Journal of Korean Society on Water Quality, Vol. 26, No. 1, pp.81-88 (2010)

고부하 유기성 폐수처리를 위한 분리막 결합형 순산소 고효율 포기장치의 총괄 산소전달효율 평가

강범희 · 임경호 · 이상민[*,†]

공주대학교 건설환경공학부
[*]공주대학교 환경공학과

Comparison of Overall Oxygen Transfer Coefficient in the Membrane Coupled High Performance Reactor for a High Organic Loading Wastewater Treatment

Bum-Hee Kang · Kyeong-Ho Lim · Sang-Min Lee[*,†]

Department of Civil & Environmental Engineering, Kongju National University
[*]*Department of Environmental Engineering, Kongju National University*
(Received 8 September 2009, Revised 23 October 2009, Accepted 28 October 2009)

Abstract

This study was conducted to find the capability of comparison of overall oxygen transfer coefficient in the membrane coupled high performance reactor (MPHCR) in treating high organic loading wastewater. Effluent quality had been analyzed while the influent organic loading rate was changed from 2 to 7 kg COD/m^3·day. The oxygen transfer coefficients had been investigated using two-phase nozzle for operating variables which were internal circulation flowrate (5~8 L/min), air flow rate (0.0125~0.2 L/min), liquid temperature (10~20°C), and pure-oxygen flow rate (0.0125~0.2 L/min). The overall oxygen transfer coefficient was increased with flowrate of internal circulation and air and high temperature. Especially, internal circulation flow rate showed distinct effect on overall oxygen transfer coefficient due to an increase of gas holdup and air-liquid contract area by two-phase nozzle. In the high range of organic loading rate from 4 to 7 kgCOD/m^3·day, the removable efficiency of COD was 91%. Conventional activated sludge process usually treat organic loading from 0.32 to 0.64 kgCOD/m^3·day however, the MPHCR can treat 10 to 20 times higher if it would be compared to the conventional activated sludge process. Foaming problem often happened and caused biomass wash out of the reactor, therefore, the foaming should be controlled for the enhanced operation.

keywords : High organic loading wastewater, Hollow fiber membrane, Overall oxygen mass transfer, Pure-oxygen, Two-phase nozzle

1. 서 론

현재까지 개발된 고농도 폐기물 및 폐수처리기술은 주로 혐기성 처리공정이 주를 이루고 있지만, 혐기성 처리공정은 전처리 공정으로서 최종 방류를 위해서는 후속처리공정이 필요하며, 겨울철에는 가온장치가 필요하여 이로 인해 에너지의 투입이 필요하다. 또한, 국내에서 실시되고 있는 수질오염총량제로 인해 지역별 배출할 수 있는 BOD의 총량이 결정되어 해당 지자체에서 보다 많은 BOD를 제거하지 않고는 지역개발을 추진할 수 없는 실정이다. 그러나 하수슬러지, 축산폐수 및 음식물폐액 등의 고농도 유기성 폐수의 경우 현재 상당 부분이 해양투기에 의존하고 있지만 2011년부터 해양투기가 금지되면 이들을 처리를 통해 방류하여야 하지만 기존의 호기성 폐수처리공정은 하수처리를 모델로 개발된 공정이므로 유기오염물의 부하량 변동에 대해 탄력적인 공정운전이 어렵고, 폭기방식의 산소전달능력의 한계로 인한 처리장 규모의 확장이 필요하며 중력식 침전조의 침전능력의 한계로 인해 고농도 미생물 유지에 어려움이 있어 고농도 유기성 폐수처리를 처리함에 있어 한계를 가지고 있다. 또한 우리나라의 경우 처리장 부지의 한계로 인해 고농도 유기폐수의 경우 최소 면적에서 최대부하로 처리할 수 있는 고효율 처리 시스템을 도입하는 것이 시급히 필요하다. 이와 같은 문제를 해결하기 위해서 산소전달율을 극대화시킬 수 있는 새로운 폭기 시스템 개발을 통해 고부하 유기폐수를 처리하면서도 슬러지 발생량을 감소할 수 있는 공법의 개발이 요구되고 있다. 이는 궁극적으로 처리공정의 투입 에너지 효율화를 통해 총 탄소배출량 감소효과를 기대할 수 있는 녹색공정이라 할 수 있다.

이에 따라 1970년대초 유럽에서는 화학공장에서 발생되는 폐수를 생물학적으로 처리하기 위하여 재래식 포기조의

† To whom correspondence should be addressed.
sangmin@kongju.ac.kr

단점들을 보완한 새로운 미생물 반응기를 개발하기 시작하였는데 예를 들면, Bio-Tower reactor(Leistner et al., 2005), Loop reactor(Blenke, 1999), Jet Loop 반응기(강성환, 2001; 서종환과 이철승, 2005; Vogelpohl, 2000; Wachsmann et al., 1984; Wei et al., 2007) 등이 개발되었다. 그 특징은 재래식 폭기조와는 달리 타워형으로 반응기내 유도관(Draft tube)이 있어 액체와 기체가 정연한 궤도를 순환하면서 기-액 혼합과 산소전달율을 증진시켜 에너지를 절약함은 물론 실제 폐수처리에 효과적으로 이용되고 있다(박종탁 등, 2002; Blenke, 1999).

포기조에서 기포의 크기, 기체유량 및 기-액간의 혼합과 교반 그리고 접촉효과 등이 기액간의 물질전달속도에 중요한 영향을 미치는 요소로 알려져 있고 물질전달속도에 영향을 주는 이러한 인자들에 조절하여 총괄산소전달계수를 증가시키기 위한 방안들로 기포분쇄물질첨가, 액상교반 및 반응기 구조개선 등 여러 가지 기술들이 연구되어 왔다(김환기와 양봉용, 1991; 백현창 등, 2002; Farizoglu and Keskinler, 2007; Lee, 1997). 전통적인 포기시스템과 본 연구에서 사용한 Jet Loop Reactor와 차이는 Jet Loop Reactor는 유체의 재순환으로 인해 반응조 내의 기체 체류시간을 증가시키고 큰 액체속도로 인한 거시 혼합으로 인해 반응기내 유체의 성질이 균일하게 되며 되어 산소전달이나 혼합 등의 물질전달 효율이 크게 증가하는 장점이 있다.

