

혐기/호기 순산소 생물막공법에 의한 산업폐수의 유기물 및 TKN 제거 성능평가

장 암 · 김홍석 · 김인수

광주과학기술원 환경공학과 생물환경공학연구소

(1999년 11월 23일 접수, 2000년 2월 25일 채택)

Performance Evaluation for the A/O Pure-Oxygen Biofilm (POB) Process on the Removal of Organics and TKN in the Industrial Wastewater

Am Jang · Hong Suck Kim · In S. Kim

*Bio-Environmental Engineering Lab. (BEEL), Dept. of Environ. Science & Engineering,
Kwangju Institute of Science and Technology (K-JIST)*

ABSTRACT

For the treatment of wastewaters generated from beer industry and petrochemical company with high organic and nitrogen contents, laboratory scale of A/O Pure-Oxygen Biofilm (POB) process was developed and studied by means of the comparative economic analysis with extended aeration process. When the wastewater of beer company was initially treated by the A/O POB process in the ranges of 70 to 150 mg TOC/L diluted with tap water, higher than 92% of TOC removal was accomplished in the all ranges. In case of petrochemical wastewater, the initial TOC removal was as low as 52%, though, it increased to 86% after 32 days of operation and also the TKN removal marked 71% after 27 days. Continuous high removal rates were monitored in both the TOC and TKN parameters during the experimental period. Due to the cost for PSA (Pressure Swing Adsorption) setting and biomass supporting media installation, the initial construction cost of A/O POB process was 2.9 times higher than that of extended aeration process. However, the advantages such as low sludge production, no need for sludge recycling and low energy consumption allow the A/O POB process to have 2.5 times lower operation and maintenance costs. Consequently, in the long term of operation, it is likely that A/O POB process would show higher performance as well as cost effectiveness compared to extended aeration process.

Key Words : A/O Pure-Oxygen Biofilm Process, Cost Evaluation, Industrial Wastewater, PSA (Pressure Swing Adsorption)

요 약 문

고농도의 유기물과 질소성분을 포함하는 맥주공장과 석유화학 산업폐수를 처리하기 위하여 실험실 규모의 혐기/호기 순산소-생물막 공정 (POB)이 이용되었다. 그리고 A/O POB process와 장기폭기법의 경제성분석도 수행되었다. TOC 농도기준으로 70에서 150 mg TOC/L 범위의 맥주공장폐수가 유입되었을 때 TOC 제거율은 각각 92% 이상으로 좋은 효율을 보였다. 석유화학폐수의 경우 초기 TOC제거율은 52%로 매우 낮았지만 32일 이후에는 86%의 TOC 제거율을 나타내었으며, TKN의 제거율은 유입부하가 증가함에도 불구하고 27일 이후에 71%의 제거율로 유지되었다. 순산소 생물막공법은 초기 건설비인 순산소 발생장치 (PSA)와 미디어 설치비가 소요되기 때문에 장기폭기법에 비하여 약 2.9배 정도 높았다. 이에 반해서 순산소 생물막공법은 극히 적은 잉여슬러지 발생량과 슬러지의 재순환의 불필요, 낮은 에너지 소요량 등의 많은 장점들로 인하여 운전비와 유지비가 약 2.5배 정도 장기폭기법 보다 적었다. 그러므로 장기적인 측면에서 보면 순산소 생물막공법이 높은 처리효율을 가지면서도 장기폭기법보다 경제적인 것으로 생각된다.

주제어 : 혐기/호기-순산소 생물막 공정, 경제성 분석, 산업폐수, 순산소 발생장치 (PSA)

1. 서 론

순산소공정 도입 초기에 공법 자체의 우수성은 인정되었으나, 공기를 액화시켜 비등점의 차이에 의해 공기중의 산소를 분리하는 단열팽창의 원리를 이용하기 때문에 산소의 제조 비용이 높아 널리 보급되지는 못하였다. 그러나 '60년대에 접어들면서 심냉 공기분리법 (Cryogenic Oxygen Generator)에 의한 산소제조법 대신 흡착제 (Molecular Sieve)인 Zeolite의 선택적 흡착 성능차이를 이용한 PSA (Pressure Swing Adsorption: 압력교대흡착법)개발로 공기중의 산소 생산비가 절감되었다. 즉 비교적 값이 싼 산소 제조장치인 PSA는 대기중의 공기를 흡착탑에 통과시켜 90~95% 순도의 산소를 안정적으로 제조함으로써 초기 순산소 제조장치였던 심냉공기분리법에 비해 경제성과 안전성에서 우위적인 자리를 차지하게 되었다. 따라서 근래에 순산소를 이용한 수처리공정 개발의 연구가 다시 활기를 띠게 되었다.¹⁾

실험실 규모의 연구와 실제 규모의 공정운전을 통하여 순산소공정은 기존 공기폭기법에 비해 폭기조 내에 고농도의 미생물을 유지시킬 수 있고, 폭기장치로부터 액상내의 산소전달 속도가 높기 때문에 유입수의 유기물부하 변동이 심한 경우에 대해서도 산

소전달의 한계없이 안정한 처리효율을 얻을 수 있다. 또한 슬러지의 응집 및 침전성이 우수하여 잉여 슬러지 발생량을 공기로 폭기하는 경우보다 10~20% 정도 감소시킴으로써 슬러지 처분에 소요되는 2차 비용을 절감할 수 있는 등 많은 장점을 가지고 있다.^{2,3)} 그러므로 많은 연구자들에 의해 순산소를 이용한 유기물 및 영양염류 제거공정에 관한 연구가 다수 수행되고 있다. 그 예로써 Haug 등⁴⁾은 용존산소농도의 증가에 따른 질산화율의 증가에 대한 연구를 통해 순산소를 제공할 경우 보다 높은 질소제거 효율과 순산소 제조 공정의 경제적 우위성을 주장하였다. Pastorelli 등도 높은 암모니아 부하와 낮은 온도 조건에서 용존산소농도가 질산화율을 제어한다고 주장하였다.

