

## 호기성 고정생물막 반응기에서 기초 설계인자와 유출수의 성상

박 태 주 · 송 승 구  
부산대학교 공과대학 환경공학과  
\*부산대학교 공과대학 화학공학과

### The Basic Design Parameters and Effluent Characteristics for Aerobic Fixed Biofilm Reactor

Tae Joo Park and Seung Koo Song

Dept. of Environmental Engineering, Pusan National University

\*Dept. of Chemical Engineering, Pusan National University

#### ABSTRACT

A number of experiments to treat wastewater of a dye plant were conducted to investigate the basic design parameters and effluent characteristics for aerobic fixed biofilm reactor upon the variation of organic loading rate. The media used for this study were SARAN 4000 D with specific surface area  $153\text{m}^2/\text{m}^3$ , and 1000 D with specific surface area  $307\text{m}^2/\text{m}^3$ . The influent COD concentration ranged from 1250 to 4080 mg/L.

Substrate removal and variation of biomass concentration were observed. At the beginning, the effluent quality was poor but improved as the time passed. However the effluent quality became seriously deteriorated when the media clogged. At influent COD of 1250mg/L, the effluent COD varied little, even if the organic loading rate increased from 0.63 to 2.5kg COD/ $\text{m}^3$ /day. It was also noted that the design parameters for activated sludge process could be applied to an aerobic fixed biofilm process under the experimental conditions.

#### 서 론

폐수로부터 유기물을 분리·제거하기 위해서 지금까지 주로 사용된 방법은 표준활성슬러지법이며 처리기능을 보다 강화하기 위하여 여러가지 변법이 개발되어 왔으나 큰 변화는 나타나지 않았다. 그 이유는 유기물제거가 일어나는 공정인 폭기조내에서의 미생물농도가 제한되어 있기 때문이다. 즉 폐수중에 함유된 유기물이 폭기조내의 미생물에 의해 새로운 미생물과 에너지로 전환하여 제거되므로, 폭기조내의 미생물 농도가 증가하면 유기물 제어율도 증가되

어 폭기조의 크기를 감소시킬 수 있으나, 폭기조의 산소공급에 제한이 있어 활성슬러지법에서는 폭기조의 미생물의 농도를 대체로 5g/l 이하로 제한하고 있다(1~2).

Media를 이용한 고정생물막 공법은 이러한 활성슬러지공법 및 변형공법에 비해서 유지관리가 용이하고, 에너지소비가 낮아 하수나 유기성 폐수처리 공법으로 주목되고 있다. 생물막 고정상 반응기 공법 처리시에는 활성슬러지공법과는 달리 슬러지를 반송시킬 필요가 없으므로, 섬유상 미생물이 발생되더라도 media에 부착되므로 슬러지 팽화현상이 없

을 뿐만 아니라, SRT(Solid Retention Time, 슬러지 체류시간)가 길어서 슬러지 생산량이 작아지는 장점이 있다. 또한 반응기내 미생물의 농도를 8-40g/1로 높게 유지하면서도 최종침전지가 필요없게 되어 처리시설의 규모를 현저히 감소시킬 수가 있고, 따라서 건설비 및 운영비가 타공법에 비해 적게 소요된다. 한편 고정생물막 공법은 media에 부착되는 미생물량이 많고 생물상이 다양하여 생분해속도가 낮은 기질제거에 유효하며, 수온의 변화와 부하변동에 강하다(3~5). 그러나 유입폐수의 농도가 크면 media가 쉽게 폐쇄되는 단점이 있으며, 보다 많은 미생물을 고정시키기 위해서는 비표면적(Specific Surface Area)을 크게 하여야만 하지만, 비표면적이 클수록 media의 공극률이 작아져서 미생물의 성장에 따라 공극이 빨리 폐쇄되므로, 운전조작 및 처리효율면에서 문제가 발생된다. 또한 media에 과도하게 부착된 미생물을 제거시키는 세척조작에 대한 방법이 충분히 확립되어 있지 않은 것도 문제점으로 되어 있다(6).

염료중간체 합성공정에서 배출되는 고농도 유기성 폐수는 대부분 전처리로 응집침전한 후 상등수를 10배 이상 희석 후 재래식 활성슬러지 공법으로 처리하거나 활성탄 흡착처리를 하고 있다. 그러나 희석 처리의 경우는 처리장 부지, 건설비, 희석수량 및 유지관리비가 크고, 활성탄 흡착처리는 추천할 만한 공법이나, 활성탄 사용에 따른 비용을 고려하여야 한다. 본 연구에서는 이러한 문제점에 착안하여 이들 폐수를 경제적이고 효율적으로 처리하기 위한 공법개발에 목적을 두고, 저희석 및 고유기물 부하조건에서의 처리가능성을 검토하고자 하였다. 이러한 연구목적을 수행하기 위해 최근까지 본 연구자들은 염료공장에서 배출되고 있는 고농도 톨루엔 유도체 함유폐수의 성장과 각 희석률에 따른 활성슬러지공법, 고정생물막공법 및 유동층생물막공법처리도 실험연구를 수행하여 그 결과를 발표한 바 있다(7~9).

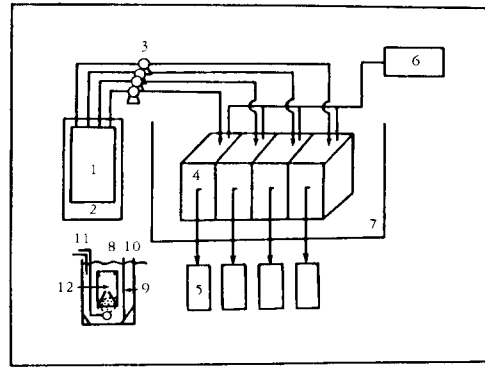
본 연구자들이 이미 발표한 연구에서는 활성슬러지 및 고정생물막 처리도 실험을 통하여 각 유기물 부하에 따른 COD 및 BOD제거효율, 반응기내 미생물 생산량, 실측미생물량과 모델식에 의한 예측 미생물량과의 비교, 부착미생물의 농도 및 두께, 반응기내 부착미생물의 부착양태 등을 고찰하였는 바, 본 연구에서는 기수행된 연구결과를 토대로 하여 고정생물막 반응기를 속도론적 관점에서 고찰하였으며, 완전혼합활성슬러지 공법의 모델을 고정생물막

반응기에 적용시켜, 실제처리장 설계시 적용가능성을 검토하고자 한다.