특히, 본 연구에 사용된 고효율 폭기반응조는 이상노즐(Two-phase nozzle)을 이용하여 산소와 액상슬러지를 연속적으로 분사하여 이를 유도관(draft tube)이라고 하는 내부구조에 의해 반응기 전반에 걸쳐 순환함으로써 기체 체류량을 증가시켜 넓은 기-액 접촉면적을 유도하게 하는 구조로서 고부하-고효율 처리를 가능하게 하였고, 반응조의 소요용량과 소요부지면적을 획기적으로 줄일 수 있는 구조이나 미생물 농도를 높게 유지하기 어려운 한계가 있다. 따라서 고부하-고효율 처리공정으로 알려진 Jet Loop Reactor에 MBR System을 접목하여 미생물 농도에 대한 한계를 극복하고 공기가 아닌 순산소를 이용한 새로운 이상 노즐 시스템으로 산소전달율을 극대화하여 유기물 부하 10 kg BOD/m^3·d의 처리를 목표로 하는 침지막 결합형 고효율 Jet Loop Reactor를 개발 중에 있으며 본 논문에는 이를 위한 단위 공정으로 순산소 고효율 포기시스템의 개발과 산소전달효율에 미치는 영향인자에 대한 성능평가를 수행하였다.

2. 연구방법

2.1. 폐수의 성상 및 특성

운전초기 유입수는 합성폐수를 COD_{cr} 부하율 2 kgCOD/m^3·day 로 제조하여 운전하였고 COD 부하율을 단계적으로 증가시켜 실험을 실시하였다. 합성폐수의 성상은 아래의 Table 1과 같이 2일에 한번씩 제조하였다.

Table 1. Composition of synthetic wastewater

Ingredients	Concentration (mg/L)		
	COD: 4,000 mg/L	COD: 8,000 mg/L	COD: 14,000 mg/L
Glucose	3,750	7,500	13,125
$(NH_4)_2SO_4$	366.7	733.4	1,283.4
KH_2PO_4	262.8	525.6	919.8
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	262.7	525.6	919.8
$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	26.26	52.52	91.91
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	1.34	2.68	4.69
$MnSO_4 \cdot H_2O$	23.6	47.2	82.6
$NaHCO_3$	820 ~ 2,460	3,280	6,560

2.2. Membrane coupled pure oxygen HCR(MPHCR) 구성

본 실험에 이용된 Jet Loop Reactor는 포기조 내부에 Hollow-Fiber형태의 Membrane 모듈을 침지시켰으며, 일처리 용량 15 L/day로 설정하였고, 공정 전체의 수리학적 체류시간은 약 2일이 되도록 설계하였다. 고효율 MPHCR 공정은 유입수가 혐기조로 유입되어 이상노즐이 설치된 JLB를 거쳐 유기물 등이 제거가 완료가 된 후 폭기조 내부에 침지되어있는 Membrane을 통해 최종적으로 유출되는 system을 가지고 있다.

세부적인 모습은 Fig. 1과 같으며 혐기조는 지름 200 mm, 높이 320 mm, 유효용적 9.1 L의 원통형으로 제작하였고, 고효율폭기조는 지름 200 mm, 높이 900 mm, 유효용적 23 L로 내부에 Draft tube와 Membrane을 침지하고 있는 형태로 제작되었고, 혐기조의 위치를 상부에 두어 자연유하가 이루어지도록 제작하였다. 또한 반응조 내 산소전달특성을 파악하기 위해 Fig. 2에서와 같이 상부에 Orion사의 DO, pH meter를 이용하여 시간에 따른 DO를 측정하였다.

2.3. 총괄 산소전달계수 산정

총괄산소전달계수는 물리흡수방법을 이용하여 측정하였으며 폭기조의 상부에 용존산소측정기(Dissolved Oxygen meter)를 설치하고 증류수 투입하고 Na_2SO_3 300 mg/L를 투입한 후 질소가스로 30분간 purging하여 액상산소농도를 0.1 mg/L이하로 떨어뜨린 후 실험을 수행하였다. 주요 인자(순환유량, 공기공급량, 순산소공급량 및 온도)에 변화를 주고 일정시간에 따른 DO변화를 측정하여 산소전달계수를 산출한다. 액체막의 저항이 산소전달율을 제한한다고 가정한 난류 조건하에서 가스상태로 부터 액체상으로의 산소의 전달은 다음식과 같다.

$$\ln \frac{C_s - C_t}{C_s - C_0} = -K_L a \cdot t \quad (1)$$

여기서, K_La = 총괄 물질 전달계수 (t^{-1})
C_s = 액체에서 산소 포화 농도 (mg/L)
C_t = 액체에서 산소 용해 농도 (mg/L)
C_0 : 시간 t = 0에서의 용존산소농도 (mg/L)
t = 시간

