



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

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

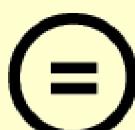
다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원 저작자를 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 권리와 책임은 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

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

[Disclaimer](#)



碩士學位論文

생물반응조내 산소전달계수의 변화에 따른
미생물성장 동력학 계수에 관한 연구



東亞大學校 大學院

環境工學科

韓榮立

2009學年度

생물반응조내 산소전달계수의 변화에 따른
미생물성장 동력학 계수에 관한 연구

指 導 教 授 成 樂 昌

이 論 文 을 工 學 碩 士 學 位
請 求 論 文 으 로 提 出 함

2009年 12月

東 亞 大 學 校 大 學 院

環 境 工 學 科

韓 榮 立

韓榮立의 工學 碩士學位
請求論文을 認准함

2009年 12月



委員長 崔榮益 印

副委員長 成樂昌 印

委員 安英喜 印

국문초록

생물반응조내 산소전달계수의 변화에 따른 미생물성장 동력학 계수에 관한 연구

A Study on Kinetic Parameters for Biomass Growth by Variations of
Oxygen Transfer Coefficient in the Bioreactor

환경공학과 한영립
지도교수 성낙창

본 연구는 하수처리장의 효과적인 운전 및 처리효율 향상을 위해 마이크로나노 산기장치를 적용하여 기존 산기장치와의 산소전달계수를 비교·평가하고, 하수처리장 적용 시 미생물에 대한 영향을 파악하기 위해 미생물 성장계수를 산출하여 마이크로나노 산기장치를 이용한 최적화된 생물학적 처리의 기초자료를 제시하는데 그 목적이 있다.

산소전달계수(K_{La})를 파악하기 위해 상수와 B시 K하수처리장의 1차 침전지 유출수를 이용하여 비교 평가하였다. 공기유량을 기존 산기장치와 마이크로나노 산기장치에서 1 L/min으로 동일하게 유입시키고 운전한 결과 상수의 산소의 포화농도는 각각 7.8 mg/L, 9.6 mg/L로 나타났으며, 산소전달계수는 0.28 hr^{-1} , 2.50 hr^{-1} 로 나타났다. 1차 침전지 유출수에서는 산소 포화농도가 각각 4.4 mg/L, 6.8 mg/L로 나타났으며, 산소전달계수가 0.15 hr^{-1} , 0.91 hr^{-1} 로 나타났다.

미생물 성장계수 산출을 위해 각각의 산기장치에서 포화된 1차 침전지 유출수를 이용하여 생물반응조에 투입 후 산소섭취율(Oxygen uptake rate, OUR)을 측정한 결과 기존 산기장치 및 마이크로나노 산기장치에서 각각 $0.0294 \text{ mg O}_2/\text{L}\cdot\text{hr}$, $0.0465 \text{ mg O}_2/\text{L}\cdot\text{hr}$ 으로 나타나 마이크로나노 산기장치에 의한 산소전달계수의 증가가 미생물의 산소섭취율을 높일 수 있는 것으로

로 사료된다. 또한, 최대 기질 이용율(K_{ms})은 각각 3.41 mg COD utilized/mg active VSS·day, 7.07 mg COD utilized/mg active VSS·day로 나타났으며, 최대 기질 이용율(K_{ms})과 종속영양 미생물의 생산계수(Y_H)를 이용하여 종속영양 미생물의 최대 비성장율(μ_{max})를 산출한 결과 각각 1.62 day^{-1} , 3.36 day^{-1} 로 나타나 같은 공기유량으로도 수중에서의 기-액 접촉면적의 상승으로 인하여 미생물 성장률의 증가와 그에 따른 유기물 및 영양염류 제거에 효과가 있을 것으로 판단된다.

주요어 : 마이크로나노버블, 산소전달계수, 미생물성장, 세포생산계수, 산소접취율, 최대 비성장율



目 次

I. 서 론	1
II. 문헌고찰	3
1. 산소전달계수	3
가. 이중막 이론	3
나. 산소전달계수의 측정 및 특성	5
다. 산소전달계수에 영향을 주는 인자	6
라. 하수의 포화용존산소 농도	7
2. 마이크로나노버블	9
가. 마이크로나노버블 생성원리	10
나. 마이크로나노버블 상승속도	11
다. 마이크로나노버블 자기가압 효과	12
라. 마이크로나노버블 전위특성	12
마. 마이크로나노버블 압축파괴	14
3. 미생물성장 동력학 계수	20
가. 산소섭취율	21
나. 종속영양미생물 세포생산계수	29
4. 하수처리의 동력적 모델	30
가. 단일 용존 기질 모델	30
나. 복합기질 모델	35
III. 실험장치 및 방법	38
1. 실험장치	38
가. 마이크로나노버블 산기장치	38

나. 미생물성장 동력학 계수를 측정하기 위한 생물반응조	39
2. 실험재료	40
3. 실험방법	41
가. 산소전달효율	41
나. 미생물성장 동력학 계수 실험	45
4. 분석방법	46
IV. 결과 및 고찰	47
1. 산소전달특성 평가	47
가. 산소발생 성능평가	47
나. 산소전달계수와 산소용해효율	49
2. 동력학 계수 측정	55
가. 마이크로나노버블 산기장치의 생물반응조 적용	55
나. 생물학적 동력학계수 실험	56
V. 결 론	67
참고문헌	68
Abstract	74

List of Tables

Table 1. Characteristics of different bubbles size	15
Table 2. Comparison of bubble sizes and contact areas	18
Table 3. Size comparison of conventional bubbles and micro-nano bubbles	19
Table 4. General classification of the microorganism according to energy and carbon source	21
Table 5. Principal of respirometer	23
Table 6. Coefficients of assuming in active sludge model	36
Table 7. Typical coefficients in active sludge model	37
Table 8. Operating conditions of GD and MND reactor	42
Table 9. Oxygen saturation concentration(C_s) of distilled water at standard conditions	44
Table 10. Analytical methods at oxygen transfer coefficients	45
Table 11. Water quality analytical methods	46
Table 12. Comparison of oxygen mass transfer efficiency between GD and MND reactor in Effluent of primary clarifier	54
Table 13. Characteristics on effluent of primary clarifier	56
Table 14. Variation of COD for the estimation of Y_H in bioreactor ·	58
Table 15. Results of and DO concentrations and oxygen uptake rate	

between GD and MND reactors in effluent of primary
clarifier 64

Table 16. Kinetic parameters of biomass growth between GD and
MND reactors in effluent of primary clarifier 66



List of Figures

Fig. 1. Schematic for representation of the gas-liquid interface	4
Fig. 2. Flotation characteristics among ordinary, micro and nano bubbles	9
Fig. 3. Schematic of micro-nano bubbles generator	10
Fig. 4. Rising rate by different bubble sizes (distilled water at 23°C)	11
Fig. 5. Zeta potential of gas bubble	13
Fig. 6. Deposition characteristics between micro-nano bubbles and particle sizes	14
Fig. 7. Sterilization effect in micro-nano bubbles	15
Fig. 8. OUR mensuration by re-aeration	26
Fig. 9. Photographs of MND(Micro nano diffuser) reactor	38
Fig. 10. Schematic of MND reactor	39
Fig. 11. Schematic of lab scale bioreactor	40
Fig. 12. Procedure of oxygen mass transfer rate experiments	43
Fig. 13. Comparison of DO concentrations between GD and MND reactors by tap water	48
Fig. 14. Comparison of DO concentrations between GD and MND reactors by effluent of primary clarifier	48
Fig. 15. Comparison of oxygen-mass transfer coefficient(K_{La}) between GD and MND reactors in tap water	51

Fig. 16. Comparison of oxygen-mass transfer coefficient(K_{La}) between GD and MND reactors in effluent of primary clarifier	51
Fig. 17. Measurement of Yield coefficient for heterotrophic biomass by effluent of primary clarifier	58
Fig. 18. Curve of DO concentrations in GD reactor by effluent of primary clarifier	59
Fig. 19. Curve of DO concentrations in MND reactor by effluent of primary clarifier	60
Fig. 20. Oxygen uptake rate in GD reactor by effluent of primary clarifier	62
Fig. 21. Oxygen uptake rate in MND reactor by effluent of primary clarifier	62
Fig. 22. Comparison of oxygen uptake rate betweenGD and MND reactors in effluent of primary clarifier	63

I. 서 론

1. 연구배경 및 목적

과거 하수처리장은 대부분은 유기물 및 고형물을 주요 제거대상으로 하는 2차 처리시설로, 최근 상수원의 수질보전을 위해 부영양화의 원인물질인 질소와 인을 강력히 규제하고 오염총량제를 추진함에 따라 유기물 및 부유물질에 대한 법적 방류수질을 강화하는 추세이다¹⁾²⁾. 2007년 말 기준 전국의 가동중인 공공하수처리장은 총 370개의 하수처리장이 가동되고 있는데 이중 신·증설 115개소, 개량 63개소로 나타나 고도처리로의 전환이 활발하게 진행 중이며, 방류수질 강화에 많은 힘을 쓰고 있다³⁾⁴⁾.

또한 ‘높은 삶의 질’을 추구하는 과정에서 향후 병원성 미생물, 내분비계 장애물질(Endocrine disrupting substances) 및 미량 유해물질 등에 대한 규제도 차츰 강화되어 갈 것이다⁵⁾. 한편, 수자원 보전 및 효율적인 이용이라는 차원에서 하수처리장 방류수 재이용 계획이 활발히 추진되고 있다. 이처럼 하수처리장 방류수를 재이용하기 위해서는 기존 방류수질보다는 한 단계 높은 수준의 처리가 필요할 것이다⁶⁾.

보다 우수한 수질의 처리수를 생산하기 위해서는 두 가지 방법이 있을 수 있다. 첫째는 기존 하수처리장의 적정 운영, 즉, 최적화된 운전을 통하여 최대한의 효과를 내도록 하는 것으로써 미국의 경우를 보면 EPA(Environmental protection agency)에서 CCP(Composite correction program, 하수처리장 최적화 프로그램)을 적용하여 기존 처리장의 방류수 수질을 개선하고 처리비용을 크게 절감하는 등의 사례를 찾아볼 수 있다. 두 번째는 하드웨어적인 방식으로써 기존 공정의 고효율, 고집적화로 개선 및 신공정의 신설을 의미하며 넓은 의미에서는 하수관거 정비 및 증설까지도 포함한다 할 수 있다⁷⁾⁸⁾.

Arden과 Lockeet에 의해 개발된 활성슬러지 공법⁹⁾은 미생물을 이용한 처리공법으로 산소를 이용한 포기기술이 적용되는 포기조에서 기포의 크기, 체류시간, 그리고 기-액간의 혼합(교반)과 접촉 등이 기-액간의 물질전달속도에 중요한 영향을 미치는 요소로 알려져 있다. 산소전달속도에 영향을 주

는 이러한 인자들에 변화를 주어 총 팔물질 전달계수를 증가시키기 위한 방안들로 기포분쇄, 물질첨가, 액상교반 및 반응기 구조개선등 여러 가지 기술들이 국내외에서 연구되어 왔다¹⁰⁾¹¹⁾¹²⁾. 그러나 이러한 방법들은 대부분이 에너지 효율과 유지보수비 등 경제적인 측면에서 기존의 산기방식에 비해 특별히 적용되지 않고 있다¹³⁾.

또한 하수처리장의 최적화를 위한 운영 시 필요한 사항인 미생물 동력학 계수는 ASM(Activated Sludge Model)과 같은 예측 Model에서 생물학적 폐수처리시설의 효율을 예측하기 위해 자주 사용 및 연구되고 있다. 하지만 하수처리장에 적용 시 기본적인 미생물 동력학 계수는 정해져 있지만 각각의 하수처리장의 경우 일반적으로 적용하기 어려운 실정에 있다.

본 연구는 하수처리장의 효과적인 운전 및 처리효율 향상을 위해 마이크로나노 산기장치를 적용하여 기존 산기장치와의 산소전달계수를 비교·평가하고, 하수처리장 적용 시 미생물에 대한 영향을 파악하기 위해 미생물 성장계수를 산출하여 마이크로나노 산기장치 적용 시 생물학적 처리에 의한 효과적인 운영방안을 제시하는데 그 목적이 있다.

II. 문헌고찰

1. 산소전달계수

산소는 수중으로의 용해도가 낮고 전달속도가 느리기 때문에 호기성 하수 처리에서 필요한 산소를 보통의 기-액면을 통해서는 공급할 수 없다. 필요한 많은 양의 산소를 전달하기 위해서는, 별도의 경계면이 만들어져야 한다. 공기나 산소를 액체속으로 들여보내든지 또는 액체의 방울을 대기중에 접하게 할 수도 있다.

산소는 공기나 기포를 물속에 접어넣어 기체와 물의 경계면을 더 많이 만들어 줌으로써 공급될 수 있다. 하수처리장에서는 수심 10 m 까지의 물속에서 공기방울을 분산시키는 수중기포 포기방법이 가장 많이 이용된다. 유럽에서는 30 m 깊이에서 포기한 예도 볼 수 있다. 포기장치에는 다공판이나 다공관, 구멍뚫린 파이프, 다양한 형태의 금속이나 플라스틱 산기기가 사용된다. 오리피스를 통하여 액체를 통과시켜 기포를 부수어서 작은 기포를 만들기 위해 수리학적 전단장치(Hydraulic shear device)가 사용되기도 한다¹⁴.

가. 이중막 이론

기체전달의 메커니즘 중 가장 많이 쓰이는 것은 Lewis와 Whitman의 의해 발표된 이중막 이론(Two-film theory)이다¹⁵. 이 이론은 기-액 경계면에 두 개의 막이 존재한다는 물리학적 모델에 근거를 두고 있다. 즉, 기체(산소)전달에는 세 개의 물질전달저항이 존재함을 알 수 있는데, 하나는 기상과 기-액 계면에서의 gas film 저항이고 다른 하나는 기-액 계면에서의 계면 저항 그리고 계면과 액상 사이의 liquid film 저항으로 구분할 수 있다.

총괄산소전달저항은 이러한 각 개 저항의 합과 같고, 각 저항의 상대적인 값은 액의 조성과 밀도, 기-액 접촉면 현상에 따라 달라진다. 그러나 보통 기포의 크기가 작고 기상은 충분히 혼합되어 있다고 보기 때문에 다른 저항에 비하여 gas film 저항은 무시되며, 또한 기포면에서의 산소농도나 기포내

에서의 농도는 같기 때문에 기-액 계면 저항도 무시된다. 따라서 산소 공급 면에서 볼 때, 주 저항은 기포를 둘러싸고 있는 liquid film에서의 저항이고, 이 때 산소전달계수(K_{La})는 liquid film의 산소전달계수(K_{La})라고 볼 수 있다. 다음 Fig. 1에는 수중에서의 이중막 이론을 나타내었다¹⁶⁾.

포기조 내에서의 산소전달속도는 적절한 설계와 원활한 시설운전에 매우 중요한 인자이다. 수중의 용존 산소는 헨리법칙에 따라 농도에 의한 분산과 대류로 가스 상태에서 액체 상태로 전달된다.

$$C_S = K_S P \quad (1)$$

여기서, C_S = 물속의 산소의 포화농도(mg/L)

K_S = 헨리법칙 상수(mg·atm/L)

P = 가스 상태의 산소의 분압(atm)

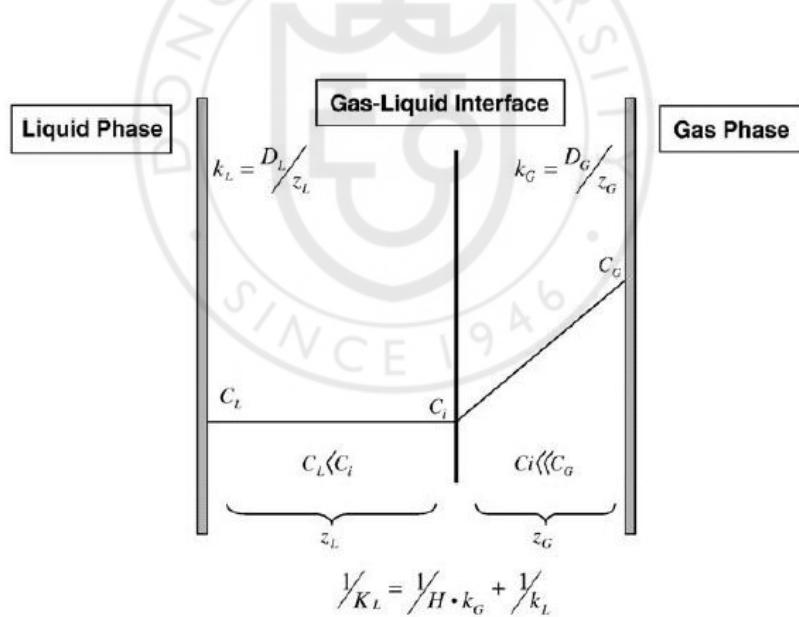


Fig. 1. Schematic for representation of the gas-liquid interface.

나. 산소전달계수의 측정 및 특성

용액 중에 불어넣은 가스로부터 용액 중의 산소전달계수 실측에는 비정상 상태법이 널리 사용된다. 즉 아황산나트륨이나 질소치환에 의하여 용액 중의 용존산소를 최대한 감소시키고 공기를 불어넣어 시간변화에 따른 기-액간의 산소전달계수를 구한다. 이때의 조건은 액체은 항상 완전혼합의 상태로 가정이며, 가정이 성립한다면 용액내에서의 용존산소의 물질수지로부터 다음의 식이 성립한다¹³⁾.

$$V_t \frac{dC_t}{d\theta} = \int_0^h K'_{La} (C_0 Z - C_t) S_a' dl \quad (2)$$

$$\frac{dC_t}{d\theta} = K_{La} (C_0 \bar{Z} - C_t) \quad (3)$$

와 같이 정의되어 식 (1)과 식 (2)로부터 K_{La} 는 다음 식과 같이 나타낼 수 있다.

$$K_{La} = \frac{\int_0^h K'_{La} (C_0 Z - C_t) S' a dl}{V_t (C_0 \bar{Z} - C_t)} \quad (4)$$

여기서,

C_S = 물속의 산소의 포화농도(mg/L)

K_S = 헨리법칙 상수(mg·atm/L)

P = 가스 상태의 산소의 분압(atm)

그러므로 K_{La} 는 용적에 대해서 탱크내 산기판 깊이 h , 기포존재부 단면적 S'_a , 액상체적 V_t 등을 포함하는 반응조의 고유 변수이다.

또한 식 (3)에 있어서 탱크내의 기액중의 산소몰분율의 평균치는 기포 존재부의 기체상 중에서 산소몰분율의 액체 깊이 방향의 변화를 고려한 평균치이다. 식 (4)으로부터 알 수 있듯이 평균치를 얻는 방법에 따라 K_{La} 값이

변화한다.

포기에 의한 산소의 용해는 가스상 산소가 용액 중으로 확산하는 현상이며, 확산이론을 정리하면 활성슬러지법에 있어서의 산소전달계수에 관한 식 (5)가 얻어진다.

$$N = K_L \cdot \frac{A}{V} (C_s - C) \times 10^{-3} \quad (5)$$

여기서, N = 산소이동속도(kg/hr)

K_L = 용액 경막에 있어서의 산소 이동계수(m/hr)

A = 기체-액체 접촉면적(m^2)

C_s = 기상의 포화용존산소 농도(mg/L)

C = 액상의 용존산소 농도(mg/L)

V = 반응조의 용량(m^3)

또한, 반응조의 단위부피당 산소이동속도를 고려하면 단위부피당 기-액 접촉면적(a)이 A/V 가 되기 때문에, 식 (5)는 식 (6)과 같이 표현된다.

$$\frac{N}{V} = K_L \cdot \frac{A}{V} (C_s - C) \times 10^{-3} \quad (6)$$

$$= K_{La} (C_s - C) \times 10^{-3}$$

여기서, V = 반응조용량(m^3)

K_{La} = 산소전달계수($=K_L \cdot A/V$, 1/hr)

다. 산소전달계수에 영향을 주는 인자

(1) 수온

물에 대한 산소의 용해는 수온이 높을수록 용해속도는 증가하지만 산소포화농도 즉, DO는 감소된다. K_{La} 는 일반적으로 수온 20°C에서의 값으로 나타내지만 임의의 온도(T)와의 관계는 식 (7)로 나타낼 수 있다.

$$K_{La}(T) = K_{La}(T) \cdot \theta^{(T-20)} \quad (7)$$

여기서, $K_{La}(T)$ = 임의의 수온 $T(^{\circ}\text{C})$ 에서의 K_{La}

$K_{La}(20)$ = 수온 20°C 에서의 K_{La}

θ = 온도보정계수

θ 값은 보고에 따르면, $1,016 \sim 1,047$ 범위로 알려져 있지만 일반적으로 $1,024$ 를 사용한다.