생물막법은 부유상태의 미생물법과는 달리 미생물학적 특성 (Microconsortia 형성) 때문에 수량, pH, 온도 등의 조건변화에 대한 내성범위가 넓고 미생물 및 효소활성이 높다. 또한 생물막내에 존재하는 원생동물과 유훈류, 미소빈모류 등과 같은 미소후생동물이 세균 및 다른 미소동물들을 포식해 증식함으로써 생물막의 과도한 성장을 제어하며, 생물막 내부에서의 내생호흡에 의한 자기산화율 증가로 인하여 잉여슬러지의 발생량이 적다는 등 많은 장점을 가지고 있다.^{5,6)} 하지만 생물막 공법을 이용하여

폐수중의 유기물 및 영양염류를 제거하기 위해서는 생물막의 적절한 두께 유지, 생물막내의 nitrifying bacteria의 활성화 증가, 기질의 율속단계 등 생물막의 효율을 증진시키는 여러 가지 인자들을 고려해야 한다. 특히 생물막내에 존재하는 nitrifying bacteria는 heterotrophs보다 산소이용 측면에서 경쟁력이 약하기 때문에 질산화 효율에 영향을 미칠 수 있다. Van Loosdrecht 등⁷⁾은 Bulk상에 용존산소농도가 낮으면 생물막내에 산소가 확산될 수 있는 깊이가 100~200 μm 정도이므로 생물막을 이용한 질산화의 제한요소가 될 수 있다고 보고하고 있다. 또한 Frumai 등⁸⁾도 생물막에 존재하는 미생물이 담체로부터 nitrifier, heterotrophs 순으로 생물막이 형성되므로 산소의 확산이 질산화 효율에 큰 영향을 미친다고 보고하고 있다. 그러므로 생물막 공법을 이용시 Bulk상에 산소의 농도를 증가시켜 산소농도 구배를 증가시킬 수 있는 순산소 이용이 절대적으로 필요한 것으로 사료된다.

근래 대부분의 하·폐수처리장에서 이용되고 있는 기존의 활성슬러지공법으로는 영양물질물 법적 규제치 이하의 처리뿐만 아니라 안정적인 유기물 처리가 매우 힘들다. 또한 우리 나라와 같이 작은 국토에서 하·폐수처리장의 건설시 부지문제가 큰 부담으로 대두되고 있다. 따라서 이러한 조건들을 극복하기 위하여 위에서 언급한 순산소의 장점과 생물막 공법의 장점을 살려 생물막 공정에 순산소를 이용하는 A/O POB(Pure Oxygen Biofilm) process를 실험실 규모로 제작했다. 질소 및 유기물의 동시 제거가 가능한 A/O POB process는 유입원수의 유기물을 수소공여체로 이용할 수 있는 질산화액 순환방식, 일명 혐기·호기조 (Anoxic/Aerobic reactor) 형식에 따랐다. A/O POB (Anoxic/Oxygenic Pure Oxygen Biofilm) process의 탈질조 (Anoxic reactor)는 수소공여체로서 유입원수 중의 유기물 이용이 가능하기 때문에 별도로 수소공여체를 첨가하는 약품이 필요없거나 그 양이 상당히 적고 호기성조 (Aerobic reactor)의 산화 반응에 의한 pH 저하는 탈질조의 탈질반응으로 알칼리도가 보충될 수 있다. 또한 각 반응조 매디아 (Media)에 부착되어 있는 미생물들의 응집능력을 향상시키고 적정 바이오 매스를 유지시킴으로써 침전조에서 고액분리가 적절하게 이루어져 처리수를 투명하게 배출한다. 끝으로

반응조의 내부에서 순환이 이루어지기 때문에 유입원수 회석효과, 탈질 효과, 미생물군과의 접촉빈도 향상효과 등으로 질화활성 및 질화효율이 높아 고도의 생물학적 질산화·탈질화를 기대할 수 있다.^{6,10)}

본 연구에서는 Anoxic reactor와 Aerobic reactor로 이루어진 A/O POB process를 이용하여 기존 합성폐수 실험에서 얻어진 최적 운전인자를 바탕으로¹¹⁾으로 실제 산업폐수의 일종인 맥주공장폐수와 석유화학공장폐수의 유기물 및 TKN의 제거를 타진하였다. 또한 부지면적을 줄임으로써 얻는 경제적인 이점을 순산소 사용과 매디아 사용 등으로 그 의미가 퇴색될 우려가 있어 최소한의 경제성 검토를 실시하였다.

2. 재료 및 실험방법

2.1. Respirometer 실험장치

본 실험에서는 미국의 Challenge Environment System (CES)사에서 제작된 AER-200 시스템을 사용하였다. 이 시스템은 미생물반응기, 유량측정셀, 데이터처리와 저장을 위한 컴퓨터 부분으로 구성되어 있다(Fig. 1). 밀폐된 반응기에서 미생물의 산화반응에 의해 산소가 소비된다. 따라서 반응기내에 일정한 분압을 유지하기 위해서 외부로부터 계속적인 산소 공급으로 일정한 크기의 방울이 유량측정셀을 통과하게 된다. 이때 셀에 부착되어 있는 감지부에서 전기적 신호를 받아 컴퓨터로 전달되고, 컴퓨터는 초기에 설정해준 시간간격으로 통과된 가스 방울의 수를 자동으로 저장하도록 되어 있다.

