

효율적 질소제거를 위한 단일 혐기성반응조의 개선

한동준 · 류재근 · 임연택 · 임재명*

국립환경연구원 수질연구부 · *강원대학교 환경·생물공학부

Improvement of Single Anaerobic Reactor for Effective Nitrogen Removal

Dong-Joon Han · Jae-Keun Ryu · Youn-Taek Rim · Jay-Myoung Rim*

Dept. of Water Quality Research, National Institute of Environmental Research

**Division of Env. and Bio. Engineering, Kangwon National University*

Abstract

This research aims to remove nitrogen in the piggery wastewater by combined process with upflow anaerobic sludge blanket(UASB) and biofilm process. For the effective denitrification, anaerobic and anoxic reactors were connected to a reactor. The effluent of aerobic reactor was recycled equally with influent in the upper filter of anaerobic reactor for denitrification and outlet of UBF reactor was connected to the settling tank with 1.5 l capacity and the settling sludge was repeatedly recycled to UASB zone. The organic loading rate of total reactor was operated from 0.4 to 3.1kgCOD/m³/d and it was observed that the removal rate of TCOD was 80 to 95 percentage. Ammonia nitrogen was removed over 90 percentage in the less volumetric loading rate than 0.1 kgN/m³/d. But because of non-limitation of organic materials, it was reduced to 70 percentage in the more volumetric loading rate than 0.6 kgN/m³/d.

But denitrification rate was observed 100 percentage in the all of loading rate. This is caused by the maintenance of optimum temperature, sufficient carbon source, and competition of electron acceptors. The results of COD mass balance at the 1.21 kgCOD/m³/d was observed with the 71.7 percentage of influent COD. It was revealed that the most part of organic materials was removed in the aerobic and the anaerobic reactor because 38.4 percentage was converted into CH₄ gas and 11 percentage was removed in the aerobic reactor with cell synthesis and metabolism. Besides, 5.7% organics was used to denitrification reaction and 3.7% organics related to sulfate reduction.

1. 서론

분사폐수와 같은 고농도 유기물을 함유하고 있는 폐수의 생물학적처리에는 대부분 혐기성공법을 적용하였다. 혐기성 처리공정에 있어 UASB공법은 Lettinga¹에 의하여

개발되었고, 입식상 미생물의 형성과 더불어 많은 미생물을 확보할 수 있어 최근 많이 이용되고 있다. 또한 이 공법은 상부 유층부의 고역분리(GSS : gas and solid seperation)방법에 따라 hybrid형태의 반응조가 개발된 바 있다. Guiot와 Berg²는 GSS장치를 filter를 이용하여

UBF(upflow blanket filter)반응조를 보고한 바 있다. 또한 혐기성반응의 산생성단계와 매탄생성단계를 각각 분리하여 혐기성소화의 안정성을 증대시킨 2상소화법이 개발되었다³⁾.

최근 도시하수를 비롯한 폐수의 질소와 인을 제거하기 위하여 A²/O와 같은 혐기/준혐기/호기 복합공정이 많이 적용되고 있다. 이들의 단위공정들은 각각 분리된 반응조를 이용하므로 온도 및 탄소원등의 많은 영향을 받게 된다. 특히 본 연구에서 초점을 둔 탈질화에 있어 온도는 0 - 50°C의 광범위한 범위에서 가능하고, 최적 반응온도는 35 - 50°C의 범위로 알려져 있다⁴⁾. 탈질화를 위한 탄소원의 연구는 다양한 방법으로 연구된 바 있다. Gayle등⁵⁾은 탈질화를 위한 전자공여체로 메탄과 황을 이용하여 가능성을 제시하였고, 그 외에도 메탄가스의 이용은 많은 연구자들에 의하여 보고된 바 있다^{6, 7)}. 그러나 이들은 경제성에 있어 문제가 있음을 지적하고 있다. 따라서 본 연구에서는 전자공여체의 효율적 제공에 목적을 두고 수행되었으며, 이를 위하여 산형성과 매탄형성단계를 포함하는 UBF반응조에서 GSS장치로 이용된 filter부분을 연장하여 탈질화반응조로 이용하였다. 혐기성분해와 탈질화를 동일 반응조에서 유도할 경우 온도 및 탄소원의 영향을 최소화할 수 있을 것으로 판단된다. 특히 혐기성 미생물의 신진대사 경로에서는 기질에 대한 상호공생 관계를 지니고 있지만, 또한 특정 무기 전자수용체에 대해서는 경쟁관계를 유지하는 것으로 알려져 있다.

Sawyer와 McCarty⁸⁾는 생물학적반응에 있어 전자수용체 기질경쟁에 있어 환원속도는 O₂>NO₃⁻>SO₄²⁻>HAc임을 제시한 바 있다. 따라서 탈질을 위한 filter부분에서 혐기성 미생물의 성장은 탈질화에 있어 많은 장점을 가져다 줄 수 있다.

