한국환경위생학회지(1993), 제19권 제 2 호
Kor. J. Env. Hlth. Soc. (1993), Vol. 19, No. 2 pp. 23~33

原 著

嫌氣性 流動層 生物 反應器와 새로운 모델의 AFPBBR에서 有機性廢水 処理時 Biogas 生成과 反應常數에 關한 硏究

金載禹 · 張仁鏞
建國大學校 化學工學科

A Study on the Kinetics and the Biogas Formation for Organic Wastewater Treatment in Anaerobic Fluidized-Bed Bioreactor and New Model AFPBBR

Jea Woo Kim and In Yong Chang
Department of Chemical Engineering, Kon Kuk University

ABSTRACT

The anaerobic digestion of organic synthetic wastewater in anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBBR) and anaerobic fluidized packed bed bioreactor (AFPBBR) was studied. This study was conducted to evaluate efficiency and reliability of two reactor. Experiment was performed to find the effect of upflow rate with AFBBR and the height of packed bed with AFPBBR.

As a result, this program obtained several conclusion. These are given as follows :

As applied the upflow rate increased in AFBBR the produced volume of biogas increased, while the gas production and COD removal decreased at above 0.3 m^3/h. When a upflow rate is 0.4 m^3/h in AFBBR the volatile suspended solid (VSS) became significantly increased.

At an organic loading rate from 0.1 to 0.4 of upflow rate in AFBBR, the methane yield was 1.5584 m^3CH_4/kgCOD removed, and the observed cell yield coefficient was 0.0933 gVSS/gCOD.

In case of AFPBBR, the results showed also that 20 cm of height of packed bed was superior to other in the aspect ot biogas production, the content of methane and COD removal. At 20 cm of height, the profile of microorganisms was stable, while at 30 cm the VSS of effluent became higher than AFBBR. Though COD removal of AFPBBR increased with packed bed, COD removal deteriorate with over packing because the loss of pressure became higher in the reactor.

At an organic loading rate from 20 to 40 cm of packed bed in AFPBBR, the methane yield was 2.5649 m^3CH_4/kgCOD removed, and the observed cell yield coefficient was 0.0506 gVSS/gCOD.

Based upon the results obtained, it is suggested that AFBBR and AFPBBR is the most effective conditions at 0.3 m^3/h of upflow rate, the 20 cm of packed bed, respectively.

The rate constant are summarized as follow :

	Maximum specific growth rate (d^{-1})	Sub. conc. at one half the maximum growth rate (mgCOD/*l*)	Endogenous decay coefficient (d^{-1})	Yield coefficient (mgVSS/ mgCOD)	Maximum rate of sub. util. per unit mass micro-organism(d^{-1})	Temp. (℃)
AFBBR	0.2731	1,600	0.0428	0.0883	2.7503	36
AFPBBR	0.1498	1,231	0.0253	0.0506	2.9612	36

Keywords : Biogas formation, anaerobic fluidized bed bioreactor. COD removal, wastewater treatment, anaerobic fluidized packed bed bioreactor.

I. 서 론

세계 각국은 21세기에서 예상되는 인구폭발, 자원의 유한성(특히, 석유 등과 같은 화석연료의 고갈화) 및 환경공해 문제점들을 극복하기 위하여 재생에너지에 관련된 새로운 자원을 모색하면서부터 biomass가 유용한 자원으로 재인식되기 시작하였다.

Biomass란 원래 생태학 용어로서 일정한 지역내에서 생활하는 생물의「생물량」또는「생물 현재량」을 가리키는 말로서 요즘은 "일정한 규모로 집적되어 있는 에너지나 화학공업 등의 원료로 이용할 수 있는 것"으로서「생물자원」을 말한다.[1]

현재 지구상에 존재하는 biomass 자원 중에서 인류가 가장 손쉽게 대량의 에너지 및 유용한 물질을 얻을 수 있는 것으로는 유기화합물화된 태양에너지를 으뜸으로 꼽을 수 있다.

지구에 도달하는 태양에너지는 태양이 발산하는 전체 에너지의 22억분의 1정도이며, 이를 모두 전기로 바꾸면 1백 20조 Kw나 된다. 이는 전세계 에너지 소비량의 1만배에 해당한다. 이와 같이 막대한 에너지원인 태양에너지는 대부분 당, 전분, 단백질, 지질, 세룰로스 등과 같은 유기물의 형태로 식물체내에 저장되고, 이런 식물에서 얻어지는 biomass 자원은 재생 가능한 에너지원으로서 가장 많은 주목을 받고 있다.[2]

이러한 biomass 자원 중 인류가 이용한 도시폐기물, 분뇨, 야채쓰레기 등을 혐기성처리(anaerobic treatment)를 하면 가연성 가스가 발생하고 또한 폐기물처리도 된다. 이때 발생하는 가연성 가스를 Volta, Davy, Pasteure 등에 의해 marsh gas, sewer gas, sludge gas 등으로 명명되어져 왔으며, 최근에는 CH_4와 CO_2가 혼합된 혐기성 소화가스를 biogass라고 칭한다.[3]

또한 biogas를 에너지로 전환시키는 처리방법 중에는 열화학적(thermochemical), 생물화학적(biochemical), 광생물학적(photobiological) 처리방법[4] 등이 있으며, 특히 생물화학적 처리방법에는 미생물의 플록(flock)을 이용한 처리방법으로 활성오니법과 sludge blanket법 등이 있으며, 담체에 미생물을 부착 고정화시킨 생물막(biofilm)의 거동을 기본으로 하는 고정층 미생물막법과 유동층 미생물막법 등이 있다.[5] 특히 유동층 미생물막법에서는 반응기 내에 담체입자(support particles)를 넣은 후, 이 담체에 미생물을 부착시키고, 이 담체입자로 유동층을 형성시킨 후 폐수를 처리하는 장치를 유동층 미생물 반응기(fluidized-bed biofilm reactor : FBBR)라고 말한다.[6] 이는 넓은 접촉면적과 높은 미생물 농도를 유지할 수 있으므로 처리효율이 높고, 처리 소요시간이 단축된다. 따라서 반응기 크기를 축소시켜도 같은 처리능력을 가질 수 있게 되어 규모의 소형화 및 고성능화를 추구할 수 있다.