## 재료 및 방법

### 1. 장치

실험장치는 Fig. 1과 같으며, 각 반응조는 안쪽 길이가 가로, 세로 각 13cm, 높이가 20cm이며 항온수조를 사용하여 반응조의 온도를  $22 \pm 1^\circ\text{C}$ 로 유지시켰다.



- |                                |                  |
|--------------------------------|------------------|
| 1. Raw wastewater storage tank | 7. Thermostat    |
| 2. Refrigerator                | 8. Aeration zone |
| 3. Micro tube pump             | 9. Settling zone |
| 4. Bioreactor                  | 10. Baffle       |
| 5. Effluent storage tank       | 11. Diffuser     |
| 6. Blower                      | 12. Media        |

Fig. 1. Schematic diagram of the experimental apparatus of a continuous Fixed-biofilm reactor.

본 실험에서 사용한 media는 mat형 media로써, SARAN 4000D와 1000D(日本關根産業제품)의 두 종류이며, 각각의 비표면적은  $152.87\text{m}^2/\text{m}^3$ ,  $307.33\text{m}^2/\text{m}^3$ 이었다. Media의 특성은 Table 1에 나타나 있다.

각 반응조에 일정량의 폐수를 유입시키기 위해 정량주입펌프(LKB, multiperplex)를 사용하였으며 공기공급과 폐수의 혼합을 위하여 10W용량의 blower가 연결된 diffuser를 각 반응조 하부에 설치하였다. 반응조내 DO는 휴대용 DO meter를 사용하여 매일

Table 1. Characteristics of SARAN media

Media tyre	Media size	No. of packed media	Specific surface area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Specific weight (kg/m <sup>3</sup> )	Media surface area (m <sup>2</sup> )	Porosity (%)
4000D	20 * 130 * 180	4EA	152.87	37.52	0.386	95.59
1000D	20 * 130 * 180	4EA	307.33	37.52	0.576	95.59

측정하였으며, 운전기간동안 거의 3-8mg/L로 유지 되도록 하였다.

2. 운전

실험폐수는 울산 D염료공업체에서 배출되는 폐수로 평균적으로 Table 2와 같은 성상을 나타내었다.

Table 2. TSA Processing wastewater characteristics of a dye-plant

Items	TSA wastewater
BOD, mg/L	2,550
COD <sub>Cr</sub> , mg/L	9,120
COD <sub>Mn</sub> , mg/L	4,950
TSS, mg/L	370
PO <sub>4</sub> -P, mg/L	0.87
NH <sub>4</sub> -N, mg/L	0.08
pH	1.37

각 반응조에 유입되는 폐수는 pH를 7.0으로 조정하고 영양분으로 NH<sub>2</sub>CONH<sub>2</sub>와 Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>를 시료폐수 1l당 1g씩 주입한 후 HRT, 부하율 등을 고려하여 수돗수로 200%, 300%, 600%로 희석하여 사용하였으며, 각 희석 경우의 평균 농도는 COD로써 1250, 2765, 4080mg/L정도였다.

HRT를 0.5-3일, 유기물 부하는 0.625-5.53Kg COD/m<sup>3</sup>·day로 운전하였으며, 2개 반응조로 구분하여 비표면적이 152.87m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>인 media와 307.33m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>인 media를 반응조 유효용적의 40%로 채워 고정시켰다.

운전에 사용한 미생물은 본 실험폐수와 유사한 기존활성슬러지 처리시설에서 채취하였으며, 실험에 사용하기 전에 따로 media를 채운 반응조에 넣은 다음 희석시킨 실험폐수로 약 3개월간 순화시킨 뒤 사용하였다.

각 부하율 및 비표면적에 따른 처리정도를 구하기 위해 유출수의 TCOD, SCOD, TSS, VSS를 2-3일 간격으로 측정하였고, TBOD와 SBOD는 2-7일 간격으로 측정하였다.

3. 유기물 분해속도

완전 혼합 활성슬러지에 있어서의 유기물 분해속도는 정상상태에서 다음과 같이 나타내어진다(10).

$$F = \frac{F_i}{K_m \cdot t + 1} \tag{1}$$

생물막 공법은 media에 미생물이 부착성장하기 때문에 비정상상태이므로 운전기일이 경과함에 따라 미생물의 부피가 증대되어, 상대적으로 수리학적 체류시간은 유효수리학적 체류시간(t\*)으로 나타내어야 하므로, 식(1)은 다음과 같이 된다.

$$K_m = \frac{F_i - F}{F \cdot t^*} \tag{2}$$

4. 동력학적 계수산출

생물막 반응조에 유입되는 기질은 media에 부착된 미생물과 media에서 탈리된 부유 미생물에 의해 분해 제거된다. Cho등(11)은 호기성 고정생물막 공법에 완전혼합 활성슬러지 공법의 반응속도론을 그대로 적용할 수 있음을 보였고, Lim등(12)도 호기 및 혐기성 생물막 공법에 대한 반응이론을 활성슬러지 공법과 동일한 양상으로 취급하여 해석하였다. Fig. 2와 같은 고정생물막 반응조에서 기질 및 미생물에 대해 물질수지식을 나타내면 다음과 같다.

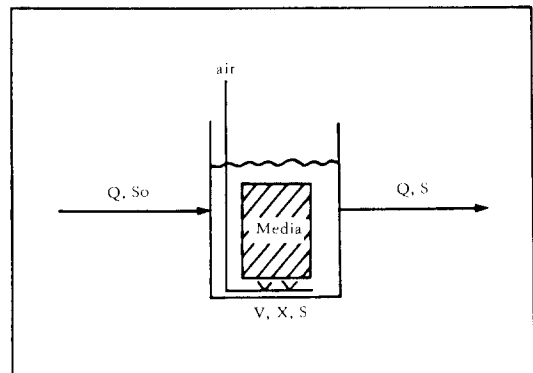


Fig. 2. A completely mixing aerobic fixed-film system.

