



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

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

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



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

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

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

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

[Disclaimer](#)

工學碩士 學位論文

강제 순환 혼합 방식에 의한  
튜브형 호기성 생물막 처리 장치의  
특성



2009 年 2月

釜慶大學校 大學院

環境工學科

高橋 宏文

工學碩士 學位論文

강제 순환 혼합 방식에 의한  
튜브형 호기성 생물막 처리 장치의  
특성

指導教授 李 柄 憲

이 論文을 工學碩士 學位論文으로 提出함

2009年 2月

釜慶大學校 大學院

環 境 工 學 科

高橋 宏文

高橋宏文 의 工學碩士 學位論文을  
認准함

2008 年 12 月



主 審 工學博士 姜 壬 錫 ①

委 員 工學博士 李 太 允 ①

委 員 工學博士 李 柄 憲 ①

# 목차

목차	.....	
List of Tables	.....	
List of Figures	.....	
Abstract	.....	
<b>제1장 서론</b>	.....	1
1.1 연구배경	.....	1
1.2 연구의 목적	.....	1
1.3 연구의 개요	.....	2
<b>제2장 문헌 연구</b>	.....	3
2.1 반응기의 처리 효율	.....	3
2.2.1 반응기의 물질수지식	.....	3
2.1.2 연속 조형 반응기의 설계 방정식	.....	4
2.1.3 관형 반응기의 설계 방정식	.....	5
2.1.4 반응기의 성능비교	.....	6
2.2 접촉 산화법	.....	7
2.2.1 접촉 산화법의 원리	.....	7
2.2.2 생물막의 특성과 액체 상태와의 상호작용	.....	7
2.2.3 접촉 산화법의 특징	.....	9
2.2.3.1 접촉 산화법의 장점	.....	9
2.2.3.2 접촉 산화법의 단점	.....	9
2.2.4 튜브식 접촉 산화여상법	.....	10
2.2.4.1 튜브식 접촉 산화여상법의 원리	.....	10
2.2.4.2 튜브식 접촉 산화여상법의 성능	.....	10
2.5 생물막형 생물처리 모델	.....	11
2.5.1 생물막의 동역학	.....	11
2.5.1.1 기질 제거 모델	.....	11

2.5.1.2	Monod식 .....	13
2.5.1.3	0차 반응 .....	14
2.5.1.3.1	완전기질침투 .....	14
2.5.1.3.2	불완전기질침투 .....	15
2.5.2	생물막내의 분자확산 .....	16
2.5.3	가수분해의 동력학 .....	17
2.5.4	반응 속도의 온도의존성 .....	18
2.5.4.1	반응 속도의 온도보정식 .....	18
2.5.4.3	탈질속도와 온도의 관계 .....	19
2.6	하수의 기질 .....	19
2.7	생물막의 두께 .....	20
2.7.1	유속과 생물막의 관계성 .....	20
2.7.2	점성저층의 수리적 추측 .....	22
<b>제3장</b>	<b>튜브식 접촉폭기 장치의 연속운전 실험</b> .....	<b>24</b>
3.1	도입 .....	24
3.2	실험의 개요 .....	24
3.2.1	실험장치 및 운전 방법 .....	24
3.2.2	유입 부하의 설정 .....	26
3.2.3	계 내의 미생물량 및 폐쇄의 가능성 .....	27
3.3	측정 및 분석 방법 .....	29
3.4	장치의 평균 처리 효율 .....	29
3.5	연속 운전 기간 .....	30
<b>제4장</b>	<b>처리 수질의 안정화</b> .....	<b>32</b>
4.1	도입 .....	32
4.2	실험의 개요 .....	32
4.3	처리 수질의 안정화와 용존산소와의 관련 .....	32
4.4	외부환경의 변동에 대한 장치의 내성실험 .....	35
4.5	SS의 유출 특성 .....	35

<b>제5장 질산화·탈질반응에 관한 실험</b> .....	37
5.1 도입 .....	37
5.2 실험의 개요 .....	37
5.2.1 사용 기질 .....	37
5.2.2 실험 방법 .....	38
5.3 튜브식 접촉 폭기조의 질산화·탈질 효율 .....	38
5.4 튜브식 접촉 폭기조의 질산화 한계 .....	39
<b>제6장 튜브내의 미생물막의 형태</b> .....	41
6.1 도입 .....	41
6.2 실험의 개요 .....	41
6.3 생물막의 형성 상태와 성질 .....	41
5.4 생물막의 총질량 .....	45
<b>제7장 결론</b> .....	46
7.1 연구 결과의 정리 .....	46
<b>제8장 장래연구</b> .....	48
8.1 기수적 문체접과 장래성 .....	48
<b>참고 문헌</b> .....	49

## List of Tables

Table 2.1	Removal efficiency of the river water in spring.....	10
Table 2.2	Removal efficiency of the river water in summer.....	11
Table 2.3	The average effective diffusion coefficient in biofilm..... .....	17
Table 2.4	Average composition of carbohydrate, protein, and lipid and the conversion coefficient to COD .....	20
Table 2.5	Laminar Sublayer Thickness (microns).....	21
Table 3.1	Ingredient composition of fat-free milk.....	27
Table 3.2	Measured value of fat-free milk (COD, TN, TP) .....	29
Table 3.3	Removal efficiency for different HRTs .....	30
Table 5.1	The nitrogen form ratio in a effluent water .....	37
Table 5.2	The ingredients of the raw water .....	38
Table 5.3	The average concentrations of influent, effluent and removal efficiency (The experiment of nitrification efficiency).....	39
Table 5.4	The average concentration of influent, effluent and removal efficiency (The experiment of nitrification capacity limitation) .....	40

## List of Figures

Fig.2-1 Mass balance of material $M_j$ .....	3
Fig.2-2 Mass balance of continuous mixing reactor .....	4
Fig.2-3 Mass balance of continuous plug flow reactor .....	5
Fig.2-4 Performance comparison of a reactor type .....	6
Fig.2-5 Tubular contact aeration biofilm reactor .....	10
Fig.2-6 Basic concept of biofilm model.....	12
Fig.2-7 Boundary Layer Velocity Profile .....	22
Fig 3-1 System flow of a tubular aeration biofilm reactor using a forced-circulation mixing system.....	25
Fig 3-2 Biofilm thickness - Velocity Profile .....	28
Fig.3-3 Transition of water quality (until the blockage in a media)...	31
.....	31
Fig.4-1 Transition of water quality by DO reduction.....	33
Fig.4-2 Stabilization of water quality by aeration.....	34
Fig.4-3 Transition of water quality to its external environment....	35
Fig.4-4 Transition of effluent SS.....	36
Fig.6-1 Condition of tube with ideal biofilm distribution.....	42
Fig.6-2 Condition of tube with partially agglutinated biofilm .....	42
Fig.6-2 Condition of tube with partially agglutinated biofilm and microaerophilic area .....	43
Fig.6-4 Condition of tube with considerable agglomerated biofilm....	43
.....	43
Fig.6-5 Condition of tube with fully agglomerated biofilm .....	44
Fig.6-6 Ideal condition of biofilm distribution.....	44

# **Characteristics of a tubular aeration biofilm reactor using a forced-circulation mixing system**

Hirofumi Takahashi

*Department of Environmental Engineering, Graduate school,  
Pukyong National University*

## **Abstract**

This system adjusts characteristics the microbial biomass by changing flow velocities thickness of a microbe film is restricted due to the quick flow velocity in a pipe. The flow velocity is generated by circulating water compulsorily. A biofilm grows in the restricted space in the quick flow velocity. Stable processing is possible if sufficient oxygen is supplied to a biofilm in the quick flow velocity.

The advantage of the contact aeration method was not spoiled by this method. The period in which continuation operation is possible was extended, but control of the stable amount of microbes was impossible.

A slowly biodegradable substance can be treated. However, the generated ammonia may remain. When the source of nitrogen is protein, a proteic hydrolysis speed determines nitrification efficiency. It is because nitrification capability is high when ammonium-nitrogen is made into the source of nitrogen.

The reaction rate of TN is sensitive to a rapid environmental change. The reaction rates of COD and TP are stable to a rapid environmental change.

This reactor is very simple and small. Although maintenance is hardly required, its power consumption is large.

# 제1장 서론

## 1.1 연구의 배경

중·대규모 처리시설의 수요는 포화상태에 도달하여, 공급자는 소형화·무인화의 기술을 연구하고 있다. 수요자의 요구도 환경의식이 높아지고 법적규제가 강화됨으로써 오염물질처리효율의 높은 설비를 많이 요구할 것이다.

그러나 개인이나 소규모 사업체는 처리설비를 운전하는 전문가가 없으므로 무인화설비를 요구하며, 또한 초기투자비와 유지관리비가 적게 소요되는 것을 요구한다.

수처리의 주류인 활성슬러지법은 이 요구를 만족시키지 않을 경우가 많다. 특히 활성슬러지법에서는 고액분리시설이 필요하며 간단화나 소형화가 어렵고, 따라서 적은 제작설치비를 필요로 하는 소규모이하의 시설로서는 부적절할 경우가 많다.

범용성이 높고 소형이고 보수·유지 관리를 거의 필요치않는 수처리 시스템에 관한 기술은 앞으로 수처리 시장을 견인할 것이라고 생각된다.

## 1.2 연구의 목적

목적은 첫번째 최소화된 점축폭기조로 고농도배수를 역세 없이 연속 운전할 수 있는 기술을 개발하는 것이다.

두번째는 기존의 기술과 병용이 가능한 범용적인 처리 시스템을 구축하는 것이다.

본 연구에서는 접촉산화법을 기반에 두고 공정 내 축적된 미생물의 효과적 제어 방법의 모색과 역세 기간의 연장, 시설 단위용적당의 처리 효율의 향상을 위한 실험을 행했다.

### 1.3 연구의 개요

고밀도로 충전한 접촉재가 폐쇄를 일으키지 않도록 축적된 미생물량을 반송 유량에 의한 유속을 이용해서 연속적으로 제어하여 장치의 장기운전을 가능하게 하고, 동시에 처리 수질의 향상 및 반응 장치 기능을 해석을 하였다.



## 제2장 문헌 연구

### 2.1 반응기의 처리 효율

#### 2.1.1 반응기의 물질수지식

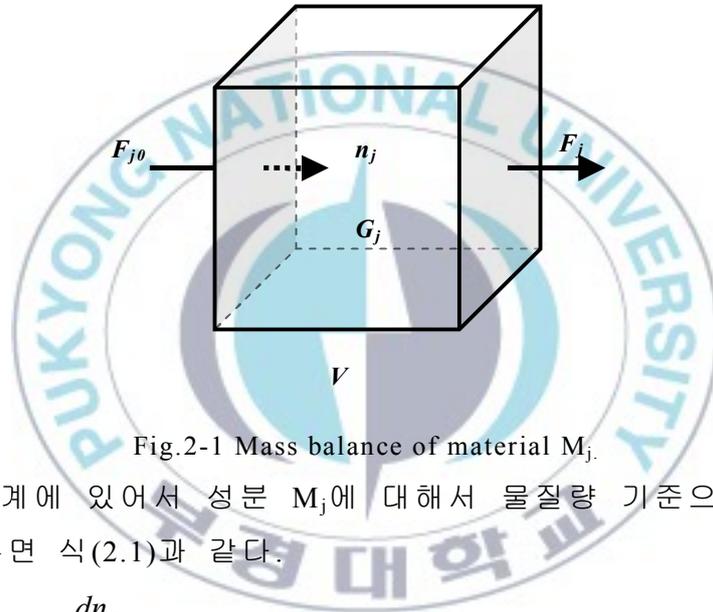


Fig.2-1 Mass balance of material  $M_j$ .