유동층 미생물 반응기는 유출수로 나가는 미생물의 양이 극히 적으며, 오니반송의 필요성이 없다. 또한 잉여 오니는 오니 제거장치(vibrating screen)를 이용하여 담체입자와 분리시킬 수 있으며, 청정조(clarifier)를 생략할 수 있어 설치비용을 절감할 수 있다.

따라서 부지 면적이 작으며, 충격적인 고부하에서도 영향이 적고, 안정한 상태를 유지할 수 있다는 장점이 있다.[7]

특히 산소를 필요로 하지 않는 혐기성 유동층 미생물 반응기는 호기성 유동층 미생물 반응기에 비해 폭기 동력이 필요로 하지 않으므로 이에 따른 에너지 절감 효과 뿐만 아니라 부산물 에너지로 이용가능한 메탄 gas가 생성되기 때문에 많은 연구대상이 되고 있다.[8]

본 연구에서는 같은 크기의 반응기로서 2가지 종류의 반응기를 비교하고자 하였다.

1) 다공성이고 밀도가 작으며 구하기 용이한 활성탄을 담체로 한 anaerobic fluidized-bed bioreactor

2) 반응기하단에 같은 크기의 활성탄을 담체로 한 anaerobic fluidized-bed bioreactor와 반응기 상단에 ceramics을 담체로 한 anaerobic packed-bed bioreactor를 혼합한 새로운 공법인 anaerobic fluidized-packed-bed bioreactor

위의 2가지 반응기를 이용하여 다음과 같은 연구방향을 설정하였다.

(1) 각각의 반응기에 대한 일반적인 폐수처리 특성 상호비교
(2) 메탄발효 효율 향상 및 고효율 에너지 회수 비교
(3) 최적 합성 폐수의 유입속도 및 유동층 막의 높이
(4) 각각의 반응기에 대한 속도론

II. 실험장치 및 방법

1. 실험장치

본 실험에서 사용한 반응기는 anaerobic fluidized-bed bioreactor(AFBBR)와 새로운 모델인 anaerobic fluidized-packed-bed bioreactor(AFPBBR)이며, 그

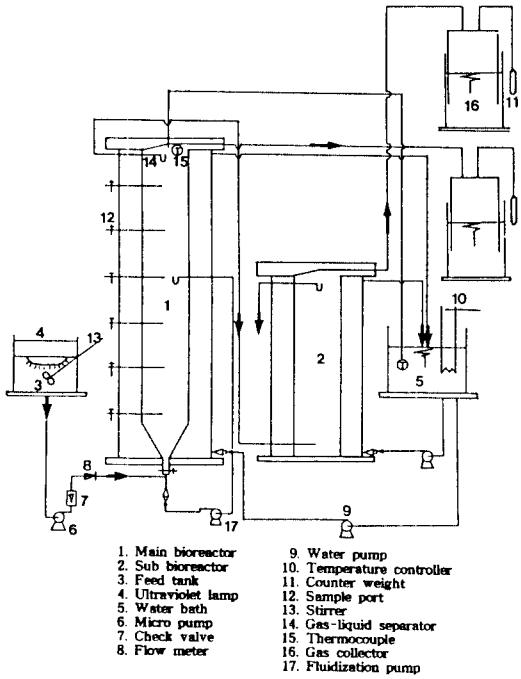

Fig. 1. Schematic diagram of the anaerobic sludge blanket and anaerobic fluidized-bed bioreactor.

장치는 Fig. 1과 같다. 이들 반응기의 장치는 크게 반응기 본체부, 합성폐수 도입장치, 온도 가열장치, 가스 포집부 등으로 나눌 수 있다.

반응기 본체부는 내경 9 cm, 높이 150 cm인 아크릴수지 원통이며, 유체의 순환을 돕기 위하여 반응기 아래 부분에 아크릴수지를 재질로 한 높이 20 cm의 cone형을 부착시켰으며, 온도 유지를 위해 외부에 내경 20 cm, 높이 170 cm인 아크릴수지 원통으로 된 water jacket을 설치하였다. 반응기의 표면은 단열재로 단열처리를 하여 반응기의 온도 유지를 유지하였다.

AFBBR의 내부에는 미생물의 농도 증대를 위하여, 다공성이고 밀도가 작으며 구하기 쉬운 활성탄을 담체로서 충진하였고, 그 특성은 Table 1과 같다. 그리고 높이에 따른 시료채취를 위해 25 cm 간격으로 sample port를 설치하였다. 처리수와 gas의 분리를 위해 반응기 상단에 U자관을 설치하였다. 유입수 및 순환수의 보다 좋은 순환을 위하여 높이 20 cm의 cone형으로 아크릴수지를 반응기 하단에 설치하였다.

또한 새로운 모델인 AFPBBR는 반응기 하부에는 fluidized-bed의 높이를 AFBBR에서 최적조건이었던

Table 1. Characteristics of support materials

Item	Activated carbon
Apparent density (g/cc)	0.45~0.50
Particle size (mesh)	12×30
Hardness number (%)	<85
Moisture (%)	>5.0
Volatile matter (%)	>3.0
Ash (%)	>5.0
Specific surface area (m^2/g)	<1000
Cumulative pore volume (D>100A) (cc/g)	0.43~0.50
Total cumulative pore volume	0.9~1.0
Mean pore radius (A)	17~20

상향유량 0.3 m^3/h(fluidized-bed의 높이(30~33 cm)를 유지하면서 반응기 상단에는 ceramics로 형성된 담체를 충전시킨 packed-bed를 설치한 fluidized-packed-bed라고 하는 새로운 공법으로 설치하였다.

또한 합성폐수 도입장치로써 합성폐수조(feed tank)에는 합성폐수가 호기성 및 혐기성 균으로부터 성분변화를 일으키는 것을 방지하기 위해 멸균 목적으로 자외선 램프를 설치하였다. 또한 합성폐수 중 양이온들의 침전을 방지하기 위하여 연속적으로 교반을 행하였다. 합성폐수는 담체로 충전된 반응기의 하단에서 상단으로 정량 펌프를 사용하여 유기물 부하 7 kg COD/m^3day로 일정하게 유입시켰다.