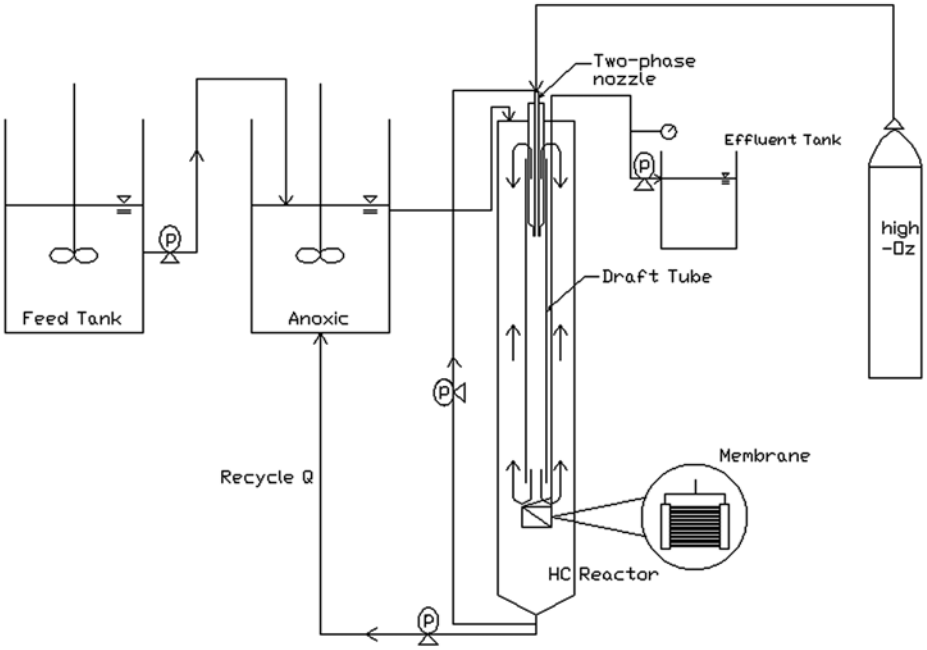

Fig. 1. Membrane coupled pure oxygen HCR (MPHCR) process.

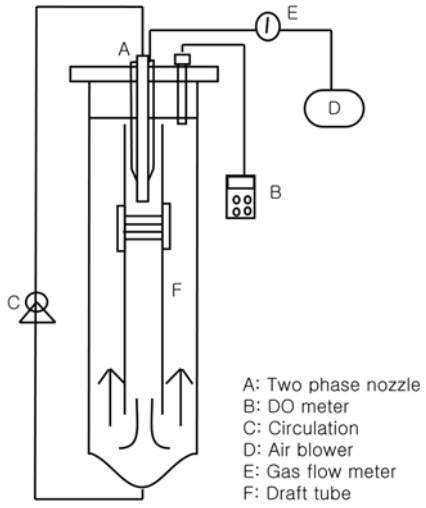

Fig. 2. The experimental set-up for oxygen transfer rate.

Table 2. Operation conditions used in the MPHCR

Items	Values
COD of feed water (mg/L)	4,000 ~ 14,000
HRT (day)	2
Organic loading rate (kgCOD/m^3/d)	2 ~ 7
MLSS (mg/L)	5500 ± 500
Circulation flow rate (L/min)	7 ~ 8
Membrane flux (L/m^2/h)	20
Membrane mean pore (㎛)	0.1
Membrane material	PVDF

2.4. 운전 및 분석방법

순산소를 사용한 처리공정은 고농도 폐수의 유기물 및 질소제거에 잘 적용될수 있을 뿐만 아니라 부지의 감소화 및 소요동력의 감소가 가능하며 독성물질의 충격부하에 대해서도 안전하게 처리할 수 있다고 보고되었다(김성순과 정태학, 1991; 임경호, 1991; 조성웅과 이병규, 1999). Lab- scale 반응조를 제작하여 약 3개월간 운전을 실시하였으며, 사용된 고효율 폭기장치는 유리로 제작된 것을 사용하였다가 순환유량으로 인한 충격으로 구조적 안전성 문제가 발생하여 stainless steel재질의 이상노즐을 주문제작하여 사용하였다. 반응기내 액상 슬러지를 내부 순환시켜야 하기 때문에 안정적인 토출압이 요구되었고 원심력 펌프의 경우 일정 순환유량 이상에는 토출압이 정상적으로 유지되기 어려워서 용적식 펌프를 설치하여 운전하였다. 하지만 이상적인 순환유량인 8 L/min으로 운전 시 펌프헤드와 튜빙과의 마찰로 인해 실리콘 튜브의 수명이 짧아져 유지 관리상 순환유량을 7 L/min으로 운전을 실시하였고 4일 주기로 펌프의 실리콘 튜브를 교체하여 주며 운전하였다. 운전 중 시료 채취는 주 3~4회 실시하여 유기물의 변화를 관찰하였다. 반응조 내부 용존산소(DO)는 Orion사의 DO, pH meter를 이용하여 sampling시 측정하였고, COD_{cr} 는 Standard methords (APHA et al., 1992)와 수질공정시험법(환경부, 2004)에 준하여 실시하였다.

Table 3. Correlation between internal circulation flows and nozzle jet velocity

Radius of liquid jet (mm)	Area of liquid jet (mm^2)	Circulation flow (L/min)				
		5	6	7	8	9
		Nozzle jet velocity (m/sec)				
0.4	8.04	9.9	12.4	14.4	16.2	18.7
0.5	10.21	8.1	9.8	11.4	13.1	14.7
0.6	12.44	6.7	8.1	9.3	10.7	12.1
0.7	14.73	5.6	6.8	7.9	9.1	10.2
0.8	17.09	4.9	5.9	6.8	7.8	8.8
0.9	19.51	4.3	5.1	5.9	6.8	7.7
1	21.99	3.8	4.5	5.3	6.1	6.8

3. 결과 및 고찰

3.1. 순환유량에 따른 산소전달특성

순환유량에 따른 DO농도변화와 총괄물질전달율을 계산하면 Fig. 3 ~ Fig. 5와 같은 결과를 얻을 수 있었다. 순환유량이 5 ~ 7 L/min(토출유속 8.1~11.4 m/s)에서는 산소전달계수 값을 계산한 결과 내부 순환유량이 5, 6, 7, 그리고 8 L/min으로 증가함에 따라 총괄산소전달계수값이 0.0005 s^{-1}, 0.0006 s^{-1}, 0.0007 s^{-1} 그리고 0.0014 s^{-1}로 증가했으며 내부 순환 유량이 7 L/min에서 8 L/min으로 변화할 때 산소전달계수가 급격하게 상승하는 것을 볼 수 있는데 이는 토출되는 유속이 일정부분(15 m/s) 가까이 도달할시 Draft tube 내부에서 보다 많은 난류를 형성하여 기-액 간의 접촉횟수가 늘어나 총괄물질전달계수가 급격하게 증가되는 것으로 사료된다.