(2) 하수중 함유성분과 농도 및 기타요인

활성슬러지에서 포기를 행하는 경우, 하수중에 함유되어 있는 성분이나 그 농도에 의하여 K_{La} 값에 변화가 발생한다. 깨끗한 물에 대한 변화 정도를 계수 α 로 표시하면, 이 관계는 식 (8)과 같이 표현된다.

$$K_{La}(\text{활성슬러지}) = \alpha \cdot K_{La}(\text{깨끗한 물}) \quad (8)$$

활성슬러지의 계수 α 값으로는 산기식포기 = $0.4 \sim 0.8$, 기계교반식포기 = $0.6 \sim 1.2$ 로 보고 있다.

또한 기포직경이 작고 수중에서 기포체류시간이 길면 K_{La} 는 증가하고, 송풍량이 증가할 때 반응조 단위체적당 기-액 접촉면적이 증가한다.

라. 하수의 포화용존산소 농도

하수중에 함유된 성분이나 그 농도에 의하여 DOs에 변화가 발생한다. 깨끗한 물에 대한 변화 정도를 계수 β 로 표시하면 이 관계는 식 (9)와 같이 표현된다.

$$DO_{SW} = \beta DO_s \quad (9)$$

여기서, DO_{SW} = 하수의 포화용존산소 농도(mg/L)

DO_s = 하수와 동일온도 상태의 깨끗한 물의 포화용존산
소 농도(mg/L)

계수 β 값은 하수에서는 0.8 전후이고, 처리수에서는 처리공정에 따라 다르지만 약 1.0에 근사한 값을 나타낸다. Henry의 법칙과 같이 산소용해도는 산소분압에 비례하지만, DO_s 는 산기심도가 증가하면 증가한다.



2. 마이크로나노버블

초미세기포 기술은 1995년 일본에서 처음 시작되어 년 60~70% 이상의 성장을 지속해 왔으며, 전 산업에 걸쳐 응용이 확대되고 있다. Tsunami와 Ohnari¹⁷⁾는 기포지름이 몇 100 nm부터 10 μm 전후인 기포를 마이크로나노 버블(Micro nano bubbles)이라고 정의하였으며, 마이크로나노버블을 수처리에 적용할 경우 통상적인 포기법에 비해 기포의 크기가 작아 공기의 용해효율이 높으며 대전작용, 물리적 흡착효과 등의 특징을 가진다고 보고하였다.

보통 거품은 표면으로 상승하고 마이크로 버블은 수중에서 소멸하며 나노 버블은 몇 달 동안 지속된다. 기포는 우리에게 친숙한 존재이다. 미세한 기포의 성질이 최근에 밝혀졌다. Fig. 2에서는 기포의 크기에 따른 상승효과를 보여준다.

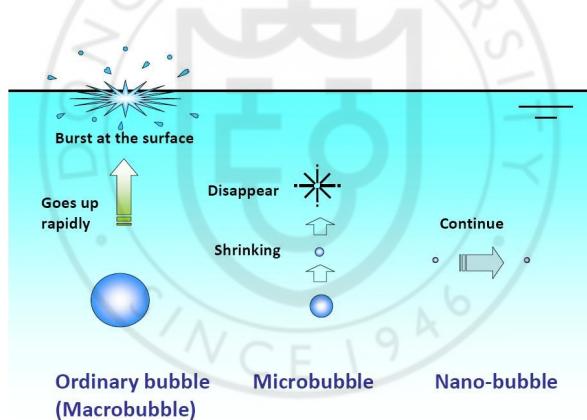


Fig. 2. Flotation characteristics among ordinary, micro and nano bubbles.

Fig. 2은 일반적인 기포는 물속에서 상승하여 표면에서 파열하지만 마이크로 버블은 수중에서 축소하여 결국은 소멸(완전 용해)되는 것이다. 이것은 마이크로 버블이 매우 뛰어난 기체의 용해 능력을 가지고 있다는 것을 보여주고 있다. 최근에는 이 마이크로 버블의 특징을 이용하여 다양한 공학적인 이용이 검토되고 있다.

가. 마이크로나노버블 생성원리

마이크로나노버블이란 $0.1\sim10\ \mu\text{m}$ 이하의 미세기포로 그 입자가 매우 미세하여 육안으로 확인이 어려운 초미세기포를 말한다.

마이크로-나노버블 발생장치의 원리를 Fig. 3에 나타내었다. 먼저 압력펌프의 전 단계에서 공기와 함께 흡입된 순환수는 물과 함께 혼합이 되어 마이크로-나노버블 발생장치 영역에서 유입된다. 유입된 혼합물은 좁아진 관을 통과하며 유속이 증대된다. 유속이 증가된 수류는 관벽에 설치된 관벽 돌기부와 부딪히며 강력한 난류를 형성하여 순간적으로 $0.1\sim10\ \mu\text{m}$ 크기의 초미세기포를 발생시킨다.

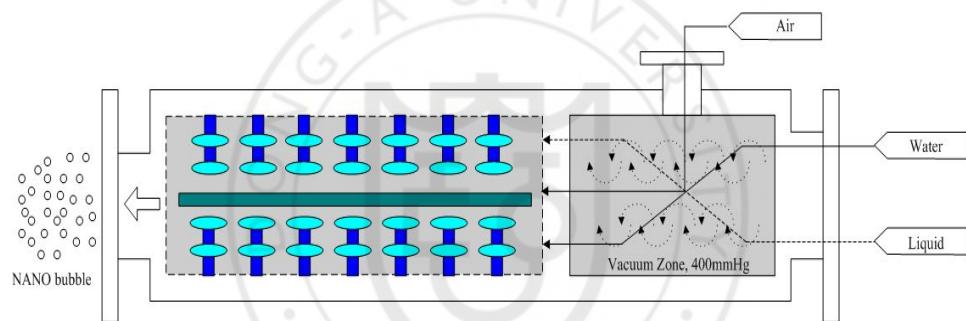


Fig. 3. Schematic of micro-nano bubbles generator.

반면에, 기존 미세기포 발생장치는 벤츄리관과 선회류관으로 구성된 압축수와 압축공기가 벤츄리관에서 혼합되어 선회류관으로 이송된 후 선회류관에서 다시 기포가 잘게 부서져 최종적으로 $50\ \mu\text{m}$ 정도의 기포를 발생시키는데, 이러한 기포크기는 수처리시 낮은 산소용해율과 빠른 부상속도로 인한 짧은 체류시간으로 인해 처리효율을 저감시키고 에너지 비용을 증대시키는 결과를 냉고 있다. 반면에 마이크로-나노버블 발생장치는 공기의 강제 주입에 의한 기포발생방법이 아닌 물의 선회유동특성에 따라 대기중의 산소가 자연적으로 유입되게 하여 발생된 미세한 기포크기를 이용하여 이러한 단점을 해결할 수 있을 것으로 기대된다.

나. 마이크로나노버블 상승속도

일반 기포는 표면으로 상승하여 표면에서 파열하지만 마이크로 버블은 수중에서 소멸하고 나노버블은 몇 달 동안 지속된다. 일반적으로 기포의 상승 속도는 Stock's 법칙을 따르며 직경이 50 μm 이하의 마이크로 버블은 상온인 수중에서 84 mm/min으로 상승하는 것으로 조사되었다¹⁸⁾.

Takahashi¹⁸⁾¹⁹⁾²⁰⁾²¹⁾의 연구에 보면 상온(23°C)하에서 종류수중의 기포크기에 따른 상승속도를 조사한 결과를 Fig. 4에 나타내었다.

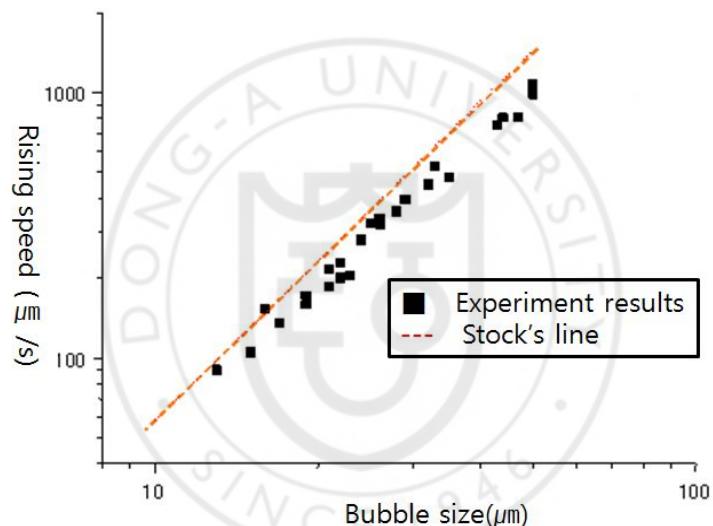


Fig. 4. Rising rate by different bubble sizes (distilled water at 23°C).

Fig. 3에서 보면 기포크기에 따라 상승속도는 Stock's 법칙을 따르고 직선으로 보여주는 관계는 Stock's 법칙으로 구한 이론값이며 식(1)에 나타내었다.

$$V = \frac{g \cdot d^2}{18\mu} \quad (10)$$

여기서, V = 기체의 상승속도 (m/s)

g = 중력가속도 (m/s^2)

d = 기포 직경 (m)

μ = 수중의 동적 점성계수 (m^2/s)

다. 마이크로나노버블 자기가압 효과

기포는 수중에 구형 기체 형태로 존재하며 기액 계면으로 둘러싸여 있고 그 계면에 표면장력의 물리적인 작용으로 인해 기포 내부에 압력이 높아져서 직경이 $10 \mu m$ 인 경우 약 0.3 기압, $1 \mu m$ 은 약 3 기압의 압력이 상승된다.

일정 온도 하에서 액체에 녹아들어가는 기체의 양은 그 기체의 부분암에 비례하여 용해하기 때문에 결국 미세기포 일수록 기체의 용해 능력이 높아 소멸 순간의 기포 내부의 압력은 이론적으로 무한대가 된다. 이렇게 직경에 따라 반비례적으로 압력이 증가하는 것을 자기가압이라 한다. 단순 비교이지만, 직경이 $10 \mu m$ 인 기포의 기체 용해 능력이 $1 \mu m$ 의 기포에 비해 약 20,000,000 배 이다.

폐쇄성 수역의 환경오염의 가장 큰 원인 중 하나는 바닥의 산소 부족에 있지만 마이크로 버블의 우수한 기체 용해 능력을 이용하여 산소 부족을 크게 향상시킬 수 있다.

라. 마이크로나노버블 전위특성

Fig. 5는 수중에 부유하는 입자의 표면에 작용하는 전위적 특성(zeta potential)에 대한 개념도를 나타낸 것이다. Zeta potential이 크다는 것은 입자의 표면에 이온화된 물의 층(수화층)이 두껍다는 것을 의미하며, 작다는 것은 반대로 수화층이 얇다는 것을 의미한다. 따라서 입자에 기포를 부착시키기 위해서는 입자의 수화층이 얇아야 하고 기포의 크기가 작아야 하며, 기포의 양이 많아야 하는 3가지 물리적 특성이 있어야 한다. 그리고 전기화학적으로, 입자와 기포간의 이온친화력을 강화 시켜 두 입자의 충돌 효율을 증대 시켜야 한다. 기포의 크기가 작으면 zeta potential이 큰 입자에 대해서

도 부착력이 뛰어나 세정의 효과가 크다. 뿐만 아니라 기포의 크기가 nano size이면 단위체적당 산소량이 증대하므로 살균의 효과가 크다. 즉 기포 크기의 미세도는 세정 또는 분리의 효과를 증대시키며, 미세한 기포 생성에 따른 용존 산소량 증가는 살균효과를 증대 시킨다.

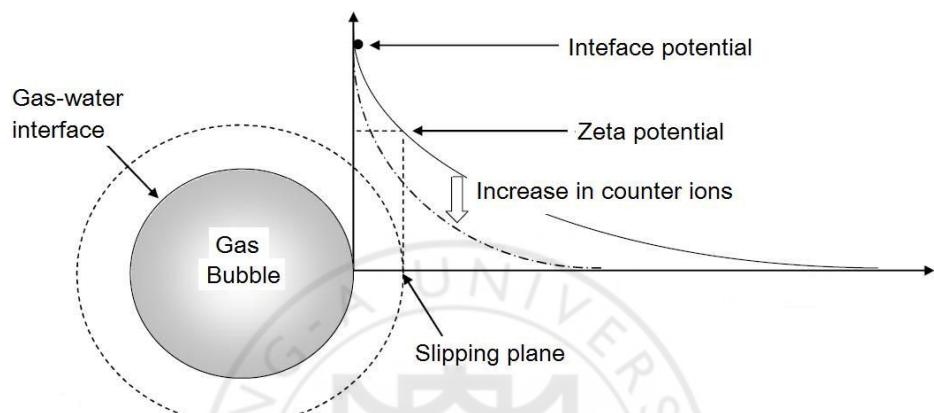


Fig. 5. Zeta potential of gas bubble.

Fig. 6²²⁾는 기포와 입자의 부착특성을 나타낸 것이다. 기포가 기본적으로 입자에 부착하기 위해서는 입자의 표면을 감싸고 있는 전위 영역을 뚫고 들어가야 한다. 입자의 전위영역은 입자의 계면특성과 액체의 pH 등에 의해 결정되는데, 기포의 크기가 작으면 전위차가 크더라도 쉽게 뚫고 들어 가입자와 부착할 수 있다. 이때 입자와 기포가 부착하면 입자의 상대적 비중이 감소하므로 액체 또는 고체와 분리하여 최종적으로 세정의 효과를 발휘할 수 있다.

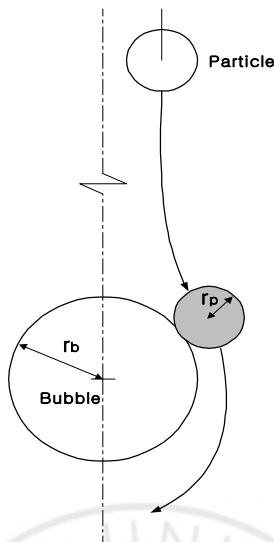


Fig. 6. Deposition characteristics between micro-nano bubbles and particle sizes.

마. 마이크로나노버블 압축파괴

압축파괴는 초음파 공학에서 널리 알려진 현상으로 기포내부에 표면장력이 기체를 압축하는 힘으로 인해 발생하는 자기가압효과에 의해 4,000~6,000°C의 순간 고열이 발생하며 100만분의 1초의 짧은 시간에 압축, 파열의 연쇄반응을 반복하다 소멸하게 된다. 이때 OH 등의 프리라디칼을 발생시켜 물 속에 존재하는 세균과 유해화학물질을 분해시킨다. Fig. 7은 기포가 소멸하는 과정에서 일어나는 마이크로-나노버블의 특징을 나타내었다.

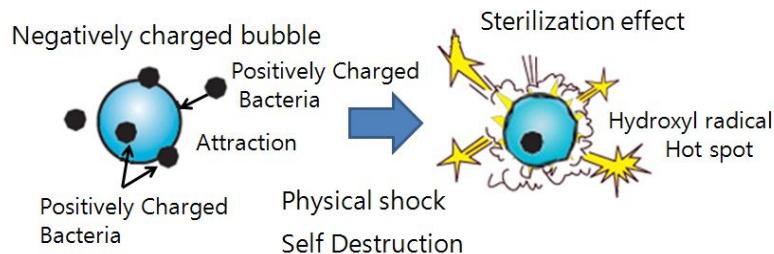


Fig. 7. Sterilization effect in micro-nano bubbles.

Table 1. Characteristics of different bubbles size

Bubble sizes	Characteristics
Ordinary bubbles	<ul style="list-style-type: none"> • 기포 직경이 수십 μm 이상인 기포 • 수면위로 빠르게 상승파열 • 질적 변화 및 에너지원 없음
Micro bubbles	<ul style="list-style-type: none"> • 기포 직경이 $10 \mu\text{m} \sim$ 수십 μm인 미세기포 • 수면으로의 상승속도 느림 • 수중에서 축소하고 소멸하여 완전용해(기포상태의 산소입자 물속에 공급) <ul style="list-style-type: none"> - 살균, 세정에 관한 산화의 기능성 증가 - 소멸시 초고압, 초고온을 형성하며 에너지 발산
Micro-nano bubbles	<ul style="list-style-type: none"> • 기포 직경이 $0.1 \mu\text{m} \sim 10 \mu\text{m}$인 미세기포 • 수면으로의 상승속도 느림 • 마이크로 버블에 비해 수축속도 빠름 • 마이크로 버블이 수축하여 생성
Nano bubbles	<ul style="list-style-type: none"> • 기포 직경이 $0.1 \mu\text{m}$ ($1/10000 \text{ mm}$) 이하인 초미세기포 • 표면장력의 자기가압효과에 의해 Bubble의 수명 짧음 • 표면 대전에 의한 정전반발력이나 계면활성제에 의해 장시간 안정화 가능 • 특히 대전효과에 의해 안정화 된 나노버블은 기포특성이 장시간 유지되어 생명공학 분야 및 의학적인 용용 가능

(1) 압축파괴 과정

大成博文²³⁾²⁴⁾²⁵⁾²⁶⁾²⁷⁾²⁸⁾²⁹⁾ 등에 의하면 압축파괴 과정에 따라 3단계로 구분할 수 있다.

① 약간 수축하는 경우

직경이 수십 μm 전후의 마이크로 베블이 여기에 해당하며 상승에 따른 압력 저하에 의한 팽창보다는 마이크로 베블 자신의 수축이 조금 상향한다.

② 수축 속도가 약 1.3 μm 수축하는 경우

마이크로 베블의 직경이 40 μm 보다 작으면 약 8 μm 까지 일정한 속도로 수축한다.

③ 수축 속도가 급증하고 수축 소멸하는 경우

마이크로 베블의 직경이 약 8 μm 이하에서 마이크로 베블은 마이크로-나노 베블로 수축하게 된다.

(2) 압축파괴 운동 패턴

압축파괴시 운동 패턴은 똑바로 상승하면서 수축 소멸하는 경우와 압축파괴 과정에서 수평으로 요동을 치면서 수축·소멸 하는 경우 마지막으로 수축의 후반 과정에서 회전을 하면서 수축·소멸 하는 것으로 나타났다.

(3) 기포크기에 따른 수중 산소전달효율

일반적으로 포기조에 기존 산기관에 의한 공기의 강제 인입방법은 거대한 기포의 크기와 낮은 용존산소량으로 인해 유기물 분해 및 질산화시 전력비용이 많이 드는 단점을 가지고 있으므로, 이를 나노버블에 의한 기포크기와 용존산소량을 개선하여 처리수질 확보 및 에너지 효율성을 높일 필요가 있다.

생물학적 처리를 실시하기 위해서는 다량의 산소가 필요하게 되는데 (사) 일본 하수도협회가 발행한 하수도통계 개정편(1997)에 따르면 표준활성슬러지법을 도입한 하수처리장 관리비 가운데 전력비가 약 8%이고, 고도처리법에서는 약 12.5%를 차지한다고 보고하였다. 이러한 관리비를 낮추기 위한 방법 중 하나로 반응조 등에서의 산소용해율을 향상시킨다면 반응(처리)시간을 단축시킬 수 있을 것으로 기대된다³⁰⁾.

환경부³¹⁾가 조사한 하수처리장 유지관리비 소요현황을 보면 344개(2006년 기준) 하수처리장이 설치되어 연간 66.8억톤의 하수를 처리하고 있으며, 연간 66.8억톤의 하수를 처리하는데 총 5,846억원의 운영비가 들었으며 이중 인건비가 30%로 가장 많고 인건비 다음으로 전력비가 19.3%로 가장 많은 비율을 차지하는 것으로 보고되고 있다. 산업폐수처리장과 오수처리장의 유지관리비 소요현황은 아직 집계된 바는 없으나, 총 운영비용에서 전력비가 차지하는 비율이 하수처리장의 경우와 같이 매우 높을 것으로 추정된다. 하·폐수 처리장에서 소비되는 전력의 상당부분이 폭기조 공기공급시설을 유지하는데 사용되기 때문에 공기공급시설을 효율적으로 관리하면 소요되는 전력을 절감할 수 있어 높은 비용 절감 효과를 얻을 수 있다³²⁾.