체적  $V$ 의 계에 있어서 성분  $M_j$ 에 대해서 물질량 기준으로 물질수지를 세우면 식(2.1)과 같다.

$$F_{j0} - F_j + G_j = \frac{dn_j}{dt} \quad \dots\dots\dots(2.1)$$

계 내의 각 점에 있어서 반응 속도가 일정하다고 하면  $G_j$ 는 식(2.2)으로 표현된다. (참고문헌)

$$G_j = r_j V \quad \dots\dots\dots(2.2)$$

여기서

$F_{j0}$  : 성분  $M_j$ 의 유입 속도 ( $M_j \cdot T^{-1}$ )

$F_j$  : 성분  $M_j$ 의 유출 속도 ( $M_j \cdot T^{-1}$ )

$G_j$  : 성분  $M_j$ 의 반응 속도 ( $M_j \cdot T^{-1}$ )

$n_j$  : 성분  $M_j$ 의 잔존량 ( $M_j$ )

$r_j$  : 단위체적당의 성분 $M_j$ 의 반응 속도( $M_j \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$ )

$V$  : 체적( $L^{-3}$ )

### 2.1.2 연속 조형 반응기의 설계 방정식

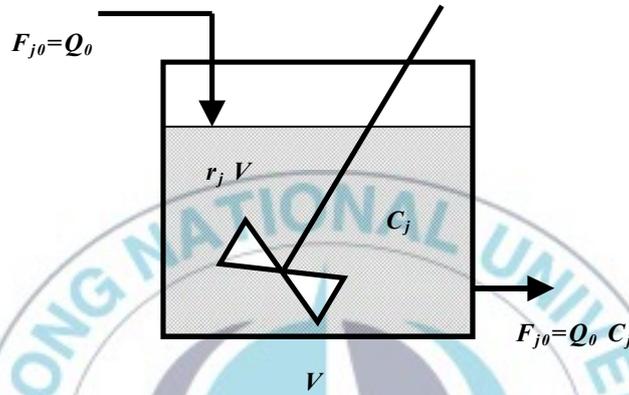


Fig.2-2 Mass balance of continuous mixing reactor.

정상상태로 운전되는 연속 조형 반응기(Fig. 2-2)의 농도는 유출 농도와 같기 때문에 식(2.1)은 다음과 같아져 반응 속도 $r_j$ 와의 관계가 성립된다.

$$F_{j0} - F_j + r_j V = 0 \quad \dots\dots\dots(2.3)$$

$$r_j = \frac{(F_{j0} - F_j)}{V} \quad \dots\dots\dots(2.4)$$

또 다음식(2.5)과 연관지어 위 식(2.4)을 다시 쓰면 공간시간(space time)  $\tau$  이 안다.

$$F_{j0} = Q_0 C_{j0} \quad \dots\dots\dots(2.5)$$

연속 조형 반응기의 공간시간:

$$\tau_m \equiv \frac{V}{Q_0} = C_{j0} \frac{x_j}{r_j} = C_{j0} \frac{C_{j0} - C_j}{r_j} \quad \dots\dots\dots(2.6)$$

### 2.1.3 관형 반응기의 설계 방정식

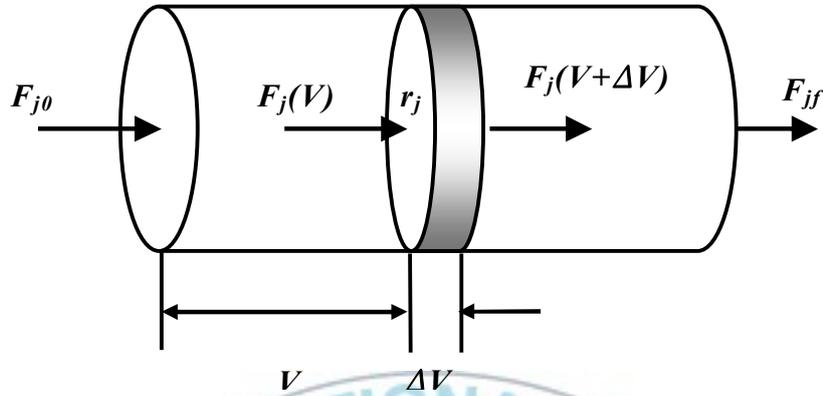


Fig.2-3 Mass balance of continuous plug flow reactor.

관형 반응기에 있어서 식(2.1)의 각항을 살펴보면

유입 속도:  $F_j(V)$

유출 속도:  $F_j(V + \Delta V) \cong F_j(V) + \left(\frac{dF_j}{dV}\right)_V \cdot \Delta V$

생성 속도:  $r_j \cdot \Delta V$

축적 속도: 0

이므로 성분 A<sub>j</sub>에 대한 물질수지식은 식(2.7)과 같다.

$$F_j(V) - \left[ F_j(V) + \left(\frac{dF_j}{dV}\right)_V \cdot \Delta V \right] + r_j \cdot \Delta V = 0 \quad \dots\dots\dots(2.7)$$

위의 식(2.7)을 Taylor전개로 제3항 이후를 무시해서 정리하면 식(2.8)을 얻을 수 있다.

$$\frac{dF_j}{dV} = r_j \quad \dots\dots\dots(2.8)$$

$$F_{j0} \left(\frac{dx_j}{dV}\right) = r_j \quad \dots\dots\dots(2.9)$$

이 식(2.9)을 적분하면 식(2.10)을 얻을 수 있다.

$$\frac{V}{F_{A0}} = C_{j0} \int_0^{x_j} \frac{dx_j}{r_j} \dots\dots\dots (2.10)$$

관형 반응기의 공간시간은 식(2.11)으로 나타낸다.

$$\tau_p \equiv \frac{V}{Q_0} = C_{j0} \int_0^{x_j} \frac{dx_j}{r_j} \dots\dots\dots (2.11)$$

### 2.1.4 반응기의 성능비교

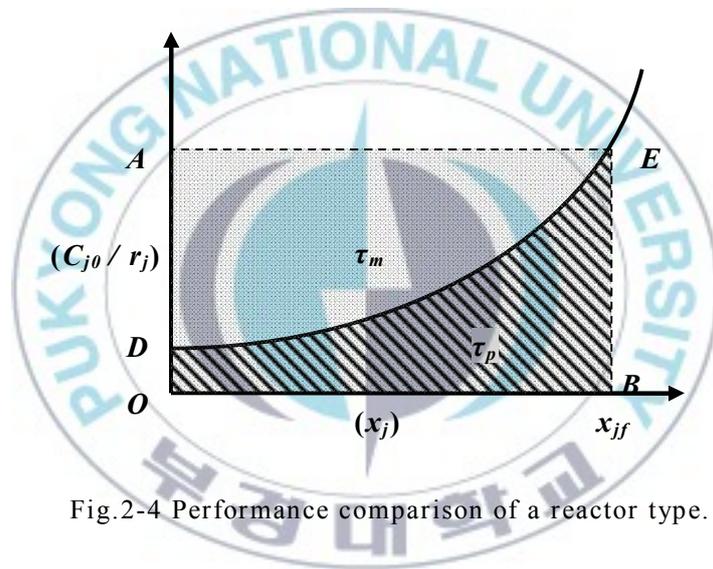


Fig.2-4 Performance comparison of a reactor type.

식(2.6)과 식(2.11)을 사용하면 Fig2-4와 같이 나타낼 수 있다. 여기서 연속 조형 반응기의 공간시간은 면적AOBE에 해당하고 관형 반응기의 공간시간은 면적DOBE에 해당하는 것을 알 수 있다. DOBE와 AOB의 면적을 비교하면 명확하게 관형 반응기의 공간시간은 연속 조형 반응기의 공간시간보다도 작다는 걸 알 수 있다. 이 사실은 관형 반응기의 성능이 연속 조형 반응기의 성능보다도 뛰어나다는 것을 나타낸다(“反应工学”, 1979).

## 2.2 접촉 산화법

### 2.2.1 접촉 산화법의 원리

접촉 산화법은 생물막을 이용한 처리 시스템의 하나이며 반응조 내의 접촉제에 미생물을 부착시켜 거기에 형성된 미생물막과 하수 사이에 일어나는 물질이동과 반응에 의해 유기물질을 정화(산화)하는 원리이다

하수의 유기물, 산소, 미량영양소 등 생물활동에 필요한 성분들을 생물막은 분자확산을 통해서 미생물체내로 흡수하여 생체대사 활동에 이용한다.

일반적으로 용질의 침투 과정에 있어서 산소가 먼저 소비되어 없어지므로 생물막은 그 깊이에 따라서 호기층과 혐기층으로 형성된다. 또 분자확산 계수는  $NH_x > NO_x > O_2$  (“環境工学・モデル・数値集 Formulas, Models and Tables in Environmental Engineering”, 2004)로 적어지기 때문에 혐기층과 호기층과의 중간에 무산소층이 형성된다. 이것에 의해 유기물의 산화 탈질 가수분해 반응이 복합 동시적으로 일어나는 반응계가 형성된다.

이 방식에 의한 최대 유기물처리 능력은 유동상의 경우에서 5~10[kgBOD/m<sup>3</sup>·day], 고정상의 경우에서 0.3~0.5[kgBOD/m<sup>3</sup>·day] 정도가 된다(“微生物による環境制御・管理技術マニュアルー環境微生物と下・廃水・廃棄物処理有効利用技術の基礎と応用ー, 日本, 環境技術研究協会”, 1968).

### 2.2.2 생물막의 특성과 액체 상태와의 상호작용

생물막은 미생물, 미생물에 의하여 생성된 세포외에 폴리머 물질 및 하수내에서 흡착된 유기·무기화합물에 의해 구성되어 있다.

자연유하 관거 내에서 성장하는 호기성인 생물막은 통상은 수mm의 두께이며 그 두께는 주로 유속에 좌우된다. 압송관거내 형성된

혐기성 생물막의 두께는 통상 더 얇고 최대 수백  $\mu\text{m}$ 이다. 이것은 펌프가 작동했을 때에 관거내 유속이 고속으로 큰 전단력이 작용함에 따른 것이다. 그렇지만 호기성 생물막이나 혐기성 생물막이라도 상당히 두꺼운 생물막이 관찰될 때도 있다. 이것은 관거의 마찰 계수가 상당히 클 경우, 생물막에 대한 수리 상황이 달라지기 때문이라고 보고되었다 (Characklis and Marshall, 1990; USEPA, 1985).

압송관거 내 얇은 생물막은 표면이 매끈매끈한 것에 비해 자연유하 관거의 생물막은 거친 상태를 하고 있다.

하수관거 내 생물막의 미생물은 세포외 폴리머 물질(EPS) 속에서 고정화되어 있고, EPS의 대부분은 세균이 생성한 다당류에서 구성되어 있다(Characklis and Marshall, 1990). EPS는 생물막의 유기성분의 대부분을 차지하고 있어 최대로 90%가 EPS다.

생물막에 생성된 미생물은 침식이나 박리에 의해 액상으로 이동된다. 세균체나 생물막표면의 극소부분은 끊임없이 침식되나 일정한 크기의 생물막의 박리는 단속적으로 이루어진다. 생물막의 박리는 전단력이 크게 변화될 때나 기질의 큰 변화가 생겼을 때 발생된다. 그렇지만 그 메커니즘은 충분히 규명되지 않고 있다.

고형물은 생물막 표면이나 생물막 사이에서 이동되어 거기서 가수분해 되어지고 생물화학적 반응에 사용된다. 다수의 요소가 고형물의 흡착이나 탈착에 영향을 주지만 이 요소들은 고형물의 입경, 표면전하, pH, 생물막의 표면형상, 흐름의 상태 등이다. 생물막 모델의 연구에서는 물이 생물막의 세세한 공극내로 흘러 들어가 용해성 물질과 고형성 물질이 내부에 수송된다고 예측을 하고 있다("Sewer Processes: Microbial and Chemical Process Engineering of Sewer Networks", 2001).

### 2.2.3 접촉 산화법의 특징

#### 2.2.3.1 접촉 산화법의 장점

- 1) 유지 관리가 용이하다.
- 2) 단위 용적당의 미생물량이 많고 미생물상이 다양하다.
- 3) 생분해성 혹은 생분해 속도가 낮은 기질을 효율적으로 제거 가능하다.
- 4) 수온의 변화나 운전 조건 등 외적 환경변화에 내성을 가진다.
- 5) 호기성 혐기성의 양쪽 작용을 동시에 기대할 수 있다.
- 6) 안정화까지의 시간이 짧다.
- 7) 슬러지 발생량이 적다.
- 8) 저농도 배수를 효율적으로 처리할 수 있다.
- 9) 소규모배수 처리 시설로서 적당하다.
- 10) 입자상물질의 제거 효율이 높다.
- 11) 최종침전지는 필요하지 않다.
- 12) 기능 구조에 있어서 다양한 방식이 있어 목적에 따라 선택할 수 있다.

