

## 변형 혐기성 여상 반응조에서 교반강도가 유기물 제거효율에 미치는 영향

정병곤·이현모\*·윤종호\*\*·정형숙\*\*\*·양병수\*\*\*  
군산대학교 해양환경학과·\*동의공업전문대학 환경공학과  
\*\*신성전문대학 환경공학과·\*\*\*부경대학교 환경공학과  
(1996년 1월 29일 접수)

## Mixing effect on organic removal efficiency in treating low-strength wastewater using a modified anaerobic filter reactor

Byung-Gon JEONG, Heon-Mo LEE\* Jong-Ho YOUN\*\*, Hyung-Sook CHUNG\*\*\*  
and Byung-Soo YANG\*\*\*

Department of Ocean Environment, Kunsan Natinal University, Kunsan,

\*Department of Environmental Engineering, Dongeui Technical Junior College, Pusan,

\*\*Department of Environmental Engineering, Sinsung Junior College, Chung Nam,

\*\*\*Department of Environmental Engineering, Natinal Fisheries University of Pusan, Pusan, Korea

(Manuscript received 29 January 1996)

Laboratory investigation was conducted to evaluate the mixing effects on organic removal efficiency to treat low-strength synthetic wastewater using modified anaerobic filter reactor combining anaerobic filter and upflow anaerobic sludge blanket. Using the modified process the low-strength wastewater like municipal sewage could be treated with 85% T-COD removal efficiency at hydraulic retention time of 6 hours. At the constant organic loading of 0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day, the organic removal efficiency and effluent COD concentration are increased as influent COD concentration increased from 125 mg/l to 500 mg/l. Mixing effects on organic removal efficiency are evident and optimum mixing speed is found as 50RPM. Placing the granular sludge and media on which slime layer was pre-formed into the reactor seemed to be very effective in achieving short start-up period. Therefore, the steady state was achieved after 4 weeks and 1 week based on T-COD and S-COD, respectively.

**Key words** : mixing effects, upflow anaerobic sludge blanket, granular sludge

### 1. 서 론

생물학적 폐수처리 공정은 이용하는 미생물의 특성에 따라 호기성 처리와 혐기성 처리로 대별할 수 있다. 활성슬러지 공법을 비롯한 호기성 처리공

법은 운전이 쉽고 부하변동에 강하며 유출수 기준을 만족시킬 수 있다는 점 때문에 1960년대 후반부터 대부분의 폐수처리에 적용되어져 오고 있다. 그러나 호기성 처리공법은 일반적으로 처리장의 운영비가 과다하고 에너지 비용이 클 뿐만 아니라

폐수처리 후 생성되는 폐슬러지의 처리문제가 폐수처리비용을 더 가중시키고 있다 (Oleszkiewicz and Koziarski, 1982).

전형적인 호기성 처리공법에 있어서 공기요구량은 BOD 1 kg당 33~55 m<sup>3</sup> 정도이다. 즉, 약 0.3 kg의 BOD를 분해시키는데 1MJ의 에너지가 필요하게 된다. 그러나 혐기성 공정에서는 1MJ당 2.6 kg의 BOD를 분해시킬 수 있으며, 또 호기성 공정은 분해된 BOD의 40% 이상이 슬러지로 전환되는데 비해 혐기성 공정에서는 약 5%가 슬러지로 생성된다. 그 외에도 혐기성 처리공정은 유용가스인 메탄을 생성할 수 있다 (Lettinga et. al., 1983).

종전까지 혐기성 폐수처리공정은 농축폐수 및 슬러지의 안정화 등에만 가능한 것으로 생각되어져 왔으나, 고형물 체류시간 (SRT: solid retention time)만 잘 조절하면 매우 낮은 농도의 폐수도 높은 제거효율로서 처리가 가능하다 (Frostell, 1981). 이와 같이 SRT를 조절하는 방법으로서 최근에는 반응조내에 미생물을 보유시킴으로써 해서 수리학적 체류시간 (HRT: hydraulic retention time)과 SRT를 분리시키는 방법들이 많이 연구되고 있다.

이러한 연구결과 여러 새로운 형태의 혐기성 반응조가 개발되었는데 그 중 혐기성 여상과 슬러지상 반응조가 가장 장래성이 있는 공정으로 생각되어진다. 그러나 이러한 반응조 운전시 중요한 운전상의 문제는 단회로현상과 공극폐쇄현상이며, 이와 같은 현상은 불균일한 흐름분포에 의해서 일어나는 것으로 알려져 있다 (Palazzola and Khudenko, 1983). 또한, Heertjer과 van den Meer (1978)에 의하면 상향류식 반응조내에서 유체흐름의 동력학과 슬러지 운동은 상호의존적으로 공정효율에 영향을 미치며 슬러지 입자의 대부분이 슬러지상으로서 반응조 밑바닥에 축적되기 때문에 슬러지상 내에서의 혼합은 좋지 않은 것으로 보고하고 있다. 이와 같이 혼합이 부적당한 경우 단회로 현상의 가능성이 커지며 따라서 COD 제거효율 및 가스생성율에 큰 영향을 미치게 된다 (Samson et. al., 1984). 따라서 이와 같은 문제를 극복하고 폐수와 미생물간의 접촉정도를 높이기 위해서는 혼합이 필요한데 이러한 혼합은 기계적 교반, 생성가스에 의한 혼합, 폐수의 반송 등에 의해서 이루어질 수 있다 (Henze

and Harremoes, 1983). 생성가스에 의한 혼합은 처리중 생성가스에 의한 자연적인 혼합으로 유기물 부하가 높은 경우에는 충분하나 유기물 부하가 낮은 경우에는 충분하지 못하며, 특히 슬러지 상에서의 혼합은 좋지 않은 것으로 알려져 있다. 반송에 의한 혼합은 독성물질의 존재 pH 변화와 같은 문제에 대해서는 유리하나 이에 따른 반응조 용적증가문제를 수반하게 된다. 한편 기계적 교반은 장치 및 운전이 간단하며, 슬러지상을 직접 교반시킬 수 있다는 장점이 있으나 교반강도가 너무 낮으면 폐수와 미생물간의 접촉효율이 좋지 못하고 너무 강한 교반은 플록의 파괴 및 분산을 가져오므로 적정 교반속도의 선택이 대단히 중요하다.

