

生物學的 流動層을 利用한 廢水處理에 있어서의 深層 曝氣裝置에 의한 酸素傳達 시스템

Oxygen Transfer System in Biological Fluidised Bed Using
the Deep Shaft as Aeration Device

김	환	기*
Kim,	Hwan	Gi
안	송	엽**
Ahn,	Song	Yeob
정	태	섭***
Jeong,	Tae	Seop

Abstract

This paper is concentrated on the development of oxygen transfer system by U-tube deep shaft in biological fluidised bed process. The depth of the shaft is 32 m, it is composed of downcomer and riser. Not only flow pattern and oxygen transfer in the deep shaft but also oxygen limitation in biofilm and oxygen utilization in biological fluidised bed are investigated.

In this investigation, driving force for liquid circulation in the deep shaft is affected by air injection depth and gas hold-up in downcomer.

Flow pattern of the deep shaft is revealed to plug flow. When flow velocity in the deep shaft is maintained to 0.52 m/sec, $K_L a$ value is peak at 25~30 m depth in riser.

The efficiency of dissolved oxygen supply which passed from the deep shaft to biological fluidised bed is estimated to 56~81% in the organic wastewater treatment using the deep shaft and when dissolved oxygen concentration is 9.2 mg/l and over, limiting factors of flux and substrate within biofilm are organic materials.

Therefore, organic loadings could be increase without decreasing of BOD removal efficiency.

要 旨

生物學的 流動層에 있어서 酸素傳達 시스템을 개발하기 위하여 水深 32 m 인 U자형 深層曝氣裝置에 대한 管内의 流體흐름 특성 및 酸素傳達 특성과 生物學的 流動層內에서의 生物膜 특성

* 정회원 · 전북대학교 공과대학 교수, 토목공학과

** 정회원 · 원광대학교 공과대학 부교수, 토목공학과

*** 전북대학교 공과대학 조교

및 酸素利用 關係를 연구한 결과, 深層曝氣裝置 管內的 액체순환을 위한 추진력은 下向管 공기 주입 위치와 下向空氣量의 영향을 받으며 액체의 흐름은 플러그流 特性임을 확인하였다.

또한, 管内 순환유속을 0.52 m/s로 유지시킬 때 K_{La} 값은 上向管 25~30 m 구간에서 최대치를 나타내었고, 深層曝氣裝置로부터 生物學的 流動層에 이용될 용존산소 공급효율은 56~81%로 계산되었다.

深層曝氣裝置를 이용한 生物學的 有機廢水 처리에 있어서 용존산소 농도가 9.2 mg/l 이상인 경우, 生物膜 내부의 물질확산 및 대사의 제한인자는 有機物이었으므로 처리효율의 저하됨이 없이 有機物 負荷量을 효과적으로 증대시킬 수 있다.

1. 序 論

有機性廢水의 生物學的 處理方法은 活性슬러지法으로 대변되는데, 活性슬러지法에서는 酸素供給 및 固液分離등 공정상의 이유로 曝氣槽內의 微生物濃度가 5g/l 정도로 제한되고 있고⁽¹⁾ 최종침전지의 bulking 발생 및 負荷변동에 민감할 뿐 아니라 부지면적이 크며 曝氣槽의 微生物濃度 유지를 위한 슬러지반송의 필요등 단점이 있다.

이러한 단점을 보완하기 위하여 개발된 生物學的 流動層은 高濃度の 微生物이 존재할 뿐만 아니라 매디아에 부착되어 流體의 흐름에 따라 매디아가 流動하면서 廢水와의 접촉면적이 증가되므로 高濃度の 有機性廢水 처리에도 매우 효과적이다. 그리고 bulking 발생에 무관하기 때문에 固液分離가 용이하고 슬러지의 함수율이 낮아 슬러지 처리비용이 감소될 뿐 아니라, 슬러지의 반송이 필요치 않아 2차 침전지의 생략 또는 축소가 가능하다⁽²⁻⁶⁾.

그러나, 生物學的 流動層에 의한 高濃度 有機性 廢水處理時 문제점은 反應槽에 高濃度の 微生物이 존재하므로 空氣量이 표준활성슬러지법의 5배에 달한다는 것이다⁽⁷⁻¹¹⁾.

이러한 多量의 공기공급이 가능하면서 매디아로부터 微生物의 脫離를 막기 위해서는 간접曝氣方式이 불가피하다⁽¹²⁻¹³⁾.

현재, 間接曝氣方式으로 이용 가능한 것은 純 酸素를 이용한 산소 공급방식이 있으나 사용방법 및 관리의 어려움과 경제성 등으로 인하여 현장적용이 어렵다.

따라서, 새로운 間接曝氣方式인 深層曝氣裝置

의 도입이 필요하다. 한편, 深層曝氣裝置는 下向流와 上向流를 유지하는 두개의 管으로 구성되어 있는 바, 下向流에 공기를 주입하면 순환할 때 높은 水壓의 영향으로 多量의 공기를 水中에 용해시킬 수 있으므로 효과적인 酸素傳達 시스템이라고 할 수 있다.

이러한 深層曝氣裝置가 活性슬러지法에서 曝氣槽로 이용될 경우, 그 酸素利用率은 약 90%라고 보고되어 있으며^(15,26), 이것은 일반 散氣式 曝氣裝置의 10~15%에 비하여 월등하므로⁽¹⁶⁾ 生物學的 流動層에서 요구되는 충분한 量의 산소공급이 가능할 것으로 판단된다.

따라서, 本 研究은 生物學的 流動層을 이용한 廢水處理에 있어서 深層曝氣裝置에 의한 酸素傳達 시스템의 적용가능성을 평가할 목적으로 다음 내용에 대해 研究을 진행하였다.

- 1) 深層曝氣裝置의 흐름특성과 酸素傳達특성
- 2) 生物膜에서의 酸素제한성
- 3) 深層曝氣裝置를 적용한 生物學的 流動層

2. 本 研究과 관련된 문헌연구

2-1. 生物學的 流動層과 深層曝氣裝置의 특성

生物學的 流動層은 反應槽에 크기가 작은 매디아를 넣고 여기에 流體의 흐름을 주어 流動性을 부여하는 효과적인 有機性廢水 處理方法이다.