수중에 필요한 양의 산소를 전달하기 위해서는 기-액 계면이 만들어져야 하기 때문에 물속에 인위적으로 기포를 주입시켜 기체와 물의 경계면을 더 많이 만들어 줌으로서 기체를 액체에 전달할 수 있다.

기체전달속도는 기-액 계면의 접촉면적과 액체속의 기체포화부족량에 비례하는데 다음 식 (11)로 표현할 수 있다.

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{-DA\partial C}{\partial Xf} \quad (11)$$

여기서, $\frac{\partial M}{\partial t}$ = 기체전달속도 (kgO₂/hr)

D = 기체의 확산계수 (m²/hr)

A = 기체-액체 경계면의 접촉면적 (m²)

$\frac{\partial C}{\partial X_f}$ = 막거리에 따른 산소농도 구배 (kg/m³/m)

그러므로 기체의 확산계수나 산소농도의 구배가 동일하다고 가정하면 일반적으로 기체전달속도는 기체-액체 경계면의 기포크기가 작아 기체접촉 면적이 커야한다. 기-액 접촉면적은 기포의 크기에 따라 좌우된다. 즉, 기포의 크기가 작을 때 접촉면적은 커지게 된다. 기포의 크기와 접촉면적의 비를 Table 2에 나타내었다.

또한, Table 3³³⁾에 기포크기별 특징을 나타내었으며, 일반 산기버블과 마이크로-나노버블을 비교하면 일반 산기버블의 크기는 약 2mm(=2,000μm), 마이크로-나노버블은 0.1~10μm로 마이크로-나노버블의 접촉면적이 20~2,000배, 접촉시간은 80~8,000배 이상의 효과를 가진다.

Table 2. Comparison of bubble sizes and contact areas

Bubble sizes	Contact areas
1mm : 100μm	1 : 10
1mm : 10μm	1 : 100
1mm : 1μm	1 : 1,000
1mm : 0.1μm	1 : 10,000

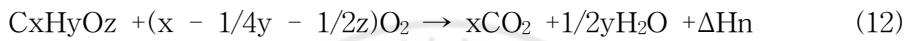
Table 3. Size comparison of conventional bubbles and micro–nano bubbles

Parameters	Diameter (mm)	Area (mm ²)	Volume (mm ³)	Contact area per unit bubble size
Ceramic fine bubbles	2~3	50~113	34~113	1.5~1
Medium bubbles	3~4	113~201	113~268	1~0.75
Coarse bubbles	10	1,256	4,187	0.3
Micro–nano bubbles	0.1~10 μ m	0.0314~8.04	5.2×10^{-4} ~2.14	60.4~3.8

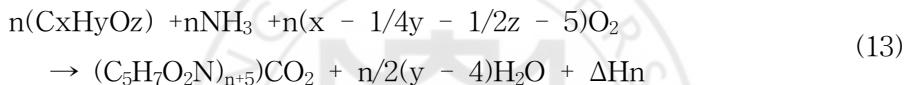
3. 미생물성장 동력학 계수

하·폐수처리시스템 내의 호기성 공정은 산소가 존재하는 상태에서 미생물의 신진대사와 미생물 합성의 과정을 통해 하수내의 유기물이 제거되는 원리를 이용한 것으로서, 호기성 유기물 제거공정의 개념은 기질산화, 미생물 합성 그리고 자산화단계의 호흡 등 크게 세 개의 간단한 화학양론 식으로 표현된다³⁴⁾.

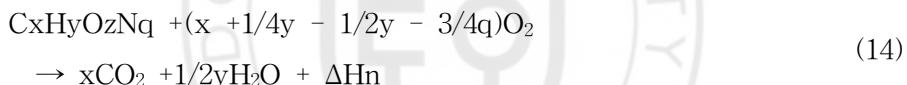
- 기질산화



- 미생물 합성



- 자산화 호흡



모든 미생물은 성장을 위한 에너지와 세포로서 물질원으로 무생물 공급원 (Abiotic)을 이용한다. 미생물에 의한 영양대사로는 기질이 세포에 이용되고 분해되는 과정에서 에너지가 방출되는 이화과정과 세포가 에너지를 소비하여 새로운 세포물질을 합성하는 동화과정이 있다. 세포에 의해 기질 사용을 에너지 방출의 메카니즘으로 볼 때 호흡과 발효가 있다³⁵⁾.

호흡(Respiration)은 유기 또는 무기화합물이 전자 공여체로 작용하고 무기화합물이 최종 전자수용체로 작용하여 ATP(Adenosin triphosphate)를 생성하는 대사공정이 있으며, 유기 또는 무기기질은 호기성 미생물에 의해 소비되고, 전자가 방출되면서 산화되어지고 이 산화에너지로부터 ATP가 생성된다. 호기성 호흡은 산소가 최종 전자수용체로 사용되고, 이것은 H₂O로 환원되어 진다.

발효(Fermentation)는 유기화합물이 산화되면서 전자를 방출하고 에너지

를 생산하나 전자수용체는 좀 더 산화된 다른 유기화합물이며 이는 에너지 소비로 인하여 환원된다.

미생물의 세포 탄소원으로 가장 흔한 두 가지는 유기물과 탄산가스이다. 미생물이 세포합성을 위하여 유기탄소를 활용하는 경우를 유기영양형(종속영양형 또는 타가영양형)이라 하며, 세포에 필요한 탄소원을 탄산가스로부터 얻는 경우를 무기영양형(독립영양형 또는 자가영양형)라 한다.

탄산가스로부터 유기성 세포조직으로의 변환은 하나의 환원과정으로 에너지가 필요하다. 따라서 무기영양형 미생물은 유기영양형 미생물에 비하여 세포합성에 보다 많은 에너지가 필요하며 그 결과 일반적으로 성장률이 낮다. 에너지원과 탄소원에 의한 미생물의 일반적 분류를 간략하게 Table 4에 나타내었다.

Table 4. General classification of the microorganism according to energy and carbon source

Microorganism		Energy resource	Carbon resource
Autotrophic	Photo-autotrophic	Light	CO ₂
	Chemo-autotrophic	Oxidation-reduction reaction of inorganic matter	CO ₂
Heterotrophic	Chemo-heterotrophic	Oxidation-reduction reaction of organic matter	Organic matter
	Photo-heterotrophic	Light	Organic matter

가. 산소섭취율

미생물에 대한 산소섭취율(Oxygen uptake rate, OUR)의 측정은 호기성 미생물의 활성도에 대한 지표로서 과거 오랜 기간동안 실험실 규모로 시행되어 왔으며, 호기성 조건의 생물학적 폐수처리 공정에 활용함으로써 폐수

내 유기물 부하상태의 측정 및 이에 따른 공정의 변화시점을 제시하는 것이 가능하다고 알려져 있다³⁶⁾³⁷⁾³⁸⁾.

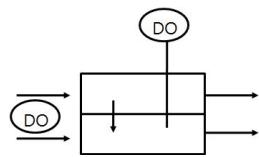
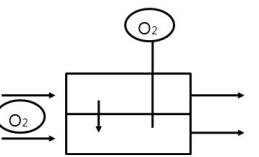
폐수처리공정 시 미생물의 지속적인 성장 및 생존을 위하여 산소의 공급은 필수적이며, 미생물은 그들의 성장에 요구되는 필수적인 화합물을 합성하여 위하여 유기성탄소가 포함된 폐수 내 유기물을 섭취하는데 산소를 이용한다. 이것은 BOD의 감소와 미생물의 성장에 밀접한 관련이 있고, 이는 폐수처리 공정 내 탄소성 물질의 제거율로 표현할 수 있다.

미생물이 산소를 사용하는 율, 즉 산소섭취율은 미생물 활성도의 척도로 사용할 수 있다. 즉, 높은 산소섭취율 수치는 높은 미생물 활성도를 낮은 산소섭취율 수치는 낮은 미생물 활성도를 나타낸다. 산소섭취율과 COD는 서로 비례관계를 가지고 있으며, 이들 관계를 이용하여 일시적인 부하조건에서 최종 유출수의 수질을 예측할 수 있다. 또한 독성물질 유입 시 산소섭취율은 큰 변화를 나타내므로 처리장 운전지표로 활용이 가능한다. 하수처리 공정에서 유입폐수의 특성, 평균 미생물 체류시간, 폐수 온도 등의 환경조건은 미생물 활성도를 변화시키는 원인이라 할 수 있고, 실제 미생물은 이에 따라 유기물 소비와 미생물 유지 활동과정에서 산소를 소비하므로 산소섭취율의 측정에 의하여 미생물의 활성도 파악이 가능하다.

(1) 산소섭취율 측정법

산소섭취율 측정법이란 특정한 조건에서 생물학적 산소 소모율을 측정하고 이를 해석하는 방법을 의미한다. 현재 사용되고 있는 대다수의 호흡률 측정기는 다음과 같이 두 종류로 나누어진다. 첫째는 미생물이 존재하는 액상에서의 산소 농도 감소율을 측정하는 것으로서, DO meter를 사용하여 액상의 용존산소 농도의 변화를 측정한다. 다른 하나는 미생물이 존재하는 액상으로 산소전달율을 측정하는 것으로 기상의 산소 농도와 액상의 산소 농도가 평형을 이룬다는 가정하에 기상의 산소 농도의 변화를 측정한다는 것이다. Table 5³⁹⁾는 각각의 산소섭취율의 측정방법별 원리를 나타내었다.

Table 5. Principal of respirometer

분류기준	용존산소 농도 측정	기체상태의 산소 농도 측정
기본적인 구조		
측정원리	액상의 용존산소 농도 변화를 측정	기상의 산소 농도와 액상의 산소농도비가 일정하게 유지된다라는 가정하에 기상의 산소농도 변화측정

각각의 경우에 대하여 호흡률을 측정하기 위한 물질 수지식은 다음과 같다.

용존산소 농도 측정의 경우

$$\frac{d(V_L S_t)}{dt} = Q_{in} S_{in} - Q_{out} S_{out} + V_L K_{La} (S'_t - S_t) - V_L r_o \quad (15)$$

여기서, V_L : 액상의 부피(L)

S_t : 액상의 산소농도(mg/L)

S_{in} : 유입되는 액상의 산소 농도(mg/L)

S_{out} : 유출되는 액상의 산소 농도(mg/L)

Q_{in} : 액상의 유입 유량(L)

Q_{out} : 액상의 유출 유량(L)

K_{La} : 산소전달 계수(d^{-1})

r_o : 미생물 반응지수(-)

기상의 농도 측정의 경우

$$\frac{d(V_L S_t)}{dt} = Q_{in} S_{in} - Q_{out} S_{out} + V_L K_{La} (S''_t - S_t) - V_L r_o \quad (16)$$

(2) 미생물의 산소섭취율 측정방법에 따른 현황

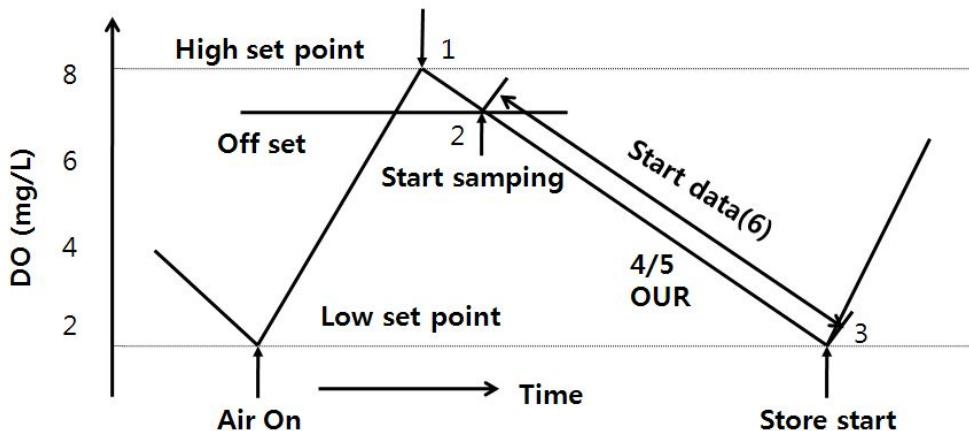
미생물의 산소섭취율 측정은 미생물 활성도의 측정에 사용되는 보편적인 방법으로 이해되고 있다. 가장 보편적으로 사용되는 산소섭취율 측정방법은 Manometric method, Galvanic cell oxygen probe 또는 Polarographic electrodes를 사용하는 직접 산소섭취율 측정법이 있다.

Manometric method는 1890년 Adney에 의하여 처음 개발되어졌으며, 많은 유사한 Manometric respirometers가 여러 연구자들에 의하여 개발되었다. 그러나 1926년에 개발된 Warburg respirometer가 가장 널리 이용되고 있다. 미국 내에서는 단순화된 Manometric 장치를 HACH Chemical사에서 1980년에 개발하여 널리 사용되고 있으며 이 후에는 자동화된 Manometric respirometers가 개발되어 생산되었는데, Sapromat로 명명된 장치이다.

Sapromat는 Voith에 의하여 제작된 것으로 시료 6개에 대한 산소섭취율을 동시에 자동으로 측정, 기록할 수 있는 기능을 가지고 있다. 또한 활성슬러지의 산소섭취율을 결정하기 위한 가장 간단한 방법은 Galvanic cell oxygen probe를 사용하는 방법으로서 산소소모량(Oxygen consumption, OC)과 산소섭취율을 결정하는데 사용된다. 이 방법은 호기성 조건에서 수집된 시료를 즉시 BOD병에 넣은 후 30초간 용존산소 농도를 측정하며, 시료는 산소섭취율을 측정하기 전에는 폭기하지 않는다. 용존산소 측정은 DO meter BOD probe를 사용하여 용존산소 농도를 시간에 대란 그래프를 그리고 산소섭취율은 일정하게 감소되는 곡선의 기울기로부터 산출할 수 있다⁴⁰⁾.

최근에는 On-line화 된 장치들이 개발되고 있는데 그 중 Columbus On-line respirometer system이 대표적인 것이라 할 수 있다. Columbus respirometer는 폐수처리공정 시 포기조 내 미생물에 의한 반응 기작을 연속적으로 점검할 수 있는 장치로서 BOD와 산소섭취율의 변화를 실시간 대비 측정하여 현재의 공정상태에 관한 정확한 정보를 적시에 제공할 수 있으며, 유입수 내 독성성분에 대한 점검이 가능하고 실제 처리장에 활용 가능하도록 설계되었다. 그러나 이 장치는 BOD와 산소섭취율의 연속측정은 가능하나, 이를 이용한 처리장의 공정조건을 자동 변환하여 최적화상태로 운용할 수 있는 자동제어기능이 미흡하며, 단지 포기조 내 미생물의 활성도에 대한 진단 기능

만을 수행 할 수 있도록 제작된 것이다. 폐수의 생물학적, 물리적, 화학적 처리의 특성을 결정하는 기작은 매우 중요하다고 볼 수 있다. 그 이유는 폐수의 특성에 따라 가장 합리적이고 적합한 공정을 선택하여야 하기 때문이다. 이러한 기능을 가진 장치로서 Challenge respirometer system을 들 수 있다. 이 장치는 폐수의 특성 뿐 아니라 폐수처리시설의 공정을 평가할 수 있는 기능을 지니고 있으며, 도시하수 및 산업폐수 등의 분석에 활용되는 장치로서, 호기와 혐기 조건에서 산소섭취율의 측정과 독성성분에 대한 측정이 가능하다. 또한 N-CON System Comput-OX 244 Respirometer는 밀폐된 반응조 내에 시료를 투입하여 미생물에 의한 산소의 감소와 이산화탄소의 방출이 동시에 일어나는 현상을 매개로 제작된 장치로서 폐수처리장내 포기조로 투입되는 유입수의 BOD와 독성성분에 대한 예측이 가능하므로 활성슬러지 공정의 처리효율을 증가시킬 수 있는 장치이다. 이 장치는 시료의 성상, 즉 액체, 고체, 기체와 상관없이 산소섭취율의 측정이 가능하며, 폐수내 BOD와 독성성분의 측정 및 생물학적 분해도 측정이 가능하여 여러 분야에 폭넓게 활용되어질 수 있다. 그러나 이 두 장치 모두 산소섭취율과 독성성분의 측정시 시료를 임의로 채워하여 실험실에서 시행하므로 연속적인 측정이 불가능하며, 분석된 결과에 의하여 공정을 평가하므로 처리장 운영시 실시간 대응이 어렵고, 실제 처리장의 적용에 한계성을 지니고 있다. 해석방법으로 일반적으로 두 가지에 산소섭취율 곡선을 해석하는데 하나는 단일 곡선 해석방법이고 나머지는 복합 곡선 해석 방법이다. Fig. 8에 제포기에 의한 측정방법으로 대부분의 OUR 측정시 이용되는 보편적 방법을 나타내었다.



- Data Record : 1. Air off time 2. Start time 3. End time
 4. OUR 5. CC(OF OUR) 6. No. OF Samples
 7. Temperature

Fig. 8. OUR mensuration by re-aeration.

(3) 산소섭취율의 종류

연속적으로 측정 가능한 산소섭취율의 종류로는 다음 4가지 종류가 있다⁴⁰⁾⁴¹⁾.

① 내생 산소섭취율

기질 주입 없이 1.5시간 동안 폭기조 내 슬러지의 산소섭취율로 체류시간은 RBM(Readily biodegradable matter)이 완전히 제거되기에 충분한 시간이다. 1.5시간의 폭기 후 반응조의 산소섭취율을 측정함으로써 얻어진다.

② 순간 산소섭취율

완전 혼합 폭기조로부터 유입되는 활성슬러지의 산소섭취율로 순간 산소섭취율의 절대값은 반응조에서의 체류시간에 달려 있다.

③ 실제 산소섭취율

폭기조 내에서의 산소섭취율로 활성슬러지는 폭기조로부터 호흡실로 연속적으로 이송되고 슬러지가 반응조에 들어가기 전에 폐수가 더해진다. 반응조로 유입되는 폐수의 유량은 다음과 같다.

$$Q_{SAM} = Q_{IN} \cdot \frac{V_{RES}}{V_{IN}} \quad (17)$$

여기서, Q_{SAM} : 호흡실로 유입되는 샘플 유량 (m^3/hr)

Q_{IN} : 유입되는 유량 (m^3/hr)

V_{RES} : 호흡실 부피 (m^3)

V_{IN} : 유입되는 부피 (m^3)

이렇게 반응조 유입 폐수유량/반응조 부피비가 폭기조 유입유량/폭기조 부피비와 같으면 반응조에서 측정되는 호흡률은 실제 폭기조 내에서의 호흡률과 같다.

④ 최대 산소섭취율 : 과량의 RBM이 있는 슬러지의 산소섭취율은 반응조로 유입되는 슬러지에 과량의 유입수를 도입함으로써 측정 할 수 있다. 최대 호흡율 측정을 위한 유입수 대 슬러지 유량비가 얼마인지는 실험적으로 결정되어야 한다.

이러한 호흡율은 생물학적 분해 가능한 기질부하를 나타내는 척도로서 활성슬러지 공정의 설계, 운전 및 제어, 모델링, 매개변수 추정, 폐수 성상 분석 및 유입 독성 감지 등 광범위하게 사용되며 특히 최근 10년 사이에 활발한 연구활동이 이루어졌다.

(4) 산소섭취율에 영향을 미치는 인자

산소섭취율은 단위시간당 미생물에 의해 소비된 산소량을 기초로 하고 있으므로 미생물의 농도가 많을수록 미생물의 유기물분해능력(Metabolic capacity)이 클수록 증가하게 된다. 이들에 영향을 미칠 수 있는 직접적인 인자로는 유입유량, 유입농도, 미생물 농도를 들 수 있으며 환경인자로는 온도, pH 등이 있다.

미생물의 분해능력과 성장은 생물학적 동력학 계수(Bio kinetics)로 잘 설명될 수 있으므로 환경인자와 생물학적 동력학 계수의 관련성에 대한 연구는 오래 전부터 이루어졌다.

일반적인 하수처리공정 미생물의 경우 최대 비성장율(Maximum specific growth rate, μ_m)과 성장은 온도에 의해 영향을 받는다. 일반적으로 온도가 증가함에 따라 성장률은 최대에 도달할 때까지 증가하며 그 최대점을 지난 후에는 온도 증가에 따라 성장률이 급격하게 감소하는데 그 최대점은 미생물의 종류와 성질에 따라 달라지게 된다.

