

## 공기리프트 생물막 반응기에서의 폐수 질화 및 유기물 동시산화

†서 일 순 · 허 충 회  
건국대학교 화학공학과  
(접수 : 2001. 11. 9., 게재승인 : 2001. 12. 14.)

### The Simultaneous Nitrification and Organics Oxidation of Wastewater in Airlift Biofilm Reactors

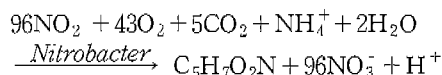
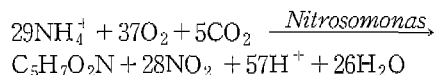
Il-Soon Suh† and Choong Hoi Heo  
Department of Chemical Engineering, Konkuk University  
(Received : 2001. 11. 9., Accepted : 2001. 12. 14.)

The effects of organic supplement (acetate) and dissolved oxygen concentration on the nitrification rate of wastewater were investigated in the 27.7 L pilot-scale airlift biofilm reactor with the granular activated carbon media of 0.613 mm diameter. The ammonium oxidation rate increased stepwise up to 5 kg N/m<sup>3</sup> · d at the riser air velocity of 0.063 m/s, when the air velocity and the ammonium loading rate were raised alternately. The nitrite build-up was observed during the early stage of the biofilm formation, which disappeared after the reactor operation of 128 days. As increasing the organic loading rate, the organic oxidation rate increased up to 25.0 kg COD/m<sup>3</sup> · d with the removal efficiency of 94% but the oxidation rates of ammonium and nitrite decreased. The oxidation rates of ammonium and nitrite increased with the dissolved oxygen concentrations. When the pure oxygen was sparged, the ammonium oxidation rate was almost five times higher than that with air at the same velocity.

**Key Words** : nitrification, airlift biofilm reactor, organic oxidation, ammonium oxidation, nitrite oxidation, dissolved oxygen, nitrite build-up

#### 서 론

폐수 중의 유기성 질소는 미생물에 의한 분해나 가수분해에 의해 암모니아성 질소로 변하고(암모니아화), 암모니아성 질소는 독립영양균주에 의해 산화되어 아질산성 질소를 거쳐 질산성 질소로 변환한다(질화). 암모니아 및 아질산 이온은 에너지 생성을 위한 호흡과정에서 전자주게로 작용하며 이때 전자받게로 산소를 사용한다.



질화단계에서 생성된 질산성질소는 종속영양균주에 의해 다시 아질산성 질소를 거쳐 최종적으로 가스상태의 질소분자로 변하여 폐수로부터 제거된다(탈질화). 이때 질산 및 아질산 이온은 비산소 호흡과정에서 전자주게로 작용하며 메탄올, 에탄올, 초산 및 포도당과 같은 유기물은 전자받게로 이용된다.

질화균주의 낮은 성장속도 때문에 활성슬러지 질화공정에서 회석물은 반응기로부터 균체 세출을 막기 위하여 낮게 유지되어야 한다. 비교적 큰 유입수 유량은 큰 생물반응기를 요구한다. 생물막 형태의 담체표면 균체 고정화방법은 회석물을 질화 균주의 최대 비성장속도 이상으로 확장하는데 이용될 수 있다. 공기리프트 반응기는 공기가 주입되는 상승관에서의 기체 체유량이 하강관에서의 기체 체유량보다 높은 값을 나타내어 상승관과 하강관 사이에 빠른 유체순환을 유발하여 생물입자를 반응기 내에 고루 분포시킬 수 있으며, 높은 기액 물질전달속도와 좋은 혼합특성을 보여 생물화학 반응의 반응기로서 생물공학분야에서 적용범위를 넓히고 있다(1). 생물막 반응기는 반응기 내 균체농도를 높게 유지하며, 작은 크기(직경 0.30 mm)의 담체를 사용하는 공기리프트 생물막 반응기는 액-고 물질전달속도를 결정하는 생물입자 비표면적을 높게 유지할 수 있어 높은 반응속도를 나타내어 공간수요와 초기투자비를 상당히 줄일 수 있는 장점이 있다(2).