Jerris⁽⁴⁾는 평균 BOD_5 가 약 200 mg/l인 도시하수를 生物學的 流動層으로 처리하였을 때 16분의 체류시간에서 90% 이상의 有機物 除去 효율을 얻었다고 보고하였다.

또, Gauntlett⁽¹⁷⁾는 암모니아 濃度 0.5~2.0 mg/l인 Trent 강물에 대하여 生物學的 流動層으로 암모니아 除去실험을 한 결과, 15~20분의

체류시간에서 90% 이상의 효율을 얻었다.

그밖의 다른 연구가들도 비슷한 결과를 보고하고 있는데 이와 같은 처리능력을 나타내고 있는 이유는 反應槽內의 微生物濃度(MLVSS)가 8~40 g/l로 높게 유지될 수 있었기 때문이라 하였다.⁽¹⁸⁻²⁰⁾.

상술한 바와 같이 生物學的 流動層을 이용한 廢水處理法에서는 反應槽內의 微生物濃度を 높게 유지시킬 수 있기 때문에 그 處理能力이 증대되는 것이다.

그러나, 金등⁽⁷⁾은 生物學的 流動層의 공기 요구량이 一般 活性슬러지法에 비해 수배의 공기량이 필요하며 生物學的 流動層의 流動特性 때문에 間接曝氣法에 의한 酸素공급을 주장하였다.

영국에서 活性슬러지法의 變法으로 개발된 深層曝氣裝置는 효과적인 산소공급 장치로서, 1976年 Bolton⁽²¹⁾은 2중관 형태의 深層曝氣裝置에서 물의 순환유속은 0.9~1.5 m/sec이며 이때의 산소전달 효율은 65~90%까지 가능하였음을 보고하였다.

이러한 深層曝氣裝置에서 산소전달 효율이 높은 이유를 Hemming⁽²²⁾은 높은 水壓과 긴 氣-液 접촉시간으로 설명하였다.

또한, Robinson⁽²³⁾은 水深 60 m인 U자관 深層曝氣裝置에서 산소전달 속도가 일반 散氣式 曝氣裝置의 0.1~0.2 kg O₂/m³·hr 보다 큰 1.5 kg O₂/m³·hr 라 하였으며 산소이용율 면에서도 散氣式 曝氣裝置의 5~15%보다 큰 50~60%라고 보고하였다.

그러나, Redhead⁽²⁴⁾는 深層曝氣裝置가 직접 反應槽로 이용되는 경우 水壓의 變化가 매우 크기 때문에 微生物의 活性이 영향을 받을 수 있다고 하였다.

또, Hemming⁽²⁵⁾ 등은 深層曝氣裝置를 운영한 지 2~3 주일 후부터 actinomyces, sphaerotilus가 多量 發生하였으며 이 결과, 슬러지의 침전에 문제가 있었음을 보고한 바 있다.

따라서, 深層曝氣裝置는 산소전달 능력이 매우 탁월하나 이를 직접 生物學的 反應槽로 이용하는 것은 문제점이 있다.

2-2. 生物膜 모델

Monod⁽²⁶⁾는 微生物이 增殖하는데 필요한 최

소의 酸素量이 공급될 경우 基質濃度에 의하여 增殖이 제한을 받는다는 Monod式을 제안한 바 있다.

그러나, 微生物膜에 의해 有機物이 분해되는 生物學的 流動層에서는 溶存酸素와 基質이 확산에 의하여 生物膜 內部로 전달되어야 하므로 微生物膜 두께와 이들 濃度간에는 깊은 상관성이 있다.

Huang^(27,28)의 연구에 따르면, 水中의 용존산소 농도와 微生物膜에 있어서의 세포증식간의 관계식을 유도하였으며 용존산소 농도가 높을수록 生物膜의 두께가 커지므로 微生物 농도가 증가한다고 하였다.

Williamson⁽²⁹⁾은 용존산소 농도와 生物膜간의 관계를 모델화시켜 산소와 基質濃度の 제한성을 예측하였으며 일반 生物膜 工法의 운영조건에서는 용존산소 농도가 제한인자로 작용한다고 하였다.

2-3. 深層曝氣裝置를 적용한 生物學的 流動層

金⁽⁷⁾에 의하면 生物學的 流動層에 의한 분포 처리시 95% 이상의 BOD 제거율을 기대하기 위하여는 기존 산소공급장치의 능력에 한계가 있으므로 F/M比를 活性슬러지法의 0.2~0.5d⁻¹보다 낮은 0.2d⁻¹ 이하로 유지해야 한다고 하므로써 보다 효과적인 處理를 위해 산소공급장치의 개발 필요성이 있음을 제안하고 있다.

또한, Maier 등⁽³⁰⁾의 많은 연구가들도 廢水處理에 관련된 生物膜 研究를 통하여 生物膜에 있어서의 酸素制限 因子에 관한 비슷한 내용을 발표한 바 있다.

한편, 散氣式 曝氣裝置의 산소전달 속도는 0.1~0.2 kg O₂/m³·hr 범위를 갖는데 Robinson⁽²³⁾은 水深 60 m인 U자형 深層曝氣裝置의 산소전달 능력을 연구하여 1.5 kg O₂/m³·hr 로서 월등한 능력을 가지고 있다고 발표하였다.

그러나, 深層曝氣裝置가 生物學的 廢水處理를 위한 反應槽로 利用될 경우, 微生物이 높은 水壓의 영향을 받게 되므로 深層曝氣裝置를 生物學的 反應槽로 利用하는 데는 문제점이 있다.

따라서, 生物學的 流動層에 있어서 매디아에 부착된 微生物은 地上的 流動層 反應槽에 잔류하도록 하고 深層曝氣裝置를 酸素供給을 위한

間接曝氣槽로 活用하면, 壓力변화가 微生物에 미치는 영향을 배제시킬 수 있을 뿐 아니라 작은 動力으로 높은 酸素수율을 기대할 수 있다.

· 實驗裝置 및 方法

3-1. 生物學的 流動層과 深層曝氣裝置

本 實驗을 위하여 生物學的 流動層 反應槽는 높이 180 cm, 內徑 8.0 cm 인 원통형 아크릴로 제작하였으며 매디아는 직경 0.4~0.6 mm 인 모래를 사용하였고 深層曝氣裝置로부터 高濃度의 용존산소를 함유한 순환수가 공급되도록 순환펌프를 이용하여 深層曝氣裝置의 上向管 水深 25 m 지점에서 순환수 일부를引出, 流動層 反應槽 下部로 분사하였다.

