

## 嫌氣性 BAC 流動層 反應機에서 Start-up 方法 및 微生物 附着 特性 研究

박동일 · 신승훈 · 안재동 · 최석규\* · 장인용

건국대학교 화학공학과

\*경주전문대학 환경공학과

### A Study on the Start-up Method and Characteristics of Microorganisms Attachment in an Anaerobic BAC Fluidized-Bed Reactor

Dong-Il Park, Seung-Hun Shin, Jae-Dong Ahn, Seok-Gyu Choi\*, In-Yong Jang

Department of Chemical Engineering, Kon-Kuk University

\*Department of Environmental Industry, Kyong-Ju College

#### ABSTRACT

The objectives of this study were to examine the start-up method and characteristics of biomass attachment on the media in an anaerobic fluidized bed reactor(AFBR). The media adopted was the granular activated carbon which was successfully capable of adsorbing organics and biomass. The reactor was operated at 5 kg COD/m<sup>3</sup> · day and 24hr of HRT.

There were important problems in the AFBR's start-up, which has been reported very long and unstable. Therefore, this research was to solve the problem of the start-up and it was performed, comparing two start-up ways that were initial fluidized system and initial static-fluidized system.

The results were summarized as follows:

- (1) On the whole initial static-fluidized system was superior to initial fluidized system in the aspects of biogas production rate, methane content and COD removal efficiency etc.
- (2) At the steady state methane production rate and recoverable bioenergy of initial static-fluidized system were 2.074 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup> · day, 0.488 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kgCOD<sub>removed</sub> · day, and 81.3kcal/day, respectively.
- (3) Thickness of biofilm was about 5.11 μm. ρ<sub>bw</sub> and ρ<sub>bc</sub> were 1.022 g/cm<sup>3</sup>, 0.0953 g/cm<sup>3</sup> respectively.
- (4) Biomass concentration of fluidized state was about 35 mg/g GAC.

In conclusion the efficient method on the start-up of the AFBR using GAC as media was initial static-fluidized system and the period of static state needed to reach steady state was considered about twenty days.

**Keywords :** AFBR, start-up, biomass, biofilm, GAC.

#### I. 서 론

국민의 생활수준이 향상됨에 따라 음용수질에 대한 요구 역시 높아져 기존의 시스템으로 신뢰성을 확보하기는 어려운 단계에 이르렀다. 따라서 이러한 욕구에 부응하는 음용수의 수질기준 또한 강화될 것으로 예상되기 때문에 과거보다 수질이 악화

된 상태의 원수를 사용하여 강화된 수질기준을 만족시키는 정수 및 폐수처리 기술의 활용이 요구되고 있다.

특히 폐수처리 방법의 선택에는 경제성과 수질기준 등 여러 가지가 고려되어야 하는데 유기성 폐수의 일반적인 처리공정으로 호기성 미생물 처리법이 이용되어 왔다. 그러나 여러 문제점의 야기로 80년

대 이후 혐기성 공정에 대한 관심이 고조되고 있으며, 이 공정은 90년대 초부터 슬러지의 안정화에 이용되기 시작하여 호기성 공정의 전처리나 대체공정으로 채택되어 그 응용범위를 넓혀가고 있다.

호기성 미생물 처리방법은 미생물이 산소를 이용하여 유기물을 산화시키는 과정에서 에너지를 얻어 새로운 생물체를 형성하고 그 결과 다량의 잉여 슬러지를 발생시켜 슬러지 처리라는 새로운 2차적인 문제점을 야기시키는 반면, 혐기성 미생물에 의한 처리방법은 부산물로 메탄이 주성분인 가연성 바이오가스를 얻을 수 있을 뿐 아니라 지속적인 공기의 공급이 필요없기 때문에 에너지 소모가 적으며, 발생하는 슬러지 양이 호기성의 1/10정도로 슬러지 처리 부담이 적다. 하지만 혐기성 처리법 또한 유기물 농도, 알칼리도, 독성물질, pH 등에 민감하고 미생물 성장속도가 느리다는 점 등 여러가지 개선의 여지를 포함하고 있다.

따라서 이러한 문제점을 보완하고 극복할 수 있는 시스템으로 새롭게 개발된 폐수처리방법에는 혐기성 고정막을 이용한 AF(Anaerobic Filter)와 AFBR(Anaerobic Fluidized Bed Reactor), 그리고 granule floc을 이용한 UASB(Upflow Anaerobic Sludge Blanket) 등이 있다.<sup>1)</sup> 이러한 공정은 짧은 HRT로 시스템의 경제성을 높일 수 있고 긴 SRT로 양호한 시스템 효율과 안정화를 이룰 수 있다는 장점을 가지고 있다.

특히 AF나 UASB에 비해 AFBR는 미디어 유동을 위한 유체의 순환이 필요하기 때문에 비용이 많이 드는 단점이 있지만 재순환에 의한 반응기의 완전 혼합 성질은 독성물질의 충격에 더 보호받을 수 있고 고농도와 독성이 있는 폐수의 희석을 돕는 등 긍정적인 측면이 많다. 고정층 시스템과 비교할 때 유동층 시스템은 기질과 biofilm간의 물질전달이 잘 이루어지고 biomass나 SS에 의한 막힘현상(clogging)의 염려도 없다는 것은 잘 알려진 사실이다.