Fig. 5를 보면 총괄산소전달계수는 순환유량이 7 L/min 이하에서는 선형적으로 서서히 증가하다가 8 L/min이상부터 급격하게 증가하는 경향을 나타내는데 이는 반응기내 내부순환유량이 난류발생을 크게 일으키는 임계점이 존재함을 의미하며 이런 임계점은 중요한 설계인자로 적용될 수 있다. 일반적인 이중 기포탑에서 상승관과 하강관의 기포 분포를 보면 하강관의 기포는 상승관의 기포보다 적게 되는데 이는 상승관으로 상승한 기포 중 큰 기포는 탑 부분에서 분리되고 종말속도가 순환액체속도보다 작은 기포들만이 하강관으로 비말동반되기 때문이다. 그러나 본 Jet Loop Reactor에서는 이상 노즐을 통한 강한 액체 순환이 공기 혹은 순산소와 함께 분사되어 하강하고 하강한 기-액 혼합물이 흡출관을 통해 다시 상승하여서 탑 부분에서 큰 기포는 분리되고 작은 기포들은 다시 하강관으로 비말동반되므로 일반적인 이중 기포탑 방식보다 기체 체류량이 더욱 증가하는 시스템이라 할 수 있다.

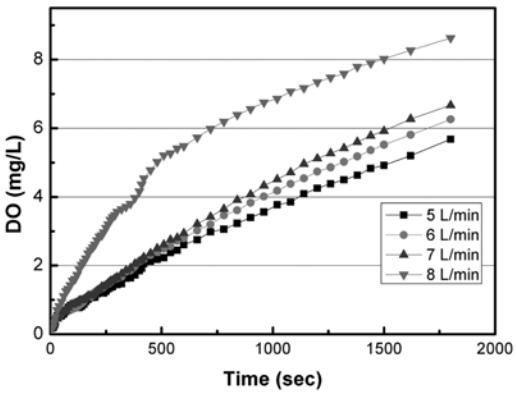

Fig. 3. Oxygen transfer rate as to internal circulation flow rate (Air supply 0.0125 L/min).

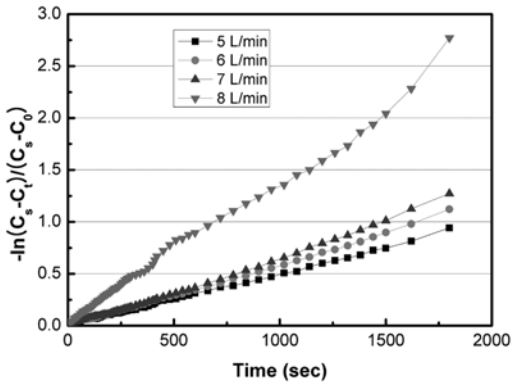

Fig. 4. Oxygen transfer coefficient as to internal circulation flow rate (Air supply 0.0125 L/min).

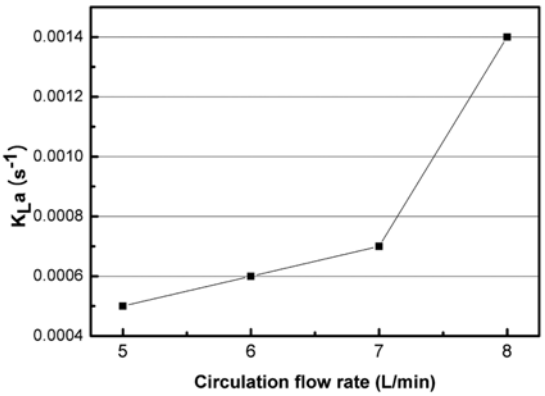

Fig. 5. Oxygen transfer coefficient (K_La) function of internal circulation flow rate.

기체의 체류량은 계면적을 결정하는 평균 기포크기와 관련이 있기 때문에 기-액간의 물질전달에 있어서 중요한 역할을 하는 수력학적 특성중의 하나이다. 하강관내의 기포의 하강속도는 순환액체유속과 하강관내의 기포의 크기에 좌우되는데 기포의 수직길이가 작으면 부력이 적게 작용되어 액체에 작용하는 항력이 감소되므로써 순환액체의 흐름에 쉽게 동반되기 때문이다. 기포의 상승속도는 기포의 크기와 순환류 속도에 직접 연관성이 있고 기체가 반응기내에 체류하는 시간을 좌우하므로써 기체 체류량과 밀접한 관계에 있다. 또한 기체 체류량이 증가하면 앞선 기포의 행로를 따름으로 인한 저항력 감소와 기포합체 증가로 인해 단일 기포보다 빠른 상승속도를 갖는 것으로 알려져 있다(최근호 등, 1990).

3.2. 공기공급량에 따른 산소전달특성

공기공급량에 따른 DO농도변화와 산소전달율을 계산하면 Fig. 6 ~ Fig. 7과 같은 결과를 얻을 수 있었다. Air 공급량에 다른 산소전달계수 값은 공기유량이 0.0125 L/min에서 0.2 L/min으로 증가함에 따라 0.007 s^{-1}에서 0.0022 s^{-1}로 증가했으며 특히 0.1 L/min에서 0.2 L/min으로 공기유량이 증가하는 구간에서 가장 큰 총괄산소전달계수(K_La)값의 상승이 나타났다. 이는 Air 공급량이 증가할수록 기-액간의 접촉횟수의 증가로 인해 산소전달계수가 비례적으로 증가하는 것이며 기체 유량의 증가는 기체체류량의 증가에 직접 기여하면서 유효 기-액 접촉면적을 증가시키므로써 물질전달을 증가시키는 효과가 있다.