深層曝氣裝置는 內徑 50 mm 의 PVC 로 제작하였으며 길이 32 m, 총 배관길이 64 m 인 U자형이다(그림 1 참조).

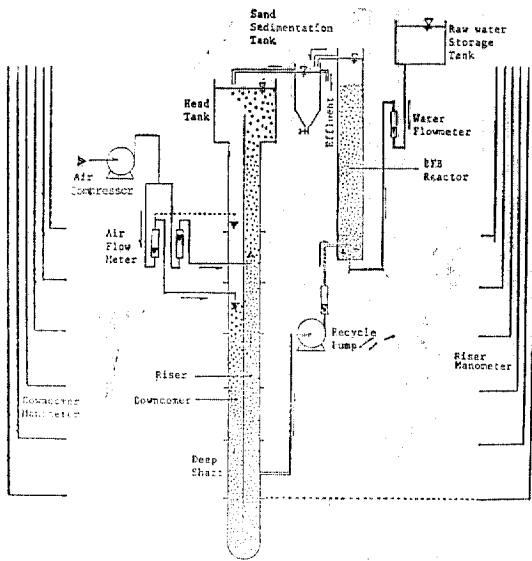


그림 1. Schematic diagram of Deep Shaft system

深層曝氣裝置에서의 주입 공기량은 압축공기를 유량계로 조정하여 上向管 10 m 지점에서 16, 24, 32 l/min 와 下向管 5 m 또는 10 m 지점에서 1, 2, 3, 4 l/min 으로 변화시켰다.

각 공기량별 深層曝氣裝置의 기포체류량은 上向管과 下向管에 설치된 총 12 개의 액주체를 이용하여 액주체에 나타나는 수두차를 측정하여

추정하였고 순환 및 분산수 등의 측정을 위해 追跡物質(tracer)은 2M-KCl 용액 12 ml 를 水深 5, 10, 15, 20, 25, 30 m 지점에서 주입하였으며 기록계가 부착된 전도도계(DKK AO-6, 日本)를 이용하여 측정하였다. 이 때 전도도계의 端子(sensor)는 상향관 상부에 고정 설치하였다.

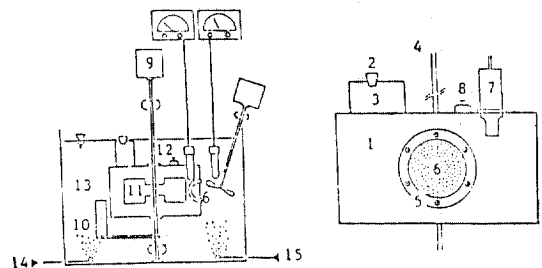
또한, 深層曝氣裝置의 위치별 용존산소 농도는 용존산소계(YSI Model 56, U.S.A.)를 이용하여 측정하였다.

基質除去 실험을 위한 合成下水의 조성은 表 1 과 같다.

表 1. Composition of synthetic wastewater

Composition	Concentration(g/l)
Glucose	14.4
NH ₄ Cl	4.92
KH ₂ PO ₄	1.36
NaH ₂ PO ₄ ·H ₂ O	0.83
MgCl ₂ ·6H ₂ O	0.81
(NH ₄) ₂ SO ₄	0.53
CaCl ₂	0.44

反應槽의 流入水 濃度は BOD 350~700 mg/l 이었으며 실험기간 중의 BVS(biomass volatile solids) 농도는 8.6~14.2 g/l, 水理學的 체류시간은 0.5~2.0 hr, F/M 比는 0.98~2.37 d⁻¹ 이었다.



1. Inner reactor
2. Serum cap
3. Sample reservoir housing
4. Brass rod
5. Gasket
6. Support filter & biofilm
7. DO Meter probe
8. Sampling valve
9. Bird stirrer
10. Outer mixer
11. Inner mixer
12. O-Rings and bearings
13. Outer reactor
14. Air and pure oxygen supplier
15. Nitrogen supplier

그림 2. Experimental apparatus for biofilm model

3-2. 生物膜 實驗裝置

生物學的 流動層 反應槽의 最適 DO 濃度를 檢토하기 위한 生物膜 實驗裝置는 그림 2 와 같다.

生物膜 부착을 위한 매디아로는 공극(pore size) 0.45 μ , 직경 47mm 인 여과지(HAMP C 4700 Milipore)를 사용하였으며 내부 反應槽 측면의 구멍에 고무 개스킷(gasket)을 이용하여 여과지가 효과적으로 밀착되도록 하였다.

또한, 외부용액 중의 용존산소 및 基質이 여과지만으로 확산될 수 있도록 내부 반응조를 밀폐시켰고, 內·外部 反應槽에는 각각 회전수 조절이 가능한 교반기를 설치하였다.

水質分析用 시료채취로 인한 오차를 줄이기 위하여 內部 反應槽 上部에 基質溶液 貯留공간을 두었으며 反應槽 溶液의 용존산소는 용존산소계로 측정하였다.

生物膜의 산소제한특성 실험을 위한 水溫과 pH는 각각 (20 \pm 1) $^{\circ}$ C 와 7 \pm 0.5 로 유지시키면서 內·外部 反應槽 교반기의 회전수를 40rpm, 外部 反應槽의 基質濃度를 90mg glucose/l 로 고정시키고 外部 反應槽의 DO 濃度를 2.0~18.0 mg/l 로 변화시키면서 各 條件別 內部 反應槽의 DO 濃度 및 glucose 濃度를 4 시간 간격으로 24

시간 동안 측정하였다.

4. 實驗結果 및 考察

4-1. 深層曝氣裝置

(1) 흐름특성

深層曝氣裝置에 있어서 曝氣液의 순환방식은 上向管 및 下向管의 기포체류량에 기인한 밀도차를 이용한 方式으로 水深別 공급공기량에 따른 기포체류량을 측정 한 結果는 表 2 와 같다.

表 2 에 의하면 순환을 가능하게 하는 최소 기포체류량비는 약 2.0 으로 나타났다(表 2 의 R/D 값 참조).

