

## CSTR 및 충전탑을 이용한 2단계 혐기성 폐수처리공정

고 정 식 · 장 호 남

한국과학원 화학공학과

(접수 1979. 4. 10)

## Anaerobic Treatment of MSG Waste with CSTR and Filter

Jung Sik Koh and Ho Nam Chang

*Department of Chemical Engineering*

*Korea Advanced Institute of Science, Seoul 131, Korea*

(Received April 10, 1979)

### 요 약

고농도의 산업폐수의 일종인 글루타민산소다 발효폐액을 재래식 혐기성 방법에서 문제가 되던 장기간 체류 시간과 공정상 불안정 문제를 해결하기 위하여 발효상 분리 연속교반 반응기-충전탑법에 의하여 처리하였다.

실험장치로는 acidogenesis를 위해 30°C에서 용량 40 l의 연속 교반조와 methanogenesis를 위해 38°C에서 31.3 l의 폴리프로필렌(1.25 cm 크기의 정방형)을 충전한 충전탑을 사용하였다. 두 가지 정상상태에서의 실험은 교반조 체류시간 14 시간, 충전탑 체류시간 20 시간 및 교반조 16.7 시간 충전탑 40 시간의 체류 시간을 주었다. 이때의 부하율은 4.5 kg COD/m<sup>3</sup>/day, 2.24 kg COD/m<sup>3</sup>/day였으며 처리효율은 각각 57.4%와 85.3%였으며 메탄가스의 발생율은 25 l/day와 15 l/day였다. 이때 생긴 슬러지 용적지수(SVI)는 18.4로 침전속도가 매우 양호하였다.

본 공정의 운전중에 외부에서 pH조정을 해줄 필요가 없었으며 혐기성 충전탑의 어느 부분도 메탄균의 최적 pH 6-8 범위내에 있었다.

### Abstract

A CSTR-anaerobic filter process with the phase separation technique was employed in treating monosodium glutamate fermentation waste of high strength to avoid the difficulties of process instability and long hydraulic detention time in conventional anaerobic wastewater treatment.

A 40 l capacity CSTR was used for the first stage acidogenesis reaction carried out at 30°C and a 31.3 l filter packed with square channel type packings of polypropylene was for the second stage methanogenesis reaction at 38°C.

Two sets of steady state experiments were run. The first experiment was performed with the detention time of 14 h for CSTR and 20 h for filter and the second one with the detention time of 16.7 h for CSTR and 40 h for the filter. The anaerobic filter was operated with the loading rates of 4.5 kg-COD/m<sup>3</sup>/day and 2.24 kg-COD/m<sup>3</sup>/day. The treatment efficiencies were 57.4% and 85.3% respectively on the basis of filtrate COD. Methane production rates were 25 l/day and 15 l/day respectively. Sludge Volume Index of the over flow from the CSTR was 18.4 far less than 100. During the operation, no external pH control was required and any part of the anaerobic filter did not fail to maintain the optimum pH range from 6 to 8 for the growth of methane generating bacteria.

## 1. 서론

혐기성 폐수처리는 유기물질의 개스로의 전하율이 높고, biomass의 생성이 호기성 폐수 처리의 10~30% 정도에 불과하고 폭기가 불필요하기 때문에 특히 에너지가 고가인 지역에서는 환경의 보존을 위한 공해방지라는 측면과 에너지 절약이라는 양측면을 고려해 볼 때 상당히 바람직한 폐수처리 공정이 될 수 있다. 혐기성 폐수 처리는 주로 고농도의 COD를 함유하는 가축 분뇨, 발효공장폐액(제약, 양조등), 도살장 폐수들의 경우에 있어서 다른 생물학적 처리공정이나 물리화학적 처리공정에 비하여 유리한 공정이 될 수 있음이 알려져 있다.<sup>1)</sup>

혐기성 처리공정에 있어서 가장 큰 문제점으로 지적되어 온 것은 첫째로 유기물질들을 산(주로 acetic acid와 propionic acid)으로 분해하는 acid former와 이들 유기산을 기질로 이용하여 메탄을 생성하는 methane former간의 불균형성장에서 비롯되는 공정상의 안정도 문제와, 둘째로는 반응조건에 따라 다르겠지만 20~30 일간에 이르는 장기체류시간(long hydraulic retention time)을 들 수 있으며 이 문제들의 해결을 위한 노력이 계속되어 왔다.

일단의 학자들이 유기산생성과 메탄생성의 발효상을 분리하여 각각의 미생물 집단에 독립적

인 생리적 최적조건을 제공하려 하였는 바, Hammer와 Borchardt<sup>2)</sup>는 투석을 이용한 방법을 Schaumberg와 Kirsh<sup>3)</sup>는 억제제(inhibitor)의 사용을 제안하였고 Pohland와 Ghosh<sup>4)</sup> 및 Massey와 Pohland<sup>5)</sup>는 두 미생물집단의 성장속도의 차를 이용하여 성장속도가 낮은 methane former를 두 개의 연속교반 반응조가 직렬로 연결된 반응기 계의 첫번째 반응기로부터 washout시키고 두번째 반응기에서는 주로 methane former들이 자랄수 있도록 하였다. 한편 Young과 McCarty<sup>6)</sup>에 의하여 혐기성 충전탑 공정이 개발되었는데, 이는 돌들의 충전물질을 미생물들의 support media로서 사용한 충전탑 반응조의 일종으로서, 폐수와 미생물들의 반응조내 체류시간을 달리할 수 있게 함으로써 보다 짧은 체류시간내에 폐수내의 유기물질을 효과적으로 제거하는데 기여하였다.