본 실험에서는 다른 물리적 조건 (교반강도 400 rpm, 온도 25°C 유지)들을 동일하게 유지하면서 반응조내의 용존산소농도를 변화시켜 주기 위해 질소와 산소의 혼합비 (산소 (%) : 질소 (%))의 부피비, 21 : 79, 50 : 50, 70 : 30, 100 : 0)를 다르게 하여 반응기내 기상부분의 산소분압을 변화시켜 주었다. 실험에 사용된 반응기는 총 부피가 700 mL이었고 반응액은 500 mL을 채워 기상이 차지하는 부피가 200 mL가 되도록 하였다. 한편 미생물이 유기물을 분해하는 과정에서 생성되는 이산화탄소를 흡수하

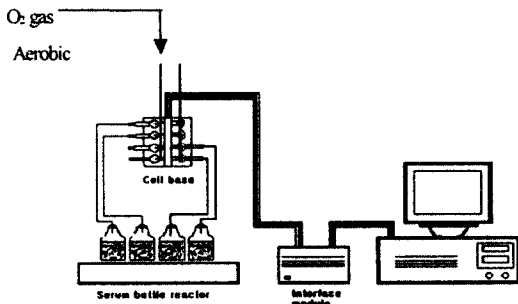


Fig. 1. Schematic diagram of AER-200 respirometer system.

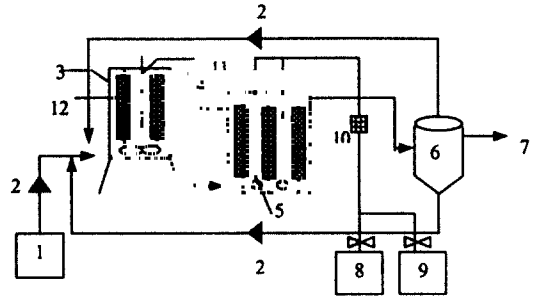
기 위해 50%의 KOH용액을 채운 유리 튜브를 반응기 상부에 설치하여 이산화탄소에 의한 방해 효과를 제거하였다.

2.2. A/O POB Process 실험장치

A/O POB system은 탈질과 유기물제거를 위한 Anoxic reactor와 탄소산화 및 질산화를 위한 Aerobic reactor 및 침전조로 구성되어 있다 (Fig. 2). 질산화 반응에 의해 다량의 질산성 질소를 함유한 Aerobic reactor의 유출수가 Anoxic reactor로 순환되어지고 Anoxic reactor에는 혼합기를 설치하여 유입수가 고르게 혼합되어 미생물막과의 접촉이 원활히 이루어지도록 하였다. 질소제거를 위한 내부반송 및 원수공급은 정량펌프를 이용하였다. 각 반응기는 투명한 아크릴로 제작하였으며, 내부에 여재를 고정시킬 수 있도록 지지대를 두었다.

2.3. A/O POB Process 운전조건 및 Feeding Solution

Anoxic reactor와 Aerobic reactor의 각 반응기 수리학적 체류시간 (HRT)은 각각 3.1와 6.9시간으로 전체 체류시간이 10시간이 되도록 하였으며, 총



- 1. Influent basin
- 2. Peristaltic pump
- 3. Anoxic reactor
- 4. Aerobic reactor
- 5. Air and pure oxygen diffuser
- 6. Settling basin
- 7. Effluent
- 8. Air compressor
- 9. PSA (Pure Oxygen Generator)
- 10. Gas flow meter
- 11. Mixer
- 12. Fibrous carrier (Filamentous media)

Fig. 2. Schematic diagram of the A/O POB process.

반응액의 부피는 54 L였고, 침전조의 용량은 8.9 L였다.

인공폐수 (탄소원으로 Glucose, 질소원으로 Ammonium sulfate)를 이용하여 내부순환을 변화와 용존 산소농도에 따른 질소 및 유기물 제거 성능실험의 결과¹¹⁾를 토대로 내부순환율을 1.5Q, Aerobic reactor의 용존산소농도를 10 mg O₂/L로 고정시키고 유입수의 유량을 5.4 L/hr로 하여 실패수인 맥주공장폐수와 석유화학공장폐수를 주입하여 유기물 및 질소 제거를 알아보았다.

Aerobic 반응기의 용존산소농도를 10 mg O₂/L로 운전하기 위해 Compressed air와 PSA (Pressure Swing Adsorption, AirSep Co., AS-12 model, USA) 산소발생장치에서 발생하는 순산소 (95%)를 혼합하여 사용하였고 반응조에 유입되는 공기유량은 동일한 폭기강도를 유지하기 위해 1.5 L/min으로 고정시켜 공급하였으며, heating and cooling system을 이용하여 반응조내의 온도를 20±1.5℃로 유지시켜 주었으며, pH 범위가 7.2~7.5가 되도록 일정하게 유지시켜 주었다.

유기물의 농도는 TOC Analyzer (Rosemount Analytical Inc.)를 이용하여 분석하였으며, pH, DO (Dissolved Oxygen)농도, 질소성분의 농도변화 (TKN, NH₃-N, NO₂⁻-N, NO₃⁻-N) 등은 Standard Methods⁹⁾에 준하여 측정하였다.

2.4. A/O POB Process에 사용된 Media

본 실험에 사용된 접촉여재로는 로프형 접촉재인 HYUSUNG BC^{PLAS}를 사용하였다. 로프형 접촉재로서 내심은 4 mm의 polypropylene 로프사로 이루어져 있으며, 내심을 중심으로 900테니아 42합사 나이론 BCF (Bulky Continuous Filamentous) 다섬사와 600테니아 4합사 나이론 모노사의 고리로 이루어져 있다. 직경은 40~45 mm이며 표면적은 1.0 m²/m 이상이다. 접촉여재는 각 반응기 내부에 여재 사이의 간격을 충분히 두어, 미생물막에 의한 막힘 현상이 일어나지 않도록 지지대인 strip에 설치하였고 Anoxic와 Aerobic reactor의 Packing ratio는 각각 21%와 22%이다.