유동층의 turbulent bed에서는 biomass와 기질 사이의 상호접촉면적이 편류현상(channeling)과 막힘현상(clogging)이 일어날 수 있는 filter보다는 훨씬 더 넓기 때문에 유동층 반응기가 고정층 반응기에 비해 뛰어난 운전효과를 가진다. 또한 유동층 반응기는 다양한 부하에서 운전이 가능하며, 일반적으로 제거효율은 loading을 증가시킴에 따라 감소되는데 30~40 kg/m<sup>3</sup>·day의 부하에서 가능한 제거속도는 20~30 kg/m<sup>3</sup>·day 정도로 알려져 있다.<sup>2)</sup>

AFBR의 start-up시에는 많은 양의 접종과 긴 체류시간이 요구된다. Methanogen은 성장속도가 느리기 때문에 빠른 start-up을 위해서는 주어진 폐수에 적절히 순응된 미생물을 배양을 하는 것이 필수적이며, 미생물과 폐수와의 접촉시간 측면에서 AFBR는 AF에 비해 분명한 이점을 가지고 있다. Meunier와 Williamson은 AFBR의 뛰어난 물질전달 특성 때문에 가장 효과적인 고정막 반응기라고 했다.<sup>3)</sup>

유동층 반응기의 미생물은 거의 대부분(98% 정도<sup>6)</sup>) 이 담체에 고정된 상태로 존재하는데 미생물의 고정화 방법은 미생물의 정착성을 이용하여 담체의 표면이나 open pore에 미생물을 고착시키는 방법이 주로 이용된다. 이 과정에는 Van-der-Waals 힘 뿐만 아니라 수소결합, 이온결합 등 여러 가지 힘이 작용하며, 기질의 체류시간이 미생물의 증식시간보다 짧아지도록 반응기 내의 유속을 조절할 수 있다면 미생물의 고정화를 가속시킬 수 있다.<sup>4)</sup>

고정화에 사용되는 담체로는 모래, 석탄, 유리, 플라스틱 등 여러 가지가 있다. 담체의 표면이 매끄러운 것보다는 open pore 형태가 효과적이고 그 크기는 미생물의 약 5배가 적절하다고 알려져 있지만 처리할 폐수의 물리적 성질과 반응기의 특성을 고려하여 선택하는 것이 바람직하다. 특히 본 실험에 이용된 활성탄은 PAC(Powder Activated Carbon)와 GAC(Granular Activated Carbon), BAC(Biological Activated Carbon)로 나뉘며, g당 1000 m<sup>2</sup>까지의 큰 표면적을 갖기 때문에 미생물의 부착성능 향상에 유리하다.

이에 본고에서는 일반적인 유동층 시스템의 운영에 있어서 단점으로 여겨지는 start-up과 미생물 부착의 문제를 해결하기 위한 방안으로 식종(seeding) 후 초기부터 유동화시키는 initial fluidized system(이하 시스템 A)과 초기에 미생물이 담체에 부착할 수 있는 시간을 부여하고 미생물의 체외 고분자 효소가 담체와의 부착 성능을 향상시키기 위한 initial static-fluidized system(이하 시스템 B)의 두 가지 start-up 방법을 비교하여 그 해결점을 제시함과 동시에 biofilm의 부착특성을 고찰하고자 한다.

## II. 실험장치 및 방법

### 1. 실험장치

본 연구에 사용된 반응기는 Fig. 1과 같은 유동층 시스템으로 내경 0.09 m, 높이 1.25 m, 체적 7 l 규모

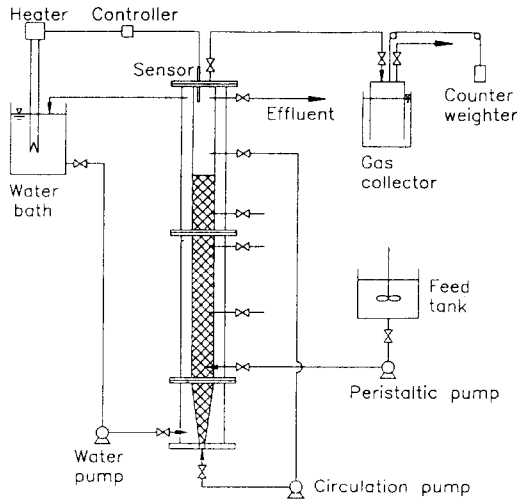


Fig. 1. Schematic diagram of reactor.

Table 1. Operating conditions of the AFBR

pH	7.2~7.5
Residence time (hr)	24
Influent flow rate (l/hr)	0.292
Influent COD (mg/l)	5,000
Loading rate (kgCOD/m <sup>3</sup> ·day)	5.0

Table 2. Reactor conditions of the AFBR

Temperature(°C)	35
Reactor volume(l)	6.85
Carrier	GAC
Carrier quantity(l)	2.184
Fraction of carrier(vol.%)	32
Bed expansion(%)	50
Initial bed height(cm)	47
Fluidized bed height(cm)	71
Circulation flow rate(cm/sec)	1.636

의 아크릴 원통으로 이루어졌으며, 반응기 내 온도를 35±1°C로 유지하기 위해 반응기 외부에 water jacket을 설치하였다. 미생물의 고정화에 사용된 담체는 20×30 mesh의 활성탄(GAC)이며, 반응기 부피의 32%를 충전하였다.