본 연구에서는 이러한 두 가지 문제 해결방식을 결합하여 Sweden의 Nornann과 Frostell<sup>7)</sup>이 시도한 연속교반 반응기(CSTR)와 충전반응기를 직렬로 연결하여 CSTR에서의 체류시간을 조정하여 주로 acidogenesis가 CSTR에서 일어나게 하고 충전탑 반응기에서는 acid former들에게 starvation이 일어나게 함으로써 acid former와 methane former가 충전탑내 공생할 때 생기기 쉬운 upset 현상을 최소화하여 반응조내 짧은 체류시간에 효과적인 COD 제거가 이루어

지도록 하였다.

## 2. 이론적 고찰

### 2-1. 발효상 분리의 가능성

1 단계의 CSTR 에 대하여 Monod 형의 성장속도식을 적용하면 biomass 와 기질에 대한 물질 및 cell 에 관한 수지식은 잘 고반된 정상상태를 가정하면 다음과 같다.<sup>8)</sup>

$$S_i - S_1 - \frac{\theta_H \mu S_1}{Y(K_s + S_1)} X_1 = 0 \quad (1)$$

$$(S_i - S_1)Y = -(X_i - X_1) \quad (2)$$

여기서  $S_i$ ,  $S_1$  는 각각 입구 및 반응조에서의 기질의 농도이며  $\theta_H$  는 체류시간,  $Y$  는 yield 상수,  $\mu$  는 최대성장속도,  $K_s$  는 saturation constant,  $X_i$  및  $X_1$  은 반응조 influent 및 반응조 내에서의 acid former 의 농도이다.

(2) 식에서 inlet stream 의 cell 농도가 반응조 내 cell 농도에 비해 무시할만하다고 하고 (1) 식을  $S_1$  에 대하여 다시 정리하면,

$$S_1 = \frac{K_s}{\mu\theta_H - 1} \quad (3)$$

(2) 식을 선형식으로 정리하면

$$\theta_H = \left( \frac{K_s}{\mu} \right) \frac{1}{S_1} + \frac{1}{\mu} \quad (4)$$

주어진 부하에서 washout 이 일어나는 임계 체류시간<sup>9)</sup>  $\theta_c$  는 (3)식에서

$$\theta_c = \frac{L + \sqrt{L^2 + 4K_s\mu L}}{2\mu L} \quad (5)$$

여기서  $L$  은 부하율(kg COD/m<sup>3</sup>/day)이다. 따라서 (4)식에서  $\theta_H$  와  $\frac{1}{S_1}$  을 구하여 기울기와 절편에서  $K_s$  와  $\mu$  의 상수들을 알 수 있게되어 부하가 정해지면 그때의  $\theta_c$  를 알 수 있고 1 단계의 CSTR 에서 성장속도가 느린 methane former 들을 washout 시켜서 acid former 들이 우세집단이 되도록 체류시간  $\theta_H$  를 조절할 수 있다.

### 2-2. 혐기성 충전탑 모델(Anaerobic Filter Model)

Fig. 1 에서 보는 바와 같이 support media 에

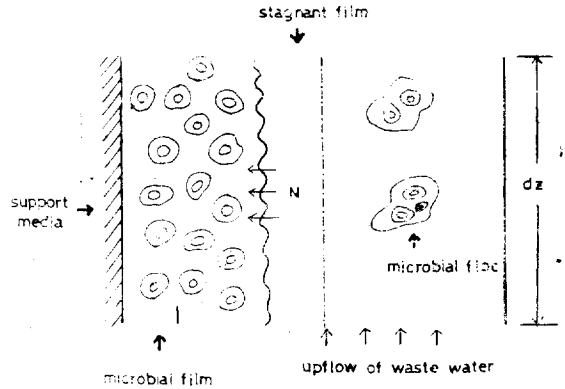


Fig. 1. Anaerobic filter model.

biofilm 이 형성되고 bulk 용액중에 biofloc 들이 존재하여 유기산의 제거가 biofilm 과 biofloc 에서 동시에 일어난다고 하면, filter 높이의 증분에 대한 단순한 plug flow 모형으로 부터

$$-Qdc = NA_w dz + Rmdz \quad (6)$$

performance equation<sup>9)</sup> 은

$$\int_{C_i}^C \frac{dc}{g(c)} = -\frac{Z}{Q} \quad (7)$$

여기서

$$g(c) = \left[ \frac{hA_w}{h+b_2} (b_1 + b_2 C) \right]$$

Part A

$$+ \left[ \frac{\epsilon_b A_c R_{max} k_3 C}{1 + k_3 C} M \right] \quad (8)$$

Part B

(6)식에서  $Q$  는 유량  $N$  은 microbial floc 과 인접용액에서 기질 flux,  $A_w$  는 충전탑단위 높이당 생물학적 활성면적,  $R$  은 기질의 제거 속도,  $M$  은 methane former 의 농도,  $Z$  는 충전탑의 높이이며  $C$  는 기질의 농도이다. (7), (8)식에서  $C_i$ ,  $C_o$  는 각각 충전탑의 입구 및 출구에서의 기질의 농도이고  $h$  는 물질전달계수,  $\epsilon_b$  는 충전탑의 void fraction,  $R_{max}$  는 최대 기질제거속도,  $b_1$ ,  $b_2$ ,  $k_3$  는 생물학적 반응상수이고 전체적으로 part A 는 biofilm 에 의한 유기산의 제거를 나타내고 part B 는 biofloc 에 의한 유기산의 제거 반응을 의미한다.

### 3. 실험

#### 3-1. 폐수 및 균주

미원 창동공장의 P-1저장 tank의 monosodium glutamate 발효폐액의 농축액(COD 500,000mg/l)을 50 배로 희석하고 lime 으로 pH가 7.0~7.5로 되도록 조정하여 COD가 10,000mg/l 정도되게 하여 CSTR의 feed로 사용하였다. 폐수 내에는 다량의 죽은 미생물, glucose, glutamic acid, MSG와 그밖의 금속염들이 함유되어 있다고 알려져 있다.<sup>10)</sup>

종균으로서는 수원 축산시험장의 혐기성 소화조에서 배양된 슬러지를 사용하였다.