†Corresponding Author : Department of Chemical Engineering,  
Konkuk University, Seoul 143-701, Korea  
Tel : +82-2-450-3509, Fax : +82-2-454-0428  
E-mail : issuh@konkuk.ac.kr

생물막 반응기에서의 폐수 질화에 있어서 용존산소 농도는 생물막의 질화성능을 결정하는 가장 중요한 인자중 하나이다 (3). 액상 용존산소 농도는 생물막에서의 산소 침투깊이를 결정하여 생물막에 존재하는 호기성 독립영양균주인 질화균의 활성도에 영향을 미친다. 산업폐수 및 생활폐수 중에 일반적으로 존재하는 유기물은 생물막에 유기물 산화에 관계하는 호기성 종속영양균주의 형성 및 증식을 유발한다. 따라서 생물막에서 공통영양분인 산소에 대해 독립영양균주와 종속영양균주 사이에 균의 증식을 매개로 하여 서로 경쟁한다. 질화에 관계하는 독립영양균주(약  $0.08 \text{ h}^{-1}$  at  $30^\circ\text{C}$ )는 유기물 산화와 관계하는 종속영양균주(약  $0.3\text{-}0.5 \text{ h}^{-1}$  at  $30^\circ\text{C}$ )에 비해 낮은 성장속도를 나타내므로 낮은 용존산소농도와 높은 유기물농도의 조건하에서 생물막으로부터 회석 또는 세출되어 생물막 반응기의 질화성능은 저하된다(4-6). van Benthum 등(7)은 공기리프트 생물막 반응기에서의 질화 및 유기물 동시산화에서 수리학적 체류시간을 조절함으로써 높은 성장속도를 나타내는 종속영양균주는 반응기 액상의 부유균체로 성장시키고 낮은 성장속도를 나타내는 질화균주는 생물막 균체로 성장시킴으로서 생물막 안쪽에 주로 존재하는 질화균주에 작용하는 생물막 표면쪽에 주로 존재하는 종속영양균주에 의한 용존산소 물질확산저항을 감소시킬 수 있다고 제안하였다. 그러나 이와 같은 반응기 운전조건하에서 반응기 액상 종속영양 부유균체는 용존산소에 대하여 물질확산 저항을 받지 않고 산소를 소모할 수 있어 반응기 액상 용존산소 농도를 감소시킬 수 있으며, 낮은 반응기 액상 용존산소 농도는 산소의 생물막 침투깊이를 감소시켜 생물막 질화균체에 의한 질화 용량을 저하시킬 수 있다. 반면에, Cheng과 Chen(8)은 질화 생물막 반응기의 유입수에 유기물을 첨가하여 암모니움을 아질산까지만 부분적으로 산화시키어 질화단계에서의 산소요구량을 줄일 수 있으며 탈질화에서 질산이 아질산으로 전환되는 단계를 생략함으로써 전자주계로서의 유기물 요구량을 동시에 줄일 수 있다고 하였다.

본 연구에서는 용존산소에 대한 반응기 액상 부유 유기물 산화 종속영양균주와 생물막 질화 독립영양균주 사이의 경쟁이 폐수 질화에 미치는 영향을 고찰하기 위하여 활성탄 담체를 이용한 공기리프트 생물막 반응기에서의 유기물 부하율이 암모니움 및 아질산 산화속도와 아질산 축적에 미치는 영향을 관찰하였다. 유기물 부하를 변화가 생물막 두께에 미치는 영향도 관찰하여 생물막 내 유기물 산화 균주에 의한 질화 균주에 대한 물질확산 저항의 영향도 함께 고찰하였다. 순산소와 공기 혼합기체를 반응기에 주입하여 용존산소 반응기 액상 농도의 넓은 범위에서의 변화가 암모니움 및 아질산 산화속도에 미치는 영향도 조사하여 순수 질화 생물막 내에 존재하는 용존산소 물질확산에 대한 저항도 고찰하였다.

**재료 및 방법**

**반응기**

본 연구에서 사용된 공기리프트 생물막 반응기를 Figure 1에 나타내었다. 반응기 전체부피 27.7 L의 ABR-I과 4.5 L의 ABR-II를 사용하였다(Table 1). 반응기는 공기 스파저, 동심축 내관 및 반응기 상부 기-액-고 삼상 분리기로 구성되었으

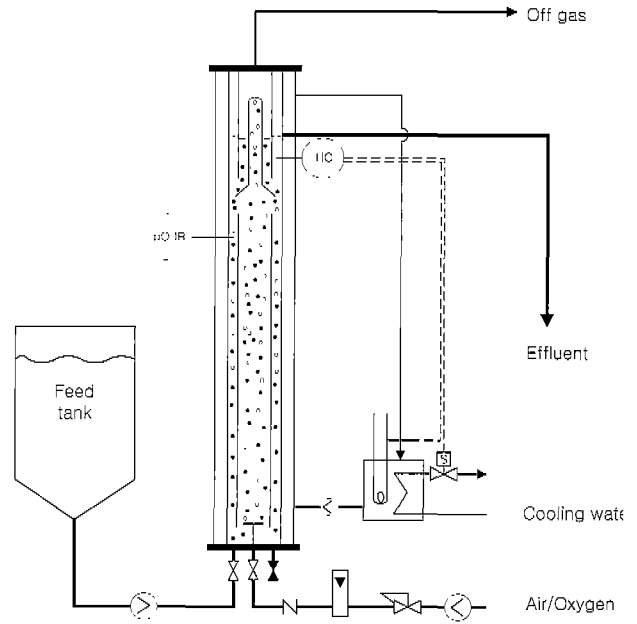


Figure 1. Airlift biofilm reactor.