반속도 상수(half saturation coefficient, K_s)에 대한 온도의 영향은 아직까지 확고하게 정의는 못하고 있으나, Glucose를 주입한 순수 배양에서 온도 증가에 따라 K_s 가 감소한다는 결과를 B. L. Goodmann과 A. J. Englaude가 1975년에 “J. Water Pollution Control Federation”에 발표하였다⁴²⁾⁴³⁾.

하수처리공정의 대부분 미생물은 pH 4이하와 pH 9이상에서 저해효과를 보이며 pH가 6.5~7.5인 중성단계가 가장 적합한 pH로 알려져 있다. 그러나 박테리아는 약 알칼리성에서 최대 성장률을 보이는 반면 Algae 와 Fungi는 약 산성에서 최대로 성장한다는 보고도 있다.

반속도상수(K_s)의 변화는 pH 2~3의 범위 내에서는 둔감하나 이 범위를 벗어나게 되면 급속하게 증가한다. pH가 미생물 분해계수에 미치는 영향에 대한보고는 아직 없으며 pH가 미생물에 미치는 영향이 온도에 의한 영향보다 더욱 복잡한 것으로 알려져 있다⁴⁴⁾.

산소섭취율에 미치는 pH의 영향에 관해 알아보기 위한 Spanjars와 Klawijk의 연구 결과 pH 6.7~8.0 까지는 호흡률의 변화가 없었으나 pH가 6.6이하에서는 호흡률이 점차로 감소한다.

이상의 내용을 종합해 볼 때 환경인자는 산소섭취율 측정에 큰 영향을 미치므로 산소섭취율 측정시 적정한 온도 유지와 알맞은 pH 유지가 중요하다.

나. 종속영양미생물 세포생산계수

종속영양미생물 세포생산계수(Yield coefficient for heterotrophic biomass, Y_H) 결정을 위해선 용존 물질로만 구성된 폐수에서 성장하는 미생물의 Y_H 를 직접적으로 구하는 방법을 이용해야 한다⁴⁵⁾.

입자상 COD를 제거시키기 위해 폐수의 일부를 여과한 후 회분식 반응조에 주입하고, 정상상태에의 반응조에서 적은 양의 미생물을 식종한다. 가능한 한 높은 용존 COD 농도의 시료를 사용하고, 초기 COD 농도에 비해 상대적으로 매우 작은 미생물 농도로 식종하여야 한다(<1%). 이것은 Y_H 가 사멸되어서 제거되는 미생물이 없을 때 성장한 미생물의 양으로 정의되기 때문이다. 이것을 직접적으로 알 수 있는 유일한 방법은 기질에 대해 상대적으로 미생물 양을 적게 하는 것이다. 시료는 미생물의 성장과정을 알기 위한 TCOD(Total COD)와 SCOD(Soluble COD)를 측정하기 위해 일정간격으로 채취되어야 한다. 미생물 COD는 TCOD와 SCOD의 차이로 계산될 수 있으며, 생산계수는 SCOD 차이에 대한 미생물 COD에 대한 비로 정의될 수 있다.

$$Y_H = \frac{\Delta \text{Biomass COD}}{\Delta \text{Soluble COD}} \quad (18)$$

일반적으로 Y_H 를 결정하는 가장 좋은 방법은 미생물 COD를 제거되는 SCOD의 함수로 도시하여 얻어진 직선의 기울기를 사용해 구하는 것이다. 또한, 미생물양을 측정할 때, COD 단위가 아닌 부유물질 측정에 의해 직접 측정할 수도 있다. 이런 경우 생산계수는 측정에 사용된 TSS나 VSS 항목으로 표현된다. Y_H 결정에서 오차는 다양한 폐수의 유기물질의 비율을 평가하는데 영향을 주기 때문에 정확한 Y_H 평가를 위해 모든 노력을 기울여야 한다.

4. 하수처리의 동역학적 모델

동역학 계수와 화학양론 계수는 하수처리 공정을 평가하고 설계하는데 사용된다. 그 값 중에서 일부는 문헌이나 처리된 특정하수의 실험을 통해서 얻어질 수 있다. 그러나 일반적으로 계수들은 연구를 하는 동안 실험적으로 도출되어야 한다.

가. 단일 용존 기질 모델

모델은 해석은 우선 초점을 탄소 산화에 두고 입자상 유기 물질의 양이 적은 하수에만 적용되어야 한다. 질산화가 이루어지는 단계에도 또한 적용될 수 있다. 여기서의 초점은 탄소산화이지만 생물학적으로 처리 가능한 유기물에서 보여지는 원리로 확장될 수 있다. 일반적으로 입자상 유기물질은 $0.45 \mu\text{m}$ 기공의 필터에 걸러져서 얻어지는 물질로 정의된다. 많은 콜로이드 입자들은 이런 필터를 통과하므로 용존 유기물은 완전 용존 물질만 포함된 것은 아니다. 그럼에도 불구하고 계수추정의 목적을 위해서는 일반적으로 유기물질이 필터를 통과하는 하수에서도 이 모델을 적용시킬 수 있다.

(1) 자료의 수집

이를 적용시키기 위하여 실험용 반응조는 반송이 있는 단순한 CSTRs(Continuous flow stirred tank reactor)이어야 할 것이다. 반응조는 다양한 미생물체류시간에 의해서 운영되고 안정화이후에 오는 정상상태 기간 동안 아래의 자료가 수집되어야 한다.

S_{CO} = 유입수의 용존 COD (mg/L)

S_{C} = 반응조의 용존 COD (mg/L)

X_{T} = 반응조의 총 미생물량 (mg/L)

X_{TW} = 폐기되는 슬러지의 총 미생물량 (mg/L)

X_{Te} = 유출수의 총 미생물 COD (mg/L)

f_A = 미생물의 활성분율(-)

V = 포기조의 부피(V)

F = 유입량 (L/hr)

F_W = 폐슬러지량 (L/hr)

미생물 농도를 일관성 있게 하기 위하여 COD 단위로 표기한다. 미생물 농도는 TSS나 VSS로 측정될 수 있다. 그렇다면 표현을 같게 하기 위하여 산소요구량을 계산을 할 때 생산계수는 전환계수 i 를 곱해야 한다. 생물량이 TSS로 측정되었을 때 I 는 $i_0/X_{B,T}$ 로 표기되고 일반적으로 1.20 g COD/g TSS 값을 갖게 된다. 유사한 방법으로 생물량이 VSS로 측정되었을 때 I 는 $i_0/X_{B,V}$ 로 표현되고 1.42 g COD/g VSS의 값을 갖는다. 미생물의 활성분율 f_A 는 처리능 연구에서 얻기가 가장 어려운 자료이다. 많은 기술들이 활성분율을 측정하는 방법을 제안했지만 모두 단점을 가지고 있다. 가장 직접적인 방법은 Postgate⁴⁶⁾의 슬라이드 배양 기술인데 이 기술은 미생물 슬라이드에 박테리아를 퍼고 나누어지는 분율을 관찰하는 것이다. 이 작업은 용존 기질에 대해 잘 적용되지만 입자상 물질들이 존재할 때는 더 어려움을 겪게 된다. 간접적인 측정방법은 단위 생물량에 대하여 ATP의 양과 관련이 있다. 생명이 있는 세포당 ATP의 양이 SRT와 무관하고 ATP는 죽은 세포로부터 빠르게 소멸되기 때문에 성공적으로 이용되어 왔다⁴⁷⁾. 또 다른 간접적인 방법은 단위 생물량 당 deoxyribonucleic acid (DNA)의 존재량의 측정과 관련된다. ATP처럼 SRT에 비교적 독립적이고 세포가 사멸될 때 급격하게 줄어들게 된다⁴⁸⁾.

처리는 연구기간에 수집된 자료들은 $\mu_{max,H}$, K_S , Y_H , b_H , f_D 의 값을 추정하는데 사용될 수 있다. 이러한 것을 진행하는 과정에 있어서 미생물에 의해 분해될 수 없는 용존성 COD인 S_I 를 추정해야 할 것이다. CSTR의 특징을 설명하는 많은 식이 선형으로 줄어들기 때문에 계수를 추정하기 위하여 공통적으로 그래프를 순서대로 도식해 왔다. 선형 변환은 항상 전체적인 자료에 영향을 주게 된다. 가능하다면 비선형 계수추정 기술이 이용된다. 하나 이상의 식에서 보여 지는 일부 계수들 때문에 선형 기술이 이용되었을 때 그들을 결정하는 것이 필요하다. 그러나 추정 기술이 적용되었음에도 불구하고

고 자료들로부터 추정된 모든 계수들이 서로 밀접한 관계가 있다는 것을 반드시 알아야 한다. 결과적으로, 어떤 값을 추정 오차는 다른 값을 추정하는데 영향을 줄 것이다. 이것은 하나의 값을 추정하는 것보다 전체적으로 영향을 주는 값들이 더 중요하다는 것을 의미한다.

(2) 종속영양 미생물의 생산계수와 사멸계수의 결정

추정되어야 할 첫 번째 계수는 종속영양 미생물의 생산계수 Y_H 와 전통적인 사멸계수 b_H 이다. Y_H 는 사용된 기질 COD mg 당 생성된 생물량 COD mg의 단위를 갖는 반면에 b_H 는 hr^{-1} 의 단위를 갖는다. 두 값은 식 (19)을 변형하여 얻어질 수 있다.

$$X_{B,H} \cdot \tau = \frac{\theta_c \cdot Y_H (S_{so} - S_s)}{1 + b_H \cdot \theta_c} \quad (19)$$

Y_H 의 단위는 $X_{B,H}$ 의 단위와 같아야 한다. 예를 들면 $X_{B,H}$ 는 COD 단위의 Y_H 값을 주어지게 하기 위하여 COD 단위로 측정되어져야 한다. 미생물 농도를 TSS나 VSS 단위로 측정했을 경우가 발생한다면 Y_H 도 유사한 단위를 갖게 된다. $i_0/X_{B,V}$ 의 전환계수를 사용한다면 적절한 COD 단위로 전환할 수 있으므로 큰 차이가 없게 된다. 실험기간 동안 총 미생물 농도, XT를 측정하고 활성 미생물 농도 $X_{B,H}$ 를 측정하지 않았다면 $X_{B,H}$ 를 얻기 위하여 활성 분율을 이용하면 된다.

$$X_{B,H} = f_A \cdot X_T \quad (20)$$

유입수의 용존 COD, SCOD를 측정하고 반응조에서 미생물이 처리할 수 있는 COD가 아닌 용존 COD, SCOD를 구한다. 미생물에 의해 분해될 수 있는 COD의 농도는 용존 COD에서 미생물이 분해할 수 없는 COD, S_f 를 빼면 구할 수 있다.

$$S_{SO} = S_{CO} - S_i \quad (21)$$

$$S_S = S_C - S_I \quad (22)$$

그러나 식 (19)를 이용하면 미생물에 의해 분해되지 않는 COD는 상쇄되기 때문에 그 정보는 필요하지 않다.

$$S_{SO} - S_S = S_{CO} - S_C \quad (23)$$

식 (20)와 (21)을 (19)에 대입하면

$$f_A \cdot X_T \cdot \tau = \frac{\theta_c \cdot Y_H (S_{CO} - S_C)}{1 + b_H \cdot \theta_c} \quad (24)$$

결과적으로 Y_H 와 b_H 의 추정에 충분한 정보가 이용가능하다. 식 (24)을 선형화 하면 다음과 같다.

$$\frac{S_{CO} - S_C}{f_A \cdot X_T \cdot \tau} = \frac{b_H}{Y_H} + \frac{1}{Y_H} \cdot \frac{1}{\theta_c} \quad (25)$$

$(S_{CO} - S_C)/(f_A \cdot X_T \cdot \tau)$ 을 $1/\theta_c$ 에 대한 그래프는 $1/Y_H$ 의 기울기로 선형화 될 것이고 b_H/Y_H 의 y절편을 얻게 된다.

(3) 미생물의 사멸로 인해 형성되는 입자상 물질의 비율 결정

f_D 값은 앞서 구한 고정된 b_H 을 대입하여 비선형 최소 제곱 분석을 이용하여 식 (26)에 의해 구할 수 있다.

$$f_A = \frac{1}{(1 + f_D \cdot b_H \cdot \theta_c)} \quad (26)$$

이를 다시 정리하면

$$\frac{1}{f_A} = 1 + f_D \cdot b_H \cdot \theta_c \quad (27)$$

θ_c 에 대하여 $1/f_A$ 를 도식화 하면 $f_D \cdot b_H$ 의 직선 기울기를 얻을 수 있게 되고 y 절편은 1.0을 지나게 된다. b_H 를 알고 있기 때문에 f_D 를 계산할 수 있다.

(4) 미생물에 의해 분해되지 않는 용존 유기물 추정

미생물 성장과 기질 이용에 대한 동역학 계수 추정에 앞서 미생물에 의해 쉽게 분해되는 용존 기질, S_s 값을 구해야 한다. 여기에 식 (22)에 보여진 것처럼 미생물에 의해 분해되지 않는 용존 COD, S_I 값이 필요하다. S_I 를 결정하는 가장 쉬운 방법은 SRT가 10일 이상으로 운영되는 반응조에서 혼합 용액을 채취하여 회분식 반응조에 넣고 포기를 시키는 것이다. 용존 COD는 시간에 따라서 측정되어야 한고 안정된 값이 구해질 때 그 값이 유입수에 포함된 미생물이 분해할 수 없는 용존 COD로 간주할 수 있다⁴⁹⁾.

Mamais⁵⁰⁾은 긴 SRT로 운영되는 반응조에서 유출되는 유출수에 포함된 진정한 용존 COD로 추정할 수 있다고 제안했다. 이 방법의 근본 원리는 긴 SRTs에서 유출수에 남아 있는 미생물에 의해 쉽게 분해되는 용존 COD의 양이 무시할 정도로 작아야 한다는 것이다. 결과적으로, 남아있는 모든 용존 COD는 미생물에 의해 처리 불가능할 것이다. 순수 용존 COD는 0.45 μm 필터를 통해 걸러지기에 앞서 pH 10.5에서 ZnSO_4 를 긴 SRT로 운영되는 반응 조의 유출수에서 채취한 시료에 첨가하여 응집시키므로 얻을 수 있다. 응집 단계는 필터를 통과할 수 있는 콜로이드성 유기 물질을 효율적으로 제거하게 된다. 그럼 S_I 만을 얻을 수 있다.

(5) 종속영양 미생물의 최대 비성장률과 반포화 상수의 추정

일단, S_I 를 알고 S_S 는 식 (22)에 의해서 계산될 수 있으므로 식 (28)과 앞서 결정된 b_H 를 이용하면 $\mu_{\max,H}$ 와 K_S 가 결정될 수 있다.

$$S_S = \frac{K_S(1/\theta_c + b_H)}{\mu_{\max,H} - (1/\theta_c + b_H)} \quad (28)$$

Y_H 와 b_H 를 이용한 것과 같이 $\mu_{\max,H}$ 와 K_S 를 구하는 가장 좋은 방법은 비선형 최소 제곱법(nonlinear least squares analysis)을 이용하는 것이다. S_S 는 독립변수로서 $1/\theta_c + b_H$ 는 종속 변수로서 역할을 한다. 만일 최소제곱법이 적용하기 어렵거나 오차 구조가 비선형 방법에 적합하지 않다면 식 (22)는 선형 최소 제곱법을 가능할 수 있게 해주고, 3가지 방법이 존재한다⁵¹⁾.

Hanes Linearization

$$\frac{S_S}{1/\theta_c + b_H} = \frac{K_S}{\mu_{\max,H}} + \frac{S_S}{\mu_{\max,H}} \quad (29)$$

Hofstee Linearization

$$\frac{1/\theta_c + b_H}{S_S} = \frac{\mu_{\max,H}}{K_S} + \frac{1}{K_S}(1/\theta_c + b_H) \quad (30)$$

Lineweaver–Burk Linearization

$$\frac{1}{S_S} = \frac{\mu_{\max,H}}{K_S} \left(\frac{1}{1/\theta_c + b_H} \right) - \frac{1}{K_S} \quad (31)$$

나. 복합기질 모델

활성污泥 모델(ASM No.1)은 많은 계수들을 포함하여 매우 복잡하다. 그러나 모든 폐수에 대한 계수 모두를 평가할 필요는 없다. 일부 계수값은

모든 시스템에서 같은 값을 보이며, 일정한 값으로 가정할 수 있다⁵²⁾.

Table 6에 가정할 수 있는 계수가 나와 있고, Table 7에 주어진 값들은 대부분의 폐수에 적합한 값들이다.

활성슬러지모델은 여전히 발전 단계에 있다는 것을 알아야 한다. 따라서 어떤 경우에는 모든 계수들을 추정해야 한다. 그런 이런 계수값을 이용한 모델에 의해 결정된 예측값이 항상 정확한 것은 아니다. 많은 계수들이 서로 연관되어 있고 한부분에서 구해진 값이 다른 부분에 영향을 주기도 한다. 더군다나 최소로 필요한 계수들이 아직 더 밝혀져야 하기 때문에 신속한 반전되는 부분의 문헌을 참고해야 할 것이다.

Table 6. Coefficients of assuming in active sludge model

Symbols	Descriptions
Y_A	Yield for autotrophic biomass
$b_{L,A}$	Decay coefficient for autotrophic biomass
f_D	Fraction of biomass leading to debris
i_N/X_B	Mass of nitrogen per mass of COD in biomass
I_N/X_D	Mass of nitrogen per mass of COD in biomass debris
$K_{O,H}$	Oxygen half-saturation coefficient for heterotrophic biomass
K_{NO}	Nitrate half-saturation coefficient for denitrifying heterotrophic biomass
$K_{O,A}$	Oxygen half-saturation coefficient for autotrophic biomass

Table 7. Typical coefficients in active sludge model

Symbols	Units	Value at 20°C	Value at 10°C
<i>Stoichiometric parameters</i>			
Y_A	g cell COD formed (g N oxidized) ⁻¹	0.24	0.24
Y_H	g cell COD formed (g COD oxidized) ⁻¹	0.67	0.67
f_P'	dimensionless	0.08	0.08
i_{XB}	g N (g COD) ⁻¹ in biomass	0.086	0.086
i_{XE}	g N (g COD) ⁻¹ in endogenous	0.06	0.06
<i>Kinetic parameter</i>			
μ_H	day ⁻¹	6.0	3.0
K_S	g COD m ⁻³	20.0	20.0
$K_{O,H}$	g O ₂ m ⁻³	0.20	0.20
K_{NO}	g NO ₃ -N m ⁻³	0.50	0.50
$b_{L,A}$	day ⁻¹	0.10	
$b_{L,H}$	day ⁻¹	0.62	0.20
b_H	day ⁻¹	0.18	
n_g	dimensionless	0.8	0.8
n_h	dimensionless	0.4	0.4
k_h	g slowly biodegradable COD (g cell COD·day) ⁻¹	3.0	1.0
K_X	g slowly biodegradable COD (g cell COD) ⁻¹	0.03	0.01
μ_A	day ⁻¹	0.80	0.3
K_{NH}	g NH ₃ -N m ⁻³	1.0	1.0
$K_{O,A}$	g O ₂ m ⁻³	0.4	0.4
K_a	m ³ ·COD(g·day) ⁻¹	0.08	0.04

III. 실험장치 및 방법

1. 실험장치

가. 마이크로나노버블 산기장치

마이크로나노버블 산기장치(Micro nano diffuser reactor, MND reactor)는 기존 산기장치에 비하여 산소용해효율을 혁신적으로 향상시킬 수 있는 포기장치로서 발생 버블을 마이크로-나노 크기로 만들어 액체 내에 산소을 공급하는 장치이다. 공기유입구로부터 유입된 공기를 순환수와 함께 반응기 하부의 마이크로-나노버블 발생장치를 통하여 미세기포 형태로 분산시켜 반응기 하부로 상승되도록 하여 수중의 산소용해효율을 증가시킬 수 있도록 구성하였다. 즉, 공급된 물이 진공영역에서 $2\sim3 \text{ kgf/cm}^2$ 의 압력으로 고속선회하여 진공영역의 진공도가 400 mmHg가 되도록 유도되며 진공이 형성되면 공기와 물이 혼합되면서 수중에 기포화 된다.