Redhed⁽²⁴⁾에 따르면, 管徑 380 mm 인 深層曝氣裝置에서 下向管 공기주입만으로 순환이 가능하였는데 그 때의 순환유속은 1 m/sec 이었다.

그러나, 管徑이 작으면 마찰손실 수두가 증대되어 下向管 공기주입만으로는 순환이 불가능하다.

表 2 의 結果를 보면 下向管 공기량을 일정하게 하고 上向管 공기량을 증대시키면 下向管의 기포체류량은 감소하고 上向管 기포체류량은 증가됨을 알 수 있다.

이는 上向管의 기포체류량이 증가하면 두 管

表 2. Gas hold-up due to air flow rate on the Deep Shaft

(Riser aeration depth : 10 m)

Air flow rate(l/min)		Gas hold-up(cm)				Gas hold-up	
Downcomer	Riser	Downcomer		Riser		(R/D)	
1	16	60*	49**	116*	103**	1.93*	2.10**
	24	52	45	120	111	2.31	2.47
	32	45	40	135	120	3.0	3.0
2	16	—	75	—	152	—	2.04
	24	79	64	156	134	1.97	2.09
	32	65	56	148	123	2.28	2.36
3	16	—	—	—	—	—	—
	24	—	104	—	210	—	2.02
	32	95	86	190	196	2.01	2.16
4	16	—	—	—	—	—	—
	24	—	—	—	—	—	—
	32	—	126	—	263	—	2.09

* Downcomer aeration depth : 5 m

** Downcomer aeration depth : 10 m

表 3. Circulation time and velocity due to air flow

Downcomer		Air flow rate(Riser) l/min					
AD (m)	AFR (l/min)	16		24		32	
		CT	CV	CT	CV	CT	CV
5	1	123	0.52	109	0.59	55	0.67
	2	—	—	128	0.50	112	0.57
	3	—	—	—	—	126	0.51
10	1	115	0.56	103	0.62	92	0.70
	2	125	0.51	114	0.56	101	0.63
	3	—	—	127	0.52	113	0.57
	4	—	—	—	—	124	0.52

AD : Aeration depth CT : Circulation time(sec)
 AFR : Air flow rate CV : Circulation velocity(m/sec)

사이의 액체 密度差가 증가하여 순환유속이 커지기 때문이다. 이러한 結果는 表 3의 공기량 별 순환속도에서도 잘 나타나고 있다.

下向管의 공기주입 水深이 5 m, 10 m 인 경우 각각의 순환유속은 0.50~0.67 m/sec 와 0.51~0.70 m/sec 로서 水深이 깊어짐에 따라 작은 비율로 순환유속이 증가하나, 순환유속이 0.5 m/sec 이하에서는 순환이 정지됨을 알 수 있었다.

Huang^(27,28)의 연구에 의하면, U자형 深層曝氣裝置의 경우 下向管에서 기포가 역류하지 않고 순환이 이루어지기 위하여는 순환유속이 0.5 m/sec 이상이어야 한다고 보고하고 있어 본 연구결과가 이에 잘 일치함을 보이고 있다.

또, 水深 5 m에서의 下向空氣量 2 l/min, 上向空氣量 16 l/min 일 때에는 순환이 잘 이루어지지 않는 반면, 水深 10 m에서의 下向空氣量 注入을 같은 조건으로 할 경우에는 0.51 m/sec의 순환유속을 갖는다.

下向空氣量 3 l/min, 上向空氣量 24 l/min 조건 및 下向空氣量 4 l/min, 上向空氣量 32 l/min 조건인 경우도 같은 結果를 보이고 있다.

즉, 일정한 下向管 空氣量下에서 순환이 이루어지지 않을 경우 순환추진력을 주기 위하여 下向管 공기주입 위치를 낮추어 주는 方法이 사용될 수 있으나, 이 方法을 사용하면 순환유속은 증가하지만 氣·液 접촉시간의 감소와 공기주입을 위한 動力의 증가를 가져오기 때문에 效果적인 方法은 아니다.

表 4. Mixing time due to air flow rate on the Deep Shaft

downcomer		Air flow rate(Riser) l/min		
Aeration depth	Air flow rate	16	24	32
5	1	43.0	39.6	33.6
	2	—	32.8	32.3
	3	—	—	30.5
10	1	45.8	40.4	34.6
	2	41.9	36.9	33.1
	3	—	34.2	31.0
	4	—	—	29.8

응답곡선(response curve)의 형태가 거의 직선이 되는 시간을 혼합시간이라고 하는데, 침출포기장치의 혼합이 충분히 이루어져서 액상에서의 추적물질의 농도가 거의 균일해지는 시간이 다.

表 4에서 下向空氣量 및 空氣注入 위치가 曝氣液의 혼합시간에 미치는 영향을 살펴보면, 동일한 下向空氣量下에서 水深 5 m를 10 m로 깊게 할 경우 混合時間은 약간 지체되며 각 水深別로 下向空氣量을 증가시키면 混合時間은 단축된다. 이때 水深을 2배 증가시킨 경우의 혼합시간 지체율 2~3%와 下向空氣量을 2배 증가시킨 경우의 혼합시간 단축율 4~13%를 서로 비교해 보면 下向空氣量이 深層曝氣裝置의 混合時間에 더 큰 영향인자로 작용함을 알 수 있다.

Levenspiel⁽³¹⁾은 液體의 흐름형태를 플러그流

와 完全混合流로 구분하기 위하여 分散數(dispersion number)를 이용하고 있는 바, 本研究에서도 管内의 흐름형태를 객관적으로 평가할 수 있도록 空氣量과 分散數와의 관계를 검토하였는데 이 경우 分散數는 다음 式을 이용하여 求할 수 있다.

$$\sigma^2 = \frac{2}{P_e} - \frac{2}{P_e^2} (1 - e^{-P_e}) \quad \dots(1)$$

$$P_e = UL/D \quad \dots(2)$$

여기서, σ^2 은 normalized variance, D 는 分散係數(cm^2/sec), U 는 流速(cm/sec), L 는 管 길이(cm), P_e 는 pecllet number 이다.

表 5는 深層曝氣裝置의 空氣量變化에 따른 分散數(D/UL)를 求한 結果이다.

表 5. Dispersion number due to air flow rate on the Deep Shaft.