Table 1. Dimensions of the airlift biofilm reactors

Reactor	ABR-I	ABR-II
Diameter [m]	0.14	0.08
Height [m]	1.8	0.9
Draft-tube		
Diameter [m]	0.10	0.054
Height [m]	1.0	0.6
Total volume [L]	27.7	4.5
Working volume [L]	21.2	3.6

며, 공기를 내관에 분사함으로써 내관이 상승관으로 작동하게 하였다. 반응기 외벽에 물 재킷을 설치하여 온도를 조절하였다. 반응기 내 용존산소농도는 산소전극(CellOx 325, WTW)을 사용하여 측정하였다.

**기질**

일정한 암모니움 부하속도를 유지하기 위하여 마그네슘, 몰리브덴, 칼슘, 구리 및 철 등의 미량영양분을 함유한 농축 합성폐수( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ; 2.513 g/L,  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ; 1.984 g/L,  $\text{NaHCO}_3$ ; 6.414 g/L)를 수돗물로 희석하여 반응기에 연동펌프(Model 302s, Watson Marlow)로 공급하였다(6). 유기물로 초산나트륨을 사용하여 첨가하였다.

**미생물 순응 및 식종**

서울시 중앙천 중말처리장에서 활성슬러지를 채취하여 부유물질을 침전시켜 제거한 후 반응기에 기질 및 활성탄 담체와 함께 주입하여 미생물의 순응 및 담체 표면의 균체 부착을 위하여 14일간 회분식으로 반응기를 운전하였다. 이때 담체표면에 질화균주의 부착을 쉽게 하기 위하여 글루코오스 수용액을 간헐적으로 주입하여 세포의 다양류를 분비하는 종속영양균주의 담체표면의 부착 및 증식도 함께 유도하였다(8).

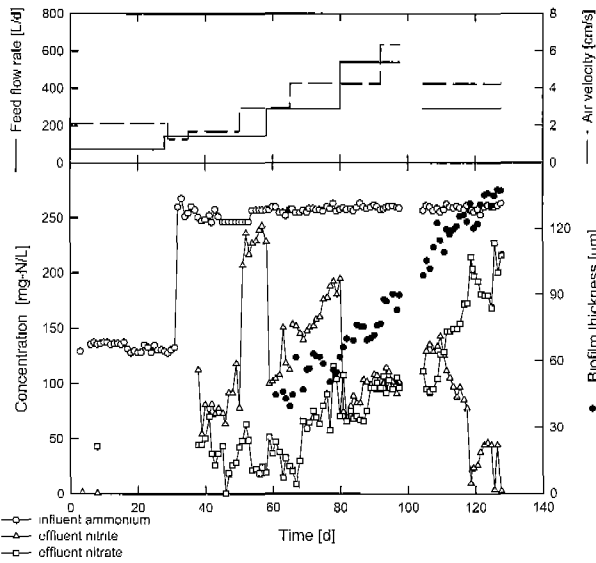


Figure 2. Biofilm formation of nitrifying bacteria in the airlift biofilm reactor ABR-I at 30°C.

암모니움성, 아질산성 및 질산성 질소농도와 COD 농도

반응기 유출수의 암모니움, 질산 및 아질산이온 농도와 화학적 산소요구량 COD 농도는 시료 중 부유물질을 필터로 제거한 후 측정하였다. 암모니움성, 질산성 및 아질산성 질소 농도는 분광광도계(DR 2000, Hach)를 이용하여 측정하였다(9). 암모니움 농도는 네슬러법으로, 질산성 및 아질산성 질소의 전체농도는 카드뮴 환원법으로 각각 측정하였으며, 아질산성 질소 농도는 ferrous sulfate 방법을 이용하여 분석하였다. COD 농도는 dichromate reflux 방법으로 측정하였으며, 이때 아질산 산화불 막기 위하여 sulfamic acid를 첨가하였다(10).