Fig. 9와 Fig. 10에 마이크로나노버블 산기장치의 사진과 개요도를 각각 나타내었다. 마이크로나노버블 산기장치 반응조는 D 790 mm \times H 990 mm로 총 용량은 500 L 정도이며, 유효용량을 400 L로 하여 실험을 실시하였다.



Fig. 9. Photographs of MND(Micro nano diffuser) reactor.

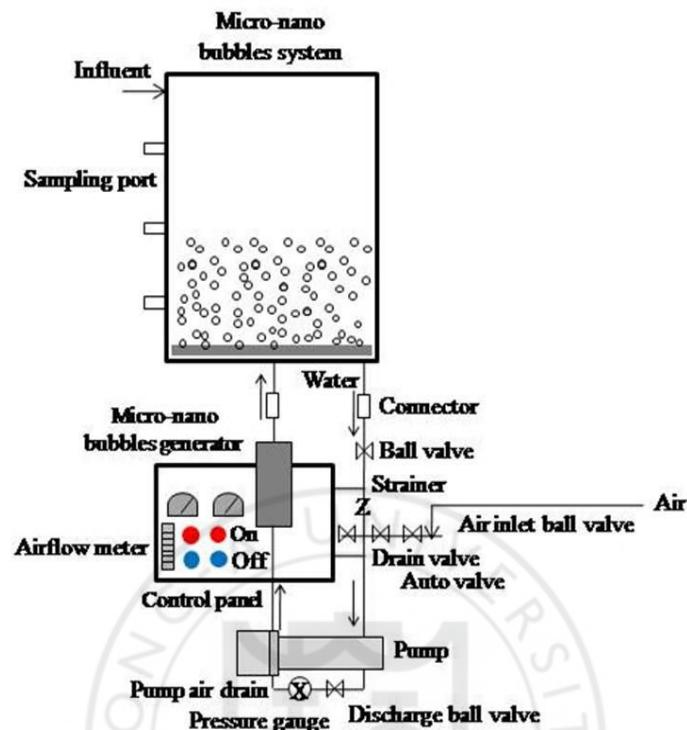


Fig. 10. Schematic of MND reactor.

본 실험에서는 일반 산기장치(General diffuser reactor, GD reactor)와 마이크로나노버블 산기장치의 산소전달계수 비교실험을 위해 마이크로나노버블 산기장치와 동일한 규격의 반응조를 구성하여 실험에 임하였다. 일반 산기장치는 하부의 Blower로부터 발생된 기체가 유량기를 통과하여 4개의 튜브형 산기장치로 분산되게 된다.

나. 미생물성장 동력학 계수를 측정하기 위한 생물반응조

산소전달계수의 변화에 따른 미생물성장 동력학 계수 측정 위해 산소섭취율 및 세포생산계수 측정을 위하여 Lab scale 생물반응조를 이용하였다. W 260 mm × L 350 mm × H 300 mm의 수용조이며 유효용량 40 L를 기준으로 운전하였다. 상부는 밀폐하여 대기중으로 산소가 방출되는 것을 막았으며, 내

부에는 미생물의 성장을 위해 산기장치를 설치하여 충분한 폭기를 통해 DO 농도가 6.0~8.0 mg/L로 유지하였고 미생물은 B시 K하수처리장의 포기조 내부의 미생물을 이용하여 MLSS(Mixture liquid suspended solid) 3,000~3,500 mg/L로 성장시켰다. 내부온도는 가열기를 통해 $20\pm1^{\circ}\text{C}$ 를 유지시켰으며, pH는 7.0 ± 0.5 로 운전하였다.

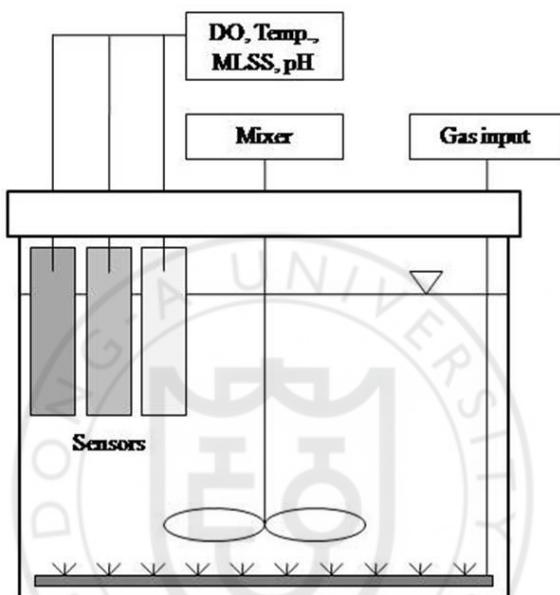


Fig. 11. Schematic of lab scale bioreactor.

2. 실험재료

마이크로나노버블 산기장치의 하수처리장 포기조에 적용하기 위해 B시 K하수처리장을 대상으로 실험을 실시하였다. K하수처리장은 고도하수처리방법인 A_2O 공법으로 처리되고 있으며 처리용량 33,000 ton/day로 운영되고 있는 하수처리장으로서 산소전달특성을 평가하기 위해 1차 침전지 유출수를 이용하여 실험에 임하였다. 실험은 현장과 비슷한 조건으로 운전하였으며, 실험에 사용된 미생물은 K하수처리장에 설치되어있는 호기성 생물반응조에서 직접 미생물을 채취하여 생물반응조를 운전하였다.

3. 실험방법

가. 산소전달특성

마이크로나노버블 산기장치와 일반 산기장치를 이용한 산소 용해효율을 비교·평가하기 위해 상수(수도수)와 1차 침전지 유출수를 이용하여 산소전달실험을 실시하였다. 반응조의 유효용량은 400 L, 공기공급량은 공기유량을 1 L/min으로 조절하였으며 반응조 하부에 설치된 산기관 및 기포발생장치에 의해서 공기를 공급하였다. 세부적인 산소전달특성 평가에 관한 운전조건과 실험절차를 Table 8과 Fig. 12에 각각 나타내었다. 실험수에 대한 수온은 초기에 별도 보정은 하지 않았으며, 이후 표준상태로 환산하여 적용하였다. 또한 Table 9에 온도별 포화산소농도를 나타내었다⁵³⁾.

산소전달실험은 실험수에 포함된 DO 농도를 “0”로 만들기 위해 아황산나트륨(Na_2SO_3)과 촉매제인 염화코발트(COCl_2)를 사용하였으며, 1 mg/L의 DO 농도 감소를 위해서는 양론적으로 7.9 mg/L의 아황산나트륨이 필요하나 실제 주입량은 필요량의 10~20%정도 과잉 투입하여 실험하는 것이 일반적이다. 이때 촉매로 이용되는 염화코발트는 1 L당 8 mg/L 주입한다⁵⁴⁾. 이와 같이 DO 농도를 “0”로 탈기시킨 후 마이크로-나노버블 발생장치와 기존 버블 발생장치를 이용하여 다시 공기를 반응조 내에 일정시간 불어넣어 포기시간에 따른 DO, pH, 수온을 측정한 후 산소전달계수, 산소용해량, 산소전달효율 등을 산출하였으며, 이를 Table 10에 정리하여 나타내었다.

Table 8. Operating conditions of GD and MND reactors

Raw water	Parameters	Units	GD reactor	MND reactor
Tap water	Effective volume	L	400	400
	Water temperature	°C	16.0	16.0
	Airflow rate	L/min	1	1
Effluent of primary clarifier	Effective volume	L	400	400
	Water temperature	°C	22.3	27.7
	Airflow rate	L/min	1	1

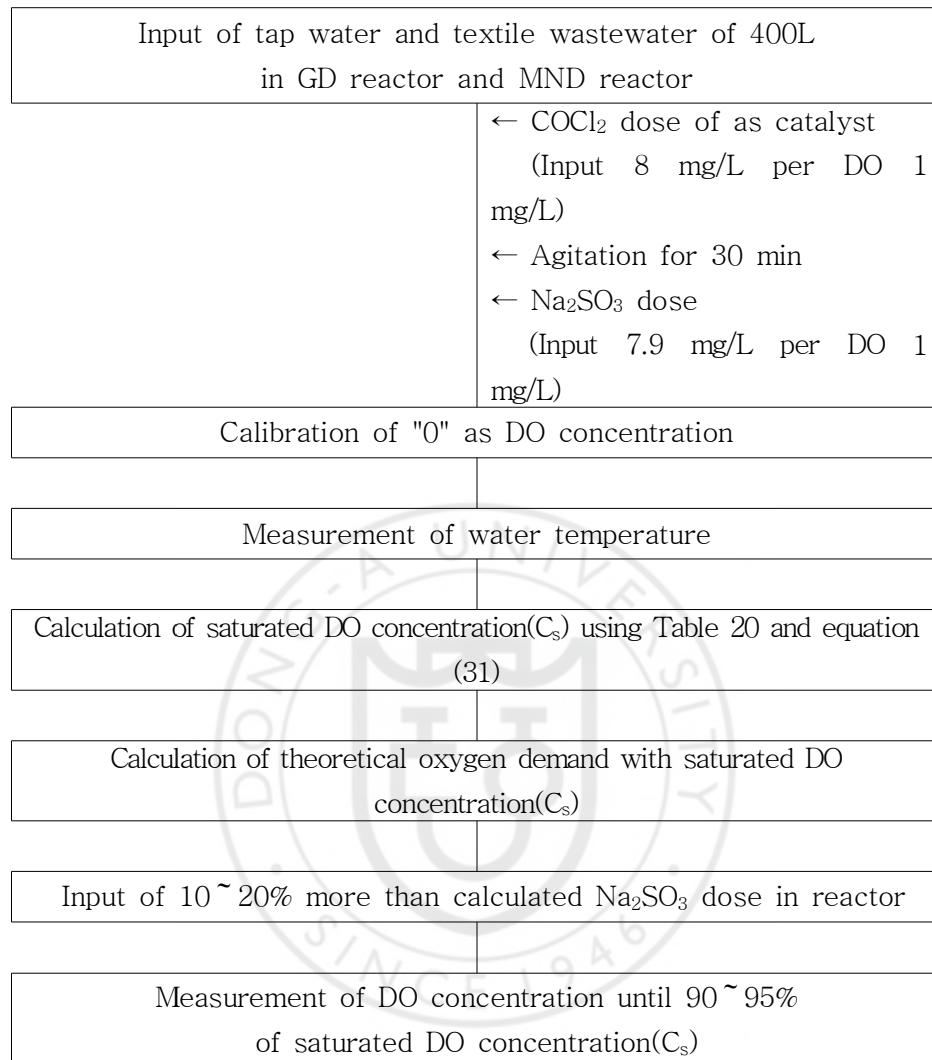


Fig. 12. Procedure of oxygen mass transfer rate experiments.

Table 9. Oxygen saturation concentration(C_s) of distilled water at standard conditions

Temp.(°C)	mg O ₂ /L	Temp.(°C)	mg O ₂ /L	Temp.(°C)	mg O ₂ /L
0	14.6	17	9.7	34	7.2
1	14.2	18	9.5	35	7.1
2	13.8	19	9.4	36	7.0
3	13.5	20	9.2	37	6.9
4	13.1	21	9.0	38	6.8
5	12.8	22	8.8	39	6.7
6	12.5	23	8.7	40	6.6
7	12.2	24	8.5	41	6.5
8	11.9	25	8.4	42	6.4
9	11.6	26	8.2	43	6.3
10	11.3	27	8.1	44	6.2
11	11.1	28	7.9	45	6.1
12	10.8	29	7.8	46	6.0
13	10.6	30	7.6	47	5.9
14	10.4	31	7.5	48	5.8
15	10.2	32	7.4	49	5.7
16	10.0	33	7.3	50	5.6

상수중의 산소포화 농도는 0°C에서는 14.6 mg/L로부터 20°C에서 9.2 mg/L 까지 변동하나 폐수의 경우는 그 포화농도가 상수에 비해서 많은 차이가 난다. 특히 폐수의 산소포화 농도는 용해성 고형물 농도와 온도에 따라 변화하며, 다음 식 (31)로부터 산출하였다.

$$(C_{sw})_{760} = (475 - 0.00265S)/(33.5 + T) \quad (32)$$

여기서, $(C_{sw})_{760}$: 대기압에서 폐수의 용존산소 포화농도 (mg/L)

S : 용해성 고형물 농도 (mg/L)

T : 온도

Table 10. Analytical methods at oxygen transfer coefficients

Parameters	Units	Methods and Apparatus
K_{La}	hr^{-1}	$dC/dt = K_{La}(C_s - C)$
Oxygen transfer efficiency	g O ₂ /hr	$N = K_{La(20)} \cdot C_{s(20)} \cdot V$
VOTR	kg/m ³ · hr	$VOTR = K_{La} \times C_s$

나. 미생물성장 동력학 계수 실험

미생물성장 동력학 계수의 추정을 위해 세포생산계수(Y_H) 및 산소섭취율 (OUR) 측정을 한 반응조에서 실시하였다. 생물반응조 내부는 20±1°C로 유지하여 운영하였으며, GD reactor 및 MND reactor에서 용존산소가 포화될 때까지 충분히 운전하여 생물반응조에 투입시켰다. 생물반응조내 회분식 반응시 MLVSS를 3,000 mg/L로 유지하기 위해 1차 침전지 유입수의 투입전 MLSS농도를 MLVSS/MLSS비율에 고려하여 혼합하였다, 측정 및 반응조의 일정한 운전을 위해 회분식 반응시 DO, pH, 온도 및 ORP는 5 min 간격으로 측정하였으며, 30 min 간격으로 채수하여 분석하였다.

4. 분석 방법

본 실험에서의 분석은 수질오염공정시험법과 Standard methods에 준하여 실시하였으며, MLVSS는 MLVSS/MLSS 비율을 이용하여 MLSS meter 측정값에서 보정한 후 운전자료로 활용하였다. 채취한 시료는 GF/C filter paper로 고액분리한 후 COD_{Cr}를 분석하였다.

Table 11. Water quality analytical methods

Parameters	Analytical methods and apparatus
DO	DO portable meter (model YSI 550A)
pH	pH portable meter (model YSI 601-10 FT)
Temperature	DO portable meter (SDT 25)
COD _{Cr}	K ₂ Cr ₂ O ₇ method (hot plate)
ORP	ORP portable meter(RM-20P)
MLSS	GF/C filter method, MLSS meter
MLVSS	GF/C filter method, Electronic furnace

IV. 결과 및 고찰

1. 산소전달특성 평가

가. 산소발생 성능평가

마이크로나노버블 산기장치의 산소전달계수 특성을 파악하기 위해 일반산기장치(General diffuser reactor, GD reactor)와 마이크로나노버블 산기장치(Micro nano diffuser reactor, MND reactor)의 DO 농도변화를 Fig. 13과 Fig. 14에 나타내었다. 실험에 앞서 상수에 아황산나트륨과 염화코발트를 주입하여 탈산소화 시킨 후 1.0 L/min 유량으로 공기를 주입한 후 용존산소 농도를 측정하였다.

상수에서 운전결과 GD reactor와 MND reactor에서 각각 380 min과 97 min 후 포화농도인 7.8 mg/L와 9.6 mg/L의 농도를 나타내었다. MND reactor의 경우 포화농도인 97 min에서 GD reactor의 DO 농도는 4.7 mg/L로 약 2.0배 정도 높은 산소전달효율을 보였다.

1차 침전지 유출수를 대상으로 운전결과 GD reactor와 MND reactor에서 각각 운전시간 300 min 및 120 min 경과 후 DO 농도는 각각 4.43 mg/L와 6.8 mg/L를 나타내었다. 동일 운전시간 120 min에서의 DO 농도를 비교해 보면, GD reactor와 MND reactor의 경우 각각 DO 농도는 2.93 mg/L와 4.43 mg/L로 나타나 MND reactor에서 높은 산소전달효율을 나타내었다.

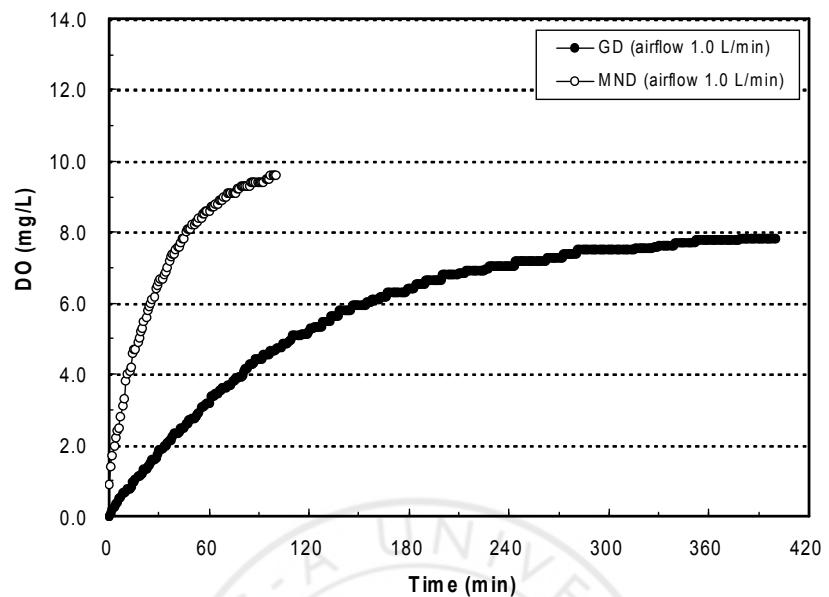


Fig. 13. Comparison of DO concentrations between GD and MND reactors by tap water.

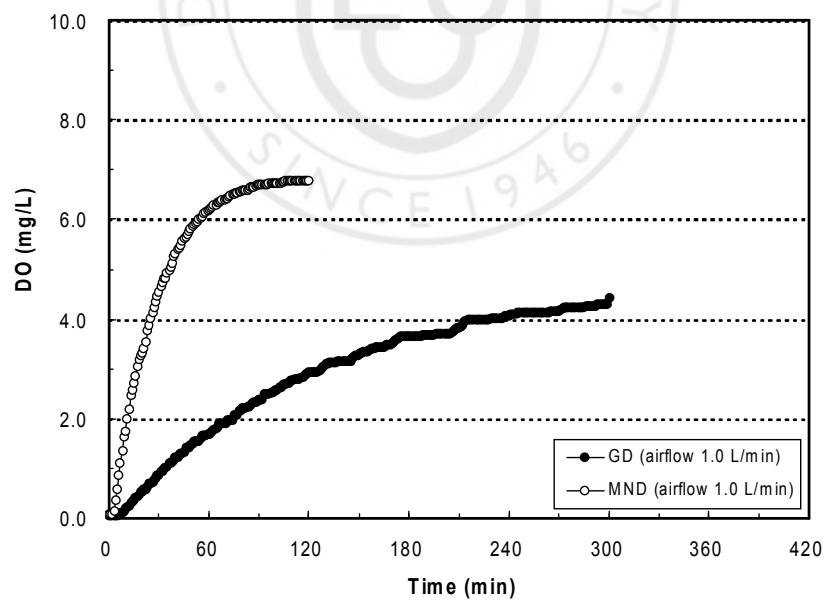


Fig. 14. Comparison of DO concentrations between GD and MND reactors by effluent of primary clarifier.

MND reactor의 경우 GD reactor에 의한 기포발생 방법보다 단시간에 빨리 DO 농도가 상승함을 알 수 있었는데, 이는 기포크기가 미세하여 동일 공기량 당 액체와의 접촉면적이 상대적으로 커져 산소전달효율이 높아졌기 때문이다. 또한 개개의 기포직경이 작아지면 상승속도가 느려져 기-액 접촉 시간이 길어지기 때문에 한층 높은 산소전달효율을 얻을 수 있다. 향후 MND reactor을 이용한 공기 공급은 수중 산소용해효율이 우수하여 생물반응조 및 처리수의 DO 농도를 크게 높일 수 있을 것으로 기대될 뿐만 아니라, 적정 DO 농도 수준에 도달하기 까지 운전시간을 매우 단축시킬 수 있어 수처리시 매우 효율적일 것으로 판단된다.

MND reactor을 이용하는 경우 운전시간 1 hr 이후에는 DO의 증가가 미미한 것을 확인할 수 있었는데, 이는 수중에 DO가 부족할 경우에는 산소를 공급하는 것이 문제가 되지만 수중에 다량의 산소가 공급될 경우에는 수중으로부터 대기로 방출되는 산소가 문제가 될 수 있다. 따라서 MND reactor의 경우 단시간에 수중에 과량의 산소가 공급되어지기 때문에 일정시간 경과 후에는 수중의 DO 증가량이 현격히 감소하는 것으로 판단된다.