#### 3-2. 실험장치 및 방법

Fig. 2는 실험장치의 개략도를 보여주고 있는데 크게 나누어 acidogenesis 반응을 위한 CSTR과 methanogenesis를 위한 충전탑으로 구성되어 있다. 1단계의 acidogenesis 반응의 반응기로는 부식을 방지하기 위하여 40l 용량의 스테인레스 강의 CSTR을 사용하였으며 반응기의 외부에 heating coil로 감고 그위에 석면포를 감아 단열하고 가변 변압기로 반응 기내의 온도를 30°C로 on-off control 하였으며, 이때 생성된 gas는 반응기 상부의 출구를 통하여 wet test

meter(Precision Scientific, U.S.A.)로 보내져서 effluent는 peristaltic pump를 통하여 슬러지 침강조로 보내진다. 침강조를 통과한 CSTR의 effluent는 혐기성 충전탑의 feed storage tank로 가게되고 일부는 overflow 된다. CSTR에서 체류시간은 14.0 시간과 16.7 시간의 두 종류로 실험을 행하였다.

혐기성 충전탑은 내경 19cm, 길이 120cm의 아크릴통에 폴리프로필렌으로 만들어진 1.25cm 규격의 정방형의 충전물질을 충전하였고 충전탑의 하부로부터 distributor를 통하여 upflow를 이루면서 탑의 상부로 feed가 올라오고 충전물질이 조작시에 expand 되는 것을 방지하기 위해 스테인레스 강으로 된 스크린을 반응탑의 상부에 설치하였다. 반응탑은 외부에 heating coil을 감고 석면포로 그 위를 단열하여 38°C가 되도록 가변 변압기를 사용하여 on-off control 하였고 매 30cm마다 5개의 sampling port를 설치하였다. 처리된 폐수와 발생 gas들은 inverted syphon을 이용하여 분리하여 wet test meter로 보내어진다. filter내 체류시간은 20 시간과 40 시간의 두 가지 실험을 하였다.

#### 3-3. 분석방법

gas의 발생량은 wet test meter를 사용하여 하루 기준으로 측정하였으며 gas의 조성은 Orsat

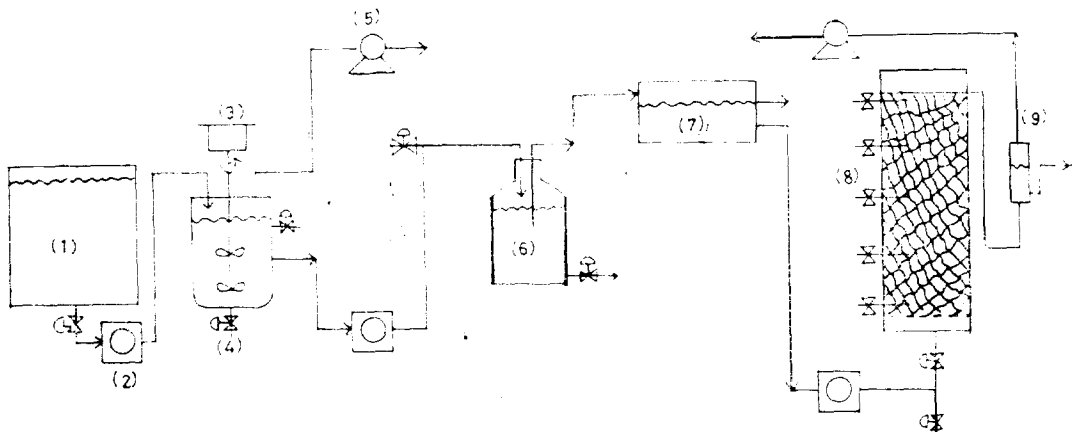


Fig. 2. Schematic diagram of anaerobic filter process with phase separation technique.

- |                         |                     |                         |
|-------------------------|---------------------|-------------------------|
| 1. feed storage tank    | 2. peristaltic pump | 3. reducing gear        |
| 4. acidogenesis reactor | 5. wet test meter   | 6. settling tank        |
| 7. storage tank         | 8. anaerobic filter | 9. gas-liquid separator |

analyzer를 사용하여 결정하였다. COD는 heating table(Hana Instrument, Seoul, Korea)을 사용하여 dichromate 적정법<sup>11)</sup>에 의했으며, pH는 pH meter(Model 37 A, Coleman Instruments, U.S.A.)로 측정하였고 Volatile Suspended Solids는 알루미늄 과자컵을 weighing dish로 사용하여 103°C, 550°C에서 건조시켰을 때 무게의 차이를 취하였다. 건조에 사용된 furnace는 국제과학(Seoul, Korea)의 제품이었다.

#### 4. 결과 및 고찰

##### 4-1. CSTR의 적정 체류시간의 결정

Fig. 3은 1 단계 반응조의 batch 조작에서 pH와 반응 시간간의 관계를 나타내고 있다. (4)식에서 생물학적 상수  $K_s$ ,  $\mu$ 를 구할 수 있겠으나 본 연구에서는 artificial feed가 아닌 실제의 폐수로서 실험을 행하였기 때문에 acid former와 methane former의 정상상태에서 균들의 농도를 구하는 어려움을 피하기 위하여 pH

vs. 조작시간의 결과를 미생물 생리학적인 관점에서 고찰하여 1 단계 acidogenesis 반응조의 체류시간을 결정하였다.

