

단계 주입 활성슬러지공법에서 질소제거를 위한 반응기 용적비 추정

이병대[†]

위덕대학교 보건학부
(2005년 12월 22일 접수 ; 2006년 5월 24일 채택)

Estimation of the Reactor Volume Ratio for Nitrogen Removal in Step-Feed Activated Sludge Process

Byung-Dae Lee[†]

*Division of Health, Uiduk University, Gyeongju 780-713, Korea
(Received December 22, 2005 ; Accepted May 24, 2006)*

Abstract : Theoretical total nitrogen removal efficiency and reactor volume ratio in oxic-anoxic-oxic system can be found by influent water quality in this study. The influent water quality items for calculation were ammonia, nitrite, nitrate, alkalinity, and COD which can affect nitrification and denitrification reaction. Total nitrogen removal efficiency depends on influent allocation ratio. The total nitrogen removal follows the equation of $1/(1+b)$. Optimal reactor volume ratio for maximum TN removal efficiency was expressed by those influent water quality and nitrification/denitrification rate constants. It was possible to expect optimal reactor volume ratio by the calculation with the standard deviation of ± 14.2 .

Keywords: nitrification, denitrification, calculation, maximum nitrogen removal, optimal reactor volume ratio.

1. 서론

질소에 의한 환경 피해는 오래 전부터 문제시 되어 왔다. 질소는 공기 중에 약 78%를 점하고 있고, 대기권 주변에 산재해 있는 물질이고, 생물권(biosphere)에서 인과 칼륨 등과 같이 생물의 성장하는데 필수적인 물질이다. 1913년에 Haber-Bosch[1]는 질소로부터 직접 암모니아

아를 합성하면서부터 질소가 생물권에 응용이 증가하게 되었다. 특히 녹색혁명이 일어난 1960년대부터 질소의 생물권 이용이 급증하였다. 1960-2000년 사이 세계의 인구는 2배 증가한 것에 비해 질소비료의 사용량은 약 10배 증가하였고, 2000년에는 전 세계에서 질소가 약 9×10^7 톤/년 생산되었다[2]. 이러한 양은 생물에 의한 질소고정의 37%에 달하고 있으며, 인간 활동이 질소순환에 큰 영향을 미치고 있다. 이러한 질소 증가는 녹조 등의 유해 시아노 박테리아의 증가로 인하여 상수도 피해, 어업피해,

[†]주저자(e-mail : bdlee@uu.ac.kr)

NO/N₂O 등의 지구 온난화 가스의 증대, 질산성 질소의 증가에 따른 청색증(blue baby)유발 등 다양한 문제들이 발생되고 있다[3]. 또한 질소가 환경에 다량으로 유입되면서 일어나는 문제를 방지하기 위해 지난 수십 년간 하·폐수 중의 생물학적 질소 제거를 위한 여러 공정이 개발 되어 있고, 대표적인 공정으로 무산소-산소공정 또는 이를 조합 하거나 변형한 공정이 있다[4]. 생물학적 탈질화 공정에서의 질산화/탈질화 반응에 의한 질소 제거 메커니즘에 대해서도 잘 알려져 있고 이를 바탕으로 한 설계인자들에 대해서도 보고 되고 있다[5]. 이러한 많은 설계인자 중에서도 반응조 용적 산정이 중요하다. 그러므로 본 연구에서는 이러한 활성슬러지 공법 중 질소제거의 효율이 탁월한 호기-무산소-호기 공정에서 질소제거에 대한 이론적으로 최적반응기 용적비를 추정하였다.

2. 실험

2.1. 생물학적 질소제거 반응기 용적비 추정 방법

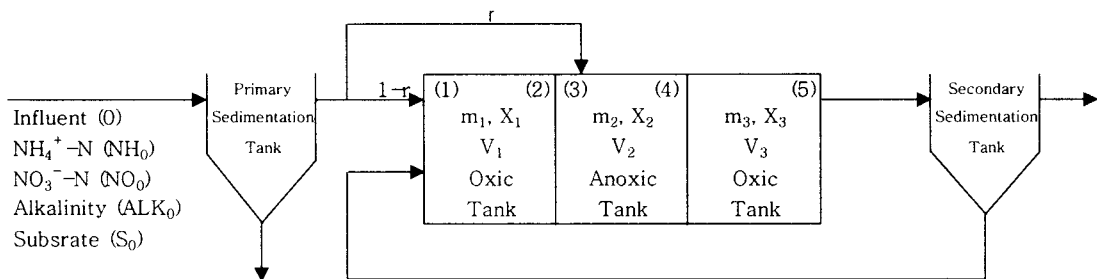
본 연구의 대상인 호기-무산소-호기 공정을 Fig. 1에 나타내었다. Fig 1에서 (0)에서 (4)는 각 반응기에서의 수질 측정 위치를 의미하며, 각 수질항목의 아래첨자로 표시하였다. 탈질화를 위한 유입수 분배율은 r로 표시하였다.