산소용해실험에서 각각의 실험수에 대한 수온의 보정은 따로 하지 않았으므로 이후에서는 표준상태로 수온을 보정한 총괄물질전달계수를 계산하여 산소용해속도를 평가하였으며, 또한 이를 이용하여 산소용해량, 산소용해효율, VOTR(Volumetric oxygen transfer rate) 등을 산출하였다.

나. 산소전달계수와 산소용해효율

(1) 산소전달계수(K_{La})

반응조내 산소발생 특성을 이용하여 각 산기장치별 산소전달계수(K_{La})를 나타내었다. 가스상으로부터 액체상으로의 산소전달은 다음 식과 같이 나타낼 수 있다⁵⁵⁾.

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} (C_s - C) \quad (33)$$

위의 식을 적분하면 다음과 같다.

$$\ln \left[\frac{C_s - C_t}{C_s - C_0} \right] = -K_{La} \times t \quad (34)$$

여기서, C_s : 표준상태(20°C , 1 atm)에서의 포화 DO 농도 (mg/L)

C_0 : 시간 $t=0$ 에서의 DO 농도 (mg/L)

C_t : 시간 t 에 대한 DO 농도 (mg/L)

K_{La} : 총 팔물질 전달계수 (hr^{-1})

산소 전달계수(K_{La})는 반응조 내 용존산소를 탈기시킨 후 초기 DO 농도(C_0)를 측정한 후, 다시 공기를 일정시간 불어 넣어 시간에 대한 DO 농도(C_t)를 측정한 위의 식과 같이 DO 농도와 시간과의 관계를 linear regression 함으로써 얻을 수 있다. Fig. 15 및 Fig. 16은 CB 산기장치와 MND reactor에서의 공기유량 변화에 따른 $-\ln((C_s - C_t)/C_s)$ 대 시간 t 로 도시하여 기울기가 K_{La} 인 직선을 얻은 그래프이다.

위의 식과 같이 표준상태로 보정하여 계산된 산소 전달계수(K_{La})의 값을 비교해 보면, 상수의 경우 GD reactor와 MND reactor에서 K_{La} 는 각각 0.28 hr^{-1} , 2.50 hr^{-1} 의 값을 나타내었다.

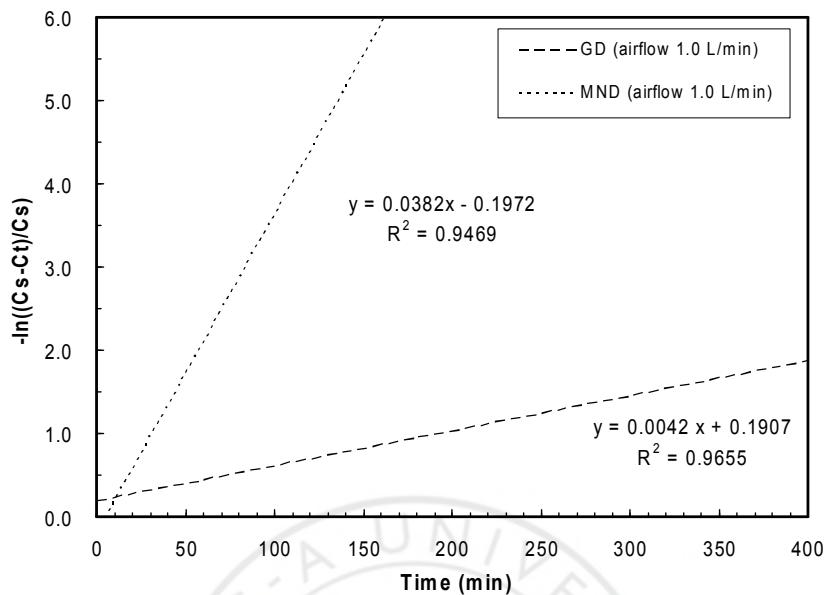


Fig. 15. Comparison of oxygen-mass transfer coefficient(K_{L_a}) between GD and MND reactors in tap water.

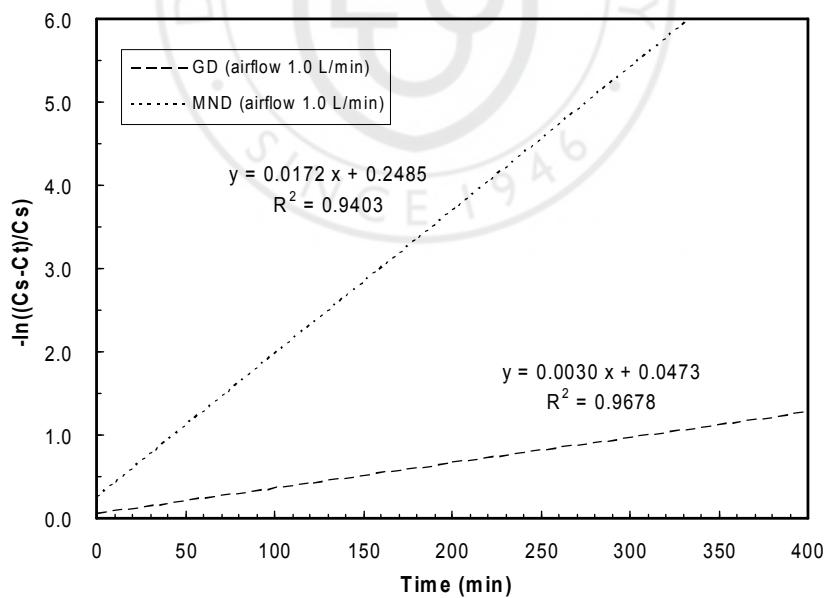


Fig. 16. Comparison of oxygen-mass transfer coefficient(K_{L_a}) between GD and MND reactors in effluent of primary clarifier.

산소전달계수(K_{La})에 영향을 미치는 가장 중요한 인자 중의 하나는 온도인데, 이 온도에 대한 영향은 다음과 같은 관계로 정의할 수 있다.

$$K_{La}(T) = K_{La}(20) \times \theta^{(T-20)} \quad (35)$$

여기서, $K_{La}(T)$: $T^{\circ}\text{C}$ 에서의 산소 이동계수 (hr^{-1})

$K_{La}(20)$: 20°C 에서의 산소 이동계수 (hr^{-1})

θ : 일반적으로 $1.024^{56)}$

1차 침전지 유출수에서 GD reactor와 MND reactor의 $-\ln((\text{Cs}-\text{Ct})/\text{Cs})$ 대 시간 t 로 도시하여 기울기가 K_{La} 인 직선을 얻은 그래프이다. 공기유량 1.0 L/min 으로 실험한 1차 침전지 유출수에서 온도의 영향을 고려한 표준 상태로 보정하여 계산된 K_{La} 값은 GD reactor 및 MND reactor에서 각각 0.15 hr^{-1} , 0.91 hr^{-1} 의 값을 나타내었다.

산소전달계수(K_{La})는 두 경막의 저항의 영향을 포함한 것인 동시에 유체 단위 부피중의 기-액 계면의 넓이의 함수이다. 액체 시스템에 임의의 양의 공기를 주입할 때, 기체가 전달될 수 있는 유효표면은 기포가 작아질수록 증가한다. 따라서 일반적으로 기포가 작아지면 표면적-부피비가 유리하게 변하므로 K_{La} 값이 증가한다고 볼 수 있다. Ashley⁵⁷⁾은 기포의 크기가 증가할수록 K_{La} 값이 감소 한다는 연구결과를 보고하고 있다.

(2) 단위시간당 산소용해량

반응조 내 단위시간당 산소용해량은 다음 식과 같이 나타낼 수 있다⁵⁸⁾.

$$N = K_{La}(20) \times C_s(20) \times V \quad (36)$$

여기서, N : 표준상태에서의 단위시간당 산소용해량 (gO_2/hr)

$K_{La}(20)$: 20°C 에서의 물질전달계수 (hr^{-1})

$C_s(20)$: 20°C 에서의 포화 산소농도 (mg/L)

V : 포기조 유효용량 (m^3)

위에 제시한 식을 이용하여 표준상태에서의 산소용해량을 산출하였으며, 상수에서 운전한 GD reactor와 MND reactor에서 산소용해량은 $1.02 \text{ g O}_2/\text{hr}$, $9.24 \text{ g O}_2/\text{hr}$ 의 값을 나타내었으며, 1차 침전지 유출수의 산소용해량은 $0.54 \text{ g O}_2/\text{hr}$ 와 $3.22 \text{ g O}_2/\text{hr}$ 의 값을 나타내어 상수와 1차 침전지 유출수 모두 MND reactor에서 단위시간당 산소용해량이 큰 것을 알 수 있었다.

(3) 용적산소전달률 (VOTR)

반응조 내 유효용량을 고려한 산소전달효율(VOTR ; Volumetric oxygen transfer rate)⁵⁹⁾을 구하기 위해 아래의 식을 이용하였다.

$$\text{VOTR} = K_{La} \times C_s \quad (37)$$

여기서, VOTR : 산소전달률 ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{hr}$)

C_s : 20°C 에서의 포화 산소농도 (mg/L)

GD reactor와 MND reactor의 VOTR 값은 일반 상수에서 각각 $2.57 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 과 $22.90 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$, 1차 침전지 유출수의 경우 GD reactor에서 VOTR 값은 $1.34 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 로 나타났고 MND reactor의 VOTR 값은 $8.04 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 상수와 1차 침전지 유출수 모두 MND reactor의 VOTR 값이 높게 나타났다. 앞서 계산한 K_{La} 값이 기포가 미세할 수록 큰 값을 나타냄으로써 VOTR 역시 MND reactor의 경우에 있어서도 증가하는 것을 알 수 있었다.

Table 12. Comparison of oxygen mass transfer efficiency between GD and MND reactors in Effluent of primary clarifier

Raw water		$K_{La(20)}$ (hr ⁻¹)	N (g O ₂ /hr)	VOTR (kg/m ³ · hr)
Tap water	GD reactor	0.28	1.02	2.57
	MND reactor	2.50	9.24	22.90
Effluent of primary clarifier	GD reactor	0.15	0.54	1.34
	MND reactor	0.91	3.22	8.04

2. 동력학 계수 측정

가. 마이크로나노버블 산기장치의 생물반응조 적용

GD reactor와 MND reactor의 산소전달특성 평가에 의해 MND reactor에 의한 포기가 반응조에서 산소전달이 월등히 높은 것으로 나타났다. 이에 따라 1차 침전지 유출수를 이용하여 미생물성장 동력학계수를 측정하기 위해 미생물을 각각의 반응조에 유입시켜 운전을 실시하였다.

김⁶⁰⁾의 연구에 의하면 Bubble column에 의한 생물반응조 내에서 포기시 생존 세포수의 감소가 있다고 보고되고 있다. 연구에 의하면 생존 세포수의 감소는 오로지 통기에 의한 세포의 손상의 결과였다. 연구는 100 μm , 40 μm , 0.5 μm 의 Bubble column을 이용하여 진행하였는데 100 μm 이하의 통기 구멍의 크기를 가진 microsparger를 이용하여 통기하여, 시간에 따른 생존 세포수의 감소를 측정하고 비사멸 속도 상수를 구해 본 결과 과 동일하게 통기 구멍의 크기가 작아질수록 비사멸 속도 상수는 커지게 된다⁶¹⁾⁶²⁾⁶³⁾. 즉, 세포의 손상이 더 심해졌고 보고하고 있다.

본 연구에서도 MND reactor에 발생되는 마이크로나노버블의 영향에 의해 쉽게 미생물이 성장하지 못하였는데, 통기 구멍의 크기가 작아질수록 생성되는 공기 방울의 빈도와 거품 발생은 더욱 많아지고, 공기 방울의 크기는 작아졌다. 이로 인해 세포와 공기방울이 접촉할 수 있는 면적이 더욱커져, 공기 방울과 세포의 상호작용이 더욱 커지고, 거품 내에 존재하는 세포가 더 많아져 세포가 더욱 손상을 받았던 것으로 추정된다⁶⁰⁾. 또한, 통기 속도의 증가에 따른 비사멸 속도 상수의 증가폭도 통기 구멍 크기가 작은 sparger를 이용 할수록 더욱 커진 것으로 나타났다. 이는 본 연구와 마찬가지로 유입공기의 변동에 의한 산소의 발생속도를 조절하더라도, 산기구멍이 작은데서의 공기 방울의 생성 빈도 증가가 더욱 크기 때문으로 보여진다.

따라서, 본 연구에서는 미생물의 마이크로나노버블에 의한 피해를 줄이기 위해 산소전달특성 평가에 사용되었던 반응조가 아닌 유효용량 40 L의 Lab scale의 반응조를 통하여 미생물성장계수를 평가하였다. 운전은 GD reactor와 MND reactor에서 1차 침전지 유출수를 이용하여 DO 농도가 포화될 때

까지 운전을 실시하여 Lab scale 반응조에 투입하는 형태로 진행되었다.

이는 마이크로 나노버블이 수면에서 파열시에 더 낮은 전단력을 낼 수도 있으나⁶⁴⁾, antifoam agent를 첨가했을 때 모든 공기 방울은 크기에 상관없이 액체 표면에 도달하자마자 빠르게 터진다. 실제 세포 배양시에 거품 제거를 위해선, foam breaker를 이용해 물리적으로 거품을 터뜨리거나 antifoam agent를 써서 거품을 터뜨려 제거해야 한다고 보고되고 있다⁶²⁾⁶⁵⁾⁶⁶⁾. 또한, 낮은 통기 속도와 통기 구멍 사이즈가 큰 sparger를 이용하는 것이, 세포 배양 시 세포의 손상을 줄이는 데에 유리하나, 이것은 K_{La} 의 감소를 초래하기 때문에 K_{La} 값을 유지하면서 생물반응조에 적용시키기 위해서는 다양한 크기의 산기장치를 결합하여 생물반응조에 적용시켜 상승속도 및 통기속도의 상호 보안을 하는 추가적인 조치가 필요하기 때문이다⁶¹⁾⁶⁴⁾⁶⁷⁾⁶⁸⁾.

다음 Table 13은 실험에 앞서 하수처리장내 1차 침전지 유출수 및 MLSS 특성에 대하여 분석한 결과를 제시하였다.

Table 13. Characteristics on effluent of primary clarifier

Items	Units	Average value
DO	mg/L	0.31
COD _{Cr}	mg/L	138
MLVSS/MLSS	—	0.87
Temperature	°C	21.6
pH	—	6.94
ORP	mV	17

나. 생물학적 동력학계수 실험

(1) 종속영양미생물의 생산계수 측정

마이크로나노버블 산기장치의 적용에 의한 산소전달계수의 변화로 포기조

내 미생물의 거동을 알아보기 위해 종속영양미생물의 세포생산계수(Y_H)산출하였다. 종속영양미생물 생산계수를 결정하기 위해 $0.45 \mu\text{m}$ 의 GF/C 여지를 이용하여 여과한 1차 침전지 유출수를 원수로 하여 미생물을 10:1(V:V)의 비율로 혼합해 회분식 생물반응조를 운전했다. 운전시 반응조 내부에서 질산화 미생물과의 반응에 의한 오차를 차단하기 위해 thiourea 20 mg/L를 넣어준 후, 5분 동안 혼합하였다⁴⁹⁾⁶⁹⁾⁷⁰⁾. TCOD와 SCOD를 측정하기 위해 4시간 동안 30분 간격으로 시료를 채취하였으며, COD 측정시 GF/C 여지를 이용하여 여과한 후 실험에 임하였다. 여과된 유기물량은 모두 미생물량으로 가정하여는 TCOD(Total COD)와 SCOD(Soluble COD)의 차이로 BCOD(Biomass COD)를 산출하였으며, Y_H 는 Δ BCOD와 Δ SCOD의 비로 계산하였다.

다음 Table 14와 Fig. 17에 종속영양미생물 생산계수에 관한 실험 결과를 나타내었다. Y_H 는 그래프에 나타난 직선의 기울기를 통하여 구할 수 있으며, 1차 침전지 유출수를 이용하여 하수처리장의 미생물의 Y_H 를 산출한 결과 0.4749로 나타났다.

Table 14. Variation of COD for the estimation of Y_H in bioreactor

Time (min)	TCOD (mg/L)	SCOD (mg/L)	BCOD (mg/L)
0	138	38	100
30	136	36	100
60	133	28	105
90	133	23	110
120	131	22	109
150	129	19	110
180	127	18	109
240	124	16	108

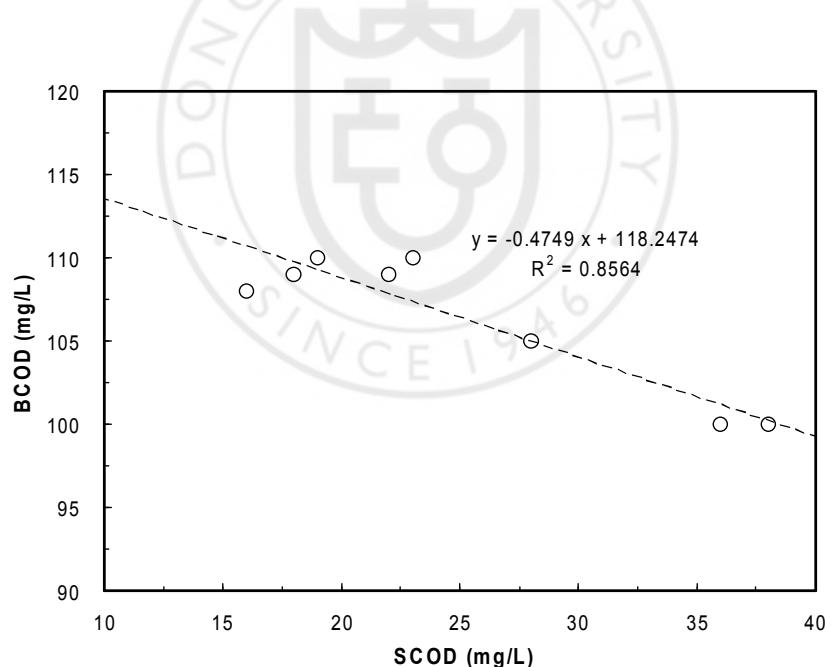


Fig. 17. Measurement of Yield coefficient for heterotrophic biomass by effluent of primary clarifier.

(2) 산소섭취율 측정

종속영양미생물의 산소섭취율(OUR)을 측정하기 위해 회분식 생물반응조 내에 GD reactor 및 MND reactor에서 산소가 포화될 때 까지 운전한 1차 침전지 유출수를 투입하였다. 회분식 생물반응조 내에서 3시간 이상의 충분한 폭기 시간을 주어 기준 반응조 내에 미생물 산소섭취율 측정에 영향을 미치는 탄소원 및 용존성 물질을 제거하였으며, 1차 침전지 유출수 투입 후 추가적인 기질은 공급하지 않았다. 내생 호흡단계의 시간에 따른 DO 곡선을 Fig. 18과 Fig. 19에 나타내었다.

GD reactor 및 MND reactor에서 포화시킨 1차 침전지 유출수를 투입한 반응조 내의 용존산소는 각각 초기농도 3.82 mg/L , 4.82 mg/L 에서 약 20분간 급격한 감소를 보이다가 이후 감소세가 완만해졌다. 이 때의 GD reactor 및 MND reactor의 추세선은 $y = a \cdot \exp(-b \cdot x)$ 의 형태로 나타나고 a값은 각각 3.5634 , 5.8632 , b값은 0.0294 , 0.0465 로 나타났다.

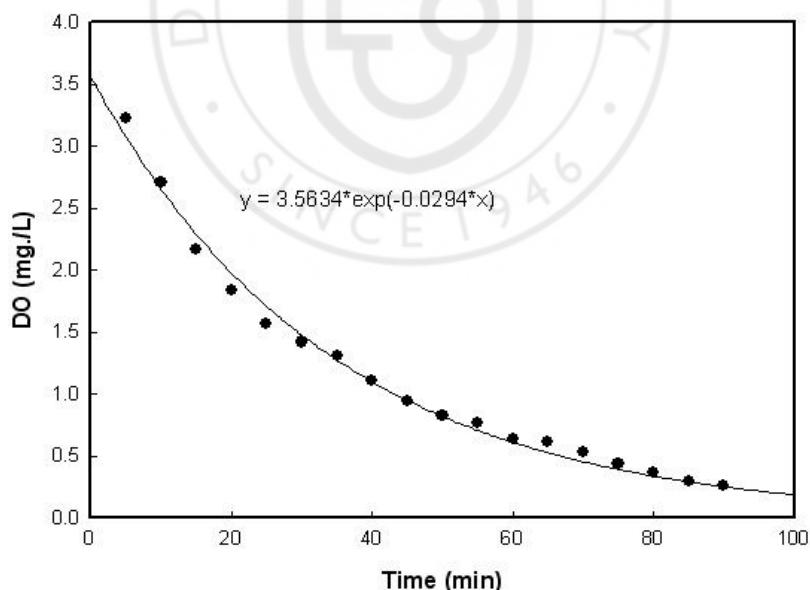


Fig. 18. Curve of DO concentrations in GD reactor by effluent of primary clarifier.