본 연구에서는 혐기성 여상과 UASB공법 (upflow anaerobic sludge blanket process)의 장점을 취해 만든 반응조를 이용하여 도시하수 수준의 저농도 폐수처리의 가능성을 검토하고 슬러지상내에서의 기계적 교반강도가 처리효율에 미치는 영향을 조사하여 최적 회전수를 찾아내는데 그 목적이 있다.

## 2. 실험장치 및 방법

### 2.1 실험장치

본 연구에서 수행한 혐기성 소화방식은 한 반응조내에 sludge blanket와 혐기성 여상을 결합한 2단 분리방식으로 슬러지층 내에서의 교반강도가 처리효율에 미치는 영향을 파악하기 위하여 반응조 교반기의 회전수를 달리한 5개의 반응조를 설치, 운전하였다. 저류조는 약 70L의 용량으로서 플라스틱 통을 사용하였으며 미량유량조절펌프를 사용하여 합성폐수를 반응조 내에 상향류식으로 주입하였다.

반응조는 Fig. 1에 나타난 바와 같이 직경 10 cm의 아크릴 원통을 사용하여 제작하였으며, 이때 반응조 용량 (메디아 부피 제외)은 5.6L였다. 시료주입구구는 반응조 바닥 전체에 유입수를 고르게 분배시키기 위하여 스텐레스스틸 봉의 내부에 홈을 파고 측면 사방에 구멍을 뚫어 유입수가 바닥에 골고루 퍼지도록 설계하였다. 또 축은 흔들림을 방지하기 위하여 반응조 하부에 지지대를 마련하였

변형 혐기성 여상 반응조에서 교반강도가 유기물 제거효율에 미치는 영향

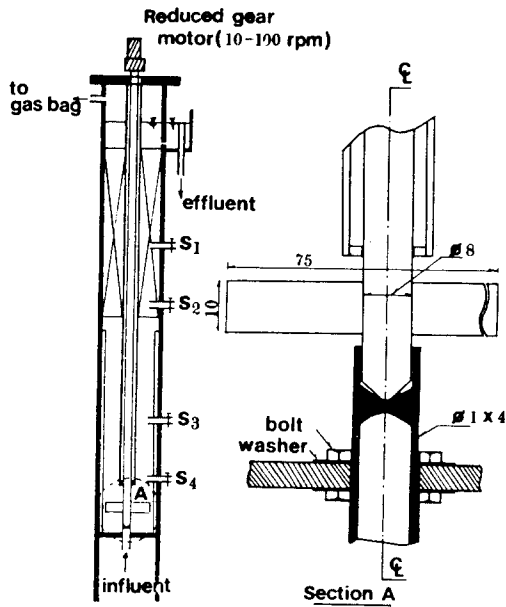


Fig. 1. Schematic diagram of experimental unit.

으며, 상부측에는 베어링을 사용하여 지지하였고, 이 지점에서의 가스 누출 방지 및 축의 흔들림을 방지하기 위하여 반응조 상부로 부터 하부의 blade 윗부분까지 축을 따라서 아크릴 파이프를 설치하였다. 반응조 하부에 생성되는 슬러지층만을 혼합시키기 위하여 높이 1cm, 폭 7.5cm의 직사각형 blade를 사용하였다. 반응조 상부의 미디어 층에는 시중에서 판매되고 있는 플라스틱 미디어 (Biolette 65)를 직경 100mm로 절단하여 10개를 한조로 반응조 내에 고정하였으며, 이 미디어의 주요 제원은 Table 1에 나타내었다.

Table 1. Major characteristics of media

Parameter	Dimension
Commercial name	BIOLETTE 65
Size (mm)	100×48 H
Specific surface area(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	65
Specific weight (kg/m <sup>3</sup> )	47
Void ratio (%)	95

한편 각 반응조에는 교반강도에 따른 영향을 검토하기 위하여 무교반 및 10 rpm, 35 rpm, 50 rpm,

100 rpm의 감속모터를 설치하여 교반속도를 달리 하였으며, 이는 일반적으로 교반속도가 너무 큰 경우에는 강한 전단력으로 말미암아 과립상 슬러지의 파괴 등이 예상되고 너무느린 경우에는 부적당한 혼합이 예상되므로 화학적 처리에서 주로 사용되는 완속교반과 급속교반의 교반속도 범위를 택한 것이다. 또한 슬러지상의 난류를 크게하기 위해 1cm 정도의 폭을 갖는 baffle을 반응조의 사방 벽면에 설치하였다. 이때 반응조는 항온실 내에 두어 온도를 35°C가 되도록 일정하게 유지하였다. 반응조에 주입한 미생물은 2단 혐기성 소화 방식으로 운전하고 있는 P시의 위생하수처리장에서 2단 소화조로 부터 1단 소화조로 반송되는 슬러지를 40 mesh체를 사용하여 모래 및 헝잡물을 제거한후 사용하였다.

## 2.2 운전방법

본 연구에서의 주요 검토사항은 먼저 교반속도를 달리하는 5개의 반응조에 식종슬러지를 동일량으로 주입한 다음 동일 조건에서 교반강도가 반응조의 start-up에 미치는 영향을 조사하였다. 정상 상태가 유지된 다음 부터는 일정 유기물 부하에서 유입수 농도에 따른 처리효율 검토와 일정 HRT에서 유기물 부하증가에 따른 처리효율 검토 등을 통하여 교반강도가 반응조의 운전에 미치는 영향을 평가하였다. 이를 위하여 0 rpm (무교반), 10 rpm, 35 rpm, 50 rpm 및 100 rpm으로 교반속도를 달리한 반응조 5개에 동일한 조건으로 인조 합성 폐수를 주입하면서 HRT를 1일, 0.5일 및 0.25일로 변화시키면서 운전하였고, HRT를 0.25일로 고정시킨 후 유기물 부하를 증가시키면서 효율을 비교하였다. 각 HRT에서 유출수 수질을 계속 측정하여 최소한 일주일 이상 일정하게 유지되었을때를 정상상태라고 판단하였다. 그리고 유기물 부하의 변동에 따른 유기물 제거효율을 검토하기 위해 HRT를 0.25일로 고정한 후 유기물 농도를 125 mg COD/l, 250 mg COD/l, 500 mg COD/l 및 1,000 mg COD/l로 변화시켜가며 운전하였으며, 이때의 유기물 부하는 각각 0.5, 1.0, 2.0 및 4.0 kg COD/m<sup>3</sup>-day 였다.

