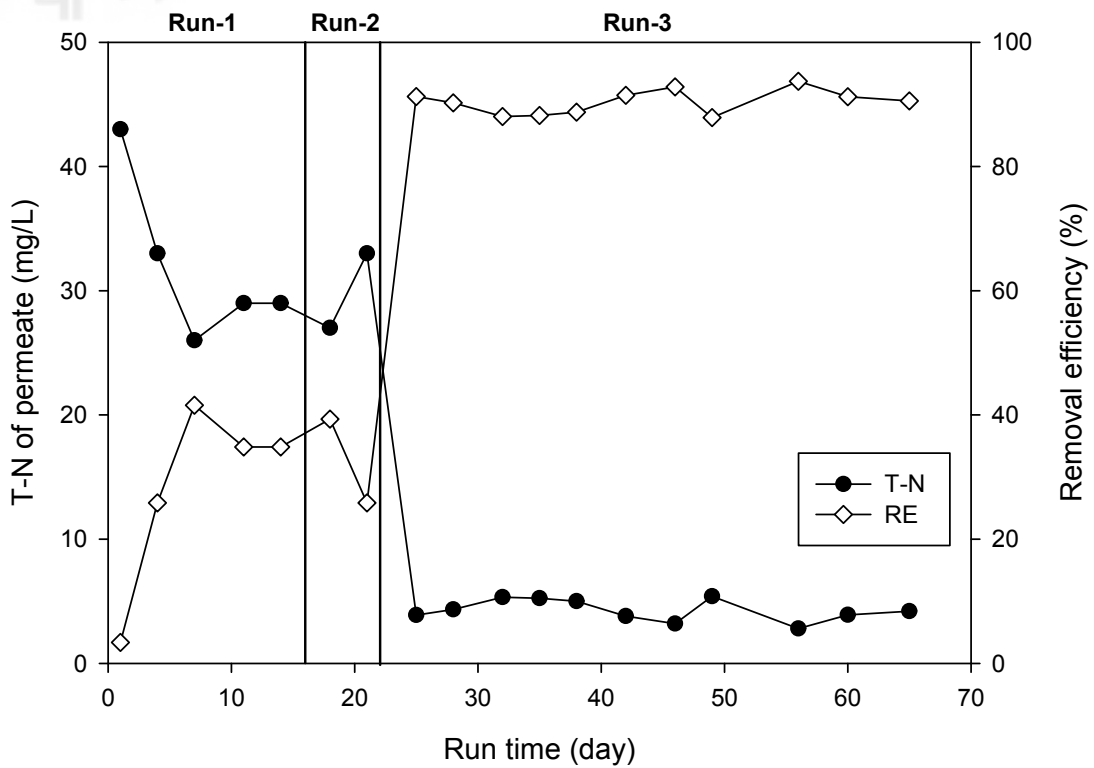


Fig. 23. Variations of T-N of the permeate and removal efficiency.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20, Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

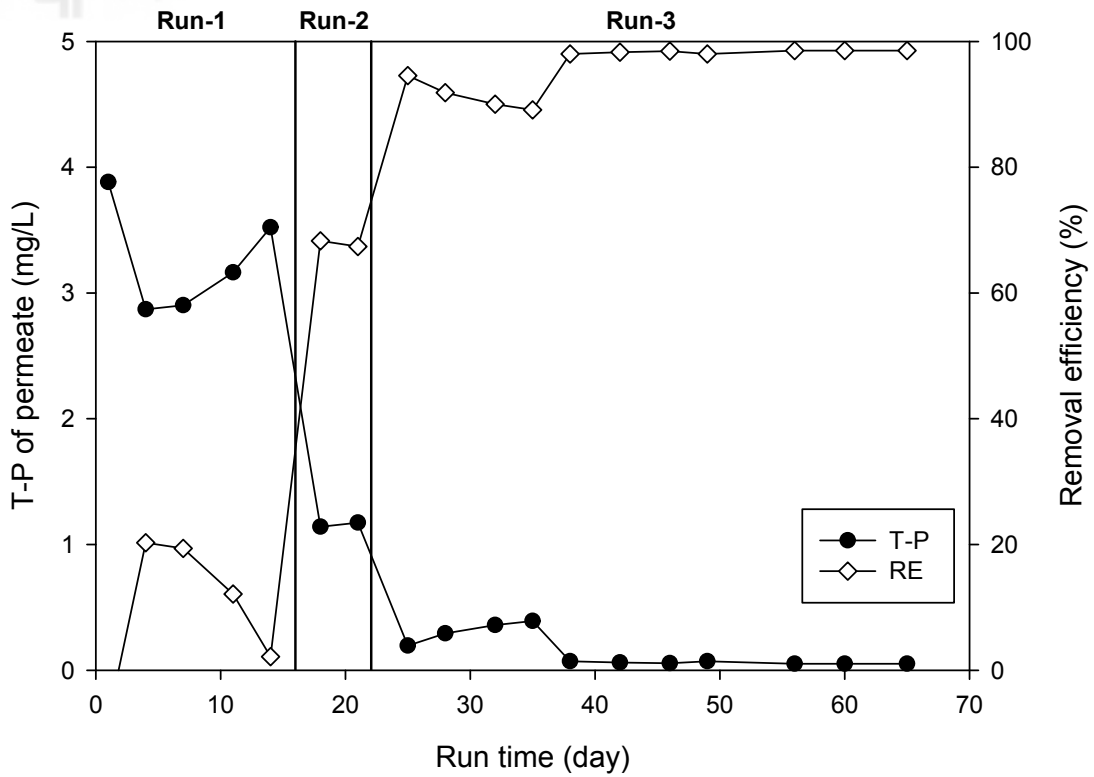


Fig. 24. Variations of T-P of the permeate and removal efficiency.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20, Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

3) TMP의 변화와 여과저항

Fig. 25는 Run-1, Run-2 및 Run-3의 조건에서 조업 시간에 따른 TMP의 변화를 나타낸 것이다. Fig. 26에서 보는 바와 같이 TMP는 운전이 진행된 후 30일 까지 서서히 증가하는 경향을 보이거나, 큰 변화는 없었다. 그러나 30일 이후 TMP는 급격히 증가하여 조업 후 60일에는 30 kPa까지 도달하였다.

막의 세정은 TMP가 30 kPa 근처에 도달하면 실시하였다. 세정 방법은 부드러운 스폰지로 막 표면에 형성된 케이크 층을 제거한 후, 0.5% NaOCl 용액으로 세정하였다. 세정 직후의 TMP는 4.6 kPa로서 세정 후에 초기 TMP로 거의 회복되었다.

막여과 저항에는 식 (16)에서 나타낸 바와 같이 막에 작용하는 총여과저항(R_t)은 막자체의 저항(R_m), 케이크 저항(R_c) 및 막오염 저항(R_f)으로 이루어져 있다. 운전을 종료한 후에 반응기에서 막모듈을 꺼내어 R_t , R_c 및 R_f 를 측정하여 Fig. 27에 나타내었다. R_t , R_c , R_f 및 R_m 의 값은 각각 9.42×10^{12} , 9.19×10^{12} , 9.92×10^{10} 및 1.37×10^{11} 1/m이었고, R_t 의 값을 100%로 하였을 경우에 R_c 가 97.4%, R_f 가 1.1% 그리고 R_m 이 1.5%를 차지하여서 대부분의 막저항은 막표면에 형성되는 케이크에 의한 저항으로 나타났다.

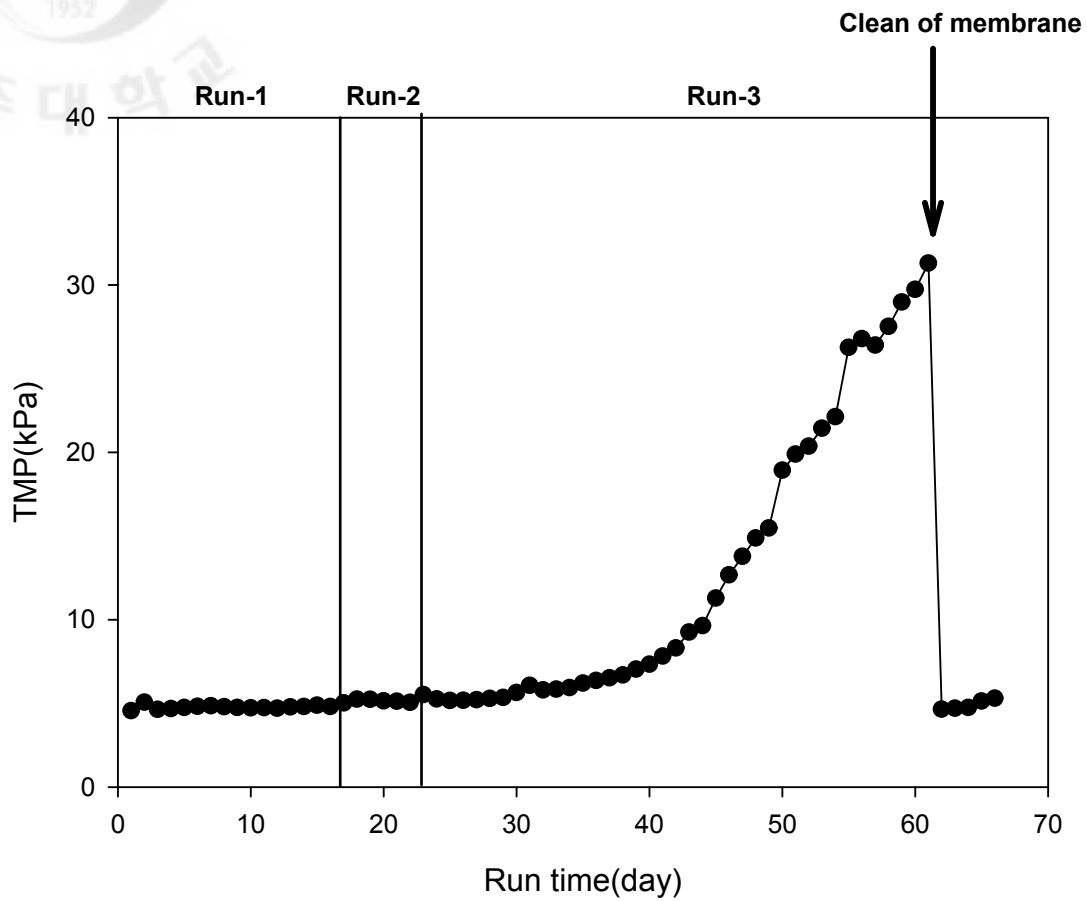


Fig. 25. Variations of TMP during operating time.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20, Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

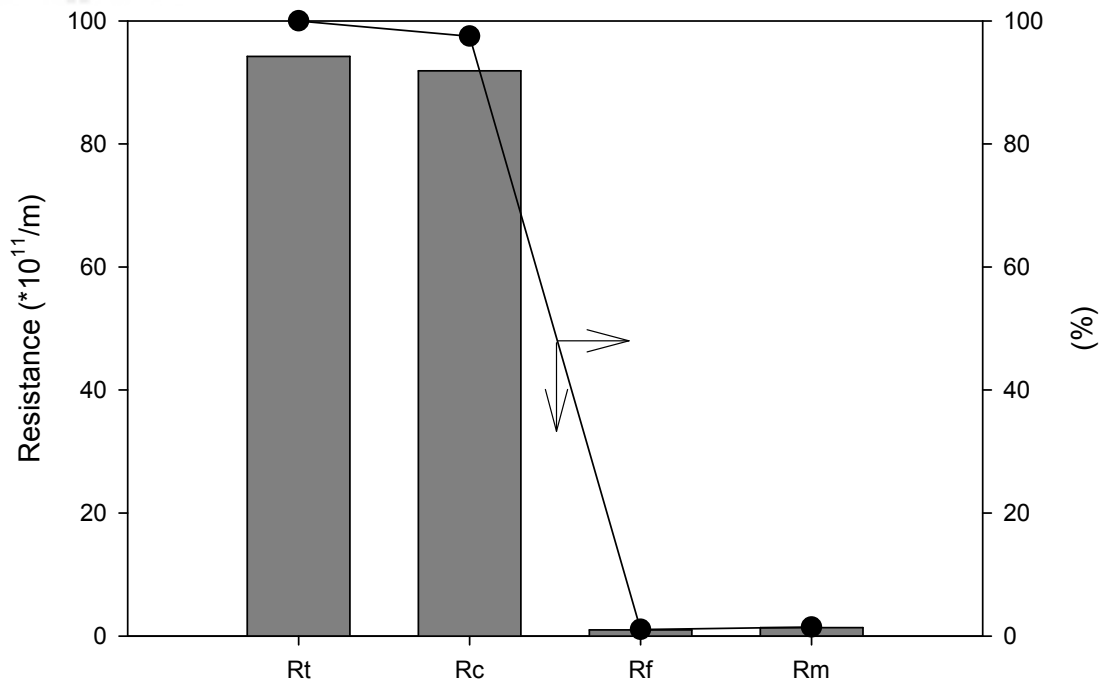


Fig. 26. Resistances in FMSBR.

(Anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min(non-suction/suction=20/20), Run-1 : 200 mg/L of glucose, Run-2 : 400 mg/L of glucose, Run-3 : 800 mg/L of glucose)

3. 폐수의 도입단계가 제거효율과 여과성능에 미치는 영향

1) 활성슬러지 농도 변화

운전시간 경과에 따른 반응기 내의 MLSS 및 MLVSS의 농도변화를 Fig. 27에 나타내었다. Fig. 27에서 보는 바와 같이 MLSS와 MLVSS는 운전시간이 경과함에 따라 지속적으로 증가하였다. Cycle-4에서의 MLSS는 2,410 mg/L에서 85일 경과 후에는 11,740 mg/L로 증가하였고, Cycle-5에서의 MLSS는 운전초기에 2,630 mg/L에서 85일 경과 후에는 10,640 mg/L로 증가하였다. 또한, Cycle-4에서의 MLVSS는 운전초기에 1,820 mg/L에서 85일 경과 후에는 9,890 mg/L, Cycle-5에서의 MLVSS는 2,100 mg/L에서 9,060 mg/L로 증가하였다. 이러한 결과는 MLSS 측정과 활성슬러지의 입자 크기 분석을 위한 샘플링을 제외하고는 슬러지의 배출이 없었기 때문이며, 침지형 막결합 활성슬러지 시스템에서 MLSS의 농도는 운전시간이 경과함에 따라 증가한다[59]는 결과와 유사하게 나타났다.

또한, Cycle-4와 Cycle-5의 MLVSS/MLSS의 평균값은 각각 0.82과 0.83로 일반적인 활성슬러지의 MLVSS/MLSS 값인 0.65~0.75[60]보다 높게 나타났으나, 전형적인 혐기-호기 SBR 공정에서의 MLVSS/MLSS 값인 0.87보다는 조금 낮게 나타났다[61].

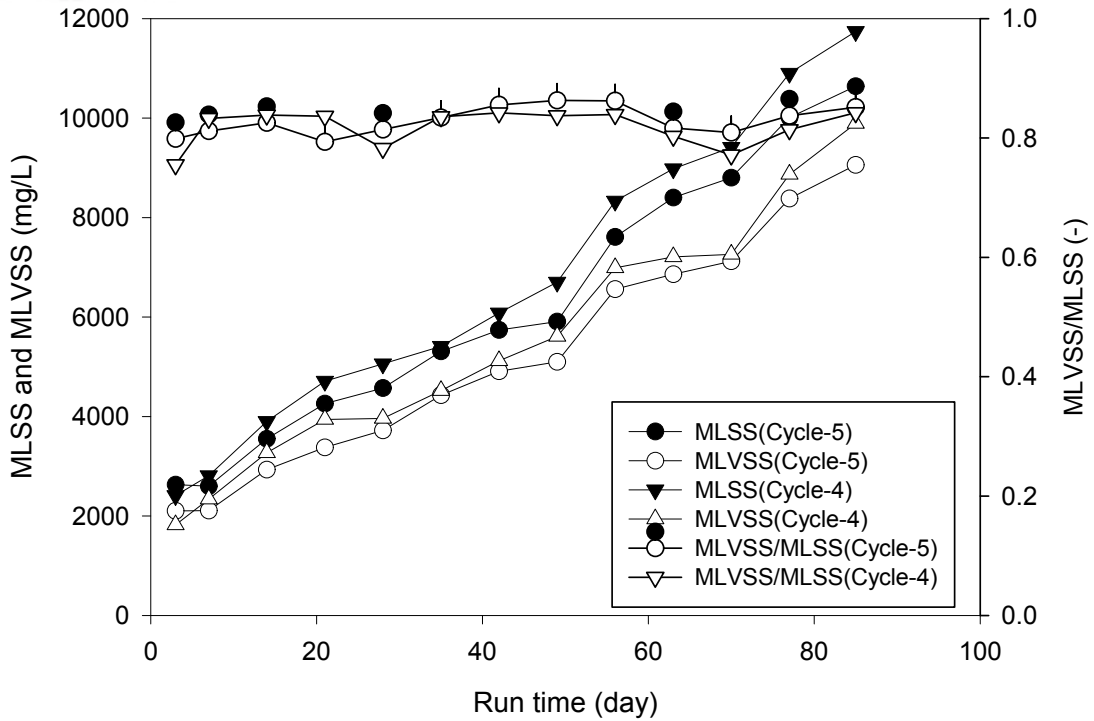


Fig. 27. Variations of MLSS, MLVSS, and MLVSS/MLSS during the operation of FMSBR.

(Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min, Cycle-5 : anoxic reaction 60 min, aerobic filling 5 min, aerobic reaction 115 min)

2) 유기물 및 영양염류의 제거

폐수 도입단계가 다른 FMSBR에서 운전시간에 따른 투과수의 COD 농도 및 제거율 변화를 Fig. 28에 나타내었다. Cycle-4와 Cycle-5의 COD의 제거율은 모두 운전시간의 경과에 따라 큰 변화가 없었으며, Cycle-4와 Cycle-5의 COD의 제거율 차이도 없었다. Cycle-4에서 투과수의 평균 COD 농도와 평균 제거율은 각각 3.52 mg/L와 99.13%이고, Cycle-5에서 투과수의 평균 COD 농도와 평균 제거율은 각각 3.86 mg/L와 99.05%이었다. 따라서, FMSBR에서 폐수 도입 단계에 관계없이 COD의 제거율은 높게 나타났다.

Fig. 29는 폐수 도입단계가 다른 FMSBR에서 운전시간에 따른 투과수의 T-N의 농도와 제거율 변화를 나타낸 것이다. Cycle-4와 Cycle-5에서의 투과수 T-N 농도 변화는 운전 초기를 제외하고는 크게 변화가 없었으나, 특이할 만 한 점은 Cycle-4에서의 투과수 T-N 농도가 Cycle-5에서의 투과수 T-N 농도보다 매우 낮았다는 사실이다. 운전 시간에 따른 Cycle-4와 Cycle-5에서의 투과수 T-N 농도는 각각 6.2~34.0 mg/L (평균 11.2 mg/L)와 16.6~37.0 mg/L (평균 25.4 mg/L)이며, T-N 제거율은 각각 19.1%~85.2% (평균 73.3%)와 11.9%~60.5% (평균 39.6%)이었다. Cycle-4의 T-N 제거율은 Cycle-5에 비해 약 1.8배 높게 나타난 것으로 보아 원수(폐수) 도입 후에 무산소반응 후에 호기반응을 실시하는 것이 호기반응 후에 무산소반응을 실시하는 것보다 T-N 제거에는 보다 효과적이었다.

생물학적 질소 제거는 질산화 박테리아에 의해 암모니아성 질소를 아질산성 질소로, 아질산성 질소를 질산성 질소로 산화시키는 질산화 과정을 거친 후, 탈질 박테리아에 의해 환원되어 질소가스를 대기 중으로 방출시켜 이루어진다[62]. 또한 탈질을 효과적으로 이루어지기 위해서는 유기물이 필요하다[4]. Cycle-5 경우에는 원수가 도입된 후 호기반응이 먼저 일어나므로 원수 중의 유기물이 호기성 반응에서 거의 산화되어 무산소 반응에서 탈질에 이용할 유기물이 없는 반면에, Cycle-4의 경우는 무산소 반응에서 유기물이 공급되므로 탈질이 Cycle-5에 비해 높게 되어 총질소의 제거율이 높은 것으로 사료된다.

한편, 본 연구에서 COD/T-N는 9.2이고 T-N의 제거율은 73.10%(Cycle-4)로서

MBMBR(moving bed membrane bioreactor)에서 COD/T-N 비가 8.9일 때 실험한 결과인 T-N 제거율 70.0%와 유사한 결과를 나타내었다[63].

Fig. 30는 폐수 도입단계가 다른 FMSBR에서 운전시간에 따른 투과수의 T-P의 농도와 제거율 변화를 나타낸 것이다. Cycle-4와 Cycle-5에서 투과수의 T-P 농도 변화는 각각 0.29~1.44 mg/L (평균 0.70 mg/L)와 0.62~1.60 mg/L (평균 1.14 mg/L)이며, T-P 제거율은 각각 53.2%~90.4% (평균 77.3%)와 47.9%~79.8% (평균 62.9%)이었다. T-P의 제거율 거동은 T-N의 제거율 거동과 비슷하였으며, Cycle-4의 경우가 Cycle-5에 비해 1.2배 높게 나타났다.

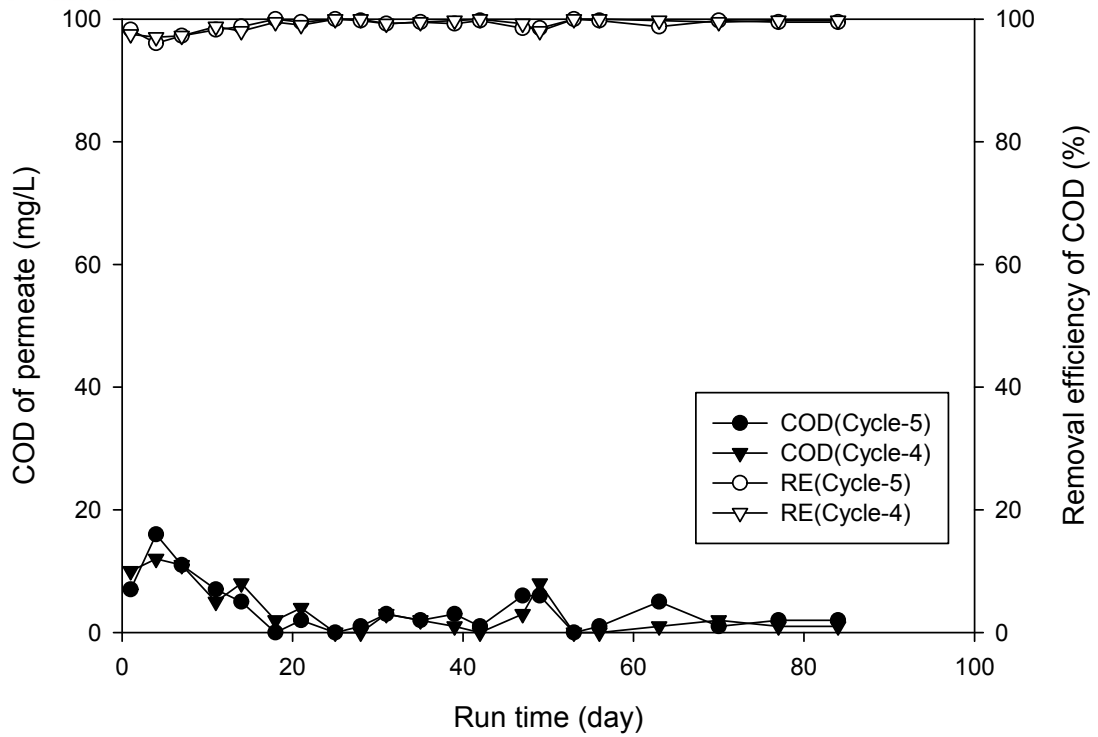


Fig. 28. Variations of COD of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min, Cycle-5 : anoxic reaction 60 min, aerobic filling 5 min, aerobic reaction 115 min)