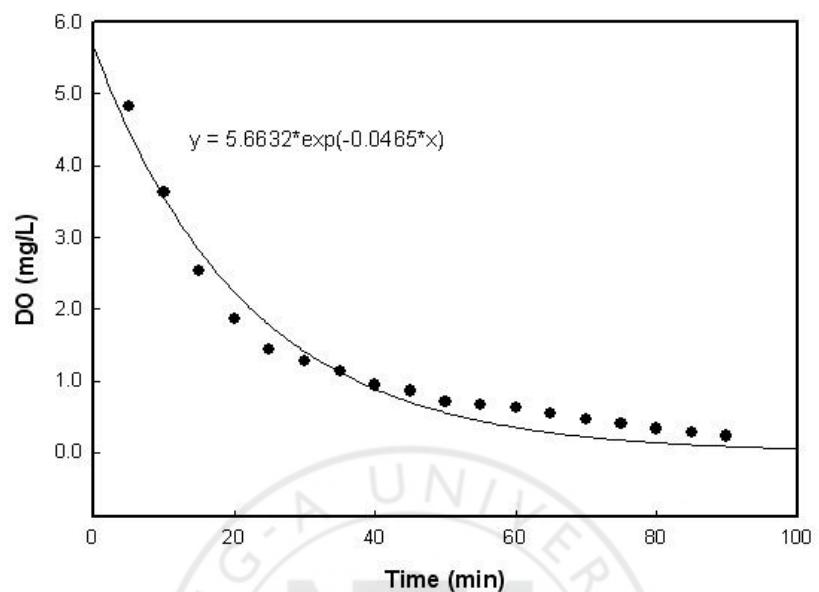


Fig. 19. Curve of DO concentrations in MND reactor by effluent of primary clarifier.

다음 Fig. 20과 Fig. 21은 각각의 산기장치의 시간에 따른 산소섭취율을 나타내었다. 반응초기에 급격한 산소 소모를 나타내는 15 min 간의 평균 산소섭취율(OUR_m)을 보게 되면 GD reactor를 이용한 반응조에서는 6.6 mg O₂/L·hr로 나타난 반면에 MND reactor를 이용한 반응조에서는 13.7 mg O₂/L·hr로 나타나 일반산기장치에 비해 높은 산소전달효율을 나타낸 마이크로나노버블 산기장치가 종속영양미생물 산소섭취율의 향상에도 영향을 나타낸 것으로 판단된다⁷¹⁾.

종속영양생물 산소섭취율은 주입한 하수의 생분해도와 관계한 것으로 반응 초기의 높은 호흡률은 하수중에 쉽게 분해되는 유기물에 의한 호흡에 기인하여 S_S(readily biodegradable substate)성분이라 할 수 있으며, 이어지는 완만한 감소를 보인 호흡률은 하수중에 천천히 분해되는 유기물에 의한 호흡이며 X_S(slowly biodegradable substate)성분이라 할 수 있다⁷²⁾⁷³⁾. 이에 반해 낮고 일정한 산소섭취율을 나타낸 구간은 유기물을 주입하지 않은 슬러지(endogenous respiration) 슬러지의 자산화에 의한 호흡에 기인한 것으로 판단되며, 마이크로나노버블에 의한 산소전달계수의 증가 및 비폭기 상태에서도 기존 버블에 비해 수중에 잔류하는 성질로 인하여 미생물의 산소이용율을 증가시켜 수중의 유기물 처리 및 미생물 성장에 효과가 있는 것으로 사료된다.

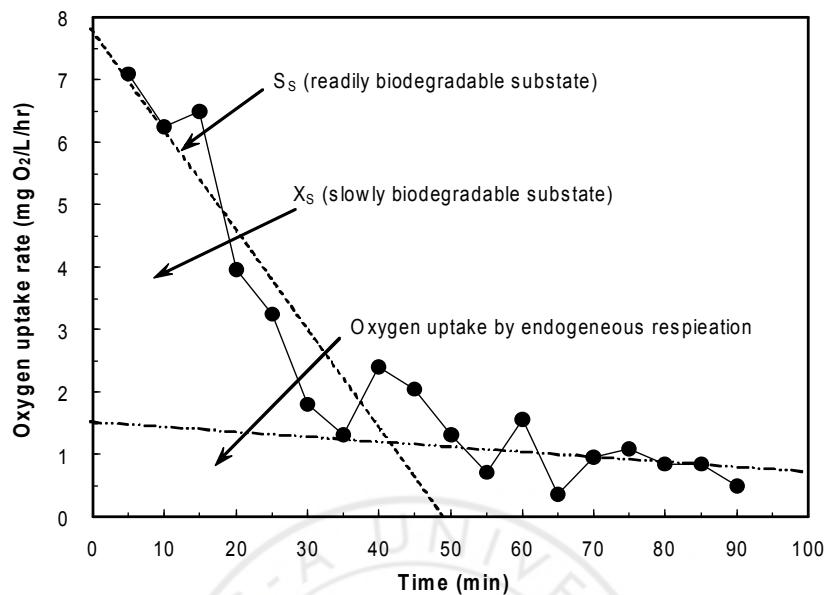


Fig. 20. Oxygen uptake rate in GD reactor by effluent of primary clarifier.

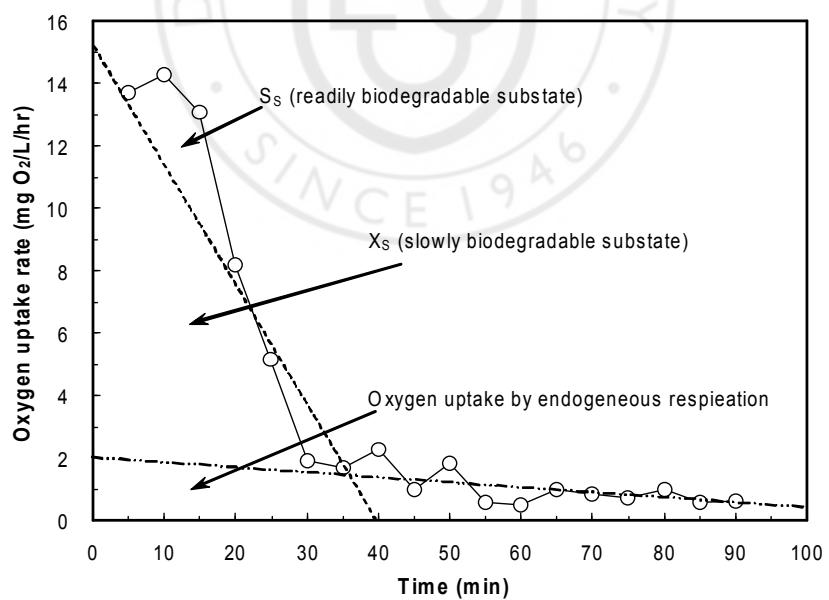


Fig. 21. Oxygen uptake rate in MND reactor by effluent of primary clarifier.

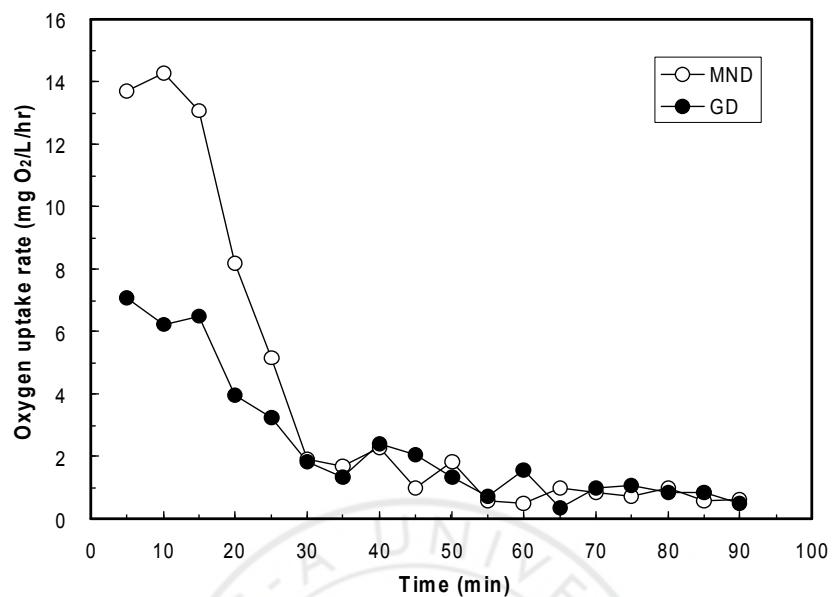


Fig. 22. Comparison of oxygen uptake rate between GD and MND reactors in effluent of primary clarifier.

Table 15. Results of DO concentrations and oxygen uptake rate between GD and MND reactors in effluent of primary clarifier

Time (min)	DO concentrations (mg/L)		Oxygen uptake rates (mg O ₂ /L·hr)	
	GD reactor	MND reactor	GD reactor	MND reactor
0	3.82	5.96	-	-
5	3.23	4.82	7.08	13.68
10	2.71	3.63	6.24	14.28
15	2.17	2.54	6.48	13.08
20	1.84	1.86	3.96	8.16
25	1.57	1.43	3.24	5.16
30	1.42	1.27	1.80	1.92
35	1.31	1.13	1.32	1.68
40	1.11	0.94	2.40	2.28
45	0.94	0.86	2.04	0.96
50	0.83	0.71	1.32	1.80
55	0.77	0.66	0.72	0.60
60	0.64	0.62	1.56	0.48
65	0.61	0.54	0.36	0.96
70	0.53	0.47	0.96	0.84
75	0.44	0.41	1.08	0.72
80	0.37	0.33	0.84	0.96
85	0.30	0.28	0.84	0.60
90	0.26	0.23	0.48	0.60

(3) 종속영양미생물의 최대비성장을 추정

종속영양미생물의 최대비성장율($\mu_{max,H}$)은 산소이용율과 미생물성장 (biomass growth) 혹은 기질이용(substrate utilization)과의 관계는 미생물의 대사(metabolism)를 통해 제거되는 COD가 새로운 세포의 합성(the synthesis of new cells)과 산소이용률로 측정될 수 있는 respiration에 사용된다. 종속영양미생물의 최대 비성장율은 흔히 day^{-1} 로 나타낸다.

$$K_{ms} = \left(\frac{1}{1 - f_{cv} \cdot Y_H} \right) \cdot OUR_m \cdot 24 \cdot \frac{V_{WW} + V_{ml}}{f_{av} \cdot X_v \cdot V_{ml}} \quad (38)$$

여기서, f_{cv} = 슬러지의 COD/VSS ratio(≈ 1.48 mg COD/mg VSS)

Y_H = 종속영양미생물 세포성장계수(day^{-1})

OUR_m = 초기최대 OUR(mg O₂/L·hr)

X_v = 미생물 MLVSS 농도 (mg VSS/L)

f_{av} = the active fraction of the MLVSS(≈ 1.48 mg COD/mg VSS)

V_{ww} = 폐수의 부피(L)

V_{ml} = mixed liquor의 부피(L)

여기서 K_{ms} 를 추정하기 위해서는 Y_H , MLVSS, f_{cv} , f_{av} 의 값이 필요하다. f_{cv} , 와 f_{av} 값은 Ekama⁷⁰⁾의 연구에 의한 일반적인 값인 1.48과 0.4를 사용하였고, MLVSS는 3,000 mg/L, 초기 최대 OUR은 실험 후 15분간의 평균값을 각각 사용하였다.

$$\mu_{max,H} = K_{ms} \times Y_H \quad (39)$$

여기서, $\mu_{max,H}$ = 종속영양미생물의 최대비성장율(mg active VSS/ active AVSS·d)

K_{ms} = 최대기질이용율(mg COD utilized/mg active VSS·day)

Y_H = 종속영양미생물 세포생산계수(day^{-1})

$\mu_{max,H}$ 는 최대기질이용율(maximum readily biodegradable substrate utilization

rate, K_{ms})과 종속영양미생물 생산계수(Y_H)에 비례하므로 식 (39)에 의해서 $\mu_{max,H}$ 를 산출하였다.

다음 Table 16은 GD reactor와 MND reactor를 이용한 미생물 성장 동력학 계수에 관한 결과를 나타내었다. K_{ms} 의 경우 GD reactor에서 3.41 day^{-1} , MND reactor에서 7.07 day^{-1} 로 나타났으며, $\mu_{max,H}$ 를 산출한 결과 각각 1.62 day^{-1} , 3.36 day^{-1} 을 나타내어 마이크로나노버블 산기장치를 이용한 K_{La} 의 증가가 미생물의 산소이용율을 증가시켜 기질이용율 및 세포생산에도 높은 효과를 보이는 것으로 판단된다.

Table 16. Kinetic parameters of biomass growth between GD and MND reactors in effluent of primary clarifier

Kinetic parameters	Units	GD reactor	MND reactor
Y_H	-	0.4749	0.4749
OUR	mg O ₂ /L/hr	0.2911	0.3223
K_{ms}	day ⁻¹	3.41	7.07
$\mu_{max,H}$	day ⁻¹	1.62	3.36

각 인자들은 하수의 특성, 미생물의 종류 및 환경조건에 따라 영향을 받게 되며, 이러한 특정을 파악하는 것은 공정의 운영능력을 향상시킬 뿐만 아니라 최적의 폐수처리 공정을 설계하는데 있어서 필수적인 요소이다. 따라서 본 연구에서 산출된 미생물 성장 동력학 계수를 바탕으로 장기간에 걸친 넓은 범위에 자료의 축적이 필요할 것이라 사료된다.

V. 결 론

본 연구에서는 하수처리장에 마이크로나노 산기장치를 적용하기 위하여 기존 산기장치와의 산소전달계수를 비교·평가하고, 하수처리장 적용 시 미생물에 대한 영향을 파악하기 위해 미생물 성장계수를 산출·평가한 결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1. 산소전달계수(K_{La})를 파악하기 위해 상수를 이용하여 GD reactor(기존 산기장치)와 MND reactor(마이크로나노버블 산기장치에서)에 공기유량을 1 L/min으로 동일하게 유입시키고 운전한 결과 산소의 포화농도는 각각 7.8 mg/L, 9.6 mg/L로 나타났다. 산소전달계수는 0.28 hr^{-1} , 2.50 hr^{-1} 로 나타났다.
2. 1차 침전지 유출수에서는 GD reactor 및 MND reactor에서 산소 포화농도가 각각 4.4 mg/L, 6.8 mg/L로 나타났으며, 산소전달계수가 0.15 hr^{-1} , 0.91 hr^{-1} 로 나타났다.
3. 미생물 성장계수 산출을 위해 각각의 산기장치에서 산소가 포화된 1차 침전지 유출수를 이용하여 생물반응조에 투입 후 산소섭취율(Oxygen uptake rate, OUR)을 측정한 결과 각각 $0.0294 \text{ mg O}_2/\text{L}\cdot\text{hr}$, $0.0465 \text{ mg O}_2/\text{L}\cdot\text{hr}$ 으로 나타나 마이크로나노 산기장치에 의한 산소전달계수의 증가가 미생물의 산소섭취율을 높일 수 있는 것으로 사료된다.
4. 최대 기질 이용율(K_{ms})은 각각 $3.41 \text{ mg COD utilized/mg active VSS}\cdot\text{day}$, $7.07 \text{ mg COD utilized/mg active VSS}\cdot\text{day}$ 로 나타났으며, 최대 기질 이용율(K_{ms})과 종속영양 미생물의 생산계수(Y_H)를 이용하여 종속영양 미생물의 최대 비성장율(μ_{max})를 산출한 결과 각각 1.62 day^{-1} , 3.36 day^{-1} 로 나타나 같은 공기 유량으로도 수중에서의 기-액 접촉면적의 상승으로 인하여 미생물 성장률의 증가와 그에 따른 유기물 및 영양염류 제거에 효과가 있을 것으로 판단된다.

참 고 문 헌

- 1) 이병호, 기존처리장에서 고도처리시설로의 효율적인 개량방법, 환경시설 관리공단 (2004)
- 2) 하해창, 하수처리에 있어서 고도처리방법의 비교선정에 관한 연구, 서울 산업대학원 (2004)
- 3) 환경부, 하수분뇨 처리시설 기술진단 사례집 (2009)
- 4) 환경부, 환경백서 (2008)
- 5) 안규홍, 하수 고도처리의 기술 동향 및 전망, 한국과학기술연구원 (2006)
- 6) 정진희, 응집-막분리 공정을 이용한 하수처리수의 하천유지용수 재이용에 관한 연구, 동아대학교 (2008)
- 7) 안규홍, 하수 고도처리의 기술 동향 및 전망, 한국과학기술연구원 (2006)
- 8) 안웅형, 기술진단 사례로 본 하수처리장의 문제점 및 개선방안, 환경관리공단 (2006)
- 9) Metcalf & Eddy, *Wastewater Engineering*, McGraw-Hill, Inc. (1991)
- 10) Eckenfelder, *Principals of Water Quality Management*, CBI Publishing Company Inc. (2000)
- 11) Brown, L. C. and Baillod, C. R., *Modeling and Interpreting Oxygen Transfer Data*, A.S.C.E., Jour. Environ. Engr. Div., 108, EE4, 607 (1982)
- 12) Stenstrom, M. K., Brown, L. C. and Hwang, H. J., *Oxygen Transfer Parameter Estimation*, A.S.C.E., Jour. Environ. Engr. Div., 107, EE2, 379 (1981)
- 13) 최희정, 포기조내 산소전달 효율 증진 방안에 관한 연구, 순천대학교 (2003)
- 14) 고형호, 생물반응기내의 물질전달계수와 생체량 추정에 관한 연구, 전남 대학교 (1993)
- 15) 박성식, 수질오염처리용 포기조에서 산소의 물질전달 특성연구, 대전대학교 (2001)

- 16) Felix G., Emilio G., *Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial process : An overview*, *Biotechnology Advances*, 27, 153–176 (2009)
- 17) 薄井 宗光, 마이크로 버블의 호기성 여상법에 의한 하수고도처리, 첨단 환경기술 4월호, pp. 18–24 (2007)
- 18) Takahashi, M. et al., *Effect of shrinking microbubble on gas hydrate formation*, *J. Phys. Chem. B* 107 (2003)
- 19) Takahashi, *ζpotential of microbubbles in aqueous solutions : electrical properties of the gas – water interface*, *J. Phys. Chem. B* 109 (2005)
- 20) Takahashi, M. Chiba, K. and Pan Li. Free, *Radical Generation from Collapsing Microbubbles in the Absence of a Dynamic Stimulus*, *J. Phys. Chem. B* 111 (2007).
- 21) Takahashi, M. Chiba, K. and Pan Li. Free, *Formation of Hydroxyl Radicals by Collapsing Ozone Microbubble under Strong Acid conditions*, *J. Phys. Chem. B* 111 (2007).
- 22) Asano T. and Levine et al., *Wastewater reclamation, recycling and reuse: past, present, and future*, *Wat. Sci. Tech.* 33, pp. 1–14 (1996).
- 23) 大成博文, マイクロバブルのすべて, 日本實業出版社 (2006).
- 24) Ohnari H., *Swirling fine-bubble generator*, US. Patent No. 6382601B1 (2002).
- 25) 大成博文, *Journal of MMIJ*, 123(3). 1 (2007).
- 26) 大成博文, 水工學論文集 (2006).
- 27) 小塙晃透, 安井久一, ソノルミネッセンス : 理論と観察(モニタリング), 泡のエンジニアリング テクノシステム, pp. 377–386 (2005).
- 28) 岡嶋研二, マイクロバブルの医療への応用の可能性を探る.第1回マイクロ・ナノバブル技術シンポジウム講演論文集, 日本混相流學會, pp. 33–38 (2006).
- 29) 山嵩和幸, 世界初・マイクロナノバブル技術による半導体工場の排水處理 第1回マイクロ・ナノバブル技術シンポジウム講演論文集, 日本混相