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - QS - \frac{\mu_f}{Y_f} VX_f - \frac{\mu_s}{Y_s} VX_s \quad (3)$$

$$X_T = X_f + X_s \quad (3a)$$

반응조내 총 부유미생물과 부착미생물이 차지하는 비율을 감안하여 전체 세포생산계수(Y)와 Monod 식의 비증식계수(μ)를 적용하면 식(3)은 다음과 같이 표현된다.

$$V \frac{dS}{dt} = Q(S_0 - S) - \frac{\mu}{Y} VX_T \quad (4)$$

한편 생물막내에서 미생물의 물질대사에 의한 기질제거속도는 Monod식에 따르고, 미생물의 비성장속도는 Michaelis-Menten식으로 주어지므로 이 식을 대입하고 정리하면 식(5)가 얻어진다(9).

$$V \frac{dS}{dt} = Q(S_0 - S) - \frac{\mu_{max}}{Y} \frac{S}{K_s + S} VX_T \quad (5)$$

정상상태에서는 dS/dt=0이고, 최대기질제거속도 k = μ<sub>max</sub>/Y이므로 이를 식(5)에 대입하여 정리하면 식(6)과 같이 표현되고, 위 식에서 1/S과 [X<sub>T</sub> · θ / (S<sub>0</sub> - S)]의 관계로부터 고정생물막 공법에서 동력학적 계수 k와 K<sub>s</sub>를 구할 수 있다.

$$\frac{X_T \cdot \theta}{S_0 - S} = \frac{K_s}{k} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad (6)$$

한편 고정생물막 반응기내에서 미생물에 대한 물질수지식은 식(7)과 같고

$$V \frac{dX}{dt} = QX_0 + V \mu_f X_f + V \mu_s X_s - VK_d X_T - QX_e \quad (7)$$

유입수내의 미생물량 X<sub>0</sub>를 무시하고 반응조내 총 부유미생물과 부착 미생물이 차지하는 비율을 감안하여, 전체 세포생산계수(Y)와 세포의 비증식속도(μ)를 식(7)에 적용하여 정리하면 식(8)이 얻어진다.

$$\frac{1}{X_T} \cdot \frac{dX}{dt} = \mu - K_d - \frac{Q}{V} \cdot \frac{X_e}{X_T} \quad (8)$$

한편, (VX<sub>T</sub>/QX<sub>e</sub>) = θ<sub>c</sub>이고, 고정생물막공법은 운전기간동안 비정상상태에서의 운전이나, 유출수질이 일정한 기간을 정상상태로 가정하면, 정상상태에서는 dX<sub>T</sub>/dt=0이므로 식(8)은 식(9)와 같이 정리된다.

$$\mu = K_d + \frac{1}{\theta_c} \quad (9)$$

식(9)에 Michaelis-Menten식을 대입하고 정리하면 식(10)이 얻어지고,

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S} - K_d \quad (10)$$

정상상태에서 dS/dt=0이므로, 식(4)는 다음과 같이 정리된다.

$$\frac{Q}{V} (S_0 - S) = \frac{\mu}{Y} \cdot X_T \quad (11)$$

식(11)에 식(10)을 대입하여 정리하면 식(12)가 구해진다.

$$X_T = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta (1 + K_d \theta_c)} \quad (12)$$

식(12)를 정리하면 식(13)이 얻어지고,

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{S_0 - S}{X_T \cdot \theta} - K_d \quad (13)$$

식(13)에서 [(S<sub>0</sub> - S)/X · θ]와 1/θ<sub>c</sub>의 관계로부터 고정생물막 공법의 동력학 계수 Y 및 K<sub>d</sub>를 구할 수 있다.

5. 슬러지 생산량

슬러지 생산량은 SRT, Y(cell yield coefficient) 등의 함수로서 SRT가 길수록 적어진다. Y를 구하는 방법은 McKinney(13)에 의하면 식(14)으로 주어진다.

$$Y = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \quad (14)$$

여기서, K<sub>1</sub> = BOD<sub>ult</sub>/BOD<sub>5</sub>,

K<sub>2</sub> = 미생물의 산소당량의 역수

K<sub>3</sub> = S/TE

6. S/TE비 (Synthesis/Total Energy Ratio)

K<sub>3</sub>는 미생물에 공급된 먹이중 미생물의 세포질로 합성되는 부분을 의미하는데, S/TE비는 유기물질에 따라 다르며, 다음과 같이 정의된다(9).

$$K_3 = S/TE = 1 - E/TE \quad (15)$$

여기서, E/TE (Energy/Total Energy)는 미생물의 세포를 형성하는데 필요한 에너지로 사용되는 부분으로 batch 실험에서는 제거된 COD량 산소섭취량으로부터 계산할 수 있으나, 연속실험에서는 미생물의 COD와 COD제거량의 변화로부터 구할 수 있다.

$$\text{즉, } E/TE = \frac{TCOD_{inf} - TCOD_{eff}}{TCOD_{inf}} \quad (16)$$

원수에 생물학적으로 분해 가능한 물질이 있거나, 처리수에 bacteria의 polysaccharide층의 이탈에 의한 COD가 발생되는 경우에는 다음 식을 이용한다.

$$E/TE = \frac{TCOD_{inf} - K_1(TCOD_{eff})}{TCOD_{inf}} \quad (17)$$

결과 및 고찰

호기성 고정생물막 공법에 의한 실험폐수의 비표면적에 따른 반응조 운전결과는 Table 3에 나타내었다.

1. 유기물 제거속도

생물막 공법은 media에 미생물이 부착성장하기 때문에 운전기일이 경과함에 따라 미생물의 부피가 증대되어 상대적으로 수리학적 체류시간은 감소된다. 본 실험의 경우 운전이 완료되었을 때 media에 부착된 미생물의 부피가 반응조 유효용량에 차지하는 비율이 크므로 최종유효용량으로부터 구한 체류시간과 공칭체류시간의 평균값을 유효수리학적 체류시간( $t^*$ )로 하였다.

