



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

工學博士學位論文

도시하수의 생물학적 고도처리를 위한
NBF 공정 개발



東亞大學校 大學院

環境工學科

裴 珍 宇

2010學年度

도시하수의 생물학적 고도처리를 위한
NBF공정 개발

指導教授 成 樂 昌

이 論 文 을 工 學 博 士 學 位
請 求 論 文 으 로 提 出 함

2010年 12月

東亞大學校 大學院

環 境 工 學 科

裴 珍 宇

裴珍宇의 工學 博士學位
請求論文을 認准함

2010年 12月

委員長 崔 琴 纂 印

副委員長 成 樂 昌 印

委員 安 英 喜 印

委員 崔 榮 益 印

委員 崔 誠 文 印

국문초록

도시하수의 생물학적 고도처리를 위한 NBF공정 개발

Development on NBF Process for the Advanced Treatment
of Domestic Sewage

환경공학과 배진우
지도교수 성낙창

본 연구에서는 기존 산기장치를 대신하여 마이크로-나노버블 산기장치의 하수처리장 폭기조 내 적용을 통한 수질개선 및 에너지 절감비용을 평가하기 위해 산소전달효율 및 산소전달속도 등의 평가하여 기존 산기장치와 마이크로-나노버블 산기장치의 효율을 비교하였으며, 하수고도처리를 위한 Pilot plant를 제작하여 공정비교 및 운전조건을 산출하고, 최종적으로 NBF A²/O Process를 개발하여 현장 적용성을 평가하는데 그 목적이 있다.

1차 침전지 유출수에 대하여 CB 산기장치와 MNB 산기장치를 적용한 결과 각각 운전시간 300 min 및 120 min 경과 후 DO 농도는 각각 4.43 mg/L와 6.8 mg/L를 나타내었다. 동일 운전시간 120 min에서의 DO 농도를 비교해 보면, CB 산기장치와 MNB 산기장치의 경우 각각 DO 농도는 2.93 mg/L와 4.43 mg/L로 나타나 MNB 산기장치에서 높은 산소전달효율을 나타내었다. 또한, MNB 시스템의 경우 K_{La} , N 및 VOTR 값이 각각 0.91 hr^{-1} , $3.22 \text{ gO}_2/\text{hr}$ 및 $8.04 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 로 나타나, CB 시스템의 0.15 hr^{-1} , $0.535 \text{ gO}_2/\text{hr}$ 및 $1.34 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 에 비해 상수와 마찬가지로 기체전달이 효과적인 것으로 나타났다.

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 운전조건별 Pilot plant에 의한 제거효율 비교결과 기존 산기장치를 이용한 CB system에 비해 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 NMB system이 Run 4의 조건에서 BOD₅ 제거율이 89.4%로 나타나 CB system 87.4%보다 높게 나타났으며 T-N 제거율은 NMB system에서 39.3%, CB system에서의 35.7%로 나타나 마이크로-나노버블 산기장치에 의한 고도처리 방법이 유기물 및 영양염류 제거에 좀 더 효과적인 것으로 나타났다.

NBF A²/O process를 이용하여 하수고도처리 성능을 평가하기 위해 Condition 1~4의 운전조건에 의한 수질분석결과 운전기간 8/11~11/4일 동안 BOD₅, COD_{Mn}, T-N 및 T-P의 최대 평균 처리효율은 각각 78.5%, 79.5%, 36.1% 및 64.8%로 나타났으며, 유기물질(BOD₅ 및 COD_{Mn})항목의 경우 Condition 3에서 가장 높은 결과를 나타내었으며, T-N의 경우 Condition 4, T-P의 경우 Condition 1로 나타났다. NBF A²/O process 운전조건중 제거효율을 기준으로 판단하면 Condition 3에서 가장 높은 BOD₅ 및 COD_{Mn} 제거효율인 78.5% 및 79.5%를 나타내었지만 영양염류제거 효율이 상대적으로 낮은 것으로 나타났다. NBF A²/O process 운전조건중 Condition 3 기준으로 운전한 결과를 바탕으로 최대 기질제거속도(K_{max})와 반포화농도(K_s)는 BOD₅를 기준으로 했을 때 각각 0.342 day⁻¹, 69.620 mg/L로 산출되었으며, COD_{Mn}를 기준으로 했을 때 각각 0.291 day⁻¹, 54.874 mg/L로 산출되었다. 또한 미생물의 내생호흡계수(K_d)와 세포합성계수(Y)는 BOD₅를 기준으로 했을 때 각각 0.0558 day⁻¹ 및 0.1282였으며, COD_{Mn}를 기준으로 하했을 때 각각 0.0186 day⁻¹ 및 0.3472로 산출 되었으며 미생물의 최대 비성장속도(μ_{max})는 BOD₅와 COD_{Mn}를 기준으로 했을 때 각각 0.044 day⁻¹ 및 0.101 day⁻¹로 나타나 마이크로-나노버블에 의한 산소전달률의 증가로 인해 상대적으로 짧은 체류시간 및 운전조건의 변화에서도 하수처리에 긍정적인 효과를 가져오는 것으로 보여진다.이후 연구에서는 탄소원을 첨가하여 보다 높은 영양염류 제거효율을 가질 수 있을 것으로 판단된다.

Key words : 마이크로 나노버블, 고도처리, 질산화, 탈질화, 체류시간, 용존산소

目 次

I. 서 론	1
II. 문헌고찰	3
1. 산소전달계수	3
가. 이중막 이론	3
나. 산소전달계수의 측정 및 특성	5
다. 산소전달계수에 영향을 주는 인자	6
라. 하수의 포화용존산소 농도	7
2. 마이크로-나노버블	9
가. 마이크로-나노버블 생성원리	10
나. 마이크로-나노버블 상승속도	11
다. 마이크로-나노버블 자기가압 효과	12
라. 마이크로-나노버블 전위특성	12
마. 마이크로-나노버블 압축파괴	14
3. 생물학적 질소제거	20
가. 생물학적 질소제거 기작	20
나. 질산화	21
다. 탈질산화	24
4. 생물학적 인제거	26
가. 인제거 미생물	27
나. 생물학적 인제거에 미치는 영향인자	28
다. 호기성 신진대사의 화학양론적 모델	31
라. 혐기성 신진대사의 화학양론적 모델	33

5. 하수고도처리	34
가. 기존 하수처리 공법	36
나. 하수고도처리 공법	37
다. 국내 하수고도처리 기술 및 환경신기술 공정	55
6. 미생물성장 동력학 계수	68
가. 하수처리의 동력학 모델	70
나. 복합기질 모델	76
III. 실험장치 및 방법	79
1. 실험재료	79
2. 실험장치	80
3. 실험방법	82
가. 산소전달효율	82
나. 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 Pilot plant 적용	86
다. NBF A ² /O process 고도하수처리시스템개발	89
라. 수질분석	95
IV. 결과 및 고찰	96
1. 기체전달효율 특성	96
가. 산소발생 성능평가	96
나. 총괄물질전달계수(K_{La})와 산소용해효율	97
2. 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 Pilot plant 운전결과	102
가. Run 1 운전조건 결과	102
나. Run 2 운전조건 결과	109
다. Run 3 운전조건 결과	115
라. Run 4 운전조건 결과	121
마. 운전조건별 제거효율	127
3. NBF A ² /O process를 이용한 하수고도처리 운전결과	128

가. Condition 1 운전조건 결과	128
나. Condition 2 운전조건 결과	133
다. Condition 3 운전조건 결과	137
라. Condition 4 운전조건 결과	141
마. NBF A ² /O process 운전결과 및 동력학계수 산정	145
V. 결 론	157
참고문헌	160



List of Tables

Table 1. Characteristics of different bubbles size	8
Table 2. Comparison of bubble sizes and contact areas	18
Table 3. Size comparison of conventional bubbles and micro-nano bubbles	19
Table 4. General classification of the microorganism according to energy and carbon source	69
Table 5. Coefficients of assuming in active sludge model	77
Table 6. Typical coefficients in active sludge model	78
Table 7. Characteristics of raw water(effluent in 1 st sedimentation tank)	79
Table 8. Operating conditions for performance evaluation for CB and MNB systems in tap water and wastewater	83
Table 9. Analytical methods	83
Table 10. Oxygen saturation concentration(C_s) of distilled water at standard conditions	85
Table 11. Operating conditions for applications of bubble generators	87
Table 12. Operating quantity and effective volume of each Runs	88
Table 13. Specifications of NBF A ² /O process	92

Table 14. Design criteria and operating conditions for A^2/O process	93
Table 15. Analytical methods for each parameters	95
Table 16. Comparison of oxygen mass transfer efficiency between CB and MNB systems in 1 st clarifier effluent	101
Table 17. Characteristics of water qualites each bioreactor in Run 1 · 102	
Table 18. Characteristics of water qualites each bioreactor in Run 2 · 109	
Table 19. Characteristics of Water qualites each bioreactor in Run 3	115
Table 20. Characteristics of Water qualites each bioreactor in Run 4	121
Table 21. Removal efficiency for each parameters on MNB and CB systems	127
Table 22. Comparison of CB and MNB removal efficiency for between Run 1 and Run 3	127
Table 23. Specification of each conditions in NBF process	128
Table 24. Results of operating condition 1 for NBF A^2/O pcoress ·	129
Table 25. Removal efficiency of operating condition 1 for NBF A^2/O pcoress	130
Table 26. Results of operating condition 2 for NBF A^2/O process ·	133
Table 27. Removal efficiency of operating condition 2 for NBF A^2/O	

process	134
Table 28. Results of operating condition 3 for NBF A ² /O process ·	137
Table 29. Removal efficiency of operating condition 3 for NBF A ² /O process	138
Table 30. Results of operating condition 4 for NBF A ² /O process ·	141
Table 31. Removal efficiency of operating condition 4 for NBF A ² /O process	142
Table 32. Operating conditions of NBF A ² /O process bioreactors ·	146
Table 33. Removal efficiency of each operating condition for NBF A ² /O process	147
Table 34. Characteristics of influent and effluent for Conditions 3 in NBF A ² /O process bioreactors	148
Table 35. COD _{Mn} /BOD ₅ ratio of influent and effluent in condition 3 ·	150
Table 36. Operating conditions of reactor for Conditions 3	151
Table 37. Experimental data for K, K _s , K _d , y for Conditions 3	152

List of Figures

Fig. 1. Schematic for representation of the gas-liquid interface.	4
Fig. 2. Flotation characteristics among ordinary, micro and nano bubbles.	9
Fig. 3. Schematic of micro-nano bubbles generator.	10
Fig. 4. Rising rate by different bubble sizes (distilled water at 23°C).	11
Fig. 5. Zeta potential of gas bubble.	13
Fig. 6. Deposition characteristics between micro-nano bubbles and particle sizes.	14
Fig. 7. Sterilization effect in micro-nano bubbles.	15
Fig. 8. Schematic diagram of 4 stage Bardenpho.	41
Fig. 9. Schematic diagram of Wuhrmann process.	42
Fig. 10. Schematic diagram of Modified Ludzack-Ettinger process. ..	43
Fig. 11. Schematic diagram of oxidation ditch.	43
Fig. 12. Schematic diagram of A/O process.	45
Fig. 13. Schematic diagram of phostrip process.	46
Fig. 14. Schematic diagram of A ² /O process.	48
Fig. 15. Schematic diagram of 5-stage Bardenpho process.	49
Fig. 16. Schematic diagram of UCT process.	50

Fig. 17. Schematic diagram of MUCT process.	51
Fig. 18. Schematic diagram of VIP process.	52
Fig. 19. Schematic diagram of SBR process.	53
Fig. 20. Schematic diagram of phase separation oxidation ditch.	55
Fig. 21. Schematic diagram of modified A ² /O process.	56
Fig. 22. Schematic diagram of DNR process.	57
Fig. 23. Schematic diagram of HDF process.	58
Fig. 24. Schematic diagram of PL-II process.	59
Fig. 25. Schematic diagram of 4-stage BNR process.	60
Fig. 26. Schematic diagram of modified VIP process.	61
Fig. 27. Schematic diagram modified of SBR process.	62
Fig. 28. Schematic diagram of ICEAS process.	63
Fig. 29. Schematic diagram of OMNIFLO process.	63
Fig. 30. Schematic diagram of circling vortex SBR process.	64
Fig. 31. Schematic diagram of KIDEA SBR process.	65
Fig. 32. Schematic diagram of CNR process.	66
Fig. 33. Schematic diagram of DeNipho process.	67
Fig. 34. Schematic diagram of Bio-SAC BNR process.	67
Fig. 35. Photograph of MNB system.	80
Fig. 36. Schematic of micro-nano bubbles generator.	81
Fig. 37. Procedure of oxygen mass transfer rate experiments.	84
Fig. 38. Schematic diagram of advanced wastewater treatment	

processes using micro-nano bubbles generator.	86
Fig. 39. Photographs of NBF process system in K wastewater treatment plant.	89
Fig. 40. Schematic of NBF process system.	90
Fig. 41. Comparison of DO concentrations between CB and MNB systems in 1 st clarifier effluent.	96
Fig. 42. Comparison of oxygen-mass transfer coefficient between CB and MNB systems in 1 st clarifier effluent.	99
Fig. 43. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	104
Fig. 44. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	104
Fig. 45. Comparison of BOD ₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	105
Fig. 46. Comparison of COD _{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	106
Fig. 47. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	107
Fig. 48. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	107
Fig. 49. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.	108

Fig. 50. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	110
Fig. 51. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	111
Fig. 52. Comparison of BOD ₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	112
Fig. 53. Comparison of COD _{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	112
Fig. 54. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	113
Fig. 55. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	114
Fig. 56. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.	114
Fig. 57. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	116
Fig. 58. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	117
Fig. 59. Comparison of BOD ₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	118
Fig. 60. Comparison of COD _{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	118