- 流學會, pp. 29–32 (2006).
- 30) 이기형, 마이크로-나노카포 오존산화 시스템을 이용한 염색폐수처리에 관한 연구, 동아대학교 (2008)
 - 31) 환경부, 2006년도 하수종말 처리시설 운영관리실태 분석 결과 (2007)
 - 32) 안세영, 폭기조 용존산소 농도 제어에 의한 전력비용 분석, 환경기술인 2002년 7월호 (2002)
 - 33) <http://www.negatron.co.kr>
 - 34) 고광백 외 6명, 폐기물처리공학, 신광문화사 (1994)
 - 35) 김경민 외 6명, 일반미생물학, 라이프사이언스 (2003)
 - 36) Klapwijk A., Spanfers H., Temmink H., *Control of Activated Sludge Plant based on measurement of respiration rates*, Wat. Sci. Tech. Vol. 28, pp. 369–376 (1993)
 - 37) Ros. M., *Respirometry of activated sludge*, Tech Pub Co. Inc. (2000)
 - 38) Vargas-Lopez C. E., Stentiford E. I., D. Mara D., *Discussion of : Evaluation of oxigen uptake rate as an activated sludge process control parameter*, J.WACF Vol. 61, pp. 99–102 (2002)
 - 39) 성현주, 연속회분식반응조에서 삽소섭취율을 이용한 유기물부하량의 예측, 서울산업대학교 (2005)
 - 40) Solfrank U., Gujer W., *Characterization of Domestic Wastewater for Mathematical Modelling of the Activated Sludge Process*, Wat. Sci. Tech Vol. 23(4-6), pp. 1057–1066 (2001)
 - 41) Spanjers H., Vanorolleghem P. A., Olsson G., Daele P., *Respirometry in control of the Activated sludge process : Princilpes*, Sci. Tech. Re. No. 7, IAWQ (2006)
 - 42) Goodmann B. L., Englands A. I. Jr., *A unified model of the Activated Sludge Process*, J. The Water Pollution Control Federation, Vol. 46, pp. 312–332 (2003)
 - 43) Jones R. C., Hough J. S., *The effect of temperature on the metabolism of baker's yeast growing in continuos culture*, J. General Microbiology, Vol. 60, pp. 107–116 (1970)

- 44) H. Swell, *Series in Environmental Sciences*, Prentice-hall (1979)
- 45) Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Wentzel, M. C. and Marais, G. v. R., *Wastewater and biomass characterization for the activated sludge model No. 2 : Biological phosphorus removal*, Wat. Sci. Tech., 31(2), pp. 13-23 (1995)
- 46) Postgate, J. R., *Viable counts and viability. Methods in Microbiology 1*, pp. 611-628 (1969)
- 47) Patterson, J. W., Brezonik P. L., and Putnam H. D., *Sludge activity parameters and their application to toxicity measurements and activated sludge*, Proceedings of the 24th Industrial Waste Conference, 1969, Purdue University, Engineering Extension Series No. 135, Purdue University, West Lafayette, Indiana, pp. 127-154 (1969)
- 48) Servais, P., Billen G., Martinez J., and Vives-Rego J., *Estimating bacterial mortality by the disappearance of H-labeled intracellular DNA. FEMS*, Microbiology Ecology 62, pp. 119-126 (1989)
- 49) Henze, M., *Characterization of wastewater for modelling of activated sludge processes*, Wat. Sci. Tech., 25(6), pp. 1-15 (1992)
- 50) Mamais, D., Jenkins D., and Pitt, P., *A rapid physical-chemical method for determination of readily biodegradable COD in municipal Wastewater.*, Water Res. 27, pp. 195-197 (1993)
- 51) Dowd, J. E. and Riggs D. S., *A comparison of estimates of Michaelis-Menten kinetic constants from various linear transformations.*, Journal of Biological Chemistry 240, pp. 863-869 (1965)
- 52) Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Wentzel, M. C. and Marais, G. v. R., *Activated sludge model No. 2, IAWQ Scientific and Technical Report No.3*, IAWQ, London, England (1995)
- 53) 이은덕, 수질오염처리용 포기조에서 산소의 물질전달특성연구, 대전대학 교 대학원, 석사학위 논문 (2001)

- 54) 이민수, 강전한, 함승주, 순산소 표면 포기조에서의 혼합 매개변수에 따른 산소전달효율 및 교반효과에 관한 연구, 화학공학의 이론과 응용, Vol. 6, No. 1, pp. 1877-1880 (2000)
- 55) Hoigne, J. and Bader, H, *Ozonation of Water : Selectivity and Rate of Oxidation of Solutes Ozone*, Science and Engineering, Vol. 1, pp. 73-85 (1979)
- 56) Bewtra, J. K., W. R. Nicholas and L. B. Polkowsk, *Effect of Temperature on Oxygen Transfer in Water*, Water Research, pp.115 (1970)
- 58) Hewes, C.G and Davison.R.P, *Kinetics of Ozone Decomposition and Reaction with Organics in Water*, AIChE Journal, Vol. 17, No. 1, pp. 141-147 (1971)
- 59) Staehelin J. and Hoigne, *Decomposition of Ozone in Water : Rate of Initiation by Hydroxide Ions and Hydrogen Peroxide*, Environmental Science & Technology, Vol. 16, No. 10, pp. 676-681 (1982)
- 60) 김정모, 동물 세포 배양기에서의 초미세통기법이 산소 전달 속도와 세포 생존율에 미치는 영향, 한국과학기술원 (1998)
- 61) Robert S. Cherry & Carl T. Hulle, *Biotechnol. Prog.*, 8, 11-18 (1992)
- 62) Jianyoung Wu & Mattheus F. A. Goosen, *Enzyme Microb. Technol.*, 17, 241-247 (1995)
- 63) I. jobses, D. Martens & J. Tramper, *Biotechol. Bioeng.*, 37, 484-490 (1991)
- 64) Reiter M., Bluml G., Gaida T., Zach N., Unterluggauer F., Doblhoffdier O., NoeM., Plail R., Huss S. & Katinger H., *Bio/Technol.*, 9, 1100-1102 (1991)
- 65) Zhang S., Handa-Corrigan A. & Spier R. E., *Biotechnol. Bioeng.*, 40, 252-259 (1992)
- 66) James D. Michaels, Jason E. Nowak, Ameet K. Mallik, Kalman Koczo, Darsh T. Wasan & E. T. Papoutsakis, *Biotechnol. Bioeng.*, 47, 407-419 (1995)

- 67) Beyeler W., Thaler T. & Clements R., *Int. Biotech. Lab.*, 16 (1991)
- 68) Zhang S., Handa-Corrigan A. & Spier R. E., *Biotechnol. Bioeng.*, 40, 252-259 (1992)
- 69) 신정섭, 하수고도처리 공정 내 호기, 무산소 및 혼기 조건하에서 종속영양 미생물 생산계수 비교, 연세대학교 (2004)
- 70) Ekama G. A., Dold P. L., & Marais G.v.R., *Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in an activated sludge systems*, Wat. Sci. Tech. 18, 91-114 (1986)
- 71) 정연규, 김한수, 유성인, 산소이용율을 이용한 생물학적 동력학 계수 추정, 대한환경공학회, Vol. 22., No. 1, pp3 11-19 (2000)
- 72) Young C. J., *Using oxygen uptake rate to fingerpoint activated sludge process, Proceedings of the Third International Symposium on Advanced Environmental Monitoring*, pp. 137-142 (2000)
- 73) 정형석, 호흡률 측정법을 이용한 생물학적 질소제거공정의 모니터리오가 시뮬레이션, 한국과학기술원 (2000)

Abstract

A Study on Kinetic Parameters for Biomass Growth by Variations of Oxygen Transfer Coefficient in the Bioreactor

by

Han, Young-Rip

*Dept. of Environmental Engineering
Graduate School of Dong-A University
Busan, Korea*

The objectives of this research are to evaluate and compare the oxygen transfer coefficients(K_{La}) in both a general diffuser and a micro-nano bubbles diffuser for effective operation in sewage treatment plants, and to understand the effect on microbial kinetic parameters of biomass growth for optimal biological treatment in sewage treatment plants when the micro-nano bubbles diffuser is applied.

Oxygen transfer coefficients(K_{La}) of tap water and effluent of primary clarifier were determined. Air flow in both the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser was set at 1 L/min, and the saturation oxygen concentrations in the tap water for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser with constant inflow were 7.8 mg/L and 9.6 mg/L, respectively. The oxygen transfer coefficients of the tap water for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser were found to be 0.28 hr^{-1} and 2.50 hr^{-1} , respectively. While, the saturation oxygen concentrations in the effluent of the primary clarifier for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser with constant inflow were 4.4 mg/L and 6.8 mg/L, respectively. The oxygen transfer coefficients of the effluent of the primary

clarifier for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser were found to be to 0.15 hr^{-1} and 0.91 hr^{-1} , respectively.

In order to figure out kinetic parameters of biomass growth for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser, oxygen uptake rates(OURs) in the saturated effluent of the primary clarifier were measured with the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser. The OURs of in the saturated effluent of the primary clarifier with the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser were $0.0294 \text{ mg O}_2/\text{L}\cdot\text{hr}$ and $0.0465 \text{ mg O}_2/\text{L}\cdot\text{hr}$, respectively.

The higher micro-nano bubbles diffuser's oxygen transfer coefficient increases the OURs. In addition, the maximum readily biodegradable substrate utilization rates(K_{ms}) for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser were $3.41 \text{ mg COD utilized/mg active VSS}\cdot\text{day}$ and $7.07 \text{ mg COD utilized/mg active VSS}\cdot\text{day}$, respectively. The maximum specific biomass growth rates for heterotrophic biomass(μ_{max}) were calculated by both values of yield for heterotrophic biomass(Y_H) and the maximum readily biodegradable substrate utilization rates(K_{ms}). The values of μ_{max} for the general diffuser and micro-nano bubbles diffuser were 1.62 day^{-1} and 3.36 day^{-1} , respectively.

The reported results show that the micro-nano bubbles diffuser increased air-liquid contact area. This method could remove dissolved organic matters and nutrients efficiently and effectively.

감사의 글

쉽지만은 않았던 2년간의 일들이 벌써 추억 속을 향해 가고 있습니다. 그간 석사생활을 돌이켜 보면 개인적으로 많이 발전했고 변했으며, 성장했으며 작아 졌습니다. 하고 싶은 것을 하지 않으면서 사는 것이라 자신했던 것들이, 하기 싫은 것을 안 하고 있었구나 하는 생각으로 돌아오고 있습니다. 앞으로의 길에서도 더 정진해야하는 새로운 시작에서 고마운 분들을 성함을 되뇌면서 좀 더 나은 모습 보여드리기 위해 글을 써내려갑니다.

인고의 참됨을 가르쳐주신 성낙창 지도교수님께 다시 한번 더 감사하다는 말씀부터 올립니다. 학부 때 학과장님으로써 많은 지도와 도움을 받았지만 이번엔 제자로서 더 큰 가르침을 받았습니다. 이제 믿음으로 보답할 수 있도록 노력하고, 좋은 모습 보여드리기 위해 항상 정진 하겠습니다.

학과장님으로써 학과를 위해 대·내외적으로 많은 활동을 하시는 최금찬 교수님과 휴일에도 학문을 위해 정진하시는 안영희 교수님에게 논문 심사와 더불어 2년 석사생활 동안 많은 가르침을 주셔서 감사드립니다. 제 논문의 위원장 이신 최영익 교수님, 항상 학생들 보다 솔선수범 하시고 매사에 긍정적인 모습과 따뜻한 격려에 고마움을 전합니다. 학부 때부터 석사과정까지 많은 학문적 지식과 세상의 이치를 알려주신 박승조 명예교수님과 김장호 명예교수님께도 이 글을 빌어 감사함을 전합니다.

많은 일정에도 불구하고 학교까지 찾아오셔서 논문의 조언을 아끼시지 않으신 부산환경공단 강동호 센터장님께 감사 말씀드리며, 실험과정에서 많은 지원과 배려 아끼시지 않으신 정인철 팀장님께 감사 말씀 드립니다. 학교에서 밝은 웃음과 힘을 북돋아주신 김정권 교수님 결혼 축하드립니다. 바쁘신 와중에서 학교에서 실험실 학생들을 챙겨주신 김재홍 박사님께 감사의 말씀 전합니다. 아직은 교수님이라는 말 보다는 선배님이 편한 정병길 교수님, 임용되신거 진심으로 축하드리고 2년 동안 감사드립니다. 실험실 생활 동안을 항상 넘치는 신경써주신 김대용 박사님 글로나마 감사함을 전합니다.

항상 유쾌한 웃음 끊지 않으시며 따뜻한 조언 해주신 박병호 선배님과 학위논문뿐만 아니라 실험실에서 멋진 형님 역할을 해주신 길성재 박사님께 감사의 말씀 드립니다. 힘든 일도 마다하지 않고 항상 열심히 하는 졸업동기 김진영 석사님 앞날에 좋은 일이 항상 함께 하기를 기원합니다. 다사다난한 한해에도 열심히 하는 모습 보여준 현철이와 류지엔, 학부선배로서 잘 해주지도 못한 거 같아 많이 아쉬운 성민이와 문경아 힘든 와중에도 서로 좀 더 챙기고 보듬어 줄 수 있도록 노력하자. 또한 석사 1년차로 첫걸음을 시작하는 영철이도 열심히 하길 바란다. 항상 바쁘기만 한 모습 보이고 챙겨주지도 못한 덕현, 준희, 만희, 은혜, 지혜, 상희, 민경아 선배가 매사에 더 열심히 하는 모습 보여주고 많이 챙겨줄게. 석사 1년차 때 고생 많이 했던 영규, 형진, 성희, 은혜, 진이, 슬비, 현동아 너희가 없었다면 더 힘든 일들이 많았을 꺼라 생각한다. 선배가 정말 고맙게 생각하고 있다. 현동이는 다치지 말고 배운대로만 군생활 하고, 석사생활 시작하는 동현이, 창용이, 종범이도 힘들 때 도와가며 열심히 하자.

같이 졸업하는 이동현 사장님과 김병국 사장님 하시는 일 번창하시길 기원하고, 최호은 박사님과 장나영 석사님도 가정의 화목을 기원합니다. 직장에서 끝나면 학교 와서 사는 이야기 하면서 위로가 되준 김동희 석사님과 항상 든든하신 부산환경공단 정연화 박사님께 고맙습니다. 학위와 회사를 병행하면서 힘든 내색 안하며 꾸준한 모습 보여주는 최영호, 고혜은 후배님들 좋은 일이 있기를 기원합니다. 학부 때 인연이 되어 아직까지도 많은 응원과 조언 해주시는 최성우 박사님, 올해는 꼭 좋은 일이 있으시길 기원하는 이봉섭 박사님, 석사생활 중 연락 오셔서 격려의 말씀 많이 해주신 박정훈 선배님, 그리고 자주 연락을 드려야하는데 못 드린 선배님들께 이 글을 빌어 죄송하다고 말씀 올립니다.

타지방 가서 고생 많은 승환이 행님, 공부한다고 살이 쑥 빠진 보길이 행님 취직 정말 축하드립니다. 동인고 최고 샤프남 경민이 행님 고등학교 선배 인데도 자주 연락 못 드리고 죄송합니다. 호주서 우월한 유전자를 전파하고 계시는 전정환 옹, 언제나 순진하시기만 하고 할 건 다하시는 석진이 힘, 졸

업하고 취업걱정에 나이트만 가는 지훈이 햄 앞길에 제발 좋은 일만 가득하게 바랍니다. 막내라서 매일 청소만 하는 속 깊은 밤의 제왕 멋쟁이 용철이, 시골에서 사업 준비하시는 하호성 옹, 부푼 꿈 가지고 올라가 열심히 학문에 정진하고 있는 정훈이, 취업준비로 정신없어도 항상 웃는 얼굴로 밝게 생각하는 재관이도 올 한해 좋은일 넘쳐나길 기원합니다. 걸보기와 달리 속내 깊고 여린 성률이 타지에 가서 고생이 많고 내려오면 항상 먹던 걸로 먹자. 푸른 가슴으로 입사해 열심히 일하는 박광덕 기사님과 서울에서 씩씩하게 회사 생활하는 요섭아 항상 웃는 얼굴로 맑은 바 임무하는 모습 보면 뿌듯하고 항상 응원하고 있습니다. 학교 강의실 보다 술집에서 더 많이 봤던 주형이햄, 덕희햄, 승호햄과 재현이도 더 좋은 곳에서 뵙 수 있기를 기원합니다. 외에도 언급하지 못한 환경공학과 동료들에게 죄송스런 마음으로 감사의 말을 전합니다.

이팀장님과 항상 새로운 세상에 대해 알려주신 훌륭하신 이창우 대리님, 학업에 바쁠 때 항상 연락와서 더 밀상인 김도영, 이지, 길선, 전자과 양대 덩치마담 은수랑 만석이, 그리고 좋은 추억으로 남아있는 회장생활에 있지 못할 동료 병석이, 현태, 병훈이, 일수, 창희, 민숙이햄, 구민이도 앞날에 좋은 일만 있기를 기원합니다.

10년 뒤에 나 데리러 온다면 영원한 두목 효종이햄 내 데리고 가려면 내 보다 10배는 잘나야 된다. 열심히 하십시오. 형 사고친거 뒷바라지 한다고 고생 많은 원서, 효준 행님들도 열령 한 곳에 정착하시고 빨리 국수먹을 수 있도록 적절한 조치 부탁드립니다. 성공하면 꼭 광주간다고 말했는데 아직 성공을 못해서 못가는 상황이라 항상 미안한 우리 사수 선웅이, 이번에 장가가서 걱정이 산더미일 재원이, 사고뭉치 어동진, 그리고 언급하지 못한 1사단 수색대대 여러분들에게 항상 그립다는 말씀 드립니다. 바빠서 많이 보지도 못한 윤이에게도 보내준 큰 마음 항상 기억하고 있다는 말 적어 올립니다.

연구실에서 청일점으로 가장 잘생긴 정식이, 내만 보면 깨방정을 떠는 종국이, 언제나 같이할 귀족 콤비 폭탄 김봉균, 얼굴 빼고 전부 완벽한 영숙이, 15년 동안 봐도 항상 질릴 틈이 없는 김윤구, 이야기하면 항상 즐거운 열변가 태숙이, 나의 영원한 옆집 행님 정렬이햄, 언제나 핑크빛깔 진우, 덩치만 곰이고 하는 건 여우인 서보성, 취직보다 키 좀 커야 되는 성대영, 누

구보다 의리하면 생각나는 양만경, 노래방만 가면 찾게 되는 만경이 사촌 양만석, 분위기 메이커이자 든든한 스트라이커 이동환, 멋진 군생활에 휴가도 잘 안나오는 창훈이, 얼굴은 자주 못보지만 항상 가슴속에 고마움이 떠 오르는 무경이, 15년 동안 봄도 항상 질리는 주승필, 나이먹고 학생이라 더 고생 많은 춘원이, 현장에서 항상 외로워도 친구들을 더 신경써주는 착한 놈 정수, 언제 봄도 푸근하고 후덕한 진욱이, 더 넓은 세상으로 뛰기 위한 움츠림 중인 황보영수와 적지 못한 친구들아 항상 건강해야 된다.

마지막으로 인생의 멘토이자 최고의 응원단이신 아버지와 아직까지 형제 뒷바라지 시키는 것 같아 미안함이 앞서는 어머니, 글 보다는 마음으로 더 전달해야 하는 우리 할머니도 항상 건강하시고, 고모부, 고모들과 사촌아제들, 또 사촌들에게도 건강과 좋은 일만 있기를 기원합니다.

평화는 상대방이 내 뜻대로 되어지길 바라는 마음을 그만둘 때이며.
행복은 그러한 마음이 위로받을 때이며,
기쁨은 비워진 두 마음이 부딪힐 때이다.

라는 말을 되뇌면서 혼자서는 살 수없는 세상에서 여러분들이 있기에 앞으로도 망설임 없이 나아갈 수 있을 거라 믿습니다.

이외에도 제가 언급하지 못한 주위의 모든 분들께 죄송스런 마음으로 감사의 말을 전하면서 글을 마치겠습니다.

2010년 1월 한영립