Fig. 3에서 보는 바와 같이 처음 6시간에 pH는 7.43에서 7.27로 떨어지고 다음의 6시간동안에 7.27에서 6.24로 떨어지고 그 이후로는 대략 6.2부근에서 정상상태에 도달하고 있다. 따라서 반응 시작후 6시간에서 12시간사이에 acid formation이 가장 활발하게 일어나며 그때까지는 methane former의 성장은 무시될 수 있다고 생각되며 12시간 이후로는 점차 volatile acid의 생성과 소비가 균형을 이루어 일정한 pH 값을 유지하게 된다고 믿어진다. 일반적으로 미생물의 성장과 최종 대사물 생성간에는 time lag가 존재하기 때문에 acid former는 CSTR의 체류시간을 12시간으로 하였을 때 washout 없이 충분한 성장을 할 수 있게 되나 실제의 operation에 있어서 methane former의 완전한 제거는 pH를 크게 감소시켜 결과적으로 다음 단계의 methanogenesis를 위하여 외부로부터 별도 pH 조절을 요구할지도 모르고, 혐기

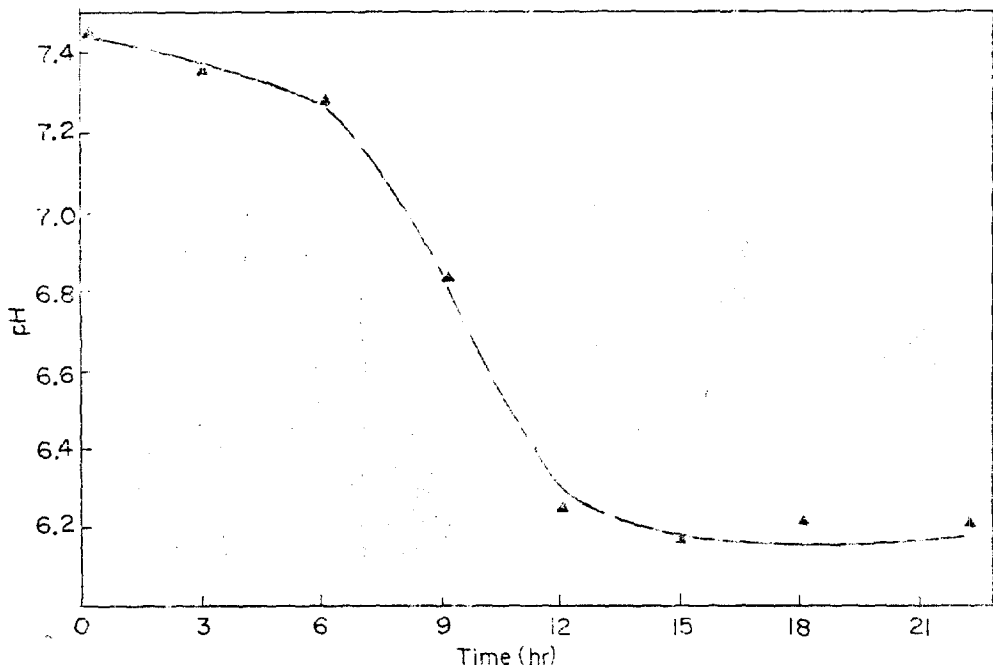


Fig. 3. pH Change in batch operation.

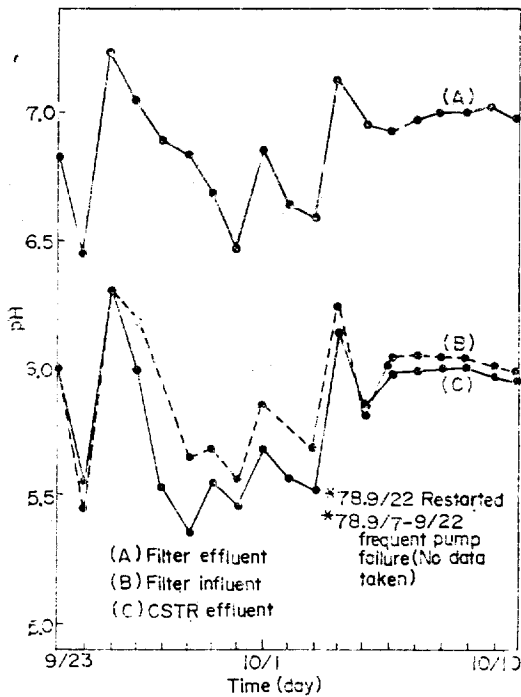


Fig. 4 A. pH Change of anaerobic filter system,  $\theta_H=20h$

성 충전탑에서 acid former에 대한 starvation 효과를 높이기 위하여서도 12시간 이상의 반응기내 체류시간이 바람직하다.

#### 4-2. pH 변화에 대한 저항력

Fig. 4 A와 4 B는 폐수의 pH가 5.0~6.5 사이로 주어질 때 1 단계 CSTR의 effluent와 settler를 통과한 filter influent, 최종처리된 충전탑 effluent의 pH 변화를 보여주고 있다.

Fig. 4 A에서 보인 CSTR, 충전탑의 체류시간이 각각 14시간, 20시간일 때 pH 변화에서, 1 단계 CSTR effluent의 pH는 acid former의 생성으로 pH 7.0의 influent로부터 많은 변화를 거쳐 약 1개월여의 조업끝에 6.0부근의 정상상태 값을 가지게 되었으며 이에 따라 filter influent와 effluent의 pH도 6.0과 7.0부근의 정상상태 값을 가지게 됨을 보여주고 있는데 여기서 CSTR의 effluent가 침강조를 통과하여 filter의 influent로 될때 pH가 약간 높아지게

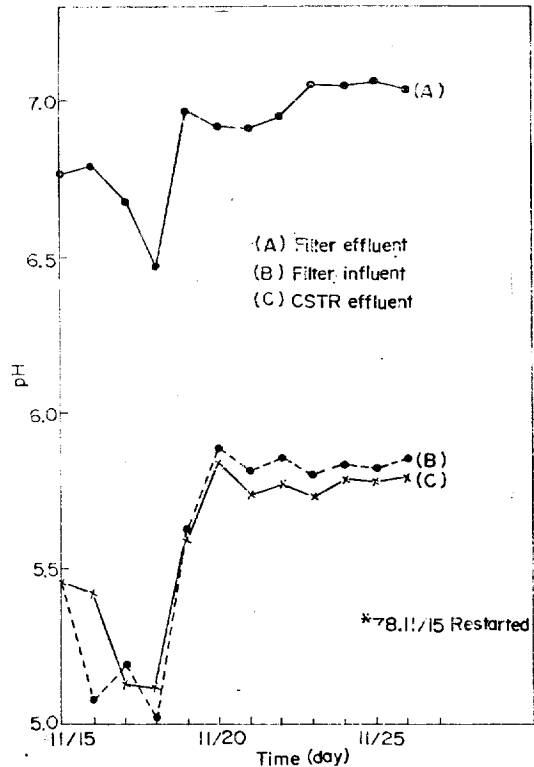


Fig. 4 B. pH Change of anaerobic filter system,  $\theta_H=40h$

되는 현상이 관찰되는데 이는 settler에 침적되어 있는 sludge가 pH 조절 효과를 가지고 있는 것으로 추측하게 된다.