생물막의 두께 및 균체량

생물막 두께는 생물현미경(RM-TH-10, Meiji)의 마이크로메타를 이용하여 각 생물입자의 최대 및 최소직경을 측정하여 평균직경을 산출하여 측정하였다. 최소 50개 이상의 입자를 채취하여 대표평균입자직경은 산출하였다. 생물입자 생물막으로 존재하는 균체량은 생물입자와 생물입자에서 생물막을 4 M 수산화나트륨 수용액으로 제거하여 얻은 담체를 각각 80°C에서 48 시간 동안 건조시킨 후 건조중량을 측정함으로써 산출하였다.

결과 및 고찰

질화균주 생물막 형성

직경 0.613 mm 활성탄 입자 600 g을 담체로 사용하여 공기리프트 반응기 ABR-I에서 생물막을 형성시켰다. 생물막 두께 변화과정과 질화과정은 Figure 2에 나타내었다. 반응기 온도는 30°C에서 유지하였으며, 생물막 두께가 증가함에 따라 공기유속과 암모니움 부하율을 교대로 증가시켰다. 암모니움 부하율은 주로 유입수 유량을 변화시킴으로써 증가시켰다. 생물막 형성 및 증식을 가속시키기 위하여 질화균주의 최대 비성장속도의 역수 (12 h at 30°C) 보다 작은 0.94-7.07시간의 수리학적 체류시간을 적용하였다. 반응기 운전 130일 후에

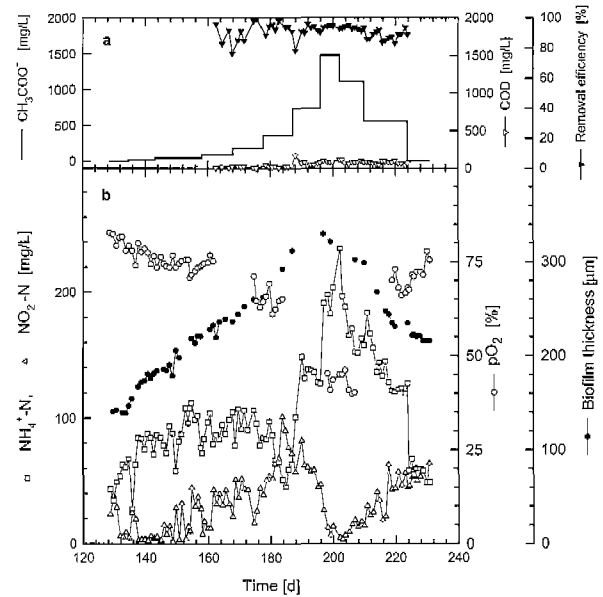


Figure 3. (a) Variation of the influent acetate and the effluent COD concentration and (b) the effects of the acetate loading on the nitrification in the airlift biofilm reactor ABR-I at 20°C.

담체 표면에 거의 일정한 두께(140 μm)의 생물막이 고루 형성되었다(11). Heijnen 등(12)은 작은 직경(0.2-0.3 mm)의 거친 표면특성을 나타내는 담체(basalt)가 담체 표면 주위의 고른 생물막 형성에 유리하다고 하였다. 본 연구에서 사용한 활성탄 담체와 비슷한 밀도(1450 kg/m<sup>3</sup>)를 갖는 anthracite 담체는 비교적 큰 직경(0.4-1.0 mm)을 가질 경우 표면에 생물막이 거의 형성되지 않았다고 하였다. 반면에, 본 실험실에서는 유동층 생물막 반응기를 이용한 탈질화에서 비교적 큰 직경을 나타내는 활성탄 담체가 직경이 작은 모래 담체에 비하여 생물막 형성 및 증식에 유리함을 또한 관찰할 수 있었다(13).

암모니움 산화속도는 공기유속 및 유입수 유량을 증가시킴에 따라 단계적으로 증가하여 6.3 cm/s의 상승관 기준 공기공급속도와 540 L/d의 유입수 유량 및 260 mg/L의 유입수 암모니움성 질소 농도를 사용한 운전조건에서 5 kg N/m<sup>3</sup>·d의 암모니움 산화속도를 보였다. 아질산 산화속도는 반응기 운전 105일까지 암모니움 산화속도의 20%에서 40%의 낮은 값을 보이다 105일에서 128일까지의 반응기 운전 후기에 1.36 kg N/m<sup>3</sup>·d에서 3.46 kg N/m<sup>3</sup>·d로 급격히 증가하였다.