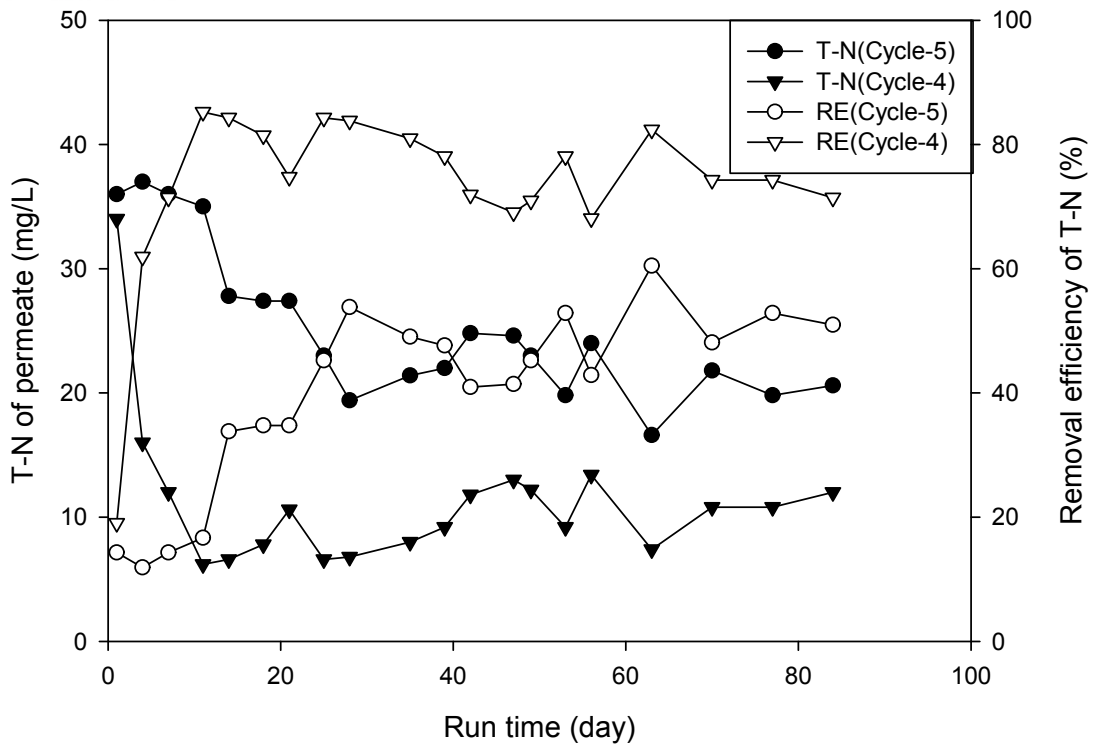


Fig. 29. Variations of T-N of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min, Cycle-5 : anoxic reaction 60 min, aerobic filling 5 min, aerobic reaction 115 min)

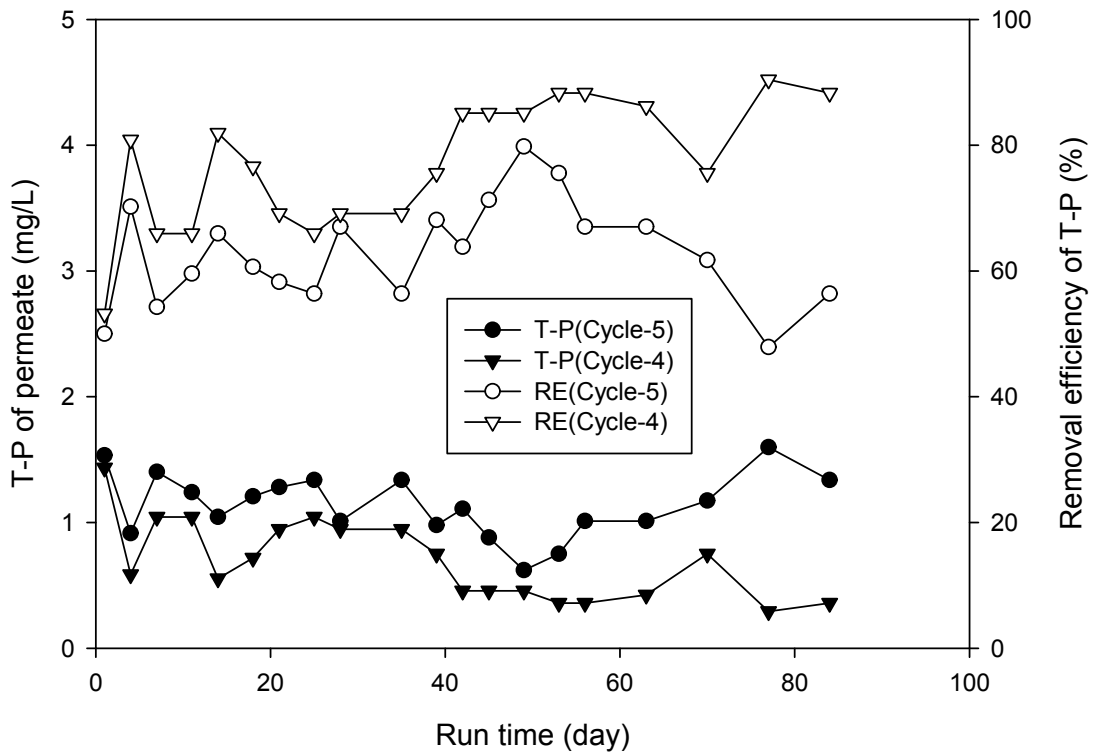


Fig. 30. Variations of T-P of the permeate and removal efficiency during the operation of FMSBR.

(Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min, Cycle-5 : anoxic reaction 60 min, aerobic filling 5 min, aerobic reaction 115 min)

3) TMP의 변화

FMSBR은 분리막이 모두 활성슬러지 내에 침지되어 있으므로 운전 조건과 방식에 따라 차이는 있지만 막오염으로 인하여 TMP의 증가가 야기된다. 이와 같은 막오염이 어느 정도 진행되면 TMP 또는 플럭스 회복을 위하여 침지된 분리막을 활성슬러지에서 분리하여 물리적 방법이나 화학적 방법에 의해 막을 세정하여야 한다[33, 63, 64]. 본 연구에서 사용한 분리막 세정은 물리적 세정 후 화학적 세정을 실시하였다. TMP가 약 30 kPa에 도달하였을 때, 분리막을 반응기에서 꺼내어 부드러운 스폰지와 tap water로 막 표면에 형성된 케이크를 제거한 후, 5,000 ppm NaOCl 용액으로 막을 세정하였다.

Fig. 31은 폐수 도입단계가 다른 FMSNR에서 Cycle-4와 Cycle-5에 대하여 운전 시간에 따른 TMP의 변화를 나타낸 것이다. 그림에서 보는 바와 같이 Cycle-4와 Cycle-5는 운전을 시작한지 각각 29일과 25일 경과 한 후에 TMP가 약 30 kPa에 도달하였으며, 분리막은 세정방법에 따라 세정을 하였다. 운전을 처음 시작할 때의 Cycle-4와 Cycle-5의 초기 TMP는 각각 7.9와 6.9 kPa이었고, 세정한 후의 TMP는 각각 7.5과 6.6 kPa로서, 세정 후 TMP는 Cycle-4와 Cycle-5에서 모두 운전 초기의 TMP로 거의 회복되었다. 세정 후 Cycle-4의 운전 시간에 따른 TMP는 Cycle-5의 TMP에 비해 다소 높게 나타났으며, 두 운전 모드간의 큰 TMP의 차이는 없었으나, 89일 후에 Cycle-4와 Cycle-5의 TMP는 각각 27.3과 16.9 kPa로 Cycle-4의 경우가 Cycle-5에 비해 1.6배 높게 나타났다.

또한, 89일 동안 FMSBR에서 운전을 한 후 막모듈을 반응기에서 꺼내어 순수 플럭스를 측정하고, 식 (15)을 이용하여 총여과저항(R_t)을 측정하였다. 막표면의 케이크 층을 스폰지로 제거한 후 여과저항을 측정하고, 식 (16)를 이용하여 (R_m+R_f)를 계산하였으며, 막고유저항(R_m)은 운전 전에 막간차압에 따른 순수 플럭스 변화로부터 이미 측정된 값이므로 막오염저항(R_f)을 구할 수 있다. 실험과 식 (15) 및 식 (16)를 이용한 각 여과저항 값을 Table 15에 나타내었다. Cycle-4와 Cycle-5의 R_t 는 각각 $42.11 \times 10^{11}/m$ 와 $21.61 \times 10^{11}/m$ 로서 Cycle-5에 비해 Cycle-4가 약 2배 높게 나타났으며, 이는 Fig. 31에서 89일 후의 TMP 측정값과 비슷한 결과를 보였다. Cycle-4와 Cycle-5에서 케이크 저항의 비율은 각각

90.19%와 91.34%로서 막여과 저항의 대부분은 케이크 저항(R_c)이었다. 이는 선행 연구인 유입 유기물 농도의 변화에 따른 영양염류의 제거 특성에 관한 연구의 결과와 유사하게 나타났다. 이러한 결과는 MBR 공정에서 케이크 저항이 전체 막여과 저항의 대부분을 차지한다는 연구결과와 거의 일치하였다[6].

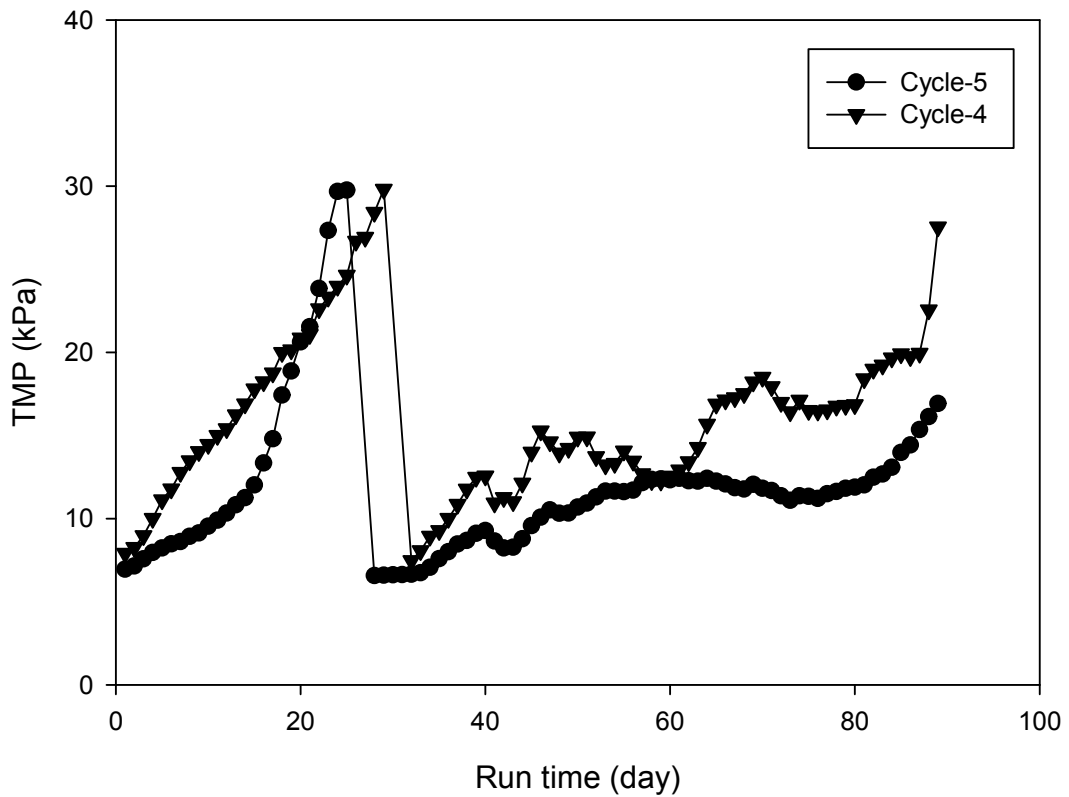


Fig. 31. Variations of TMP during the operation of FMSBR.

(Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min, Cycle-5 : anoxic reaction 60 min, aerobic filling 5 min, aerobic reaction 115 min)



Table 16. Filtration resistances in the operation of Cycle-4 and Cycle-5.

(Unit; $\times 10^{11}/m$)

	Cycle-4 ¹⁾	Cycle-5 ²⁾
R_m	1.24	0.98
(%)	(2.95)	(4.52)
R_f	2.89	0.90
(%)	(6.86)	(4.14)
R_c	37.97	19.74
(%)	(90.19)	(91.34)
R_t	42.11	21.61
(%)	(100.00)	(100.00)

1) Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min

2) Cycle-5 : anoxic reaction 60 min, aerobic filling 5 min, aerobic reaction 115 min

4. 담체와 FMSBR를 결합한 혼성공정의 처리효율과 여과 특성

담체와 FMSBR을 결합한 혼성 반응기(hybrid reactor)는 스폰지형 담체를 FMSBR의 반응부피를 기준으로 0%, 5%, 10% 및 20%를 반응기에 투여하여 담체의 투여량에 따른 혼성공정 반응기에서 유기물 및 영양염류의 제거효율 및 운전 시간에 따른 TMP의 변화를 관찰하였다. 또한 운전 종료는 TMP가 20 kPa에 도달하였을 때 운전을 종료하였다. FMSBR은 운전을 시작한 후 약 30일이 경과한 후에 TMP가 20 kPa보다 높게 도달하여 운전을 종료하였다. 하지만 혼성 반응기는 80일이 경과하여도 TMP는 20 kPa에 도달하지 않았다.