Fig. 61. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	119
Fig. 62. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	120
Fig. 63. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.	120
Fig. 64. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	122
Fig. 65. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	122
Fig. 66. Comparison of BOD ₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	123
Fig. 67. Comparison of COD _{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	124
Fig. 68. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	125
Fig. 69. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	125
Fig. 70. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.	126
Fig. 71. Variation of BOD ₅ concentration in NBF A ² /O pcoress at condition 1.	131

Fig. 72. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A^2/O process at condition 1.	131
Fig. 73. Variation of T-N concentration in NBF A^2/O process at condition 1.	132
Fig. 74. Variation of T-P concentration in NBF A^2/O process at condition 1.	132
Fig. 75. Variation of BOD_5 concentration in NBF A^2/O process at condition 2.	135
Fig. 76. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A^2/O process at condition 2.	135
Fig. 77. Variation of T-N concentration in NBF A^2/O process at condition 2.	136
Fig. 78. Variation of T-P concentration in NBF A^2/O process at condition 2.	136
Fig. 79. Variation of BOD_5 concentration in NBF A^2/O process at condition 3.	139
Fig. 80. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A^2/O process at condition 3.	139
Fig. 81. Variation of T-N concentration in NBF A^2/O process at condition 3.	140
Fig. 82. Variation of T-P concentration in NBF A^2/O process at condition 3.	140

Fig. 83. Variation of BOD ₅ concentration in NBF A ² /O process at condition 4.	143
Fig. 84. Variation of COD _{Mn} concentration in NBF A ² /O process at condition 4.	143
Fig. 85. Variation of T-N concentration in NBF A ² /O process at condition 4.	144
Fig. 86. Variation of T-P concentration in NBF A ² /O process at condition 4.	144
Fig. 87. Removal efficiency of effluent in NBF A ² /O process	147
Fig. 88. Relationship between influent and effluent COD _{Mn} /BOD ₅ ratio in Conditions 3	149
Fig. 89. Relationship between K _s and K _{max}	153

I. 서 론

인구의 증가와 공업지역의 확산으로 인해 전국적으로 질소·인 등의 영양염류의 오염도가 가속화되고 이로 인해 인근 강과 하천에 부영양화 현상의 빈발과 연안해역의 적조발생으로 수역 생태계의 피해가 가속화되고 있다. 한편 기존의 하수처리장의 대부분 유기물질의 제거에 중점을 두어 설계되었기 때문에 질소와 인등의 영양염류제거는 고려되지 않았으며 영양염류제거에 대한 새로운 공법의 기술개발 필요성이 날로 증대되고 있다. 우리나라에서는 수질개선을 위하여 하수처리분야에 1993년부터 1997년까지 총 7조 7,705억원을 투자하였으며, 방류수 수질기준 강화 측면에서는 1996년 1월 1일부터 총인(T-P)과 총질소(T-N)의 방류수 수질기준을 수질환경보전법에 명시하여 규제하기 시작하여, 2008년 1월 1일부터 BOD 및 SS 10 mg/L, T-N 20 mg/L, T-P 2 mg/L로 전국적으로 강화되었다. 또한, 환경부에서 제시한 하천 수질 개선을 위해 ‘수질 및 수생태계보전에 관한 법률’ 시행규칙에서 부영양화 생성의 주요 원인물질인 총인과 유기물에 대한 기준이 대폭강화 되었다. 수질보전의 중요성이 큰 상수원보호구역, 수변구역의 경우 T-P는 2012년부터 10배(2→0.2 mg/L), COD_{Mn}은 2013년부터 2배(40→20 mg/L)로 강화된다.¹⁾ 그러나, 수질개선을 위한 투자액 중 서울 등 대도시의 하수처리시설이나 하수관거 투자액이 절대적으로 많은 부분을 차지하고 있으므로, 상수원수의 뚜렷한 개선효과는 미미한 실정이다. 앞으로 하천 및 호소의 상수원수 개선을 위해서는 수질개선 투자액을 상수원 상류에 집중적으로 투자함과 동시에 표준활성슬러지 공법으로 설치, 운영되어 영양물질 제거효율이 낮은 기존시설을 대상으로 고도처리공정 개선이 필요하다.²⁾

환경부에서는 국내에서 최초로 개발되었거나 외국의 기술을 도입하여 소화 · 개량한 기술로서 기존기술과 비교하여 신규성, 우수성이 인정되는 기술을 환경신기술로 지정 · 인증하여 국내 및 국제 경쟁력을 고취시키고자 하였다.³⁾⁴⁾⁵⁾ 환경신기술 인증 하수고도처리공법들은 A²/O계열과 SBR, Media, 산화구, 막분리 및 화학적 처리공법 계열 등으로 분류되며, 현재 국내 하수처리시설에의 실증적용 또한 활발히 진행 중에 있다.⁴⁾⁵⁾

2007년 말 기준으로 전국에 가동중인 357개 공공하수처리시설의 시설용량은 23,816천톤/일이며, 총 245개소에서 고도처리시설을 설치하여 가동중이다. 고도처리공법으로 운영중인 시설은 2006년도 대비 42개소로 증가 하였으며, A_2O 공법이 87개소(36.9%), SBR공법이 86개소(36.4%)로 가장많이 적용되고 있다.²⁾ 이러한 공법의 적용시 유기물 제거 및 질산화 등의 효과적인 처리를 위해 폭기조의 역할이 중요시 되는데 하수처리장 폭기조 적정 DO농도는 약 2~3 mg/L을 유지하는 것이 하수처리장의 처리효율 및 경제적인 측면에서 가장 이상적이라고 할 수 있다. 폭기조의 산소공급은 하수처리장 전체 전력비용의 30~40%차지하고 있으며, 효과적인 폭기조 DO 농도 제어가 필요한 실정이다.⁶⁾⁷⁾ 기존 연구자료에 의하면 폭기조 용존산소농도 제어에 의한 전력 비용분석을 통해 자동제어장치만으로 처리시설용량이 30,000 m³/d인 A하수종말처리장의 폭기조 공기공급시설에서 절감할 수 있는 전력비용을 계산하면 연간 톤당 1,338원이라고 하였으며, 이를 우리나라 하수처리장 172개소(2000년 환경부 기준) 18,319,000 m³/d에 절감액인 연간 m³ 당 1,338원을 적용해 보면 폭기조의 공기공급시설의 운영비용에서만 연간 245억원을 절감할 수 있다는 계산이 나오는데, 이는 2000년 하수처리장의 총 전력비용의 37%를 차지하는 큰 액수이며, 처리용량 10,000 m³/d 규모의 하수종말처리장을 건설할 수 있는 비용이라고 보고하였다.⁹⁾¹⁰⁾

최근 국내·외에서 활발히 연구중인 초미세기포 산기장치는 기존 산기관에서 발생하는 일반기포의 크기는 약 2 mm(=2,000 μ m)보다 훨씬 작은 0.1~10 μ m로 발생되며, 접촉면적이 20~2,000배, 접촉시간은 80~8,000배 이상의 효과를 가진 산기장치로서 기존 폭기조 산기장치와 변경시 높은 산소전달계수로 인하여 질산화 효율 상승, 유기물질 제거 및 혐기화 방지에 효과적일 수 있을 것으로 판단된다.¹¹⁾¹²⁾

본 연구에서는 기존 미세기포 산기장치를 대신하여 초미세기포 산기장치의 하수처리장 폭기조 내 Pilot plant 적용을 통한 기포크기분포, 산소전달효율 및 산소전달속도, 유기물 제거특성, 질산화 및 탈질특성, 미생물분포 등의 수질정화특성 및 에너지 절감비용을 평가하여 향후 강변하수처리장의 하수고도처리시설개선을 위한 자료로 활용하는데 그 목적이 있다.

II. 문헌고찰

1. 산소전달계수

산소는 수중으로의 용해도가 낮고 전달속도가 느리기 때문에 호기성 하수 처리에서 필요한 산소를 보통의 기-액면을 통해서만 공급할 수 없다. 필요한 많은 양의 산소를 전달하기 위해서는, 별도의 경계면이 만들어져야 한다. 공기나 산소를 액체 속으로 들여보내든지 또는 액체의 방울을 대기중에 접하게 할 수도 있다.¹³⁾

산소는 공기나 기포를 물속에 집어넣어 기체와 물의 경계면을 더 많이 만들어 줌으로써 공급될 수 있다. 하수처리장에서는 수심 10 m 까지의 물속에서 공기방울을 분산시키는 수중기포 포기방법이 가장 많이 이용된다. 유럽에서는 30 m 깊이에서 포기한 예도 볼 수 있다. 포기장치에는 다공판이나 다공관, 구멍뚫린 파이프, 다양한 형태의 금속이나 플라스틱 산기기가 사용된다. 오리피스를 통하여 액체를 통과시켜 기포를 부수어서 작은 기포를 만들기 위해 수리학적 전단장치(Hydraulic shear device)가 사용되기도 한다.¹⁴⁾

가. 이중막 이론

기체전달의 메커니즘 중 가장 많이 쓰이는 것은 Lewis와 Whitman의 의해 발표된 이중막 이론(Two-film theory)이다.¹⁵⁾ 이 이론은 기-액 경계면에 두 개의 막이 존재한다는 물리학적 모델에 근거를 두고 있다. 즉, 기체(산소)전달에는 세 개의 물질전달저항이 존재함을 알 수 있는데, 하나는 기상과 기-액 계면에서의 gas film 저항이고 다른 하나는 기-액 계면에서의 계면 저항 그리고 계면과 액상 사이의 liquid film 저항으로 구분할 수 있다.

총괄산소전달저항은 이러한 각 개 저항의 합과 같고, 각 저항의 상대적인 값은 액의 조성 및 밀도, 기-액 접촉면 현상에 따라 달라진다. 그러나 보통 기포의 크기가 작고 기상은 충분히 혼합되어 있다고 보기 때문에 다른 저항에 비하여 gas film 저항은 무시되며, 또한 기포면에서의 산소농도나 기포내

에서의 농도는 같기 때문에 기-액 계면 저항도 무시된다. 따라서 산소 공급 면에서 볼 때, 주 저항은 기포를 둘러싸고 있는 liquid film에서의 저항이고, 이 때 산소전달계수(K_{La})는 liquid film의 산소전달계수(K_{La})라고 볼 수 있다. 다음 Fig. 1에는 수중에서의 이중막 이론을 나타내었다¹⁶⁾.

포기조 내에서의 산소전달속도는 적절한 설계와 원활한 시설운전에 매우 중요한 인자이다. 수중의 용존 산소는 헨리법칙에 따라 농도에 의한 분산과 대류로 가스 상태에서 액체 상태로 전달된다.

$$C_S = K_S P \quad (1)$$

여기서, C_S = 물속의 산소의 포화농도(mg/L)

K_S = 헨리법칙 상수(mg·atm/L)

P = 가스 상태의 산소의 분압(atm)

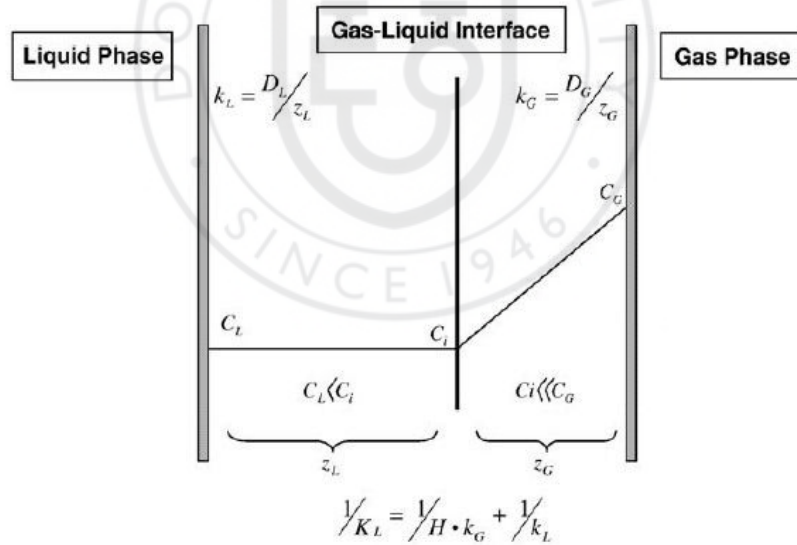


Fig. 1. Schematic for representation of the gas-liquid interface.

나. 산소전달계수의 측정 및 특성

용액 중에 불어넣은 가스로부터 용액 중의 산소전달계수 실측에는 비정상 상태법이 널리 사용된다. 즉 아황산나트륨이나 질소치환에 의하여 용액 중의 용존산소를 최대한 감소시키고 공기를 불어넣어 시간변화에 따른 기-액간의 산소전달계수를 구한다. 이때의 조건은 액체는 항상 완전혼합의 상태로 가정이며, 가정이 성립한다면 용액내에서의 용존산소의 물질수지로부터 다음의 식이 성립한다¹³⁾.

$$V_t \frac{dC_t}{d\theta} = \int_0^h K'_{La} (C_0 \bar{Z} - C_t) S'_a dl \quad (2)$$

$$\frac{dC_t}{d\theta} = K_{La} (C_0 \bar{Z} - C_t) \quad (3)$$

와 같이 정의되어 식 (1)과 식 (2)로부터 K_{La} 는 다음 식과 같이 나타낼 수 있다.

$$K_{La} = \frac{\int_0^h K'_{La} (C_0 \bar{Z} - C_t) S'_a dl}{V_t (C_0 \bar{Z} - C_t)} \quad (4)$$

여기서,

C_S = 물속의 산소의 포화농도(mg/L)

K_S = 헨리법칙 상수(mg·atm/L)

P = 가스 상태의 산소의 분압(atm)

그러므로 K_{La} 는 용적에 대해서 탱크내 산기관 깊이 h , 기포존재부 단면적 S'_a , 액상체적 V_t 등을 포함하는 반응조의 고유 변수이다.