유기물의 영향

유기물 부하율이 공기리프트 생물막 반응기에서의 질화에 미치는 영향을 ABR-I에서 관찰하였으며 Figure 3에 나타내었다. 온도는 20°C에서, 상승관 공기 공급속도는 4.2 cm/s에서, 그리고 유입수 유량 및 암모니움성 질소 농도는 290 L/d와 260 mg N/L에서 각각 유지하였다. 초산나트륨을 유기물로서 유입수에 첨가하였으며 유입수 초산농도를 23.1, 46.3, 92.5, 185, 370, 740, 1480 mg CH<sub>3</sub>COO/L까지 단계적 증가시킨 후 다시 유입수 유기물 농도를 1110, 553, 0 mg CH<sub>3</sub>COO/L까지 단계적으로 감소시켰다.

반응기 운전 128일에 온도를 30°C에서 20°C로 변화시킨 후, 유출수 암모니움농도는 증가하였으나 아질산농도는 계속 낮은

농도에서 유지되었다. 유입수 초산농도를 185 mg  $\text{CH}_3\text{COO}^-/\text{L}$ 까지의 낮은 범위에서 증가시킴에 따라 유출수 암모니움농도는 거의 일정한 값을 나타낸 반면에 아질산농도는 증가하였다. 553 mg  $\text{CH}_3\text{COO}^-/\text{L}$  이상의 유입수 초산농도에서 유기물 부하율을 증가시킴에 따라 유출수 암모니움농도는 상당히 증가하였고 아질산농도는 감소하였다. 많은 양의 종속영양균주 과잉 슬러지 생성이 관찰되었으며 반응기 액상 용존산소농도는 낮은 값을 보였다. 유입수 초산농도를 1480 mg  $\text{CH}_3\text{COO}^-/\text{L}$ 까지 최대로 증가시킨 후 감소시킴에 따라 유출수 암모니움 농도는 감소하고 아질산농도는 증가하였다. 반응기 운전 224 일 후에 순수 질화공정으로 다시 전환함에 따라 반응기 액상 용존산소 및 암모니움 농도는 유입수에 초산을 첨가하기 전에 보인 값으로 빠르게 거의 회복하였다. Cheng과 Chen(8)은 직경 1.3 mm 활성탄 입자를 담체( $28.9 \text{ kg/m}^3$  reactor)로 사용하여 내부순환관을 갖는 삼상유동층 반응기에서 수크로오스를 유기물로 사용하여 유기물 부하가 질화 미치는 영향을 관찰하였다. 유입수 유기물농도를 증가시킴에 따라 암모니움 산화속도는 거의 영향을 받지 않았고 아질산 산화속도는 감소하여 500 mg COD/500 mg  $\text{NH}_4^+-\text{N}$ 의 유입수 조건에서 산화된 암모니움 중 약 94%가 아질산으로 존재하는 반응기 내 아질산 축적이 일어났다고 보고하였다. 암모니움 부하율( $2.0 \text{ kg N/m}^3\text{d}$ )이 반응기 암모니움 산화능력에 비하여 낮은 값을 보였기 때문에 반응기 내 암모니움성 질소 농도는 유기물 부하율에 관계없이 계속 낮은 수준( $1.6\text{-}4.5 \text{ mg N/L}$ )에서 유지되었다. 따라서 암모니움은 생물입자의 생물막 내에서 용존산소 보다 덜 침투되어 암모니움 산화속도는 생물막 내 용존산소 농도분포에 영향을 미치는 유기물 산화에 거의 영향을 받지 않았고, 반면에 아질산은 높은 반응기 액상 아질산성 질소 농도( $138\text{-}457 \text{ mg N/L}$ ) 때문에 생물막에서 용존산소 보다 더 침투하여 유기물 산화에 의해 영향을 받은 것으로 생각된다. Garrido 등(14)은 직경 0.32 mm basalt 담체( $35 \text{ kg/m}^3$  reactor)를 사용한 공기리프트 생물막 반응기에서의 순수 질화공정에서 용존산소 농도가 감소함에 따라 아질산성 질소 농도가 증가하는 아질산 축적이 일어난다고 보고하였다. 그들도 반응기 질화 용량에 비해 비교적 작은 암모니움 부하율( $5 \text{ kg N/m}^3\text{d}$ )을 적용하여 용존산소 농도가 감소함에도 불구하고 암모니아는 계속 거의 모두 아질산으로 산화되어 아질산 생성속도는 감소하지 않았고 아질산 산화속도만 감소하여 반응기 내 아질산성 질소 농도가 증가한 것으로 생각된다. 반면에, 유입수 암모니움 부하율이 커서 반응기 액상 암모니움 농도가 높아 암모니움이 생물막 내에서 용존산소 보다 더 침투할 경우 반응기 액상 용존산소 농도가 감소함에 따라 암모니움 산화속도 즉 아질산 생성속도가 감소하여 아질산 농도가 감소할 수 있다(11).