1) 활성슬러지 농도 변화

Fig. 32와 Fig. 33에는 혼성정 반응기에서 운전시간에 따른 MLSS와 MLVSS의 농도 변화를 나타내었다. 본 연구에 사용된 혼성 반응기도 FMSBR에서와 같이 활성슬러지는 막에 의해 모두 배제(rejection)되므로 농도분석 및 활성슬러지의 입자 크기 분석을 위하여 샘플을 채취한 것 이외에는 배출되지 않았다. Fig. 33에 나타낸 바와 같이 MLSS는 운전시간이 경과함에 따라 담체가 없는 반응기는 2,690 mg/L에서 8,270mg/L까지, 담체(5%)는 2,620 mg/L에서 15,670 mg/L까지, 담체(10%)은 2,720 mg/L에서 15,490 mg/L까지, 담체(20%)는 2,730 mg/L에서 15,320 mg/L까지 지속적으로 증가하였다. 또한 Fig. 34에서 보는 바와 같이 MLVSS의 농도는 운전시간이 경과함에 따라 담체가 없는 반응기는 2,160 mg/L에서 7,100 mg/L까지, 담체(5%)는 2,040 mg/L에서 13,060 mg/L까지, 담체(10%)은 2,060 mg/L에서 13,360 mg/L까지, 담체(20%)는 2,040 mg/L에서 13,160 mg/L까지 증가하였다.

혼성공정 반응기에서 담체의 농도를 0%, 5%, 10% 및 20%로 하였을 때의 MLVSS/MLSS의 평균값은 각각 0.82, 0.83, 0.85 및 0.84로 나타내었다. 이는 일반적인 활성슬러지의 MLVSS/MLSS 값인 0.65~0.75[59]보다 높게 나타났다.

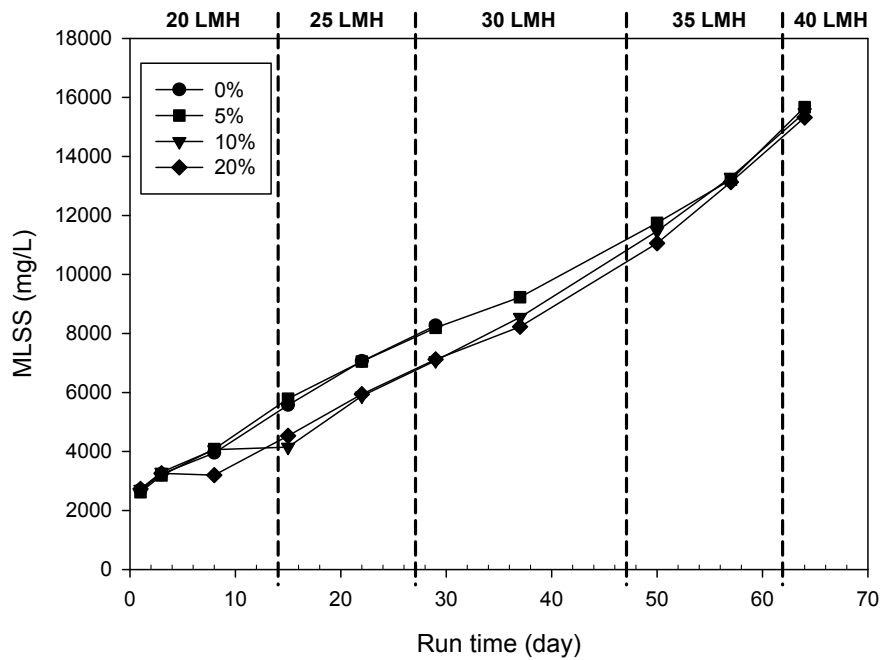


Fig. 32. Variations of MLSS during the operation of hybrid reactor.

(-●- 0% of media, -■- 5% of media, -▼- 10% of media, -◆- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

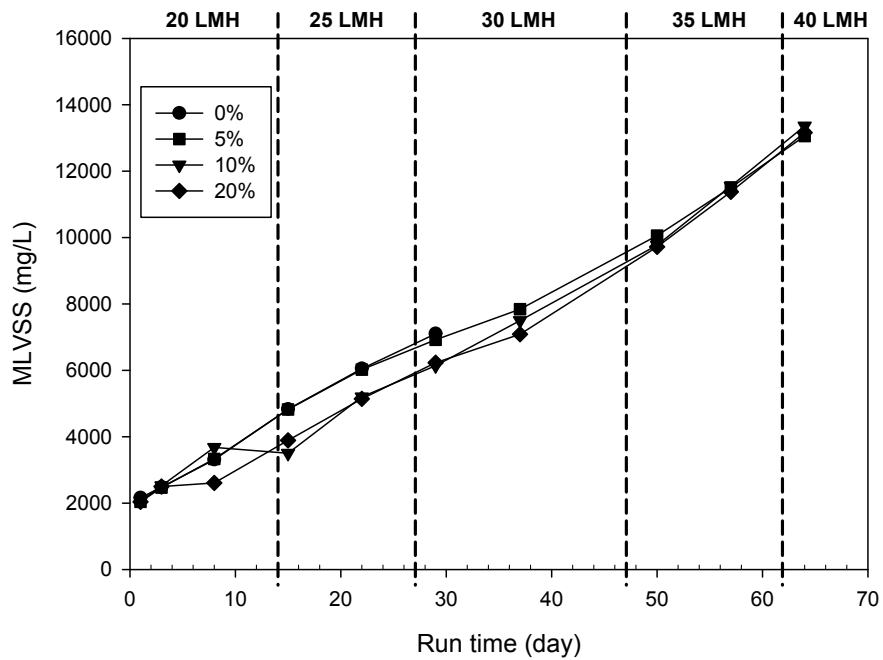


Fig. 33. Variations of MLVSS during the operation of hybrid reactor.
 (—●— 0% of media, —■— 5% of media, —▼— 10% of media, —◆— 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

2) 유기물 및 영양염류의 제거

Fig. 34와 Fig. 35에는 혼성 반응기에서 담체의 투여량과 투과플럭스의 변화에 의하여 운전시간에 따른 투과수의 COD 농도와 제거율 변화를 각각 나타내었다. 담투과수의 COD 농도는 담체(0%)는 2.0 ~ 13.0 mg/L (평균 5.2 mg/L), 담체(5%)는 0 ~ 19.0 mg/L (평균 0.83 mg/L), 담체(10%)는 0 ~ 22.0 mg/L (평균 0.96 mg/L), 담체(20%)는 0 ~ 12.0 mg/L (평균 0.70 mg/L)로 나타났다. 혼성공정에 의한 COD 평균 제거 효율을 보면, 담체(0%)는 98.7%, 담체(5%)는 99.8%, 담체(10%)는 99.8%, 담체(20%)는 99.8%로 모든 반응기에서 높게 나타났다.

Fig. 36에는 혼성 반응기에서 담체의 투여량과 투과플럭스의 변화에 의하여 운전시간에 따른 투과수의 T-N 농도변화를 나타내었고, Fig. 37에는 T-N 제거율의 변화를 나타내었다. 투과수의 T-N 농도 변화를 보면, 담체(0%)은 4.80 ~ 25.20 mg/L (평균 9.72 mg/L), 담체(5%)는 5.00 ~ 27.50 mg/L (평균 11.69 mg/L), 담체(10%)은 6.00 ~ 27.10 mg/L (평균 11.71 mg/L), 담체(20%)는 6.40 ~ 28.20 mg/L (평균 12.42 mg/L)이고, T-N의 평균 제거율은 각각 78.21%, 73.79%, 73.74% 및 72.16%로 담체의 투여량이 증가함에 따라 T-N의 제거율이 감소하였으나, 큰 차이는 없었다.

한편, 선행 연구인 폐수 도입단계에 따른 FMSBR에 의한 유기물 및 영양염류의 제거 특성과 여과성능에 관한 연구에서 유입수의 COD/T-N의 비율인 9.2였으며, 담체와 FMSBR의 혼성공정에서 담체의 투여량에 관계없이 혼성공정에 의한 T-N의 평균 제거율은 선행 연구에서 폐수가 무산소 단계 초기에 유입되는 경우의 투과수 T-N 평균 제거율인 73.1%와 비슷한 결과가 나타났다. 이는 MBMBR(Moving Bed Membrane Bioreactor)에서 COD/T-N 비가 8.9일 때 실험한 결과인 T-N 제거율과 유사한 결과를 나타내었다[63].

Fig. 38과 Fig. 39에는 혼성공정 반응기에서 운전시간에 따른 투과수의 T-P 농도변화와 제거율을 각각 나타내었다. 투과수에서의 T-P의 농도는 담체가 없는 경우 0.05 ~ 0.78 mg/L (평균 0.15 mg/L), 담체의 첨가량이 5%인 경우 0.03 ~ 0.95 mg/L (평균 0.21 mg/L), 담체의 첨가량이 10%인 경우 0.05 ~ 0.85 mg/L (평균 0.19 mg/L), 담체의 첨가량이 20%인 경우에는 0.05 ~ 0.82 mg/L (평균

0.15 mg/L)이고, T-P의 평균 제거율은 각각 95.11%, 93.16%, 93.81% 및 95.11% 이었다. 혼성공정에서 담체의 투입량에 관계없이 T-P의 제거율은 모든 90% 이상 높은 제거율을 나타내었다.

따라서, 유기물 및 영양염류의 제거 특성을 보면, FMSBR과 혼성공정의 경우에 있어서 제거효율이 거의 유사하게 나타났다. 그러므로 유기물 및 영양염류의 제거효율 측면에서 보면, FMSBR에 담체를 투입하는 것은 효과가 거의 없음을 알 수 있었다.

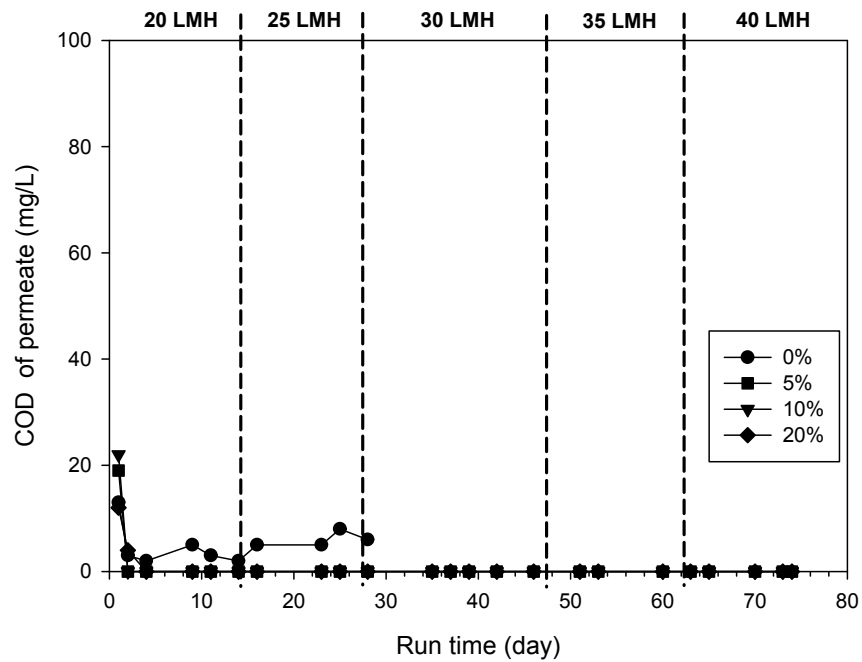


Fig. 34. Variations of COD concentration of the permeate during the operation of hybrid reactor.

(-●- 0% of media, -■- 5% of media, -▼- 10% of media, -◆- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

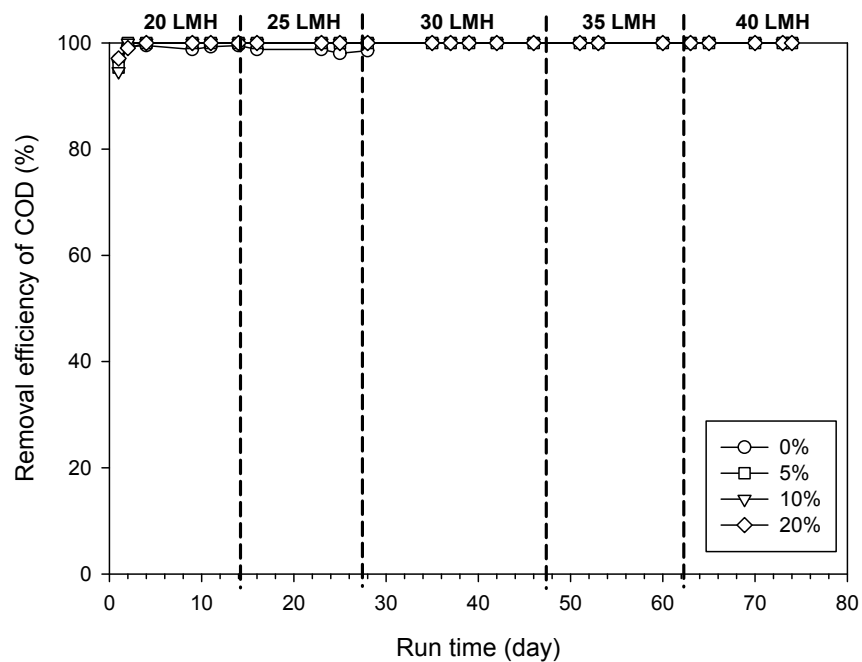


Fig. 35. Variations of COD removal efficiency during the operation of hybrid reactor.