Andrew(1982)등의 연구에서 단위체적 물질전달계수가 기체 체류량과 밀접한 관계가 있다고 보고를 했으며 Lamont

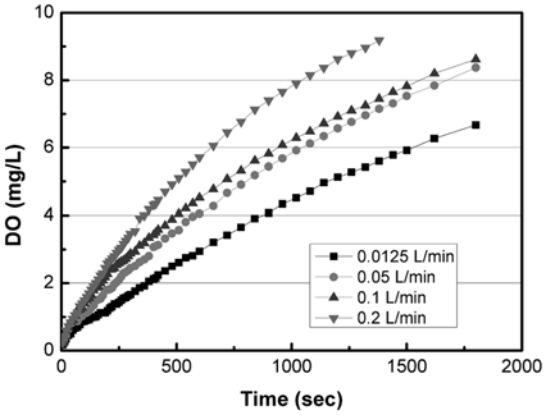

Fig. 6. Oxygen transfer rate as to air flow rate (Internal circulation flow rate 7 L/min).

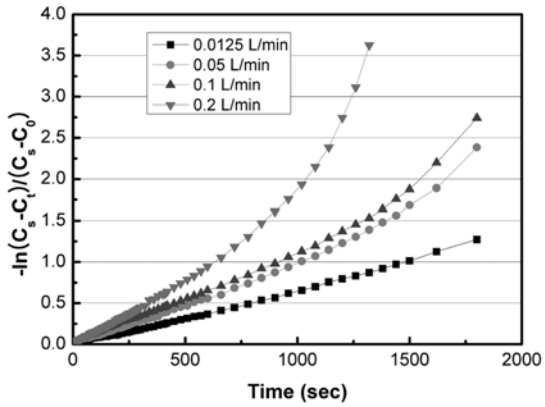

Fig. 7. Oxygen transfer coefficients as to air flow rate (Internal circulation flow rate 7 L/min).

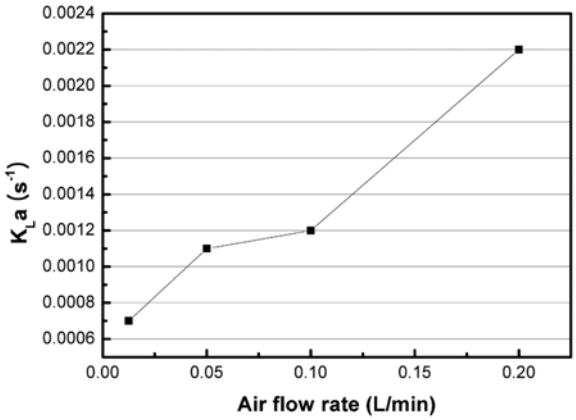

Fig. 8. Oxygen transfer coefficient (K_La) function of air flow rate.

and Scott(1970)등의 연구에서 eddy cell 모델에 의하면 기액계면의 물질전달은 작은 eddy에 의해 지배된다고 한다. 따라서 기상으로부터 제공된 에너지의 액상에서의 소멸이 증가하면 작은 eddy가 많이 형성되며 액상 물질전달계수가 증가한다. 따라서 기상 유량증가로 인한 총괄산소전달계수의 증가는 기체체류량의 증가에 의한 유효계면적의 증가와 작은 크기의 eddy 형성이 증가함에 따른 액상물질전달계수의 증가로 볼 수 있다.

3.3. 온도에 따른 산소전달특성

온도에 따른 DO농도변화와 산소전달율을 계산하면 Fig. 9~10과 같은 결과를 얻을 수 있었다. 온도 공급량에 따른 산소전달계수 값은 온도가 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내었다. 이는 온도가 증가할수록 액상 내 용존산소의 확산속도가 증가되면서 총괄물질전달계수의 증가를 가져오는 것으로 볼 수 있다.

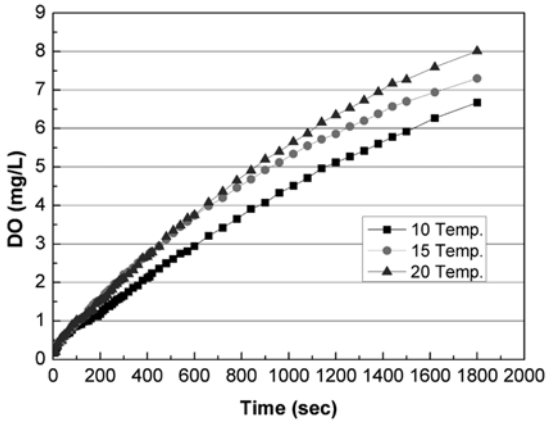

Fig. 9. Oxygen transfer rate as to temperature (Air flow rate 0.0125L/min).

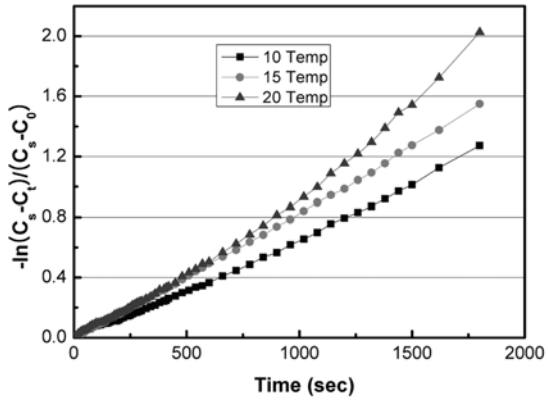

Fig. 10. Oxygen transfer coefficients as to temperature (Air flow rate 0.0125L/min).

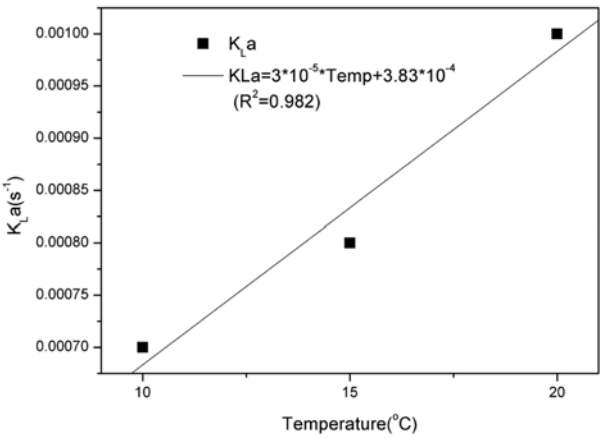

Fig. 11. Oxygen transfer coefficient (K_La) as a function of temperature.