## 2. 실험방법

주입되는 합성폐수는 glucose를 주탄소원으로 하여 제조되었으며, 정량펌프를 사용하여 일정하게 연속공급되었고, 주입된 기질은 반응기 하부에 있는 원추형 분산부의 순환수에 의해 짧은 시간에 혼합 및 분산되었다. 발생한 가스는 식염수로 채워진 가

Table 3. Physical properties of the media

Media type	Granular
Particle size(mesh)	20×30
Apparent density(g/cm <sup>3</sup> )	0.43-0.47
Specific surface area(m <sup>2</sup> /g)	1,100
Total pore volume(cm <sup>3</sup> /g)	0.5-0.6
Average pore diameter(Å)	14-16

Table 4. Composition of synthetic wastewater

Composition	Concentration(g/l)
Glucose	5.0
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	1.5
NaHCO <sub>3</sub>	3.8
MgCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	0.25
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.28
CaCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0.1
CoCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	0.058
FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	0.058

스 포집장치로 포집되 그 양을 측정되었다. 기타 자세한 반응기의 조건과 담체의 물리적 특성은 Table 1, 2, 3과 같다.

### 1) 미생물

본 실험에 이용된 미생물은 서울시 J종말처리장의 메탄발효조에서 채취된 것으로 sieving 처리 후 반응기에 식중되어 최초 200 mg/l의 glucose합성폐수에서 적응시킨 후 초기부터 유동시키거나(시스템 A) 일정한 정제시간을 부여한 후 유동(시스템 B)시켰다.

### 2) 합성폐수

합성폐수는 Table 4와 같이 glucose를 주탄소원으로 하고 미생물의 성장에 필요한 필수무기영양분을 함유한 기질로서 C:N:P=100:5:1로 제조되었다. 제조된 합성폐수는 feed tank에서 agitator에 의해 완전혼합되어 0.292 cm/sec(HRT 24hours)로 연속 주입되고 자외선 램프를 설치하여 호기성균의 성장으로 인한 유기물 분해를 방지하였다. 제조된 합성폐수는 정량펌프(peristaltic pump)를 통해 반응기 하부로 주입되고 순환수에 의해 고르게 분산된 후 순환펌프에 의해 다시 재순환되었다.

### 3) 분석방법

두 system의 Start-up 방법은 가스 생성량, 가스 조성, COD 등을 통하여 비교하였으며, 또한 시스템 B에서 고정상과 유동상에서의 biomass와 MLVSS (Mixed Liquor Volatile Suspended Solids)의 농도를 살펴보았다. 가스 생성량은 가스 포집기를 통해 매일 생성된 가스의 용적으로 측정하였고 유입수와 유출수의 COD와 MLVSS는 Standard Methods<sup>7)</sup>에

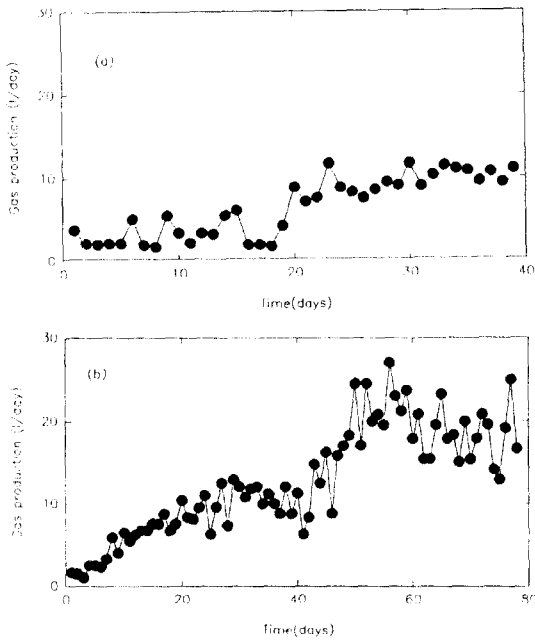


Fig. 2. Gas production with two start-up methods. (a) system A, (b) system B.

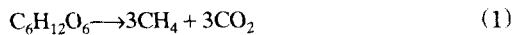
따라 측정하였다. 가스의 성분분석은 gas chromatography (HP5890-II)의 TCD를 사용하였다. 또한 담체에 부착된 미생물의 부착상태는 SEM (AKASHI)으로 확인하였다.

### III. 결과 및 고찰

시스템 A는 40일, 시스템 B는 UASB와 같은 고정상에서 40일, 그 후 유동상에서 40일 동안 운전되어 초기상태의 특징과 정상상태의 결과를 비교하였다.