따라서 ( $t^*$ )에 기준한 유기물 제거속도상수  $K_m$ 을 식(2)를 사용하여 구하면 Fig. 3에 나타난 바와 같이 비표면적  $307m^2/m^3$ 에서  $K_m$ 은  $7.86/hr$ 이었고, 비표면적  $153m^2/m^3$ 에서는  $K_m$ 이  $1.48/hr$ 으로서, 실험범위에서의 평균  $K_m$ 은  $4.25/hr$ 로 구해졌다.

다른 연구결과를 보면 일반 활성슬러지법으로 처리한 우유폐수의  $K_m$ 은  $6.2/hr$ 이었고(11), 본 실험 폐수와 유사한 농도인 우유합성폐수를 고정생물막공법으로 처리시  $K_m$ 이 평균  $5.7/hr$ 이었으며(12), 반

고정층 활성슬러지법에서는 최고  $8.0/hr$ , 대표치가  $6.0/hr$ 이었다(13). 이들 연구결과에 비해 본 실험값

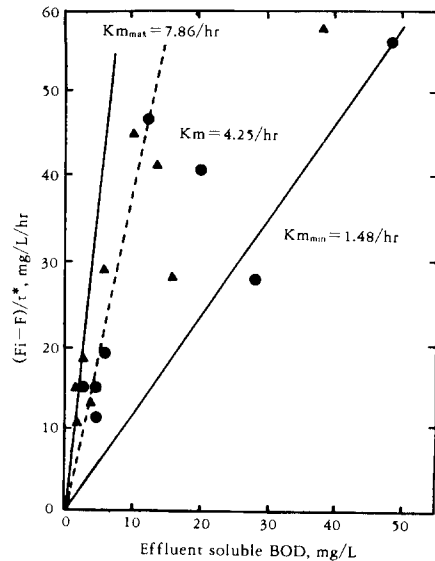


Fig. 3. Determination of  $K_m$  from an aerobic fixed-film reactor. (specific surface area: ●:  $153m^2/m^3$ , ▲:  $307m^2/m^3$ ).

Table 3. Summary of operating results in aerobic fixed film reactors

Number of reactor	HRT (day)	Organic loading rate (kgCOD/m <sup>3</sup> · day)	Influent, mg/L		Effluent, mg/L				AttachedSuspended biomass	
			TCOD	TBOD	TCOD	TBOD	SBOD	TSS	(g)	(g)
A-1	0.5	2.50	1250	490	383	24	12	38	21.42	0.324
2	1.5	0.83	1250	490	274	14	3	28	11.25	0.64
3	2.0	0.63	1250	490	219	11	3	25	8.76	0.21
B-1	0.5	2.50	1250	490	341	24	10	35	24.21	0.32
2	1.5	0.83	1250	490	288	10	3	25	11.05	0.44
3	2.0	0.63	1250	490	223	8	2	20	12.24	0.25
A-4	0.5	5.50	2765	869	1029	178	68	241	24.50	1.79
5	1.0	2.76	2765	869	912	45	21	78	21.60	1.38
6	3.0	0.92	2765	869	380	24	4	55	15.85	0.66
B-4	0.5	5.50	2765	869	1072	155	59	226	24.89	1.87
5	1.0	2.76	2765	869	735	37	14	77	25.31	0.75
6	3.0	0.92	2765	869	309	16	4	34	17.14	0.53
A-7	1.0	4.08	4080	1217	1476	254	48	477	21.72	1.43
8	2.0	2.04	4080	1217	1046	124	30	212	19.46	0.53
9	3.0	1.36	4080	1217	673	49	6	71	19.25	0.66
B-7	1.0	4.08	4080	1217	1522	211	38	344	23.10	1.03
8	2.0	2.04	4080	1217	688	96	16	135	24.71	0.61
9	3.0	1.36	4080	1217	506	31	3	59	21.16	0.38

이 다소 낮은 것은 체류시간이 길고 운전기일이 긴 데 기인하는 질산화반응으로 용해성 BOD를 정확히 측정하기 어렵기때문에 실질적인 Km값은 낮게 될 수도 있을 것이다.

2. Synthesis/Total energy (S/TE)비

Table 3의 자료와 K<sub>1</sub>값(본 실험의 경우 1.62) 및 식(11)과 (13)을 이용하여 S/TE를 구한 결과 COD기준으로는 0.111-0.408(평균 0.24), BOD기준으로는 0.052-0.178(평균 0.11)로 계산되었다.

한편 다른 연구자들의 S/TE값을 살펴 보면, Min은 폐물이 함유된 공장폐수를 10°C 이하의 저온에서 활성슬러지로 처리하였을 때, COD기준의 경우 0.31-0.39, BOD기준의 경우 0.2-0.24로 얻었고(14), Burkhead등(15)은 공장폐수의 처리시 탄수화물의 S/TE값이 0.63-0.79, 아미노산의 경우 0.5-0.55, 지방산의 경우 0.58-0.67이었다고 보고하였다. 본 실험의 경우 COD, BOD의 S/TE값이 Min의 경우를 제외한 다른 연구자들의 값보다 낮는데, 이는 폐수중에 상대적으로 생물학적 난분해성 유기물이 많은데 기인하는 것으로 생각된다.

3. 동력학적 계수 산출

고정생물막 반응기의 동력학적 계수를 산출하기 위하여 식(6)의  $X \cdot \theta / (S_0 - S)$ 와 1/S를 Table 3의 자료에서 유입수 및 유출수의 BOD농도, 수리학적 유효체류시간, 반응조내 실측된 미생물 농도를 이용하여, Fig. 4에 선형화시키면  $k=4.35/\text{day}$ ,  $K_s=359\text{mg/L}$ 로 산출되었다.

같은 방법으로 식(13)과  $t^* = \text{SRT} = \text{operating day}$ 를 이용하여 Fig. 5에서와 같이 선형화시키면  $Y=0.434$ ,  $K_d=0.0122/\text{d}$ 로 산출되었다.