II. 실험재료 및 방법

1. 폐수의 성상

본 실험에서 이용된 돈사폐수의 성상은 계절의 온도변화에 따라 모든 항목에서 큰 차이를 나타내었다. 약 280여일의 운전기간 동안 온도는 16 ~ 28°C 범위로 TCOD와 SCOD는 각각 2,400 ~ 3,400mg/ℓ과 1,500 ~ 2,500mg/ℓ로 많은 차이를 보였다. 또한 TKN과 T-P의 경우도 각각 400 ~ 800mg/ℓ과 120 ~ 210mg/ℓ의 범위

Table 1. Seasonal variations of piggery wastewater. (unit : mg/ℓ)

Season (Month)	Spring	Summer	Autumn	Winter
	(3 - 5)	(6 - 8)	(9 - 11)	(12 - 2)
Constituents				
pH	84~95	80~87	81~93	87~94
SS	540~760	330~1254	250~440	240~520
SCOD _{cr}	1800~2600	1500~2200	1800~2300	1800~2500
TCOD _{cr}	2800~3400	2400~2700	2600~3100	2800~3300
TKN	670~790	400~550	580~700	650~800
NH ₃ -N	580~710	310~450	510~660	530~680
T-P	180~200	120~170	170~200	170~210
PO ₄ -P	40~50	70~80	40~55	30~40
Alkalinity (asCaCO ₃)	1800~2900	1300~1800	1900~2700	2200~2900

를 보여 주었다. 계절별 돈사폐수의 성상은 Table 1과 같이 많은 차이를 보이고 있는데, 이는 돈사내의 용수사용량과 청소수등에 직접적인 관계가 있으며, 또한 폐수 저류조내에서의 온도에 따른 유기물 분해정도 변화등으로 판단된다.

2. 실험장치

본 실험에서 이용된 반응조는 혐기-준혐기-호기 혼합공정 (anaerobic-anoxic-oxic biofilm process : An-Ax-Ox BF BNR process)으로 이루어졌다. 실험에 이용된 반응조의 모식도는 Fig. 1과 같다. 혐기-준혐기-호기공정은 UBF혐기성 반응조에서 상부 filter지역을 준혐기조로 이용하기 위하여 수정되었다. 또한 질산화를 위하여 준혐기성 반응조 다음에 2단 호기성 고정생물막 반응조를 배열하였다. UASB와 filter는 단일반응조에 연속적으로 설치되어 있으며, 외부가온에 의한 내부온도는 35±1°C가 유지되도록 하였다. 따라서 모든 탈질화반응은 35±1°C에서 이루어진다. 호기성 반응조의 유효크기는 11×22×30cm의 사각형 아크릴 반응조 2개가 직렬로 설치되었으며, 총 유효용적은 14.52ℓ이다. 반응조 내부에는 19×19×2 cm의 망상형여체를 각 단에 2개씩 4개가 설치되었으며, 여체의 비표면적은 400 m²/m³으로 충전된 여체의 총 비표면적은 1,155 m²이다. 호기성반응조의 유통수는 UBF반응조 상부의 filter부에 반응이 이루어지도록 펌프를 설치하였다.

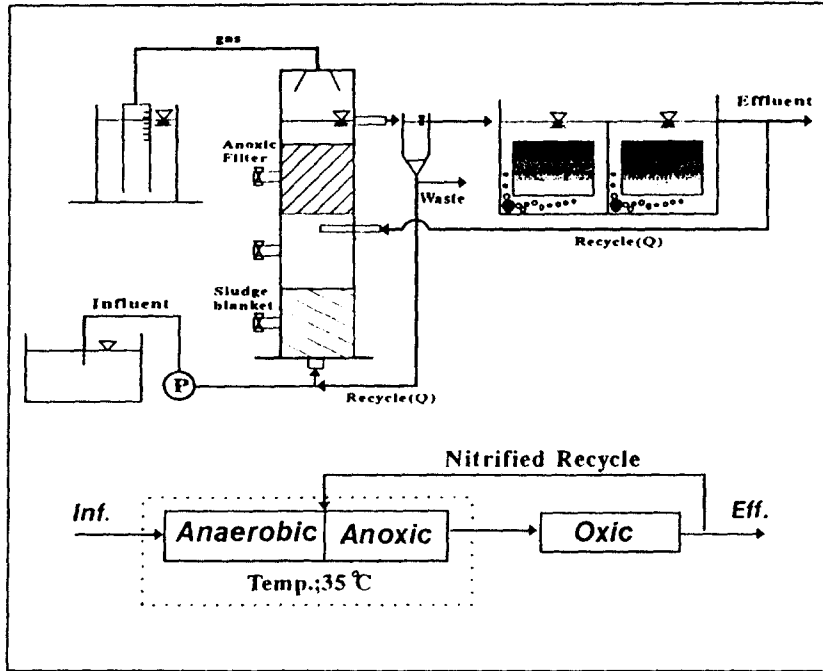


Fig. 1. Schematic diagrams of An-Ax-Ox BF BNR reactor.