(-○- 0% of media, -□- 5% of media, -▽- 10% of media, -◇- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

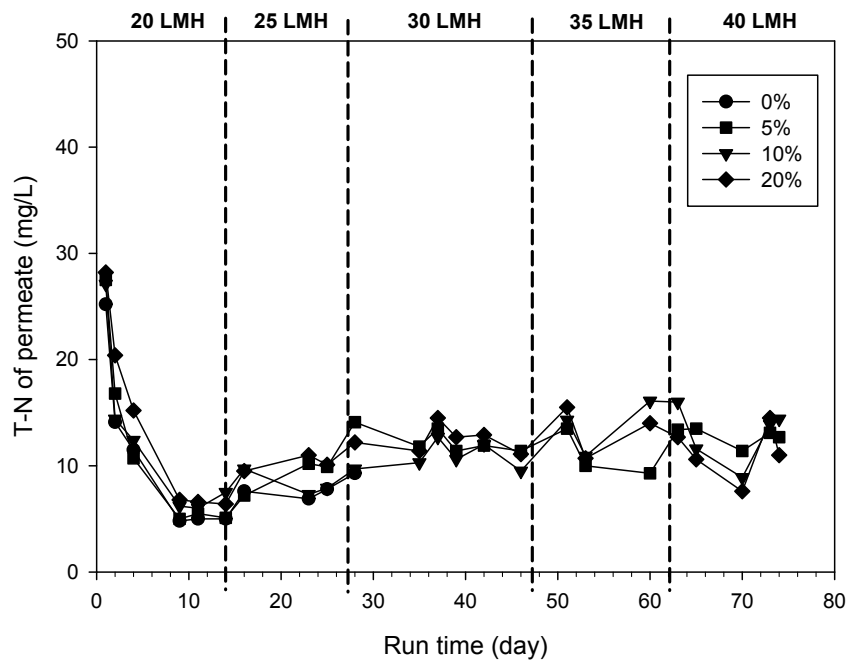


Fig. 36. Variations of T-N concentration of the permeate during the operation of hybrid reactor.

(-●- 0% of media, -■- 5% of media, -▼- 10% of media, -◆- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

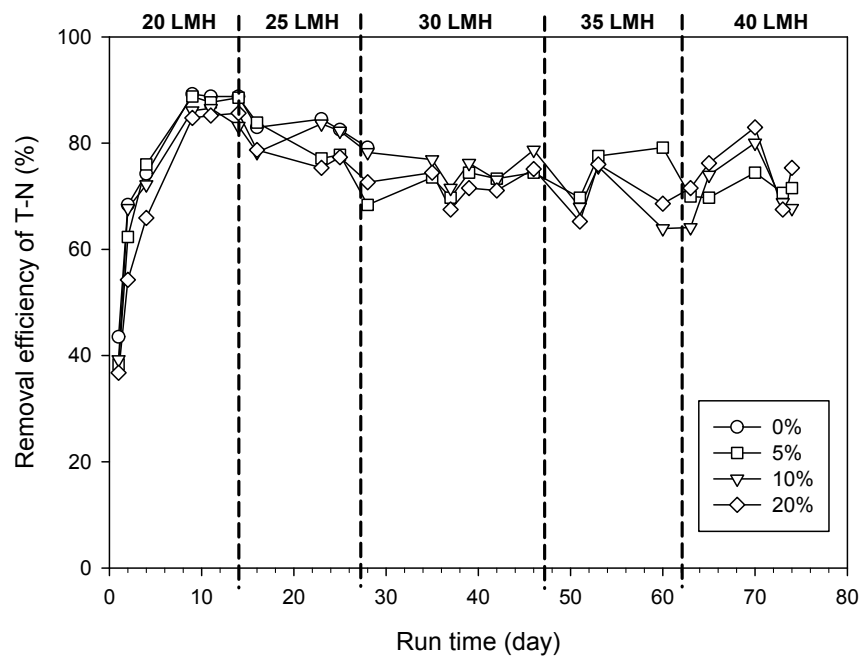


Fig. 37. Variations of T-N removal efficiency during the operation of hybrid reactor.

(-○- 0% of media, -□- 5% of media, -▽- 10% of media, -◇- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

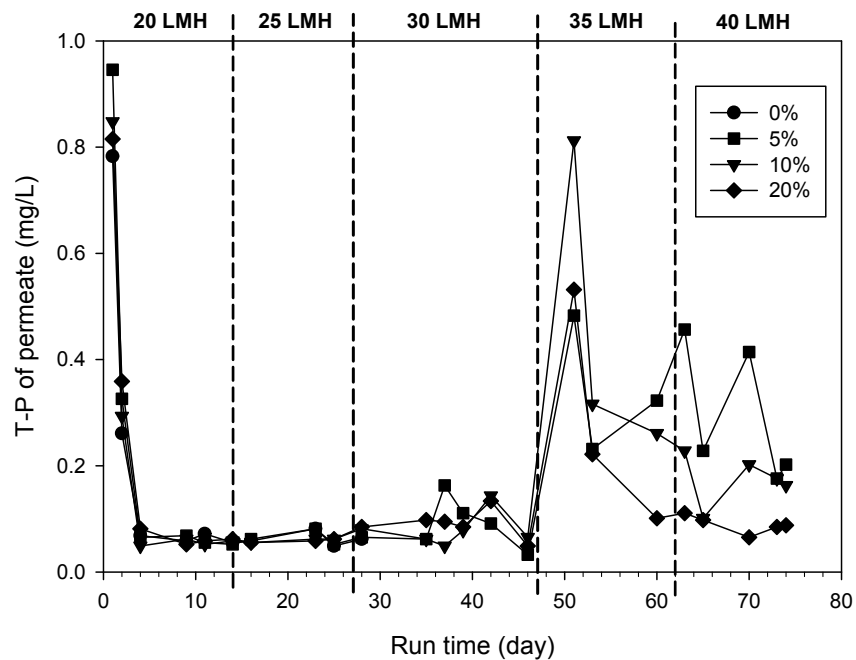


Fig. 38. Variations of T-P concentration of the permeate during the operation of hybrid reactor.

(-●- 0% of media, -■- 5% of media, -▼- 10% of media, -◆- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

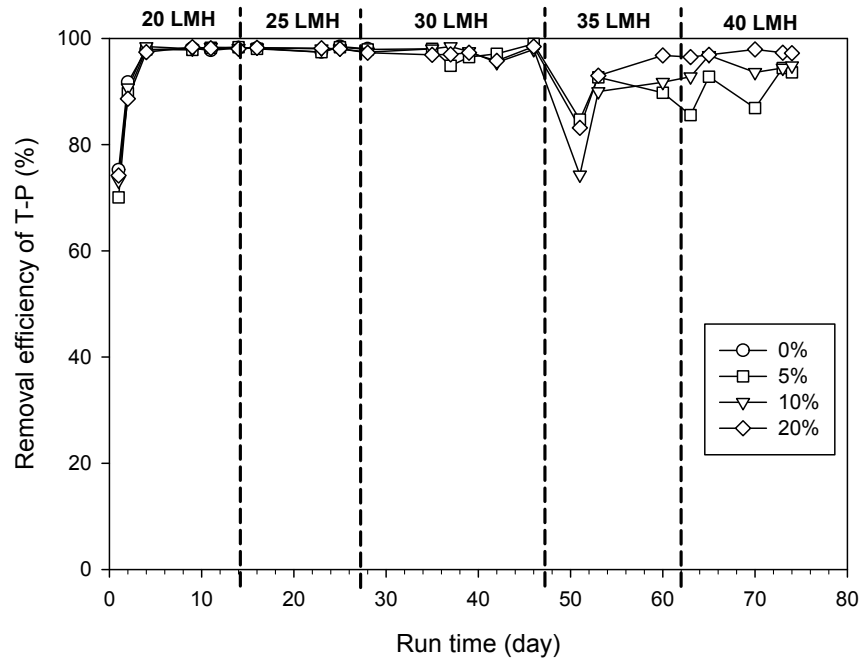


Fig. 39. Variations of T-P removal efficiency during the operation of hybrid reactor.

(-○- 0% of media, -□- 5% of media, -▽- 10% of media, -◇- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

3) TMP의 변화

FMSBR를 이용한 선행 연구에서 운전시간이 지남에 따라 TMP는 증가하여 운전 종료로 설정된 TMP에 도달하였다. TMP가 증가한다는 것은 막오염이 발생하는 것을 의미한다. 막오염은 FMSBR에서 가장 큰 비중을 차지하는 막의 비용과 관계가 있으며, TMP 상승에 의한 에너지가 많이 소요되며, 잦은 막 세척에 의한 막의 손상, 이로 인한 막을 자주 교체하여 운전비용의 상승을 초래한다.

Fig. 40에는 혼성 반응기에서 담체의 투여량과 투과플럭스의 변화에 의하여 운전시간에 따른 TMP의 변화를 나타낸 것이다. 혼성공정에서 TMP가 20 kPa에 도달하면 운전을 종료하였다. FMSBR에서는 운전 초기부터 TMP가 급격하게 증가하였다. 또한 투과플럭스가 증가할수록 TMP의 증가폭은 증가하였고, 투과플럭스가 30 LMH에서 운전을 시작한 후 약 30일에 TMP가 20 kPa를 초과하였으므로 운전을 종료하였다. 혼성공정의 경우에도 운전 시간이 지남에 따라 TMP는 증가를 하였다. 하지만 80일 동안 운전을 한 경우에 TMP의 증가정도는 FMSBR에 비해 증가폭은 매우 작았고, 투과플럭스를 20, 25, 30, 35 및 40 LMH로 증가하여도 TMP는 조금 증가하는 것을 볼 수 있다. 하지만 80일간 운전을 하여도 TMP는 20 kPa에 도달하지 않았다.

본 연구에서 담체의 투여량을 반응기의 부피를 기준으로 5%, 10% 및 20%로 하였을 때, 혼성공정에서 투과플럭스 변화와 운전시간에 따라 TMP의 변화는 담체(5%)가 담체(10%)와 담체(20%)에 비해 낮게 나타났으나 그 차이는 크지 않았다.

혼성 반응기에 담체의 투여량에 따른 입자 크기를 살펴보았다. Fig. 41에는 FMSBR과 혼성 반응기 내의 활성슬러지의 입자 분포를 나타내었다. 그림에 보는 바와 같이 담체의 투여량이 증가할수록 활성슬러지의 입자크기는 감소하였다. 그리고, 담체(0%), 담체(5%), 담체(10%) 및 담체(20%)의 평균 입자 크기를 보면 각각 44.7, 36.2, 34.9 및 29.5 μm 로 나타났다. 즉, 담체 투여량이 증가할수록 활성슬러지의 평균 입자의 크기는 감소하였다. Lee 등은 유동층 생물막을 결합한 MBR에서 유동매체의 투여량이 증가할수록 활성슬러지의 평균입자가 감소하였으며, 이는 매디아 투여량이 증가함에 따라 혼합강도(mixing intensity)와 충돌빈

도(collision frequency)가 증가한다고 제안하였다[65].

일반적으로 막분리 공정에서 입자의 크기가 작은 활성슬러지가 큰 입자를 소유한 활성슬러지에 비해 심각한 막오염을 유발한다고 하였다[47, 67]. 그러나 본 연구에서 TMP와 활성슬러지 입자 크기와의 관계를 보면, 담체(0%)의 경우에 입자의 크기가 가장 크게 나타났으나 TMP의 변화는 가장 급격하게 증가를 하여 운전을 시작한지 약 30일만에 운전 종료 TMP인 20 kPa에 도달하였다. 하지만 담체를 투여한 경우에는 활성슬러지의 입자 크기는 담체를 투여하지 않는 경우의 입자 크기보다 작게 나타났으나 운전 시간에 따른 TMP의 변화는 서서히 증가하였지만 80일 동안 운전을 하여도 운전 종료 TMP인 20 kPa에 도달하지 않았다. 또한, 운전이 종료된 후에 막표면의 상태를 보기 위하여 SEM을 촬영하여서 Fig. 42에 나타내었다. 그림에 보는 바와 같이 담체를 투여하지 않은 FMSBR은 막오염 물질에 의해 막표면과 공극에 쌓여 있었으나, 담체(5%)의 혼성공정에서는 막오염 물질이 막표면에 쌓여 있지 않았음을 확인하였다.

이는 혼성공정 반응기에서 분리막 표면에 부착된 케이크 층이 Fig. 43에 보는 바와 같이 미디어가 폭기에 의해서 유동하면서 막표면에 형성된 케이크 층을 제거하므로 막여과 저항의 대부분을 차지하는 케이크 저항을 감소시킨 것으로 판단된다.

운전시간에 따른 TMP를 보면 혼성공정의 경우가 담체를 투여하지 않은 FMSBR에 비해 훨씬 우수하다는 것을 알 수 있다.