#### 2.2.3.2 접촉 산화법의 단점

- 1) 장치의 기능을 운전 상태나 유지 관리에 의해 조정할 수 있는 여지가 적다.
- 2) 생물활성슬러지량의 조절을 임의로 할 수 없고, 용이하게 하기도 어렵다.
- 3) 생물막이 과도하게 축적되고 폐쇄, 박리, 탈락 등의 문제가 생길 수도 있다.
- 4) 대형생물의 작용으로 생물막이 일시적으로 대량으로 탈락·유출되어 처리 수질의 악화를 초래할 수 있다.
- 5) 처리에 사용하는 에너지가 약간 필요하다.

## 2.2.4 튜브식 접촉 산화여상법

### 2.2.4.1 튜브식 접촉 산화여상법의 원리

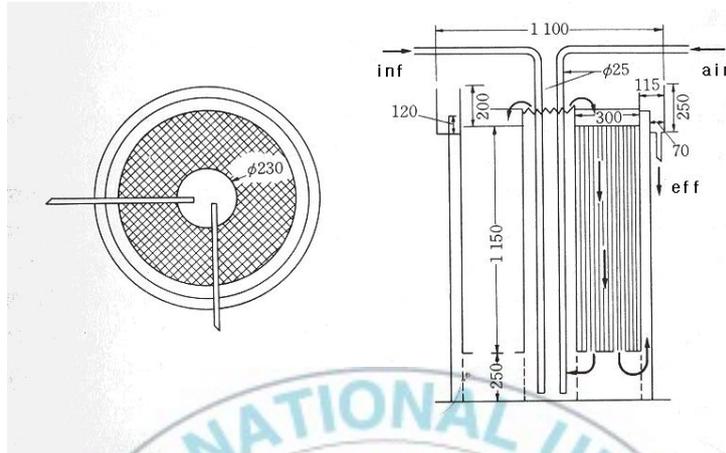


Fig.2-5 Tubular contact aeration biofilm reactor.

이 시설(Hashimoto(橋本), 1979)은 플라스틱 여재를 이용한 탑식 살수여상을 그대로 물에 침지시킨 것으로 원수를 장치의 중심부로 유입시키고, 원수주입 점에 가까운 위치에 컴프레서로 공기를 불어 넣어준다. 이 공기는 산소의 공급과 동시에 에어리프트 펌프로 작용하고 처리수 시설 내 순환에 이용된다. 단면이 정6각형의 honeycomb tube이고 처리수의 농도를 감안하여 지름 10~20mm 범위의 tube를 이용한다.

### 2.2.4.2 튜브식 접촉 산화여상법의 성능

다마가와(多摩川)의 하천수로 한 제거효율 실험 결과를 표 2.1과 같이 나타내었다.

**Table 2.1 - Removal efficiency of the river water in spring.**

HRT	turbidity	COD <sub>Mn</sub>	NH <sub>4</sub> -N	ABS
0.75	—	—	—	—
1.00	4	22	94	61
1.20	18	0	96.5	60
1.50	66	13	98.5	59

Water temperature 17~25 °C

**Table 2.2 - Removal efficiency of the river water in summer.**

HRT	turbidity	COD <sub>Mn</sub>	NH <sub>4</sub> -N	ABS	BOD
0.75	60	29	92.5	61	—
1.00	38	21	97	62	75
1.20	—	—	—	—	—
1.50	—	—	—	—	—
2.00	81	38	100	79	91

water temperature 26~30 °C

이 시설의 뛰어난 효과의 하나는 질산화 효율이 현저하게 높은 것을 들 수 있다. 이 시설에서는 미생물이 접촉제 표면에 고착됨으로써 증식 속도가 느린 생물이라도 서식할 수 있다. 이것이 이 시설의 큰 특징이며 장점이다.

## 2.5 생물막형 생물처리 모델

### 2.5.1 생물막의 동력학

#### 2.5.1.1 기질 제거 모델

생물막내의 반응은 전자공여체와 전자수용체를 하수의 물질과 교환으로 이루어진다. 따라서 이것들의 반응은 불균일적 반응이다.

생물막의 미생물에 의한 용존성 기질의 섭취는 계면을 통과하는 플럭스와 생물막내로 전달과 생물적인 변화에 의해 설명된다. 생물막의 표면에 있는 액막내의 물질전달은 Fick의 제1확산 방정식에 의해 설명된다. Fick의 제2확산 방정식과 Michaelis-Menten식이 생물막내의 전달과 수질변화에 맞춰서 나타내는 식으로서 이용할 수 있다.(Williamson and McCarty, 1976a and 1976b; Harremoës, 1978)

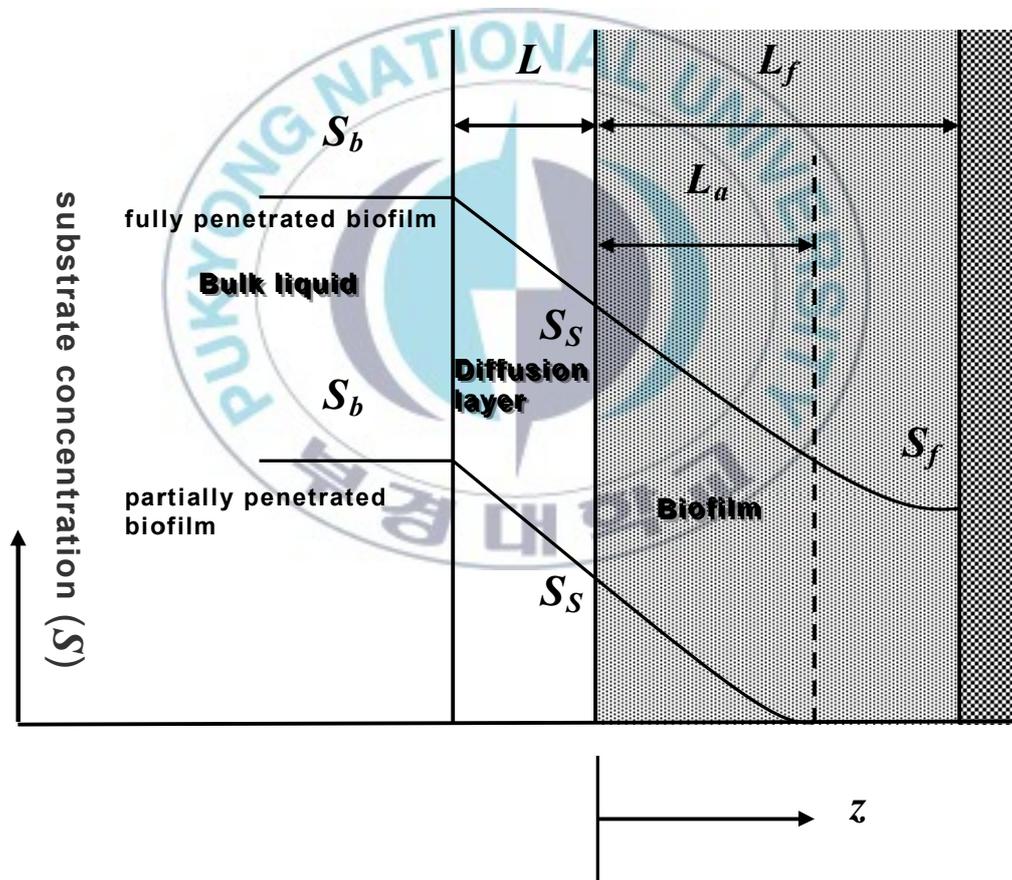


Fig.2-6 Basic concept of biofilm model.

정상상태에서 액경계막을 통과하는 기질 플럭스는 생물막표면에서의 플럭스와 같다. 또 액경계막을 통과하는 기질 플럭스는 Fick

의 제1법칙에 의해 식(2.12)과 같이 표현되어 액경계막내의 기질 농도분포는 직선이 된다.

$$F = -D_{aq} \left( \frac{dS}{dz} \right) = -D_{aq} \frac{S_b - S_s}{L} = k_d (S_b - S_s) \dots \dots \dots (2.12)$$

$$k_d = \frac{D_{aq}}{L} \dots \dots \dots (2.13)$$

여기서

$F$  : 기질 플럭스 ( $MS \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$ )

$S_b, S_s$  : 계면제한 기질농도 ( $MS \cdot L^2 \cdot T^{-1}$ )

$D_{aq}$  : 액중 분자확산 계수 ( $MS \cdot L^{-3}$ )

$L$  : 액경계막두께 (L)

$K_d$  : 물질이동 계수 ( $L \cdot T^{-1}$ )

단일인 미생물이 균일하게 존재하는 생물막내의 반응은 단순히 기질의 분자확산에 의한 수송과 생물화학적 반응만으로 의해 결정된다고 가정하면 생물막내의 기질농도분포는 생물막내의 기질 농도분포는 Fick의 확산 제2법칙에 의해 다음식(2.14)과 같이 나타낸다.

생물막내의 기질농도분포

$$\frac{\partial S}{\partial t} = D_f \left( \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} \right) - R = 0 \dots \dots \dots (2.14)$$

정상상태에서 생물막 내 기질의 축적은 생기지 않으므로 생물막내의 기질 플럭스와 생물막내의 기질소비 속도는 동일하며 기질 농도에 관한 미분방정식이 된다.

$$D_f \left( \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} \right) = R \dots \dots \dots (2.15)$$

여기서

$D_f$ : 생물막내의 분자확산 계수 ( $L^2 \cdot T^{-1}$ )

$R$ : 생물막단위체적당의 기질소비 속도 ( $MS \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$ )

### 2.5.1.2 Monod식

생물막내의 어느 장소에 있어서도 기질소비 속도(R)은 Monod식에서 표현할 수 있다고 가정하면 식(2.16)과 같이 표현할 수 있다. 또 식(2.17)에 의해 생물막내에 있는 임의점에서 기질농도의 변화속도를 표현할 수 있다. 그러나 식(2.17)은 비선형이며 해석해는 없다(“環境工学・モデル・数値集 Formulas, Models and Tables in Environmental Engineering”, 2004).

$$R = \frac{kXS_f}{K_S + S_f} \dots\dots\dots (2.16)$$

$$D_f \left( \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} \right) = \frac{kXS_f}{K_S + S_f} = \frac{\mu_{max}XS_f}{K_S + S_f} \dots\dots\dots (2.17)$$

여기서

- $S_f$  : 생물막내 제한 기질농도 ( $M_S \cdot L^{-3}$ )
- $K_S$  : 반포화 상수 ( $M_S \cdot L^{-3}$ )
- $k$  : 최대기질이용 속도 ( $M_S \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$ )
- $X$  : 생물막단위체적당의 미생물밀도 ( $M_X \cdot L^{-3}$ )
- $\mu_{max}$  : 세균의 최대비증식 속도 ( $T^{-1}$ )
- $Y$  : 수율계수 ( $M_X \cdot M_S^{-1}$ )

### 2.5.1.3 0차 반응

생물막내의 미생물농도를 균일하고 기질소비 속도를 0차 반응이라고 가정했을 경우 기질소비 속도(R)은 식(2.18)과 같이 표현할 수 있다.

$$R = r_0X = k_{0f} \dots\dots\dots (2.18)$$

$$D_f \left( \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} \right) = k_{0f} \dots\dots\dots (2.19)$$

여기서

- $r_0$  : 단위미생물당의 기질소비 속도 ( $M_S \cdot M_X^{-1} \cdot T^{-1}$ )
- $k_{0f}$  : 0차의 생물막단위체적당의 기질소비 속도 ( $M_S \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$ )
- $X$  : 생물막단위체적당의 미생물밀도 ( $M_X \cdot L^{-3}$ )

이때 생물막 내 기질의 침투 상황에 의해 아래의 두가지 경우가 있다.