또한 식 (3)에 있어서 탱크내의 기액중의 산소물분율의 평균치는 기포 존재부의 기체상 중에서 산소물분율의 액체 깊이 방향의 변화를 고려한 평균치이다. 식 (4)으로부터 알 수 있듯이 평균치를 얻는 방법에 따라 K_{La} 값이

변화한다.

포기에 의한 산소의 용해는 가스상 산소가 용액 중으로 확산하는 현상이며, 확산이론을 정리하면 활성슬러지법에 있어서의 산소전달계수에 관한 식 (5)가 얻어진다.

$$N = K_L \cdot \frac{A}{V} (C_s - C) \times 10^{-3} \quad (5)$$

여기서, N = 산소이동속도(kg/hr)

K_L = 용액 경막에 있어서의 산소 이동계수(m/hr)

A = 기체-액체 접촉면적(m^2)

C_s = 기상의 포화용존산소 농도(mg/L)

C = 액상의 용존산소 농도(mg/L)

V = 반응조의 용량(m^3)

또한, 반응조의 단위부피당 산소이동속도를 고려하면 단위부피당 기-액 접촉면적(a)이 A/V 가 되기 때문에, 식 (5)는 식 (6)과 같이 표현된다.

$$\begin{aligned} \frac{N}{V} &= K_L \cdot \frac{A}{V} (C_s - C) \times 10^{-3} \\ &= K_{La} (C_s - C) \times 10^{-3} \end{aligned} \quad (6)$$

여기서, V = 반응조용량(m^3)

K_{La} = 산소전달계수($=K_L \cdot A/V$, 1/hr)

다. 산소전달계수에 영향을 주는 인자

(1) 수온

물에 대한 산소의 용해는 수온이 높을수록 용해속도는 증가하지만 산소포화농도 즉, DOs는 감소된다. K_{La} 는 일반적으로 수온 20℃에서의 값으로 나타내지만 임의의 온도(T)와의 관계는 식 (7)로 나타낼 수 있다.

$$K_{La}(T) = K_{La}(T) \cdot \theta^{(T-20)} \quad (7)$$

여기서, $K_{La}(T)$ = 임의의 수온 $T(^{\circ}\text{C})$ 에서의 K_{La}
 $K_{La}(20)$ = 수온 20°C 에서의 K_{La}
 θ = 온도보정계수

θ 값은 보고에 따르면, 1,016~1,047 범위로 알려져 있지만 일반적으로 1,024를 사용한다.

(2) 하수중 함유성분과 농도 및 기타요인

활성슬러지에서 포기를 행하는 경우, 하수중에 함유되어 있는 성분이나 그 농도에 의하여 K_{La} 값에 변화가 발생한다. 깨끗한 물에 대한 변화 정도를 계수 α 로 표시하면, 이 관계는 식 (8)과 같이 표현된다.

$$K_{La}(\text{활성슬러지}) = \alpha \cdot K_{La}(\text{깨끗한 물}) \quad (8)$$

활성슬러지의 계수 α 값으로는 산기식포기 = 0.4~0.8, 기계교반식포기 = 0.6~1.2로 보고 있다.

또한 기포직경이 작고 수중에서 기포체류시간이 길면 K_{La} 는 증가하고, 송풍량이 증가할 때 반응조 단위체적당 기-액 접촉면적이 증가한다.

라. 하수의 포화용존산소 농도

하수중에 함유된 성분이나 그 농도에 의하여 DOs에 변화가 발생한다. 깨끗한 물에 대한 변화 정도를 계수 β 로 표시하면 이 관계는 식 (9)와 같이 표현된다.

$$DO_{SW} = \beta DO_s \quad (9)$$

여기서, DO_{SW} = 하수의 포화용존산소 농도(mg/L)

DO_s = 하수와 동일온도 상태의 깨끗한 물의 포화용존산소 농도(mg/L)

계수 β 값은 하수에서는 0.8 전후이고, 처리수에서는 처리공정에 따라 다르지만 약 1.0에 근사한 값을 나타낸다. Henry의 법칙과 같이 산소용해도는 산소분압에 비례하지만, DO_s 는 산기심도가 증가하면 증가한다.



2. 마이크로-나노버블

초미세기포 기술은 1995년 일본에서 처음 시작되어 년 60~70% 이상의 성장을 지속해 왔으며, 전 산업에 걸쳐 응용이 확대되고 있다. Tsunami와 Ohnari¹⁷⁾는 기포지름이 몇 $0.1\ \mu\text{m}$ 부터 $10\ \mu\text{m}$ 전후인 기포를 마이크로나노버블(Micro nano bubbles)이라고 정의하였으며, 마이크로나노버블을 수처리에 적용할 경우 통상적인 포기법에 비해 기포의 크기가 작아 공기의 용해효율이 높으며 대전작용, 물리적 흡착효과 등의 특징을 가진다고 보고하였다.

보통 거품은 표면으로 상승하고 마이크로 버블은 수중에서 소멸하며 나노 버블은 몇 달 동안 지속된다. 기포는 우리에게 친숙한 존재이다. 미세한 기포의 성질이 최근에 밝혀졌다. Fig. 2에서는 기포의 크기에 따른 상승효과를 보여준다.

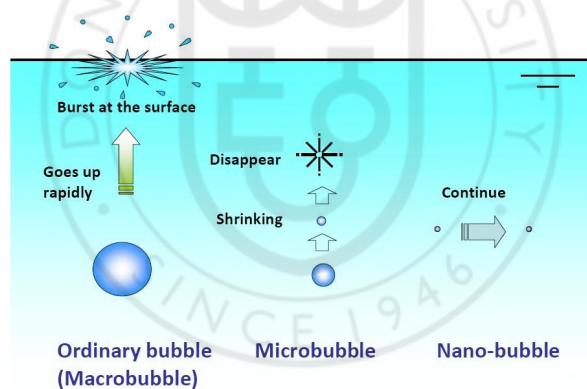


Fig. 2. Flotation characteristics among ordinary, micro and nano bubbles.

Fig. 2은 일반적인 기포는 물속에서 상승하여 표면에서 파열하지만 마이크로 버블은 수중에서 축소하여 결국은 소멸(완전 용해)되는 것이다. 이것은 마이크로 버블이 매우 뛰어난 기체의 용해 능력을 가지고 있다는 것을 보여주고 있다. 최근에는 이 마이크로 버블의 특징을 이용하여 다양한 공학적인 이용이 검토되고 있다.

가. 마이크로-나노버블 생성원리

마이크로나노버블이란 $0.1 \sim 10 \mu\text{m}$ 이하의 미세기포로 그 입자가 매우 미세하여 육안으로 확인이 어려운 초미세기포를 말한다.

마이크로-나노버블 발생장치의 원리를 Fig. 3에 나타내었다. 먼저 압력펌프의 전 단계에서 공기와 함께 흡입된 순환수는 물과 함께 혼합이 되어 마이크로-나노버블 발생장치 영역에서 유입된다. 유입된 혼합물은 좁아진 관을 통과하며 유속이 증대된다. 유속이 증가된 수류는 관벽에 설치된 관벽 돌기부와 부딪히며 강력한 난류를 형성하여 순간적으로 $0.1 \sim 10 \mu\text{m}$ 크기의 초미세기포를 발생시킨다.

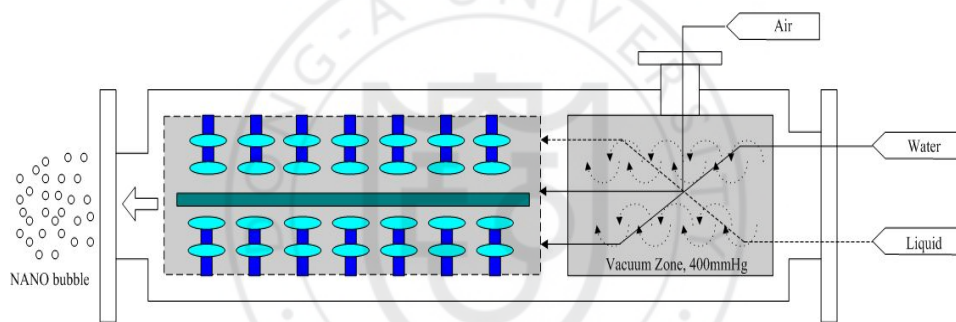


Fig. 3. Schematic of micro-nano bubbles generator.

반면에, 기존 미세기포 발생장치는 벤츄리관과 선회류관으로 구성된 압축수와 압축공기가 벤츄리관에서 혼합되어 선회류관으로 이송된 후 선회류관에서 다시 기포가 잘게 부서져 최종적으로 $50 \mu\text{m}$ 정도의 기포를 발생시키는 데, 이러한 기포크기는 수처리시 낮은 산소용해율과 빠른 부상속도로 인한 짧은 체류시간으로 인해 처리효율을 저감시키고 에너지 비용을 증대시키는 결과를 낳고 있다. 반면에 마이크로-나노버블 발생장치는 공기의 강제 주입에 의한 기포발생방법이 아닌 물의 선회유동특성에 따라 대기중의 산소가 자연적으로 유입되게 하여 발생된 미세한 기포크기를 이용하여 이러한 단점을 해결할 수 있을 것으로 기대된다.

나. 마이크로-나노버블 상승속도

일반 기포는 표면으로 상승하여 표면에서 파열하지만 마이크로 버블은 수중에서 소멸하고 나노버블은 몇 달 동안 지속된다. 일반적으로 기포의 상승 속도는 Stock's 법칙을 따르며 직경이 50 μm 이하의 마이크로 버블은 상온인 수중에서 84 mm/min으로 상승하는 것으로 조사되었다¹⁸⁾.

Takahashi¹⁸⁾¹⁹⁾²⁰⁾²¹⁾의 연구에 보면 상온(23℃)하에서 증류수중의 기포크기에 따른 상승속도를 조사한 결과를 Fig. 4에 나타내었다.

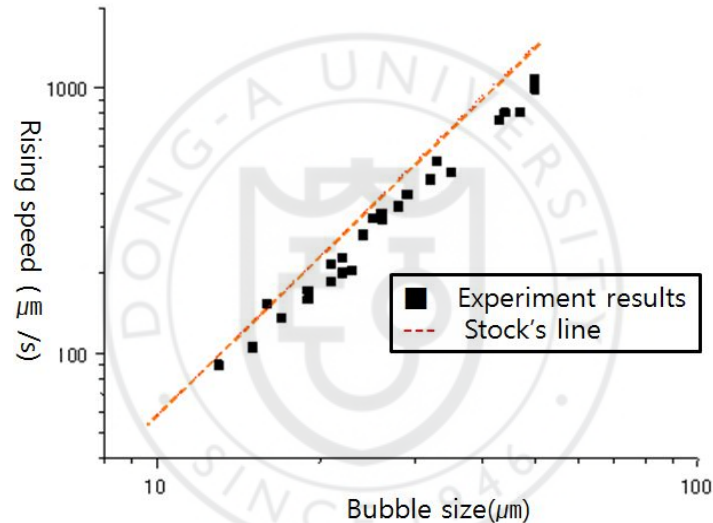


Fig. 4. Rising rate by different bubble sizes (distilled water at 23℃).

Fig. 3에서 보면 기포크기에 따라 상승속도는 Stock's 법칙을 따르고 직선으로 보여주는 관계는 Stock's 법칙으로 구한 이론값이며 식(1)에 나타내었다.

$$V = \frac{g \cdot d^2}{18\mu} \quad (10)$$

여기서, V = 기체의 상승속도 (m/s)

g = 중력가속도 (m/s^2)

d = 기포 직경 (m)

μ = 수중의 동적 점성계수 (m^2/s)

다. 마이크로-나노버블 자기가압 효과

기포는 수중에 구형 기체 형태로 존재하며 기액 계면으로 둘러싸여 있고 그 계면에 표면장력의 물리적인 작용으로 인해 기포 내부에 압력이 높아져서 직경이 $10\ \mu\text{m}$ 인 경우 약 0.3 기압, $1\ \mu\text{m}$ 는 약 3 기압의 압력이 상승된다.

일정 온도 하에서 액체에 녹아들어가는 기체의 양은 그 기체의 부분압에 비례하여 용해하기 때문에 결국 미세기포 일수록 기체의 용해 능력이 높아 소멸 순간의 기포 내부의 압력은 이론적으로 무한대가 된다. 이렇게 직경에 따라 반비례적으로 압력이 증가하는 것을 자기가압이라 한다. 단순 비교이지만, 직경이 $10\ \mu\text{m}$ 인 기포의 기체 용해 능력이 $1\ \text{mm}$ 의 기포에 비해 약 20,000,000 배 이다.

폐쇄성 수역의 환경오염의 가장 큰 원인 중 하나는 바닥의 산소 부족에 있지만 마이크로 버블의 우수한 기체 용해 능력을 이용하여 산소 부족을 크게 향상시킬 수 있다.

라. 마이크로-나노버블 전위특성

Fig. 5는 수중에 부유하는 입자의 표면에 작용하는 전위적 특성(zeta potential)에 대한 개념도를 나타낸 것이다. Zeta potential이 크다는 것은 입자의 표면에 이온화된 물의 층(수화층)이 두껍다는 것을 의미하며, 작다는 것은 반대로 수화층이 얇다는 것을 의미한다. 따라서 입자에 기포를 부착시키기 위해서는 입자의 수화층이 얇아야 하고 기포의 크기가 작아야 하며, 기포의 양이 많아야 하는 3가지 물리적 특성이 있어야 한다. 그리고 전기화학적으로, 입자와 기포간의 이온친화력을 강화 시켜 두 입자의 충돌 효율을 증대 시켜야 한다. 기포의 크기가 작으면 zeta potential이 큰 입자에 대해서

도 부착력이 뛰어나 세정의 효과가 크다. 뿐만 아니라 기포의 크기가 nano size이면 단위체적당 산소량이 증대하므로 살균의 효과가 크다. 즉 기포 크기의 미세도는 세정 또는 분리의 효과를 증대시키며, 미세한 기포 생성에 따른 용존 산소량 증가는 살균효과를 증대 시킨다.