온도 가열장치는 반응기 온도 측정 및 water bath의 온도 조절을 위해 반응기 상단에 이용하여 반응기 중앙에 열전대(copper-constantan couple)를 설치하였다. 반응시 상단에 설치한 열전대는 온도 조절기 및 magnetic switch가 부착된 electric heater의 전원공급 조절용으로 이용하였다. 일정한 온도로 가열된 물은 water pump를 사용하여 반응기의 하단에서 상단으로 빠른속도로 유입시켜 반응기 높이에 따른 온도 구배가 없도록 하였다.

가스 포집부는 처리수와 gas의 분리를 위해 반응기 상단에 설치된 U자관을 통하여 분리된 gas는 포화식염수로 채워진 아크릴 포집기에 포집하여 양을 측정하였다.

2. 실험방법

(1) 식종방법

본 실험에서 사용한 종균은 서울시 종말처리장의 메탄 발효조에서 채취한(T.S. ; 5.2%, pH : 7.3)것으로 batch culture에 옮긴 후, 2일에 한번씩 소량의 glucose를 공급하면서 교반하여 혐기성 미생물을 활성

Table 2. Components of synthetic wastewater

Components	Concentration (mg/l)
Glucose	7,000
NH_4HCO_3	1,500
$NaHCO_3$	3,800
K_2HPO_4	280
$MgCl_2 \cdot 6H_2O$	250
$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	100
$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	57.5
$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	57.5

화시켰다.

Batch culture에서 gas가 발생할 때, 교반을 중지하고, 종균을 정지시킨 후 상등액과 침전물을 200 mesh sieve를 사용하여 찌꺼기(과일, 씨, 모래) 및 부유물(섬유류, 비닐류)을 제거시켰다.

Sieve를 통과한 종균을 약 50% 함수율을 유지시켜 반응기의 하단의 sample port을 이용하여, 폭기가 일어나지 않도록 서서히 식종시켰으며, AFBBR에서는 본 반응기의 담체인 활성탄을 400 g을 넣고, 이곳에 식종한 후 정지상태에서 glucose 100 ml/day에서 점차적으로 glucose의 양을 증가시켜 순응(acclmatization) 및 담체에 미생물 부착을 위하여, 3,000 ml/day로 증가하면서 15일 정도 넣어준 후 담체의 유동화를 위하여 유동화 펌프로 서서히 상향유속을 높여주면서 본 실험을 실행하였다. 또한 새로운 모델인 AFPBBR에서는 본 반응기 하단에 AFBBR에서 사용한 같은 종류의 활성탄을 400 g을 충전시킨 후 반응기 상부에는 ceramics를 담체로 한 packed-bed를 설치하여 AFBBR에서와 같은 방법으로 미생물을 담체에 부착시킨 후 유동화 펌프로 이용하여 유동화 시켰다. 한편 2가지 반응기의 온도조건은 36 ± 1℃ 에서 연속적으로 합성폐수를 주입하여 정상상태에 도달할 때까지 실험을 행하였다.

(2) 합성폐수 제조

유기성 유기질의 소화 후 발생하는 biogas 및 액화에 이용된 기본 영향인자를 관찰하기 위한 본 실험은 농도변화가 심한 실제 폐수를 대상으로 한다면 운전조건 변화 때문에 소화반응의 기본 영향인자를 명백하게 비교할 수 없을 것이다. 따라서 이런 단점을 보완하고, 또한 실험결과의 분석을 보다 정확하게 하기 위하여 실제 폐수 대신 조성이 일정한 합성폐수를 사용하였다. 그 합성폐수의 조성은 Table 2와 같다.[9] 합성폐수의 조제 기준은 McCarty 및 Therkelsen과 Carlson이 제시한 조제 기준을 참고로 하였다. 주된 성분은 glucose로 하였고, pH의

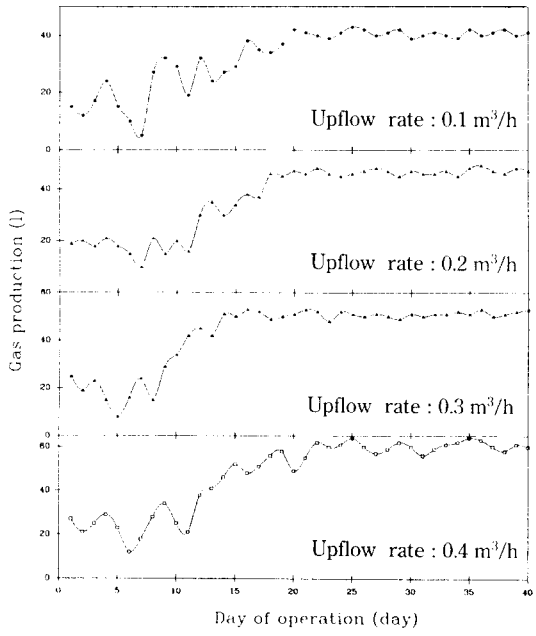

Fig. 2. Gas production vs. days of operation in an fluidized-bed bioreactor.

값을 완충시키는 알칼리도를 보충하기 위해 $NaHCO_3$를 이용하였고 모든 시료를 물에 완전 용해 후 투입하였다. 투입된 양이온은 McCarty의 저해농도 이하에서 공급하였고, 또한 혐기성 소화에 필요한 양이온은 농도가 커지면 혐기성 소화에 악영향을 초래한다.[10]

III. 결과 및 고찰

1. Anaerobic fludized-bed bioreactor

Fig. 2는 AFBBR에서의 상향유속에 따른 biogas 발생량을 비교하기 위하여 종합적으로 나타낸 것으로써, Fig. 2에서 (1)은 유동층의 높이가 20~22 cm로 유지하기 위하여 상향유속을 0.43664 cm/sec(상향유량 : 0.1 m^3/h)로 하고, HRT 1일, 유입 COD농도가 7000 mg/l인 경우, 소화일수의 증가에 따른 생성되는 biogas량을 나타낸 것이다. 정상상태에서의 biogas 평균 발생량이 약 39 l이었으며, 소화일수가 start-up 이후 10일째부터 biogas량이 심한 편차를 갖으며 증가하기 시작하여 22일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. Fig. 2에서 (2)은 AFBBR에서 유동층의 높이가 25~27 cm로 유지하기 위하여 상향유속을 0.87328 cm/sec(상향유량 : 0.2 m^3/h)로 한 경우 소화일수의 증가에 따른 생성되는 biogas량을 나타낸다.