#### 1. Start-up 및 정상상태 운전

본 실험에 이용된 기질인 glucose는 혐기성 미생물이 분해하는 과정에서 새로운 세포의 생성을 고려하지 않을 때 다음과 같이 Buswell & Muller<sup>(8)</sup>의 제안식으로 양론관계를 식(1)과 같이 나타낼 수 있다:



따라서 glucose의 혐기성 분해시 생성되는 가스는 메탄과 이산화탄소이며, 그 성분비는 1:1임을 알 수 있다. 그러나 실제 생성되는 biogas는 CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> 등으로 구성되어 있지만, 본 실험에서는

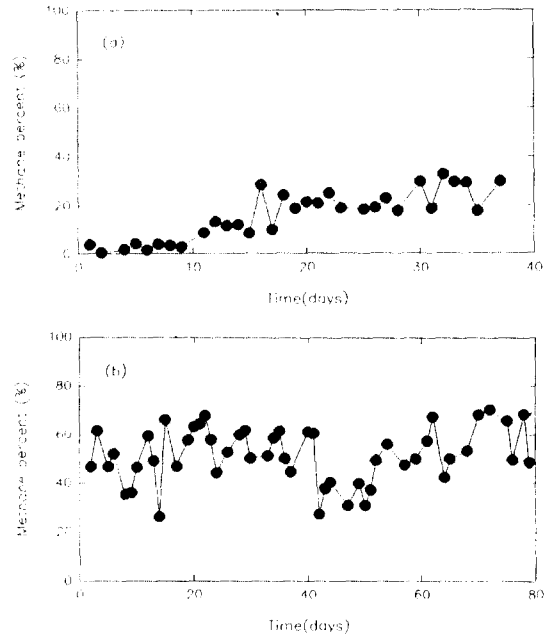


Fig. 3. Methane content with two start-up methods. (a) system A, (b) system B.

CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> 등이 주로 생성되었고 그 조성이 초기상태와 정상상태에서 큰 변화를 보였다.

먼저 가스 발생량을 통해 정상상태에 도달하는 시간을 비교해보면 Fig. 2와 같이 시스템 A는 20일, 시스템 B는 고정상에서 20일, 유동 후에는 10일 정도가 소요되었다. 정상 상태에서의 가스 생성량은 시스템 A는 10 l/day정도이고 시스템 B는 고정상에서 10 l/day 정도로 시스템 A와 비슷하지만 유동시킨 후에는 20 l/day로 증가되었다. 시스템 A는 초기부터 유동시킴으로써 소수의 미생물만이 담체에 부착되고 부착되지 못한 미생물의 유실로 인한 유기물 분해능력 저하로 시스템 B에 비해 그 발생량이 적었고, 시스템 B에서는 초기 고정상에서 미생물은 체외 고분자 효소를 방출하여 매체에 부착함으로써 유동시 일부는 탈리되지만 많은 양이 부착상태로 있어 미생물과 기질의 접촉시간 증가, 순환에 의한 희석 효과 등으로 분해능력이 향상되어 생성가스의 양의 증가 및 처리효율이 증가하였다.

Fig. 3은 생성 가스 중의 메탄 함량을 나타낸 것이다. 시스템 A는 평균 30% 이하인 반면 시스템 B는 40~60% 정도로 일정한데 초기운전 동안 메탄함량의 측면에서는 고정상이 우세하지만 clogging, bed rising 등 공정상의 문제점이 야기되었다. 고정상에

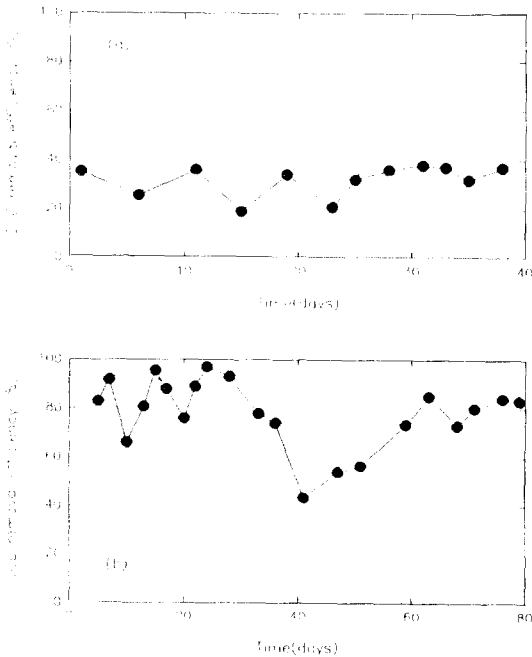


Fig. 4. COD removal efficiency with two start-up methods. (a) system A, (b) system B.

서 유동상으로 변환시 유동상에서는 부착되지 못한 미생물의 유실, 유동에 의한 미생물 충격 등에 의해 30% 정도로 낮아졌지만 다시 회복되었다.

따라서 가스조성을 통해서 정상상태를 판단할 수 있는데, 초기상태에서는  $H_2 > CO_2 > CH_4$  순으로 조성을 나타내지만 점차  $H_2$ 는 감소하고  $CO_2$ 와  $CH_4$ 는 증가한다. 정상상태에 이르러서는  $CO_2$ 의 조성이  $H_2$ 보다 높게 되고  $CH_4$ 의 조성이 가장 높게 되어  $CH_4 > CO_2 > H_2$ 가 된다. 그러나 시스템 A에서는 30% 이하의 메탄 함량으로보아 40일의 운전으로는 정상상태에 도달하지 못하는 것으로 판단된다.