### 2.3 시료조제 및 분석방법

본 실험에 사용된 시료는 인조합성폐수로서 그 성상은 Table 2와 같으며, 실험시 필요한 농도로 희석하여 사용하였으며, BOD의 측정은 질산화 방지를 위해 희석수에 염화암모늄을 넣어 0.1 M이 되도록 만들어 사용하였다 (Young and Baumann, 1972). 그리고 본 실험의 모든 분석은 Standard Methods (APHA, AWWA, WPCF, 1992)에 준하여 실험하였다.

### 3. 결과 및 고찰

### 3.1 소화조내의 화학적 인자의 변화

폐수의 혐기성 처리시 소화조내 화학적 인자는 소화조의 반응상태를 나타내는 지표가 된다 (이광호, 1984). Table 3은 각 HRT 및 교반속도에 따른 유출수의 화학적 인자의 범위를 나타낸 것으로, 이를 통해 소화조내의 운전상태를 평가할 수 있다.

pH는 전과정을 통하여 pH는 6.98~9.30으로 혐기성 소화시 적용되는 일반적인 pH 범위인 6~8보다 전반적으로 높은 값을 보이고 있다. 그러나 부착미생물을 이용한 폐수의 혐기성 처리시, pH 5.8~10.2 범위에서도 유기물 제거효율에는 별 영향이 없었다는 Colleran et al. (1982)의 보고에 근거

**Table 2. Composition of the synthetic wastewater**

Constituent	Concentration	Source
Glucose, C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	1.0 g	Carbohydrate
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.18 g	pH buffer, Phosphorus
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.30 g	“
NaHCO <sub>3</sub>	2.1 g	Buffer, Alkalinity
MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	100 mg	Trace metal
FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	25 mg	“
NiSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	45 mg	“
CoCl <sub>2</sub> ·7H <sub>2</sub> O	4 mg	“
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	50 mg	Nitrogen
Tap water	to 1 liter	

**Table 3. Chemical characteristics of the effluent**

Item	Influent	Effluent				
		0 rpm	10 rpm	35 rpm	50 rpm	100 rpm
Temp. (°C)	4 ± 1	35 ± 1	35 ± 1	35 ± 1	35 ± 1	35 ± 1
pH	6.55~8.90 (7.56)	6.98~9.30 (8.47)	7.05~9.26 (8.33)	7.02~9.14 (8.32)	7.03~9.17 (8.28)	7.40~9.16 (8.35)
Total alkalinity	838~2,228 (1,130)	709~2,128 (1,346)	795~2,030 (1,345)	795~2,030 (1,348)	795~2,008 (1,346)	666~2,052 (1,345)
Kjeldahl nitrogen	0.19~34.1 (15.32)	0.13~31.5 (13.40)	0.22~37.0 (13.88)	0.21~35.1 (17.32)	0.45~33.8 (14.77)	0.01~41.5 (15.76)
Volatile acids	140~362 (241)	49~230 (116)	8.2~136 (74)	24.7~259 (109)	24.7~313 (134)	37~239 (126)

\* unit except temp. and pH: mg/l

\*\* ( ): average

하면, 본 연구에서도 pH에 의한 영향은 없었을 것으로 생각되며, 또한 본 연구에서의 pH가 소화조내의 값을 측정된 것이 아니라 유출수에 대해 측정된 것으로서 소화조내와 대기중의 기체분압의 차이로 인한 유출수 중의 용해된 CO<sub>2</sub> 농도의 감소에 의한 영향을 고려할때 실제 반응조내의 pH는 실측치 보다는 다소 낮았을 것으로 생각된다. 알카리도는 소화조내의 pH에 대한 완충능력을 나타내는 것으로 본 연구에서는 709~2,128 mg/l의 범위였으며, 휘발성산은 8~362 mg/l로서 대체로 소화조의 운전에 영향을 미치지 않는 범위인 200~800 mg/l 이내에 들고 있다 (Lawrence and McCarty, 1969). 따라서 소화조내에서 산형성 박테리아에 의해 생성된 유기산이 메탄 형성박테리아에 의해 미생물과 기체성분으로 효율적으로 전환되고 있음을 알 수 있다.

한편, 혐기성 소화조의 조절인자로 사용되는 휘발성산/알카리도의 비가 0.8 이상이 되면, pH 강하에 의한 메탄 생성 억제가 일어나 운전이 실패하게 되므로 그 비가 0.3~0.4 이상이 되면 조절해줄 필요가 있으며, 이러한 조절은 늦어도 그 비가 0.5 이상이 될때 시작해야하는 것으로 보고하고 있다 (Lawrence and McCarty, 1969). 본 연구에서는 그 비가 0.055~0.181로써 휘발성산과 알카리도에 의한 이상은 없었던 것으로 추정된다. 또 암모니아의 농도는 0.1~7.88 mg/l로서, 반응조내 암모니아 농도에 의한 영향은 없었던 것으로 생각된다.

유출수중의 질산성 질소와 아질산성 질소의 합인 산화질소 농도는 Fig. 2와 같이 유입수 유기물 농도가 250 mg/l일 때 교반이 전혀 없는 경우에는 유입수 산화질소 농도의 약 80% 정도로 매우 높았으나, 교반을 행한 경우에는 전반적으로 무교반의 경우보다 낮은 값을 나타내었으며 특히 교반속도가 증가함에 따라 유출수중의 산화질소의 농도도 서서히 증가하였다. 이로 미루어 볼때 유입수의 유기물 농도가 낮은 경우, 질소 산화물이 환원되는 정도는 교반속도와 밀접한 관계가 있는 것으로 생각된다.

한편 유입수 유기물 농도가 500 mg/l 이상인 경우 유입수중의 산화질소 농도는 유기물 농도 250 mg/l의 경우보다 낮은 값을 나타내었으며, 유출수중의

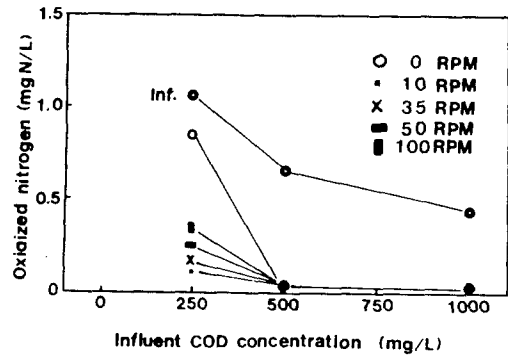


Fig. 2. Variation of oxidized Nitrogen according to influent COD concentration.