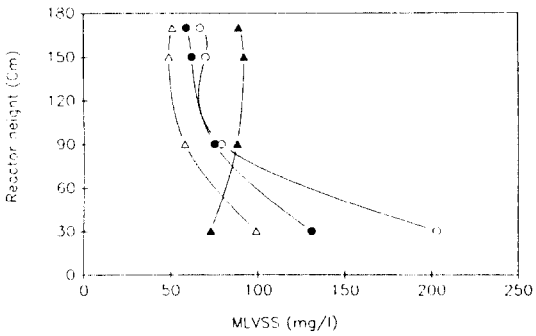

Fig. 3. MLVSS vs. reactor height in an anaerobic fluidized-bed bioreactor [(○) 0.1 m^3/h; (●) 0.2 m^3/h; (△) 0.3 m^3/h; (▲) 09.4 m^3/h].

이는 정상상태에서의 biogas 평균발생량이 약 46 *l* 였고, 소화일수가 start-up 이후 12일째부터 biogas량이 증가하여 18일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. Fig. 2에서 (3)은 AFBBR에서 유동층의 높이가 30～33 cm로 유지하기 위하여 상황유속을 1.30992 cm/sec(상향유량 : 0.3 m^3/h)로 한 경우, 소화일수의 증가에 따른 생성되는 biogas량을 나타낸 것이다. 이는 정상상태에서의 biogas 평균발생량이 약 48 *l* 이었으며, 소화일수가 start-up 이후 9일째부터 biogas량이 증가하여 15일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. Fig. 2에서 (4)는 AFBBR에서 유동층의 높이가 40～45 cm로 유지하기 위하여 상향유속을 1.74656 cm/sec(상향유량 : 0.4 m^3/*l*)로 한 경우, 소화일수의 증가에 따른 생성되는 biogas량을 나타낸 것이다. 이는 정상상태에서의 biogas량이 60 *l* 이었고, 소화일수가 start-up 이후 13일째부터 biogas량이 증가하기 시작하여 22일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. AFBBR에서도 상향유속이 클수록 생성되는 biogas량이 커짐을 알 수가 있었다. 이것도 역시 상향유속이 크면 클수록 같은 공간안에 제공되어지는 비표면적이 커짐을 알 수가 있었다.

Fig. 3은 AFBBR에서 반응기 높이에 따른 반응기 내의 부유미생물의 양을 나타낸 것이다. 상향유량이 0.1, 0.2, 0.3, 0.4 m^3/h일 때는 거의 같은 상태를 나타내고 있었으나, 상향유량이 0.4 m^3/h일 때는 반응기내의 부유미생물의 양이 반응기 상단에 제일 많았고, 반응기 하단에서는 급격히 감소됨을 알 수 있었다. 따라서 Fig. 3에 의하여 본 실험에서 이용한 AFBBR의 상향유량은 0.3 m^3/h일 때가 최적조건이라고 볼 수가 있었다.

Table 3은 AFBBR에서 상향유량에 대한 biofilm과 mixed liquor의 VSS값을 나타낸 것이다. Mixed liquor 중 VSS량은 biofilm중 VSS량에 비해 대단히 적은량을 나타내고 있음을 알 수가 있었으며, 전체적으로 VSS농도는 상향유량이 0.3 m^3/h일 때가 최대량이 되었음을 알 수가 있었다.

2. Anaerobic fluidized-packed-bed bioreactor (AFPBBR)와 AFBBR와의 비교

Fig. 4의 (上)은 AFPBBR에서 유동층의 높이를 1장에서 얻은 결과에 의하여 AFBBR에서 가장 유리한 높이인 30～33 cm로 유지하고, 반응기 상단에 packed-bed를 10 cm의 높이로 설치하였으며, 유입 COD농도가 7000 mg/*l*으로 한 경우, 소화일수의 증가에 대한 생성되는 biogas량을 나타낸 것이다. 이는 정상상태에서의 biogas 평균발생량이 약 50 *l* 이었으며, 소화일수가 start-up 이후 12일째부터는 biogas량이 심한 편차를 가지며, 증가하기 시작하여 17일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. Fig. 4의 (中)은 AFPBBR에서 유동층의 높이를 30～33 cm로 유지하고, packed-bed를 반응기 상단에 20 cm의 높이로 설치하였을 때, 소화일수의 증가에 대한 생성되는 biogas량을 나타낸 것이다. 이는 정상상태에서의 biogas 평균발생량이 약 55 *l* 이었으며, 소화일수가 start-up이후 8일째부터는 biogas량이 증가 추세로 되었고, 13일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. Fig. 4의 (下)의 AFPBBR에서 유동층의 높이를 30～33 cm 유지하고, packed-bed를 반응기 상단에 30 cm의 높이로 설치하였을 때, 정상상태에서의 biogas 평균발생량이 약 42 *l* 이었으며, 소화일수가 start-up

Table 3. Biofilm & mixed liquor VSS vs. upflow rate an anaerobic fluidized-bed bioreactor

Upflow rate (m^3/h)	0.1		0.2		0.3		0.4	
	Bioflim	Mixed liquor	Bioflim	Mixed liquor	Bioflim	Mixed liquor	Bioflim	Mixed liquor
VSS (mg/*l*)	4911	419	7081	327	8726	257	3649	342
	5330		7408		8983		3991	

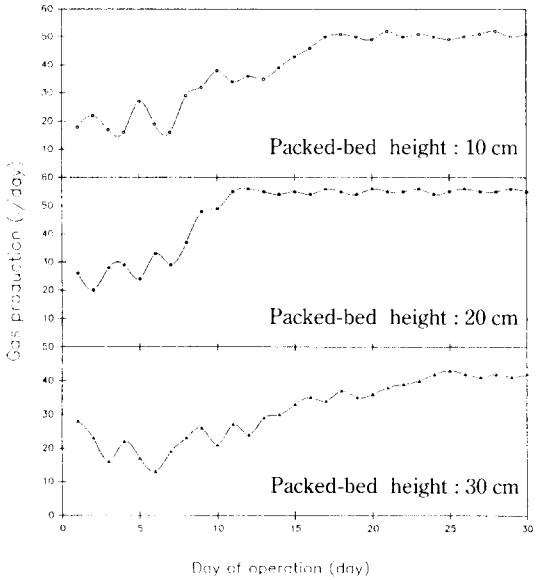

Fig. 4. Gas production vs. day of operation in an AFPBBR.