본 실험 결과를 바탕으로 하여 혼성공정 반응기와 기존의 폐수처리장치를 비교하여 Table 16에 나타내었다. Table 16에서 보면, 기존의 폐수처리시설은 침전조가 필요하나, FMSBR과 혼성공정 반응조에서는 불필요하므로 부지를 매입하는 경우에 침전조가 차지하는 면적이 불필요하므로 경제적이다. 또한, FMSBR과 혼성공정 반응조를 비교하여 보면, SS 및 영양염류의 제거율은 비슷하나, Fig. 44에서 보면 FMSBR은 혼성 반응조에 비해 설정 TMP에 먼저 도달하므로 분리막 세정 주기가 짧아서 물리 및 화학적 세정을 자주하게 되는 반면에, 혼성공정 반응조는 설정 TMP에 도달하는 시간이 길어서 분리막 세정주기가 길어서 세정에 필요한 비용을 절감할 수 있는 이점이 있다.

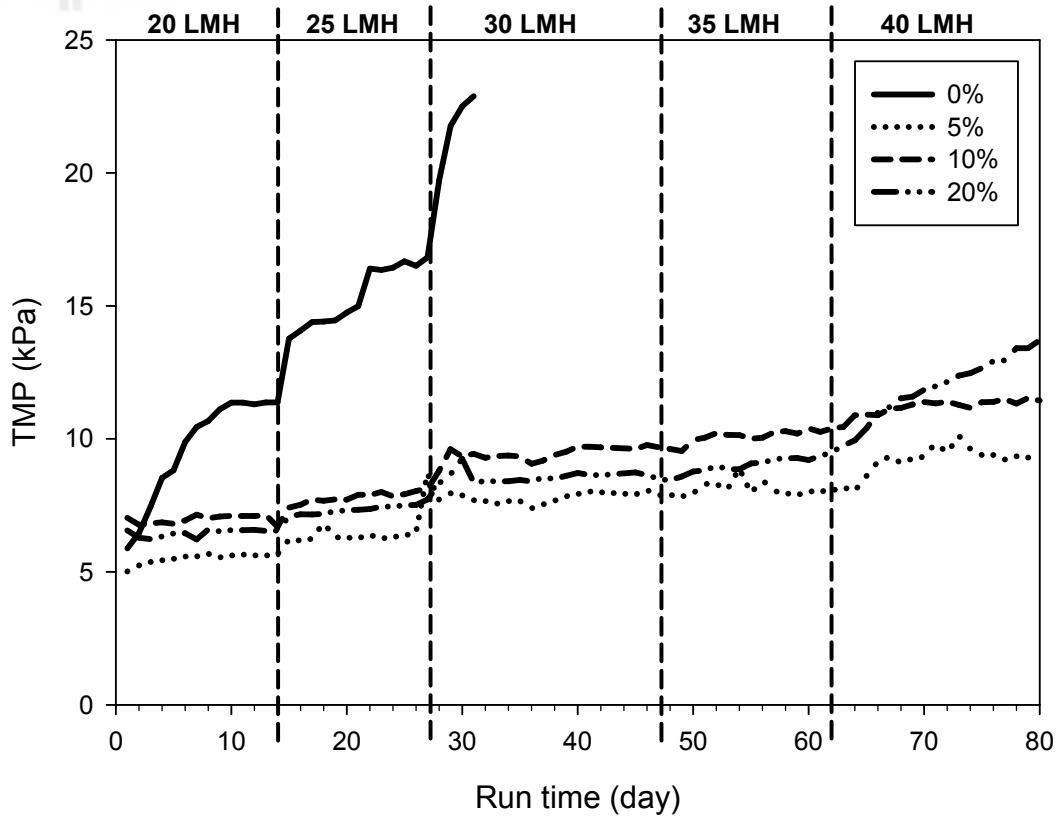


Fig. 40. Variations of TMP during the operation of hybrid reactor.

(— 0% of media,5% of media, --- 10% of media, - · - · 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))

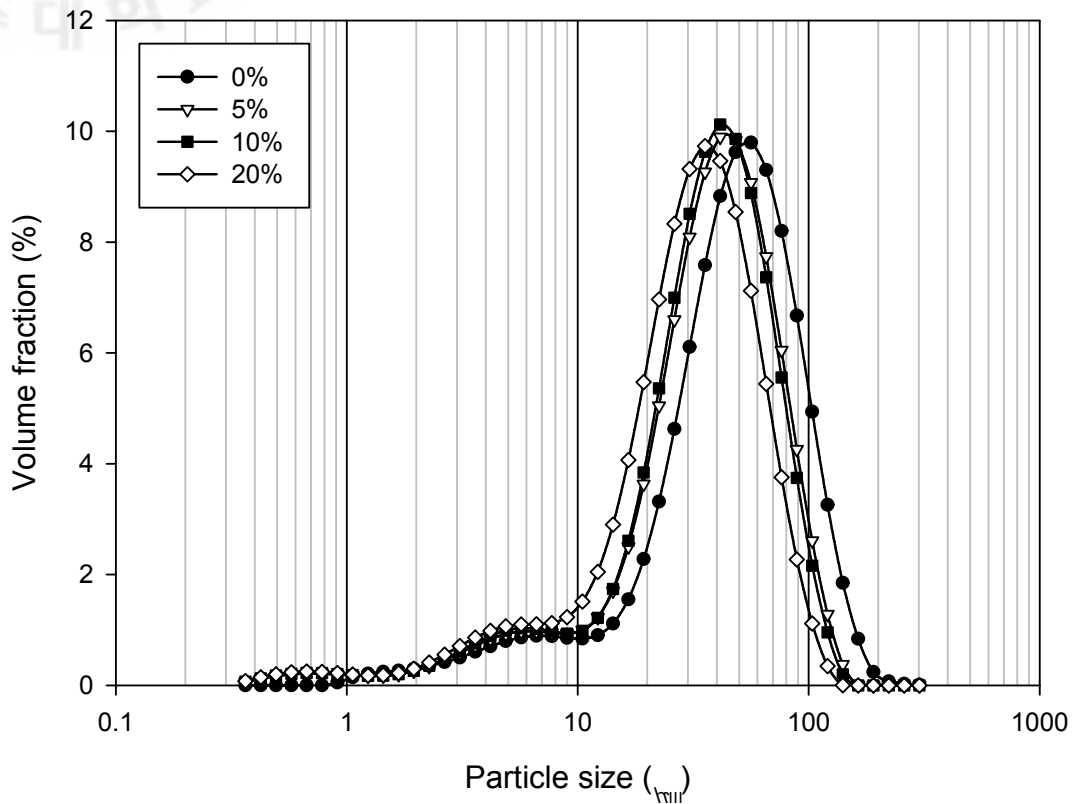
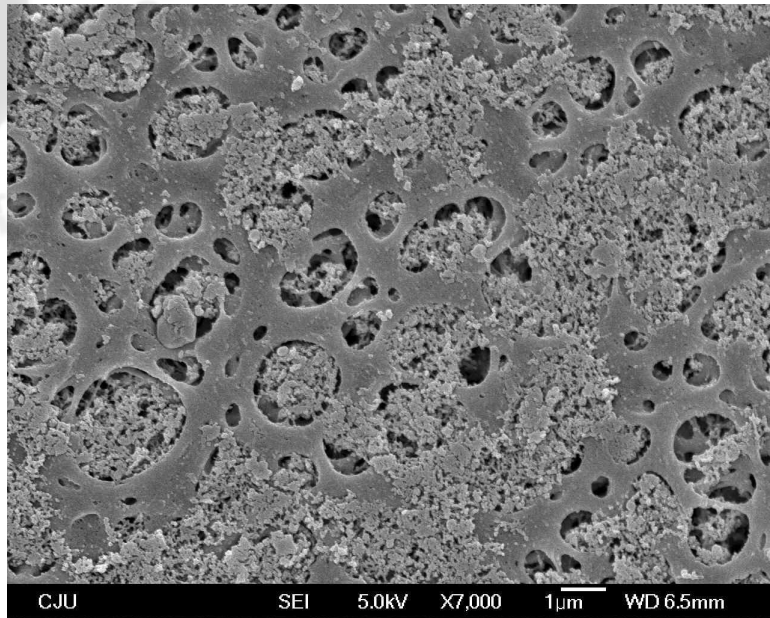
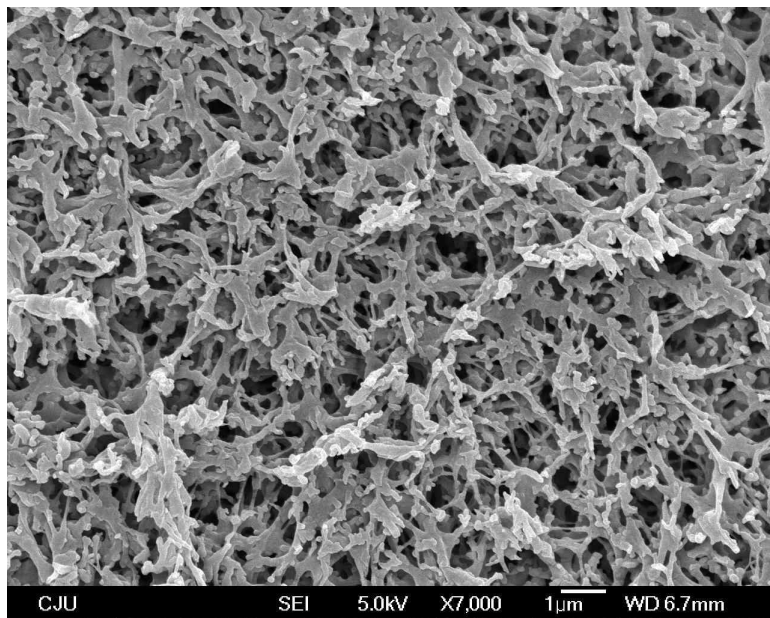


Fig. 41. Particle size distribution in hybrid reactor.

(-●- 0% of media, -▽- 5% of media, -■- 10% of media, -◇- 20% of media, 20, 25 and 30 LMH of Cycle-4 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 55 min, aerobic reaction 120 min (non-suction/suction =20/20), 35 and 40 LMH of Cycle-5 : anoxic filling 5 min, anoxic reaction 25 min, aerobic reaction 60 min (non-suction/suction =10/10))



(a)



(b)

Fig. 42. SEM of membrane surface: (a) without media, (b) with media(5%).

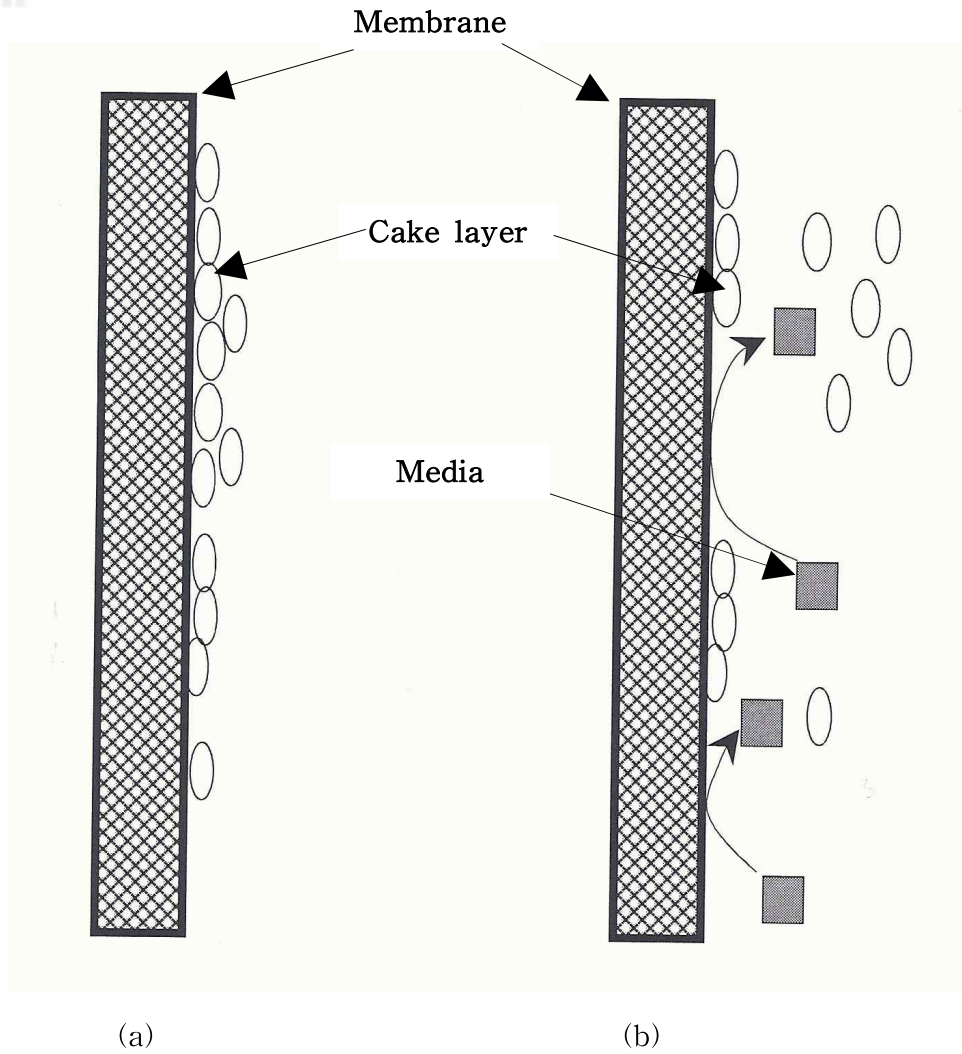


Fig. 43. Mechanism of cake layer elimination by media in FMSBR: (a) without media (b) with media.