실제 하/폐수 처리장에서 일어나고 있는 생물학적 질소제거 메커니즘은 매우 복잡하여, 이를

단순화시키지 않으면 질소제거에 관한 이론적 해석은 불가능 하다. 그러므로 본 연구에서는 질소제거 메커니즘을 단순화하기 위해 아래와 같은 9가지 가정을 도입하였다[6].

- 질산화 및 탈질화 속도는 반응조 내 미생물량(MLVSS)에만 의존하고, 반응속도는 1차반응을 따른다.
- 기질 제거속도는 0차 반응을 따른다.
- 각 반응조에서 슬러지 생성은 무시한다.
- 알칼리도는 미생물에 의해 섭취되지도 생산되지도 않는다.
- 각 반응조에서의 고형물 체류시간은 반응에 충분하다.
- 암모니아성 질소는 무산소조를 반응 없이 통과하고, 질산성 질소는 호기조를 반응 없이 통과한다.
- 유입수 중의 유기질소는 무산소조 유입 전에 암모니아성 질소와 질산성 질소 형태로 전환되고, 총질소는 암모니아성 질소와 질산성 질소의 합으로 계산한다.
- 질산성 질소는 암모니아성 질소로 부터만 생성 된다.
- 유기물은 호기조에서 호기성 박테리아에 의해 완전히 소비된다.

한편 모든 계산은 Mathsoft사의 Mathcad ver. 10을 사용하였다.

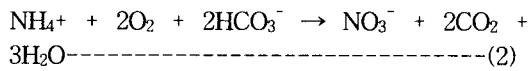
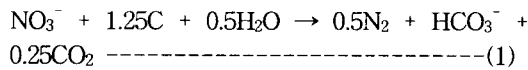


m_1, m_2, m_3 : Concentration(mg/L) of nitrogen reacted in V_1, V_2 or V_3 ,
 X_1, X_2, X_3 : Concentration(mg/L) of MLVSS in oxic, anoxic or oxic tank,
 V_1, V_2, V_3 : Volume of oxic, anoxic or oxic tank.

Fig. 1. System configuration of oxic-anoxic-oxic process.

2.2. 유입수 수질의 단순화를 위한 무차원 변수 a, b 도입

무산소 반응조와 호기 반응조에서의 탈질화 및 질산화 과정의 이론적 반응식은 다음과 같다.



식(1)에서 1mol의 질산성 질소가 1.25mol의 탄소와 반응하는 것을 알 수 있다. 여기서, 탄소는 COD(COD_{Cr})로 나타내고, 기질을 의미한다. 그리고 2.86mg의 탄소가 완전한 탈질화를 위해 필요하고, 1mg의 질산성 질소가 탈질화 되면 3.57mg의 알칼리도가 발생한다. 식(2)에서 1mg의 암모니아성 질소를 질산화시키는데 7.12mg의 알칼리도가 필요하다.

여기서, 유입수 중에 포함된 암모니아성 질소를 기준으로 한 알칼리도와 COD에 각각 0.28과 0.35를 곱하여 단순화된 두 무차원 변수(a, b)인 식(3)과 식(4)를 도입한다. 식(3)과 식(4)의 0.28과 0.35는 질산화 반응이 완전히 일어나기 위해서는 $a \geq 2(7.14 \times 0.28)$ 이고, 탈질화 반응이 완전히 일어나기 위해서는 $b \geq 1(2.86 \times 0.35)$ 이어야 한다.

$$a = 0.28 \frac{\text{Influent alkalinity}(mg CaCO_3/L)}{\text{Influent } NH_4^+ - N(mg N/L)} \text{ -----(3)}$$

$$b = 0.35 \frac{\text{Influent substrate}(mg COD/L)}{\text{Influent } NH_4^+ - N(mg N/L)} \text{ -----(4)}$$

3. 결과 및 고찰

3.1. 반응조 각 위치에서의 수질 항목별 농도

Table 1의 괄호 안 숫자는 각 수질 측정 지점을 나타내고 있다. 예를 들면, (4)는 두 번째 호기조 통과 후로 나타내었고, 계산의 편의를 위해 방류수 수질로 간주하여 계산하였다. Table 1에 Fig. 1의 각 위치에서의 수질항목별 기호로 정리 하였다.