Table 2. Operational conditions of An-Ax-Ox BF BNR process.

Item	Operating Conditions
Reactor Volume (ℓ)	20.88
Anaerobic	4.71
Anoxic	1.65
Oxic	14.52
Influent Flow Rate (ℓ/day)	4.2~21.2
Hydraulic Retention Time (days)	1.0~5.0
Volumetric Loading Rate (kgCOD/m ³ /d)	0.4~3.1
Operating Temperature (°C)	
Anaerobic	35 ± 1
Anoxic	35 ± 1
Oxic	17~28
Operation Periods (days)	280

3. 실험 방법

혐기-준혐기-호기공정의 혐기성반응조는 돈사폐수를 처리하기 위하여 약 600여일 운전된 UASB공정의 granule를 초기 식중을 위하여 이용하였다. 혐기성반응조 상부 filter지역에는 호기성반응조의 최종유출수가 유입유량과 동일하게 반송(IQ)되었고, 또한 UBF반응조 유출부에는 용량 1.5 ℓ의 침전지를 설치하여 침전슬러지의 반송이 이루어지도록 하였다. 최종유출수의 반송비는 일반적으로 A:O상정에서 anoxic반응조로의 반송비인 유입유량의 100 ~ 300%를 고려하여 결정하였다. 모든 유입유량과 반송은 미량펌프를 이용하였으며, 동일 펌프 head를 설치하여 유입유량의 변화에 따라 반송유량도 동일하게 변화하도록 하였다. Table 2는 혐기-준혐기-호기성물막공정의 운전조건을 요약하여 제시하였다.

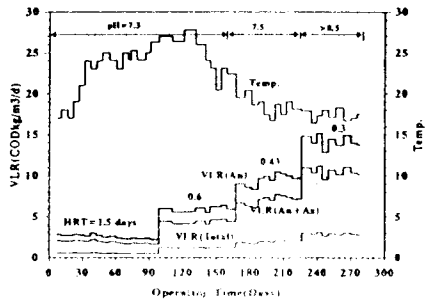


Fig. 2. HRT and VLR with operating time.

III. 결과 및 고찰

1. 유기물 제거

고유형기성반응인 UASB로부터 얻어진 준형기성반응조에 대한 실험의 약 28%의 동안 수행되었다. 혐기성반응조에서의 granule의 형성은 기공 저항에 의해서 인공조의 슬러지를 식중하므로써 이루어졌으며, 조가 약 70일 정도의 적응기간이 소요되었다.

Fig. 2는 실험이 수행되는 동안의 수리학적체류시간(HRT)과 유입 유기물 용적부하(VLR)변화를 나타내고 있다. 혐기성과 준형기성반응조의 대부분은는 외부 가온 방식에 의하여 $35 \pm 1^\circ\text{C}$ 의 중온조건을 유지하였고, 호기성 반응조의 온도는 $16\sim 28^\circ\text{C}$ 의 범위내에서 운전되었다. 운전기간동안의 HRT는 1~5일이었으며, 총 반응조의 유입 유기물 용적부하는 $0.4\sim 3.1\text{kgCOD/m}^3\text{d}$ 이고, 혐기성 반응조의 용적부하는 $2.3\sim 14.2\text{kgCOD/m}^3\text{d}$ 의 범위로서 고

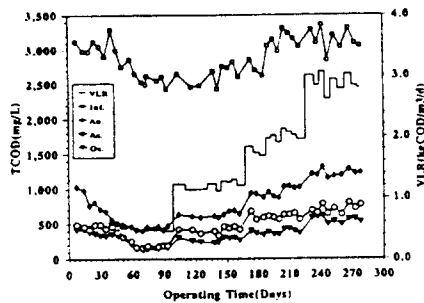


Fig. 3. Variations of TCOD concentration with operating time.

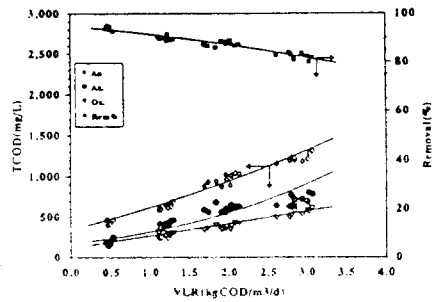


Fig. 4. Effluent TCOD concentration and total removal percentage with VLR.

용형기성반응에 이용되었다.