(Riser aeration depth : 10 m)

Air flow rate (1/min)		Dispersion number ($\times 10^{-4}$)			
Down-comer	Riser	Downcomer		Riser	
1	16	0.98*	1.02**	6.58*	6.71**
	24	1.05	1.08	8.17	8.5
	32	1.15	1.20	9.59	9.34
2	16	1.25	1.30	7.95	8.01
	24	1.31	1.35	8.72	8.82
	32	—	1.39	—	9.01
3	16	—	—	—	—
	24	—	1.45	—	9.07
	32	1.52	1.63	9.64	9.30
4	16	—	—	—	—
	24	—	—	—	—
	32	—	1.65	—	9.78

* Downcomer aeration depth : 5 m

** Downcomer aeration depth : 10 m

表 5에서와 같이 下向空氣 주입위치가 水深 5 m 지점인 경우, 下向管内의 分散數는 $(0.98 \sim 1.52) \times 10^{-4}$, 上向管内의 分散數는 $(6.58 \sim 9.64) \times 10^{-4}$ 이었으며 水深 10 m 지점에서 下向空氣를 주입한 경우에는 下向管 및 上向管内의 分散數는 각각 $(1.02 \sim 1.65) \times 10^{-4}$, $(6.71 \sim 9.78) \times 10^{-4}$ 로 나타났다.

즉, 본 장치로 실험한 범위내에서는 分散數를

기준하였을 때 실험대상 흐름이 거의 플러그流로 평가될 수 있다.

上向流의 分散數가 下向流보다 큰 값으로 나타난 이유는 강제순환을 위하여 上向管에 空氣를 계속 공급해 주었기 때문이다.

(2) 酸素傳達 特性

일반적으로 酸素가 水中에 용해될 때 그 溶解度는 Henry의 법칙에 따르며⁽³²⁾ 다음 式으로 표현된다.

$$C_{eq} = \alpha \cdot P_{O_2} \quad \dots(3)$$

여기서, C_{eq} 는 酸素의 平衡농도(mg/l), α 는 Henry 상수($\text{mg}/\text{l} \cdot \text{atm}$), P_{O_2} 는 酸素의 分壓이다.

한편, 本研究에 이용된 장치는 水深 32 m로서 이론상 $38.6 \text{ mg}/\text{l}$ (20°C)의 飽和 溶解酸素濃度를 기대할 수 있으나 연속적으로 曝氣液의 순환이 이루어지는 工程이므로 포화 용존산소 농도는 공기량 및 순환유속 등에 의해 영향을 받게 된다.

本實驗에서 수돗물을 이용한 實測 용존산소 농도는 下向空氣量 $4 \text{ l}/\text{min}$, 순환유속 $0.52 \text{ m}/\text{sec}$ 조건일 때 $20.7 \text{ mg}/\text{l}$ 까지 가능하였다.

그림 3은 본 장치에서 水深 5 m와 10 m의 下向空氣量 변화에 따른 管路길이별 용존산소

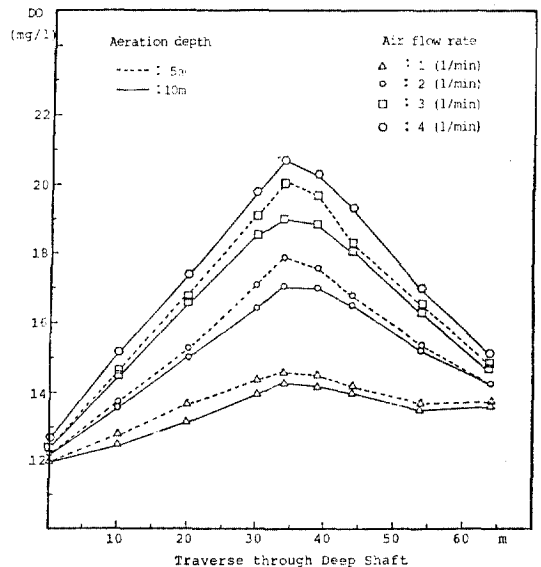


그림 3. DO concentrations through a 64 m path of the Deep Shaft

농도를 실험한 결과이다.

그림 3에서 점선으로 표시된 水深 5m의 下向空氣 注入地點에서 용존산소 농도는 동일공기 량에 대하여 水深 10m地點의 경우보다 0.3~1.0 mg/l 정도 높게 나타났다. 이는 氣·液간의 접촉면적과 접촉시간이 5m 管路에 상당하는 만큼 증대되었기 때문으로 생각한다.

또한 이론상 深層曝氣裝置에 있어서 용존산소 농도가 最大로 나타나는 地點은 最大水深인 管路길이의 1/2 地點이어야 하나, 曝氣液의 순환 유속 영향을 받기 때문에 본 실험에서는 曝氣液이 管路길이의 1/2 地點을 지나서 上向管 下部로부터 約 2~7m 區間內에서 最大 용존산소 농도가 실측되었다.

水中에서의 산소전달 속도는 다음 式으로 고쳐 쓸 수 있다.

$$dc/dt = K_{La}(C_s - C) \quad \dots(4)$$

여기서 K_{La} 는 총괄산소전달 계수(h^{-1})이고 C_s 는 포화용존산소 농도(mg/l)이다.

空氣流量 및 水深에 따른 深層曝氣裝置의 K_{La} 값 變化는 그림 4와 같다.

그림 4에 의하면 深層曝氣裝置의 K_{La} 값은 空氣량에 비례하며 水深이 깊은 地點일수록 높게 나타나고 있다. 이는 水深이 깊은 地點일수록 氣泡의 표면재생율(surface renewal rate)이

증가하고 空氣량이 많아지면 空氣의 비표면적이 증대되기 때문이다.

또, 下向管과 上向管의 同一 水深에서의 K_{La} 값을 서로 비교하면 上向管에서의 값이 下向管의 값보다 큰 경향을 보이고 있다. 이는 上向流에서의 分散數($D/\mu L$)값이 下向流에서보다 크기 때문에 K_L (liquid film coefficient)값이 증가되었기 때문이다.

본 실험장치는 生物學的 流動層에서 高濃度 有機性廢水 등을 처리할 때 제한이 되는 酸素를 공급시켜 주기 위한 曝氣裝置이므로 最大의 K_{La} 값이 나타나는 地點은 그림 4에서와 같이 下向管 下部로부터의 2~7m 地點이었기 때문에 이 위치를 泡氣液의 最適引出地點으로 선정하는 것이 타당하리라고 본다.