유기물 부하율을 증가시킴에 따라 생물막 두께는 증가하였다.  $1610 \text{ mg COD/L}$ 의 최대 유기물 유입수 농도에서  $330 \mu\text{m}$ 의 최대 생물막 두께에 도달한 후 유기물 부하율이 감소함에 따라 생물막 두께는 감소하여 유기물 주입 중단 후에는  $215 \mu\text{m}$ 의 생물막 두께를 나타내었다. 이러한 경향은 주어진 유기물 부하율에서 생물막 전체 생성속도와 이탈속도에 의해 결정되는 정상상태 생물막 두께가 공기리프트 반응기에서 존재함을 의미한다. 그러나 유기물 주입 중단 후 순수 질화 조건

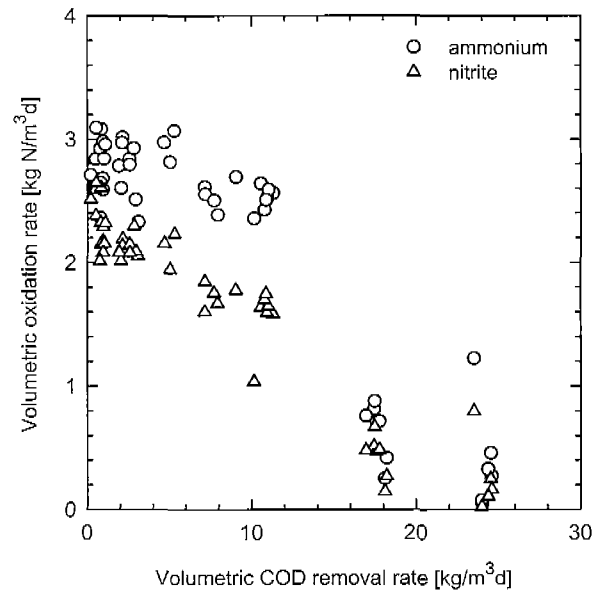


Figure 4. Variation of the ammonium and nitrite oxidation rates with the COD removal rates represented in Figure 3.

하의 최종 생물막 두께는 유기물 주입 전의 같은 암모니움 부하율 및 공기유속의 조건에서 보인 생물막 두께  $140 \mu\text{m}$ 보다 증가하였다. 따라서 본 연구에서는 주어진 반응기의 순수 질화 운전 조건에서는 정상상태 생물막 두께를 관찰할 수 없었다. 또한 유입수 유기물 농도 변화에 대한 생물막 두께 변화의 응답시간이 수리학적 체류시간에 대한 응답시간(약 15일)에 비해 상당히 짧았다(7).

Figure 4는 반응기 단위부피 당 암모니움 및 아질산 산화속도의 COD 제거속도 변화에 대한 응답 결과를 나타낸다. 유기물 부하율을 증가시킴에 따라 COD 제거속도는 증가하여  $26.6 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{d}$ 의 부하율에서  $25.0 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 의 제거속도를 보여 약 94%의 제거효율을 보였다. 반면에 COD 제거속도가 증가함에 따라 암모니움 및 아질산 산화속도는 감소하였다. 생물막에 함께 존재하는 유기물 산화균주와 질화균주 사이에 공통영양분인 산소를 경쟁적으로 섭취하고 유기물 산화균주의 성장속도가 질화균주의 성장속도보다 크기 때문에 유기물 부하율이 증가함에 따라 유기물 산화속도는 증가한 반면에 암모니움 및 아질산 산화속도는 감소한 것으로 생각된다. 특히 약  $11 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$  이상의 COD 제거속도에서 암모니움 및 아질산 산화속도는 COD 제거속도가 증가함에 따라 급격히 감소하였다. 종속영양균주의 최대 비성장속도에 비해 짧은 수리학적 체류시간( $1.75 \text{ h}$ )를 적용하였음에도 불구하고 높은 유기물 부하율 조건에서 많은 종속영양균주 과잉 슬러지가 반응기 액상에서 관찰되었다. 용존산소가 물질확산 저항을 적게 받는 반응기 액상 부유 유기물 산화 균체에 의해 많이 이용되어 물질확산 저항이 크게 작용하는 생물막에 주로 존재하는 질화균체에 의해 적게 사용된 것으로 생각된다(3). 이러한 결과는 종속영양균주의 반응기 액상 부유 생장이 생물입자 생물막에서의 독립영양균주 생장에 의한 질화에 유리하다는 제안과 일치하지 않는다(7). 본 연구에서 관찰된 유기물 최대산화속도  $25.0 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{d}$ 는 Heijnen 등(15)이 보고한 실험실, pilot 및 full scale의 공기리프트 생물막 반응