산화질소 농도는 앞서의 경우와는 달리 0.05 mg N/L 이하로써 교반속도와 무관하게 거의 일정하면서도 매우 낮은 값을 나타내었다. 이러한 산화질소 농도의 변화를 유입수 유기물 농도변화에 대해 고찰해 보면 250 mg/l의 유입수 유기물 농도에서는 교반속도에 따른 편차가 크게 나타났으나 유기물 농도 500 mg/l 이하에서는 일정하게 낮은 농도를 나타내었다. 이로 미루어 볼 때 유기물 농도 500 mg/l에서는 산화질소의 유입 농도도 낮을 뿐만 아니라 거의 전부가 환원되고 있음을 알 수 있다.

### 3.2 반응조 start-up

일반적으로 혐기성 반응조의 start-up은 호기성에 비해 훨씬 느리며 까다로운 것으로 알려져 있다. 즉, 호기성 상태에서 포도당 1mole이 분해될때 생성되는 ATP는 38 mole인데 반하여 혐기성 상태 하에서는 4 mole만이 생성되므로 혐기성 반응조의 미생물 증식속도는 느리다 (Henze and Harremoes, 1983). 반응조내에 미생물들이 과립상태이건 생물막 상태이건 일단 안정하게 자라면 반응조내의 운전은 매우 안정되는데, 이러한 지속적인 단계에 선행되는 기간을 start-up 단계라고 하며, 혐기성 반응조에서의 start-up은 호기성의 경우에 비해 시간이 많이 소요되며 훨씬 어렵다 (Salkinoja et al., 1983).

본 연구에 사용된 반응조는 매디아층과 슬러지층을 결합한 것으로, start-up 조건 역시 생물막 형성과 과립상슬러지의 형상을 동시에 만족시킬 수 있어야 한다.

메디아 표면위에 형성되는 미생물의 부착은 van der waals력과 정전기적 반발력 및 slime 물질의 균형에 의해 이루어진다. 미생물의 부착을 돕기 위해서는 메디아 입자의 표면은 다공성이어야 하며 미생물은 점착성의 세포표면 또는 slime 같은 아교질의 분비물을 가져야 한다. Slime을 생성하지 않는 미생물은 다른 미생물이 분비한 slime matrix에 부착되어질 수 있으며, 이러한 미생물들의 집합체가 생물막을 형성하게 된다. Slime의 주요성분 물질은 특히 oliga 또는 polysaccharides같은 탄수화물이다 (Salkinoja et al., 1983). 호기성균, 특히 Zoogelea ramigera는 반응조내에 탄소원을 가진 폐수가 유입되어 들어오면 상당한량의 slime을 형성하기 때문에 생물막 부착문제가 별로 없으나, 혐기성균 중 일부는 slime을 형성하지 않으며, 그런 까닭에 start-up 기간중의 생물막 부착문제는 대단히 중요하다.

따라서, 본 연구에서는 start-up 기간중 메디아 표면위에 미생물막 형성을 촉진시키기 위하여 혐기성 반응조에 사용될 메디아를 미리 호기성 반응조에서 글루코오스를 탄소원으로 하여 10일간 간접폭기방식으로 운전하여 메디아 표면위에 부착 미생물들이 충분히 성장하게 한후 혐기성 반응조로 옮겼으며, 이들 호기성 미생물들이 형성한 slime층은 혐기성 미생물막 부착에 도움을 주었을 것으로 예상된다.

Lettinga et al. (1983)은 UASB 반응조의 start-up에 있어서 과립상에 영향을 미치는 인자에 대해 연구하였는데, 영양소, 온도, pH, 폐수의 특성, 식종슬러지의 형태 및 최초 가동기간중에 적용되는 공정 조건등이 중요한 것으로 보고하고 있으며, 또한 start-up시 최초 F/M 비는 0.05~0.1 kg COD/kg VSS-day 정도로 유지되어야 하는 것으로 보고하고 있다. 한편 Hulshoff et al. (1983)은 F/M 비가 0.6 kg COD/kg VSS-day 이상으로 유지될때 과립화가 일어났으며, 이때 칼슘같은 2가 금속 양이온의 존재는 슬러지의 과립화에 도움을 주나, 암모니아 농도가 1,000 mg NH<sub>4</sub>-N/L 이상에서는 심각한 방해현상이 일어났다고 보고하고 있다. Lettinga et al. (1980)은 start-up 기간은 조건이 좋은 경우 0.5 kg COD/kg VSS-day 이상의 슬러지 부하율에서 6~12

주 후에 정상상태에 도달한다고 보고하고 있다.

본 연구에서는 반응조 하부 슬러지층내의 과립화 현상을 촉진시키기 위하여 각각의 반응조에 과립화된 슬러지를 소량 첨가하였으며, 최초 F/M 비는 0.09 kg COD/kg VSS-day로써 반응조 운전 결과 start-up은 교반속도에 관계없이 유출수의 T-COD를 기준으로 할 때 약 1개월 정도, S-COD를 기준으로 할 때는 1주일 정도 소요되었다. 본 연구에서 start-up기간은 Lettinga et al. (1980)의 결과와 비교해 볼때 상당히 짧았으며 이는 메디아 표면위에 slime층을 미리 형성시킨 것과 과립화된 슬러지를 첨가시킴으로써 슬러지 침전 특성을 향상시킨 것 등에 기인한 것으로 판단된다. Start-up 기간중의 유입수 농도 및 교반속도 0, 10, 35, 50 및 100 rpm에서의 운전기간에 따른 유출수 농도 변화를 Fig. 3에 나타내었다.

### 3.3 정상상태운전

#### 3.3.1 유출수중의 부유물질 농도

Speece (1983)는 호기성에서 1,000 mg/l의 BOD를 단순폭기방법으로 처리할 경우 500 mg/l이상의 SS가 유출되거나, 또는 혐기성으로 처리할 경우 30 mg/l 이상의 SS가 유출되면 유기물 처리에 실패한 것이라고 보고한 바 있다. 또한, Jewell (1985)도 저농도 폐수의 혐기성 처리시 유출수 VSS농도가 20 mg/l를 초과할 때는 공정의 실패를 가져온다고 하였는데, 이것은 생성되는 슬러지 량보다 유출되는 슬러지 량이 많아 반응조내의 미생물 농도가 감소하는데 기인되는 것으로서 슬러지 반송이 없는 혐기성 반응조에서 HRT는 유출되는 SS에 큰 영향을 준다.