Fig. 4는 유입 COD 5000 mg/l에 대한 제거효율을 나타낸 것이다. 시스템 A는 40%를 넘지 못하지만 시스템 B의 고정상에서는 평균 80%를 나타내고 유동상에서는 초기에 40%로 저하되지만 20일이 경과된 후에는 다시 80%로 회복했다. 즉 초기부터 유동시키기보다는 고정상에서 미생물을 고착시킨 후 유동시키는 것이 start-up기간 단축에 효과적인 것으로 사료된다. 이는 앞서 언급했듯이 유동층 반응기의 특성인 미생물과 기질의 접촉횟수 증가, 기질의 분산효과, 순환에 의한 희석 등에 근거한다.

## 2. 담체에 미생물 부착

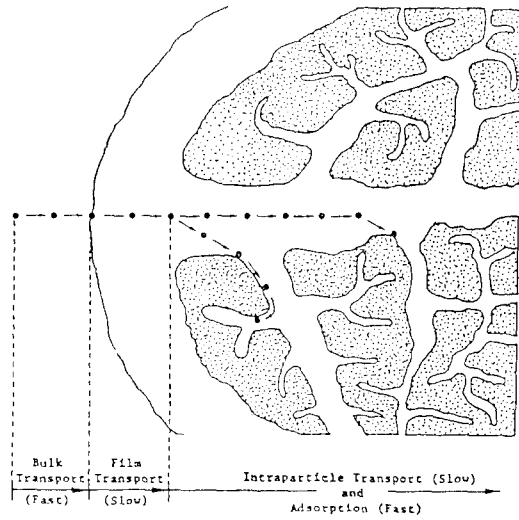


Fig. 5. Transport path of adsorbent.

유동층 반응기에서 담체에 부착되어 성장하는 미생물, 즉 biofilm 특성은 반응기 효율을 결정하게 된다. 호기성 미생물이나 탈질 미생물은 성장속도가 빠르고 많은 양의 체외 고분자 효소를 분비하기 때문에 biofilm 성장이 높은 전단력(shear force)에서도 견디지만 혐기성 미생물이나 질산화 미생물은 성장속도가 느리고 담체에 부착능력을 강화하는 체외 고분자 효소의 생성이 적기 때문에 순환에 의한 전단력이 biofilm의 성장을 방해한다. 따라서 여러 가지 담체 중에서도 전단력과 같은 저해요인으로부터 미생물을 보호하기 위해서는 충분한 표면적과 공극을 제공할 수 있는 활성탄(GAC)이 유리하다.<sup>9)</sup>

본 실험에 이용된 담체인 GAC는 고유한 세공구조를 가지며, 유기물질은 이러한 세공내부까지 확산되어 흡착되는 경로를 거치게 된다. 제거하고자 하는 물질이 일정 온도, 평형농도에서 활성탄 단위 무게 당 흡착되는 양을 흡착능(adsorption capacity, adsorption isotherm)이라고 하는데 이는 식(2)와 같다:

$$q_e = \frac{V(C_o - C_e)}{1000M} \quad (2)$$

V : 시료량 (ml)

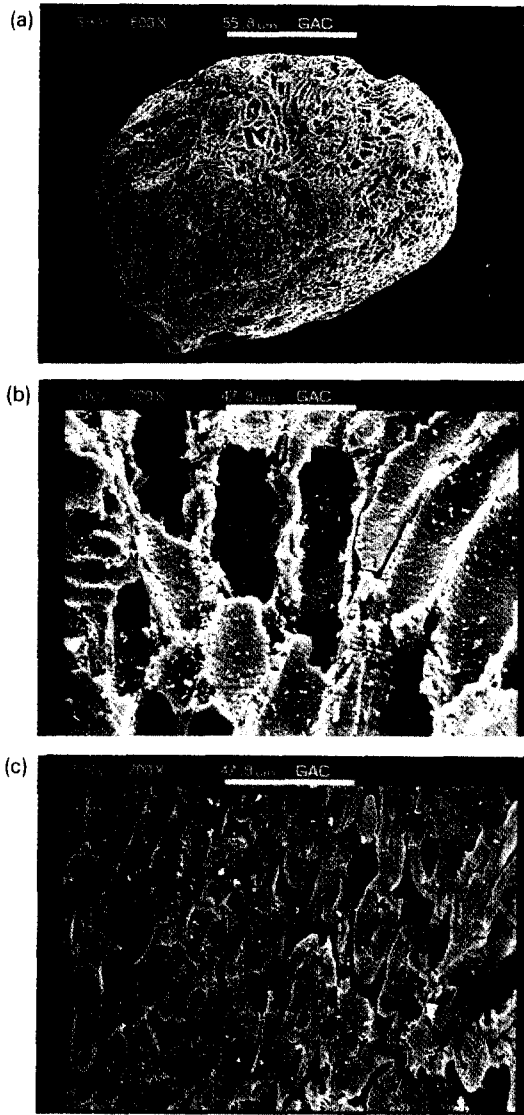
$C_o$  : 시료에서의 피흡착물질 초기농도 (mg/l)

$C_e$  : 시료에서의 피흡착물질 평형농도 (mg/l)

$q_e$  : 피흡착물질의 흡착능 (mg/g 활성탄)

M : 투입된 활성탄 양 (g)