3. 결과 및 고찰

3.1. Respirometer 실험

총괄산소전달계수 (overall oxygen transfer coefficient, K_La)를 구하기 위해 반응기 상부에 혼합 가스로 채운 후 Respirometer에 연결하여 산소의 용해속도를 측정하였다. 이때 사용한 반응액은 산소의 전달량을 높이기 위해 미리 Na₂SO₃를 첨가하여 반응액에 용존되어있던 산소를 제거함으로써 초기 용존산소농도가 거의 0이 되도록하고 4개의 반응기를 동시에 교반하면서 2분 간격으로 용해되는 산소량을 측정하였다.²⁾ 각각의 기상조건에 대해 시간에 따른 산소용해량 및 용해속도를 Fig. 3에 나타냈다. 반응기 내에서의 간접적인 용존산소는 최종 용존산소농도에서 매 분 동안 용해된 산소량을 뺀 값을 Fig. 3에 나타냈다. Fig. 3에 나타난 바와 같이 반응조 기상부분의 산소비율에 따라 용존산소농도를 약 4에서 25 mg/L 정도까지 변화시킬 수 있음을

알 수 있다.

기상과 액상 경계면에서 물질전달은 다음 식과 같다.

$$\frac{dc}{dt} = K_L a (C_s - C) \quad (1)$$

(1) 식을 적분하면,

$$\ln(C_s - C_t) = \ln(C_s - C_0) - K_L a \cdot t \quad (2)$$

여기서, K_La = overall oxygen transfer coefficient (time⁻¹), C₀ = 시간 0에서 용존산소농도 (mg/L), C_t = 시간 t에서의 용존산소농도 (mg/L), C_s = 포화 용존산소농도 (mg/L), t = Time (min.)을 나타낸다. Fig. 3에 나타난 바와 같이 ln(C_s-C₀) 대 시간(t)와의 관계식으로부터 기울기 값인 총괄산소전달계수 (K_La)를 구할 수 있는데, 네 가지 조합의 공기배합 기상조건에서 모두 기울기가 약 0.11 min⁻¹로써 거의 동일하게 나타나 산소전달시 외부조건이 모두 동일함을 알 수 있다.

기상에서 산소분압의 변화가 Nitrifying bacteria의 OUR (Oxygen Uptake Rate)를 얼마나 변화시킬 수 있는지 알아보기 위해 4개월 동안 배양시켜온 Nitrifying bacteria에 대해 Respirometer를 이용해 상기실험 조건에서 측정하였다. Fig. 4에서 알 수 있듯이, 다른 배합조건보다 산소와 질소 비율이 50 : 50인 배합조건에서 가장 좋은 결과를 나타내었으며 용존산소의 농도를 증가시킬 수 있는 산소와 질소 비율이 70 : 30, 100 : 0에서는 오히려 저해현상을 나타내고 있다. 이 결과로써 용존산소농도가 10 mg O₂/L (산소와 질소 비율, 50 : 50) 이상인 경우에는 오히려 Nitrifying bacteria에게 저해가 될 수 있다고 사료된다.

3.2. 실패수 적용 실험

3.2.1. 맥주공장폐수

광주광역시에 위치한 맥주공장의 원폐수 성상은 Table 1과 같으며 COD_{Cr} 기준으로 992 mg/L (274 TOC mg/L)이며 질소성분은 거의 검출되지 않았다. 본 실험에서는 이 폐수를 회석하여 순산소 생물막공법에 적용하였다.