본 연구에서 정상상태에서의 HRT에 따른 유입, 유출수중의 SS 및 VSS 농도를 Table 4에 나타내었다. 이 표에서 알 수 있는 바와 같이 HRT가 감소할수록 정상상태에서 유출되는 SS 및 VSS의 량은 감소하는 경향을 보이고 있다. 이는 반응조 상부에 설치한 메디아층의 biofiltration의 결과로 재래식 소화조에 비해 슬러지의 wash-out 현상이 현격히 방지되고 있음을 알 수 있다.

변형 혐기성 여상 반응조에서 교반강도가 유기물 제거효율에 미치는 영향

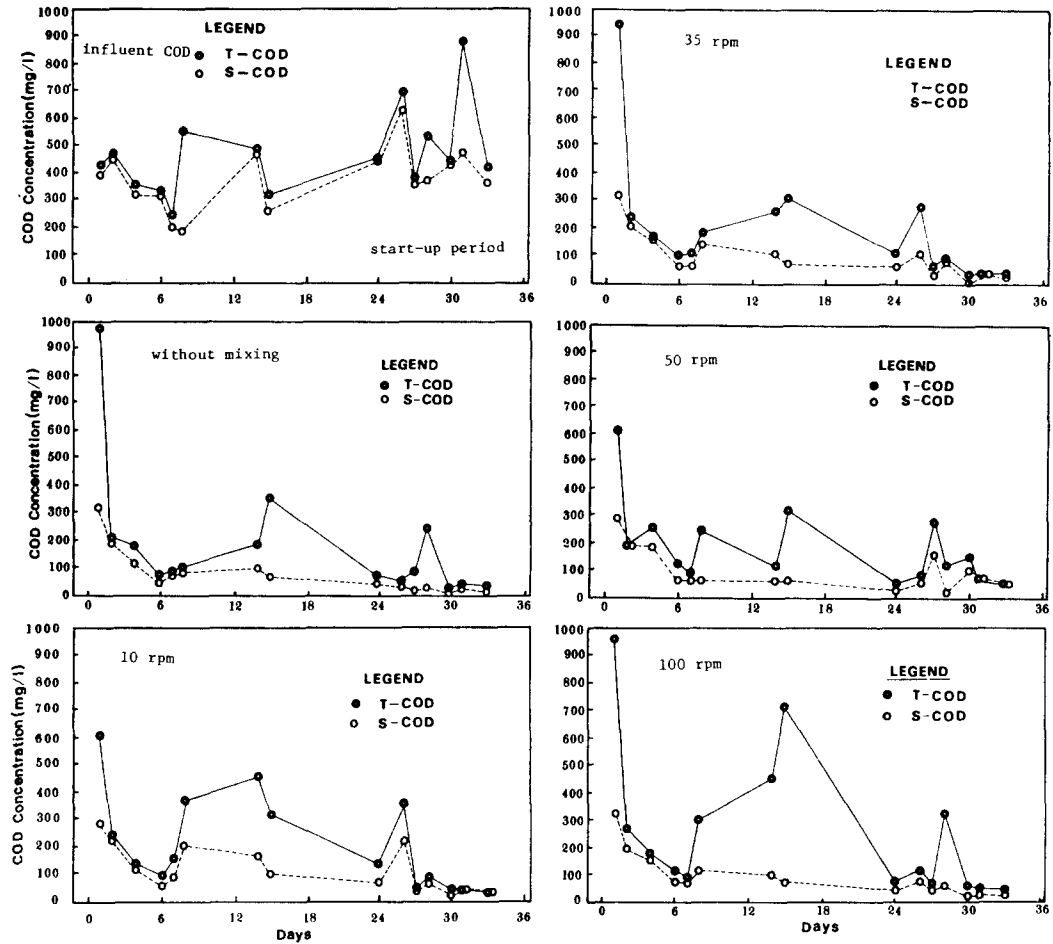


Fig. 3. Variation of effluent COD concentration in reactor 5 during start-up period.

Table 4. SS values during steady state conditions at same organic loading of 0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day

HRT (day)	Item	Influent concentration (mg/l)	Effluent concentration(mg/l)				
			0 rpm	10 rpm	35 rpm	50 rpm	100 rpm
1.0	TSS	163.2	31.2	27.4	34.2	25.3	41.2
	VSS	113.6	22.1	21.1	18.9	18.4	25.0
0.5	TSS	70.9	23.8	18.6	29.0	20.1	31.6
	VSS	42.2	15.0	13.3	13.1	10.5	14.5
0.25	TSS	56.6	13.3	11.8	16.3	16.4	16.7
	VSS	41.5	8.6	6.7	11.5	10.7	9.6

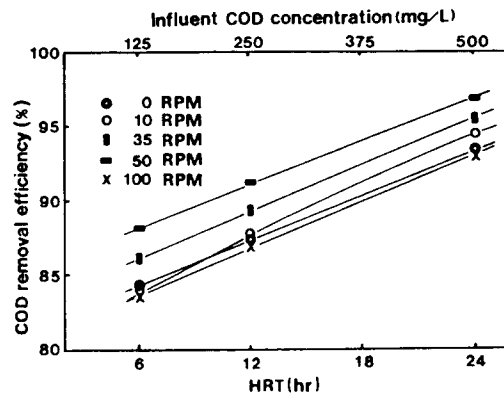
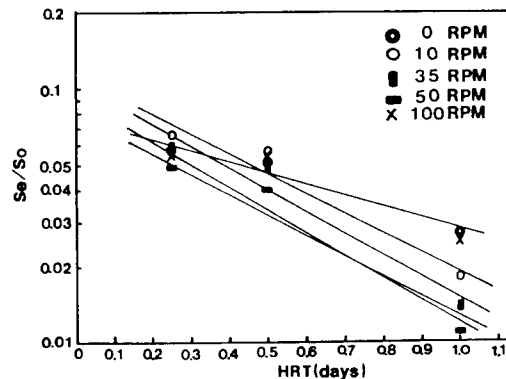
3.3.2 일정 유기물 부하시 유기물 제거효율  
일정한 유기물 부하에서 유입수 농도 및 HRT를

변화시켜 가면서 각 단계에서 유기물 제거효율에 미치는 교반속도의 영향을 평가하였다. 즉, 슬러지 상층을 혼합시키는 blade의 회전수를 각각 0, 10,

**Table 5. COD values during steady state conditions at same organic loading of 0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day**