### 2.5.1.3.1 완전 기질 침투

기질이 생물막내에 완전히 침투할 경우 경계조건을 이용해서 식(2.20)을 적분하여 기질농도분포를 생물막의 깊이(z)의 함수로서 구할 수 있다.

$$D_f \left( \frac{\partial^2 S}{\partial z^2} \right) = k_{0f} z + c_1 \dots\dots\dots (2.20)$$

$$D_f S = \frac{1}{2} k_{0f} z^2 + c_1 z + c_2 \dots\dots\dots (2.21)$$

경계조건:

$$at \ z=0, \ c_2 = D_f S_s$$

$$at \ z = L_f, \ c_2 = -k_{0f} L_f$$

$$\therefore S = \frac{k_{0f}}{2D_f} z^2 - \frac{k_{0f} L_f}{D_f} z + S_s \dots\dots\dots (2.22)$$

$L_f$  : 생물막두께(L)

생물막표면에 있어서의 기질 플럭스는 생물막 단위표면적당의 기질소비 속도와 같고 완전침투 생물막의 경우 식(2.23)과 같이 표현할 수 있다.

$$F_s = -D_f \left( \frac{dS}{dz} \right)_{z=0} = -c_1 = k_{0f} L_f \dots\dots\dots (2.23)$$

### 2.5.1.3.2 불완전 기질 침투

기질이 생물막내로 완전히 침투하지 않을 경우도 경계조건을 이용해서 식(2.20)을 적분하여 기질농도분포를 생물막의 깊이(z)의 함수로서 구할 수 있다.

경계조건:

$$at \ z=0, \ c_2 = D_f S_s$$

$$\text{at } z = L_a, \quad c_2 = -k_{0f}L_a$$

$$\therefore S = \frac{k_{0f}}{2D_f}z^2 - \frac{k_{0f}L_a}{D_f}z + S_s \quad \dots\dots\dots (2.24)$$

$L_a$  : 생물막내에의 기질 침투의 깊이

$L_a$ 는 실측이 어려워서 아래와 같이 추측할 수 있다.

$Z=L_a$ 에 있어서  $S \ll S_s$ 이므로

$$S_s = -\left(\frac{k_{0f}}{2D_f}\right)L_a^2 + \left(\frac{k_{0f}}{D_f}\right)L_a^2 = \left(\frac{k_{0f}}{2D_f}\right)L_a^2 \quad \dots\dots\dots (2.25)$$

$$\therefore L_a = \left(\frac{2D_f S_s}{k_{0f}}\right)^{1/2} \quad \dots\dots\dots (2.26)$$

이것을 식(2.25)에 대입하면 완전침투 생물막내의 기질농도분포는 생물막두께( $z$ )의 함수가 된다.

$$S = -\left(\frac{k_{0f}}{2D_f}\right)z^2 + \left(\frac{2k_{0f}S_s}{D_f}\right)^{1/2}z + S_s \quad \dots\dots\dots (2.27)$$

또 기질 플럭스는 식(2.28)과 같이 표현할 수 있다.

$$F_s = -D_f \left(\frac{dS}{dz}\right)_{z=0} = -c_1 = k_{0f}L_a = (2D_f k_{0f} S_s)^{1/2} \quad \dots\dots\dots (2.28)$$

따라서 0차 반응이라고 가정했을 경우 생물막 내 기질의 침투 거리에 의해 생물막표면에 있어서의 기질 플럭스는 생물막표면의 기질농도( $S_s$ )에 대하여 0차 또는 1/2차 반응 된다.

### 2.5.2 생물막내의 분자 확산

생물막 시스템에서는 액경계막 및 생물막 내 물질이동이 생물막내의 생물화학반응을 제한할 경우가 많다. 그 때문에 액체 내에 용존산소가 충분히 존재함에도 불구하고 생물막의 심층에서는 산소가 고갈되고 무산소·혐기층이 형성된다(Okabe Itoh Satoh and

Watanabe, 1999). 실제의 호기층의 두께에 대해서는 여러가지 가설이 있지만 호기성의 녹농균의 생물막단독배양으로서는 30~40 $\mu\text{m}$ 의 깊이까지 발육하는 것이 확인되어 있다. 배지이 혐기성균에 의해 지지될 경우 최대 130 $\mu\text{m}$ 의 깊이까지 생물막이 형성된다. 이 간접적 증거는 영양의 고갈이 아니라 산소의 고갈이 녹농균의 수직적 발육을 제한하는 것을 시사하고 있다(Costerton, 1995).

즉 생물막법에 있어서는 기질의 액본체로부터 생물막에의 전달과 생물막내에서의 확산이 가장 중요한 반응이 된다.

한편 표 2.3은 기질의 유효분자확산 계수(Effective diffusion coefficient: $D_F$ )를 나타낸 것으로 생물막 내 기질에 따라 달라진다.

**Table 2.3 – The average effective diffusion coefficient in biofilm.**

solute	$D_F/D_{aq}$
$\text{NH}_4^+$	0.71
$\text{NO}_3^-$	0.56
$\text{O}_2$	0.45
glucose	0.24
MW < 44(Ave)	0.43
MW > 44(Ave)	0.29

Stewart P.S 1998

유효분자확산계수를 통하여 질산은 산소보다 깊이 생물막 내부에 침투하고 또 생물막내에서 생성된 암모니아는 생물막표층에 침투 침투하기 쉽다는 것을 알 수 있다.

### 2.5.3 가수분해의 동력학

가수분해는 효소반응이며 미생물이 직접 이용할 수 없는 고분자 유기 화합물을 저분자 유기화합물에 분해하는 반응이다. 가수분해 가능한 화합물  $X_s$ 가 용존성의 화합물  $S_s$ 로 변화된다. 이것들의 분자는 하수에 의하여 세포벽에 전달되어 더욱 세포내로 흡수된다. 그리고 세포내에서는 흡수된 기질을 이용하여 반응이 진행된다. 또 몇 개의 조건에 있어서 미생물이 입자상기질을 완전히 덮개되고 세포외로 효소를 배출할 경우가 있다. 효소가 충분히 존재할 경우 가수분해 가능한 생물막의 단위표면적당의 가수분해속도는 일정하게 되고, 이것들을 통합하면 식(2.29)으로 표현할 수 있다.

$$\frac{dX_s}{dt} = k_n \frac{X_s/X_{BW}}{K_x + X_s/X_{BW}} X_{BW} \dots\dots\dots (2.29)$$

여기서

$k_n$  : 가수분해속도상수 ( $T^{-1}$ )

$X_{BW}$  : 미생물농도 ( $M \cdot L^{-3}$ )

$K_x$  : 가수분해포화 상수 (-)

이 이론은 포화형의 표현과 종속영양 미생물량이 포함되고 있어 더욱 가수분해의 상한능력이 규정되어 있다. 식(2.29)은 생물량 혹은 가수분해기질량이 가수분해를 제한하는 가능성이 있는 것을 나타내고 있다. 이용 가능한 가수분해기질이 충분히 존재할 경우 즉  $X_s > X_{BW}$ 의 경우에는 생물량 즉,  $X_{BW}$ 가 이 효소반응과 비례하고 가수분해반응은 일차 반응이 된다. 반대에  $X_s \ll X_{BW}$ 의 경우에는 가수분해속도는  $X_s$ 의 일차반응이 된다.

## 2.5.4 반응 속도의 온도 의존성

### 2.5.4.1 반응 속도의 온도보정식

미생물반응속도, 화학반응속도, 물리화학반응속도의 온도 의존성은 아레니우스의 공식(Arrhenius Formula)에 의해 나타낼 수 있다.

$$\frac{d \ln k}{dt} = \frac{E_a}{(RT^2)} \dots\dots\dots (2.30)$$

여기서

$k$  : 속도상수 ( $T^{-1}$ )

$T$  : 절대온도 (K)

$E_a$  : 활성화 에너지 ( $\text{JKg mol}^{-1}$ )

$R$  : 기체상수 ( $R=8.314\text{Jg mol}^{-1}\text{K}^{-1}$ )

식(2.30)을  $T_1$ 로부터  $T_2$ 까지 적분하고 그 때의 속도상수를  $k_1$ 이라고  $k_2$ 로 하면 식(2.31)이 된다.

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = \frac{E_a(T_2 - T_1)}{(RT_2T_1)} \dots\dots\dots (2.31)$$

#### 2.5.4.2 질산화 속도와 온도의 관계

수온은 아질산균의 활성에 크게 영향을 준다. 최적수온은 35℃ 부근이며, 15℃ 이하 40℃ 이상에서는 급속한 활성저하를 나타낸다.

#### 2.5.4.3 탈질 속도와 온도의 관계

탈질균의 활성은 활성화 에너지의 값으로부터 판단하고 생물반응은 온도와 상관관계가 큼으로 그 활성은 수온상승과 함께 급속히 높아진다. 탈질균의 최적수온은 37~39℃의 범위에 된다고 보고하였다(Yasunori Thoya, 1970 Thoya Suzuki Yaguchi, 1970~1971).

### 2.6 하수의 기질

하수중의 유기성분의 직접 측정은 일부의 연구에서만 행하여지고 있다. 그 연구에서는 하수중의 유기성분은 음식물에 의한 물질이 대부분인 것으로 확인되고 있다. 즉 ①탄수화물, ②단백질, ③

지방질이다.

Henze 등(1995b)은 이것들 세가지 성분을 하수 중에서 평균적인 조성을 산정하고 그것을 바탕으로 COD로의 환산량을 제안하고 있다.

**Table 2.4 - Average composition of carbohydrate, protein, and lipid and the conversion coefficient to COD.**

	Composition		Conversion factor (mgCOD · mgDM <sup>-1</sup> )
	Henze et al.	Kalyuzhnyi et al.	
Carbohydrates	C <sub>10</sub> H <sub>18</sub> O <sub>9</sub>	C <sub>10</sub> H <sub>18</sub> O <sub>9</sub>	1.13
Protein	C <sub>14</sub> H <sub>12</sub> O <sub>7</sub> N <sub>2</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> ON	1.20
Lipid	C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>		2.03

Henze et al, 1995b; Kalyuzhnyi et al, 2000

## 2.7 생물막의 두께

### 2.7.1 유속과 생물막의 관계성

빠른 유속은 생물막의 발육을 변화시키지만 미생물의 관부착 자체를 방해하지 않는다(Mittelman, 1985; Patterson, 1991; and Meltzer, 1994). 이것은 관 표면의 저층은 유속의 영향을 받지 않는 것과 관계가 있다. 관 중앙은 하수의 흐름이 완만하며 유속이 거의 없다. 이 밑바닥층을 점성저층(Viscous sublayer) 혹은 층류저층(Laminar Sublayer)이라고 부른다. 점성저층의 전단력은 미생물을 제거시키는데 필요한 전단력보다도 낮으므로 점성저층에 생물막이 형성되기 쉽다.

Pittner(1988)은 점성저층의 두께에 대해서 여러가지 유속과 직경이 다른 5개의 관으로 실험을 행했다(Table 2.5).

**Table 2.5 - Laminar Sublayer Thickness (microns).**

Pipe Size	Velocity (Ft/sec)					
	0.2	1.0	2.0	5.0	8.0	12.0
E.I. RDS 0.428"ID	*	*	125	55	37	26
1/2" Sch.80	*	*	136	60	40	28
1" Sch.80	*	265	146	65	43	30
2" Sch.80	537	291	158	69	46	32
3" Sch.80	563	305	165	74	48	33
4" Sch.80	582	312	170	75	50	34

\* Flow may or may not be turbulent at these conditions

Current E.I. RDS Flush velocity is approximately 2 Ft/sec.

Pittner, 1988

일정 유속상태하에서의 생물막은 하수흐름이나 영양물에 관계가 없이 일정한 두께를 유지한다. 점성저층을 초과하여 생물막이 성장하는것은 부유성 파이어니어 세포(pioneer cell)가 유리하고 직경이 다른 관에 서로 생물막이 일정하게 형성한다(Patterson, 1991). 위 결과로부터 유속이 빠를 경우 생물막의 최대의 두께는 점성저층의 두께라고 추정된다.