한편, 본 실험의 경우  $BOD_{ult}/BOD_5$ 비인 K<sub>1</sub>값은 1.62이며, K<sub>2</sub>는 박테리아(C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>N)를 유기물분해의 우점종으로 가정하고, 산소당량 1.42의 역수인 0.7을 취하며, K<sub>3</sub>는 S/TE비의 COD기준 0.24를 식(14)에 대입하여 Y를 구하면 0.272가 구해진다. 이를 운전자료에 기준하여 산출한 Y와 비교하면, BOD기준의 실측된 미생물 생산량 0.308gSS/gBOD<sub>rem</sub>과 식(13)에서 구한 Y=0.434와는 40% 정도의 차이가 나타나나, 식(14)에서 COD를 기준으로 계산된 Y=0.272는 COD기준으로 실측된 미생물 생산량 0.215gSS/COD<sub>rem</sub>과는 26.5%의 차이밖에 나타나지 않는다. 실제 미생물 생산량과 계산된 Y의 차이는 미생물의 내 호흡에 의한 세포의 감량으

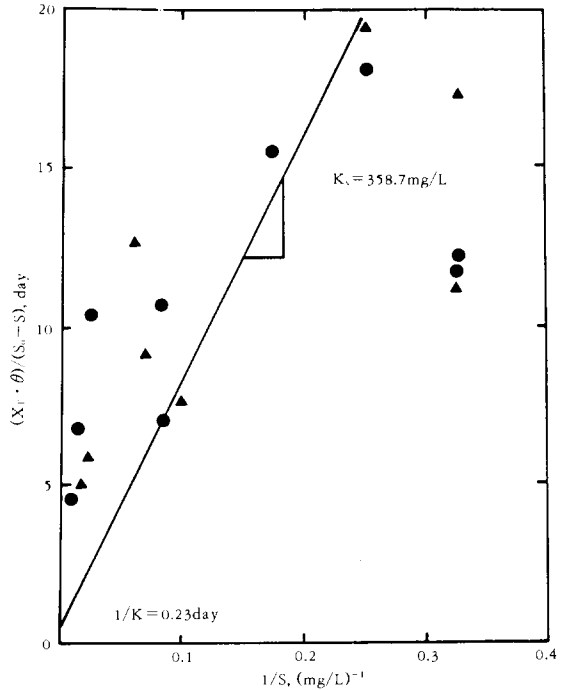


Fig. 4. Determination of K and Ks an aerobic fixed-film reactor. (specific surface area; ●:153m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, ▲:307m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

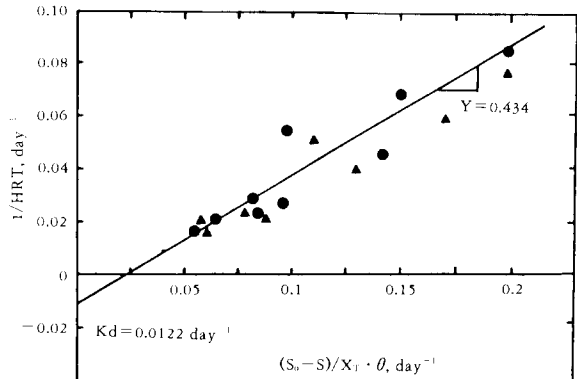


Fig. 5. Determination of Y and Kd from an aerobic fixed-film reactor. (specific surface area; ●:153m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, ▲:307m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

로 볼 수 있다. 반응조내 미생물중 활성미생물에 의한 내 호흡률(Kd)는 감량된 세포의 양을 반응조내에 측정된 미생물양으로 나누어 계산할 수 있는데 Fig. 6은 유기물 부하율에 따른 내 호흡률을 나타낸 것이다.

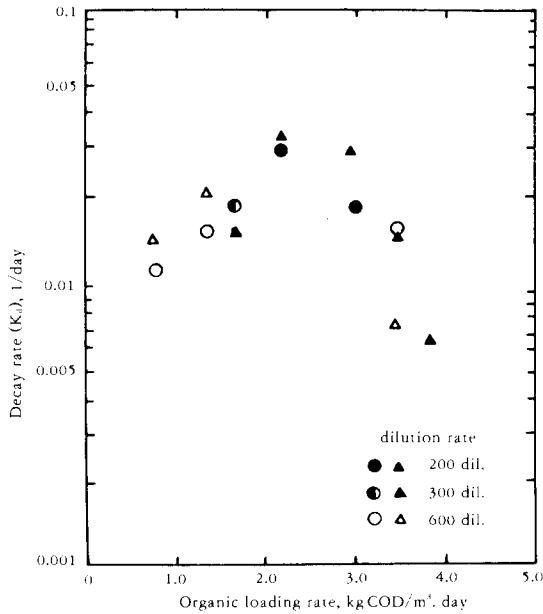


Fig. 6. Decay rate versus organic loading rate. (specific surface area;  $\circ$ :153 $\text{m}^2/\text{m}^3$ ,  $\triangle$ : 307 $\text{m}^2/\text{m}^3$ ).

유기물부하율이 2.5 $\text{Kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 까지는 내호흡률이 증가하였는데, 부하율이 크면 미생물중 활성미생물 부분이 커지므로 내호흡률에 의한 감량은 증가하여  $K_d$ 가 크게 된다. 그러나, 부하율이 2.0이상이면  $K_d$ 는 감소하는 것으로 나타났는데 이는 미생물 축적량이 상대적으로 많아지고, 따라서 미생물중 불활성 미생물량이 증가하는데 기인하는 것으로 사료된다.

4. 처리수의 수질

Fig. 7, 8 및 9는 반응조의 운전기간 동안 유입폐수의 COD농도 변화와, 각 유기물 부하율에 따른 처리수의 COD와 BOD농도 변화를 비표면적에 따라 나타낸 것이다.