HRT (day)	Item	Influent concentration (mg/l)	Effluent concentration(mg/l)				
			0 rpm	10 rpm	35 rpm	50 rpm	100 rpm
1.0	T-COD	543.0	35.2	29.5	24.1	15.9	37.5
	S-COD	334.0	14.9	10.0	7.5	6.1	13.8
0.5	T-COD	237.1	30.0	29.4	25.3	20.9	30.8
	S-COD	176.3	12.4	13.3	11.6	9.6	12.5
0.25	T-COD	136.9	21.5	21.8	18.9	16.1	22.0
	S-COD	92.5	7.7	9.1	8.1	6.7	7.6

35, 50 및 100 rpm으로 달리하는 5개의 반응조에 유기물 부하를 약 0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day로 거의 일정하게 유지하고, HRT 24시간에서 유입수 농도를 약 500 mg/l, HRT 12시간에서 유입수 농도를 250 mg/l, HRT 6시간에서 유입수 농도를 125 mg/l로 변화시켜가면서 각 반응조에서 유기물 제거효율을 검토하였다. 이때의 유입수 유기물 농도 및 SS 농도와 유출수 유기물 농도와 SS 농도를 Table 4와 Table 5에 각각 나타내었다. 혐기성 소화조에 대한 손(1986)의 연구에 의하면, 유기물 부하 0.1 kg COD/m<sup>3</sup>-day에서 유입수 농도를 500~2,200 mg/l로 변화시켰을 때 동일 유기물 부하에서 유기물 제거효율은 유입수 농도 변화와 무관하게 거의 일정하기 때문에 유입수 농도가 변하더라도 부하량만 일정하게 변화시켜주면 처리효율에는 별 영향을 미치지 않는 것으로 보고하고 있으며, Rusten (1984)에 의하면 동일 유기물 부하에서의 유기물 제거효율은 낮은 수리학적 부하에서 유기물 농도가 높거나, 높은 수리학적 부하에서 유기물 부하가 낮거나 간에 동일한 것으로 보고하고 있다. 그러나 본 연구에서는 유기물 부하를 0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day로 거의 일정하게 유지시킨 후 유입수 농도를 125~500 mg/l로 변화시켰을 때 유기물 제거효율은 유입수 농도가 증가함에 따라 Fig. 4에서와 같이 거의 선형적으로 증가하였다. 본 연구에서 사용한 실험조건에 기초할 때, 500 mg/l이하의 저농도 폐수처리에서 유기물 제거효율은 유입수 농도에 비례한다는 것을 알 수 있다. 이는 Lettinga et al. (1983)이 반응이 없는 UASB 반응조를 사용하였을 때 약 100 mg COD/l 이하에서 농도의 감소에 따라 유기물 제거효율이 감소하

**Fig. 4. Variation of COD removal efficiency at each mixing speed according to retention time and influent COD concentration.****Fig. 5. Kinetics of COD removal according to retention time.**

였다는 보고와 동일한 경향을 보이고 있다.

한편 본 연구에서 사용한 조건하에서 HRT가 유



기물 제거에 미치는 영향을 평가하기 위해 HRT와 Se/So의 관계를 Fig. 5에 나타내었다.

Fig. 5는 일반적인 혐기성 반응조의 특징을 잘 나타내어 준 것으로 체류시간이 길수록 처리효율이 좋아진다는 사실을 알 수 있으며 이들의 관계는 상호 1차반응을 잘따르며 아래와 같은 식으로 표현할 수 있다 (Rusten, 1984).

$$(Se/So) = -\exp(-K' \times HRT)$$

여기서, So=유입수의 유기물 농도 (mg/l)

Se=유출수의 유기물 농도 (mg/l)

K'=반응속도상수 (day<sup>-1</sup>)

본 연구에서 얻은 K'값은 교반속도에 따라 각각 0 rpm으로 운전되는 반응조에서 1.021, 10 rpm에서 1.089, 35 rpm에서 2.002, 50 rpm에서 2.076 및 100 rpm에서 1.176으로서 50 rpm에서 반응속도상수, K'가 가장 큰 값을 나타내었으며, 이는 앞에서의 유기물 제거효율 결과와 일치하고 있다.

이를 유사한 유입수 유기물 성상으로서 실험한 양(1984) 및 손(1986)에 의한 결과와 비교해 볼때 이들에 의한 K' 값은 각각 0.142와 0.101로서 본 실험의 결과와 상이한 결과를 나타내었다. 이와 같이 상이한 결과가 나타난 이유는 주로 슬러지상층의 높이와 혼합여부에 관련이 있는 것으로 생각된다. 즉 손의 연구에서의 슬러지층의 높이는 약 13 cm 정도 였으며, 양의 연구에서의 슬러지층의 높이는 약 6 cm 정도로서 K' 값이 손에 의한 자료보다 낮아야 하나, 이 경우에는 슬러지층 상부의 메디아층에서의 biofiltration 및 유기물 분해작용에 의해 더 높은 K' 값을 가질 수 있었을 것으로 보인다.

본 연구에서의 슬러지층은 Table 6에서와 같이 메디아층에 거의 닿을 정도 (40 cm 전후)로서 이들에 의한 높이보다 큰 값을 가졌을 것이며, 혼합에 의해 폐수와 미생물간의 접촉기회가 증대되며, 또한 반응조 상부에 설치한 메디아층의 biofiltration 작용과 더불어 훨씬 큰 값을 보인 것으로 생각된다. 즉 상향류식 반응조내에서의 유기물 처리는 대부분 슬러지상 층내에서 일어나므로, 따라서 유기물 제거효율은 슬러지상 층의 높이에 직접적으로 관

련되어 있으며, 특히 슬러지층을 혼합시켜 줌으로써 유기물 제거효율을 증가시켜 주며 반응조 상부에 메디아층을 설치하면 그 효과가 더욱 상승하게 됨을 알 수 있다.

Table 6. Depth of sludge layer at each digester after operation

Mixing speed(rpm)	Depth(cm)
0	21
10	49
35	41
50	39
100	34

### 3.3.3 유기물 부하변동에 따른 유기물 제거효율

HRT를 0.25일로 고정하고 유기물 부하를 0.5~4.0 kg COD/m<sup>3</sup>-day로 변화시키면서 이에 따른 유기물 제거효율을 평가해 본 결과 Fig. 6에서와 같이 유기물 부하 증가에 따라 유기물 제거효율이 거의 직선적으로 감소하는 경향을 나타내었다. 특히, 그 감소의 정도를 나타내는 기울기는 교반속도 50 rpm을 정점으로 하여 교반속도의 증가에 따라 유기물 제거효율이 점차 커지고 있음을 나타내고 있으며, 그 이상의 교반속도에서는 부하 변동에 큰 영향을 받지 않고 일정한 증가 상태를 나타내었다. 이로 미루어 볼때 소화조 내의 슬러지 층에 대해 50 rpm 정도의 교반을 하게 되면 다른 경우에 비해 부하의 변동에도 어느 정도 잘 적응할 수 있음을 알 수 있다.