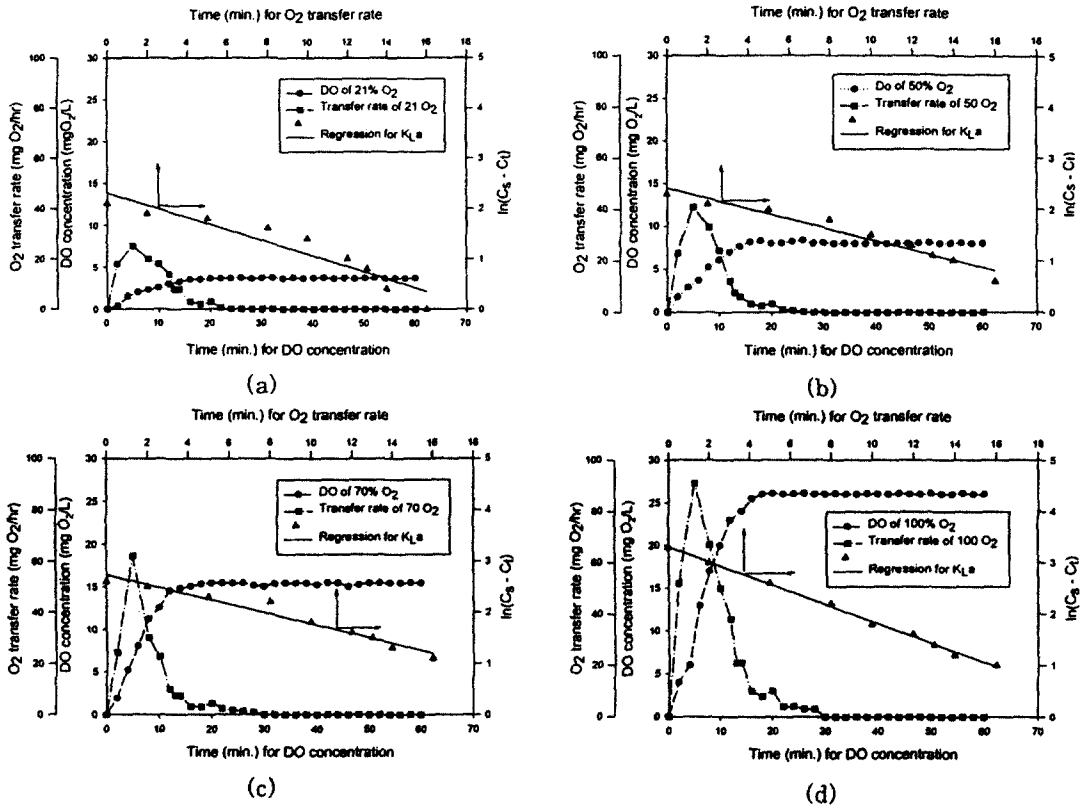


Fig. 3. Oxygen dissolution rate monitored using AER-200 respirometer and determination of DO concentration and overall oxygen transfer coefficient (K_{La}) with time according to the variations of oxygen partial pressure (oxygen gas : nitrogen gas (a) 21:79, (b) 50:50, (c) 70:30, and (d) 100:0).

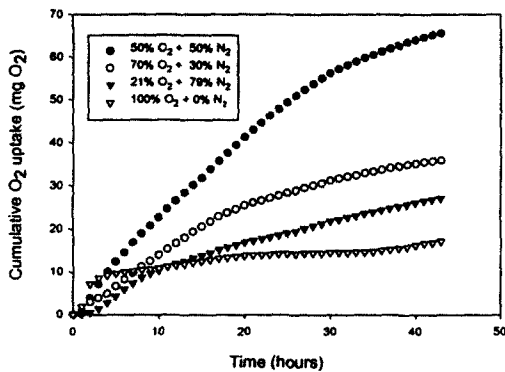


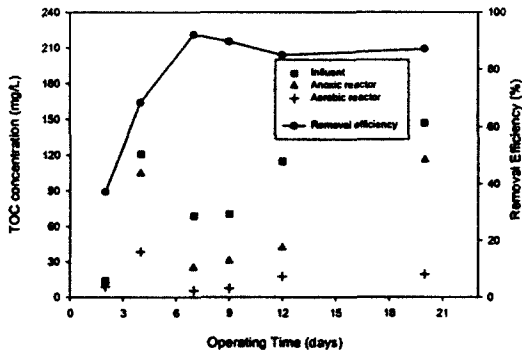
Fig. 4. The amount of cumulative oxygen uptake according to the changes of oxygen partial ratio.

맥주공장의 폐수를 적용하면서 각 반응조의 pH를 측정하여 본 결과 급격한 pH 저하 현상은 나타나지

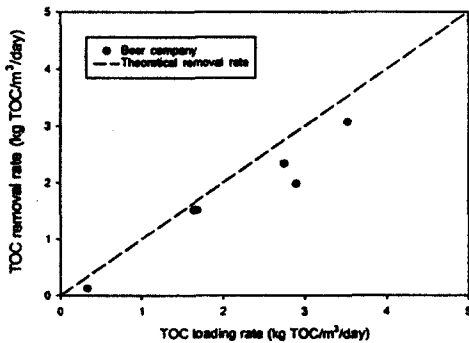
않았고 pH 6.5~8 범위를 나타내었다. 반응 초기시 TOC 기준으로 약 70 mg/L 정도로 주입했을 때 처리효율이 안정적이어서 TOC를 약 150 mg/L (COD기준: 약 500 mg/L)까지 올려 보았다. Table 1에 나타난 바와 같이, 원폐수에서 질소성분이 거의 측정되지 않아서 TKN등의 측정항목은 제외시켰다. 하지만, 원폐수에 영양염류의 부족으로 유기물 제거 효율에 대하여 우려했으나, 실패수의 실험에 앞서 고농도 영양염류가 함유된 인공폐수 실험¹¹⁾으로 인한 막내의 영양염류의 잔류량, 회석수에 존재할 수 있는 영양염류, cell lysis를 통한 단백질의 분해 등의 여러 가지 가능성을 통해 미생물에게 필요한 최소 영양염류 공급이 일어났던 것으로 사료된다. 그러므로, 비교적 빨리 생물막 내의 미생물이 맥주공장폐수에 순화되어서 유기물의 처리효율이 평균 92% 정도의 우수한 처리효율을 보여준 것으로 사료

Table 1. Analysis of chemical properties for wastewater generated from beer industry and petrochemical company

	pH	COD (mg/L)	TOC (mg/L)	TKN (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)
Beer industry	6.8~7.4	992±20	274.6±5	0.7±0.1	0.3±0.1	N.D.	N.D.
Petrochemical Company	9±0.5	4703±15	2228±5	439.6±8	0.551±0.1	N.D.	N.D.



(a)



(b)

Fig. 5. (a) The variation of TOC concentration in each reactor and TOC removal efficiency, (b) TOC removal rate vs. TOC loading rate.

된다. Fig. 5에서 알 수 있듯이 순산소 생물막공법의 맥주공장의 폐수 적용은 처리효율이 뛰어나다는 것을 알 수 있고 순산소 생물막공법을 맥주공장들의 폐수처리에 이용한다면 아주 우수한 처리결과를 가져다 줄 것으로 사료된다.