유입폐수의 COD농도가 1250 $\text{mg}/\text{L}$ 일 때 각 유기물부하율에 따르는 처리수의 BOD와 COD농도변화를 보면, 운전시작 후 3-10일 사이에서 정상상태가 시작되어 유기물부하율 0.625 $\text{kg COD}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$ 의 경우 40-60일, 부하율 0.83의 경우 37-40일, 부하율 2.5의 경우 22-25일이 지나면 유출수의 SS농도

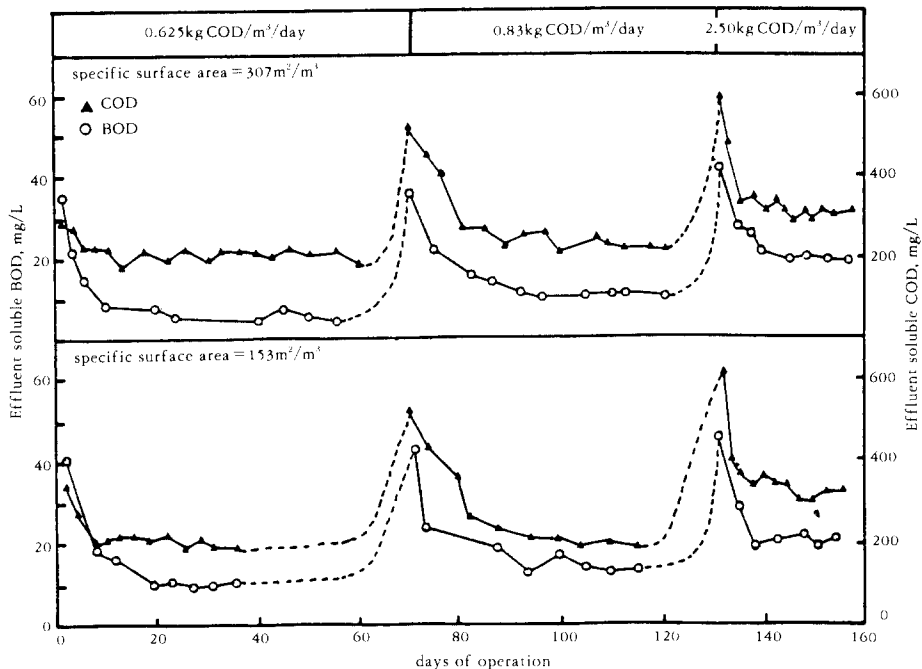


Fig. 7. Influent BOD and COD during operation period with different organic loading rate. (Influent COD=1,250 $\text{mg}/\text{L}$ ).

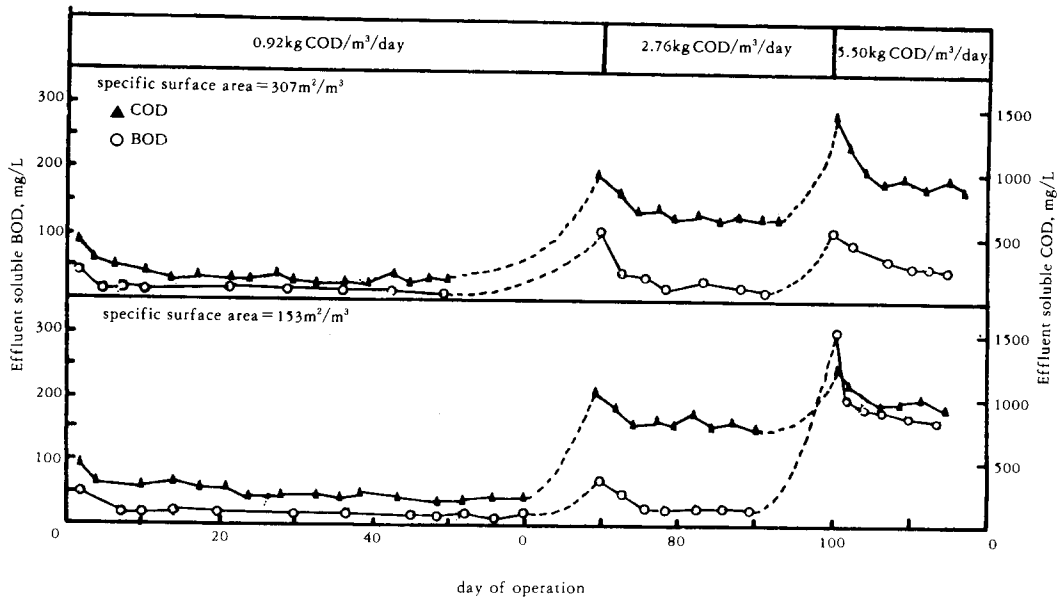


Fig. 8. Effluent BOD and COD during operation period with different organic loading rate. (Influent COD=2,765mg/L).

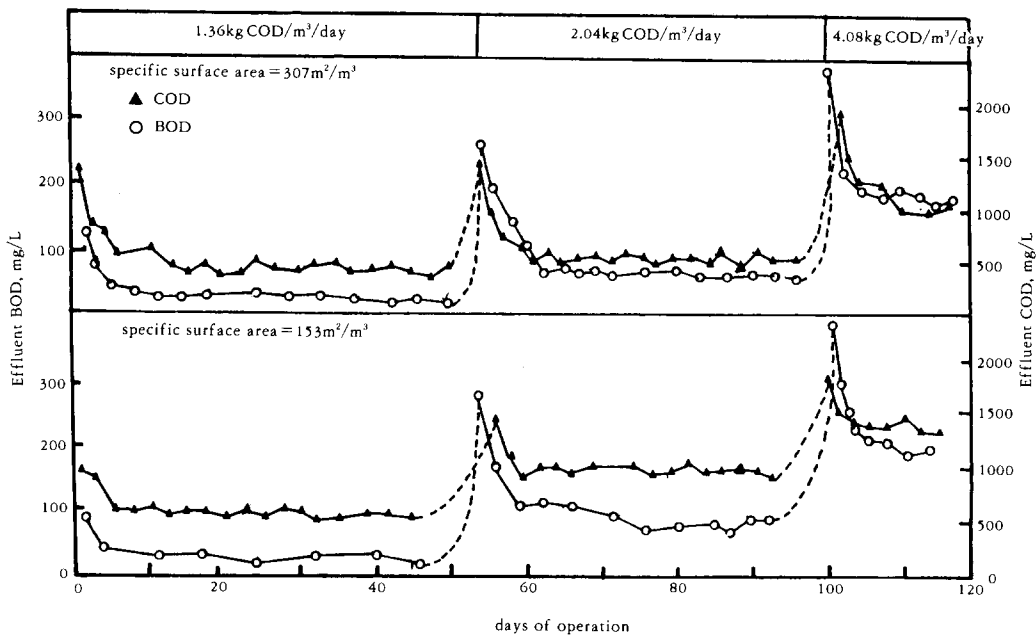


Fig. 9. Effluent BOD and COD during operation period with different organic loading rate. (Influent COD=4,080mg/L).