또 빠른 유속에서는 고밀도로 다소 견고한 생물막이 형성된다고 한다(Mittelman, 1985).

### 2.7.2 점성저층의 수리적 추측

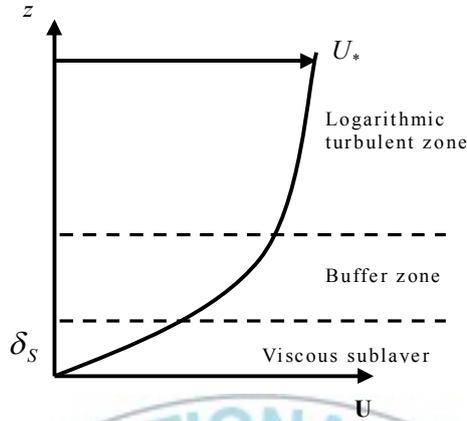


Fig.2-7 Boundary Layer Velocity Profile.

점성저층의 두께는 식(2.32)을 사용하여 구할 수 있다.

$$\delta_s = 11.6 \times \frac{\nu}{U_*} \quad \dots\dots\dots (2.32)$$

여기서

$\delta_s$  : 점성저층의 두께(L)

$\nu$  : 유체의 동점성계수(L<sup>2</sup> · T<sup>-1</sup>)

$U_*$  : 마찰 속도(L · T<sup>-1</sup>)

미지수를 아래의 식으로부터 유도하면 점성저층의 두께를 예측할 수 있다.

$$U_* = \sqrt{\frac{\tau_0}{\rho}} \quad \dots\dots\dots (2.33)$$

$$\tau_0 = \frac{d}{4} \left( -\frac{dp}{dx} \right) \quad \dots\dots\dots (2.34)$$

$$Q = \left( -\frac{dp}{dx} \right) \cdot \frac{\pi a^4}{8\mu} \quad \dots\dots\dots (2.35)$$

여기서

$\tau_0$  : 벽면 전단응력(M · T<sup>-2</sup> · L<sup>-1</sup>)

- $F$  : 저항 계수(-)  
 $U_0$  : 평균 유속( $L \cdot T^{-1}$ )  
 $d$  : 파이프의 지름(L)  
 $a$  : 파이프의 반경(L)  
 $\mu$  : 유체의 점성계수( $M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$ )  
 $\rho$  : 유체밀도( $M \cdot L^{-3}$ )



## 제3장 튜브식 접촉폭기 장치의 연속운전 실험

### 3.1 도입

반응조 내 생물막의 두께를 유속에 의해 제어하고 반응조 내부의 미생물농도를 최저 3000 [mg-COD/L]정도에 유지하고 폐쇄를 방지하기 위한 반응조를 설계 제작하였다.  
반응조는 실험의 목적에 맞추어 될 수 있도록 소형 단순한 구조가 되게 설계했다.

### 3.2 실험의 개요

#### 3.2.1 실험장치 및 운전 방법

반응조는 원통형 반응조 내에 플라스틱 튜브를 충전하고 반응조 하부에 강제적으로 부압을 발생시켜 하수를 인발하는 구조로 했다.

인발된 하수에 압축공기를 주입하여 반응조 상부로 유입시킨다.  
반응조 상부에 유입된 하수는 감압되면서 수면에 분사되어 접촉재 내벽을 통해 반응조 하부에 이송되어 순환된다.  
원수는 반응조 하부로 주입되고 처리수는 반응조상부에서 유출된다.

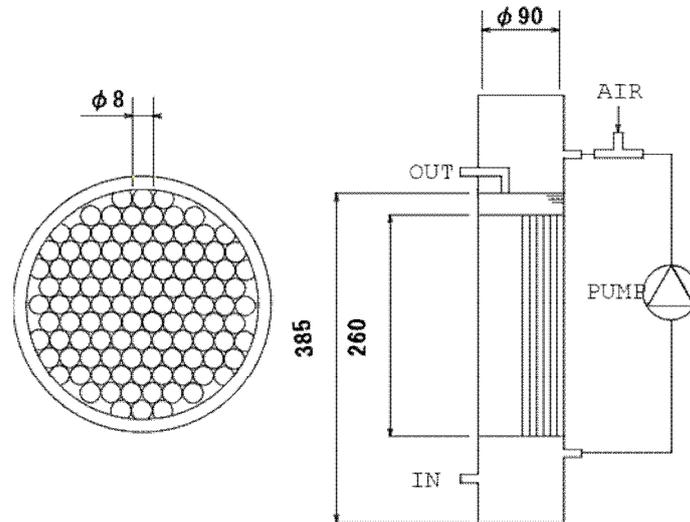


Fig 3-1 System flow of a tubular aeration biofilm reactor using a forced-circulation mixing system.

반응조

재질: 아크릴 관

내경: 90 [mm]

높이: 500 [mm]

유효면적: 2.45 [L]

접촉재

재질: 플라스틱 관

내경: 8 [mm]

높이: 260 [mm]

총수: 109 [개]

총접촉 면적: 0.71 [m<sup>2</sup>]

접촉재 점유용적/유효용적: 67.5 [%]

접촉 총면적/유효용적 : 0.29 [mm<sup>2</sup> /mm<sup>3</sup>]

운전 조건

내부순환 유량: 100 [mL/sec]

수온: 상부 36~48℃ 하부 30~41℃(기온 및 펌프 동력열에 의해 변화)

### 3.2.2 유입 부하의 설정

메디아 폐쇄가 시작되는 유기물 부하에서 실험을 행하여 폐쇄된 메디아에 부착된 미생물을 탈리시켜 역세없이 운전할 수 있는 조건을 찾는 것이 목적임으로, 유입 부하를 5 [kg-COD/m<sup>3</sup> · day]로 설정하고, 유입 농도를 250~300 [mg-COD/L]으로, HRT를 3 [hr]이라고 설정했다(Chapter 2.2.1 참고).

사용된 기질은 실제의 생활 하수와 유사한 성분으로 구성되어있고, 분해 속도가 낮은 기질의 제거 능력도 검증하기 위해서 탄수화물 단백질 지방질을 함유하는 우유를 선택하였으며, 우유는 변질되기 쉬우므로 보존성과 운용성의 면을 고려하여 분유를 사용하였다.

또 우유를 기질로 하면 인성분과 칼슘이 결합하여 폐쇄의 원인이 된다. 이것은 미생물에 의한 폐쇄 실험의 지장이 된다고 생각하고 인 성분(인 지질)을 극력 억제한 탈지 분유를 선택했다.

사용된 탈지 분유의 성분구성은 표 3.1과 같다.

**Table 3.1 - Ingredient composition of fat-free milk.**

Carbohydrates	Component
Protein	52g
Lipid	35g
Saturated Fat	1g
Cholesterol	0.5g
Sodium	0.002g
Calcium	0.06g
Carbohydrates	0.11g
* Amount per 100g	

Henze의 환산식으로 탈지분유의 구성성분을 이용하여 원수의 COD를 산정하였다.

300 [mg-Fat Free milk/L]의 탈지 분유농도는 이론 COD는 311 [mg-COD/L], TN은 9 [mg-N/L]가 된다.

### 3.2.3 공정 내의 미생물량 및 폐쇄의 가능성

접촉재 내부의 유속이 적당하고 생물막의 두께와 점성저층의 두께가 동일하다고 가정하고, 내경 8mm, 길이 250mm의 접촉재 내부의 미생물막의 두께와 유속과의 관계를 식(2.32~2.35)을 이용해서 산출했다(Fig 3-2).

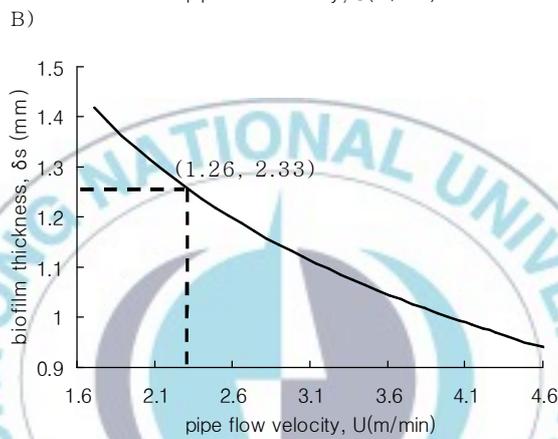
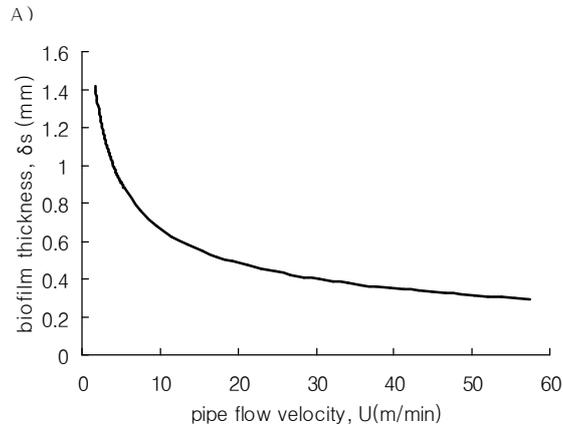


Fig 3-2 Biofilm thickness - Velocity Profile.

또 생물막의 성장으로 인한 내경의 축소에 따른 유속의 증가를 고려하고 일정 순환 유량 100 [mL/sec](미생물막 증대에 의한 조도 계수의 확대를 고려해서, 사용하는 펌프의 최대배수 능력 200 [mL/sec]의 50%을 산정)일때 접촉재 내부의 유속 및 미생물 막의 두께를 계산한 결과 유속 2.33 [m /min]에서 미생물막의 두께 1.26 [mm]이 예측되었다.

위의 예측에 따라 내경 5.5mm의 유수 공간을 확보할 수 있으며 본 빈응조내에서 순환 유량 100 [mL/sec]을 유지할 수 있으면, 이론적으로 폐쇄는 발생하지 않을 것이다.

또 미생물막의 밀도는 미생물막 모델의 대표적 값인 10000 [g-COD/m<sup>3</sup>]이라고 가정하면 접촉재 1개당의 미생물량은 0.069146 [g-COD/tube]이 되고 계 전체에서는 기대치 대로의 3076.23 [mg-COD/L]의 미생물농도를 확보할 수 있는 계산이 된다. 따라서 유효용적 2.45L의 접촉 산화 반응조이라도 유입 농도 250~300 [mg-COD/L]의 원수를 충분히 처리할 수 있다고 예측할 수 있다.

### 3.3 측정 및 분석 방법

처리수의 탁도를 지표로 해서 현저한 수질의 악화가 보여지지 않는 한 매주 월요일·수요일·금요일에 채수하고 원수 및 처리수의 용존산소, pH, 온도, COD, TN, TP, NH<sub>4</sub>, NO<sub>2</sub>, NO<sub>3</sub>, PO<sub>4</sub>, SS를 측정하였다.

### 3.4 반응조의 평균 처리 효율

원수(탈지 분유300mg/L)의 농도는 실측값 평균으로 COD 225 [mg/L], TN 14 [mg/L], TP 3 [mg/L]이었다.

**Table 3.2 - Measured value of fat-free milk (COD, TN, TP).**

	Fat Free Milk 300mg/L
COD	225
TN	14
TP	3

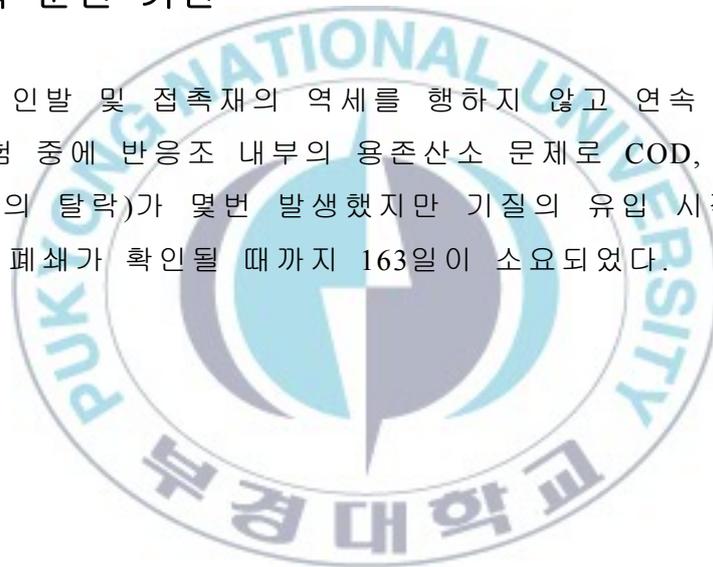
HRT에 따른 반응조의 평균 처리 효율은 다음 표 3.3에 나타내었다.