3.2.2. 석유화학 공장폐수

특성 및 난분해성의 대표적 폐수로 석유화학공장

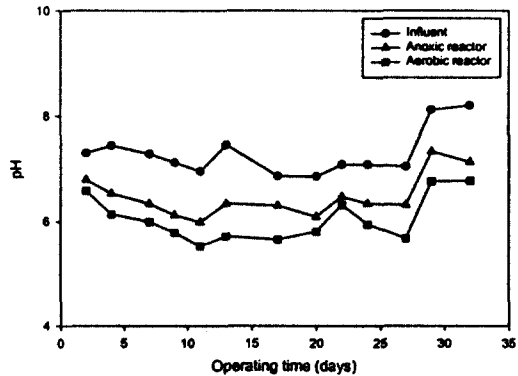
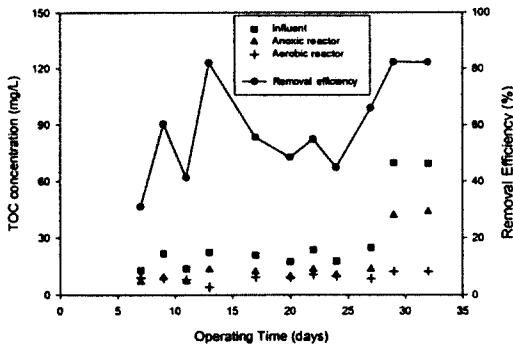


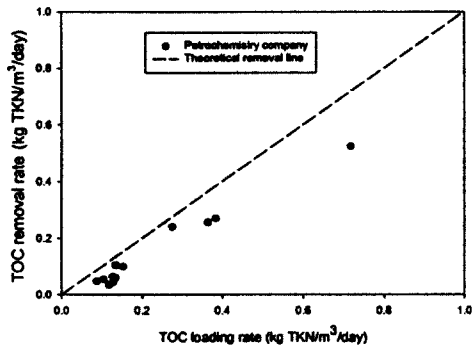
Fig. 6. pH variation during the operating days.

의 원폐수를 회석하여 순산소 생물막공법에 적용하였다. 이 석유화학공장의 원폐수 성상은 Table 1에서 보는 바와 같이 pH는 8.5~9 정도이고 TOC는 약 2200 mg/L (COD기준: 4700 mg/L)로 아주 고농도였고 TKN은 440 mg/L으로 나왔으나 NH₃-N은 1 이하로 질소성분의 대부분이 organic-N으로 존재하고 있으며, nitrite(NO₂-N)와 nitrate(NO₃-N)는 검출되지 않았다. 'L' 석유화학공장의 원폐수를 적용하면서 각 반응조의 pH를 측정하여 본 결과 Fig. 6에서 보는 바와 같이 맥주공장의 폐수와는 달리 질산화로 인한 pH 저하 현상이 운전 약 7일부터 나타났으며 최저 pH 5.2까지 저하되어 pH 저하를 막기 위하여 운전 29일째부터 NaHCO₃를 10 g/100 L 농도로 주입하였다.

Fig. 7에서 보는 바와 같이 석유화학폐수의 TOC 처리효율은 약 52%로 낮은 수준을 보여주고 있으나 운전기간 27일째 제거율이 64%, 29일째 84%로 점차 TOC 처리효율이 회복되어 가고 있음을 알 수 있다. 운전 32, 38, 40일째는 86% 정도의 TOC 제거율을 보이며 제거율 약 85%에서 안정적인 처리효율을 보여주고 있다. 이는 석유화학폐수에 난분해성 물질이 많아 미생물이 석유화학폐수에 적응하는데

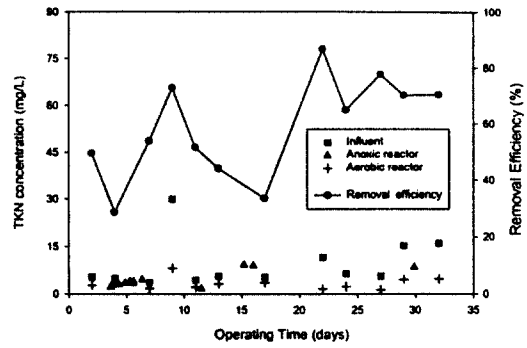


(a)

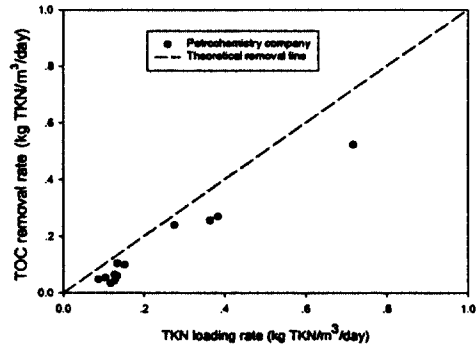


(b)

Fig. 7. TOC concentrations in each reactor and TOC removal efficiency (a), TOC removal rate vs. TOC loading rate (b).



(a)



(b)

Fig. 8. TKN concentrations in each reactor and TKN removal rate (a), TKN removal rate vs. TKN loading rate (b).

많은 기간이 소요되었다고 보여진다.

Fig. 8은 운전 기간별 TKN 농도변화를 보여주고 있는데 TKN은 Fig. 8에서 보는 바와 같이 TOC의 경향과 마찬가지로 운전 27일째부터 급격히 제거효율이 평균 71% 정도로 측정되어졌다. 이는 시간의 경과에 따른 미생물의 순화 및 NaHCO_3 를 주입하여 pH를 미생물 운전에 적합한 pH 6.5~8로 조정하였기 때문에 TKN의 제거율이 상승한 것으로 생각된다. 또한 Fig. 5(b), 7(b), 8(b)에 A/O POB process의 TOC 및 TKN 부하율에 따른 TOC와 TKN의 제거율에 관한 관계를 나타냈고, 그림에 나타난 대각선은 이론적으로 100% 제거선을 표시한 것이다. 이 결과를 비교하면 석유화학폐수가 맥주공장 폐수보다 생물학적 처리에 어려움을 나타내고 있다. 하지만, 약 1달 정도의 미생물 순화기간을 필요로한 석유화학폐수가 순화된 이후에 A/O POB

process 적용시 정상적인 유기물 및 질소제거가 이루어질 것으로 사료된다.