Fig. 4 B는 CSTR의 체류시간 16시간이고, filter내 체류시간이 약 2배(40시간)로 증가되었을 때 각 stream의 pH변화를 나타낸 것이다. 충전탑 influent와 effluent는 CSTR의 effluent가 pH 5.8부근으로 접근함에 따라 restart한지 약 1주만에 pH 5.85, pH 7.05부근으로 접근하여 비교적 단시일내에 새로운 정상상태를 복귀했다.

#### 4-3. 발효상 분리와 sludge 특성

혐기성 소화가 일어날 때 1 단계의 Acidogenesis 반응의 주 gas 생성물은  $CO_2$ 이며 2 단계의 methanogenesis 반응의 주 gas 생성물은  $CH_4$ 와  $CO_2$ 이다. Fig. 5에서 보는 바와같이 CSTR

의 gas 조성은  $\text{CO}_2$  가 약 60%,  $\text{CH}_4$  는 약 40%를 차지하고 filter에서 나온 gas의 조성은  $\text{CO}_2$  가 35%,  $\text{CH}_4$  가 65%를 차지하는 것으로 보아 발효상의 분리가 두 개의 반응기에 의해 어느정도 가가능하게 되었음을 보여주고 있다.

한편 settling tank의 sludge는 침전성이 좋은 것으로 나타났다. Fig. 6에서 보면 3단계의 일정속도의 부피축소현상이 있는데 처음 3시간에 부피비율로 0.033/h, 다음 20시간에 0.011/h, 마지막 17시간에 0.004/h의 침전 응축현상

이 관찰되었고 슬릿지 용적지시(SVI)는 18.4로서 통상의 활성오니 처리시설에서 S.V.I.가 100이하일 때 슬릿지의 침전성이 좋다고 판단되므로 본 공정의 슬릿지는 침전성이 매우 양호하다고 할 수 있겠다. 따라서 1단계의 CSTR에 cell 농도를 증가시키기 위하여 recycle system을 채택할 경우에도 settling이 쉬우므로 effluent에서 cell을 분리시켜 CSTR로 회송하기가 용이 하리라고 본다.

#### 4-4. Anaerobic filter의 제트성

##### 4-4.1 filter 내의 pH 분포

Methane former들의 군에 따라 차이는 있지만 대개 최적 pH 영역은 6~8 정도인데<sup>13)</sup> Fig. 7에서 보면 충전탑 반응기의 모든 부분이 최적 영역을 유지하고 있음을 알 수 있다. 부하가 2.24 kg-COD/m<sup>3</sup>/day (B)인 경우에 pH는 filter의 아랫부분에서 부하가 4.5 kg-COD/m<sup>3</sup>/day (A)인 경우보다 더욱 급격히 증가하고 있으며 pH의 최고치도 부하가 적은 경우가 많은 경우보다 충전탑의 아랫부분에 존재하게 된다. 이는 부하가 작아질수록 대부분의 반응이 충전탑의 하부에

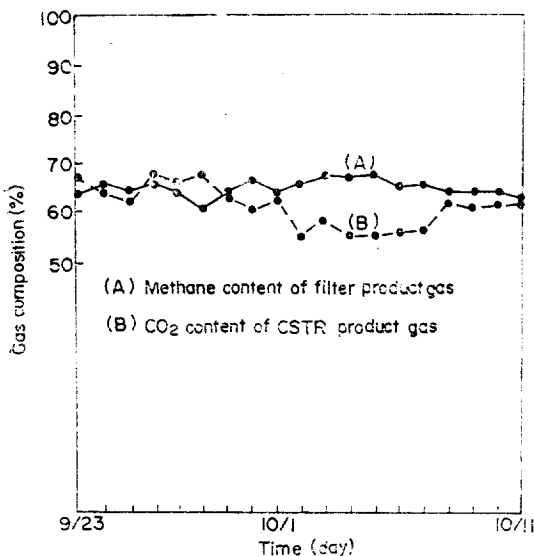


Fig. 5. Product gas composition of filter and CSTR,  $\theta_H$  cstr=14 h,  $\theta_H$  filter=20 h

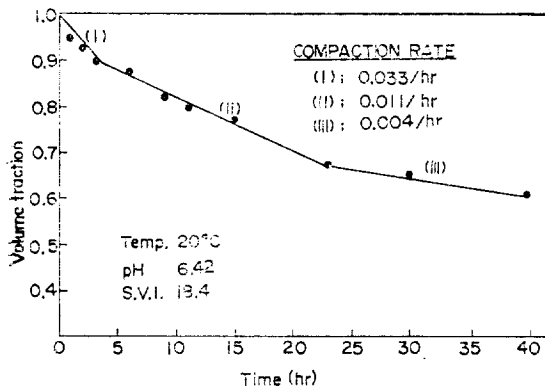


Fig. 6. Sludge compaction curve

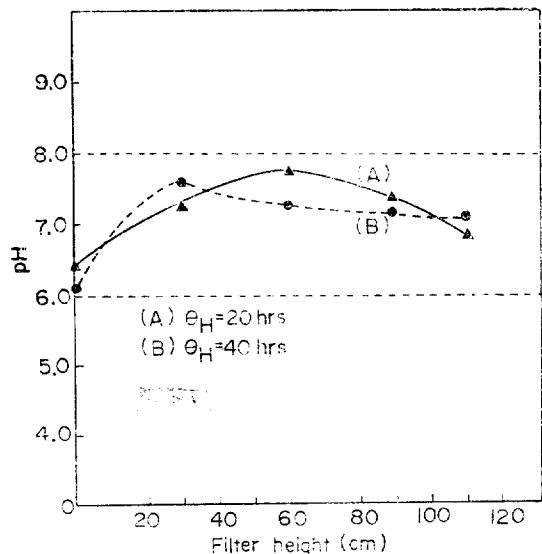


Fig. 7. pH distribution in anaerobic filter.