4-2. 生物膜의 酸素制限 特性

廢水處理의 目的은 廢水로부터 水中의 有機物을 제거하기 위함이다.

일반적으로 分散상태의 微生物을 이용한 活性 슬러지法 등의 廢水處理에서는 廢水속에 分散되어 있는 有機物 및 酸素가 微生物과 접촉하여 生物學的 活動에 이용되므로 微生物과 有機物 및 酸素간의 접촉기회가 클수록 有機物 除去效率는 증가된다.

반면, 生物膜法에 있어서는 有機物과 酸素가 生物膜內部로 확산될 경우에만 微生物의 物質代謝에 이들이 이용될 수 있다.

따라서, 生物膜法에서는 多量の 微生物이 존재한다 해도 生物膜 內部로 有機物 및 酸素의 원활한 확산이 선행되지 못할 경우 生物膜 표면에서만 物質代謝가 이루어지므로 生物에 의한 基質이용율이 감소되며 또한 生物膜 內部에 존재하는 微生物의 活性도도 저하된다.

基質(물질)이 外部용액(bulk solution)으로부터 境界層(stagnant liquid layer)을 지나 生物膜 內部로 확산되는 상태는 그림 5와 같고 生物膜으로 확산되는 물질의 flux는 Ficks⁽³⁰⁾의 확산식으로 표현된다.

$$J = -A \cdot D \partial s / \partial z \quad \dots(5)$$

여기서, J 는 거리 Z 에서의 基質 flux(mg/day)이고, A 는 flux가 일어나는 단면적(cm^2), D 는 확산계수(cm^2/day), $\partial s / \partial z$ 는 거리 Z 에

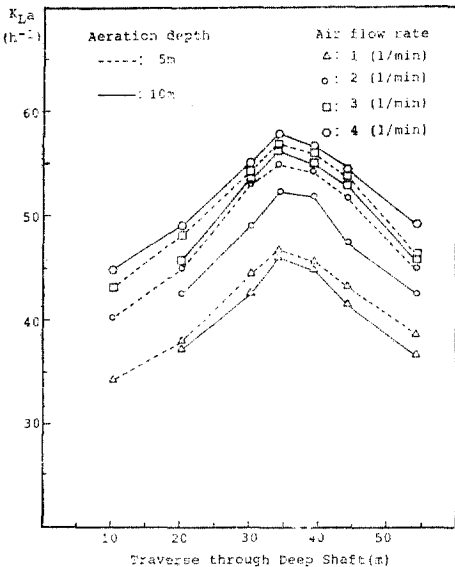


그림 4. K_{La} through a 64 m path of the Deep Shaft

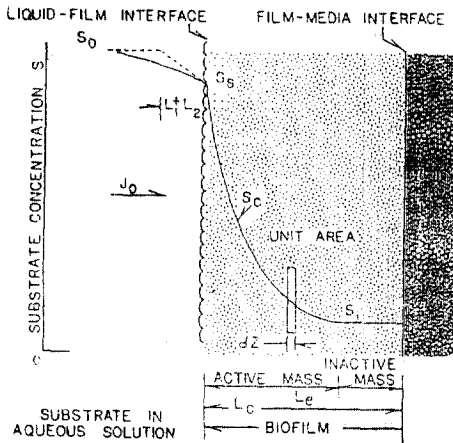


그림 5. Substrate profiles within biofilm

서의 濃度傾斜(mg/cm⁴)이다.

또한, 生物膜 内部로 확산된 基質은 微生物에 의해 이용되는데 이는 다음과 같이 Monod⁽³³⁾ 式으로 표현된다.

$$-ds/dt = K \cdot S_c \cdot X_c / (S_c + K_s) \quad (6)$$

여기서, $-ds/dt$ 는 生物膜 内部 어떤 地點에서의 基質소비율(mg/day/l)이고, K 는 基質最大利用率(mg/day/mg), X_c 는 微生物濃度(mg/l), K_s 는 Monod 상수(mg/l)이다.

본 연구에서는 生物膜의 活性과 酸素간의 관계를 검토하기 위하여 外部용액의 基質농도(S_{od})는 90 mg glucose/l로 고정하고 酸素농도(S_{oa})를 2.0, 5.0, 9.2, 18.0 mg/l까지 변화시키면서 24 시간 동안 4시간 간격으로 外部용액 [$S_{od}(t)$] 및 内部용액 [$S_{id}(t)$]의 glucose 농도를 측정하였다.

그 결과는 그림 6~9에 나타낸 바와 같다.

酸素가 제한인자로 작용할 때 基質은 生物膜을 통해서 확산된다. 즉, DO 濃度가 2.0~5.0 일 때는 시간이 경과함에 따라 生物膜을 통과한 基質이 内部 반응조에서 상당량 감지되는 것으로 보아 酸素가 물질확산 제한인자, 혹은 物質代謝 제한인자로서 작용함을 알 수 있다.

이러한 결과는 대부분 生物膜을 이용한 廢水處理場의 酸素농도 범위에서는 낮은 酸素농도로 인한 物質代謝 제한으로 生物膜 内部는 혐기성으로 존재하거나 活性度가 낮게 운전됨을 추정할 수 있다.