가 급격히 증가하여 운전을 중지하였다.

Heohn과 Charackalis(16)는 유기물의 제거효율과 미생물막의 두께는 최대 활성미생물막 두께에 도달하기까지는 서로 비례하지만, 그 이후는 미생물막의 두께와 제거효율은 무관하다고 하였다. 본 실험의 경우는 처리수질이 양호하게 계속되는 안전한 상태의 기간이 유기물부하에 따라 차이가 심하였는데, 이는 유기물의 부하가 높은 경우에는 낮을 때보다 미생물막의 두께는 빨리 증가하지만 혼합에 의한 전단력의 영향으로 높은 부하율에서 미생물이 축적되는 속도보다 탈리되는 속도가 크게 되어서 유출수의 수질이 빨리 악화되는 것으로 사료되었다. 이는 Fig. 8과 9에 나타난 바와 같이 유입COD 농도가 2785, 4080mg/L의 경우, 부하율이 2.76과 5.5kgCOD/m<sup>3</sup>·day에서 정상상태 지속기간이 각각 7-10일, 8-15일 정도밖에 되지 않는 것으로 설명된다.

유출수질은 유입수질의 농도가 낮으면 BOD, COD 모두 변화폭이 적으나, 유입수의 농도가 2785, 4080mg/L의 경우 유기물 부하율의 증가에 따라 유출수질의 변화폭이 매우 크며 BOD는 COD에 비해 상대적으로 변화폭이 낮게 나타났다. 한편 비표면적에 따르는 유출수의 수질변화를 보면, 낮은 부하율에서는 유출수의 농도가 비표면적에 따라 크게 변화하지 않으나 높은 부하율에서는 크게 나타났다. Fig. 9에 나타난 바와 같이 유입 COD농도가 4,080mg/L에서는 비표면적에 따른 유출수질의 변화폭이 상당히 크게 나타났는데 이는 비표면적이 큰 쪽이 상대적으로 많은 미생물을 축적하고 있기 때문인 것으로 사료되었다.

실제 처리장 설계시 유출수내의 SCOD 및 SBOD를 예상하기 위하여 유기물 부하율에 따른 각 유입수에 대한 유출수의 관계를 Fig. 10과 11에 나타내었다. 먼저 유입 COD에 대한 유출 COD를 보면 유입 TCOD가 1250~4080mg/L의 범위에서는 유기물 부하율이 0.63kgCOD/m<sup>3</sup>·day에서 2.5kgCOD/m<sup>3</sup>·day로 증가하여도 315mg/L이하의 수질을 기대할 수 있으나, 현행 수질환경보전법상 COD 배출허용기준("가"지역 기준)이 100mg/L이하로 하기 위해서는 미처리된 COD를 제거하기 위해 3차 처리시설을 추가해야 할 것으로 사료되었다. 그러나, SBOD의 경우는 Fig. 11에 나타난 바와 같이 유입수의 농도가 실험범위의 조건에서 유기물부하율이 2.5kgCOD/m<sup>3</sup>·day이하에서는 유출수의 SBOD가 10mg/L이하로 유출되며, 유기물부하율이 5.5kgCOD/m<sup>3</sup>·day에서도 70mg/L이하로 처리되어,

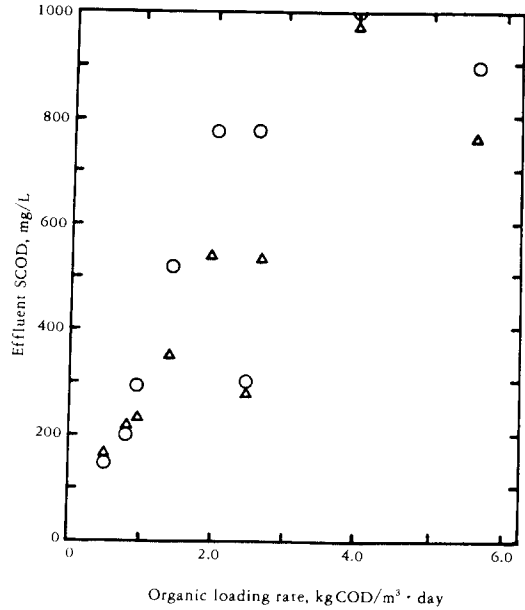


Fig. 10. Effluent SCOD versus Organic loading rate. (specific surface area; ○:153m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, △:307m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

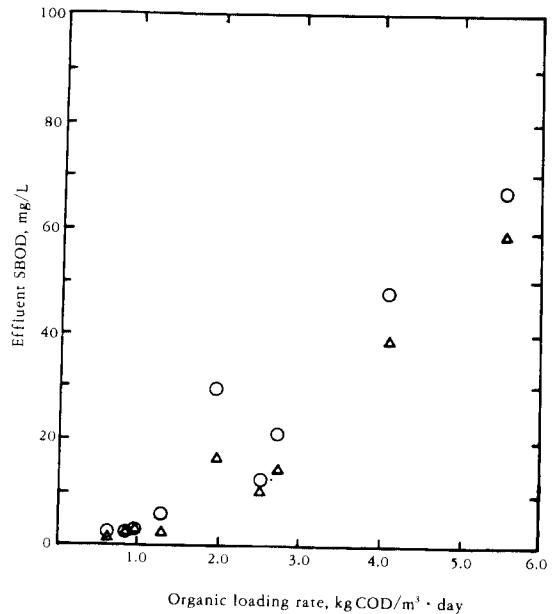


Fig. 11. Effluent SCOD versus Organic loading rate. (specific surface area; ○:153m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, △:307m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

고정생물막공법 처리시 본 실험의 범위에서 BOD는 안정적으로 제거됨을 알 수 있었다. 유입 COD농도에 따른 유출수내의 SS변화는 Fig. 12에서와 같이 유입 COD농도가 증가할수록 유출수의 SS농도는 변화폭이 크게 나타났다.