용액의 포기과정에서 용액의 온도는 산소의 포화용해도(C^*)와 물질전달 상수인 K_La에 영향을 준다. 온도의 상승은 용존산소의 포화용해도를 감소시키며 따라서 물질전달의 구동력인 (C_s-C_t)를 감소시킨다. 즉, 산소의 용해도는 1기압, 10°C에서 11.5 mgL^{-1}에서 20°C에서 9.45 mgL^{-1}로 감소하고 30°C에서 8.05 mgL^{-1}로 감소하여 온도가 증가할수록 포화용존산소 농도가 감소하는 경향을 나타내며 다음 관계식을 따르며 이는 아래 방정식을 따른다(정용섭, 2008).

$$C^*(mgl^{-1}) = 14.161 - 0.3943\,T + 0.007714\,T^2 - 0.0000646\,T^3 \quad (2)$$

T : 온도(°C)

그러나 온도의 상승은 용액의 표면장력을 감소시켜 발생기포의 평균직경을 감소시키며 감소된 기포의 직경은 용액내 높은 기체표면적(a)을 제공하게 된다. 또한 Wlke-Chang(1955)이 제안한 기체의 확산계수(D^o_{AB}) 공식은 다음과 같다.

$$D^o_{AB} = \frac{1.173\times10^{-16}(\xi M_B)^{0.5}T}{\mu V_{bA}^{0.6}} \quad (3)$$

D^o_{AB} : Coeffcient of diffusivity from *B* to *A*, m^2s^{-1}

ξ : Coeffcient of association, 2.26 in water

T : Temperature, *K*

μ : Viscosity, $kgm^{-1}s^{-1}$

M_B : Molar weight of *B*, *kg/kmol*

V_{bA} : Molar volume of Bat boiling point, 0.0256 $m^3/kmol$ *in* O_2

기체의 확산계수는 온도에 비례하고 점성계수에 반비례하는 경향을 나타내고 있다(김승욱 등, 1994) 그러므로 총괄산소전달계수는 포화용존산소 농도의 감소로 인한 구동력의 감소와 확산계수 증가로 인한 전달력의 증가의 다중회귀의 관계가 된다. 온도가 산소전달에 미치는 영향은 온도 변화의 구간에 따라 달라지며 10~40°C까지의 변화는 산소전달속도를 증가시키고 40°C 이상의 변화는 산소의 용해도를 크게 떨어뜨려서 구동력 감소의 기여가 더 커지므로 결과적으로 총괄산소전달계수는 감소하는 경향을 나타낸다(정용섭 등, 2008).

3.4. 공기와 순산소 공급에 따른 산소전달특성 비교

Fig. 12와 Fig. 13은 고효율 폭기장치를 이용하여 공기공급량과 순산소 공급량에 따른 산소전달율을 비교한 결과와 시간에 따른 DO 변화는 동일한 양을 공급했을 때 폭기조내 DO 농도변화를 비교한 그림이다. 반응시작 10분 후에는 거의 일정한 농도에 도달하는데, 순산소를 사용할 경우 약 30 mgO_2/L로 공기를 사용할 경우 약 8.5 mg/L에 비하여 3.5배 정도 큰 것으로 나타났다. 일정한 압력을 가하면서 완전한 닫힌계로 운전할 경우 이론값은 4.7배 정도 차이가 나야 하지만, 실험조건이 이상적인 조건과의 차이에서 오는 결과라고 생각된다. 그러나 총괄물질전달계수는 Fig. 13

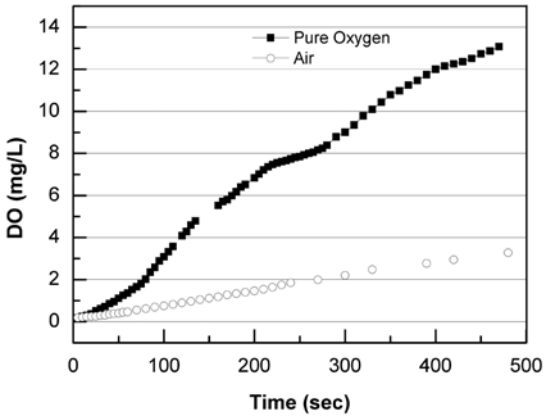

Fig. 12. DO profiles at air and pure oxygen flow rates (0.05 L/min base).

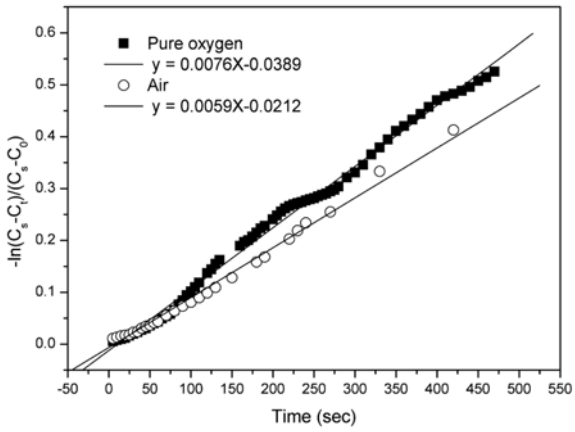

Fig. 13. Oxygen transfer coefficients at air and pure oxygen (0.05 L/min base).