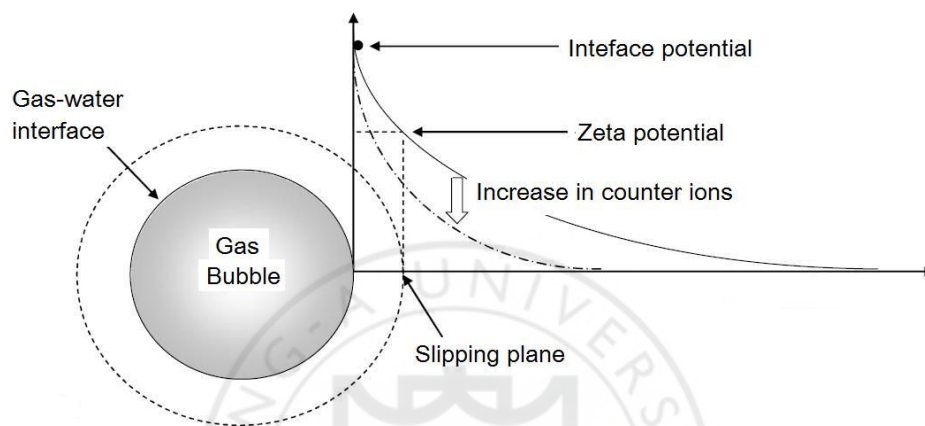


Fig. 5. Zeta potential of gas bubble.

Fig. 6²²⁾는 기포와 입자의 부착특성을 나타낸 것이다. 기포가 기본적으로 입자에 부착하기 위해서는 입자의 표면을 감싸고 있는 전위 영역을 뚫고 들어가야 한다. 입자의 전위영역은 입자의 계면특성과 액체의 pH 등에 의해 결정되는데, 기포의 크기가 작으면 전위차가 크더라도 쉽게 뚫고 들어가 입자와 부착할 수 있다. 이때 입자와 기포가 부착하면 입자의 상대적 비중이 감소하므로 액체 또는 고체와 분리하여 최종적으로 세정의 효과를 발휘할 수 있다.

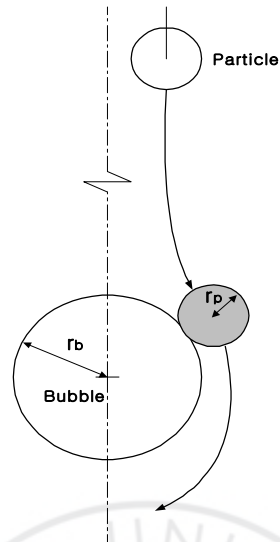


Fig. 6. Deposition characteristics between micro-nano bubbles and particle sizes.

마. 마이크로-나노버블 압축파괴

압축파괴는 초음파 공학에서 널리 알려진 현상으로 기포내부에 표면장력이 기체를 압축하는 힘으로 인해 발생하는 자기가압효과에 의해 4,000~6,000℃의 순간 고열이 발생하며 100만분의 1초의 짧은 시간에 압축, 파열의 연쇄반응을 반복하다 소멸하게 된다. 이때 OH 등의 프리라디칼을 발생시켜 물 속에 존재하는 세균과 유해화학물질을 분해시킨다. Fig. 7은 기포가 소멸하는 과정에서 일어나는 마이크로-나노버블의 특징을 나타내었다.

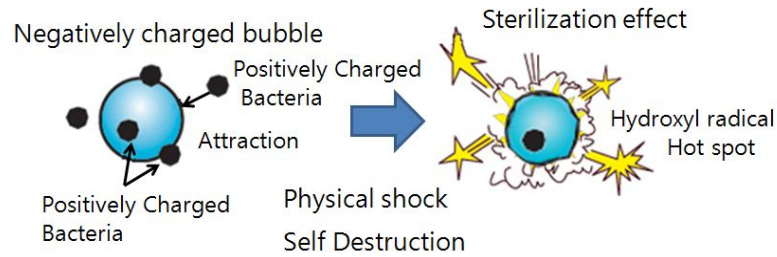


Fig. 7. Sterilization effect in micro-nano bubbles.

Table 1. Characteristics of different bubbles size

Bubble sizes	Characteristics
Ordinary bubbles	<ul style="list-style-type: none"> 기포 직경이 수십 μm 이상인 기포 수면위로 빠르게 상승파열 질적 변화 및 에너지원 없음
Micro bubbles	<ul style="list-style-type: none"> 기포 직경이 10 μm~수십 μm인 미세기포 수면으로의 상승속도 느림 수중에서 축소하고 소멸하여 완전용해(기포상태의 산소입자 물속에 공급) <ul style="list-style-type: none"> - 살균, 세정에 관한 산화의 기능성 증가 - 소멸시 초고압, 초고온을 형성하며 에너지 발산
Micro-nano bubbles	<ul style="list-style-type: none"> 기포 직경이 0.1 μm~10 μm인 미세기포 수면으로의 상승속도 느림 마이크로 버블에 비해 수축속도 빠름 마이크로 버블이 수축하여 생성
Nano bubbles	<ul style="list-style-type: none"> 기포 직경이 0.1 μm (1/10000 mm) 이하인 초미세기포 표면장력의 자기가압효과에 의해 Bubble의 수명 짧음 표면 대전에 의한 정전반발력이나 계면활성제에 의해 장시간 안정화 가능 특히 대전효과에 의해 안정화 된 나노버블은 기포특성이 장시간 유지되어 생명공학 분야 및 의학적인 응용 가능

(1) 압축파괴 과정

大成博文²³⁾²⁴⁾²⁵⁾²⁶⁾²⁷⁾²⁸⁾²⁹⁾ 등에 의하면 압축파괴 과정에 따라 3단계로 구분할 수 있다.

① 약간 수축하는 경우

직경이 수십 μm 전후의 마이크로 버블이 여기에 해당하며 상승에 따른 압력 저하에 의한 팽창보다는 마이크로 버블 자신의 수축이 조금 상향한다.

② 수축 속도가 약 1.3 μm 수축하는 경우

마이크로 버블의 직경이 40 μm 보다 작으면 약 8 μm 까지 일정한 속도로 수축한다.

③ 수축 속도가 급증하고 수축 소멸하는 경우

마이크로 버블의 직경이 약 8 μm 이하에서 마이크로 버블은 마이크로-나노 버블로 수축하게 된다.

(2) 압축파괴 운동 패턴

압축파괴시 운동 패턴은 똑바로 상승하면서 수축 소멸하는 경우와 압축파괴 과정에서 수평으로 요동을 치면서 수축·소멸 하는 경우 마지막으로 수축의 후반 과정에서 회전을 하면서 수축·소멸 하는 것으로 나타났다.

(3) 기포크기에 따른 수중 산소전달효율

일반적으로 포기조에 기존 산기관에 의한 공기의 강제 인입방법은 거대한 기포의 크기와 낮은 용존산소량으로 인해 유기물 분해 및 질산화시 전력비용이 많이 드는 단점을 가지고 있으므로, 이를 나노버블에 의한 기포크기와 용존산소량을 개선하여 처리수질 확보 및 에너지 효율성을 높일 필요가 있다.

생물학적 처리를 실시하기 위해서는 다량의 산소가 필요하게 되는데 (사)일본 하수도협회가 발행한 하수도통계 개정편(1997)에 따르면 표준활성슬러지법을 도입한 하수처리장 관리비 가운데 전력비가 약 8%이고, 고도처리법에서는 약 12.5%를 차지한다고 보고하였다. 이러한 관리비를 낮추기 위한 방법 중 하나로 반응조 등에서의 산소용해율을 향상시킨다면 반응(처리)시간을 단축시킬 수 있을 것으로 기대된다³⁰⁾.

환경부³¹⁾가 조사한 하수처리장 유지관리비 소요현황을 보면 344개(2006년 기준) 하수처리장이 설치되어 연간 66.8억톤의 하수를 처리하고 있으며, 연간 66.8억톤의 하수를 처리하는데 총 5,846억원의 운영비가 들었으며 이중 인건비가 30%로 가장 많고 인건비 다음으로 전력비가 19.3%로 가장 많은 비율을 차지하는 것으로 보고되고 있다. 산업폐수처리장과 오수처리장의 유지관리비 소요현황은 아직 집계된 바는 없으나, 총 운영비용에서 전력비가 차지하는 비율이 하수처리장의 경우와 같이 매우 높을 것으로 추정된다. 하·폐수 처리장에서 소비되는 전력의 상당부분이 폭기조 공기공급시설을 유지하는데 사용되기 때문에 공기공급시설을 효율적으로 관리하면 소요되는 전력을 절감할 수 있어 높은 비용 절감 효과를 얻을 수 있다³²⁾.

수중에 필요한 양의 산소를 전달하기 위해서는 기-액 계면이 만들어져야 하기 때문에 물속에 인위적으로 기포를 주입시켜 기체와 물의 경계면을 더 많이 만들어 줌으로서 기체를 액체에 전달할 수 있다.

기체전달속도는 기-액 계면의 접촉면적과 액체속의 기체포화부족량에 비례하는데 다음 식 (11)로 표현할 수 있다.

$$\frac{\partial M}{\partial t} = -DA \cdot \frac{\partial C}{\partial Xf} \quad (11)$$

여기서, $\frac{\partial M}{\partial t}$ = 기체 전달속도 (kgO₂/hr)

D = 기체의 확산계수 (m²/hr)

A = 기체-액체 경계면의 접촉면적 (m²)

$\frac{\partial C}{\partial Xf}$ = 막거리에 따른 산소농도 구배 (kg/m³/m)

그러므로 기체의 확산계수나 산소농도의 구배가 동일하다고 가정하면 일반적으로 기체전달속도는 기체-액체 경계면의 기포크기가 작아 기체접촉 면적이 커야한다. 기-액 접촉면적은 기포의 크기에 따라 좌우된다. 즉, 기포의 크기가 작음에 따라 반비례하여 기포의 접촉면적은 커지게 된다. 기포의 크기와 접촉면적의 비를 Table 2에 나타내었다.

또한, Table 3³³⁾에 기포크기별 특징을 나타내었으며, 일반 산기버블과 마이크로-나노버블을 비교하면 일반 산기버블의 크기는 약 2 mm(=2,000 μm), 마이크로-나노버블은 0.1~10 μm로 마이크로-나노버블의 접촉면적이 20~2,000배, 접촉시간은 80~8,000배 이상의 효과를 가진다.

Table 2. Comparison of bubble sizes and contact areas

Bubble sizes	Contact areas
1 mm : 100 μm	1 : 10
1 mm : 10 μm	1 : 100
1 mm : 1 μm	1 : 1,000
1 mm : 0.1 μm	1 : 10,000

Table 3. Size comparison of conventional bubbles and micro-nano bubbles

Parameters	Diameter (mm)	Area (mm ²)	Volume (mm ³)	Contact area per unit bubble size
Ceramic fine bubbles	2~3	50~113	34~113	1.5~1
Medium bubbles	3~4	113~201	113~268	1~0.75
Coarse bubbles	10	1,256	4,187	0.3
Micro-nano bubbles	0.1~10 μ m	0.0314~8.04	5.2 $\times 10^{-4}$ ~2.14	60.4~3.8



3. 생물학적 질소제거

가. 생물학적 질소제거 기작

생물학적으로 질소를 제거하는 기작은 세포합성에 의한 제거와 수중의 유기 및 암모니아성 질소를 산화시켜 nitrite를 거쳐 nitrate로 변화시키는 aerobic성 산화반응인 질산화 반응과 질산화에 의해 생성된 산화상태의 질소화합물을 anaerobic 상태에서 전자수용체로 사용함으로 질소가스로 환원시켜 대기중으로 방출 시키는 탈질산화 반응으로 나눌 수 있다.³⁴⁾³⁵⁾

일반적으로 미생물의 biomass 속에 포함된 질소성분은 건조중량을 기준으로 12~13%를 차지하고 있다. 따라서 해당만큼의 질소량이 미생물 세포합성에 의해 제거될 수 있다. 세포합성에 의해 제거되는 질소의 양을 수식으로 나타내면 아래와 같다.³⁶⁾

$$\frac{dNH_3 - N}{dt} = \frac{0.125 \times dX_v}{dt}$$

여기서, $dNH_3 - N/dt$ = 합성에 의한 질소제거율, kg/day

dX_v/dt = 활성화 미생물의 생성율, kg/day

활성슬러지 시스템에서 암모니아성 질소의 제거량과 COD 제거량과의 비율은 다음 식으로 표현할 수 있다.

$$\frac{dNH_3 - N/dt}{dBOD_5/dt} = 0.125 \times \frac{dX_v/dt}{dBOD_5/dt}$$

BOD₅ 제거율과 F/M비의 함수로 전체 소모된 암모니아성 질소는 아래식으로 표현 할 수 있다.

$$\frac{dNH_3 - N}{dBOD_5} = (0.125)(a) - \frac{(0.125) \times (X_d)(K_b)}{F/M}$$

여기서, α = yield coefficient, g VSS/g BOD₅

X_d = degradable fraction of MLVSS

K_b = endogenous decay rate, g VSS/g VSS-day

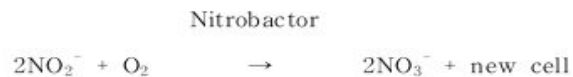
F/M = organic loading rate, kg BOD₅/kg VSS-day

α (yield coefficient) 값은 일반적으로 0.6보다 크지 않으며, 암모니아 제거량과 BOD₅ 제거량의 이론적 최대 비율은 0.075이다. F/M 비를 0.1 /day로 시스템을 운영한다면 암모니아와 유기물의 제거량의 비율은 0.018일 것이다. 따라서 세포합성에 의해 제거할 수 있는 질소 제거량은 유입 유기물의 대략 2~5%에 불과하다.³⁷⁾

도시하수의 경우 유입수내의 BOD₅와 질소농도가 각각 120 mg/L 및 30 mg/L라면 도시하수 처리에서 세포합성에 의해 제거되는 질소는 8~20% 정도이며, 축산폐수의 경우 유입 BOD₅와 질소의 농도중 암모니아성 질소 농도가 각각 2,300 mg/L 및 650 mg/L 라면 일반 축산폐수 처리공정에서 세포합성에 의해 제거되는 질소제거율은 7~18 정도이다.³⁷⁾

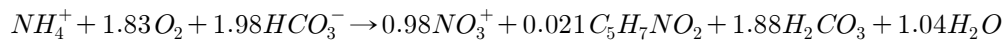
나. 질산화(Nitrification)

질산화란 암모니아성 질소에서 중간 생성물로 아질산성 질소를 생성하고 최종적으로 질산성 질소로 전환시키는 생물학적 산화반응을 말한다. 이러한 질산화 반응은 아질산성 질소의 생성과정과 질산성 질소 생성단계로 나누어 이루어지며, 이의 두 단계를 수식화하면 다음과 같다.