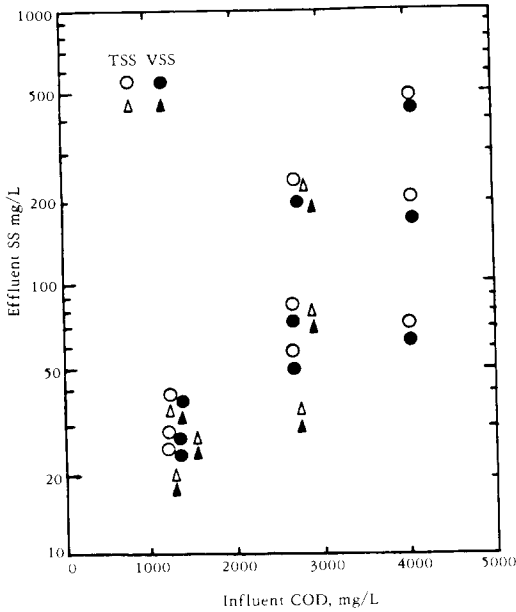


Fig. 12. Effluent SS versus Influent COD. (specific surface area; ○:153m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, △:307m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

유입 COD농도가 1250mg/L에서는 유기물부하량의 차이에 크게 영향을 받지 않고 유출수의 SS농도가 15-42mg/L로 변화폭이 적었으나, 유입농도가 4080mg/L에서 유출수의 SS농도는 59-520mg/L 범위의 변화폭을 보여, COD의 경우와 같은 양상을 나타내었다.

요 약

비표면적이 다른 media를 이용한 호기성 고정생물막공법에서 유기물부하율을 변화시키면서, 유출수의 성장과 활성슬러지의 설계인자가 호기성 고정생물막공법에 적용 가능한지를 조사하였다.

유출수의 수질은 낮은 유기물부하율에서는 유출수의 농도가 비표면적에 따라 크게 변화하지 않았으

나, 높은 부하율에서는 변화폭이 매우 크게 나타났으며, 비표면적별 유출수 농도를 보면 비표면적이 큰 경우가 유출수 농도가 낮았으며, 유입수농도가 클수록 유출수의 농도차이도 더 크게 나타났다.

동력학적 계수를 산출하기 위해 활성슬러지 공법의 모델을 고정생물막 공법에 적용시켜 본 결과, 실험조건에서 실측 미생물 생산량과 계산된 미생물 생산량과의 차이는 COD를 기준으로 하였을 때가 더 잘 일치함을 알았다.

사용기호

F	unmetabolised raw waste BOD <sub>5</sub> in effluent	(mg/L)
F <sub>i</sub>	influent BOD <sub>5</sub>	(mg/L)
k	maximum specific rate of substrate utilization	(day <sup>-1</sup> )
K <sub>1</sub>	BOD <sub>ult</sub> /BOD <sub>5</sub>	(-)
K <sub>2</sub>	an inverse number of biomass oxygen equivalent	(-)
K <sub>3</sub>	synthesis/total energy	(-)
K <sub>d</sub>	endogenous respiration coefficient or decay rate	(day <sup>-1</sup> )
K <sub>m</sub>	metabolism factor(McKinney's equation)	(day <sup>-1</sup> )
K <sub>s</sub>	synthesis factor	(day <sup>-1</sup> )
Q	flow rate	(m <sup>3</sup> /day)
S	effluent substrate concentration	(mg/L)
S <sub>f</sub>	concentration of substrate within biofilm	(mg/L)
S <sub>o</sub>	influent substrate concentration	(mg/L)
t	raw waste aeration time	(day)
t*	effective HRT	(day)
V	reactor volume	(cm <sup>3</sup> )
X	biomass concentration	(mg/L)
X <sub>e</sub>	effluent biomass concentration	(mg/L)
X <sub>f</sub>	attached biomass concentration	(mg/L)
X <sub>o</sub>	influent biomass concentration	(mg/L)
X <sub>s</sub>	suspended biomass concentration	(mg/L)
X <sub>T</sub>	total biomass concentration in reactor	(mg/L)
Y	yield coefficient	(mg/L)
Y <sub>f</sub>	yield coefficient for attached biomass	(mg/L)

$Y_s$	yield coefficient for suspended biomass	
$\mu$	specific growth rate	(day <sup>-1</sup> )
$\mu_t$	specific growth rate for attached biomass	(day <sup>-1</sup> )
$\mu_{max}$	maximum specific growth rate	(day <sup>-1</sup> )
$\mu_s$	specific growth rate for suspended biomass	(day <sup>-1</sup> )
$\theta$	hydraulic retention time	(day)
$\theta_c$	solid retention time	(day)

### 참고문헌

- Mecalf and Eddy(1979), *Wastewater Engineering*, 2nd ed., **474**, McGraw-Hill Book Company. N. Y.
- 조 광명, 윤 운수(1977), *대한토목학회지*, **25** (4). 72.
- Choi, E(1973), *Ph. D. Thesis*, Univ. of Kansas, Lawrence. U. S. A.
- Switzenbaum, M. S(1982), *J. WPCF*, **54**, 592.
- Kim, K. S. and Choi, E(1986), *Water Science Technology*, **18**, 169.
- Josephson, J(1982). *Environ Sci. and Technol.*, **16**(7), 3804.
- 주 승팔, 박 태주, 송 승구(1988), *화학공학*, **26** (2), 212.
- 박 태주, 이 민규, 송 승구(1990), *화학공학*, **28** (1), 114.
- 박 태주, 송 승구(1991), *부산대학교 환경연구보*, **9**, 19.
- Mckinney, R. E(1982), *Eng. Continuing Education Program.*, Univ. of Kansas, Lawrence, KS 66045.
- 조 광명(1982), *대한환경공학회지*, **5**(2), 2.
- 임 봉수(1987), *박사학위논문*, 고려대학교, 서울.
- Mckinney, R. E(1969), *J. SED, ASCE*; **87**.
- Min, K. S.(1984), *Ph. D. Thesis*, Korea Univ., Seoul.
- Burkhead, C. E. and Mckinney, R. E(1968), *J. WPCF*, **40**, 557.
- Hoehn, R. C. and W. G. Charackalis (1980), *53rd Annual WPCF Conf.*, Las Vegas, U. S. A., **3**.