한편, 소화조 내에서의 COD 제거효율은 Fig. 7에서와 같이 유기물 부하 2 kg COD/m<sup>3</sup>-day 이하에서는 유기물 부하의 함수로서 거의 선형적으로 증가하였다. 이러한 경향은 Bachmann et al. (1982)과 Frostell (1981)의 실험결과와도 일치되는 현상이다. 그러나 유기물 부하율 2 kg COD/m<sup>3</sup>-day 이상에서는 유기물 제거효율은 교반속도에 따라 다소 차이를 보이고 있음을 알 수 있다. 즉 무교반, 10 rpm 및 100 rpm의 경우 유기물 부하 3.12 kg COD/m<sup>3</sup>-day에서는 2.7 kg COD/m<sup>3</sup>-day의 유기물 부하율을,

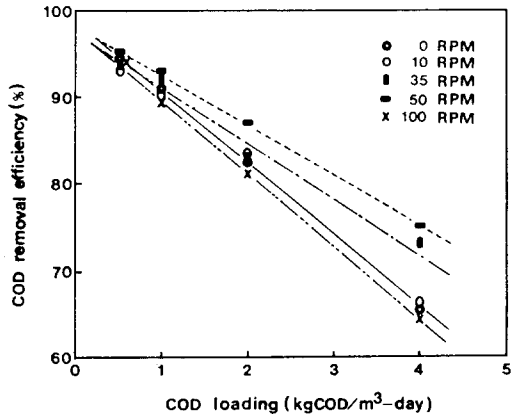


Fig. 6. COD removal efficiency according to loading.

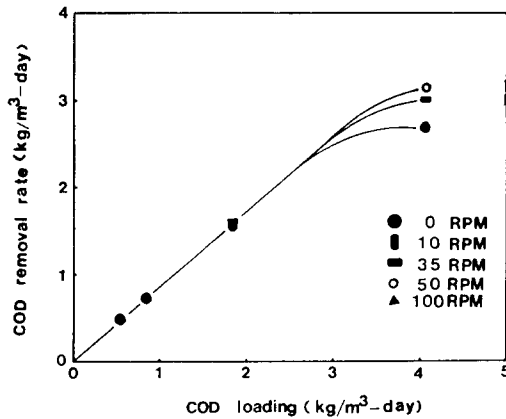


Fig. 7. Variation of COD removal rate according to COD loading.

그리고 교반속도 35 rpm 및 50 rpm의 경우에는 각각의 유기물 부하 3.5 및 3.65 kg COD/m<sup>3</sup>-day에서 3.0 및 3.1 kg COD/m<sup>3</sup>-day의 유기물 부하율을 나타내었다.

따라서 유기물 제거율에 있어서 혼합결과는 유기물 부하가 클수록 비교적 작게 나타나고 있으며 본 연구에서의 실험조건하에서는 35~50 rpm 정도로 슬러지층을 교반하여 주면 유기물 제거율을 더욱 높혀줄 수 있으며 특히 50 rpm 부근에서 최대 유기물 제거효율을 얻을 수 있음을 알 수 있다.

### 3.3.4 교반강도가 유기물 제거효율에 미치는 영향

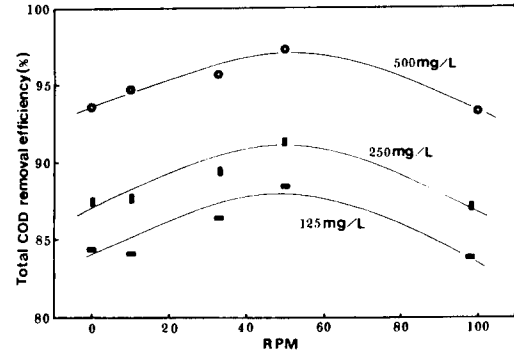


Fig. 8. Variation of total COD removal efficiency according to mixing speed at each influent COD concentration with same organic loading (0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day).

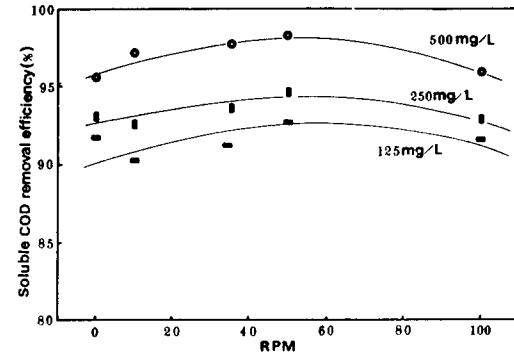


Fig. 9. Variation of soluble COD removal efficiency according to mixing speed at each influent COD concentration with same organic loading (0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day).

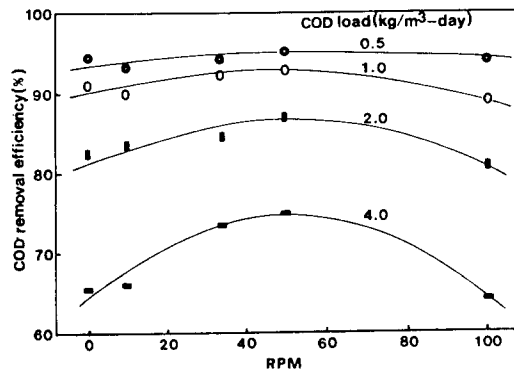


Fig. 10. COD removal efficiency in accordance with organic loading and mixing speed.

유기물 제거효율에 교반강도가 미치는 영향을 파악하기 위하여 일정한 유기물 부하 (0.5 kg COD /m<sup>3</sup>-day)에서 HRT를 1일, 0.5일 및 0.25일로 변경시켜 가면서 교반강도에 따른 처리효율을 검토하였다. 즉 HRT 1일에서는 유입수 COD농도를 500 mg/l, 0.5일에서는 250 mg/l, 0.25일에서는 125 mg/l로 변화시켜 유기물 부하를 0.5 kg COD/m<sup>3</sup>-day로 일정하게 유지시켰다. 실험중 5개 반응조 전체에 대해 교반속도를 제외한 나머지 인자들은 동일하게 유지시켰다. 교반속도에 따른 유기물 제거효율은 Fig. 8 및 Fig. 9에서와 같이, 혼합결과에 따른 T-COD 제거효율은 50 rpm에서 비교적 높게 나타나고 있으나 용존성 유기물의 제거효율은 별로 큰 차이를 보이고 있지 않음을 알 수 있다.