일반적으로 질산화 과정에서 관찰되는 것은 nitrate이다. 이는 nitrite에서

nitrate로 전환되는 속도가 매우 빠르기 때문이다. 이때 질산화균의 cell biomass를 NVSS(nitrifier's volatile suspended solids)이고, nitrobacter의 세포 생성율은 0.02~0.08 g NVSS/g NH₃로 보고되고 있으며, 설계를 위한 일반적인 값은 0.15 g NVSS/g NH₃를 사용한다. 산화와 세포합성을 포함한 실험으로 얻어진 총 반응식은 아래와 같다.



질산화를 위한 양론반응식에서 살펴보면, 1 g의 암모니아성 질소를 질산화에 해 제거할 때 4.33 g의 산소를 소모하고 7.14 g의 알칼리도가 감소하며, 0.15 g의 새로운 세포형성과 아울러 0.08 g의 무기탄소가 소모된다는 것을 알 수 있다.³⁸⁾

암모니아 1 mol이 질산화되기 위해서는 약 17.5 kcal/mol가 필요하다. 일반적으로 질산화에 요구되는 SRT는 질산화 균의 specific growth의 역수와 같다.

$$SRT = \frac{1}{\mu_n - k_{nd}}$$

μ_n = 질산화 bacteria의 specific growth rate, g new cells/g cells · d

K_{nd} = 질산화 bacteria 의 내성호흡 decay rate, g cell decayed/g cell · d

하지만, endogenous decay coefficient 값은 무시할 수 있는 정도이며, 이를 Monod식을 이용하여 요구되는 SRT는 specific growth rate의 역수로 표현할 수 있다.

$$\mu_n = \frac{(\mu_{n,max})N}{K_n + N}$$

$\mu_{n,max}$ = 질산화균의 최대 specific growth rate, g cell produced/g cells · d

K_n = Half saturation coefficient, mg/L

N = 암모니아성 질소의 농도, mg/L

최대 비성장율에 영향을 주는 인자들로는 반응조에서의 혼합강도, 활성슬러지의 flocc기, pH, 용존산소 농도 등을 들 수 있다. 또한 비성장율과 같이 질산화 반응에 pH, 온도, 용존산소 등 많은 인자가 영향을 미치게 된다. 기존 연구에서 pH 7에서 최대 비성장율이 pH 8 에서와 비교하여 약 50% 정도였으며, pH 7과 pH 8 사이에서는 비교적 직선적인 경향을 보이는 것으로 보고하였다. 질산화율에 관한 연구로 pH 7.2~8.0 범위에서는 큰 차이를 보이지 않고 pH 7.2 이하에서는 질산화율이 직선적으로 감소함과 용존산소에 대한 질산화 균의 질산화 반응이 일어나기 위한 최소한의 농도를 0.3 mg/L로 알려져 있으며, *nitrosomonas*에 의한 질산화 반응에 영향을 끼치지 않는 용존산소의 농도는 1 mg/L 이상이고, *nitrobacter*에 의한 질산화 반응에 영향을 끼치지 않는 농도는 2 mg/L 이상이라고 보고하였다.³⁹⁾⁴⁰⁾

질산화 반응에 대한 최대 비성장율은 온도에 의해 크게 영향을 받음이 여러 연구자들에 의해 보고되었다. USEPA⁴¹⁾의 연구에 의하면 20°C에서의 최대 비성장율은 0.3~0.5 /day의 범위로 알려져 있다. 온도의 함수로 half-saturation coefficient를 표현하였는데, 이때 10, 15, 20°C에서 half-saturation coefficient값은 각각 0.23, 0.41, 0.74으로 나타낼 수 있다.

질산화에 영향을 주는 상기 인자들 외에 독성물질 및 저해물질을 들 수 있다. 독성물질에 대해 *nitrobacter*는 매우 민감한 것으로 알려져 있다. 질산화에 영향을 주는 독성물질 중 free ammonia(FA)와 free nitrous acid(FNA)에 관한 연구는 FA가 *nitrosomonas*에 저해를 주는 농도는 10~150 mg/L의 범위에서 이루어지며, *nitrobacter*에 저해를 주는 농도는 0.1~1.0 mg/L임을 발표하였다. FNA가 *nitrobacter*에 영향을 주는 농도는 0.2~2.8 mg/L으로 보고하였다. 이들 농도는 pH의 함수로 작용한 것으로 FA의 농도를 pH의 함수로 표현한 식을 다음과 같다.⁴²⁾

$$FA, mg/L = \frac{(TA)(10^{pH})(17/14)}{K_b/K_w + 10^{pH}}$$

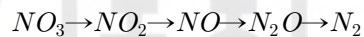
여기서, TA = Ammonium과 FA를 포함한 총 암모니아의 농도, mg/L

K_b = 암모니아 평형 반응식의 이온화 상수

K_w = 물의 이온화 상수

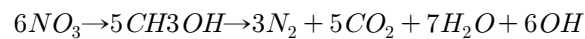
다. 탈질산화 (Denitrification)

탈질산화(Denitrification)란 생물학적으로 질산성 질소를 환원된 상태의 N_2 , N_2O 와 NO 로 전환하는 것을 말한다. 이러한 과정은 anoxic(anoxic) 조건에서 최종 전자수용체를 산소대신 질산염을 이용하는 임의성 heterotrophic 박테리아에 의해 아래와 같은 경로를 통해 이루어진다.⁴¹⁾



탈질산화 반응에서 요구되는 환경은 용존산소가 존재하지 않는 완전한 anoxic상태와 생물학적으로 분해가 쉬운 유기물질의 존재가 필요하다. 하지만, 산성의 pH상태에서는 산소가 존재하더라도 탈질산화 반응이 일어나며, F/M ratio와 용존산소의 조건에 따라 미생물의 floc내에 anoxic 상태가 조제할 경우 질산화 공정과 탈질산화 공정이 동시에 일어나기도 한다.³⁶⁾³⁹⁾

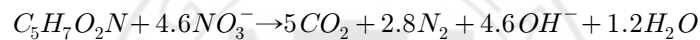
외부탄소원으로 가정 널리 사용되고 있는 메탄올을 포함하는 탈질 반응을 화학양론반응식으로 표현한다면 다음과 같이 표현할 수 있다.



세포합성이 포함된 실험적 반응은 아래와 같이 표현된다.



위와 같이 표현된 반응식에서 1 g의 질산염이 탈질되는데 필요한 요건은 메탄올의 경우 2.47 g이 소모되며, 이 값을 COD값으로 환산하면 거의 3.7 g이 된다. 또한 미생물의 성장은 0.45 g이 새로운 세포로 형성되며, 3.57 g의 알칼리도가 형성된다.⁴³⁾ 탈질율은 주입되는 유기물의 종류 및 주입농도에 따라 달리 나타나게 된다. 주입되는 유기탄소원이 메탄올인 경우에 있어서의 탈질율은 20°C에서 0.12~0.9 g NO₃-N/g VSS · day의 범위에 속하며, 하수인 경우에는 0.03~0.72 g (NO₃-N)/g-(VSS) · day로 유입되는 하수내의 분해가능한 물질의 함유정도에 따라 많은 차이가 나타남을 알 수 있다. 이러한 탈질에 필요한 유기물이 없을 경우에서도 미생물의 내생호흡에 의한 탈질을 식으로 나타내면 다음과 같다.



위와 같이 유기물이 존재하지 않는 경우에 있어서의 탈질율은 0.017~0.048 g NO₃-N/g VSS · day의 매우 낮은 범위임을 알 수 있다.⁴⁴⁾ 탈질산의 영향은 매우 크다. 이러한 유기물의 종류와 농도 외에도 탈질산화에 미치는 영향인자로서 용존산소 농도, pH 및 온도 등이 있다.

탈질산화 반응에서는 1 mg의 질산염이 제거될 때 3.57 mg의 CaCO₃에 해당되는 알칼리도가 생성되며 pH가 증가하게 된다. 이는 질산화에 의해 감소되는 알칼리도의 절반에 해당하는 양이다. 탈질산화 반응시 최적 pH는 7.0이며, 같은 배양조건에서 pH가 6과 8일 경우 pH 7.0에서 관찰된 탈질율의 절반밖에 나타나지 않았다. 하지만, 위의 연구는 미생물의 적응 기간을 두지 않은 연구 결과이며, 다른 연구자들의 연구 결과를 보면 탈질산화 박테리아의 최적 pH는 6.5~7.5의 범위이며, pH 7.0~8.0의 범위에서는 차이가 없으며, 이 범위를 벗어나면 처리효율이 급격하게 감소한다.

탈질산화 반응에 대한 용존산소의 영향은 *pseudomonas* 배양과 도시하수를 처리 하기 위해 활성슬러지에서 행한 연구 결과 0.2 mg/L 농도 이상에서 저해 받는 것으로 보고 되었으며, 분산성장 정도가 높을 경우에 있어서는 0.13 mg/L의 농도에서 탈질산화 반응이 중지됨이 보고되고 있다.⁴²⁾ 이처

럼 탈질산화 반응에 영향을 주는 DO농도는 측정된 용존산소가 활성슬러지 flocc내의 실질적인 용존산소를 나타내는 것은 아니다. four channel 산화구에서는 0.3~0.8 mg O₂/L, 활성슬러지 공법에 서는 0.5 mg O₂/L, Semi-batch 활성슬러지 공법에서는 0.3~1.5 mg O₂/L의 aerobic상태 하에서도 탈질반응이 관찰됨이 발표되었다. IAWPRC⁴⁴⁾에서는 영향을 미치는 농도인 inhibition kinetic coefficient를 0.1 mg O₂/L로 하였다.

4. 생물학적 인제거

최근 들어 부영양화는 전 세계적으로 확산되고 있는 수질문제 중의 하나로 대두 되었으며, 수중의 많은 영양염중에 인화합물들은 부영양화를 유발하는 가장 중요한 원인으로 밝혀졌다. 또한 많은 인제거 방법들 중에서 생물학적 처리시스템은 가장 효과적인 인제거 시스템으로 적용되어지고 있다.

과잉의 Polyphosphate를 섭취할 수 있는 미생물들에 대한 많은 연구들이 강화된 생물학적 인제거 mechanism을 이해가고, 안정적이며 효과적인 인제거 공정들을 개발하기 위해 수행되어지고 있으나, 이러한 노력에도 불구하고 EBPR(Enhanced Biological Phosphorus Removal)에 대한 정확한 mechanism들은 그것들의 복잡성 때문에 아직 명확하게 이해되지 않고 있다.⁴⁵⁾

EBPR의 거동을 설명하기 위해서는 anaerobic, aerobic과 anoxic 조건들의 상관성이 요구되어진다. 일반적으로 EBPR의 역할을 수행하는 미생물(polyphosphate (poly-P) bacteria)들은 PHAs(poly 3-hydroxy alkanoic acids) 또한 혐기성조건하에서 polyphosphate를 ortho-phosphate로 분해하는 과정에서 생산되어진 에너지를 이용할 수 있다. 그 후 외부탄소원이 없는 호기성 조건하에서 bacteria는 bulk liquid로부터 polyphosphate를 축적하기 위해 ortho-phosphate를 흡수하는 것뿐만 아니라 세포증식과 유지를 위한 에너지를 생산하기 위해 저장된 기질을 사용한다.