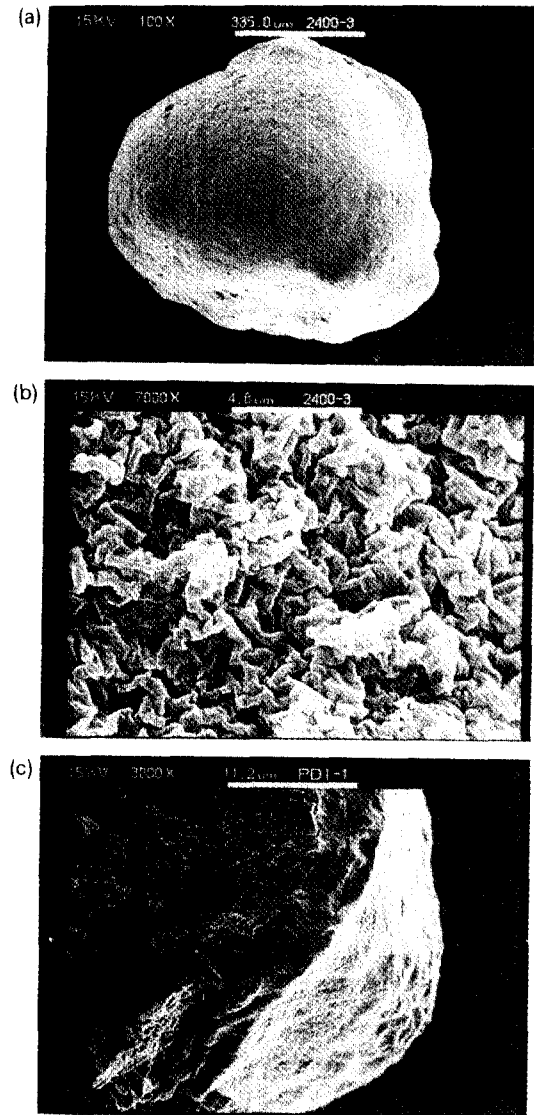
활성탄에 흡착된 유기물은 미디어에 고착되어 있



**Fig. 6.** Scanning electron microscopy of GAC. (a) GAC particle, (b) surface, (c) a part of cross-section.

는 미생물에 의해 분해가 되면 활성탄 내의 농도와 액체 농도와의 차이(Co-Ce)로 다시 흡착이 되며, 미생물에 의해 다시 분해된다. 이러한 분해가 반복하여 유기물이 제거되기도 한다. 따라서 모래와는 달리 micropore로 집적되어 있는 활성탄(GAC)은 일시적인 흡착능을 가지고 있지만 BAC가 되면 영구적으로 사용이 가능한 특징을 가지고 있다.

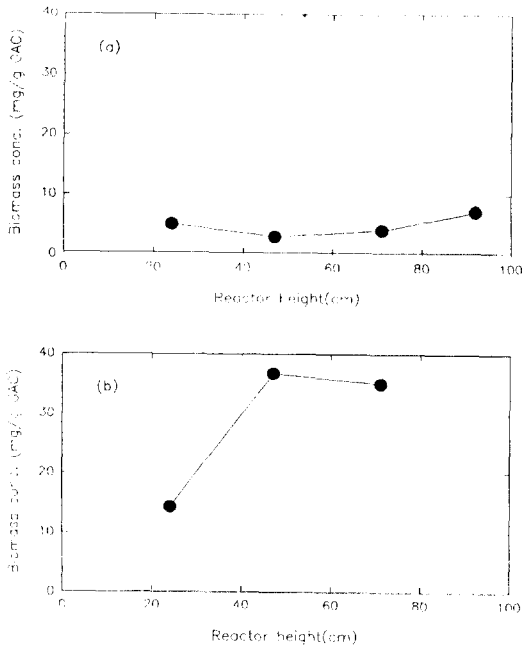
또한 그 흡착경로는 막확산(film transport)과 세



**Fig. 7.** Scanning electron microscopy of BAC. (a) BAC particle, (b) surface, (c) a part of cross-section.

공내 확산(interparticle transport)으로 분류되고 세공내 확산은 세공확산(pore diffusion)과 세공 표면확산(pore surface diffusion)으로 나뉜다. Fig. 5는 활성탄 단면을 통한 세공구조에서의 확산경로를 개략적으로 나타낸 것이다.

이러한 GAC 입자표면에서 미생물이 성장하게 되는데 미생물이 부착된 입상 활성탄을 BAC라고 하

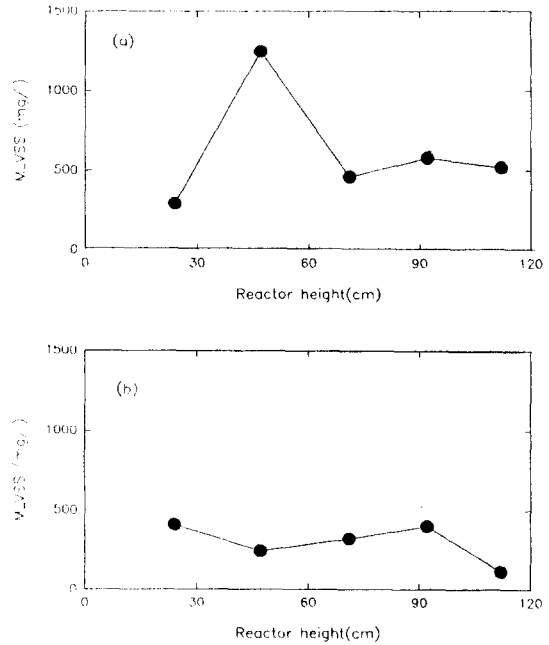


**Fig. 8.** Biomass concentration with reactor height. (a) static state, (b) fluidized state.

며, 본 실험에 사용된 활성탄은 미생물 부착으로 인해 BAC로 변화하게 된다.