아래 Table 1의 각 위치의 수질을 유입수질(S0, NH0, NO0, ALK0), r, m1, m2, m3로 나타내었고, Table 2도 아래와 같이 나타낼 수 있다.

3.2. 무산소조 및 호기조에서 탈질화 및 질산화 반응성 고려

유입수 중의 유기물질과 알칼리도는 질소제거에 중요한 영향을 미친다. 유기물 혹은 알칼리도의 부족으로 탈질화 또는 질산화가 일어나지 않는 경우가 있다. 이러한 경우의 수 8(23)를 고려하면 Table 3와 같이 나타낼 수 있다. 아래의 8가지 경우, case 2와 case 4는 현실적으로 일어나기 불가능한 경우 이므로 이후의 계산에서는 제외시켰다.

Table 1. Symbols Used for Items at Four Positions

Items	Influent (0)	Mixture of influent and 1st oxitic tank (1)	After 1st oxitic tank (2)	Mixture of influent and anoxic tank (3)	After anoxic tank (4)	After 2nd oxitic tank (5)
Substrate	S ₀	S ₁	S ₂	S ₃	S ₄	S ₅
NH ₄ ⁺ -N	NH ₀	NH ₁	NH ₂	NH ₃	NH ₄	NH ₅
NO ₃ ⁻ -N	NO ₀ =0	NO ₁	NO ₂	NO ₃	NO ₄	NO ₅
Alkalinity	ALK ₀	ALK ₁	ALK ₂	ALK ₃	ALK ₄	ALK ₅

Table 2. Expression of Items in Each Position by α , β , r , m_1 , m_2 , and m_3

Items	Influent (0)	Mixture of influent and 1st oxic tank (1)	After 1st oxic tank (2)	Mixture of influent and anoxic tank (3)	After anoxic tank (4)	After 2nd oxic tank (5)
Substrate	S_0	S_0	0	$r \cdot S_0$	$r \cdot S_0 - 2.87m_2$	0
NH_4^+-N	NH_0	NH_0	$NH_0 - m_1$	$NH_0 - m_1(1-r)$	$NH_0 - m_1(1-r)$	$NH_0 - m_1(1-r) - m_3$
NO_3^--N	$NO_0=0$	0	m_1	$m_1(1-r)$	$m_1(1-r) - m_2$	$m_1(1-r) - m_2 + m_3$
Alkalinity	ALK_0	ALK_0	$ALK_0 - 7.14 \cdot m_1$	$ALK_0 - 7.14m_1(1-r)$	$ALK_0 - 7.14 \cdot m_1(1-r) + 3.57m_2$	$ALK_0 - 7.14m_1(1-r) + 3.57m_2 - 7.14m_3$

Table 3. Case Analysis in Each Tank

Case \ Tank	1st oxic tank	Anoxic tank	2nd oxic tank
1	N	DN	N
2	N	DN	IN
3	N	IDN	N
4	N	IDN	IN
5	IN	DN	N
6	IN	DN	IN
7	IN	IDN	N
8	IN	IDN	IN

DN: Complete denitrification, N: Complete nitrification, IDN: Incomplete denitrification, IN: Incomplete nitrification.

각각의 반응기 위치에서 유출수 중 각 수질 항목을 경우별로 정리하면 Table 4에 나타내었다. Table 4에서 나타난 바와 같이 case 1, 3, 5, 7의 경우에는 알칼리도가 충분하여 질산화가 일어나 암모니아성 질소 제거율이 100%이다. 그러나 기타의 경우에는 알칼리도의 부족으로 두 개의 호기조에서 질산화가 충분히 일어나지 않음을 알 수 있다.

3.3. 유입수질 및 순환비에 따른 영역분석

Table 3에서 서술한 것처럼 6가지 유입수질의 경우에 있어서 탈질화와 질산화에 중요한 유입수질인 a , b 와 유입수 분배비(r)와의 상관 관계를 구하여 Fig. 2에 나타내었다. 여기서, r 값을 0.2, 0.4, 0.6, 0.8까지 변화시켰을 때와 단순화 시켰을 경우 Fig. 2의 (a)와 (b)에 나타내었다.