Fig. 3은 유입수용액에 따른 TCOD의 유입, 유출수와 농도 및 제거율과 변화의 양상을 나타내며, 부하에 따라 다소 차이가 있으나 대부분 혐기성반응조에서 유기물 제거가 많이 일어난다는 것을 알 수 있다. 이의 혐기성반응조의 granule는 완전한 미생물의 활성도에 기인된 것으로 판단된다. 준형기성반응조(Ax)에서의 유기물 제거는 질산화반응 호기성 반응조(Ox)의 유출수가 유입됨에 따라 탈질반응에 의한 유기탄소원의 소모와 생물막에 형성된 혐기성 미생물에 의하여 함께 제거되는 것으로 판단된다.

Fig. 4는 유기물 용적부하에 따른 TCOD의 유출수 농도 및 총 제거율을 나타낸 것으로, 용적부하 $0.4 \sim 3.1\text{kgCOD/m}^3\text{d}$ 의 범위에서 TCOD는 80 ~ 95%의 총 제거율을 얻을 수 있었다. 낮은 유기물부하에서는 대부분 혐기성반응조(An)와 준형기성반응조(Ax)에서의 유기물 제거율이 높게 나타났으며, 상대적으로 호기성반응조(Ox)에서는 유기물의 제거가 낮게 나타났다. 이는 질소제거를 위한 기질제한으로 질산화반응을 촉진시키게 되며, 또한 준형기성 반응조에서의 탈질에 소모되는 유기물의 제거를 높게 유도할 수 있을 것으로 판단된다.

Fig. 5는 UASB 상부인 anoxic filter조에서의 미생물상을 SEM(HITACHI, S-2500)을 이용하여 촬영한 사진으로 혐기성 미생물이 성장하고 있음이 관찰되었다.

Biopellet 내부인 <B-1>과 <B-2>에서는 acetate를 기질로 하는 Methanotrix가 우점하고 있는 것으로 나타났으며, <B-3>과 <B-4>와 같이 외부에는 rod형태의 Methanobacterium으로 추정되는 수소이용 메탄생성균이 우점하고 있었다. 그러나 일반적으로 수소분압이 높은

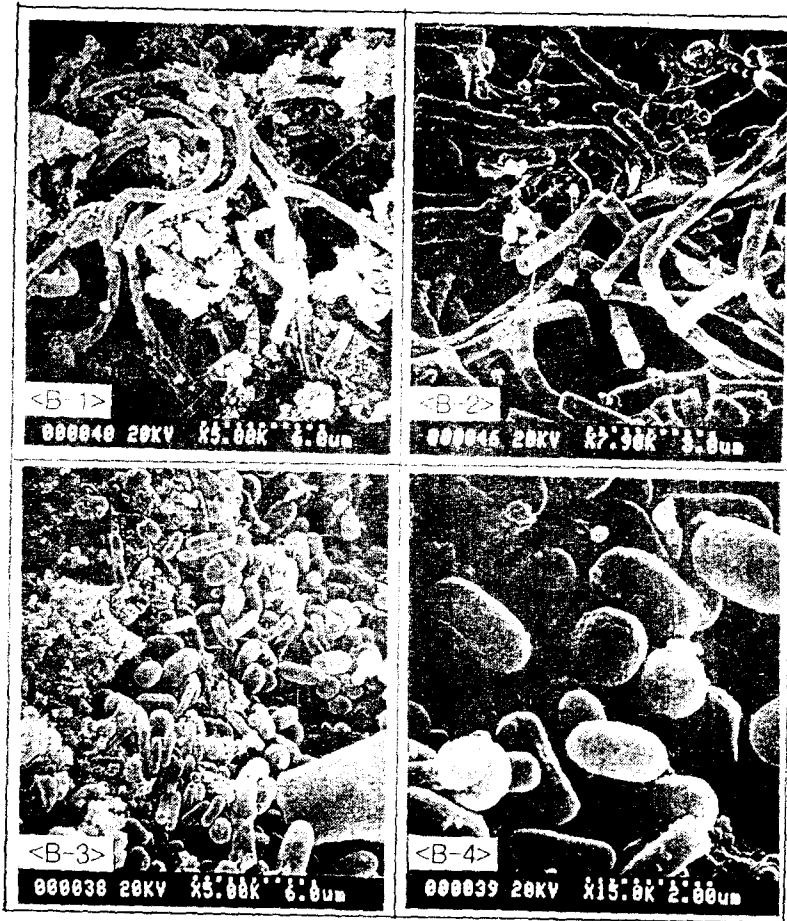


Fig. 5. Scanning electron micrograph of biopellet in anoxic filter zone.