Fig. 6은 미생물이 부착되기 이전의 활성탄, 즉 GAC의 전체 모습(a), 표면(b) 그리고 그 단면(c)을 나타낸 것이다. 그림에서 보는 바와 같이 활성탄의 세공구조는 수많은 세공으로 이루어져 단위질량 당 표면적이 넓기 때문에 미생물 부착에 대단히 유리하다. 활성탄은 IUPAC(International Union of Pure and Chemistry) 기준으로 micro pore(dia. 20 Å 이하)가 전체 표면적의 95% 이상이며, macro pore(dia. 1000 Å 이상)가 1~2%를 차지한다.

Fig. 7은 유동 후 미생물이 부착된 활성탄, 즉 BAC의 전체 모습(a), 표면(b) 그리고 그 단면(c)을 비교한 것이다. (a)는 Fig. 6의 (a)와 비교해 볼 때 거친 표면을 둘러싼 biofilm이 전체적으로 형성된 BAC를 쉽게 확인할 수 있다. 반면 (b)는 BAC의 표면을 찍은 사진으로 미생물이 표면에 둘러싸여 있음을 확인할 수 있었으며, (c)는 BAC의 단면을 나타낸 것이다. Biofilm의 두께는 약 5.11 μm 정도였다. 그러나 반응기 높이에 따라 biomass의 농도는 크게 다를 수 있다. Fig. 8에서도 볼 수 있다. 반응기 하부에서는 유동층 반응기의 순환수 유입부의 구조적인 요인



**Fig. 9.** Mixed liquid suspended solids concentration with reactor height. (a) static state, (b) fluidized state.

으로 인한 전단력으로 biofilm이 정상적으로 형성하지 못하기 때문에 biofilm의 두께가 반응기 상부에서보다 더욱 작음을 알 수 있다. 그러나 메디아의 흡과 틈에서 미생물이 서식하고 있음을 SEM사진을 통해 확인하였다.

일반적으로 bioparticle의 직경이 증가하면 biofilm density가 감소하게 된다. 실험실적으로 biofilm 두께  $\delta$ 와 biofilm wet density  $\rho_{bw}$ 는 식(3)과 같은 관계를 가지며 본 실험장치에서의  $\rho_{bw}$ 는 1.022 g/cm<sup>3</sup>였으며, H.Harada 등은 0.334 mm의 활성탄으로 1.316 g/cm<sup>3</sup>였다.<sup>10)</sup>

$$\rho_{bw} = 1.022 - 0.01874 \cdot \exp(-34.83 \delta) \quad (3)$$

Biofilm dry density  $\rho_{bd}$ 는 biofilm 두께와 관계없이 비중병(pycnometer)을 사용하여 측정하면 약 1.3 g/cm<sup>3</sup> 정도를 보인다. 그래서 biofilm dry density  $\rho_{bd}$ 는 식(4)와 같으며, 본 실험에서 BAC의  $\rho_{bd}$ 는 0.0953 g/cm<sup>3</sup>였다.

$$\rho_{bd} = \frac{\rho_{bd}(\rho_{bw} - \rho_f)}{(\rho_{bd} - \rho_f)} \quad (4)$$

**Table 5.** Methane production rate and recoverable bioenergy at steady state

System \ Item	Methane production rate		Recoverable Bioenergy(kcal/day)
	$m^3CH_4/m^3 \cdot day$	$m^3CH_4/kgCOD_{removed} \cdot day$	
Initial fluidized system	0.286	0.154	11.2
Initial static-fluidized system	0.994	0.226	39.0
	2.074	0.488	81.3

여기서  $\rho_f$ 는 반응기내 유체의 밀도( $g/cm^3$ )이다. Shieh등<sup>11)</sup>은 호기성 유동층 반응기에서 biofilm의 두께가 증가할수록  $\rho_{bw}$ 가 감소한다고 보고하였으며, 본 실험에서도 감소함을 볼 수 있었다.

이에 반응기 높이에 따라 biofilm의 두께가 반응기 상부쪽으로 갈수록 증가하기 때문에 반응기 상부에 있는 BAC의 밀도가 작다. 이에 biofilm이 형성이 되면 반응기 상부쪽으로 메디아는 이동하게 되며, 본 실험장치에서도 이를 확인할 수 있었다.