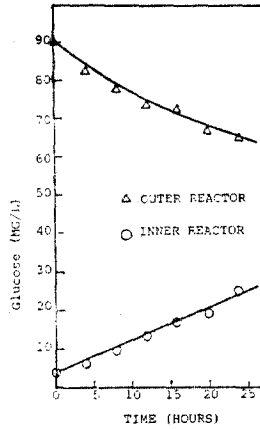


그림 6. Measured glucose (Sod, outer reactor and Sid, inner reactor) versus time. Soa=2.0mg O₂/l

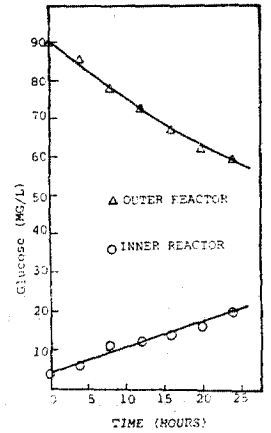


그림 7. Measured glucose (Sod, outer reactor and Sid, inner reactor) versus time. Soa=5.0mg O₂/l

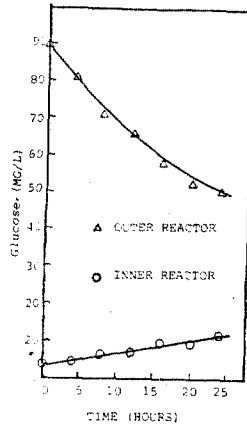


그림 8. Measured glucose (Sod, outer reactor and Sid, inner reactor) versus time. Soa=9.2mg O₂/l

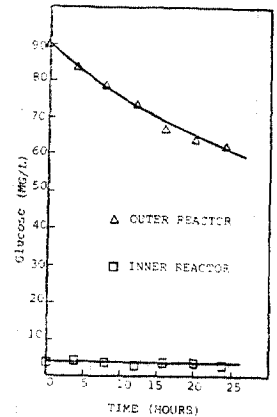


그림 9. Measured glucose (Sod, outer reactor and Sid, inner reactor) versus time. Soa=18.0mg O₂/l

이러한 증거로 Williamson과 McCarty⁽³⁴⁾는 撤水濾床과 RBC에서 TOC 10~100 mg/l, DO 濃度 5 mg/l 이하일 때 生物膜은 生物膜에서 酸素가 물질확산 및 物質代謝 제한인 경우와 生物膜에서 酸素는 물질확산 제한이고 基質은 物源代謝 제한인 경우로서 酸素제한임을 발표하였으며 Torpey⁽³⁵⁾ 등도 가정하수 처리를 위한 RBC에서 酸素제한을 관찰하였다.

表 6. Results of the treatment for the synthetic wastewater by BFB using the Deep Shaft system.

Run No.	Q [l/h]	HRT [h]	BOD _{in} [mg/l]	(BVS)* _{Av.} [g/l]	F/M [day ⁻¹]	(SBOD) _{Av.} [mg/l]	(EOD) _r ** _{Av.} [%]
1	3.75	0.5	350	7.4	0.57	20.3	94.2
2	3.75	0.5	700	8.6	0.98	51.8	92.6
3	7.5	1.0	700	10.3	1.63	68.2	90.3
4	7.5	1.0	350	8.4	1.0	24.5	93.0
5	15.0	2.0	350	10.5	1.60	33.6	90.4
6	15.0	2.0	700	14.2	2.37	84	88.0

* (BVS)_{Av.} : Average biomass volatile solid concentration

** EOD_r : EOD removal

4-3. 深層曝氣裝置를 適用한 生物學的 流動層

酸素傳達特性 실험결과에 따르면 深層曝氣裝置로부터 용존산소 농도 20.7 mg/l 인 순환曝氣液을引出할 수 있다.

그러나, 실제 本 實驗에서는 深層曝氣裝置로부터 生物學的 流動層에 流入되는 地點의 용존산소 농도를 측정해본 결과 11.5~15.2 mg/l 범위로 나타났다.

이를 深層曝氣裝置의 引出地點에서 측정된 용존산소 농도 14.2~20.7 mg/l와 비교하면 本 生物學的 流動層과 深層曝氣裝置로 연결된 시스템에서의 용존산소 공급효율은 約 56~81 %로서 流動層 反應槽에서 필요한 酸素量은 주로 순환曝氣液의 引出率로 조종해야 됨을 알 수 있다.

本 深層曝氣裝置가 生物學的 流動層의 酸素공급 시스템으로 어느 정도 기여할 수 있는지를 검증하기 위하여 비교적 高濃度인 BOD 350~700 mg/l의 合成下水에 대하여 本 深層曝氣裝置를 이용한 生物學的 流動曝 시스템으로 處理실험한 결과는 表 6과 같다.

表 6에 의하면 流入 BOD 350mg/l인 合成下水를 F/M比 0.57, 1.0, 1.60 day⁻¹로 處理하였을 때 各各의 평균 BOD 제거율 94.2%, 93%, 90.4%로서 一般 活性슬러지法으로는 處理하기 어려운 負荷범위에서도 90 % 이상의 높은 除去率을 나타내었다.

또, 流入 BOD 700 mg/l인 경우에도 F/M比 0.5, 1.0, 2.0 day⁻¹일 때 各各의 평균 BOD 除去率은 92.6%, 90.3%, 88.0%로서 F/M比 2.0의 負荷조건을 제외하고 모두 90 % 이상이였다.

즉, 酸素공급율을 높인다면 F/M比 1.6 day⁻¹

이상의 有機物 負荷조건에서도 좋은 除去率을 기대할 수 있다고 판단된다.

5. 結 論

生物學的 流動層에 있어서 酸素傳達시스템을 개발하기 위하여 水深 32 m인 U자형 深層曝氣裝置에 대한 管內의 흐름특성 및 酸素傳達특성과 生物學的 流動層內에서의 生物膜특성 및 酸素이용 관계를 研究하여 얻은 結果는 다음과 같다.

1) 深層曝氣裝置에서의 液體순환을 위한 추진력은 주로 下向管 空氣注入 위치와 下向空氣量의 영향을 받게 된다.

2) 深層曝氣裝置에 있어서 分散數는 10⁻³~10⁻⁴ 범위를 나타내므로 流體의 흐름이 거의 플러그流임을 알 수 있었다.

3) 深層曝氣裝置에 있어서 管內 순환流速을 0.52 m/sec로 유지시킬 때 最大 용존산소 농도와 K_{La} 값은 上向管 水深 25~30 m 地點에서 各各 20.7 mg/l, 57 h⁻¹로 나타났다.

4) 生物學的 流動層에서의 용존산소 농도가 9.2 mg/l 이상인 경우 生物膜 內部的 물질확산 및 物質代謝의 제한인자는 基質임을 확인하였다.

5) 深層曝氣裝置로부터 生物學的 流動層에 이용될 용존산소 공급효율은 56~81 %로 계산되었다.

6) 深層曝氣裝置를 이용한 生物學的 流動層은 높은 有機物 負荷量에서도 효율적인 處理가 가능하였다.

감사의 글

本 研究은 1986年度 과학재단의 연구비에 의하여 수

행되었으며, 본 지면을 통하여 과학재단의 연구비 지원에 감사를 표한다.