3.3. 경제성 분석

Table 2는 A/O POB process와 장기폭기법의 경제성 비교를 나타내었다. 산정기준은 유입유량 200 m^3/d , 200 BOD mg/L, 200 SS mg/L, 50 $\text{NH}_3\text{-N}$ mg/L이며 처리수는 30 BOD mg/L, 30 SS mg/L, 0 $\text{NH}_3\text{-N}$ mg/L으로 하였다. A/O POB process 경우 순산소와 매디아를 사용하기 때문에 폭기조내 고농도의 미생물을 유지시킬 수 있다. 즉, 합성폐수를 이용한 A/O POB process의 실험결과에 의하면,¹¹⁾ packing ratio를 22.3%로 했을 때 18,000 mg/L정도의 MLSS가 고정되었다. 따라서 packing ratio를 11.2%로 가정하고 여기에 0.8을 곱해 MLVSS 값으로 하여 계산한 결과 폭기법에 비해 약

Table 2. Economical comparison between A/O-POB process and extended aeration process

Item	A/O-POB process	Extended aeration process	Remark
Construction cost for aeration tank	Volume (V) $0.1\text{kgBOD/kgMLSS day} = \frac{200\text{mg/L} \times 200\text{m}^3/\text{d}}{7200\text{mg/L} \times V}$ $V = 56\text{m}^3$	$0.1\text{kgBOD/kgMLSS day} = \frac{200\text{mg/L} \times 200\text{m}^3/\text{d}}{4000\text{mg/L} \times V}$ $V = 100\text{m}^3$	F/M = 0.1
	Construction cost (won) $200,000/\text{m}^3 \times 40\text{m}^3 = 11,200,000$	$200,000/\text{m}^3 \times 100\text{m}^3 = 20,000,000$	200,000/m ³ (V)
	Media cost (won) $4,423 \text{ (m)} \times 1,700/\text{m} = 7,519,100$	-	1,700/media(m) Packing ratio = 11.2%
	PSA cost 50,000,000	-	
	Air Blower cost -	3,400,000	Return sludge = 50%
	Subtotal cost (won) 68,719,100	23,400,000	
	% 293	100	
Maintenance (1month)	Amount of sludge generation $0.0068\text{kg/mgBOD} \times 200\text{m}^3/\text{day} \times (200-30)\text{g/m}^3 \times 10^{-3} \times 30\text{day/month} = 6.94\text{kg/month (dry)}$ $6.94 \times 100 / (100-98) \times 10^{-3} = 0.35\text{m}^3/\text{month (wet)}$	$0.5\text{kg/mgBOD} \times 200\text{m}^3/\text{day} \times (200-30)\text{g/m}^3 \times 10^{-3} \times 30\text{day/month} = 510\text{kg/month (dry)}$ $510 \times 100 / (100-98) \times 10^{-3} = 25.5\text{m}^3/\text{month (wet)}$	
	Sludge disposal cost $20,000/\text{m}^3 \times 0.35\text{m}^3/\text{month} = 7,000/\text{month}$	$20,000/\text{m}^3 \times 25.5\text{m}^3/\text{month} = 510,000/\text{month}$	20,000/m ³
	Payment 400,000	400,000	
	Electronic power cost (won) $140.8\text{kwh/day} \times 30\text{day/month} = 4,224\text{kwh/month}$	$15\text{kwh/hr} \times 24 \times 30\text{day/month} = 10,800\text{kwh/month (Air blower)}$ $0.75\text{kwh/hr} \times 24 \times 30\text{day/month} = 540\text{kwh/month (Return pump)}$	
	Usage cost (summer): $87.4/\text{kwh} \times 4,224\text{kwh/month} = 369,177/\text{month}$ Usage cost + Based cost + VAT(10%) $= 412,034/\text{month}$	Usage cost (summer): $87.4/\text{kwh} \times 11,340\text{kwh/month} = 991,116/\text{month}$ Usage cost + Based cost + VAT(10%) $= 1,096,167/\text{month}$	Based cost = 5,400
	Subtotal cost (won) 819,034/month	2,006,167/month	
	% 100	245	

1.8배 정도의 폭기조 용적을 줄일 수 있다. 하지만 매디아를 사용함으로써 그만큼의 시설비용이 장기 폭기법보다 더 들어간다. 산소요구량은 다음 공식 (3)에 의하여 A/O POB process와 장기폭기법에 대하여 계산하였다. 순산소를 사용했을 경우 산소

전달계수는 30%. Air Blower로 공급했을시 8%로 하였다. 그 결과 A/O POB process는 산소 요구량이 52 kg O₂/day로 계산되며 요구되는 용량 PSA의 대략적인 가격은 50,000,000원이다. Air blower의 경우 산소 소모량은 6708 kg Air/day이다.

$$\begin{aligned} \text{산소 소요량} = \\ \text{kg.O}_2/\text{d} = \frac{Q(S_0 - S) \times (10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{f} \\ 1.42P_x + 4.57Q(N_0 - N) \times (10^3 \text{ g/kg})^{-1} \end{aligned} \quad (3)$$

여기서, P_x = 잉여슬러지 양 (kg/d), Q = 유량 (m^3/d), N_0 = 유입수의 TKN농도 (mg N/L), N = 유출수의 TKN농도 (mg N/L), S_0 = 유입수 기질농도 (mg/L), S = 유출수 기질농도 (mg/L)이다.