Fig. 8은 시스템 B에서 초기 고정상에서와 유동상에서의 반응기 높이에 따라 GAC g당 biomass의 양을 나타낸 것이다. 고정상일때는 메디아에 부착되어 있는 biomass의 양보다는 부유상태의 biomass가 많기 때문에 약 5 mg/g GAC 정도의 biomass가 높이에 따른 변화없이 균일하게 분포되었다. 유동상일때는 반응기에서 형성되는 난류현상으로 전단력 때문에 15 mg/g GAC로 낮지만 반응기 높이 50 cm 이상에서는 유체의 흐름이 안정되어 전단력이 상대적으로 적은 상태이므로 35 mg/g GAC의 농도를 나타내었다. 이와 같이 반응기 높이가 증가함에 따라 biomass의 농도가 높아지는 경향을 시각적으로 확인할 수 있다.

Fig. 9는 시스템 B에서 초기 고정상일 때와 유동시켰을 때의 반응기 높이에 따른 MLVSS의 농도를 나타낸 것이다. MLVSS는 반응기내의 액상에 부유되어 있는 미생물량을 의미한다. 고정상일 때는 메디아층이 쌓여 있는 47 cm까지는 MLVSS가 현저히 적었으며, 메디아층 바로 위에는 미생물이 적체되어 있었기 때문에 MLVSS가 급격히 증가한 것이다. 그러나 그 이상의 높이에서는 UASB에서의 sludge blanket과 같아서 부유상태의 미생물은 거의 없었다.

유동화를 위한 액의 순환으로 인해 고정상에서 보여주는 MLVSS의 농도분포는 파괴되어 그러한 현상은 유동층 반응기에서는 볼 수 없었다. 그러나 부착되어 있는 미생물 농도는 매우 높게 나타나며, 부착되어 있는 미생물에 의하여 유기물은 처리가 되는 것이다.

## IV. 결 론

유동층 반응기의 운영에 있어서 단점으로 여겨지는 start-up과 미생물 부착문제를 개선하기 위해 이용된 두 시스템, 초기부터 유동화시키는 initial fluidized system(시스템 A)과 초기에 미생물이 담체에 부착할 수 있는 시간과 체외 고분자 효소가 담체와의 부착 성능을 향상시키기 위한 initial static-fluidized system(시스템 B)의 두 가지 start-up 방법의 특성을 비교해 본 결과 다음과 같은 결론을 얻었다.

(1) 유동층 반응기의 start-up시에는 초기부터 유동시키는 것보다는 일정기간의 정체기간을 부여한 후 유동시키는 것이 start-up 기간 단축면에서 유리하며, 정체기간은 20일 정도이면 충분한 것으로 사료된다.

(2) 두 시스템의 정상상태 결과는 Table 5와 같으며, 시스템 B가 바이오가스 생산율, 메탄함량, 유기물 제거율, 회수되는 바이오에너지 면에서 우수하였다.

(3) BAC의 biofilm의 두께는 약 5.11  $\mu m$  정도였으며,  $\rho_{bw}$ 는 1.022  $g/cm^3$ ,  $\rho_w$ 는 0.0953  $g/cm^3$ 였다. 또한 시스템 B에서 고정상에서는 5 mg/g GAC였지만, 유동상에서는 35 mg/g GAC의 높은 biomass 농도를 얻을 수 있었다.

(4) 유동상에서 반응기 하부는 유체의 난류현상으로 인하여 biomass농도가 낮지만, 50cm이상의 높이에서는 고른 유체의 흐름으로 고농도의 biomass를 얻을 수 있었다.

결론적으로 활성탄을 메디아로 사용한 혐기성 유동층 반응기의 초기 start-up은 20일 정도의 고정상을 거친 후 유동시킬 경우 start-up기간 단축은 물론 안정적인 시스템의 운영과 고농도의 biomass를 얻을 수 있다고 사료된다.

## 참고문헌

- 1) Switzenbaum, M. S.: Anaerobic fixed film



- wastewater treatment, *Enzyme Microb. Technol.*, 5, 242, 1983.
- 2) Denac, M. and Dunn, I. J.: Packed- and fluidized-bed biofilm reactor performance for anaerobic wastewater treatment, *Biotechnol. and Bioeng.*, 32, 159-173, 1988.
  - 3) Meunier, A. D. and Williamson, K. J., *J. Environ. Eng. Div. Am. Soc. Civ. Eng.*, 107, 307-337, 1981.
  - 4) Heijnen, J. J.: Process for preparing biomass attached to carrier, 유럽특허 등록번호, 802000764. 1.
  - 5) Messing, R. A.: Pore dimensions for accumulating biomass, *Biotech. Bioeng.*, 21, 49, 1979.
  - 6) Henze, M. and Harremoës, P.: Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 1, 1983.
  - 7) Standard methods for the examination of water and wastewater, 7th, *American Public Health Association*, 1989.
  - 8) Buswell, A. M. and Muller, H. F.: Mechanisms of methane fermentation, *Ind. Eng. Chem.*, 44, 550, 1952.
  - 9) Iza, J.: Fluidized bed reactors for anaerobic wastewater treatment, *Wat. Sci. Tech.*, 24, 8, 109-132, 1991.
  - 10) Harada, H., Ando, H. and Momonoi, K.: Process analysis of fluidized bed biofilm reactor for denitrification, *Wat. Sci. Tech.*, 19, 151-162, 1987.
  - 11) Shieh, W. K., Sutton, P. M. and Kos, P.: Predicting reactor biomass concentration in a fluidized bed system, *J. Wat. Poll. Con. Fed.*, 53, 1574.