서 일어나게 되어 비롯되는 현상으로 생각된다.

한편 충전탑의 pH는 유기산들이 소비됨에 따라 증가하여야하나 본 실험에 의하면 최고점에 도달했다가 다시 떨어지는 결과를 보여 주고 있는데 이는 탑의 상부로 갈수록  $\text{CO}_2$ 의 농도가 증가하여  $[\text{H}^+]$  농도를 증가시켜 결과적으로 pH를 감소시키는 것<sup>13)</sup>으로 생각된다.

#### 4-4.2. COD 제거효율

Table 1은 두 개의 정상상태에서 충전탑의 COD 제거효율을 보여주고 있는데 용해성 COD는 반응조 단위체류시간, 단위체적당 제거율이 충전탑에의 loading이  $4.5 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ ,  $2.24 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$  일 때 제거율이 각각 57.4%, 85.3%이므로 제거된 COD량은  $2.58 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ ,  $1.91 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ 이다. 이는 Norman과 Frostell<sup>7)</sup>이 시행한 실험중에서 제일 높은 처리량  $1.70 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$  보다 높은 값이고 Massey와 Pohland<sup>5)</sup>의 2개의 CSTR을 사용한 system에서 분해가 잘되는 glucose를 기질로 하고  $\theta_H$ 가 46.9시간인 경우 제거효율이 44.7%이며, 제거속도가  $0.79 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ 인 것보다는 훨씬 높으므로 2개의 CSTR System보다 우수하다고 할 수 있겠다.

또한 aerobic wastewater treatment process에서 완전 혼합의 고율 활성 슬러지 법에서 제거되는 BOD량이  $1.5 \text{ kg BOD/m}^3/\text{day}$  정도<sup>14)</sup>이고 보면, aerobic process에 비해 처리속도도 손색이 없는 방법이라 할 수 있겠다.

또한 박테리아들의 밀도가 물과 별로 차이가 나지 않으므로 매우 낮은 속도의 upflow를 보내어도 부유상태를 유지할 수 있다.

Fig. 8은 filter 높이의 변화에 따른 Volatile Suspended Solids(V.S.S.)를 표시한 것으로 그 평균치의 80%를 대략 살아있는 미생물의 농도로 간주하였으며, 1.25 cm 폴리프로필렌 충전물질을 사용한 경우 충전물질의 표면특성이 미생물들이 부착하기에 적합하지 않은 까닭으로 부유상태의 biofloc 부분이 biofilm 보다 더 중요한 구실을 하고 있다고 생각된다.

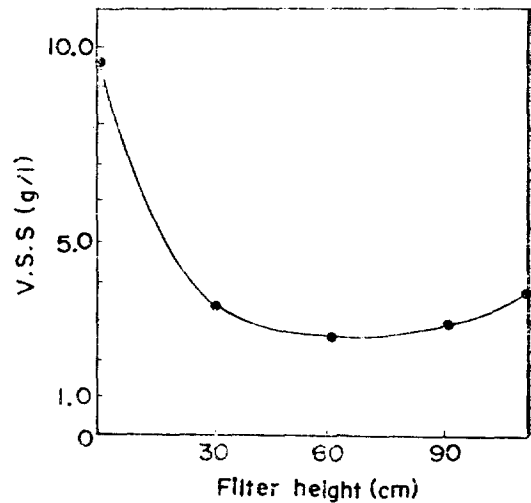


Fig. 8. V.S.S. distribution in anaerobic filter.

#### 4-4.3. 최대 기태 제거속도, $R_{\max}$ 값의 결정

Table 1의 정상상태 data로 (6)식을 써서 bisection method로  $R_{\max}$  값을 구하였다. Table 2는 다른 연구자들의 경우와 본 실험에서 구한 결과를 비교한 것이다. 그 절대치들을 비교하여 보면, CSTR system에서 acetic acid를 artificial feed로 사용한 경우의 1/2~1/3 정도의 값을 가지는 것으로 나타났다.<sup>4,15)</sup> 여기 계산에 사용된 값들은 Table 3에 나와있다.

#### 4-4.4. 매탄 개스에 의한 에너지회수

Table 4은 두 정상상태에서  $\text{CH}_4$ 의 발생량과 생성된 개스내의 매탄가스 함량을 나타낸 것이다. Cillie 등<sup>16)</sup>에 의하면 폐수의 COD가  $4000 \text{ mg/l}$  이상인 영역에서는 혐기성 처리가 호기성 처리보다 유리할 수 있다고 결론짓고 있다. 본 혐기성 공정에 대한 에너지수지는 다음과 같다. 발생된 매탄가스 연소에 의한 열이 발생하며 에너지가 사용되는 데는 폐수를 일정온도로 유지하는데 필요한 열, pumping 에너지, 교반 에너지 등이 소요된다고 할 수 있겠다. 여기서 pumping과 교반에 필요한 에너지는 plant의 용량이 결정되면 거의 고정된 값으로 결정된다. 따라서 폐수의 유입온도가 전체공정의 경제성에 큰 영향을 미치게 된다.