Table 16. Comparison of activated sludge, FMSBR and hybrid reactor

	Activated sludge	FMSBR	Hybrid reactor
Settling tank need	Yes	No	No
Removal efficiency of SS	Normal	Very excellent	Very excellent
Removal efficiency of nutrient	Normal	Excellent	Excellent
Plottage	Large	Small	Small
Membrane cleaning interval	-	Short	Long

V. 결론

본 연구에서는 침지형 평막결합 연속회분식 반응기(FMSBR)를 이용하여 운전 주기의 변화, 유입수의 유기물 부하 변동 및 유입폐수의 도입단계에 따른 폐수처리 특성을 연구하고, 담체와 FMSBR을 결합한 혼성 반응기(hybrid reactor)를 이용하여 담체에 의한 막오염 제어방법을 연구한 결과 아래와 같은 결론을 얻었다.

1. 운전모드 변화에 따른 제거효율 및 여과성능에 미치는 영향

소규모의 하폐수 처리에 적합한 평막결합 연속회분식 반응기(FMSBR)를 이용하여 3가지 운전모드의 변화가 여과성능과 제거효율에 미치는 영향을 규명하기 위하여 133일 동안 운전하였다. DO 농도는 무산소 반응에서는 거의 0 mg/L에 근접하였고, 호기 반응에서는 운전 사이클에 관계없이 6 mg/L 이상으로 유지하였다. 또한 DO 농도는 호기 반응 기간이 긴 경우에는 상대적으로 짧은 경우보다 조금 높게 나타났다.

MLSS의 농도는 운전시간이 지남에 따라 증가하였으나, 운전을 시작한 후 80일 이후에는 MLSS의 농도 변화는 거의 일정하였다. COD의 평균 제거율은 모든 운전 모드에서 95% 이상의 제거율을 나타냈으며, 부유물질 제거효율은 100%로 나타났다. 또한 영양염류인 질소와 인의 제거율은 모든 모드에서 각각 82%와 95% 이상으로 높은 제거율을 나타냈다.

분리막의 여과성능은 비폭기(무산소) 기간이 짧을수록 우수하며, 동일한 비폭기(무산소)와 폭기 기간의 경우에는 간헐적인 흡입여과 운전이 연속적인 흡입여과 운전보다 여과성능이 우수하였다. 막 세정 후의 막간차압(TMP)은 5.5 kPa 전후로서 운전 초기의 막간차압으로 회복되었으나, 세정주기는 운전 시간의 경과에 따라 서서히 빨라지는 경향을 나타내었다.

따라서, FMSBR에서 비폭기 기간을 짧게 하고, 흡입여과는 간헐적으로 운전하는 것이 좋은 것으로 판단되었다.

2. 유입 유기물 농도의 변화에 따른 영양염류의 제거 특성

FMSBR에서 유입 유기물의 농도 변화가 분리막의 여과성능 및 영양염류 등의 제거효율에 미치는 영향을 조사하였다. 유입 유기물의 농도(글루코오스 기준)는 조업 시작 후 처음 14일 동안은 200 mg/L (Run-1), 다음 7일 동안은 400 mg/L (Run-2), 그 다음 44일 동안은 800 mg/L (Run-3)로 하여 총 65일 동안 연속 운전하였다.

운전시간이 경과함에 따라 MLSS의 농도는 증가하였으며, 유입 유기물의 농도가 증가함에 따라 MLSS 농도의 평균 변화율도 증가하였다.

유입 유기물의 부하량이 증가할수록 COD 제거율은 감소하였으나, Run-3의 경우는 Run-1에 비해 유입 유기물의 농도가 4배임에도 불구하고 제거효율은 98% 이상이었다. COD/N의 비가 증가할수록 T-N과 T-P의 제거율은 증가하였다.

TMP는 운전이 진행된 후 30일까지 큰 변화는 없었으나, 30일 이후 TMP는 급격히 증가하여 조업 후 60일에는 30 kPa까지 도달하였으며, 세정 후에는 초기 TMP로 거의 회복되었다. 막여과 저항의 대부분은 막표면에 형성되는 케이크 저항(R_c)으로 나타났다.

3. 폐수의 도입 단계가 제거효율과 여과성능에 미치는 영향

FMSBR에서 폐수를 호기성 단계의 초기에 공급할 경우와 무산소 단계의 초기에 공급할 경우에 있어서 유기물 및 영양염류의 제거효율과 여과성능을 비교하기 위하여 82일 동안 운전하였다.

반응기 내의 MLSS와 MLVSS의 농도는 운전 시간이 지남에 따라 폐수 도입 단계에 관계없이 증가하였다. MLVSS/MLSS의 비는 평균 0.82로 일반적인 활성 슬러지의 값보다 높게 나타났다.

COD 제거율은 폐수공급 단계의 순서에 관계없이 99% 이상의 높은 제거율을 나타내었다. T-N의 평균 제거율은 폐수가 무산소 단계의 초기에 유입될 경우가 호기성 단계 초기에 유입될 경우보다 약 1.8배 높았다. 또한, T-P의 평균 제거율

도 T-P의 제거율과 유사한 결과를 나타냈다. 또한, 운전시간에 따른 TMP의 변화는 폐수 도입 단계와 상관없이 비슷한 변화를 나타내었으며, 여과 저항의 대부분은 케이크 저항으로 나타났다.

따라서, FMSBR에서 영양염류인 질소와 인을 제거하기 위해서는 무산소 단계 초기에 폐수가 유입되는 것이 효과적이라고 판단되었다.

4. 담체와 FMSBR를 결합한 혼성공정의 처리효율과 여과 특성

담체와 FMSBR을 결합한 혼성 반응기(hybrid reactor)는 스폰지형 담체를 FMSBR의 반응부피를 기준으로 5%, 10% 및 20%를 반응기에 투여하여 담체의 투여량에 따른 혼성 반응기에서 유기물 및 영양염류의 제거효율 및 운전 시간에 따른 TMP의 변화를 담체를 넣지 않은 경우와 비교하여 관찰하였다.

담체의 투여량에 따른 MLSS 및 MLVSS의 농도는 운전시간이 경과함에 따라 담체의 투여량에 관계없이 지속적으로 증가하였다.

혼성공정에서 COD의 평균제거율은 담체를 넣지 않은 경우보다 조금 높게 나타났다으나, 두 경우 모두 99%이상의 높은 제거율을 보였다. 담체가 증가함에 따라 T-N의 평균 제거율을 감소하는 경향을 보였으나, 모두 70%이상의 비교적 높은 제거율을 보였다. 또한 T-P의 평균 제거율은 담체의 투여량에 관계없이 모두 90%이상의 제거율을 보였다.

담체를 넣지 않은 FMSBR의 경우에는 초기부터 TMP가 급격하게 증가하였고, 플럭스가 증가할수록 TMP도 증가하였다. 그러나 혼성공정에서는 운전시간이 경과함에 따라 증가하는 폭이 작았고, 플럭스를 증가시키에도 불구하고 TMP는 소폭 상승하였다. 이는 담체가 유동을 하면서 막표면에 형성된 케이크 층을 제거하여 막여과저항의 대부분을 차지하는 케이크 저항이 감소되어 TMP의 상승이 억제되는 것으로 사료된다.

따라서, 혼성공정은 세정 비용 절감뿐만 아니라 조업시간 연장 및 분리막 수명 연장 등의 효과가 있을 것으로 사료된다.

참고문헌

1. http://meta.kosis.kr/bzmt/main.jsp?surv_id=10607&curYear=2008.
2. P.H. Yeon, "Effect on the operation mode and packing media on the performance of SBR process", Ph.D. Dissertation, Kwandong Univ., Gangwon-do (2006).
3. T.H. Bae, "Membrane sequencing batch reactor system for the treatment of dairy industry wastewater", M.S. Dissertation, Seoul National Univ., Seoul (1999).
4. J.Y. Han, "Removal characteristics of nitrogen and phosphorus in sewage by change of operating conditions on SBR process", M.S. Dissertation, Jeju National Univ., Jeju Special Self-Governing Province (1998).
5. D.H. Kim, S.H. Kim, and T.H. Chung, "Adaptive control and strategies of dissolved oxygen in a sequencing batch reactor", *J. KSWQ*, **17(2)**, 229 (2001).
6. B.C. Ma, "Effect of physicochemical characteristics of microbial flocs on membrane performance in membrane-coupled sequencing batch reactor with and without anoxic phase", M.S. Dissertation, Seoul National Univ., Seoul (2004).
7. J.K. Shim, I.K. Yoo, and G.C. Cha, "Synthetic organic wastewater treatment using a submerged flat membrane bioreactor", *J. of KSEE*, **24(10)**, 1775 (2002).
8. T.H. Bae, G.G. Jang, and T.M. Tak, "Effects of biomass concentration and sludge loading rate on bioactivity and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor system", *Membrane Journal*, **14(4)**, 289 (2004).
9. T. Ueda, K. Hata, Y. Kikuoka, and O. Seino, "Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor", *Wat. Res.*, **31(3)**,

489 (1997).

10. P. Le-Clech, H.A. Vazquez, B. Jefferson, and S. Judd, "Fluid hydrodynamics in submerged and sidestream membrane bioreactor", *Wat. Sci. Tech.*, **48(3)**, 113 (2003).
11. H.G. Son, "Effect of chemical coagulation on the performance of a submerged membrane bioreactor", M.S. Dissertation, Seoul National Univ., Seoul (2000).
12. Y.K. Choi, O.S. Kwon, H.S. Park, and S.H. Noh, "Mechanism of gel layer removal for intermittent aeration in the MBR process", *Membrane Journal*, **16(3)**, 188 (2006).
13. J.K. Yoo, S.H. Ahn, J.K. Shin, Y.M. Lee, H.S. Kim, and G.C. Cha, "Treatment of food wastewater using flat-type submerged membrane bioreactor", *J. of KSEE*, **22(8)**, 1475 (2000).
14. G. Tchobanoglous, F.L. Burton, and H.D. Stensel, "Wastewater Engineering; Treatment and Reuse", 4th, McGraw Hill., Singapore, (2004).
15. P.L. McCarty and D.P. Smith, "Anaerobic wastewater treatment", *Environmental Science and Technology*, vol. 20, pp. 1200-1226 (1986).
16. C.S. Yang, "Removal of nutrients using fermented food waste in membrane coupled sequencing batch reactor", M.S. Dissertation, Chosun University, Gwangju Metropolitan city (2008).
17. R.I. Sedlak, "Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater", 2d ed., The Soap and Detergent Association, Lewis Publisher, New York, (1991).
18. S. Villaverde, P.A. Garcia-Encina, and F. FDA-Polanco, "Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters", *Wat. Res.* **31(5)**, 1180 (1997).
19. G. Bitton, "Wastewater microbiology", 3th Ed., John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, Canada (2005).
20. D.J. Kim, D.W. Han, H.J. Yun, S.C. Lee, H.Y. Lee, G.C. Cha, and W.C.