조건에서 우점하는 *Methanobrevibacter*와 같은 수소이용 미생물(hydrogenotrophic organisms)은 발견되지 않았다. 이는 anoxic filter반응조의 수소분압이 하부 UASB층 보다 낮음을 제시해 주고 있다. Anoxic 반응조에서의 메탄 생성균의 관찰은 탈질반응과 더불어 메탄생성반응이 함께 이루어지고 있음을 입증해 주며, 이는 Sawyer와 McCarty⁶⁾에 의한 전자수용체 반응(electron acceptor reaction)에서 ΔG^0 값은 O_2 가 -25.28 kcal, NO_3^- -23.74 kcal, SO_4^{2-} -1.52 kcal, 그리고 CH_3COO^- 는 -0.85 kcal로서 환원속도가 $O_2 > NO_3^- > SO_4^{2-} > HAC$ 인 것에 관련하여 볼때, 메탄생성균의 성장은 완전한 탈질화 반응이 일어날 수 있음을 암시하고 있다.

2. 질소 제거

본 공정에서의 질소제거는 호기성 고정생물막 반응조에서 질산화를 유도하고 질산화된 호기성 유출수가 UBF반응조의 상부 filter지역으로 반송되므로서 탈질을 유도하여 제거시킬 수 있도록 하였다. 탈질반응은 온도의 영향을 받게 되는데, Bardenpho, A⁰O, 그리고 Oxidation ditch등과 같은 탈질화를 위한 시스템은 포함하는 공정들은 대부분 대기온도의 범위인 0 ~ 30℃에서 이루어지므로 온도의 영향을 많이 받게 된다. 탈질화는 0 ~ 50℃의 광범위한 범위에서 가능하지만, 최적 반응온도는 35 ~ 50℃의 범위로 알려져 있다⁴⁾. 따라서 본 실험에서는 탈질을 위한 준혐기성반응조(Ax)를 분리하지 않고 혐기성반응조의 상부를 이용하므로써 온도에 의한 영향이 최소화되었고, 탈질을 위한 최적의 온도(35±1℃)범위에서 수행되었다.

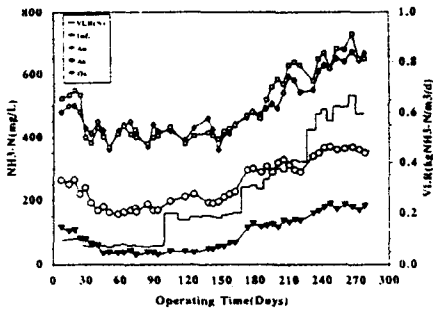


Fig. 6. Variations of NH_3-N concentration with operating time.

Fig. 6은 운전시간에 따른 총 암모니아성질소의 유입수와 유출수의 농도변화를 나타낸 것으로, 혐기성 반응조에서의 암모니아성 질소는 부하에 따라 오히려 생성되거나 다소 제거되는 것으로 나타났으며, 준혐기성 반응조에서는 유출수의 반응으로 농도는 낮게 나타났고 대부분의 질소제거는 질산화가 진행된 호기성 반응조에서 일어났다. UASB공법에서 형성된 입상슬러지의 질소성분의 함량은 Takashi등⁹⁾에 의하여 보고된 바 있는데, C : N : P의 비가 100 : 24~25 : 2.1~3.4로서 초기 식종(seed)된 도시 하수슬러지의 100 : 9 : 6.4의 비에서 질소성분은 2배이상 증가하는 것으로 나타났다. 따라서 입상슬러지에 의한 폐수처리시 질소의 제거를 유도할 수 있을 것으로 간주되나 이는 폐수의 성상에 따라 차이가 있을 것으로 판단된다. 일반적으로 탄수화물계통의 폐수에서는 질소의 소모를 유도할 수 있으나, 단백질 폐수의 경우는 아미노산(amino acid)의 분해과정인 탈아미노화(deamination) 단계에서 암모니아를 생성하게 된다.

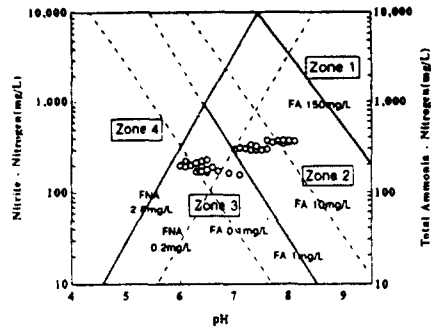


Fig. 8. Nitrification inhibition zone with pH and VLR in aerobic reactor.

노산(amino acid)의 분해과정인 탈아미노화(deamination) 단계에서 암모니아를 생성하게 된다.