그러나 유기물 부하를 변경시켜 가며 교반속도가 유기물 제거효율에 미치는 영향을 평가해 본 결과 Fig. 10에서와 같이 낮은 유기물 부하에서는 교반속도에 따른 유기물 제거효율의 변화가 뚜렷하게 나타나지 않았으나, 유기물 부하를 점차 증가시켜 감에 따라 교반속도에 의한 결과는 점차 뚜렷이 나타나고 있음을 알 수 있다.

이상의 결과를 종합해 보면 낮은 유기물 부하에서는 교반이 유기물 제거효율에 미치는 영향을 무시할 수 있으나 유기물 부하가 높아질수록 50 rpm 정도에 해당하는 교반속도를 슬러지층내에 가해줌으로써 미생물에 의한 유기물 대사속도를 증대시켜 최대의 제거효율을 얻을 수 있을 것으로 생각된다.

#### 4. 결 론

UASB 반응조와 혐기성 여상 반응조를 결합하여 만든 실험실 규모의 혐기성 반응조를 사용하여 도시하수 수준의 저농도 폐수의 처리가능성과 교반강도가 유기물 제거효율에 미치는 영향 등을 평가한 결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1. 혐기성 공정의 start-up시 과립상 슬러지의 소량 첨가와 미디어 표면에 slime층을 형성시키면 반응조 start-up 기간을 상당히 단축시킬 수 있으며, 교반강도에 따른 start-up 기간의 변화는 거의 없었

다.

2. 유입 COD 125~500 mg/l 범위의 저농도 폐수에 있어서 유기물 제거효율은 일정 유기물 부하에서 유입수 농도에 의해 영향을 받는 것으로 나타났다.

3. 반응조 교반강도는 유기물 부하 2 kg COD/m<sup>3</sup>-day까지는 큰 영향을 미치지 않았으나 이보다 높은 유기물 부하에서는 교반강도의 영향이 비교적 크며, 본 실험에서 사용한 교반속도에서는 50 rpm이 최적치로 나타났다.

4. COD 125 mg/l의 저농도 폐수를 체류시간 6 시간에서 처리한 결과 T-COD 제거효율은 85% 정도였으며, 유출수 중의 SS농도는 20 mg/l정도로서 낮은 편이었다.

#### 참 고 문 헌

손인식, 1986, 개량된 재래식 혐기성 소화조의 기능과 효율, 부산수산대학 대학원 환경공학과 석사학위논문.

양병수, 1984, 부상메디아를 이용한 폐수의 혐기성 처리, 동아대학교 대학원 환경공학과 박사학위논문.

이광호, 1984, 분노와 정화조 슬러지 혼합액의 혐기성 소화에 관한 연구. 전북대학교 대학원 토목공학과 박사학위 논문.

APHA, AWWA, WPCF, 1992, Standard methods for the examination of water and wastewater, APHA, AWWA, WPCF, 17th edition.

Bachmann, A., V.L. Beard and P.L. McCarty, 1982, Comparison of fixed film reactors with a modified sludge blanket reactor. The hydrodynamic evaluation of a fixed media biological process, at the 1st International Conference on Fixed-film Biological Process, April, 1192~1211.

Colleran, E., M. Barry, A. Wilkie and P. J. Newell, 1982, Anaerobic digestion of agricultural wastes using the upflow anaerobic filter design, Process Biochemistry, March/April, 12~17.

- Frostell, B., 1981, anaerobic treatment in sludge bed system compared with a filter system, *JWPCF*, 53 (2), 216~222.
- Heertjer, P.M. and R.R. van den Meer, 1978, Dynamics of liquid flow in an upflow reactor used for anaerobic treatment of wastewater, *Biotech. Bioeng.*, 20, 1577~1594.
- Henze, M. and P. Harremoes, 1983, Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors-A literature review, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 1~101.
- Hulshoff Pol, L.W., W.J. de Zeeuw, C.T.M. Velzeboer and G. Lettinga, 1983, Granulation in UASB reactors, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 291~304.
- Jewell, W.J., 1985, The development of anaerobic wastewater treatment, presented at National Science Foundation Sponsored Seminar on Anaerobic Treatment of Sewage at the University of Massachusetts, Amherst, Massachusetts, June, 27~28.
- Lawrence, A.W. and P.L. McCarty, 1989, Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment, *JWPCF*, 41 (1), 17~25.
- Lettinga, G., A.F.M. van Velson, S.W. Hobma, W. de Zeeuw and A. Klapwijk, 1980, Use of upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially for anaerobic treatment. *Biotech. Bioeng.*, 22, 699~734.
- Lettinga, G., S.W. Hobma, L.W. Hulshoff Pol, W. de Zeeuw, P. de Jong, P. Grin and R. Roersma, 1983, Design operation and economy of anaerobic treatment, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 177~195.
- Oleszkiewicz, J.A. and S. Koziarski, 1982, Anaerobic treatment in novel contact digester. *Jour. of the Environ. Engr. Div., ASCE*, 108, EE2, 367~378.
- Palazzola, R.M. and B.M. Khudenko, 1983, Development of a new type of a fluidized bed reactor. In *Scale-up of Water and Wastewater Treatment Processes*, ed. by N.W. Schmidtke and D.W. Smith, Ann Arbor Sci., 199~209.
- Rusten, B., 1984, Wastewater treatment with aerated submerged biological filters, *JWPCF*, 56 (5), 424~431.
- Salkinoja-Salonen, M.S., E.J. Nyns, P.M. Sutton, L. van den berg and A.D. Wheatley, 1983, Starting-up of an anaerobic fixed-film reactor, *Wat. Sci. Tech.*, 15, 305~308.
- Samson, R., van den Berg and K.J. Kennedy (1984): Influence of continuous versus channels on mixing characteristics and performance of anaerobic down-flow stationary fixed film (DSFF) reactors before and during wastewater treatment *Proc. of 39th Ind. Waste Conf., Purdue Univ.*, 677~682.
- Speece, R.E., 1983, Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment, *Environ. Sci. Technol.*, 17 (9), 46~55.
- Young, J.C. and E.R. Baumann (1972): Chemical methods for nitrification control. Special Report ERI-72154, Engineering Research Institute, Iowa State Univ., U.S.A.