인 제거에 관여하는 미생물은 일반적으로 poly-P bacteria 또는 bio-P bacteria로 불리우는데, Cech와 Hartman은 인제거에 관여하는 미생물인 poly-P bacteria이외에 anaerobic상태에서 acetate등의 탄소원을 이용하나,

인 방출에는 관여하지 않는 박테리아가 있음을 제안하고 이를 G-bacteria로 명명하였다.⁴⁶⁾

일반적으로 poly-P 미생물들이 혐기조건하의 EBPR시스템에서 glucose를 직접적으로 사용할 수 없는 것으로 알려져 있다. 심지어 glucose가 non-poly-P 미생물들(acidogenic bacteria)에 의해 SCVFAs로 빠르게 전환되지 않는다면 EBPR system에 악영향을 미친다(Randall et al., 1994). acetate와 glucose가 carbon source로 제공되어 졌을 때 “G-bacteria”의 성장으로 인한 EBPR의 파괴된다. 그들은 유입수가 glucose를 함유하고 있을 때, aerobic조건 하에서 polyphosphate를 축적하지 않고, anaerobic 조건하에서 인 방출 없이 glucose를 사용하는 G-bacteria가 anaerobic/ aerobic공정에서 우점화된다.⁴⁷⁾

또한 방출된 인과 소모된 COD의 비는 0.30~0.72정도이고, 이러한 비율은 주입되는 기질에 따라 변한다. 결국 G-bacteria보다 poly-p bacteria의 분포가 많을 경우 P_{rel}/COD_{ut} 와 P/Ac비가 높고, 이는 인제거율에 직접적인 영향을 주지만 이러한 비율은 기질의 종류에 따라 다양하게 나타나며, poly-p bacteria와 G-bacteria는 서로 유기물 경쟁을 하고, 이러한 미생물 분포의 다소는 P/Ac몰비를 사용하여 간접적으로 예측할 수 있다.⁴⁶⁾

가. 인제거 미생물

이와 같이 미생물에 의한 인 제거에 대한 연구에 의하면 인을 제거하기 위해서는 슬러지 내에 인 제거 미생물이 있어야 한다. Fuhs 등⁴⁸⁾은 *Acinetobacter sp.*를 순수 배양한 반응조에 acetate를 기질로 anaerobic과 aerobic 조건을 둠으로서 인의 방출과 과잉섭취를 관찰하였다. 이 연구에서 인 제거는 *Acinetobacter sp.*가 관여함이 밝혀졌다. 또한 대부분의 *Acinetobacter sp.*는 환원실험에서 질산염을 질소가스로 환원시키지 못함이 밝혀졌다. 하지만, 인 제거 활성슬러지 공정에서 탈질을 할 수 있는 *Acinetobacter*종이 있으며, 인 제거 공정에서 발견된 일반적인 미생물은 *Pseudomonas*와 *Aeromonas*종이다.

나. 생물학적 인 제거에 미치는 영향인자

생물학적으로 인을 제거하는데 미치는 영향인자로 용존산소, 온도, MCRT 및 독성물질을 들 수 있다. 인 제거에 미치는 온도의 영향은 유기물 제거에 미치는 영향만큼 크지 않다. 낮은 온도에서는 nitrate의 생성이 적어지기 때문에 생물학적 인제거가 가능하다. MCRT가 3일 보다 짧아도 인 제거가 가능하나 유출농도의 불안정과 탁도가 높다. 6일의 MCRT에서는 보다 안정화를 꾀할 수 있으나, 높은 온도에서는 nitrification에 의한 저해가 발생할 수 있다는 인 제거와 MCRT관계를 연구 발표하였다. pH가 7~8에서 보다 9일 때 인의 섭취율이 급격히 감소되며, 일반적으로 질산화에는 영향을 끼치지 않는 물질이 인 제거에 영향을 미치는 것이 관찰되기도 하지만, 그 저해물질에 대해서 정확히 규명된 바는 없다.⁴⁵⁾

유입 유기물의 부하량이 높고 DO농도가 낮은 경우 인 제거율이 증가된다. 정상적인 활성슬러지에서는 20%의 효율이 나타나지만 슬러지를 anoxic 상태로 만들면 인이 방출되며, 전체 인제거 효율은 50%에 달한다고 발표하였다. Phoredox 시스템의 anaerobic과 aerobic 상태에서의 용존 유기물(SBOD)과 ortho-P(Pi)의 관계는 전자수용체가 존재하지 않는 anaerobic상태에서도 SBOD는 감소하며, Pi는 증가하게 된다. 이처럼 인의 방출에 따라 감소되는 SBOD값은 용존 Pi가 6 mg/L에서 24 mg/L로 증가할 때 SBOD값은 45 mg/L에서 15mg/L로 감소하여 1.67 mg SBOD/mg Pi의 관계가 있다.

일반적으로 인제거 미생물들이 anaerobic성 조건에서 acetate등을 흡수할 수 있다는 점 때문에 다른 미생물에 비해서 경제적 우위를 점할 수 있으므로 anaerobic 조건이 인 제거 미생물을 선택 증식시킬 수 있는 결정적 단계가 된다. 인 제거과정에서 슬러지내의 volution granule을 조사한 결과 lipid, protein, RNA, magnesium, poly phosphate등이 있는 것으로 알려져 있다.⁴²⁾⁴⁴⁾⁴⁵⁾

luxury uptake한 세포내의 poly phosphate granule은 보통량의 25%를 초과한 인을 보유하고 있는데 anaerobic성 조건에서 이들이 적어지거나 거의 사라져 버린다. 인 제거 미생물의 성장이 늦어서 simple carbohydrate substrate를 선호하며, anaerobic성 조건이 없는 기존의 활성슬러지법에서는

이들이 존재하기 힘들고 aerobic성 조건에서 세포내저장된 기질이 제거되면서 과잉의 인을 poly-P 형태로 섭취하게 된다고 할 수 있다.⁴⁹⁾

회분식으로 활성슬러지법을 운전한 결과 과도하게 포기시키는 경우 인이 많이 제거된다. 그들이 인이 Embden-Meyerhof pathway와 Krebs cycle이 큰 역할을 한다고 하였다. 섭취된 인은 volutin이라고 불리는 granulla cluster에 보관되며 이 현상은 DO 및 pH의 영향을 받고 또 반송슬러지의 양이 적을수록 ortho-P 섭취는 증가된다고 하였다. 또한 인은 anaerobic성 상태에서 방출되지만 anoxic 상태이고 산화환원 전위가 낮은 침전지에서도 ortho-P가 방출된다.⁴⁷⁾

생물학적 인제거에 있어 DO의 영향은 DO가 2 mg/L정도일 때 최고의 인 uptake가 이루어진다. 활성슬러지조에서 유기물 부하가 낮은 경우에는 DO가 0.3 mg/L정도이하에서 인방출이 이루어지며, 유기물 부하가 높은 경우에는 0.1 mg/L정도 이하에서 인방출이 시작된다.⁵⁰⁾

PAOs (phosphorus-accumulating organisms)는 중온성 또는 호냉성 미생물로서 온도는 phosphorus 제거효율에 크게 영향을 미치게 된다. 약 20~35°C사이중 더 낮은 온도가 EBPR 시스템이 수행되는데 있어 더 효과적이다. 원수중에 15 mg/L의 phosphorus가 주입된 후 안정화된 상태에서 유출수의 용존성 phosphorus는 20°C에서 0.4 mg/L, 25°C에서 6.4 mg/L, 30°C에서 9.1 mg/L, 32.5°C에서 10.6 mg/L, 35°C에서 12.0 mg/L로 나타났다. 이 결과는 5.0°C~30.0°C까지 시스템의 온도를 일정하게 변화시킨다.⁵⁰⁾

pH는 생물학적 인의 release 및 uptake 기작에 필요한 환원력(NADH₂)의 제공과 관련하여 중요한 영향을 미친다. 무산소-호기성 반응기에서 호기 상태에서 인의 섭취속도에 대한 pH의 영향을 연구한 결과 역시 pH 7에서 섭취속도가 가장 빠르고, pH 6.5와 7사이에서 인의 섭취 속도에는 큰 차이를 보이지 않았지만, pH 6.5이하에서는 일정하게 감소하는 경향을 보인다. 그리고, pH 5.2 이하에서는 미생물의 활성이 급격히 저하된다고 하였으며, 다시 pH 7 이상으로 증가시켰을 경우 인의 섭취속도는 회복된다고 볼 수 있다. pH영향에 대한 연구결과에 의하면 좀더 효율적인 인 제거는 pH 7.5~8.0에서 일어난다고 하였다. 또한, *Acinetobacter*의 최대 비증식 속도는 pH 7.0과 비교할 때 pH 8.5에서 약 45% 높게 나타난다고 보고하였다. 또한 활성 슬

러지를 혐기/호기 공정으로 운전했을 때, pH 7에서 GAO가 우점화되어 인 제거가 수행되지 않았고, pH가 높을수록 인 제거 효율이 높다.⁵¹⁾⁵²⁾

Pilot 규모의 bardenpho 변법 공정 실험에서 유출수의 질산성 질소 농도가 4.0 mg/L에서 6.7 mg/L로 증가되었을 때 인 제거율은 90%에서 55%로 감소되었다고 알려져 있으며, A/O공정 실험에서 유입수의 질산성 질소 농도수의 BOD : P비와 포기조의 F/M비가 동일한 상태에서 유출수의 질산성 질소 농도가 3.4 mg/L에서 0.6 mg/L로 감소되었을 때 유출수의 인 농도는 2.0 mg/L에서 0.9 mg/L로 감소한다.⁴⁹⁾

생물학적 인 제거공정에서 인 제거는 주로 페슬러지에 의해 이루어지므로 고형물 체류시간(SRT)을 감소시키는 것이 바람직하나, 생물학적 질소·인 동시제거 공정에서는 유기물 제거뿐만 아니라 질산화와 탈질반응을 고려한 적절한 고형물 체류 시간을 설정하는 것이 매우 중요하다. A/O공정 pilot plant 실험에서는 SRT를 4.3일에서 8일로 증가시켰을 때 BOD/P 비율은 19에서 26으로 증가되고, 슬러지내의 인 함량은 5.4%에서 3.7%로 감소된다는 연구결과가 있다. 이러한 결과는 시스템 설계에 있어서 유출수의 인 농도를 낮게 하기 위해서는 유입되는 BOD양이 높아야 된다는 것을 알 수 있다.⁵⁰⁾

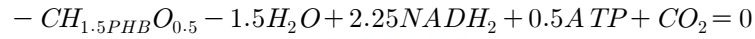
생물학적 인 제거 공정에 가장 큰 영향을 미치는 것으로 유입수중의 RBDCOD(Readily Biodegradable COD)를 지적하였는데, 이는 인 제거 공정이 종속영양 세균에 의해 이루어짐으로 이들의 성장을 위한 유기물질이 필수적이기 때문이다. 다양한 VFA(Volatile Fatty Acid)를 이용해서 인 제거 실험을 한 결과 아세트산이 생물학적 인 제거를 위해서 가장 우수한 유기물질로 알려져 있다.⁵³⁾

다. 호기성 신진대사의 화학양론적 모델

활성슬러지 공정에서 생물학적 인제거를 수행하기 위한 일차적 요인은 혐기와 호기영역을 교차하는 슬러지의 순환이다.⁵⁴⁾⁵⁵⁾

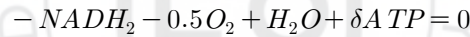
Reaction 1 : PHB Catabolism

PHB는 acetylcoa로 분해 되며 TCA cycle로 전환되어진다. 생산 되어진 $FADH_2$ 는 $NADH_2$ 에 상응하는 것으로 가정된다.



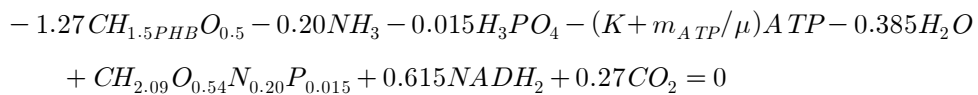
Reaction 2 : Oxidative Phosphorylation

인산화 반응(Oxidative Phosphorylation)에서 ATP는 $NADH_2$ 로부터 생산되어진다. 전자쌍당 생산되어진 ATP의 양은 δ 로 나타내며, P/O비로 불려진다.



Reaction 3 : Biomass Synthesis from PHB

Biomass의 합성에서, 0.27 mol CO_2 는 C-mol biomass로 생산되어진다. AcetylCoA로부터 Biomass 전구체의 합성과 1C-mol biomass에 대한 이러한 전구물질의 중합을 위해 필요로 되어지는 ATP의 양은 K로 표현되어진다. 유지조건 m_{ATP} 는 공정을 유지하는데 기인하는 순수 ATP 소비량이다. Biomass구성은 poly-P, PHB, glycogen 물질로 모아져 있고, CHON 분석들로 결정되어진다. 1C-mol active biomass는 26 g정도이다.



Reaction 4a : Phosphate Transport

세포막을 가로지르는 인의 전달은 에너지가 필요한 공정이다. 인은 음전하로 하전된 이온이며, 세포막 외부의 전위차와 비교하여 수행되어진다. Poly-P 합성을 위해 필요한 양전하를 띤 이온들은(Mg^{2+}, K^+) 에너지손실 없이 획득되어진다. 그 대신에, 인의 약간량 ε 은 각각의 소비되어진 $NADH_2$ 로 전달되어질 수 있다.

$$-H_3PO_4^{out} - 1/\varepsilon NADH_2 - 1/2\varepsilon O_2 + H_3PO_4^{in} + 1/\varepsilon H_2O = 0$$

Reaction 4b : Polyphosphate Synthesis

Polyphosphate의 합성을 위해 요구되는 ATP의 양은 α_3 로 표현되어 진다. Polyphosphate의 합성을 위해 1 ATP가 필요하므로 α_3 의 대표값은 1 이다.

$$H_3PO_2^{in} - \alpha_3 ATP + HPO_3_{polyP} + H_2O = 0$$

Reaction 5 : Glycogen Production

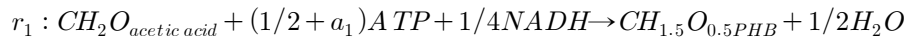
이 반응은 포도당 새 합성에서 oxaloacetate로부터 glycogen의 생산에 근거한다. Oxaloacetate는 glyoxylate cycle을 통해 PHB로부터 생산되어 진다.

$$-4/3 CH_{1.5}O_{0.5PHB} - 5/6 ATP - 5/6 H_2O + CH_{10/6}O_{5/6} + 1/3 CO_2 + 1 NADH_2 = 0$$

라. 혐기성 신진대사의 화학양론적 모델

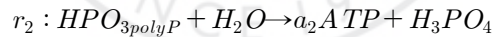
1) Acetate uptake and Storage as PHB⁽⁵⁶⁾⁽⁵⁷⁾⁽⁵⁸⁾

1C-mol acetic acid의 흡수(HAc 0.5mol과 등가)와 PHB로의 전환은 3가지 단계로 설명된다. 즉, pH($\alpha_1=0\sim0.5$)에 의존하는 α_1 mol ATP를 필요로 하는 acetate의 흡수, 0.5mol ATP를 필요로 하는 acetyl CoA로 전환 그리고 C-mol acetic acid당 0.25 mol NADH를 필요로 하는 PHB로의 전환이다.