Fig. 7은 운전시간에 따른 최종 유출수에서의 NO_2-N 과 NO_3-N 농도변화를 제시한 것으로, 부하에 따라 호기성반응조에서의 완전한 질산화가 진행되지 않고, FA에 의한 Nitrobacter의 저해로 인한 nitrite build-up 현상이 일어났다¹⁰⁾. 수리학적 체류시간 2일과 5일로 운전된 경우에는 비교적 질산염으로의 전환이 일어났으나 완전한 질산화는 진행되지 않았다.

Fig. 8은 유입 총 암모니아농도와 반응조내의 pH를 이용하여 Anthonisen등¹¹⁾이 제시한 질산화 저해 도표에 도식화하였다. 총 유입 암모니아성질소의 용적부하 1.7~2.0 $kgNH_3-N/m^3/d$ 범위에서는 완전한 질산화지역의 경

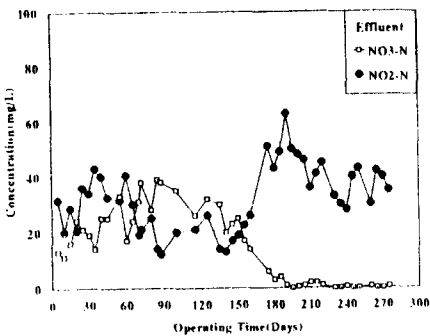


Fig. 7. Variations of NO_2-N and NO_3-N concentration with operating time.

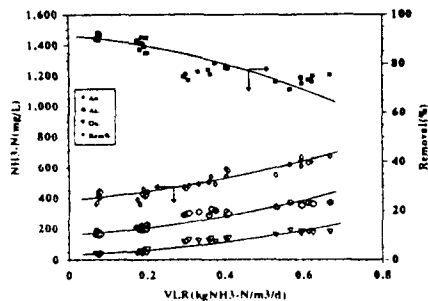


Fig. 9. Effluent NH_3-N concentration and total removal percentage with VLR.

계조건에 포함되는 것으로 나타났으나, 그 이상의 용적부하에서는 질산화저해가 일어남을 알 수 있다.

Fig. 9는 질소 용적부하에 대한 총 암모니아성 질소의 유출수 농도와 총 제거효율을 나타내었다. 용적부하 0.1 kgNH₃-N/m³/d이하에서는 90%이상의 높은 제거율을 얻을 수 있었으나, 용적부하 0.6 kgNH₃-N/m³/d이상에서는 70%의 제거효율로 감소되는 것으로 나타났다. 이러한 높은 부하에서의 질소 제거율이 낮게 나타나는 것은 유기물부하가 높아 유기물의 제한이 호기성조에서 이루어지지 않아 질산화율이 낮은 것과 또한 온도의 영향으로 판단된다.

Fig. 10은 UBF반응조의 상부 준혐기성 filter조에서의 탈질에 따른 유기탄소원의 제거량을 나타낸 것으로, 본 실험에서의 탈질율은 모든 부하에서 100%로 나타났다.

일반적으로 탈질반응을 유도하고자하는 공정들은 대부분 메탄올과 아세트산등의 외부탄소원을 이용하여 경제적 부담을 가중시키는 문제를 지니게 된다. 따라서 본 실험에서는 고용혐기성 반응조의 유출수를 내부탄소원으로 이용하여 탈질을 유도하였다. 탈질반응에 있어 유기탄소원의 소모량은 메탄올인 경우 2.5 - 3.0정도이며, 95%이상의 탈질화를 위해서는 3.0을 추천하고 있다¹⁴.

본 실험결과에서는 이론적 경향과 다르게 나타났는데, 이는 준혐기반응조(Ax.)의 여재에 혐기성 생물막이 형성되어 탈질기능과 함께 메탄생성에 기여한 것으로 판단된다. 또한 100% 높은 탈질율은 NO_x의 환원속도가 메탄생성을 위한 acetate의 환원속도 보다 크기 때문에 완전한 탈질유도가 가능하며, 또한 35℃내외의 최적 탈질온도의 영향과 혐기성분해로 생성된 메탄과 돈사페수내에 포함

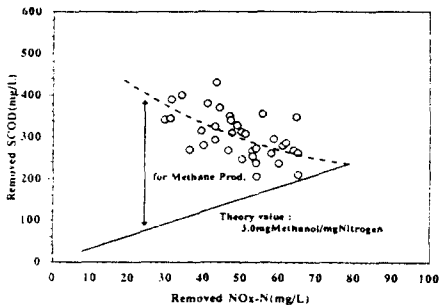


Fig. 10. Relationship removed NO_x-N with removed SCOD.