參 考 文 獻

1. Metcalf & Eddy, *Wastewater Engineering Treatment Disposal/Reuse*, McGraw Hill Book Co., 1979.
2. Shieh, W.K., Sutton, P.M., and Kos, P., Predicting Reactor Biomass Concentration in a Fluidisedbed System, *Journal WPCF*, Vol. 53, No. 9, 1981.
3. Mulcahy, L.T., *Mathematical Model of the Fluidised Bed Biofilm Reactor*, Univ. of Massachusetts, June, 1978.
4. Jerris, J.S., Owens, R.W., and Hickey, R., Biological Fluidised-bed Treatment for BOD and Nitrogen Removal, *Journal WPCF*, May, 1977.
5. Cooper, P.F., Editor's Preface, *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*, WRC, 1981.
6. Jerris, J.S., *Secondary Treatment of Municipal Wastewater with Fluidised-bed Technology, Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*, WRC, 1981.
7. 김환기, 이영동, BFB에 의한 분뇨처리의 연구, 대한토목학회논문집, 제 3 권, 제 2 호, 6, 1983.
8. 정우철, 김환기, 이복렬, 생물학적 유동층을 이용한 주정폐수 처리에 관한 연구, 한국화학공학회지, 제 23 권, 제 6 호, 1985.
9. 김환기, 권문선, 생물학적 유동층을 이용한 정화조 유출수의 암모니아성 질소제거에 관한 연구, 대한토목학회논문집, 제 6 권, 제 2 호, 1986.
10. 정우철, 김환기, 이복렬, 생물학적 유동층을 이용한 합성폐수 질산화 반응, 한국화학공학회지, 제 24 권, 제 5 호, 1986.
11. Kim, H.G., and Lee, Y.D., Nightsoil Treatment by Biological Fluidised Beds, *Water Sci. Technol.*(G.B.), 18, 199, 1986.
12. 김환기, 이영동, 유동성 매디아가 수중산소전달에 미치는 영향, 대한환경공학회지, 제 5 권, 제 2 호, 1983.
13. 정우철, 김환기, 이복렬, BFB의 유동론적 해석에 관한 고찰, 대한환경공학회지, 제 5 권, 제 2 호, 1983.
14. Knudson, M.K., Williamson, K.J., and Nelson, P.O., Influence of Dissolved Oxygen on Substrate Utilization Kinetics of Activated Sludge, *Journal WPCF*, Vol. 54, No. 1, Jan., 1982.
15. Collins, O.C., and Elder, M.D., Experience in Operating the Deep-Shaft Activated Sludge Process, *Wat. Pollut. Control*, p.272~285, 1980.
16. 井出哲夫, 水處理工學—理論と應用, 技報堂, 1980.
17. Gauntlett, R.B., Removal of Ammonia and Nitrate in the Treatment of Potable Water, *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*, WRC 1981.
18. Nutt, S.G., Stephenson, J.P., and Pries, J.H., Steady and Nonsteady-State Performance of the Aerobic(Oxygenic) Biological Fluidised Bed, *Biological Fluidised Treatment of Water and Wastewater*, WRC, 1981.
19. Oppelt, E.T., and Smith, J.M., United States Environmental Protection Agency Research and Current Thinking on Fluidised-bed Biological Treatment, *Biological Fluidised Treatment of Water and Wastewater*, WRC, 1981.
20. Walker, I., and Austin, E.P., The Use of Plastic Porous Biomass Supports in a Pseudo-fluidised Bed for Effluent Treatment, *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*, WRC, 1981.
21. Boltom, D.H., and Bouchard, J.P., The Application of the ICI Deep Shaft Process to Industrial Effluents, *31th Industrial Waste Conference*, Purdue University, Lafayette, p.344~351, 1976.
22. Hemming, M.L., General Biologiccal Aspects of Wastewater Treatment Including the Deep-Shaft Process, *Wat. Pollut. Control*, p.312~325, 1976.
23. Robinson, M.S., A Pilot-Plant Evaluation of a Deep Shaft Linked to Conventional Aeration Without Inter-Stage Settlement to Give a Fully-Nitrified Effluent, *Wat. Pollut. Control*, p.58~70, 1984.
24. Redhead, D.L., Use of the Deep-Shaft Process in Uprating and Extending Existing Sewage Treatment Works, *Wat. Pollut. Control*, p.70~85, 1980.
25. Hemming, M.L., Deep Shaft-Latest Position,

- Wat. Pollut. Control*, p.441~451, 1977.
26. Rolf Eliassen, *Wastewater Engineering Treatment Disposal*, Second Edition by Metcalf & Eddy, Inc.
 27. Huang, J.C., and McCann, C.E., Effects of Oxygen Availability on the Rotating Biological Contactors, *Civil Engineering Research Report*, University of Missouri-Rolla, 1982.
 28. Huang, J.C., and Bates, V.T., Comparative Performance of Rotating Biological Contactors Using Air and Pure Oxygen, *Journal WPCF*, 52, 2686, 1980.
 29. Owen, D.T., and Williamson, K.J., Oxygen Limitation in Heterotrophic Biofilm, *Proc. 31st Purdue Ind. Waste Conf.*, Purdue University, 1976.
 30. Maier, W.K., Behn, V.C., and Gates, D.D., Stimulation of the Trickling Filter Process, *Jour. of SED, ASCE*, 93, SAS, 91, 1967.
 31. Levenspiel, O., *Chemical Reactor Engineering*. 2nd, Wiley, N.Y., 1972.
 32. Sawyer; McCarty; *Chemistry for Environmental Engineering* 3rd.
 33. Williamson, K.J., and McCarty, P.L., Verification Studies of the Biofilm Model for Bacterial Substrate Utilization, *Journal WPCF*, 48, 1976.
 34. Williamson, K.L., and McCarty, P.L., A Model of Substrate Utilization by Bacterial Films, *Journal WPCF*, 48, 9, 1976.
 35. Torpey, W.H., Heukelekian, A.J., and Epstein, L., Effects of Exposing Slimes on Rotating Discs to Atmosphere Enriched with Oxygen, *6th International Conference on Advances in Water Pollution Research*, p.405, 1973.

(接受: 1987. 9. 1)