과 같이 순산소를 사용한 경우 총괄산소전달계수값이 0.0076 s^{-1}으로 공기를 사용한 경우의 0.0056 s^{-1}보다 크지만 Fig. 12의 DO 변화의 기울기에 비하면 상대적으로 작게 나타났는데 이는 Fig. 12의 산소전달속도는 총괄산소전달계수와 용존산소 농도경사 혹은 구동력(C_s-C_t)의 곱으로 표현되기 때문에 순산소의 포화용존산소농도가 공기보다 4~5배 크기 때문이나 Fig. 13의 총괄물질전달계수 값은 계산 시 분모에 사용되는 구동력(C_s-C_t)값이 순산소의 경우가 4~5배 크기 때문에 상대적인 크기가 작게 비교되는 것이다. 이는 산소전달속도가 순환에 따른 교반조건이나 접촉면적에 따라 결정되기 때문이며, 결론적으로 산소전달율은 순환유량 및 공기량을 최적화시켜주고, 순산소를 사용함으로써 크게 증가하게 된다. 특히, 본 실험에서 사용된 공기량 범위는 선행연구에서 사용되었던 공기 공급량에 비해 적은데 이는 같은 양의 공기와 순산소를 공급했을 때 나타나는 차이를 객관적으로 알아보기 위해 동일 유량 조건을 유지하여 설정하였다. 결론적으로 총괄물질전달계수 값은 순환유량에 따른 영향이 크게 나타났고, 순산소를 사용하는 것이 효과적인 것으로 판단된다.

3.5. 순산소 고효율 폭기 MBR 반응조의 운전결과

운전기간 중 최초 유입수 농도는 4,000 mg/L(COD 부하

율은 2 kgCOD/m^3·day)로 유입이 되었으며 유출수의 농도는 400 mg/L로 나타나 COD 제거율은 90%로 나타났다. 초기 COD제거율이 낮은 이유는 낮은 pH 및 고부하의 합성폐수 주입으로 인한 미생물의 적응기간이 필요한 것 때문인 것으로 판단되며 반응기내 pH를 알카리도를 이용하여 중성으로 제어함에 따라 유출수의 탁도와 청징도가 개선됨과 동시에 COD 평균제거율이 90%이상으로 상승되었다.

두 번째 단계로 운전 60일에서 85일사이의 유입수 농도는 8,000 mg/L(COD 부하율은 4 kgCOD/m^3·day)로 운전되었으며 두 번째 단계에서는 고효율 포기조내 거품이 심하게 발생하였고 이로 인해 상부로 슬러지가 농축되면서 반응기 밖으로 유출되는 현상이 발생하였다(Fig. 15). 이러한 거품으로 인한 슬러지 유출현상으로 인해 반응조 내 슬러지 농도는 최대 9,000 mg MLSS/L를 잠시 유지하다 다시 농도가 감소하여 5,000~6,000 mg/L 정도의 MLSS를 유지하였으며 분리막을 사용하여 미생물 농도를 극대화하려는 시도는 충분한 결과를 얻을 수 없었다. 처리수의 COD농도는 800 mg/L 정도로 다소 높게 나타났지만 제거 효율로는 여전히 COD 제거율 90% 이상을 유지할 수 있었다. 이후 세 번째 단계의 유입 COD 농도로 14,000 mg/L(COD 부하율 7 kgCOD/m^3·day)은 운전 85일부터 일주일간 운전하였으나 충분히 적응된 결과를 얻기에는 짧은 기간이지만 처리수의 COD농도는 1,200~1,480 mg/L를 나타내어 처리 효율은 91%의 처리효율을 나타내었다.

일반적으로 호기성 처리공정에서는 유기성 폐수를 고부하로 운전하지 않는다. 이는 유기성 폐수를 처리하는데 필요로 하는 산소전달속도에 한계가 있어 쉽게 혐기화되어 처리효율이 크게 떨어지게 되기 때문이다. 이를 피하려면 처리시간을 길게 해야 하는데 이는 결국 고부하로 처리가 어렵다는 의미이다. 또한 산소전달속도를 개선하여 용존산소 농도가 제한인자가 아니라 해도 다음에는 미생물 농도를 크게 높여주어야 하는데 중력식 침전을 사용하는 생물학적 처리 공정에서 현 설계기준의 중력 침전조로 침전이 가능한 슬러지 농도는 반송 슬러지 농도가 8,000~10,000 mg/L이므로 포기조 MLSS는 최대 5,000~6,000 mg/L 정도이다. 본 연구결과의 4 kgCOD/m^3·day 부하까지는 안정되게 90% 이상의 제거율을 나타냈고 7 kgCOD/m^3·day에서도 90% 이상 제거율을 나타내었으나 거품 발생과 슬러지

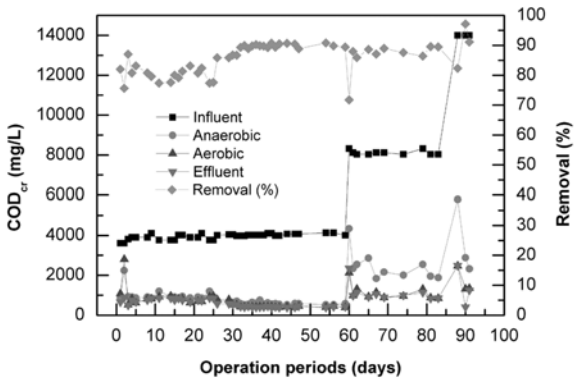

Fig. 14. COD_{cr} behaviour in the whole process.

Fig. 15. Foaming trouble in the jet loop bioreactor for high organic loading.

유출이라는 문제가 발생하기도 하였다. 그러나 하수처리공정의 경우 BOD 설계 부하가 0.3 kgCOD/m^3·day 이하인 것에 비교하며 최소 10~20배 이상의 유기물 부하에 대한 처리 가능성을 보여주었으며 이는 일부 문제의 보완을 통해 좀더 개선된 조건에서 운전하면 보다 높은 처리효율과 낮은 방류수 수질 농도를 얻을 수 있을 것으로 판단된다.