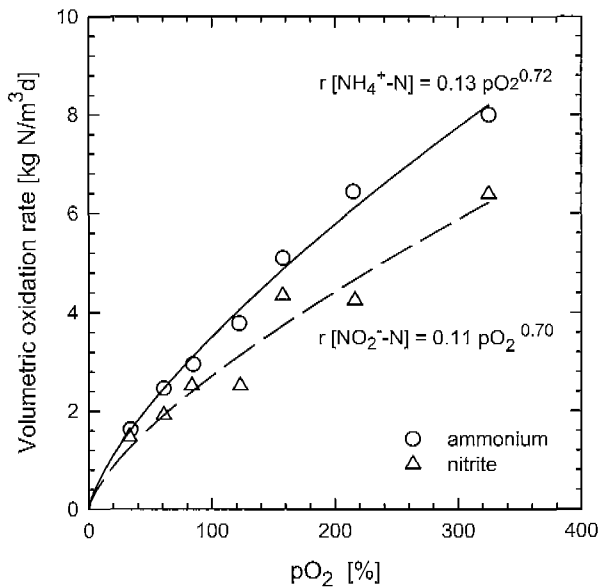


Figure 5. Short-term response of the volumetric oxidation rates of ammonium and nitrite to the change of dissolved oxygen concentrations in ABR-II with the mixture of air and pure oxygen.

기에서의 반응기 산화 능력 보다 약 2배 정도 높은 값이다.

**용존산소 농도의 영향**

용존산소 농도의 순수 질화공정에 미치는 영향은 공기리프트 반응기 ABR-II에서 관찰하였으며 Figure 5에 나타내었다. 생물입자는 Figure 3에 나타난 질화 및 유기물 동시산화공정 후기에 채취하여 사용하였으며 생물막 두께는 237 μm, 담체에 부착된 생물막으로 존재한 반응기 내 균체량은 26 kg/m³ 이었다. 온도는 20 °C에서 유지하였으며, 유입수 암모니움 질소 농도는 260 mg N/L이었고, 유입수 유량은 암모니움 부하율을 변화시키기 위하여 40 L/d에서 150 L/d까지의 범위에서 변화시켰다. 반응기 액상 용존산소 농도는 공기와 순산소의 혼합비를 변화시키면서 주입하여 조절하였다. 기체 유입 유량을 4 N L/min의 일정한 값에서 유지하여 반응기 내 기체 유속은 일정하게 유지되었다. 따라서 반응기 단위부피 당 기-액 산소전달계수 및 액-고 물질전달계수는 일정하였다고 생각할 수 있다. 암모니움 산화속도는 용존산소 농도를 증가 시킴에 따라 증가하였으며, 순산소를 사용할 경우 공기를 사용한 경우에 비하여 약 5배의 산화속도를 보였다. 아질산 산화속도도 용존산소 농도를 증가시킴에 따라 증가하였다. 아질산 산화균주도 생물막 전체에 걸쳐서 분포되었음을 의미한다. 반면에 Figure 2에 나타난 초기 순수 질화과정에서 형성된 생물입자는 용존산소 농도에 거의 영향을 받지 않는 아질산 산화속도를 보였다(11). 이는 아질산 산화균주가 생물막 표면 쪽에 주로 분포되어 있었다는 것을 의미한다. 암모니움 및 아질산 산화속도가 공기를 사용하는 조건에서 순산소를 사용하는 조건까지 용존산소 농도가 증가함에 따라 계속 증가하였다는 것은 생물막 내 산소물질확산에 대한 저항이 상당히 컸음을 또한 의미한다.

**요 약**

직경 0.613 mm 활성탄 입자를 생물입자 담체로 사용한 공기리프트 생물막 반응기를 폐수 질화에 적용하여 생물막을 형성시켰다. 공기유속과 암모니움 부하속도(유입수 유량)를 순차적으로 증가시켜서 반응기 운전 약 130일 만에 140 μm 두께의 생물막을 형성시켰다. 온도 30°C 및 상승관 공기유속 6.3 cm/s에서 5.0 kg N/m³·d의 암모니움 산화속도를 얻었다. 생물막 형성 초기에는 암모니움 산화 균주가 주로 형성되어 아질산 축적이 발생하였으며 아질산 산화 균주는 후기에 형성되어 암모니움이 질산으로 완전 산화되었다. 유기물 부하율을 증가시킴에 따라 COD 제거속도는 증가하여 26.6 kg COD/m³·d의 부하율에서 25.0 kg COD/m³·d의 제거속도를 보여 94%의 제거효율을 보였다. 반면에 COD 제거속도가 증가함에 따라 암모니움 및 아질산 산화속도는 감소하였다. 특히 약 11 kg/m³·d 이상의 COD 제거속도에서 많은 중속영양균주 파잉 슬러지가 반응기 액상에서 관찰되었으며 암모니움 및 아질산 산화속도는 COD 제거속도가 증가함에 따라 급격히 감소하였다. 용존산소가 물질확산 저항을 적게 받는 반응기 액상 부유 유기물 산화 균체에 의해 우선적으로 이용되어 반응기 액상 농도가 낮은 값을 보여서 물질확산 저항이 크게 작용하는 생물막에 주로 존재하는 질화균체에 의해 적게 사용된 것으로 생각된다. 이러한 결과는 중속영양균주의 반응기 액상 부유 생장이 생물입자 생물막에서의 독립영양균주 생장에 의한 질화에 유리하다는 제안과 일치하지 않는다. 용존산소 농도를 증가시킴에 따라 순수질화에서 암모니움 및 아질산 산화속도는 증가하였으며, 순산소를 사용할 경우 공기를 사용한 경우에 비하여 약 5배의 높은 암모니움 산화속도를 보였다.