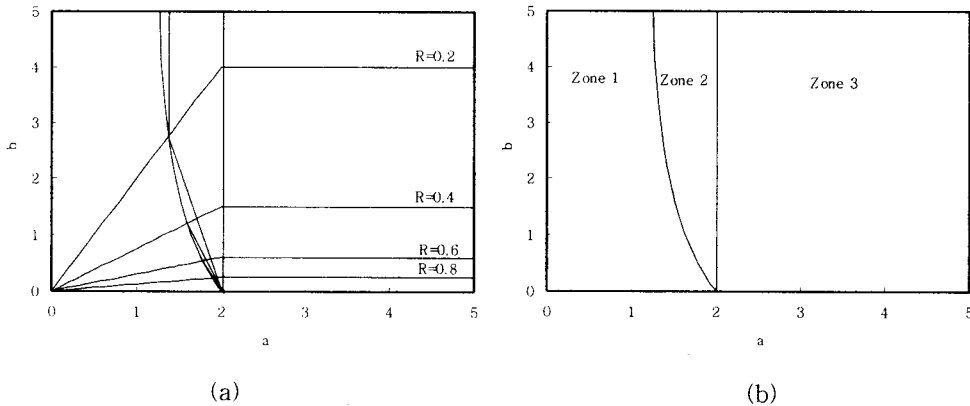


Fig. 2. Simplified zone by influent water quality and influent allocation ratio.

Fig. 2 (b)로부터 3개의 영역이 발생함을 알 수 있고, 각각의 영역에서는 다음과 같은 현상이 일어났다.

- 영역 1: case 1과 case 3이 일어났고, r값이 작을 때 case 3이 일어나며, r값이 클 때 case 1이 일어난다.
- 영역 2: case 6과 case 8이 일어났고, r값이 작을 때 case 8이 일어나며, r값이 클 때 case 6이 일어난다.
- 영역 3: case 5, case 6, case 7, case 8이 일어났고, r값이 작을 때 case 8이 일어나며, r값이 클 때 case 7, case 5, case 6이 일어난다.

그러므로 각 영역에서 일어날 수 있는 탈질화 및 질산화 반응 정도를 정리하면 Table 5와 같이 나타낼 수 있다.

3.4. 최적반응 용적비 산정

먼저 각 반응조에서 반응한 질소량을 계산해 보면 아래와 같이 나타낼 수 있다.

첫 번째 호기조에서 $m_1 = k_d \cdot X_1 \cdot T_1$ 이다. 여기서, k_d =질산화속도 상수(mg · N/mg · MLVSS/hr), T_1 (체류시간, hr)= $V_1 / ((1+R)Q)$.

무산소조에서 $m_2 = k_n \cdot X_2 \cdot T_2$ 이다. k_n =탈질화속도 상수(mg · N/mg · MLVSS/hr), T_2 (체류시간, hr)= $V_2 / ((1+R)Q)$.

두 번째 호기조에서 $m_3 = k_d \cdot X_3 \cdot T_3$ 이다. k_d =질산화속도 상수(mg · N/mg · MLVSS/hr), T_3 (체류시간, hr)= $V_3 / ((1+R)Q)$.

일반적으로 X_1, X_2, X_3 의 농도가 같다고 가정하면 $V_1 = (m_1(1+R)Q) / (k_d \cdot X_1)$, $V_2 = (m_2(1+R)Q) / (k_n \cdot X_1)$, $V_3 = (m_3(1+R)Q) / (k_n \cdot X_1)$ 로 나타낼 수 있고, 계산은 단순화 하게 위해 $k = k_n / k_d = 0.25 - 0.5 [5]$ 를 도입하면 $V_1 : V_2 : V_3$ 는 $k \cdot m_1 : m_2 : k \cdot m_3$ 로 나타낼 수 있다.

여기서 대부분의 하 · 폐수 처리장의 유입수는 Fig. 3에 나타낸 것처럼 Zone 1에 해당하고, 대부분의 처리장에서 적용하고 있는 유입수 분배비율이 1 미만이므로 Case 1에 해당한다. 이런 조건에서의 m_1, m_2, m_3 값을 Table 4를 참조하여 정리하면 아래와 같다.

$$V_1 : V_2 : V_3 = k \cdot \text{NH}_0 : (b \cdot \text{NH}_0) / (1+b) : \text{NH}_0(1+b)$$

상기의 반응조 용적비는 이미 알고 있는 유입수 수질과 k만으로 간단히 계산 할 수 있어 질소 제거를 위한 양론적인 반응조 용적비를 알 수 있게 된다.