2) Polyphosphate Degradation for ATP Production

Acetate의 흡수와 저장에서, ATP는 poly P의 분해에 의해 생산된다. Polyphosphate는 H_3PO_4 로 표현된다. Phosphorus, Magnesium, Potassium의 측정되어진 방출에 근거하여 polyphosphate의 구성은 $Mg_{1/3}K_{1/3}PO_3$ 였다. 원소 magnesium, potassium은 여기에서 고려되지 않았기 때문에 phosphorus 그룹은 전기적 중성을 띤 양자로 구성되어 있다. PolyP의 분해로부터 생산된 ATP의 양은 α_2 로 표현되어 진다. 1 P-mol polyphosphate의 가수분해는 1mol ATP와 1mol phosphate를 생산한다. 반면에 phosphate의 유출에 의해 어떠한 에너지도 생산되지 않는 가정할 때 α_2 는 1이다.



3a) NADH Production in the TCA Cycle

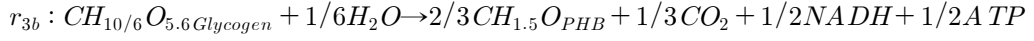
NADH는 reaction 1에서 요구되며, TCA cycle에서 소량의 acetate 전환으로부터 생산되어진다. TCA cycle에서 생산된 ATP는 NADH에서 FADH의 전환을 위해 사용되어 진다.



3b) NADH Production from Degradation of Glycogen

NADH는 연속적으로 PHB로 전환되는 acetyl CoA에서 EM pathway를

통해 0.5 C mol glycogen의 전환으로부터 생산되어진다.



Reaction $r_1 \sim r_3$ 는 “internal reaction”이라 불리며, 생화학적 지식과 화학양론에 근거한다. 이러한 반응들은 세포내에서 발생하며, 직접적으로 관찰되지 않는다. 그러나, Internal reaction rates는 세포 외부에서 관찰될 수 있는 전환속도와 관련되어 질 수 있다.

4) Overall Reaction TCA Cycle as Source of NADH

$$r_4 : -CHO_{acetate} - \frac{0.50+a_1}{a_2}HPO_{3polyP} - \left(\frac{1}{3} - \frac{0.50+a_1}{a_2}\right)H_2O + 0.89CH_{1.5}O_{0.5PHB} \\ + 0.11CO_2 + \frac{0.50+a_1}{a_2}H_3PO_4 = 0$$

5) Overall Reaction Glycogen as Source of NADH

$$r_5 : -CH_2O - \frac{1}{2}CH_{10/6}O_{5.6}glycogen - \frac{0.25+a_1}{a_2}HPO_{3polyP} + 1.33CH_{1.5}O_{0.5PHB} + 0.17CO_2 \\ + \frac{0.25+a_1}{a_2}H_3PO_4 + \frac{5}{12} - \frac{0.25+a_1}{a_2}H_2O = 0$$

5. 하수고도처리

하수처리란 하수중에 현탁 또는 용해되어 있는 오염물질을 제거하는 조작이다. 하폐수가 처리되지 않은 상태로 하천이나 호소 또는 바다 등의 수역으로 방류되면, 부패에 의한 산소의 감소, 수서생물의 폐사, 부식성찌꺼기의 퇴적 및 조류의 이상증식 등을 초래하여 수질을 오염시킬 수 있다.³⁴⁾ 이로 인한 하폐수의 수질기준을 만족할 수 있도록 각종의 방법으로 처리하고 있

으며, 일반적으로 제거해야 할 오염물질의 성상에 따라 처리방법이 결정된다.

하폐수처리법은 크게 물리화학적 처리(physicochemical treatment)와 생물학적 처리(biological treatment)로 분류된다. 물리화학적 처리에는 침전, 흡착, 이온교환, 중화, 응집, 부상, 역삼투 등이 있으며, 주로 하수중의 유기물이나 무기물을 제거하는데 이용하고 있다. 생물학적인 처리에는 호기성처리, 혐기성처리, 특정 미생물에 의한 처리, 영양염류의 처리 등이 있으며, 이들은 모두 미생물의 신진대사를 이용하는 처리법이며, 주로 하수중의 유기물을 제거하는데 이용되고 있다. 호기성처리, 특히 활성슬러지 공정(activated sludge process)은 처리효율이 높기 때문에 가장 많이 보급되어 있으며, 전국에 걸쳐 많이 건설되어 있다.³⁾

생물학적 하수처리의 기본적인 목표는 :

- ① BOD와 COD등으로 표현되는 유기물의 농도를 저하시켜서 청정한 처리수를 얻고,
- ② 슬러지의 발생량을 가능한 감소시키며,
- ③ 질소와 인 등의 영양염류를 가능한 제거하는 것에 있다.

근래에는 처리프로세스에서 발생하는 슬러지를 유효하게 이용하는 것도 하나의 중요한 목표로 되고 있다.

이러한 목표를 달성하기 위해서는 물리화학적인 처리와 마찬가지로 생물학적인 처리에서도,

- ① 반응시간을 짧게 하고(반응속도를 빠르게 하는),
- ② 소비되는 에너지와 약품 등을 적게 하며,
- ③ 유지관리를 용이하게 하는 것 등이 요구되고 있다.

①의 조건은 처리시설의 부지를 감소시키고 반응조의 부피를 적게하며, ②의 조건은 자원과 에너지를 절약하게 하고, ③의 조건은 소요인력을 감축시킨다는 것을 의미한다. 그러나, 상기 조건들을 동시에 만족시키는 것은 거의 불가능하며, 반응시간을 단축시키게 되면 폭기 등에 필요한 동력비가 높

아지고, 유지관리에도 보다 높은 기술이 필요하게 되는 경우가 많다.

가. 기존 하수처리 공법

주로 하수중의 유기물을 제거하는데 이용되는 주요 생물학적 처리공정은 활성슬러지공정을 비롯한 각종 변법이 있다. 일반적으로 소규모 하수처리시설인 경우, 산화구공정(oxidation ditch)이나 연속회분식공정(SBR)을 사용할 수 있고, 조건에 따라 장기폭기법이나 접촉안정화공정 등이 사용될 수 있다.⁵⁹⁾⁶⁰⁾

활성슬러지 공정은 하수를 호기성상태에서 안정화시키는 호기성 부유성장식공정의 대표적인 공정으로, 미생물이 하수와 미생물의 혼합액(mixed liquor)내에서 부유상태로 성장하면서 하수내의 각종 유기물을 효소에 의해 분해하여 이용가능한 유기물로 만든 후 새로운 세포나 최종생성물로 전환시키는 생물학적 처리공정이다.

폭기조에는 유입하수와 반송슬러지가 함께 유입된다. 활성슬러지 공정의 핵심은 침전지에서 분리된 활성슬러지의 반송에 있는데, 이러한 슬러지 반송에 의하여 적정 수준의 고농도미생물을 확보할 수 있다. 또한 적정 미생물 농도 및 활성을 유지하기 위하여 침전지 또는 폭기조로부터 폐활성슬러지를 폐기한다. 폭기조는 산소전달 및 혼합을 위한 교반시설이 필요하고, 침전지는 슬러지 수집시설이 필요하다.⁵⁴⁾

동력비 면에서 매우 비경제적인 단점에도 불구하고, 활성슬러지 공정의 가장 큰 장점은 반송량의 조절, 폐활성슬러지 인출량의 조절 및 공정의 개량을 통하여 용이하게 확보 가능한 운전의 안전성 및 융통성이라 할 수 있다. 그러나 이러한 운전의 융통성이라는 장점은 오히려 설계의 오류나 비경제적인 운전을 은폐 또는 야기시킬 수 있다는 점에서 가장 결정적인 단점이 될 수도 있다.⁵³⁾

나. 하수고도처리 공법

(1) 고도처리의 필요성

일반적으로 하수는 2차처리 과정을 거친 후에도 오염물질의 완전한 제거는 어려우며, 여러 종류의 무기성이온, 유기물질 및 영양염류 등이 방류수역으로 배출되어 생태계에 나쁜 영향을 미치는 등 수질개선 효과가 그리 크지 않아 점점 강화되어 가는 방류수질을 맞추기에 많은 어려움을 겪고 있다. 대표적인 예로서 하천, 호소 및 해양에서 모든 동식물들을 폐사시켜 생태계에 매우 치명적인 부영양화 현상이 자주 발생되고 있는 실정이다. 이는 2차처리 공정으로 BOD성분의 유기물 제거효과는 달성했지만, 악영향의 주요 원인물질이 되는 영양염류인 질소, 인 등이 효과적으로 제거되지 못했기 때문이다.³⁷⁾

이러한 물질을 제거하기 위하여 2차처리 공정에 추가되는 공정을 2차처리(tertiary treatment) 또는 고도처리(advanced treatment)라고 한다. 엄격한 의미로서 3차처리는 통상의 1차 및 2차처리에 추가되는 처리공정을 말하고, 고도처리는 3차처리는 물론 통상의 1차 및 3차처리에서 3차처리 수준의 효과를 얻는 처리공정까지도 포함되는 고급의 처리공정을 말하지만, 현재의 이를 동일한 뜻으로 혼용하고 있다.⁸⁾¹²⁾

산업의 발달, 생활수준의 향상과 더불어 수질오염의 가속, 환경오염에 대한 시민의식의 향상 및 처리수질의 배출허용기준이 강화되고 있으나, 과거의 2차 처리 공정(활성슬러지 공정)으로는 유기물 및 영양염류의 제거가 불충분하여 기대한 만큼의 방류수역 수질 개선효과가 이루어지지 못하고 있는 실정이다. 또한 일부지역에서는 한정된 수자원의 부족으로 처리수 재활용에 대한 필요성이 대두되고 있어 방류수역의 수질개선과 더불어 처리수 재활용의 측면에서도 고도처리의 필요성은 날로 절실해져 가고 있다.

영양염류가 제거되지 못하고 통상의 BOD, SS등 유기물의 제거는 방류수역에서의 영양염류에 의한 조류 및 수생식물의 성장을 촉진시켜 용존산소의 고갈로 방류수역의 자정능력 저하를 초래하여 수생 생태계에 치명적인 피해를 가져오므로 방류수역의 수질개선을 위해서는 유기물 뿐만 아니라 영양염

류를 반드시 제거해야 한다. 이를 위하여 하수처리시설 신설시 반드시 질소, 인 등의 영양물질 제거능력이 탁월한 생물학적 처리시설로 선택하는 것이 필요하다.¹⁷⁾¹⁸⁾

도시하수의 BOD, T-N 및 T-P 동시제거에 관한 연구는 국립환경연구원 을 비롯한 국공립연구소, 기업연구소 및 대학 등에서 실험실 및 파일럿규모 로 수행되고 있으나, 개발된 기술의 현장 적용사례는 미비한 실정이다. 국내 도시하수의 생물학적 고도처리기술은 BOD유입부하가 낮고, 유량 및 농도변 동이 심한 국내 실정을 감안하여 보다 높은 처리효율과 에너지 절감을 위해 서는 국내의 하수처리시설이 갖고 있는 문제점인 유량 및 농도변동에 대처 할 수 있는 개념의 공정으로 개발되어야 한다. 그러나 향후 분류식 하수관 거로 정비되면 유입수질 농도가 높아지게 되므로 이에 대한 대책 마련도 되 어야 한다.⁹⁾

(2) 생물학적 고도처리

수중의 질소는 인과 더불어 미생물과 식물의 성장에 필수적인 영양염류이 다. 질소는 단백질합성의 필수원소로 쓰이며 수중에서 유기질소, 암모니아, 질산염, 아질산염 형태로 존재한다. 단백질 및 요소에 결합되어 있는 유기질 소는 미생물에 의해 분해되어 암모니아로 된다. 암모니아는 산소를 결합하 여 질산염으로 된다. 이때 수중의 산소가 소모되기 때문에 산소부족으로 생 태계가 위협받게 된다. 질산염은 조류나 기타 수생식물이 섭취하여 동식물 에 의해 단백질을 이루는데 쓰이게 되는데 유해한 조류들이 성장하는 것을 방지하기 위해 이를 최소한 줄여야한다. 질소 및 인이 환경에 미치는 영향 이 심각하게 인식되어 본격적으로 질소 · 인 처리하고자 처리공정을 개발한 것은 1960년대 초반이다. 특히 유기물, 질소 및 인을 생물학적으로 처리하는 공정을 생물학적 고도처리(advanced treatment) 또는 생물학적 영양염류 제 거공정(Biological Nutrient Removal; BNR)이라고 한다.⁴²⁾⁴⁷⁾⁵³⁾

질소나 인 제거를 위한 대표적인 생물학적 공정에는 공정의 배치 형태에 따라 A/O, A²/O, modified bardenpho 및 UCT공정과 같이 혐기조, 탈질조 및 폭기조가 직렬로 연결되는 주류(main stream)공정과 Phostrip공정과 같

이 혐기성 탈인조가 폭기조와 병렬로 연결되는 측류(side stream)공정이 있다.⁵¹⁾⁶¹⁾

주류공정에서는 혐기조에서 인의 방출이 일어나고 폭기조에서는 인을 과잉으로 섭취한 잉여슬러지를 폐기시켜 인을 제거하며, 질소는 폭기조에서 질산화된 혼합슬러지액을 탈질조로 반송하여 질소가스로 환원시켜 제거한다. 이때 유입하수에 함유된 유기물이 탄소원으로 이용되므로 유입하수의 유기물 농도가 낮으면 질소 및 인이 안정적으로 제거되지 못한다.⁶¹⁾

반면, 인제거가 주목적인 측류공정인 Phostrip공정에서는 잉여슬러지를 탈인조에 장시간 체류시킬 때 세포분해에 의해 생성되는 유기물을 사용하므로 인의 제거는 유입하수의 수질에 의하여 영향을 받지 않으며, 탈인조에서 방출된 인은 화학적 처리에 의하여 제거되기 때문에 인의 함량이 높은 슬러지를 폐기하는 방법에 비해 인의 제거가 안정적이다.⁶²⁾ 그러나 Phostrip공정에서 폭기조의 운전조건을 완전 질산화 조건으로 운전하면 2차침전지에서 탈인조로 유입되는 슬러지의 질산성질소 함량이 높아져 탈인조에서의 인방출이 저해되므로, 인 이외의 질소도 제거할 경우에는 2차침전지 다음에 질산화조 및 탈질조를 추가로 설치하여 운전하며, 탈질에 소요되는 탄소원으로 내생탈질을 이용하되, 메탄올 등을 주입한다.