또한, 10년 기준 PSA의 감가상각비와 운영비를 계산하여 액체산소를 사서 쓸 경우와 비교한 결과 액체산소를 90원/kg으로 하여 계산하였을 때 PSA가 1.35배 정도 더 경제적임을 알 수 있다. 그러므로, PSA를 설치하는 경우에 대하여 경제성 분석을 하였다. Table 2에서 보는 바와 같이 유지비는 순산소 생물막공정의 경우 0.0068 kg/BOD kg로 슬러지 발생비율이 아주 적음으로 인하여 슬러지처리비가 장기폭기법 보다 상당히 적게 들어가고 PSA로 인한 동력사용량도 Air blower를 사용하였을 때보다 2.6배 정도 더 적게 소요된다. 폭기조관련 초기 건설비용은 PSA의 가격과 매디아의 설치로 인해 장기폭기법보다 2.9배 가량의 초기건설비용이 더 드나 순산소 생물막공정의 장점인 슬러지 발생량이 적고, 슬러지 반송이 필요없으며, 동력비가 Air blower를 사용하는 것보다 더 적게 들기 때문에 유지비에 있어서는 A/O POB process이 장기폭기법보다 2.5배 정도 덜 들어 장기적으로 볼 때는 순산소 생물막공정이 월등히 경제적임을 알 수 있고 처리효율면에 있어서는 만족할 만한 처리 결과를 가져다 줄 것으로 사료된다.

4. 결 론

내부순환율 1.5Q, Aerobic 반응조에서의 DO농도를 10 mg/L으로 고정한 A/O POB process에 산업폐수를 적용한 결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

- 1) Respirometer의 batch 실험을 통해 용존산소농도가 10 mg/L 이상인 경우에는 오히려 Nitrifying bacteria에게 저해가 될 수 있다고 사료되며 기존의 합성폐수 실험을 통해 얻은

최적의 A/O POB process의 용존산소농도와 동일하다.

- 2) 맥주공장의 폐수를 A/O POB process에 적용시 약 70 TOC mg/L에서 약 150 TOC mg/L (COD기준: 약 500mg/L) 범위까지의 농도변화에서는 비교적 빨리 생물막이 순화되어 평균 92% 정도의 우수한 처리효율을 보여주었다.
- 3) 석유화학폐수를 A/O POB process에 적용시 pH저하의 문제가 발생했으며 맥주공장의 폐수와는 달리 약 1달 정도의 미생물 순화기간을 필요로 하는 것으로 보이며 처리효율은 순화된 이후부터 TOC는 약 86%, TKN은 평균 71% 정도로 정상적인 유기물 및 TKN 제거가 이루어진 것으로 보인다.
- 4) 경제성 분석에 의하면, A/O POB process는 초기 건설비시 폭기조의 용적 감소로 낮으나 PSA의 초기 투자비와 매디아 설치비로 장기폭기법에 비해 2.9배 정도의 비용이 더 소요된다. 그러나 순산소 생물막공정의 장점인 슬러지 발생량이 적고, 슬러지 반송이 필요없고, 동력비가 Air blower를 사용하는 것보다 더 적게 든다. 그러므로, 유지비에 있어서는 A/O POB process가 장기폭기법보다 2.5배 정도 낮기 때문에 장기적으로 볼 때 A/O POB process가 월등히 경제적임을 알 수 있고 처리효율면에 있어서는 만족할 만한 결과를 가져다 줄 것으로 사료된다.

사 사

본 연구는 광주과학기술원 환경모니터링 신기술 연구센터를 통한 한국과학재단 우수연구센터 지원금에 의한 것입니다.

참 고 문 헌

1. Boon, A. G., Banks, N. and Hegemann, W., "Oxygen Activated Sludge System," in *Proceedings of series of presentations from*

- Britain and Europe under the auspices of the NATO CCMS Advanced Wastewater Treatment Committee*, pp. 206~237(1976).
2. Choi, J. H., Kim, Y. J. and Kim, I. S., "The effect of oxygen penetration into the floc on operating parameters of pure-oxygen activated sludge process," *Korea Society of Water Quality*, **13**(2), 183~190 (1997).
 3. Hammer, M. J., *Water and Wastewater Technology*, 2nd Ed., John Wiley & Sons, Canada(1986).
 4. Huag, R. T. and McCarty, P. L., "Nitrification with submerged filters," *WPCF*, **44**(11) (1972).
 5. B. Halling-Sørensen and S. E. Jørgensen, "The Removal of Nitrogen Compounds from Wastewater," *Studies in Environmental Science 54*, Elsevier, pp. 154~167(1993).
 6. Lee, C. W., Effect of Internal Recycle of Anaerobic/Aerobic Biofilm Process on Removal of Nitrogen and Organic Substances, *Dept. of Envir. Eng.*, Chung-Ang University, Korea(1995).
 7. Van Loosdrecht M. C. M., Tjihuis, L., Wijdieks, A. M. S., and Heijnen, J. J., "Population distribution in aerobic biofilms on small suspended particles," *Wat. Sci. Tech.*, **31**(1), 163~167(1995).
 8. Frumai, H. and Rittmann, B. E., "Interpretation of bacterial activities in nitrification filters by a biofilm model considering the kinetics of soluble microbial products," *Wat. Sci. Tech.*, **30**(11), 147~156(1994).
 9. APHA, AWWA and WEF, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 18th Ed., Washington, D. C.(1992).
 10. Wang, B., "Nitrogen removal by a submerged biofilm process with fibrous carriers," *Wat. Sci. Tech.*, **26**(9-11), 2039~2042(1992).
 11. Kim, M. Y. and Kim, I. S., "The effect of dissolved oxygen concentration and internal recycle ratio on the removal of nitrogen and organic compounds in Pure-Oxygen Biofilm (POB) process," *Journal of Korean Society of Environmental Engineers*, **21**(1), 119~130(1999).