Table 4. Summary of All Cases in Anoxic-Oxic Process

	Items	Case 1	Case 3	Case 5	Case 6	Case 7	Case 8
Nitrogen reacted (mg/L)	m_1	NH_0	NH_0	0.14ALK_0	0.14ALK_0	0.14ALK_0	0.14ALK_0
	m_2	$\text{NH}_0(1-r)$	$0.35r \cdot S_0$	$0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$0.35r \cdot S_0$	$0.35r \cdot S_0$
	m_3	$r \cdot \text{NH}_0$	$r \cdot \text{NH}_0$	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$0.07\text{ALK}_0(1+r)$	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$0.14\text{ALK}_0 + 0.175r \cdot S_0$
Process effluent	Substrate (mgCOD/L)	0	0	0	0	0	0
	$\text{NH}_4^+ - \text{N}$ (mgN/L)	0	0	0	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0(1.5 - 0.5r)$	0	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0 - 0.175r \cdot S_0$
	$\text{NO}_3^- - \text{N}$ (mgN/L)	$r \cdot \text{NH}_0$	$\text{NH}_0 - 0.35r \cdot S_0$	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$0.07\text{ALK}_0(1+r)$	$\text{NH}_0 - 0.35r \cdot S_0$	$0.14\text{ALK}_0 - 0.175r \cdot S_0$
	Alkalinity (mgCaCO ₃ /L)	$\text{ALK}_0 - 3.57\text{NH}_0(1+r)$	$\text{ALK}_0 - 7.14\text{NH}_0 + 1.25r \cdot S_0$	$\text{ALK}_0(1.5 - 0.5r) - 7.14\text{NH}_0$	0	$\text{ALK}_0 - 7.14\text{NH}_0 + 1.25r \cdot S_0$	0
	TN (mgN/L)	$r \cdot \text{NH}_0$	$\text{NH}_0 - 0.35r \cdot S_0$	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$\text{NH}_0 - 0.14\text{ALK}_0(1-r)$	$\text{NH}_0 - 0.35r \cdot S_0$	$\text{NH}_0 - 0.35r \cdot S_0$
Removal efficiency	TN (%)	$100(1-r)$	$35r \cdot S_0 / \text{NH}_0$	$14(1-r)\text{ALK}_0 / \text{NH}_0$	$14(1-r)\text{ALK}_0 / \text{NH}_0$	$35r \cdot S_0 / \text{NH}_0$	$35r \cdot S_0 / \text{NH}_0$

Table 5. Summary of Minimum r Value for Maximum Total Nitrogen Removal Efficiency

Zone	Minimum r value for maximum total nitrogen removal efficiency	Maximum total nitrogen removal efficiency (%)
1	$1/(1+b)$	$100/(1+b)$
2	$a/(a+2b)$	$100a \cdot b/(a+2b)$
3	$a/(a+2b)$	$100a \cdot b/(a+2b)$

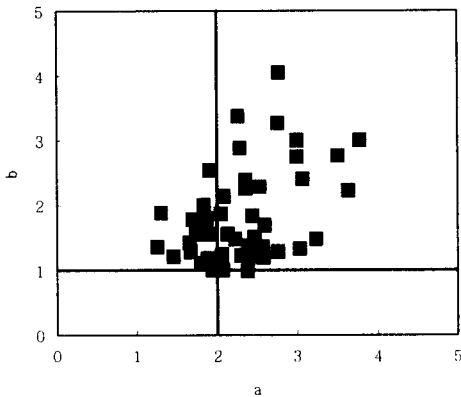


Fig. 3. a and b value in conventional domestic or wastewater treatment plants[7].

3.5. 실제 처리장 수질자료를 이용한 양론적 반응조 용적비의 검증

양론적 계산에 의하여 구한 최대 질소 제거를 위한 최적의 반응조 용적을 문헌의 실 처리장 데이터[8-16]와 비교한 결과를 Fig. 4에 나

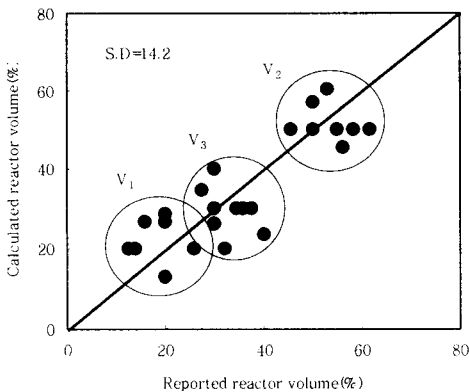


Fig. 4. Comparison of stoichiometric and reported reactor volume.