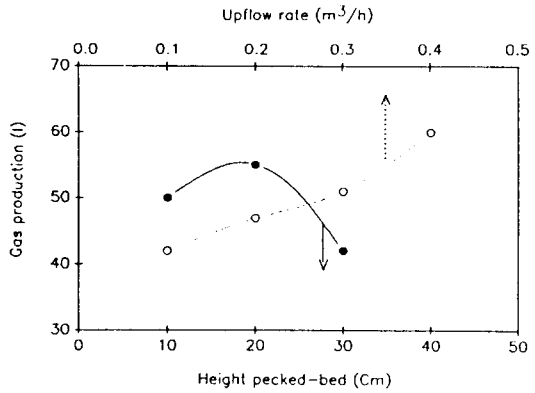

Fig. 5. Gas production vs. packed-bed height & upflow rate in an AFBBR and AFPBBR at steady state [(○) : AFBBR; (●) : AFPBBR].

이후 15일째부터는 biogas량이 증가 추세이었으며, 25일 이후부터는 정상상태에 도달하였다. 이와 같이 Fig. 4에서 얻은 결과는 AFBBR에서 얻은 biogas량보다 대단히 많은 양을 얻을 수 있었으며, start-up 이후 정상상태까지 도달하는데 걸리는 소화일수가 매우 짧음을 알 수가 있었다. 이것은 반응기 상단에 설치한 packed-bed가 표면적을 제공하여 보다 빠르게 안정화된 것으로 생각되어진다. Fig. 5는 AFBBR과 AFPBBR에서 정상상태에 도달한 후 생성

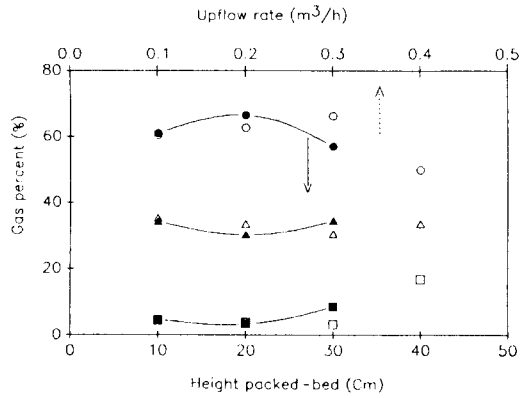

Fig. 6. Gas percent vs packed-bed height & upflow rate in an AFBBR and AFPBBR at steady state [(○●) : CH_4 gas; ((□■) : H_2 gas; (△▲) : CO_2 gas].

되는 biogas의 양을 종합적으로 비교하기 위하여 나타낸 것이다. 이는 AFPBBR이 대체적으로 AFBBR보다 많은 양의 biogas가 생성됨을 알 수가 있다. Fig. 6은 AFPBBR에서 정상상태에 도달한 후 생성되는 biogas의 성분을 GC를 이용하여 분석한 결과를 종합적으로 비교하기 위하여 나타낸 것이다. 본 반응기는 packed-bed의 높이가 10 cm로 하였을 때 CH_4 gas가 61.1%이었고, H_2 gas는 4.6%이었으며, CO_2 gas는 34.4%가 되었다. 또한 packed-bed의 높이가 20 cm일 때에는 CH_4 gas가 66.5%이었으며, H_2 gas는 3.3%이고, CO_2 gas는 30.2%가 되었다. 그리고 packed-bed의 높이가 30 cm일 때에는 CH_4 gas가 34.5%이었으며, H_2 gas는 8.5%이고, CO_2 gas는 57.0%가 되었다. 이는 CH_4 gas의 함량이 AFBBR에서 나타낸 것보다 양호한 성분을 나타내었다. 특히 packed-bed의 높이가 20 cm에서는 CH_4 gas함량이 최고치인 66.5%의 값을 나타내었다.

Fig. 7은 AFBBR에서 상향유속의 변화에 따른 COD 제거율과 AFPBBR에서 반응기 하단에 유동층 높이가 30~33 cm로 유지하고, 반응기 상단에서 packed-bed의 높이를 변화시켜 주므로서 정상상태에 도달한 후 이를 비교한 것이다. AFBBR에서는 COD 제거율이 상향유량이 0.1 m^3/h일 때에는 82.6%, 상향유량이 0.2 m^3/h일 때에는 88.9%, 상향유량이 0.3 m^3/h일 때에는 91.1%, 상향유량이 0.4 m^3/h일 때에는 73.9%이었다. 따라서 AFBBR에서 상향유량이 0.3 m^3/h일 때가 COD 처리효율이 높음을 알 수 있었다. AFPBBR에서 반응기 하단에 유동층 높이가 30~33 cm로 유지하고, 반응기 상단에서 packed-bed의 높

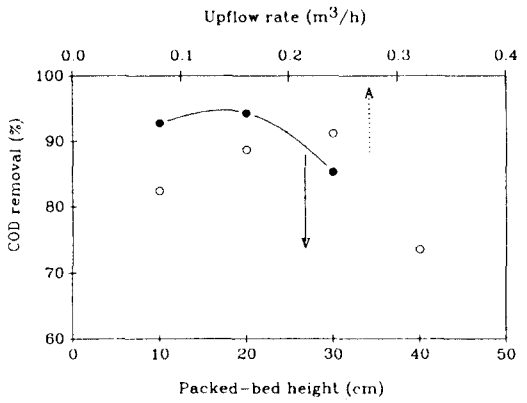

Fig. 7. COD removal vs. packed-bed height & upflow rate in an AFBBR and AFPBBR at steady state [(○) : AFBBR; (●) : AFPBBR].

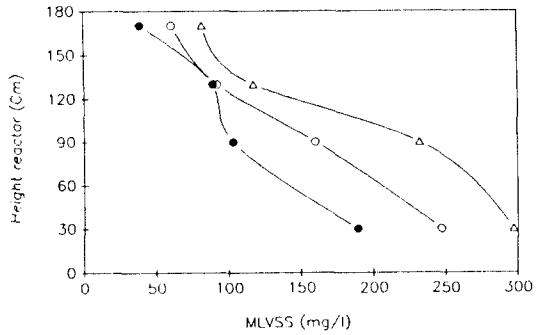

Fig. 8. MLVSS vs. reactor height in an fluidized-packed-bed bioreactor [(○) : packed-bed height 10 cm; (●) : packed-bed height 20 cm; (△) : packed-bed height 30 cm].