**Table 3.3 - Removal efficiency for different HRTs.**

	HRT	
	3hr	6hr
COD	84%	84%
TN	45%	52%
TP	35%	38%

### 3.5 연속 운전 기간

슬러지의 인발 및 접촉재의 역세를 행하지 않고 연속 운전을 하였다. 실험 중에 반응조 내부의 용존산소 문제로 COD, SS의 증가(미생물막의 탈락)가 몇번 발생했지만 기질의 유입 시작으로부터 접촉재의 폐쇄가 확인될 때까지 163일이 소요되었다.



운전 시작 일시: 2008/02/04

폐쇄 확인 일시: 2008/07/15

연속 운전 기간: 163 [day]

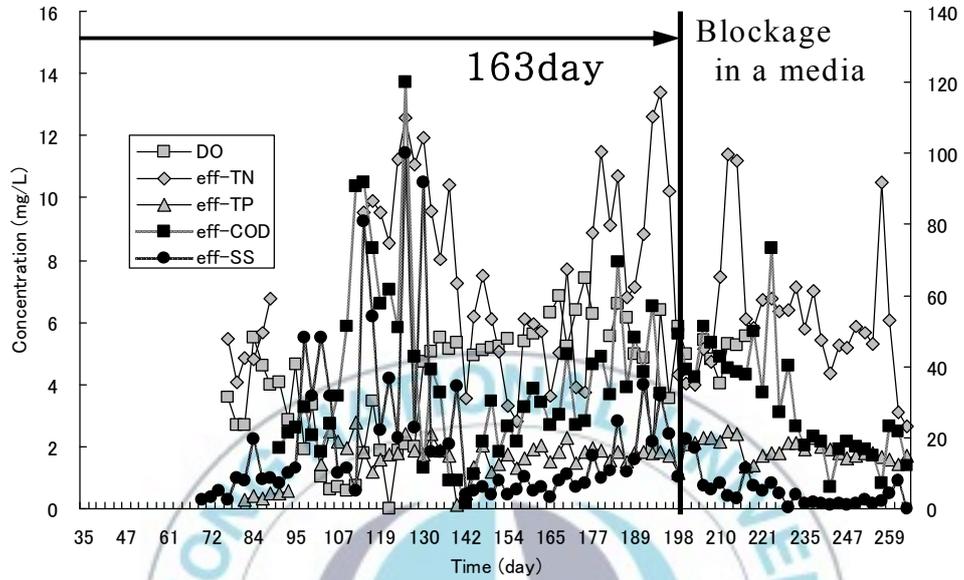


Fig.3-3 Transition of water quality (until the blockage in a media).

폐쇄 기준은 반응조 하부의 순환 부압이 0.02MPa 이하가 되고 설정된 순환 유량을 유지 못하게 된 시점으로 한다.

## 제4장 처리 수질의 안정화

### 4.1 도입

생물막법은 미생물막의 박리나 탈락에 의한 급속한 수질악화가 문제가 된다. 대부분은 공정 내의 미생물량이 과다가 되는 것이 원인이지만 본 반응조의 미생물량은 유속에 의해 어느 정도 제어된다는 가정하고 이론적으로 미생물의 박리는 정상화·균일화되어 탈락에 의한 급속한 수질악화는 억제된다고 판단하였다.

역설적으로 급속한 수질의 악화가 발생되지 않고 안정적이고, 공정 내의 미생물량은 일정하게 제어되어 있다고 볼 수 있다. 여기서 처리수의 수질악화, 혹은 수질의 안정화를 저해하는 요인에 대해서 실험하였다.

### 4.2 실험의 개요

폭기량의 조정, HRT의 조정, 및 공정내의 미생물량을 조정(역세)하고 그 전후의 처리수의 상황을 분석하였다.

폭기량의 조정에 관해서는 반응조 하부의 용존산소량을 대상으로 삼고 반응조 하부의 용존산소량에 대한 처리수의 변동을 조사했다.

### 4.3 처리 수질의 안정화와 용존산소와의 관련

생물막내의 생물상은 산소의 확산 침투 거리에 의해 결정된다. 생물막내로 침투는 생물막표면의 용질농도에 좌우된다. 이것으로부

터 접촉재 출구부근에 있어서의 처리 대상수의 용존산소농도는 계내의 생물상의 변화를 결정하는 중요한 지표가 된다고 생각된다.

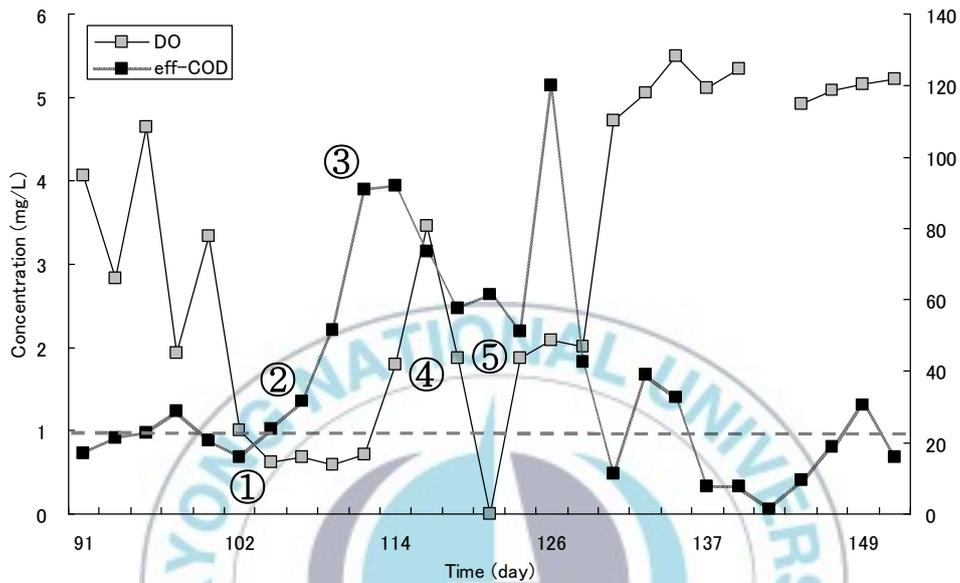


Fig.4-1 Transition of water quality by DO reduction.

처리수의 악화는 ①하부 용존산소농도가 고갈된 후(DO <1) ②서서히 처리수의 COD가 상승되기 시작하고, ③COD농도증가의 폭이 급속하게 진행된다. 이것은 생물막표면의 산소농도가 저하하고 생물막의 무산소·혐기 구간이 증가, 가수분해의 증가나 탈질의 증가에 따르는 공극율의 증가에 의해 접촉재와 생물막과의 접촉 강도가 저하하고 생물막의 이탈 현상이 일어난다고 생각된다.

생물막의 박리에 의해 산소의 소비를 감소되면 ④DO는 회복하기 시작하지만 이것은 호기성 미생물의 증식에 의한 산소소비량확대를 초래하고 ⑤다시 DO는 저하된다.

즉, 반응조 하부의 DO변동이 처리 수질(COD, SS)의 변동과 직접적인 관련성이 있다고 할 수 있다. 거기에서 하부의 용존산소농도

를 일정하게 유지( $DO \geq 5$ )시키기 위해 폭기량을 조정하였다.

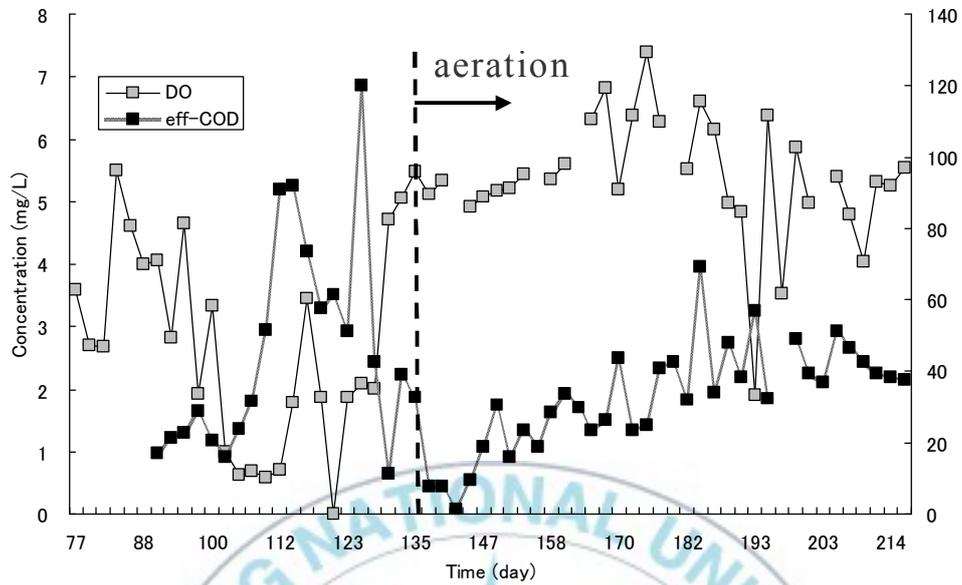


Fig. 4-2 Stabilization of water quality by aeration.

그림 4.2는 DO조정 후 처리수의 수질을 나타낸 것으로 수질은 안정화되었다.

#### 4.4 외부환경의 변화에 따른 각 성분의 변화

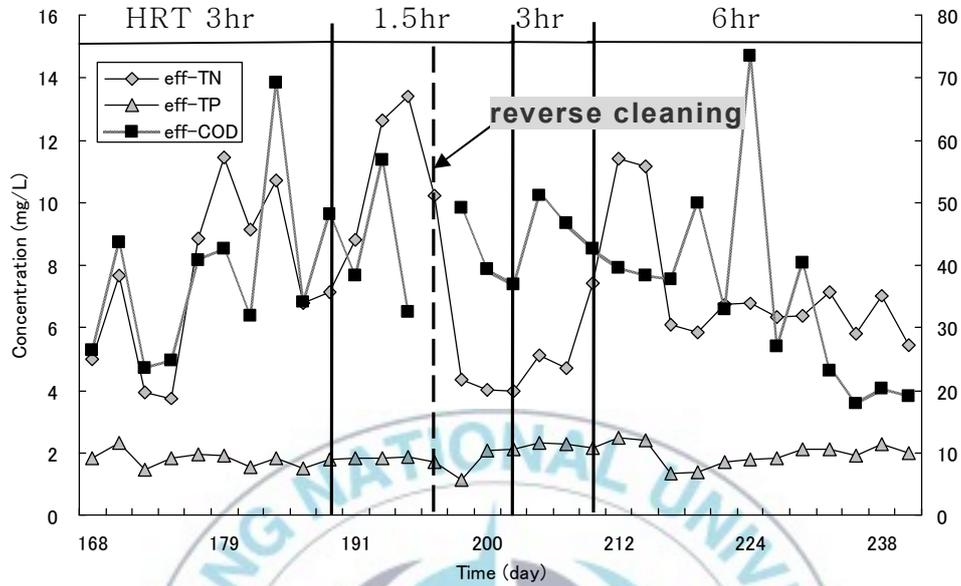


Fig.4-3 Transition of water quality to its external environment.