**감 사**

본 연구는 한국학술진흥재단 1997년도 자유공모과제 학술 연구조성비(E00543)에 의해 수행되었으며 이에 감사드립니다.

**REFERENCES**

1. Siegel, M. H. and C. W. Robinson (1992), Applications of Airlift Gas-Liquid-Solid Reactors in Biotechnology, *Chem. Eng. Sci.*, **47**, 3215-3229.
2. Heijnen, S. J., A. Mulder, R. Weltevrede, P. H. Hols, and H. L. J. M. van Leeuwen (1990), Large-Scale Anaerobic/Aerobic Treatment of Complex Industrial Wastewater Using Immobilized Biomass in Fluidized Bed and Air-Lift Suspension Reactors, *Chem. Eng. Technol.*, **13**, 202-208.
3. Suh, I.-S. (2001), Modeling and Simulation of the Simultaneous Wastewater Nitrification and Organics Oxidation in Airlift Biofilm Reactors, *HWAHAK KONGHAK* **39**, 501-511.
4. Wanner, O. and P. Reichert (1996), Mathematical Modeling of Mixed-Culture Biofilms, *Biotechnol. Bioeng.*, **49**, 172-184.
5. Gonenc, E. and P. Harremoës (1990), Nitrification in Rotating Disc Systems-II. Criteria for Simultaneous Mineralization and Nitrification. *Wat. Res.*, **24**, 499-505.

6. Hem, L. J., B. Rusten, and H. Odgaard (1994), Nitrification in a Moving Bed Biofilm Reactor, *Wat. Res.* **28**, 1425-1433.
7. van Benthum, W. A. J., M. D. M. van Loosdrecht, and J. J. Heijnen (1997), Control of Heterotrophic Layer Formation on Nitrifying Biofilms in a Biofilm Airlift Suspension Reactor, *Biotechnol. Bioeng.*, **53**, 397-405.
8. Cheng, S.-S. and W.-C. Chen (1994), Organic Carbon Supplement Influencing Performance of Biological Nitrification in a Fluidized Bed Reactor, *Wat. Sci. Tech.* **30**, 131-142.
9. *Water Analysis Handbook*, 2nd ed., Hach, Loveland (1992).
10. APHA, AWWA, and WEF, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 19th ed., p5-12, APHA, Washington, D.C. (1995).
11. Suh, I.-S. and C. H. Heo (2001), Wastewater Nitrification in Airlift Biofilm Reactors, *HWAHAK KONGHAK*, (accepted for publication).
12. Heijnen, J. J., M. C. M. van Loosdrecht, A. Mulder, and L. Tjihuis (1992), Formation of Biofilms in a Biofilm Air-Lift Suspension Reactor, *Wat. Sci. Tech.* **26**, 647-654.
13. Shin, S. H., I.-S. Suh, and I. Y. Chang (2001), Denitrification of Wastewater in a Fluidized Bed Biofilm Reactor, *Korean J. Biotechnol. Bioeng.*, **16**, 337-343.
14. Garrido, J. M., W. A. J. van Benthum, M. C. M. van Loosdrecht, and J. J. Heijnen (1997), Influence of Dissolved Oxygen Concentration on Nitrite Accumulation in a Biofilm Airlift Suspension Reactor, *Biotechnol. Bioeng.*, **53**, 168-178.
15. Heijnen, J. J., M. C. M. van Loosdrecht, R. Mulder, R. Weltevrede, and A. Mulder (1993), Development and Scale-Up of an Aerobic Biofilm Air-Lift Suspension Reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **27**, 253-261.