- Park, "Enrichment of anammox bacterium with sequencing batch reactor and its community analysis by Fluorescence *in situ* hybridization", *J. of KSEE*, **24(4)**, 655 (2002).
21. M. Strous, E.V. Gerven, P. Zheng, J.G. Kuenen, and M.S.M. Jetten, : Ammonium removal from concentrated waste streams with anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) process in different reactor configurations", *Water Res.*, **31**, 1995 (1997).
22. M. Strous, E.V. Gerven, J.G. Kuenen, and M. Jetten, "Effects of aerobic and microaerobic conditions on anaerobic ammonium-oxidizing (Anammox) sludge", *Appl. Environ. Microbiol.*, **63(6)**, 2446 (1997).
23. J.H. Kim and S.J. Jun, "Treatment of phosphorus in sewage and wastewater", *KIC News*, **14(5)**, 12 (2011).
24. Z.H. Abu-ghararah and C.W. Randall, "The effect of organic compounds on biological phosphorus removal", *Wat. Sci. Tech.*, **23(4-6)**, 585 (1991).
25. C.T. Winter, "The role of acetate in denitrification and biological phosphate removal in modified Bardenpho system", *Wat. Sci. Tech.*, **21**, 375 (1989).
26. V. Arun, T. Mino, and T. Matsuo, "Metabolism of carboxylic acids located in and around the glycolytic pathway and the TCA cycle in the biological phosphorus removal process", *Wat. Sci. Tech.*, **21(4-5)**, 363 (1989).
27. K.S. Hyun, "Substrate removal rate of granular sludge with reaction time in sequencing batch reactor", *J. KSWST*, **17(2)**, 55 (2009).
28. D.H. Ji, K.H. Lee, and J.K. Lee, "Characteristics of nitrogen and phosphorus by HRT in SBR process", *J. KSWST*, **15(3)**, 23 (2007).
29. D.S. Kim and Y.K. Park, "Variation of phosphorus and nitrogen removal characteristics according to the decrease of influent phosphorus concentration in SBR and SBBR", *Journal of the Environmental Sciences*, **19(4)**, 483 (2010).
30. C. Wisniewski, "Membrane bioreactor for water reuse", *Desalination*, **203**,

- 15 (2007).
31. S. Judd, "Fouling control in submerged membrane bioreactors", *Wat. Sci. Tech.*, **51(6-7)**, 27(2005).
32. S. Judd, "The MBR book ; Principles and Applications of Membrane Bioreactor for Water and Wastewater Treatment", 2nd edition, Butterworth-Heinemann, Oxford, UK, (2011).
33. E.H. Bouhabila, R.B. Aim, and H. Buisson, "Fouling characterisation in membrane bioreactors", *Sep. Purif Technol.*, **22-23**, 123 (2001).
34. J.Y. Jang and Y.M. Lee, "Application of ENVIS[®] MEMBRANE SYSTEM(sumerged flat shee MF membrane)", *Membrane Journal*, **15(3)**, 241 (2005).
35. H.G. Kim, D.S. Lee, B.H. Hwang, and H.N. Jang, "Characteristics of organic matter and nutrient removal in a K-MBR process", *J. Environ. Sci. Eng.*, **7**, 77 (2005).
36. G. Tao, K. Kekre, Z. Wei, T.C. Lee, B. Viswanath, and H. Seah, "Membrane bioreactors for waster reclamation", *Wat. Sci. Tech.*, **51(6-7)**, 431 (2005).
37. L.S. Tam, T.W. Tang, G.N. Lau, K.R. Sharma, and G.H. Chen, "A pilot study for wastewater reclamation and reuse with MBR/RO and MF/RO systems", *Desalination*, **202**, 106 (2007).
38. T.H. Bae, T.M. Tak, "Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membrane during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor", *J. Membrane Sci.*, **264**, 151 (2005).
39. P. Le-Clech, V. Chen, and T.A.G. Fane, "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment", *J. Membrane Sci.*, **284**, 17 (2006).
40. J. Zhang, H.C. Chua, J. Zhou, and A.G. Fane, "Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors", *J. Membrane Sci.*, **284**, 54 (2006).
41. T. Ueda, K. Hata, and Y. Kikuoka, "Treatment of domestic sewage from

- rural settlements by a membrane bioreactor", *Wat. Sci. Tech.*, **34(9)**, 189 (1996).
42. W.Y. Kiat, K. Yamamoto, and S. Ohgaki, "Optimal fiber spacing in externally pressurized hollow fiber module for solid liquid separation", *Wat. Sci. Tech.*, **26(5-6)**, 1245 (1992).
43. J.A. Howell, H.C. Chua, and T.C. Arnot, "In situ manipulation of critical flux in a submerged membrane bioreactor using variable aeration rates, and effects of membrane history", *J. Membrane Sci.*, **242**, 13 (2004).
44. R.W. Field, D. Wu, J.A. Howell, and B.B. Gupta, "Critical flux concept for microfiltration fouling", *J. Membrane Sci.*, **100**, 259 (1995).
45. C. Psoch and S. Schiewer, "Critical flux aspect of air sparging and backflushing on membrane bioreactors", *Desalination*, **175**, 61 (2005).
46. H.H.P. Fang and X. Shi, "Pore fouling of microfiltration membranes by activated sludge", *J. Membrane Sci.*, **264**, 161 (2005).
47. A.L. Lim and R. Bai, "Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater", *J. Membrane Sci.*, **216**, 279 (2003).
48. APHA, "Standard methods for the examination of water and wastewater", 21st Ed., American Public Health Association, Washinton D.C. (2005).
49. K.J. Chae, S.K. Yim, and K.H. Choi, "Application of a sponge media(BioCube) process for upgarding and expansion of existing caprolactam wastewater treatment plant for nitrogen removal", *Wat. Sci. Tech.*, **50(6)**, 163 (2004.).
50. G.B. Han, D.K. Park, H.G. Lee, and C.W. Kim, "Study on behavior of organic, nitrogen, and phosphorus in the sequencing batch reactor", *J. of the Korean Environmental Sciences Society*, **6(5)**, 521 (1997).
51. D.F. Bishop, "Single stage nitrification-denitrification", *J. WPCF*, **48(3)**, 520 (1973).
52. H.A. Painter, "A review of literature on inorganic nitrogen metabolism", *Wat. Res.*, **4**, 393 (1970).

53. Y. Shimizu, Y.I. Okuno, K.Uryu, S. Ohtsubo, and A. Watanabe, "Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment". *Wat. Res.*, **30(10)**, 2385 (1996).
54. S.P. Hong, "Nitrogen removal and membrane filtration properties of membrane sequencing batch reactor", M.S. Dissertation, Seoul National Univ., Seoul (2000).
55. H.E. Wild, C.N. Sawyer, and T.C. McMahan, "Factors affecting nitrification kinetics", *J. WPCF*, **43**, 1845 (1971).
56. I.J. Kang, "Factors Affecting Filtration Performance of Submerged Microfiltration Membranes in a Membrane Coupled Sequencing Batch Reactor, Ph.D. Dissertation, Seoul National Univ., Seoul (2002).
57. F. Zhimin, Y. Fenglin, Z. Feifei, and X. Yuan, "Control of COD/N ratio of nutrient removal in a modified membrane bioreactor (MBR) treating high strength wastewater", *Bioresource Technology*, **100**, 136 (2009).
58. H.S. Shin and H.S. Park, "Enhanced nutrient removal in porous biomass carrier sequencing batch reactor(PBCSBR)", *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 719 (1991).
59. H. Nagaoka, S. Yamanishi, and A. Miya, "Modeling of biofouling by extracellular polymers in a membrane separation activated sludge system", *Wat. Sci. Tech.*, **38(4-5)**, 497 (1998).
60. G. Bitton, "Wastewater Microbiology", 3th ed. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, p. 226 (2005).
61. T. Kuba, G. Smolders, M.C.M. Van Loosdrecht, and J.J. Heijnen, "Biological phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor", *Wat. Sci. Tech.*, **27(5-6)**, 241 (1993).
62. G.D. Whang and S.H. Bae, "The effect on the attached growth in aerobic reactor on nitrogen removal in A²/O process", *J. of KSWQ*, **22(6)**, 1022 (2006).
63. S. Yang, F. Yang, Z. Fu, and R. Lei, "Comparison between a moving bed

membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor on organic carbon and nitrogen removal”, *Bioresour. Technol.*, **100**, 2369 (2009).

64. H. Nagaoak and C. Kudo, "Effect of loading rate and intermittent aeration cycle on nitrogen removal in membrane separation activated sludge process", *Wat. Sci. Tech.*, **46(8)**, 119 (2002).

65. H. S. Kim, H. Katayama, S. Takizawa, and S. Ohgaki, "Development of a microfilter separation system coupled with a high dose of powdered activated carbon for advanced water treatment", *Desalination*, **186**, 215 (2005).

66. W.N. Lee, I.J. Kang, and C.H. Lee, "Factors affecting filtration characteristics in membrane coupled moving bed biofilm reactor", *Water Res.*, **40**, 1827 (2006).

67. J.S. Kim, C.H. Lee, and I.S. Chang, "Effect of pump shear on the performance of a crossflow membrane bioreactor", *Water Res.*, **35(9)**, 2137 (2001).

[학위논문과 관련된 연구활동 실적]

논문;

1. 이호원, 김승건, 강순재, “평막결합형 연속회분식 반응기에서 여과성능과 제거 효율에 대한 운전 방식의 영향”, *대한환경공학회지*, **29(10)**, 1138-1144 (2007)
2. 김승건, 이호원, 강영주, “침지식 평판형 연속회분식 막반응기에서 유입 유기물 부하의 변화에 따른 영양염류의 제거특성”, *멤브레인*, **20(3)**, 241-248 (2010)
3. 김승건, 이호원, 강영주, “침지형 막결합 연속회분식 반응기의 운전에 폐수의 도입단계가 제거효율과 여과성능에 미치는 영향”, *멤브레인*, **21(3)**, 263-269, (2011)

학술발표;

1. 김승건, 이호원, 강영주, “평막결합형 연속회분식반응조에서의 운전방식에 관한 연구”, *한국물환경학회·대한상하수도학회 2007년 공동 춘계학술발표회*, 2007년 4월 20-21일, 한국수자원공사 상하수도연구·교육센터 (2007).
2. **Seung-geon Kim**, Ho-won Lee, Young-joo Kang, Joo-hye Kim and Taek-kwan Lee, “The effect of Bio-media on the filtration performace and removal efficiency in a submerged flat sheet type sequencing batch membrane reactor”, *Commemorating the 20th Anninersary of The Membrane Society of Korea ; International Confèrence on Membranes for Green Growth*, November 4-5, Lotte Hotel Seoul (2010).
3. 김승건, 강영주, 김주혜, 이택관, 이호원, “평막결합형 연속회분식 반응기에서 폐수의 공급단계가 영양염류의 제거에 미치는 영향”, *대한상하수도학회/한국물환경학회 2010년 공동 추계학술발표회*, 2010년 11월 10-11일, 킨텍스 (2010).
4. 김승건, 이호원, 강영주, 김주혜, 이택관, “평막결합형 연속회분식 생물반응조에 의한 유기물 및 영양염류 제거에 관한 연구”, *2011년 한국공업화학회 춘계 학술대회*, 2011년 5월 11-13일, 제주국제컨벤션센터 (2011).

특허;

1. 이호원, 김승건, 이택관, 특허번호 제10-1072530, 막결합형 연속회분식 반응기, 등록일자 2011.10.05
2. 이호원, 김승건, 이택관, 특허출원번호 10-2009-0116046, 막결합형 반응기를 이용한 폐수처리 방법, 출원일자 2009.11.27

감사의 글

이제 오랜 대학원 생활을 마무리하고 새로운 시작을 하려고 합니다. 잠시 지나온 대학원 생활을 뒤돌아보니 너무나 많은 고민과 경험들이 나를 변하게 하였습니다. 사회의 한쪽 단면만을 보고 편견에 빠져있었던 나에게 여러 면의 필요성을 깨우치게 해 주었고 나를 더욱 단단하게 만들어 주었습니다. 그리고 보니 너무 많은 분들이 격려와 도움을 주셨습니다.

학문의 길로 인도하여 항상 미흡한 저를 세심한 배려와 격려 지도해 주신 강영주 교수님과 이호원 교수님께 깊은 감사를 드립니다.

바쁘신 가운데도 논문을 심사해 주시고, 좋은 논문이 될 수 있도록 지도해 주신 하진환 교수님, 현영진 교수님 그리고 서인수 박사님께 깊이 감사합니다. 그리고 학위 과정 중 많은 학문적 조언과 관심을 주신 이상백 교수님, 김민찬 교수님, 목영선 교수님께 감사합니다.

실험실에서 지금 함께하고 있는 주혜, 미현이에게 고마움을 전합니다. 또한 지금은 사회인이 된 선생님을 꿈꾸는 용석이, 멋진 소방관 아저씨 명성이, 미래의 IT CEO인 윤석이에게 고맙다는 말을 전합니다. 그리고, 연구를 하는데 필요한 장치를 제작하는데 많은 도움을 준 밥팀 보스 규현 형님과 경중 동생, 자료를 받는 컴퓨터가 고장이 나면 어김없이 달려와서 고쳐준 영주 선생과 윤선흥 사장께 고맙습니다.

언제나 못난 자식들 걱정애 편한 날이 없으신 어머니와 장모님, 그 깊은 은혜를 어찌 갚을 수 있겠습니까? 이 논문으로나마 기쁘게 해드리고 싶습니다.

마지막으로, 우리 가족에게!

항상 나를 위해 격려와 배려를 아끼지 않고 나를 우선 생각해 주는 사랑하는 아내와 지환, 주연, 그리고 지형이 모두 감사하고 이 논문을 바칩니다.