HRT의 변화에 따라 TP은 거의 변화가 없이 일정한 값을 나타냈으나 COD는 약간 TN은 크게 변동하고 있다. 이것은 계 내의 미생물량의 변화에 대하여도 같은 경향을 가진다. 그러나 어느 쪽의 케이스도 환경 변동 후 3~10일 이내에 안정화 상태로 된다.

미생물량의 변화(역세)에 대하여도 TN의 변동이 크다. 미생물량이 감소해도 COD 제거에 대한 영향이 작은 이유는 원래 반응조 내부에 과도한 미생물이 있고 역세된 후에서도 충분한 미생물이 남아있었기 때문이다. TN에 경우는 질산화균 상층의 과도한 호기성 미생물이 없어지고 질산화 효율이 상승하여 제거 효율이 크게 좋아진 가능성이 크다.

## 4.5 SS 유출 특성

정상화(chapter 4.3 참고)된 후 처리수 내 SS 농도는 침전지가 없는 상태에서도 4~8[mg-SS/L]를 유지 할 수 있었다. 폐쇄가 일어나기 3주전부터는 유출수 SS 농도의 높아지기 시작했지만 증가속도는 완만하여 유출수 농도증가에 대응 가능한 시간적인 여유가 있다.

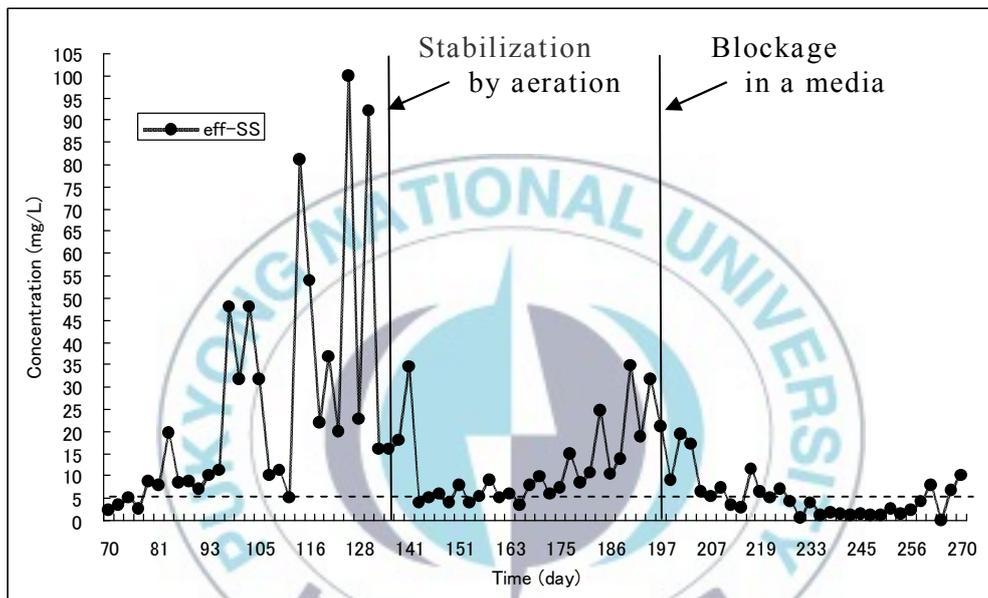


Fig. 4-4 Transition of effluent SS.

## 제5장 질산화 · 탈질반응에 관한 실험

### 5.1 도입

**Table 5.1 - The nitrogen form ratio in a effluent water.**

Nitrogen Form	Rate of nitrogen form
NH <sub>4</sub> -N	85%
NO <sub>2</sub> -N	2%
NO <sub>3</sub> -N	12%

effluent TN about 7mg/L

표 5.1은 처리수의 질소성분 분율을 나타낸 것으로 암모니아성 질소가 비교적 많이 나타났다.

그러나 이것은 질산화 능력이 높은 접촉 방식의 반응조에서는 생각하기 어려운 상황이다.

본 반응조는 HRT 3시간으로 45%의 TN제거 능력이 있고, 처리수의 NO<sub>2</sub>-N NO<sub>3</sub>-N의 비율이 낮은 결과로 암모니아 산화 속도가 TN 제거 속도의 저해 요인이라 생각된다.

이상의 결과로부터 본 장치의 암모니아 산화 능력 및 탈질 능력에 관해서 실험을 행했다.

### 5.2 실험의 개요

#### 5.2.1 사용 기질

본 실험에서는 기질로 글루코즈, 염화암모늄, 질산화나트륨, 인산염으로, 합성 하수를 조제하여 실험하였다.

각 시험으로 사용한 시약 및 산정 농도는 아래 표 5.2와 같다.

**Table 5.2 - The ingredients of the raw water.**

Component	Substance	NitriFication denitrification	Limit performance
COD	$C_6H_{12}O_6$	200mg/L	200mg/L
NH4-N	$NH_4Cl$	20mg/L	40mg/L
NO2-N	-	-	-
NO3-N	$NaNO_3$	20mg/L	-
TP	$KH_2PO_4$	1.5mg/L	1.5mg/L
	$K_2HPO_4$	1.5mg/L	1.5mg/L

### 5.2.2 실험 방법

실험에서는 HRT를 6시간으로 반응조의 질산화·탈질 능력 및 질산화 한계를 각각 유입 TN중의 질소형태를 바꾸어서 행했다. 실험으로 사용한 반응조는 역세 후 탈지 분유를 기질로 한 연속 운전으로 2.5개월간 운용한 같은 반응조를 사용하고, 또 0.5개월 정도 실험에 사용하는 합성 하수에의 순치와 안정화를 행하고 나서 시작했다.

### 5.3 튜브식 접촉 폭기조의 질산화·탈질 효율

실험에서 본 반응조의 평균 유입 농도와 유출 농도 및 평균 처리 효율을 구했다.

**Table 5.3 – The average concentrations of influent, effluent and removal efficiency (The experiment of nitrification efficiency).**

	IN	OUT	removal rate
COD	174mg/L	27.0mg/L	84%
TN	47mg/L	28.8mg/L	49%
NH <sub>4</sub> -N	18mg/L	1.3mg/L	93%
NO <sub>2</sub> -N	0mg/L	8.9mg/L	—
NO <sub>3</sub> -N	21mg/L	8.3mg/L	—
TP	3.0mg/L	2.4mg/L	22%

표 5.3은 실험결과를 나타낸 것으로 암모니아 산화율은 93%(암모니아성 질소의 아질산성질산화:16.7 [mg-N/L])로 높은 산화율을 가진다.

또 아질산 산화율은 47%(아질산성 질소의 질산성 질질산화:7.8 [mg-N/L])에서 탈질율은 71%(질산성 질소의 가스화:20.5mg/L)이었다.

이 결과로 판단하면 TN제거 효율의 저해 요인은 암모니아 산화 효율이 아니라고 판단할 수 있다. 처리수에 암모니아성 질소가 잔류하고 있었던 요인은 암모니아 산화 효율이 아니고 오히려 암모니아 생성 속도에 있다고 생각된다. 기질을 탈지분유로 한 경우 암모니아성 질소는 주로 탄백질의 가수분해로 생성된다. 여기서 암모니아산화 능력과 탈질능력이 충분히 있다고 하면, TN의 처리에 영향을 주는 인자는 암모니아의 생성속도, 즉 탄백질의 가수분해속도가 TN의 제거 효율에 대한 저해 요인이라고 사료된다.

#### 5.4 튜브식 접촉 폭기조의 질산화 한계

실험에서 반응조의 평균 유입 농도와 유출 농도 및 평균 처리 효

율을 구했다.

**Table 5.4 – The average concentration of influent, effluent and removal efficiency(The experiment of nitrification capacity limitation).**

	IN	OUT	removal rate
COD	177mg/L	45.3mg/L	74%
TN	49mg/L	30.8mg/L	36%
NH <sub>4</sub> -N	37mg/L	12.8mg/L	66%
NO <sub>2</sub> -N	0mg/L	2.8mg/L	
NO <sub>3</sub> -N	0mg/L	5.5mg/L	
TP	3.2mg/L	2.15mg/L	34%

표 5.4는 결과를 나타낸 것으로 암모니아 산화율은 66%(암모니아성 질소의 아질산 질산화:24.5 [mg-N/L]), 아질산 산화율은 88%(아질산성 질소의 질산성 질산화:21.4 [mg-N/L])에서 탈질율은 74%(질산성 질소의 가스화:15.9mg/L)이라고 생각된다.

주목해야 할 현상은 암모니아성 질소농도의 상승에 의해 COD의 제거 효율이 저하하고 있는 점에 있다.

암모니아, 질산, 산소의 평균 유효확산 계수는  $NH_4^+ > NO_3^- > O_2$ 이지만 암모니아 산화와 아질산 산화는 호기성 구간에서 행하여 지기 때문에 실질적인 반응은 산소의 미생물막내에의 침투 거리에 의해 제한된다.

질산화 반응에 의해 미생물막내의 산소소비량이 증가하면 산소의 막내부에서의 침투 거리는 좁아지고 필연적으로 호기층의 체적은 감소하고 COD제거율이 저하하는 것으로 추측된다.

또 반대로 무산소구간은 이것에 의해 증가하므로 탈질 효율은 높아졌다고 판단된다.

제거 효율을 생각했을 경우 본 장치에서의 제거 가능한 암모니아성 질소농도는 최대 20~25 [mg-N/L]라고 판단된다.

## 제6장 튜브내의 미생물막의 형태

### 6.1 도입

반응조의 설계 단계에서 이론적으로 튜브식 접촉재의 내벽에는 1.26 [mm]의 생물막이 형성된다고 예측했다. 이 상태가 유속에 의해 유지할 수 있으면 폐쇄는 일어나지 않는다고 가정했지만 실제로는 폐쇄가 발생했다. 그 원인을 규명하기 위해서 실험 종료 후 접촉재를 꺼내고 내부의 생물막을 조사했다.

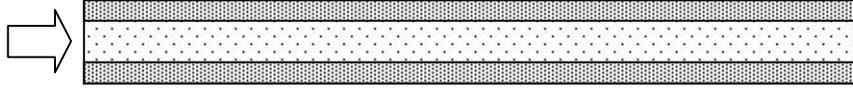
### 6.2 실험의 개요

반응조내의 접촉재를 꺼내어 내부 생물막의 상태를 확인했다. 또 생물막을 꺼내어 건조 중량을 측정했다. 이 실험은 장치를 역세한 후부터 4개월정도 연속운전한 반응조로 행했다.

### 6.3 생물막의 형성 상태와 성질

튜브식 접촉재를 절개하고 내부의 생물막을 관찰한 결과 대별해서 다음 같은 형태가 확인되었다.

a) 이상적인 생물막 상태 :



**Fig.6-1 Condition of tube with ideal biofilm distribution.**

미생물막의 색깔은 짙은 노랑색이고 두께는 1.0~1.2 [mm] 정도로 균일하게 튜브의 내벽에 고착되어 있었다.

접촉재의 내부 공간에 있는 미생물 생체량은 평균 0.0705 [g-SS/tube]였다. 공정 전체의 접촉재(108개)에 차지하는 이상적인 생물막 상태의 접촉재 점유율은 5.6%(6/108개)였다.

b) 일부 충전 상태: 미생물에 의해 튜브의 내부가 10~40% 채워져 있는 상태

Type A

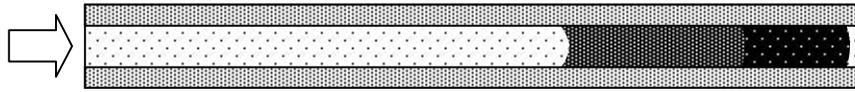


**Fig.6-2 Condition of tube with partially agglutinated biofilm.**

이상적인 상태에 가깝지만 출구부근(접촉재 하부)에 미생물층이 형성된 공간이 보여진다.