이를 변화시켜 줌으로써 정상상태 이후 얻은 평균 COD 제거율과 AFBBR에서 upflow rate의 변화에 따른 정상상태 이후에서의 COD 제거율을 종합적으로 비교하기 위하여 나타낸 것이다. 반응기 상단에 packed-bed의 높이를 10 cm로 설치할 때, 정상상태 이후 COD 평균제거율이 92.8%로 높은 제거율을 나타내었고, 반응기 상단에 packed-bed의 높이를 20 cm로 설치한 후 정상상태 이후 COD 평균제거율이 94.2%로 대단히 높은 제거율을 나타내었으며, 반응기 상단에 packed-bed의 높이를 30 cm로 설치한 후 정상상태 이후 COD 평균제거율이 85.4%로 비교적 낮은 제거율을 나타내었다. 이것으로 보아 AFPBBR이 AFBBR보다 COD 제거율이 대단히 양호함을 알 수가 있었다. Fig. 8는 AFPBBR에서 반응기 하단에 유동층 높이를 30~33 cm로 유지하고, 상단에 packed-bed의 높이를 변화시켜 주므로써 반응이 정상상태에 도달하였을 때, 반응기 높이에 따른 MLVSS의 값을 나타낸 것이다. 이것은 반응기 상태에 설치된 packed-bed의 높이가 20 cm일 때가 10 cm일 때보다 부유미생물의 양이 반응기 전반적으로 낮은 값을 가졌으나 높이가 30 cm일 때는 눈에 띄게 부유미생물이 많아졌음을 알 수 있었다. 이것으로 보아 반응기 상단에 설치한 packed-bed의 높이가 본 반응기에서는 20 cm일 때가 최적조건이라고 볼 수 있었다. Table 4는 AFPBBR에서 biofilm VSS량과 mixed-liquor VSS량을 나타낸 것이다. Mixed-liquor VSS량이 biofilm VSS량 보다 대단히 적음을 알 수 있었고, total VSS량을 보아 packed-bed의 높이가 20 cm일 때가 최적조건인 것을 알 수 있었다.

3. 속도론

Fig. 9는 AFBBR와 AFPBBR에서 upflow rate변화와 반응기 상단에 packed-bed height의 변화에 따른 Organic loading removal rate(OLR)에 대한 CH_4 gas production rate(GPR)을 나타낸 것이다. 여기서 AFBBR에 있어서 제거된 COD에 대한 CH_4 gas 생성량은 1.5584 $m_3 \cdot CH_4/kg \cdot COD$이었으며, AFPBBR에 있어서 제거된 COD에 대한 CH_4 gas 생성량은 2.5649 $m^3 \cdot CH_4/kg \cdot COD$임을 알 수 있었다. 따라서 AFPBBR이 AFBBR보다는 메탄 gas 생성율이 매우 높았음을 알 수 있었다.

속도상수식(12)에 의하여 Fig. 10를 나타낸 것이다. Fig. 10는 AFBBR과 AFPBBR에서 비기질 이용속도상수(K)와 반포화속도상수(K_s)의 값을 구하기 위하여 상향유속의 변화량에 대한 미생물량과의 관계를

Table 4. Biofilm & mixed liquor VSS vs. upflow rate at anaerobic fluidized-packed-bed bioreactor

Packed-bed height (cm)	10		20		30	
	Biofilm	Mixed liquor	Biofilm	Mixed liquor	Biofilm	Mixed liquor
VSS (mg/l)	7528	140	8730	105	4110	182
	7668		8875		4292	

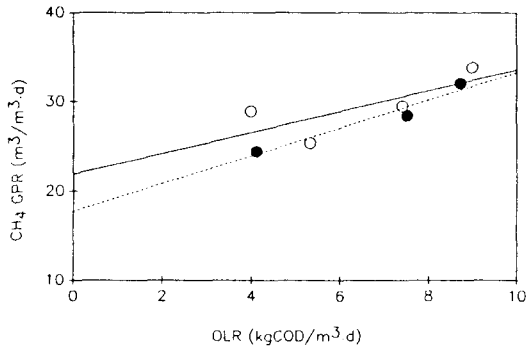

Fig. 9. OLR vs. GPR in an AFBBR and an AFPBBR [(○) : AFBBR; (●) : AFPBBR].

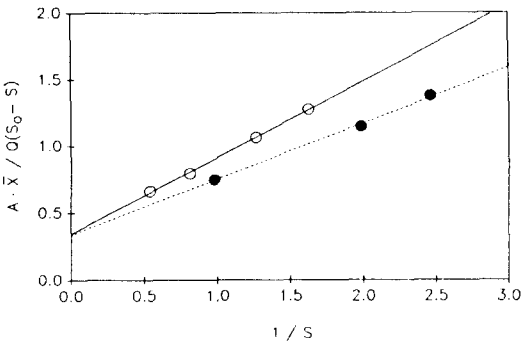

Fig. 10. Evaluation of kinetic constant K and K_S in an AFBBR and an AFPBBR [(○) : AFBBR; (●) : AFPBBR].

이용하여 나타낸 것이다. Fig. 10에서 나타낸 것과 같이 절편값이 1/K, 기울기 값인 K_s/K을 COD 기준으로 AFBBR에서의 K=2.7503 day $^{-1}$, K_s=1.6001 $\times 10^3$ mg/l이었으며, AFPBBR에서의 K=2.9612 fay^{-1}, K_s=1.2307$\times 10^3$ mg/l로 산출할 수가 있었다. 따라서 Fig. 10에서 나타낸 결과는 문헌상의 범위인 K=2~10 day $^{-1}$, K_s는 약 2,000 정도로 나타내고 있는 값에 적합함을 알 수가 있었다.