되어 있는 황산염(SO₄²⁻)이 황산염환원균(sulfate reducing bacteria : SRB)에 의하여 환원되어 생성되는 황화물이 탈질반응의 전자공여체로 작용한 것으로 판단된다. Gayle등⁵은 실제 메탄과 황을 탈질화의 전자공여체로 이용하여 실험한 결과 가능함을 제시하였으나 경제성에 문제가 있음을 지적한 바 있는데, 이는 메탄과 황을 외부에서 주입시켜야 하는 것에 기인된다. 그러나 본 공정과 같이 혐기성 반응조내의 일부지역을 수정하여 적용할 경우 높은 탈질율과 유기물제거를 얻을 수 있는 장점을 지니게 된다.

3. COD 물질수지

혐기-준혐기-호기 시스템의 공정에서 유기물거동은 혐기성반응조에서 혐기성미생물의 cell합성과 신진대사를 위한 에너지로의 산화, 무기염(SO₄)의 환원 그리고 methane gas로의 전환이 이루어질 수 있으며, 준혐기반응조에서는 탈질반응, cell합성, 에너지로의 산화, 그리고 무기염(SO₄)의 환원등을 고려할 수 있다. 또한 호기성반응조에서는 cell합성과 에너지의 전환을 들 수 있는데, 이는 OUR(oxygen uptake rate)을 이용하므로써 산정될 수 있다. 본 연구에서 COD 물질수지는 HRT 2일이고 유입 COD용적부하 1.21 kgCOD/m³/d에서 운전된 약 60일 자료를 이용하였다.

Fig. 11과 Table 3은 본 실험결과를 토대로 COD mass balance를 산정한 결과로서 유입 COD mass에 대하여 약 71.7%의 거동을 알 수 있었다. 총 COD 량에 대하여 혐기성반응조에서 methane gas로의 제거가 약 38.4%로서 가장 많으며, 호기성반응조에서의 cell합성과 에너지로의

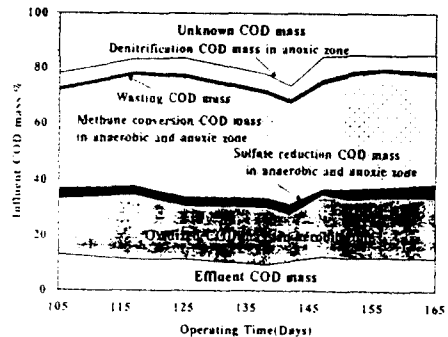


Fig. 11. Total COD mass balance in An-Ax-Ox BNR process.

전환이 약 11.0%로서 비교적 낮게 나타났는데, 이는 알 공정에서의 기질이 어느정도 제한됨을 보여주며, 또한 침 산화반응의 진행에도 유리함을 알 수 있다. 고 의 탈질반 응과 무기염환원에 의한 COD 제거는 10% 미만으로 나 타났다. 또한 약 28.3%의 unknown COD mass; 준협 기성반응조에서 탈질반응이외의 유기분산화가 이루어진 는 것으로 추측되며 그리고 methane gas의 전환이외에 CO₂ 등의 전환도 이에 관련된 것으로 판단된다.

4. 설정 운전인자의 영향

본 실험에서 리플로 반응공정을 가장 원천이 될 수 있는 운전인자는 조질비와 HRT이다. 유기물과 질소의 배치는 비교적 완충된 조건을 나타내므로, 일단은 일정한 부하 (2000 mgCOD/m³d) 이하의 HRT에서 공 액성과 같은 최적의 운전인자를 얻는다. Sardenes와 같은 분말혼합액상의 (low F)에서와 같은 조건에서 유기물과 질소 비율, 즉 질소공급량을 대략적으로 조절하여 본 실험 결과, 분말 혼합액에서의 최적의 운전인자인 F값은 어느 정도까지는 무관하게 본 실험에서 얻은 결과에 적용할 수 있는 것으로 보인다.

1988년 1월 부터 실험되는 모든 공제 운전제수 제어작 식의 발효수준과 침전과정의 비교한때, 분사제수에따 기한 분해가 일어나고 유기물과 질소; 즉 HRT 2일이고, 유기물용적부하 1.2 kgCOD/m³d이하로 운전한 경우 COD 236 mg/l, T-N 119 mg/l 이하의 수질을 얻을 수 있어 유기물과 질소의 급제비율을 만족시킬 수 있는 것으로 나타났다. 또한 본 실험에서 적용된 모든 부하 에서 탈질효율이 모두 100%로 나타났다. 질소제거를 위한 유속

Table 4. Experimental results of piggery wastewater treatment in An-Ax-Ox BF BNR process.

Conditions	Hydraulic Retention Time(days)			
	1.0	1.4	2.0	5.0
COD VLR (kgCOD/m ³ d)	2.88	1.94	1.21	0.48
T-N VLR (kgN/m ³ d)	0.65	0.40	0.20	0.08
T-P VLR (kgP/m ³ d)	0.17	0.12	0.06	0.03
pH	8.9	8.9	7.3	7.3
Effluent COD (mg/l)	3147	3103	2628	2503
T-N	713	607	474	419
T-P	187	177	129	135
pH	7.9	7.9	6.8	6.5
Effluent COD (mg/l)	560	477	266	150
T-N	219	182	119	97
T-P	105	81	48	57
COD	82.2	87.5	89.0	91.1
Effluent (mg/l)	T-N 69.3	70.0	73.8	78.5
T-P	43.9	33.2	62.8	58.6

수와 분사비율을 조절 하거나 가능한 것으로 나타났다.