4. 결 론

1) 순환유량에 따른 산소전달특성을 알아본 결과 순환유량이 8 L/min일 경우 총괄 산소전달계수가 급격하게 상승하는 것을 볼 수 있는데 이는 토출되는 유속이 일정부분 (15 m/s) 가까이 도달할 시 유도관(Draft tube) 내부에서 보다 많은 난류를 형성하여 기-액 간의 접촉횟수가 늘어나 산소전달계수가 급격하게 증가되는 것으로 사료되며 8 L/min 이상의 내부 순환 유량은 산소전달효율을 극대화하는데 중요한 임계점으로 작용한다.
2) 공기공급량 및 온도에 따른 산소전달특성을 알아본 결과, 공기공급량 및 온도가 증가할수록 산소전달계수 값은 선형적으로 증가하였고, 이는 공기 공급량 및 온도가 증가할수록 기-액간의 접촉횟수증가와 액상내로 용존산소의 확산속도증가로 인해 산소전달계수가 증가하는 것으로 판단된다. 그러나 본 연구 조건하에서는 산소전달효율은 내부순환유량의 영향이 가장 큰 것으로 나타났다.
3) 공기와 순산소 공급에 따른 비교할 시 DO농도 변화는 순산소를 사용할시 약 3.5배 정도 큰 것으로 나타났으며 산소전달계수의 값은 큰 차이가 나지 않았는데 이는 총괄산소전달계수가 순환에 따른 교반조건이나 접촉면적에 크게 영향을 받고 산소전달속도는 총괄산소전달계수와 구동력의 곱으로 표현되므로 순산소와 같이 산소분압을 증가시켜줄 경우 산소전달 속도는 차이가 나지만 총괄산소전달계수의 차이는 크지 않게 된다.
4) 반응조 운전결과 4 kgCOD/m^3·day 부하까지는 안정되게 90% 이상의 COD 제거율을 나타냈고 7 kgCOD/m^3·day에서도 90%이상 제거율을 나타내었으나 거품 발생이 심해지면서 슬러지 유출이라는 문제가 발생하기도 하여 이에 대한 보완이 요구된다. 그러나 일반적인 하수처리공정의 경우 BOD 설계 부하가 0.32~0.64 kgCOD/ m^3·day 범위인 것에 비교하면 최소 10~20배 이상의 유기물 부하에 대한 호기성 처리 가능성을 신뢰성 있게 보여주어 처리 시설규모와 비용을 크게 감축할 수 있을 것으로 전망한다.

사 사

본 연구는 환경부의 “차세대핵심환경기술개발사업(Eco-technopia 21 project)”으로 지원받은 과제입니다.

참고문헌

강성환(2001). Jet Loop Reactor의 거동특성. *대한토목학회논문집*, **21**(6), pp. 667-673.

김성순, 정태학(1991). 순산소 활성오니 공정을 이용한 제지폐수의 처리특성. *상하수도학회지*, **13**(4), pp. 28-34.

김승욱외 4인(1994). *Lee 생물화학공학*, 희중당.

김환기, 양봉용(1991). 심층포기 활성슬러지법의 산소전달특성에 관한 연구. *수질보전 한국물환경학회지*, **7**(2), pp. 119-128.

박종탁, 이길호, 류원률, 조무환(2002). 활성탄 담체가 포함된 Jet-Loop Reactor를 이용한 종합염색폐수처리. *한국생물공학회지*, **17**(3), pp. 241-246.

백현창, 이은덕, 김근범, 박영성(2002). 수질오염물질의 산화처리용 포기조에서 산소의 물질전달특성. *한국화학공학회지*, **40**(3), pp. 340-344.

서종환, 이철승(2005). Jet Loop 반응기를 이용한 화학비료폐수의 생물학적 질소제거 연구. *한국환경과학회지*, **14**(2), pp. 157-165.

임경호(1991). 순산소 AUSB 반응조에서 입상슬러지 형성. 석사학위논문, 한국과학기술원.

정용섭외 8인(2008). *생물공정공학 이론과 실제*, 월드사이언스.

조성웅, 이병규(1999) 순산소 활성슬러지법을 이용한 염료폐수 처리 연구. *대한환경공학회지*, **21**(5), pp. 969-976.

최근호, 한봉희, 이원국(1990). 외부순환형 이중기포탑내의 기체체류량과 총괄부피 산소전달계수에 대한 수평연결관 길이의 영향. *화학공학회지*, **28**(2), pp. 220-229.

환경부(2004). 수질오염공정시험법.

Andrew, S. P. S. (1982). Gas-liquid nass transfer in microbiological reactor. *Trans. IChE.*, **60**, pp. 3-13.

APHA, AWWA and WEF (1992). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 18th Edition.

Blenke, H. (1999). Loop reactor. *Adv. Biochem. Eng.*, **13**, pp. 121-214.

Farizoglu, B. and Keskinler, B. (2007). Influence of draft tube cross-sectional geometry on KLa and ε in jet loop bioreactors (JLB). *Chemical Engineering Journal*, **133**, pp. 293-299.

Lamont, J. C. and Scott, D. S. (1970). An eddy cell model of mass transfer into the surface of a turbulent liquid. *AIChE J.*, **16**, pp. 513-519.

Lee, K. H. (1997). Effects of Internal Recycle ratio and media packing ratio on nitrification in a submerged fixed-film reactor. *J. of KSEE.*, **19**(4), pp. 471-480.

Leistner, G., Mueller, G., Sell, G., and Bauer, A. (2005). The Bio-Tower reactor- a Tower-type biological wastewater putification plant. *Chem. Ing. Tech.*, **51**(4), pp. 288-294.

Vogelpohl, A. (2000). Wastewater Treatment by the HCR-Process. *Acta Biotechnol.*, **20**(2), pp.119-128.

Wachsmann, U., Reabiger, N., and Vogelpohl, A. (1984). The compact reactor-A newly developed loop reactor with a high mass transfer performance. *Ger. Chem. Eng.*, **7**, pp. 39-44.

Wei, C. H., Wang, W. X., Deng, Z. Y., and Wu, C. F. (2007). Chracteristics of high-sulfate wastewater treatment by two-phase anaerobic digestion process with Jet-loop anaerobic fluidized bed. *Journal of Environmental Sciences*, **19**, pp. 264-270.