속도상수식(17)에 의하여 Fig. 11을 나타낸 것이다. Fig. 11는 AFBBR과 AFPBBR에서 미생물 사멸계수(K_d)와 미생물 생성계수(Y)의 값을 구하기 위하여 상향유속의 변화량과 반응기 상단에 packed-bed 변화량에 대한 미생물량과의 관계를 이용하여 나타낸 것이다. Fig. 11에서 나타낸 것과 같이 절편값이 K_d 기울기 값인 Y을 COD 기준으로 AFBBR에서의 K_d=0.0429 day $^{-1}$, Y=0.0993 mgVSS/mgCOD이었으며, AFPBBR에서의 K_d=0.0253 day $^{-1}$, Y=0.0506 mgVSS/mgCOD로 산출되었다.

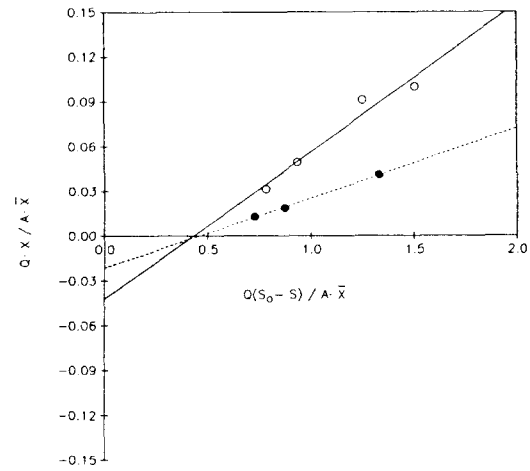

Fig. 11. Evaluation of growth yield coefficient Y and decay coefficient K_d in an AFBBR and an AFPBBR [(○) : AFBBR; (●) : AFPBBR].

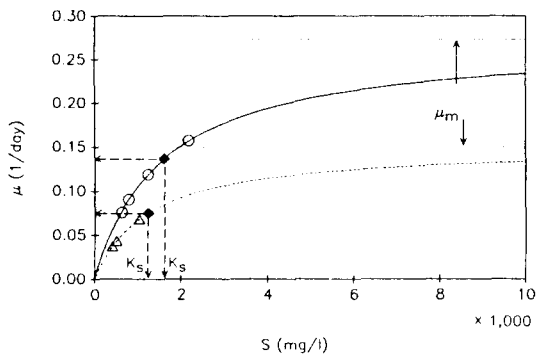

Fig. 12. Concentration of growth-limiting substrate in solution vs. specific growth rate in an AFPBBR (— · — · —) and AFBBR and (——).

또한 Fig. 12은 AFBBR과 새로운 모델인 AFPBBR에서 나타낸 미생물 최대성장속도(μ_m)과 유기물 농도에 따른 각각의 미생물 성장율과의 관계를 비교하기 위하여 나타낸 것이다. Fig. 12에서 나타낸 것으로 보아 새로운 모델인 AFPBBR이 대단히 양호한 값을 갖음을 알 수 있었다.

4. 속도론[11-15]

생물학적 반응은 일반적으로 Michaelis-Menten 관계와 Monod식의 관계에 기초로 하였다.

미생물의 성장속도(r_g)는 반응기내의 성장조건이 충족될 때, 비례상수 즉 생체 단위량에 대한 성장속도를 나타내는 비성장속도(specific growth rate)

μ를 도입하면 다음과 같이 등식화 할 수 있었다.

$$r_g=\left(\frac{dX}{dT}\right)_{growth}=\mu\cdot X \quad (1)$$

미생물의 비성장속도(μ)는

$$\mu=\mu_m\cdot\frac{S}{K_S+S} \quad (2)$$

여기서 μ_m : 포화농도에 최대 성장속도, [mass][day]$^{-1}$

S : 기질의 농도, [mass][volume]$^{-1}$

K_S : $\mu=\frac{\mu_{max}}{2}$ 일 때의 포화상수, [mass][volume]$^{-1}$

식 (2)를 식 (1)에 대입하면,

$$r_g=\mu\cdot X=\frac{\mu_{max}\cdot X\cdot S}{K_S+S} \quad (3)$$

로 되고, 미생물은 증식하면서 내호흡을 하게 되므로 내호흡률에 의한 미생물 감소율은

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_d=K_d\cdot X \quad (4)$$

따라서 미생물의 내호흡 영향을 고려한 순미생물 성장률$(dx/dt)_{net}$은 다음 식으로 표현할 수 있다.

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{net}=\left(\frac{dX}{dt}\right)_g+\left(\frac{dX}{dt}\right)_d \quad (5)$$

식 (5)에 식 (3)과 식 (4)을 대입하면

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{net}=\frac{\mu_m\cdot X\cdot S}{K_m+S}-K_d\cdot K \quad (6)$$

유기물 제거율과 미생물 성장률 사이에는 다음과 같은 관계식이 성립된다.

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_g=-\frac{1}{Y}\left(\frac{dX}{dt}\right)_g \quad (7)$$

식 (3)을 식 (7)에 대입하면

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_g=-\frac{1}{Y}\cdot\frac{\mu_m\cdot X\cdot S}{K_S+S}=-\frac{\mu_m}{Y}\cdot\frac{X\cdot S}{K_S+S}=-\frac{K\cdot X\cdot S}{K_S+S} \quad (8)$$

로 된다. 여기서 $K=\frac{\mu_m}{Y}$ 이다.

반응기 내에서 기질에 대한 물질수지는 정상상태에서 다음과 같이 나타낼 수 있다.

총 제거된 기질-부착·부유미생물에 의해 제거되는 기질=0

$$Q(S_o-S)-AXu=0 \quad (10)$$

본 연구에서 사용된 반응기의 길이는 비교적 짧고 back mixing에 의해 완전혼합이 되는 반응기로 가정하고, 윗식을 식 (10)에 적용하면 다음과 같이 쓸수 있다.

$$\frac{Q(S_o-S)}{AX}=\mu=\frac{ds/dt}{X}=\frac{\mu}{Y} \quad (11)$$

식 (11)은 Monod성장 관계식인 식 (2)에 의해 다음 식으로 나타낼 수 있다.

$$\frac{Q(S_o-S)}{AX}=\frac{\mu}{Y}=\frac{\mu_m}{Y}\cdot\frac{S}{K_S+S} \quad (12)$$

식 (12)의 μ_m/Y를 K로 두면

$$\frac{Q(S_o-S)}{AX}=\frac{K\cdot S}{K_S+S} \quad (13)$$

식 (13)을 역수 취하면 다음과 같이 표현한다.

$$\frac{AX}{A(S_o-S)}=\frac{K_S}{K}\cdot\frac{1}{S}+\frac{1}{K} \quad (14)$$

식 (14)을 이용하여 1/K과 $AX/Q(S_o-S)$ 관계로부터 K와 K_S을 구할 수 있다.