Fig. 9는 (7), (8)식을 적분하여 Table 3의



Table 1. COD Removal Behaviour of Anaerobic Filter System

	RUN A	RUN B
hydraulic retention time of CSTR, hr	14	16.7
hydraulic retention time of filter, hr	20	40
COD of CSTR influent	10,000 mg/l	10,000 mg/l
COD of filter influent, soluble	5,400 "	5,100 "
COD of filter effluent, soluble	2,300 "	750 "
Removal efficiency of filter	57.4%	85.3%
Organic loading	4.5 kg COD/m <sup>3</sup> /day	2.24 kg COD/m <sup>3</sup> /day

Table 2.  $R_{\max}$  values

Investigators	Substrate	Reactor system	$R_{\max}$
Lawrence and McCarty <sup>15)</sup>	Acetic Acid	CSTR	4.7/day
Pohland and Glosch <sup>4)</sup>	Acetic Acid	CSTR	3.4/day
This study	MSG Wastes	anaerobic filter	1.8/day

Table 3. Data for  $R_{\max}$  Calculation\*

Filter Characteristics	$A_c$	285 cm <sup>2</sup>
	$A_w$	963 cm <sup>2</sup> /cm
	$Z$	110 cm
Steady State		0.7
	$C_i$	5,400 mg/l
	$C_0$	2,300 mg/l
Operation Data	$\bar{M}$	2,400 mg/l
	$P$	24.9 l/day
	$Q$	25.3 l/day
Physical Property	$h$	$1.276 \times 10^{-4}$ cm/sec
	$\rho_0$	0.15 g/cm <sup>3</sup>
	$k_1$	$R_{\max} \rho_0 k_3$
Biokinetic Constant	$k_3^{4)}$	$1.15 \times 10^3$ cm <sup>3</sup> /g

\* Simulation Parameter:  $L=10 \mu, 100 \mu, 200 \mu, 500 \mu$

$C^*=2,000$  mg/l, 3,000 mg/l, 4,000 mg/l, 5,000 mg/l

$P$ =steady state methane production rate(rough estimation)

$P=Y_{CH_4/s}Q(C_i-C_0)$ 로 놓으면  $Q, C_i, C_0, P$ 는 steady state에서의 알려진 값이므로  $Y_{CH_4/s}$ 가 계산되고, 이때의  $Y_{CH_4/s}$  값을 원식에 대입하여 다른 값의  $Q, C_i, C_0$ 에서  $P$ 를 계산한다.

$$Y_{CH_4/s} = \frac{P}{Q(C_i - C_0)} = \frac{24.9}{25.3(5.4 - 2.3)} = 0.32 \text{ l-CH}_4/\text{g-removed COD}$$

값을 이용하여 부하가 4.5 kg COD/m<sup>3</sup>/day 일

Table 4. COD-methane conversion during steady state operations

	Run A	Run B
Influent COD	5,400mg/l	5,100mg/l
Effluent COD	2,300mg/l	750mg/l
Waste flow rate	25.3l/day	13.5l/day
CH <sub>4</sub> of gas	65%	65%
Methane production rate	24.9l/day	15.1l/day
Conversion of COD to methane(l-CH <sub>4</sub> /g-COD)*	0.32	0.26
% efficiency**	91.4%	74.3%

\* Not including the loss by effluent stream

\*\* Based on stoichiometry

때 구한  $R_{\max}$  값을 기준으로 하여 발생하는 메탄개스가 아래식에 의하여 발생한다고 할 때 simulation하여 구한 값을 부하에 대하여 plot한 것이다.

$$G_{CH_4^{13)}} = 0.35(\eta QC_i - 1.42 R_g V) = Y_{\eta} QC_i = 0.32 \eta QC_i \quad (9)$$

여기서  $\eta$ 는 변화수율,  $R_g$ 는 단위부피당 단위 COD에 따른 증식율,  $V$ 는 반응조 부피이다.

부하가 2.25 kg COD/m<sup>3</sup>/day 일때 모델에 의한 예측이 21.3 l/day 인데 실측치는 15.1 l/day로 약 30%의 오차가 나는 것을 알 수 있었다.

메탄가스의 발생량을 최대로 하기 위해서는 Fig. 9에서 보는바와 같이 부하가  $5 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ 가 될때까지 높이는 것이 바람직하나 이때에는 COD의 제거율이 떨어져 처리된 폐수의 수질이 악화되므로 폐수처리 본연의 목적에서 볼 때 바람직한 것은 되지 못한다. 따라서 혐기성 filter 공정이 고농도의 폐수들을 가장 경제적으로 처리할 수 있는 영역이 존재한다고 결론지을 수 있으며, 단일 공정이 아닌 여러 다른 물리화학적 방법이나 생물학적 방법들을 결합하여 사용하게 되면 더욱 경제적으로 고농도의 폐수들을 처리할 수 있다고 생각된다.

Fig. 10은 loading이  $4.5 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ 와  $2.24 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ 인 경우에 메탄가스 발생량의 조업일에 따른 변화를 보여주고 있는데 나오는 양이 날짜에 따라 상당히 변화가 많음을 나타내고 있다.

## 5. 결 론

CSTR과 혐기성 충전탑의 발효상 분리 공정으로 MSG 발효폐액을 효율적으로 처리할 수 있었다.

(1) acid former와 methane former 간의 불균형 성장에서 비롯되는 공정상의 stability 문제가 발생하지 않았다.

(2) Sludge는 좋은 침전성을 보여주었다.

(3) Loading이  $4.5 \text{ kg COD/m}^3/\text{day}$ 였을 때 반응조 단위부피당( $\text{m}^3$ )  $800 \text{ l/day}$ 의  $\text{CH}_4$ 를 회수할 수 있었다.

(4) 정상상태 조업기간중에 충전의 공정들에 비하여 짧은 반응기내 체류시간에도 용해성 COD의 제거효율이 우수하였다.