IV. 결 론

- 1. 분사-준협기-호기 시스템의 생물막공정을 이용하여 분 사제수를 처리한 결과 다음과 같은 결론이 도출되었다.
- 2. 총 유기물 용적부하 0.1~3.1 kgCOD/m³d의 범위에서 TCOD는 80~95%, 암모니아성 질소의 용적부하 0.1 kgNH₄-N/m³d이하에서는 90%이상의 높은 제거율을 얻을 수 있었으나, 용적부하 0.6 kgNH₄-N/m³d이상에서는 70%의 제거효율로 감소되었다.
- 3. 탈질효율 35%의 최적온도와 혐기성유출수를 이용하여 모든 부하에서 100%로 나타났다. 이는 혐기성반응조 와 연결된 본 공정의 장점이다.
- 4. 준협기성반응조에서 질소제거당 유기물제거는 탈질과 더불어 메탄생성에 기여하므로서 이론치 보다 높게 나타났다.
- 5. COD mass balance 산정 결과 유입 COD에 대하여 약 71.7 %를 구분할 수 있었는데, 그 중 메탄전환 38.4%, 호기성 cell 합성과 신진대사로 11.0%, 탈질반응 5.7%, 그리고 황산염환원 3.6%로 각각 나타났다.

Table 3. Results of total COD mass balance calculation.

Input COD mass (mgCOD/d)	27,888
Output COD mass (mgCOD/d)	19,988
M _{eff}	3,219 (11.5%)
M _{was}	385 (1.4%)
M _{CH₄}	10,698 (38.4%)
M _{air}	3,071 (11.0%)
M _{den}	1,602 (5.7%)
M _{SO₄}	1,024 (3.6%)

% COD mass balance = $\frac{\text{output COD mass}}{\text{input COD mass}} \times 100$

= 71.7 %

감사의 글

본 연구는 한국과학재단의 1997년도 전반기 국내 Post-doc. 연구지원에 의하여 수행되었기에 감사드립니다.

참 고 문 헌

1. Lettinga, G. : Feasibility of the Upflow Anaerobic Sludge Blanket Process, Proc. 1979 National Conf. on Eng. ASCE, San Francisco, 1979.
2. Guiot, S., and van den Berg, L. : Dynamic Performance of an Anaerobic Reactor Combining an Upflow Sludge Blanket and a Filter for the Treatment of Sugar Waste, Proceeding of the 39th Industrial Wastewater Conference, Purdue University, 1981.
3. Ghosh, S., and Pohland, F. G. : Kinetics of Substrate Assimilation and Product Formation in Anaerobic Digestion, JWPCF, 46, 4, 784-759, 1974.
4. EPA : Manual Nitrogen Control. EPA/625/R-93/010, 1993.
5. Gayle, B. P., Boardman, G. D., Sherrard, J. H., and Benoit, R. : Biological Denitrification of Water, ASCE, 115, 5, 930-943, 1989.
6. Mechner, K., Hamer, G. : Denitrification by Methanotrophic/Methlotrophic Bacteria Associations in Aquatic Environments, Denitrification in the Nitrogen Cycle, Plenum Publ. Corp, New York and London, 257-271, 1985.
7. Werner, M. and Kayser, R. : Denitrification with Biogas as External Carbon Source., Wat. Sci, Tech., 23, Kyoto, 701-708, 1991.
8. Sawyer, C. N., and McCarty, P. L. : Chemistry for Environmental Engineering, McGraw-Hill Co., New York, 1978.
9. Takashi, K., Minoru, T., Kazuhiro, T., Kazuhiro, S., and Kou, S. : Anaerobic Treatment of Thermal Sludge Conditioning Liquor and Characteristics of Granular Sludge Produced, Wat. Sci. Tech., 23, 1219-1228, 1991.
10. Han, D. J. : Reaction Characteristics of the Development of Biofilm Process Combined Upflow Blanket Filter and Anoxic-Oxic Process for Nutrient Removal, Ph D. Thesis, Dept. of Civil Eng., Kangweon National University, Korea, 1996.
11. Anthonisen, A. C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S., and Srinath, E. G. : Inhibition of Nitrification by Ammonia and Nitrous Acid, JWPCF, 8, 5, 835-851, 1976.
12. Barnes, D. : Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment, F. N. Son Ltd, 1983.