미생물의 물질수지식은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

미생물의 순생성량-부유미생물의 양-내생호흡에 의한 감소량=0

$$YQ(S_o-S)-QX-K_d(AX+VX)=0 \quad (15)$$

또한 반응기내의 부유미생물량은 담체에 부착된 미생물보다 매우적기 때문에 무시될 수 있으며, 식 (15)은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$YQ(S_o-S)-QX-K_d\cdot A\cdot X=0 \quad (16)$$

식 (16)은

$$\frac{QX}{AX}=Y\cdot\frac{Q(S_o-S)}{AX}-K_d \quad (17)$$

식 (17)을 이용하여 $Q(S_o-S)/AX$와 QX/AX의 관계에서 Y 및 K_d를 구할 수 있다.

IV. 결 론

혐기성 생물반응기의 anaerobic fluidized-bed bioreactor(AFBBR)과 anaerobic fluidized-packed-bed bioreactor(AFPBBR)에서 유기성 폐수를 처리한 결과 다음과 같은 결과를 얻었다.

① AFBBR과 AFPBBR에서의 미생물 형성관계는 담체인 활성탄의 표면에 얇은 biofilm을 형성한 후 여러 층으로 부착됨을 확인하였고, AFBBR에서는 유출수 중에 포함하는 부유미생물의 양이 상향유량이 0.4 m^3/h일 때 가장 심하였다. AFPBBR에서는 유출수 중에 포함하는 부유미생물의 양이 packed-bed가 30 cm일 때가 가장 심하였다.

② AFBBR에서 상향유속의 변화에 대한 biogas의 생성량은 상향유속이 클수록 발생되는 TPG량은 많아지고, 생성되는 methane gas의 양과 COD 제거율은 상향유량이 0.3 m^3/h일 때가 가장 많은 값을 얻었으나, 이 이상의 상향유속이 되면 떨어짐을 알 수 있었다. 또한 OLR에 대한 methane gas 생성률은 1.5584(m^3 CH_4/kg COD) 값을 얻었다.

③ AFPBBR에서 반응기 상단에 설치한 packed-bed의 높이에 따른 생성되는 TPG량은 packed-bed의 높이가 20 cm일 때가 가장 많이 생성되었고, 또한 OLR에 대한 methane gas 생성률은 2.5649(m^3CH_4/kg COD)값을 얻었다. 이 값은 AFBBR에서 얻은 결과보다 대단히 많은 양임을 알 수 있었다. AFBBR에서는 fluidized-bed가 존재하는 부분은 거의 비슷한 미생물량과 또한 COD값도 거의 같은 양이 존재함을 알 수 있었으며, 이는 fluidized-bed에서는 완전 혼합이 가능하다고 생각된다. AFPBBR에서는 packed-bed에 의하여 COD 제거량이 다소 증가하나, packed-bed가 너무 높으면 압력손실이 커 좋지 않은 결과를 초래하였다.

④ 본 반응 성능을 알아보기 위하여 다음과 같은 결과를 얻었다.

	Maximum specific growth rate (d^{-1})	Sub. conc. at one half the maximum growth rate (mgCOD/l)	Endogenous decay coefficient (d^{-1})	Yield coefficient (mgVSS/mgCOD	Maximum rate of sub. util. per unit mass micro-organism(d^{-1})	Temp. (C)
AFBBR	0.2731	1,600	0.0428	0.0883	2.7503	36
AFPBBR	0.1498	1,231	0.0253	0.0506	2.9612	36

참고문헌

1) 崔義昭 一著 : 廢棄物處理와 資源化. 清文閣, 1985.
2) Weber, W. J. Jr. and Morris, J. C. : Kinetics of adsorption in columns of fluidized media. *J. WPCF*, **46**, 2118, 1974.
3) 柴田和雄, 木谷收編 : バイオマス生産と變換. 學會出版センター, 1981.
4) Stanford, D. A. Wheatley : Anaerobic digestion. Applied science publisher LTD, 145, 1980.
5) Jeris, J. S., Owens, R. W. and Flood, F. : Pilot-scale, high-rate biological denitrification. *J. WPCF*, **47**, 2043, 1975.
6) Holladay, D. W. *et al.* : Biodegradation of phenolic waste liquors in stirred tank, packed-bed, and fluidized-bed bioreactor. *J. WPCF*, **50**, 2573, 1978.
7) Jeris, J.S., Owens, R. W. and Food, F. : Secondary treatment of municipal wastewater with fluidized-bed technology. in Biological Fluidized Bed Treatment of Water and WasteWater. ed. P. E. Copper and B. Atkinson, Ellis Horwood Ltd., Chap. 6, p. 112, 1981.
8) Jeris, J. S. *et al.* : Biological fluidized-bed treatment for BOD and nitrogen removal. *J. WPCF*, **49**, 816, 1977.
9) McCarty, P. L. : Anaerobic waste treatment fundamentals. *J. WPCF*, Part 1-4, Public Works, 1964.
10) Young, J. C. and McCarty, P. L. : *J. WPCF*, **41**, part 2, R-160, 1969.
11) Mickinney, R. E. and Octen, R. J. : Concepts of Complete Mixing Activated Sludge. Transaction of 19th Annual Conference on sanitary Engineering, Engineering and Architecture Bulletin, No. 62, Univ. of Kansas, 32, 1969.
12) Eckenfelda, W. W. Jr. : Theory of biological treat-

ment. *J. WPCF*, **39**, 1967.
13) Lawrence, A. W. and McCarty, P. C. : A Unified Basis for Biological Treatment of the Sanitary Eng. Div., *ACSE*, **96**, 1970.
14) Gaudy, A. F. Jr. and Srinivasarhgaven, R., Experimental studies on a kinetic model for design and Operation of Activated Sludge Process. *Biotech. & Bio. Eng.*, **16**, 723, 1974.
15) Karz, W. I. and Rohizh, G. H. : Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes. *Publ. Co., N. Y.*, **1**, 66, 1956.