## 감사의 말

“저자들은 본 실험에 군주를 제공해 준 수원 농촌진흥청 축산시험장 측과 폐수를 제공해 준 미원 주식회사 창동 공장측에 감사사를 드립니다.”

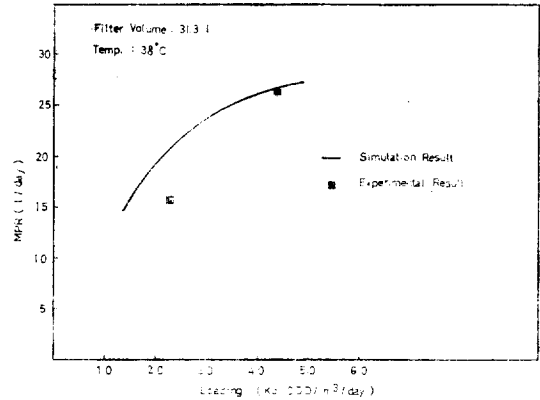


Fig. 9. Methane production rate vs. loading rate

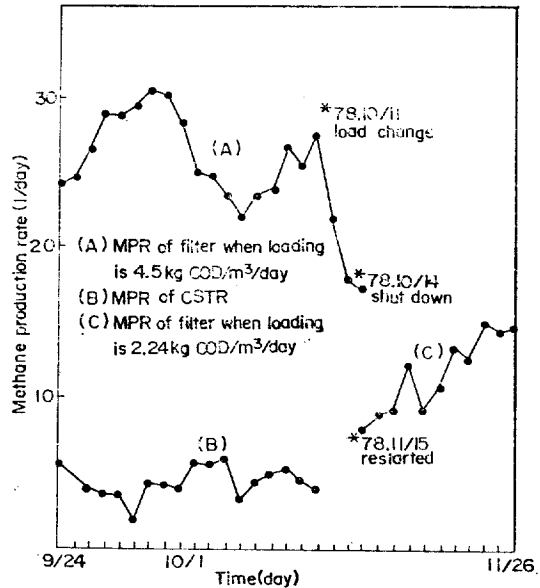


Fig. 10. Methane production rate vs. time

## Nomenclature

$A_c$  cross sectional area of anaerobic filter ( $\text{cm}^2$ )

$A_w$  wetted area/unit filter length ( $\text{cm}^2/\text{cm}$ )

$b_1$  rate coefficient ( $\text{g}/(\text{cm}^2 \cdot \text{sec})$ )

$b_2$  rate coefficient ( $\text{cm}/\text{sec}$ )

- $C_i$  limiting substrate concentrations of input stream(mg/l)
- $C_0$  limiting substrate concentrations of output stream(mg/l)
- $G_{CH_4}$  methane gas production rate(l/day)
- $h$  mass transfer coefficient(cm/sec)
- $k_1$  biological rate coefficient(1/sec)
- $k_2$  biological rate coefficient(cm<sup>3</sup>/gr)
- $K_s$  saturation constant(mg/l)
- $L$  loading rate(kg COD/m<sup>3</sup>/day)
- $M$  concentration of methane former(mg/l)
- $Q$  volumetric flow rate(l/day)
- $R_{max}$  maximum specific rate of substrate removal(1/sec)
- $R_x$  yield constant/unit volume(gr cell/(gr COD. l))
- $S_i$  substrate concentration for acid formers at inlet substrate(mg/l)
- $S_1$  substrate concentration for acid formers at CSTR(mg/l)
- $V$  reactor volume(liters)
- $X_i$  cell concentration of acid formers at inlet (mg/l)
- $X_1$  cell concentration of acid formers at CSTR(mg/l)
- $Y$  yield constant(gr cell/gr substrate)
- $Y_{CH_4/s}$  methane yield constant(l CH<sub>4</sub>/gr COD converted)
- $Z$  filter length(cm)
- $\epsilon_b$  void fraction of packed column, dimensionless
- $\eta$  conversion of COD to methane, dimensionless
- $\theta_M$  hydraulic retention time(h)
- $\theta_c$  critical hydraulic retention time(h)
- $\mu$  maximum specific growth rate(1/h)
- dison-Wesley, Mass.(1971) p.122.
2. M.S. Hammer and J.A.Borchardt, San. Eng. Div. Proc. Amer. Soc. Civil Engr., 95, SA5(1966), 907.
  3. F.F.Schaumberg and E.J.Kirsch, Appl. Microbiol., 14(1966), 761.
  4. F.G.Pohland and S. Ghosh, In "Biological Waste Treatment", R.P.Canale(ed.), Biotech. and Bioeng. Symp. No. 2, Interscience, New York,(1971) p.85.
  5. M.L. Massey and F.G. Pohland, J. WPCF 50, (1978), 2204.
  6. J.C. Young and P.L. McCarty, J. WPCF 41, (1969), R 160.
  7. J. Norrman and B. Frostell, Proceedings of the 32nd Annual Purdue Industrial Waste Conference, Purdue University, (1977), 387.
  8. J.S.Koh M.S.Thesis, KAIS, (1979).
  9. B. Atkinson, "Biochemical Reactors", Pion Ltd, London, (1974).
  10. J.M. Kim, Personal Communication.
  11. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 14th ed., Amer. Pub. Health Assn., (1975).
  12. J.J.Pine, in "Anaerobic Biological Treatment Processes", F.G. Pohland(ed.), Adv. in Chemistry series 105, ACS, Washington. D.C., (1971).
  13. E.D. Schröder, "Water and Wastewater Treatment", McGraw-Hill, N.Y., (1977).
  14. 崔義昭, 趙光明, "環境工學", 清文閣(1976).
  15. A.W. Lawrence and P.L.McCarty, Stanford University Technical Report No. 75 (1967).
  16. G.G. Cillie, M.R.Henzen, G.J. Stander and R.D. Baillie, Water Research 3, (1969), 623.

## 인용 문헌

1. N.L.Nemerow, "Liquid Waste of Industry: Theories, Practices, and Treatment", Ad-