이 구간은 통수성이 충분하고 자연유하 상태에서도 내부의 물이 밖으로 배출된다. 평균 생체량은 0.1172 [g -SS /tube]이고 점유율은 18.5%(20/108개)

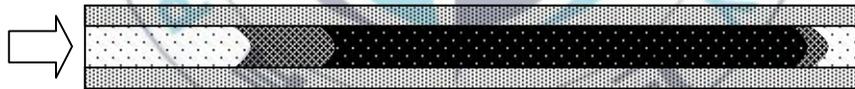
Type B



**Fig.6-3 Condition of tube with partially agglutinated biofilm and microaerophilic area.**

미생물층은 흑색이고 약간 점성을 가지고 있었다. 중간부분의 미생물막의 두께는 1.2~1.5 [mm]정도가 되고 흑색과 황색이 섞인 색이 된다. 평균 생체량은 0.1622 [g -SS /tube]이고 점유율은 17.6%(19/108개)였다.

c) 반충전 상태: 미생물에 의해 튜브 내부가 60~80% 채워져 있는 상태

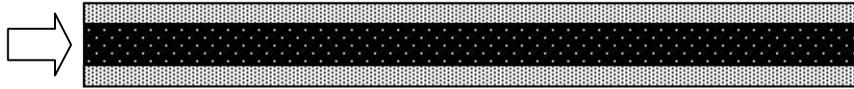


**Fig.6-4 Condition of tube with considerable agglomerated biofilm.**

벽면의 미생물막과 하부의 미생물의 층은 모두 흑색이고 통수성은 상당히 나빠졌다. 하부의 미생물의 층이 탈락한 흔적이 보이는 곳도 있었다.

평균 생체량은 0.1765 [g-SS /tube]이고 점유율은 24.1%(26/108 [개])였다.

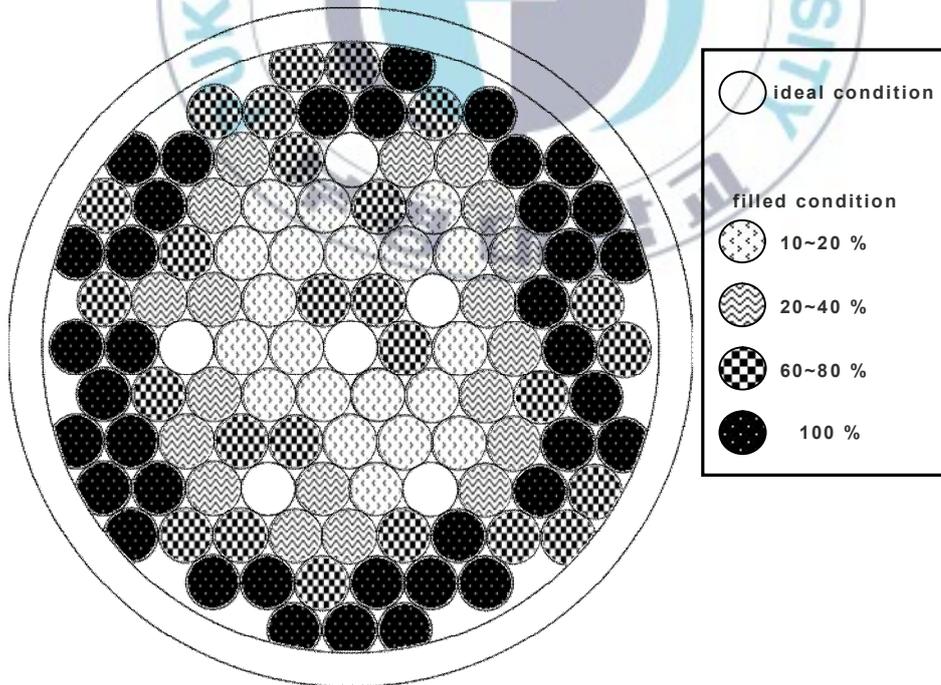
d) 완전충전 상태: 완전히 미생물에 의해 내부가 채워져 있는 상태



**Fig.6-5 Condition of tube with fully agglomerated biofilm.**

미생물층은 흑색이고 통수성이 나빠 내부의 물이 통수되지 않았다. 평균 생체량은 0.2169 [g-SS /tube]이고 점유율은 34.3%(37/108 [개])였다.

상기 각각의 형태의 반응조내에서의 분포는 그림 6-6에 나타내었다.



**Fig.6-6 Ideal condition of biofilm distribution.**

이상적인 상태의 접촉재는 전체의 6%미만이라고 하는 결과가 되었다. 전체적으로 보면 반응조 내 처리 공간은 약65%, 사각지대 약 35%가 된다. 장치는 부압 순환으로 운전하므로 통수성은 상하 부간의 압력차에 의하여 정해진다.

#### 6.4 생물막의 총질량

실험의 결과로부터 접촉재공간의 미생물총량은 18.4631 [g-SS/media space]이고 하부공간에 퇴적하고 있었던 미생물총량은 1.2348 [g-SS/under space]였다. 이것으로부터 장치내부의 미생물총량은 19.6979 [g-SS/reactor space]이 된다.

그 값을 장치의 유효용적(2.45L)로 나누면 미생물농도는 8040[mg-SS/L]가 되어서 당초 목표로 한 이론값(2250[mg-SS/L]; Chapter 3.23 참고)의 3.6배가 되었다. 많은 호기성 유기물 산화 미생물은 COD제거에 안정적인 영향을 주지만, 질산화로 필요한 산소를 소비하므로 질소 제거에는 부정적인 영향을 준다.

## 제7장 결론

### 7.1 연구 결과의 정리

#### 1) 연속운전기간

본 실험 장치를 사용하여 연속운전을 한 결과 163일간 역세없이 연속운전이 가능하였다.

고정상 접촉재를 고밀도 충전하고 COD부하를 5[kg/m<sup>3</sup>day]로 무역세 운전을 하는 악조건 하로 안정적인 처리수를 얻어낼 수가 있다.

#### 2) 처리수질의 안정화

하부공간의 DO가 고갈하지 않으면 유출수 수질에 영향을 미치지 않고 안정적으로 처리가 가능하였다.

HRT, 반응조 내 미생물량 등의 처리환경이 변동할 때도 COD, TP에 미치는 영향은 적었다.

그러나 TN은 외부의 환경변화에 대하여 민감하였다.

#### 3) 질산화/탈질에 관한 제거효율

합성폐수를 이용한 실험에서 질산화/탈질의 효율은 높았다. 단, 일반 폐수인 경우는 단백질이 가수분해되어 암모니아가 생성되는 속도가 빨라 암모니아성 질소의 제거율이 낮았다.

암모니아성질소, 질산성질소 농도가 증가한 경우, 아질산 비생성 속도 및 질산 비생성 속도가 증가하여 미생물막 깊이 당 산소 소비량이 증가 한다. 즉, 호기층 내의 질산화 반응과 탄소원 산화 반응이 경합하여 호기층 총 용적이 감소하고 COD 제거 효율이 떨어질 것으로 예상된다.

#### 4) 제거 한계

미생물량의 감소해도 COD 처리효율 및 역세 시점의 영향을 많이 받지 않으므로 COD 제거에 관한 미생물량은 충분히 많다고 생각할 수 있다. 반대로 TN 제거에 관한 미생물은 계내의 점유율이 적고 성장 속도가 늦다고 말할 수 있다. 따라서 TN 제거 능력의 한계에는 충분한 주의가 필요하다

또 암모니아 산화와 아질산 산화 반응은 호기층에서 일어나는 반응이므로 미생물막에 침입하는 산소분자의 거리가 질산화의 제한인자가 된다고 생각할 수 있다. 또, 암모니아를 생산하는 가수분해 속도가 TN 제거의 제한인자가 된다고 할 수 있다.



## 제8장 장래 연구

### 8.1 기술적인 문제점과 장래성

#### 1) 기술적인 문제점

접촉재 내의 빠른 유속은 미생물량을 어느 정도 제어하지만 완벽하게 미생물량을 유지할 수는 없었다. 이상적인 접촉재 상태가 전체의 5.6%밖에 없었던 사실에서 더욱 균일하게 유입 유량이 튜부식 접촉재 내에 유입될 수 있도록 장치 구조를 설계하여야 한다.

또, 순환에 사용한 펌프가 발생하는 열의 영향으로 질산화 효율이 떨어졌다고 생각할 수 있다. 순환에는 열 발생량이 작은 구조의 장치를 설치할 필요가 있다.

#### 2) 기술 개발의 전망

미세 기포 발생 장치의 개성에 의한 산소 침투 거리의 향상. 응집제 주입, MAP법 등을 이용해서 TP제거 능력의 향상. 막처리공법의 보조 전처리 장치로서의 사용. 고기능성 미생물의 식종 배양에 의한 기능 향상 등. 기존 기술의 도입이 용이한 것도 본 장치의 특칭의 하나라고 말할 수 있다.

접촉재 구조도 단순한 튜브형태이므로 제조·가공 등이 용이하고 특수한 소재를 이용한 접촉재 개발에서도 도움이 될 것이라고 생각된다.

## 참고문헌

Characklis, W.G. and K.C. Marshall(eds.)(1990), Biofilms, New York, John Wiley & Sons

Henze, M., P. Harremoës, J. La Cour Jansen, and E. Arvin(1995b), Wastewater Treatment-biological and Chemical Processes, New York, Springer-Verlag, pp.383

Meltzer, T.H. (1993), "High-purity Water Preparation for the Semiconductor, Pharmaceutical, and Power Industries." Tall Oaks Publishing, Inc., Littleton CO.

Mittelman, M.W. (October 1985), "Biological Fouling of Purified-Water Systems: Part 1, Bacterial Growth and Replication", Microcontamination 3(10), pp. 51-55, pp.70.

Mittelman, M.W. (November 1985), "Biological Fouling of Purified-Water Systems: Part 2, Detection and Enumeration", Microcontamination 3(11), pp. 42-58.

Mittelman, M.W. (January 1986), "Biological Fouling of Purified-Water Systems: Part 3, Treatment", Microcontamination 4(1), pp. 30-40, pp.70.

Nielsen, P.H., and T. Hvitved-Jacobsen(1998), Effect of sulfate and organic matter on the hydrogen sulfide formation in biofilms of filled sanitary sewers, J. Watr Pol. Contr. Fed., 60(5), pp.627-634.

Noguera, D.R. and Picioreanu, C. (2004), "Results from the Multi-Species Benchmark Problem 3 (BM3) using Two-Dimensional Models.",

Water Sci. Technol. 49(11-12), pp.169-176.

Patterson, M.K.; Husted, G.R.; Rutkowski, A.; Mayette, D.C.(May/June 1991), "Isolation, Identification, and Microscopic Properties of Biofilms in High-Purity Water Distribution Systems", *Ultrapure Water* 8(4), pp. 18-24.

Pederson, M.K. (1990), "Biofilm Development on Stainless Steel and PVC Surfaces in Drinking Water", *Water Research* 24(2), pp. 239-243.

Pittner, G.A.; Bertler, G (May/June 1988), "Point-of-use Contamination Control of High Purity Water Through Continuous Ozonation", *Ultrapure Water* 5(4), pp. 16-22.

Zobell, C.E. and Anderson, D.Q. (1936), "Observations on the multiplication of bacteria in different volumes of stored seawater and the influence of oxygen tension and solid surfaces." *Biol. Bull. Woods Hole* 71, 342. Benchmark

Thorkild Hvitved-Jacobsen(2001/12/20), "Sewer Processes: Microbial and Chemical Process Engineering of Sewer Networks", Technomic Pub Co, pp. 30-36, pp. 49-51, pp. 56

井出哲夫(1990),“(第二版)水理工学 ■理論と応用■”,日本, pp. 299, pp. 303, pp. 337-338

上野達也(1968),“微生物による環境制御・管理技術マニュアルー環境微生物と下・廃水・廃棄物処理有効利用技術の基礎と応用ー”,日本,環境技術研究協会”, pp. 217-218, pp. 222-223

小島貞夫(1974),“再生水の造水と利用技術資料集大成”,日本,フジ

テクノシステム出版部

橋本健治(1979), “反応工学”, 日本, 培風館, pp. 49-57

福島武彦(2004), “環境工学・モデル・数値集 Formulas, Models and Tables in Environmental Engineering”, 日本, 社団法人土木学会, pp. 113-120

日野幹雄明(1983), “解明水理学“, 日本, 丸善株式会社, pp.89-90  
pp.99-101