타내었다. 전반적으로 양론적 계산치와 실제 반응조 용적 사이에 비교적 높은 상관성($R^2=0.72$)을 보였으며, 본 연구의 결과를 이용하면 반응 용적비가 ± 14.2 오차 범위 내에서 최적 반응조 설계에 이용 가능하였다.

4. 결론

호기-무산소-호기 공정에서의 최적의 반응조 용적 산정을 위한 해석으로부터 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 질산화 및 탈질화에 중요한 영향을 미치는 4 가지 수질인자(COD, 암모니아성 질소, 질산성질소, 알칼리도)를 무차원 변수 (a와 b)를 도입하여 계산을 단순화 시키는 것이 가능하였다.
2. 주어진 유입수의 조건에서 얻을 수 있는 최대 총 질소 제거에 대한 식 $[1/(1+b)]$ 를 제시하였다.
3. 최대 총 질소 제거를 위한 최적 반응조 용적비 $[V_1:V_2:V_3=k \cdot NH_0:(b \cdot NH_0)/(1+b):/NH_0(1+b)]$ 를 제시 하였다.
4. 계산에 의한 최대 총 질소 제거를 위한 최적 반응 용적비와 보고된 처리장의 용적비와의 상관계수(R^2)는 0.71로 비교적 높게 나타났고, 최적 반응 용적비는 ± 14.2 오차범위 내에서 예측 가능하였다.

참고문헌

1. H. J. Gijzen, The Nitrogen Cycle Out of

- Balance, Water21, August, Washington, USA (2001).
2. 水谷潤太郎, 總窒素・總リンの物質循環図, 日本土木學會論文集, 566, pp. 103-108 (1997).
 3. U.S. EPA, Manual-Nitrogen control, U.S. EPA, Washington (1993).
 4. Metcalf & Eddy, Wastewater Engineering, 3rd ed., McGraw-Hill, New York (1991).
 5. B. Sharma and R. Ahilert, Nitrification and Nitrogen Removal, Wat. res., 11(8), pp. 897-925 (1977).
 6. S. Fujii and F. Boonyarat, The 2nd Ku-Kaist-Ntu Tri-lateral Seminar/Workshop on Environmental & Sanitary Engineering, Seoul, Kaist, pp. 219-222 (1993).
 7. S. Fujii and I. Somiya, Simulation of Nitrogen Balance in Large-scale Domestic Sewage Treatment Plant Including the Sludge Treatment Process, Proceeding of third Kyoto-Kaist Joint Seminar/Workshop on Civil Engineering, Seoul, Kaist, pp. 803-806 (1990).
 8. W. Oldham, R. Abraham, R. Dawson, and G. McGeachite, Design of BNR Plants for Temperature Climates and Dilute Wastewater- European and Canadian Experience Incorporating Primary Sludge Fermentation, In: Nutrient Removal from Wastewater, Horan, N. ed. Technomic, Lancaster, pp. 209-214 (1994).
 9. B. Bachelor, Kinetic Analysis of Alternative Configuration for Single-sludge Nitrification/denitrification, Wat. Poll. Cont. Fed., 54, pp. 1492-1504 (1982).
 10. G. Gilles and C. David, Dynamic Modeling and Expert Systems in Wastewater Engineering, Lewis Publications, New York (1989).
 11. A. Haandel, G. Ekama, and R. Marais, The Activated Sludge Process-III. Single Sludge Denitrification, Wat. Res., 15, pp. 1135-1152 (1981).
 12. I. Hiroshi, H. Esumi, J. Ishihara, and H. Wakuri, Some Problems of Denitrification-dephosphorus Operation in Full-scale Plant, 27th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 529-531 (1990).
 13. H. Tatsuro, N. Shigeru, and W. Hideya, Promotion of Nitrogen Removal by Change of Operational Conditions in the Dual Recycling Method, 28th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 499-501 (1991).
 14. Y. Sakai, H. Hikami, and Y. Kawata, Step-feed and Anoxic Oxidic Activated Sludge Process, 27th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 381-383 (1990).
 15. M. Toshihide, T. Tetsuo, and M. Tenichi, Nitrification-denitrification Operation in a Full Scale Plant, 27th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 505-507 (1991).
 16. R. Wilson, K. Murphy, P. Sutton, and S. Lackey, Design and Cost Comparison of Biological Nitrogen Removal Processes, Wat. Poll. Cont. Fed., 53, pp. 1294-1302 (1981).