이와 같이 현재 실용화되어 있는 생물학적 질소 및 인 제거 공정들은 유입 하수의 특성에 매우 민감하며, 또한 각 공정간에 인 방출 및 탈질에 소요되는 탄소원에도 차이가 있다. 즉, main stream 프로세스는 폭기조 전단부에 혐기조 - 무산소조를 설치하여 인 방출 및 질소제거가 이루어지며, 인 방출 및 질소제거의 유기탄소는 유입하수의 용해성 BOD를 이용하기 때문에 유입하수의 수질이 낮을 경우, 인 및 질소의 제거가 원활하게 이루어지지 않는 문제점이 있다.

반면 side stream 프로세스는 인의 방출에 소요되는 유기물질은 혐기성조인 탈인조에 슬러지를 장기간 체류시켜 미생물의 세포 분해에 의해 생성된 유기물을 사용하므로 유입하수의 수질에 관계없이 인의 방출을 원활하게 할 수 있으며, main stream 프로세스에서 인방출에 소요되었던 유입하수의 유기물질 전량을 탈질반응에 소모시킴으로써 질소제거효율을 더욱 향상시킬 수 있다.

(3) 생물학적 질소제거공정⁶⁷⁾

탈질시 필요한 고가의 외부유기탄소원이 없어도 폐수내의 탄소원을 이용하여 탄소성유기물제거와 질산화-탈질과정이 하나의 단위공정에 혼합된 단일 슬러지공정(single-sludge system)은 질산화와 BOD제거에 소요되는 공기량을 감소시키고, 탈질에 필요한 유기탄소원의 공급이 필요없으며, 각 단계의 질산화-탈질공정에 필요한 중간 침전지와 슬러지 반송시설이 필요하다.⁶³⁾

또한, 대부분의 질산화-탈질혼합공정들은 폐수내의 탄소유기물을 제거하는 미생물의 내생호흡으로 인하여 미생물세포에 남아있는 탄소도 탈질에 이용하며, 총질소의 60~70%(하수의 경우)를 제거할 수 있다. 단일 슬러지공정에서 최대탈질율은 탄소가 제한되지 않는 조건의 20℃로 운전되는 무산소 반응조에서 0.078~0.115 kg NO₃⁻-N/ kg MLVSS/d의 범위이다. 질산화-탈질혼합공정에서 탈질율은 분리식공정의 약 1/2로서 내생탄소원을 사용하는 경우에는 탈질율이 0.017~0.048 kg NO₃⁻-N/kg MLVSS/d의 범위이다.

부유성장식 질산화-탈질분리공정은 일반적인 활성슬러지공정과 유사하나, 탈질시 질소가스가 슬러지에 부착되기 때문에 고형물로부터 가스를 분리하는 과정이 요구된다. 질산화-탈질분리공정 중 부유성장식 설계는 유기탄소 제거에 사용되는 활성슬러지공정과 유사한데, 완전혼합 및 플러그흐름 반응조가 사용된다. 탈질과정에서 발생하는 질소가스가 흔히 슬러지에 부착되기 때문에 반응조와 생물학적 고형물을 분리하는 침전설비 사이에 질소가스 제거 과정이 추가된다. 부착슬러지와 질소가스의 분리는 반응조와 침전설비사이의 폭기수로나, 고형물을 짧은 시간(5~10분)동안 폭기시키는 분리된 반응조를 사용하여 수행될 수 있다. 부착성장식 질산화-탈질분리공정은 매체를 이용하여 질산화 또는 탈질미생물을 부착시키는 공정으로, 고형물축적을 방지하기 위해 주기적 역세척이 필요하고, 외부 탄소원이 필요한 공정으로 탈질회전원판공정, 탈질여상공정 및 유동상공정 등의 방법이 있다.⁶⁴⁾

① 4-Stage Bardenpho

바덴포공정(bardenpho process)은 Fig. 8과 같이 네 개의 무산소조 및 호기성조가 연속적으로 연결된 공정으로, 탈질을 위하여 미처리수내의 탄소원과 내생분해에 의한 탄소원을 모두 사용한다.

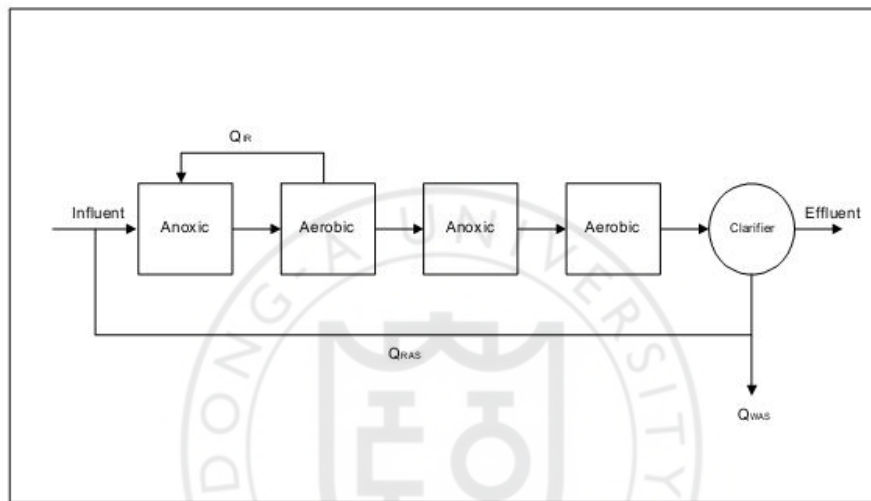


Fig. 8. Schematic diagram of 4 stage Bardenpho.

유입수는 우선 무산소탈질조로 유입되고, 여기에 다음 단계의 탄소성유기물 제거와 질산화 혼합반응조로부터 질산화된 MLSS가 반송된다. 유입수내에 존재하는 탄소는 반송된 질산염의 탈질반응에 사용되는데 이때에 유기물(탄소원)부하가 높기 때문에 탈질은 급격히 증가된다. 유입수내의 암모니아는 첫번째 무산소 반응조를 변화없이 통과하여 첫 번째 폭기조(호기성조)에서 질산화된다. 첫번째 폭기조에서 질산화된 혼합액은 두 번째 무산소조를 통과하는데 여기서 내생탄소원을 이용한 추가 탈질이 발생한다. 두 번째 폭기조는 비교적 작고, 주로 침전전에 질소가스를 제거하는데 사용되며, 두 번째 무산소조는 거의 완벽하게 폭기조 유출수의 질산성질소를 제거한다.

② Wuhrmann공정 및 MLE공정

표준활성슬러지 공정을 개량한 질소 또는 인제거 공정으로 Wuhrmann⁶⁵⁾이 1957년 질소제거 공정을 최초로 개발하였으며, 뒤이어 Ludzack과 Ettinger⁶⁶⁾도 질소제거 공정을 개발하였다. 두 공정간의 차이점은 탈질을 위한 탄소원의 질소제거 공정을 개발하였다. 두 공정간의 차이점은 탈질을 위한 탄소원의 종류와 탈질조의 위치에 있다. Wuhrmann공정에서는 폭기조 다음에 탈질조를 두어 폭기조에서 유기물 제거 및 질산화를 거친 혼합액을 탈질조에서 장기간 체류시켜 탈질시키며, 탈질 탄소원으로 세포분해에 의해 생성된 유기물을 이용한다. 그러나 Ludzack-Ettinger공정에서는 탈질을 위한 탄소원으로 유입하수를 이용하기 위하여 폭기조 앞에 탈질조를 설치하고 폭기조에서 질산화를 거친 혼합액을 반송슬러지 형태로 탈질조로 이송한다.

Wuhrmann공정에서는 원활한 질소제거를 위하여 탈질조에서 8시간 이상의 체류시간이 요구되는데, 탈질조에서의 장시간 체류에 따른 암모니아성 질소의 발생과 유출수의 탁도 증가로 말미암아 실용화에 실패하였으며, Ludzack-Ettinger공정에서는 2차 침전지에서 탈질조로 반송되는 슬러지만으로는 질소제거 효율이 매우 낮았다. Barnard는 Ludzack-Ettinger공정의 단점을 보완하여 폭기조 혼합액을 유입유량의 1~4배가량 탈질조로 반송시켜 총질소 제거효율을 88%까지 향상시킨 modified Ludzack-Ettinger공정(MLE 공정)을 개발하였다. Wuhrmann공정 및 MLE공정의 모식도는 Fig. 9와 Fig. 10에 나타내었다.

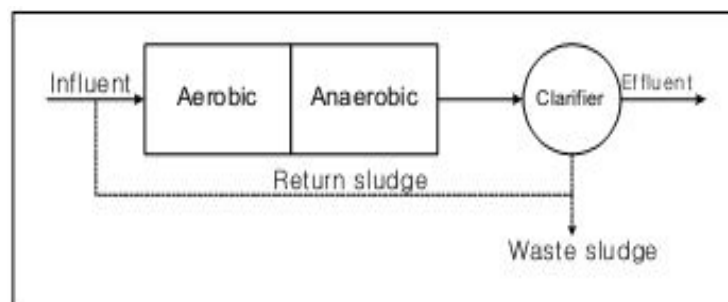


Fig. 9. Schematic diagram of Wuhrmann process.

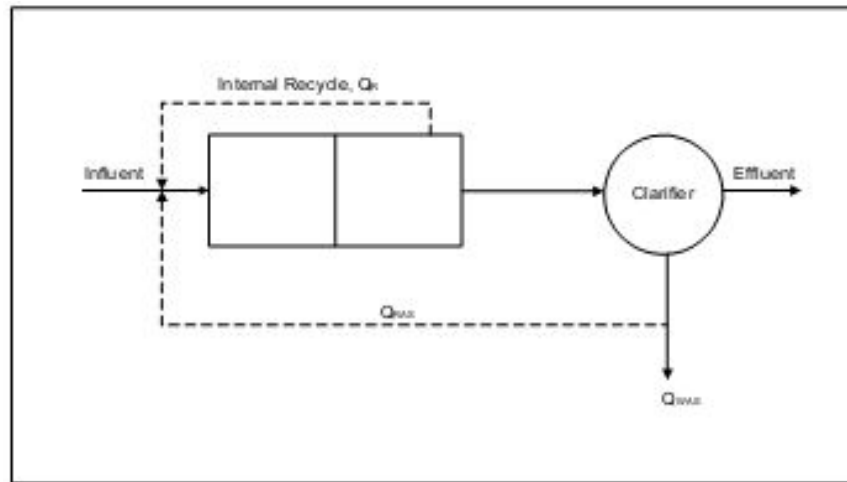


Fig. 10. Schematic diagram of Modified Ludzack-Ettinger process.

③ 산화구공정

산화구공정은 탄소성 유기물제거와 질산화-탈질에 적용하기 수월한 공정 중의 하나로서 아래의 Fig. 11에서 보는바와 같이 기계식 저속수평폭기기를 사용한다. 수평폭기기중 주로 사용하는 것은 브러쉬형과 블레이드형을 사용한다.

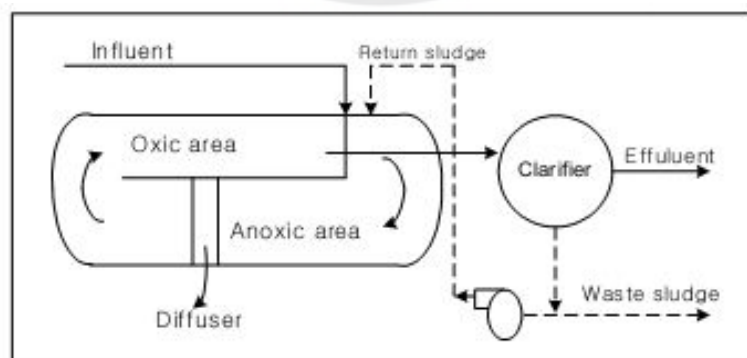


Fig. 11. Schematic diagram of oxidation ditch.

질산화-탈질을 실행하기 위하여 용존산소는 폭기기가 설치된 곳에서 최대가 되어 호기성지역을 형성시키고, 혼합액이 원형의 수로를 순환하면서 미생물에 의하여 용존산소가 점차로 고갈된다. 따라서 무산소지역은 폭기기 위쪽에서 형성되지만, 유입수의 성상에 따라 산소의 흡수 및 전달율이 처리수에 따라 다르기 때문에 무산소지역의 위치와 크기는 변화한다. 또한, 계절적으로 변화하는 산소요구량을 충족시키기 위한 적절한 웨어 혹은 두 개의 폭기기 등과 같은 운전상의 충분한 유연성을 유지하여야 한다.

유입수는 무산소지역 상류 끝부분에 유입하여 유입수의 탄소원 일부를 탈질에 이용한다. 유출수는 호기성지역 끝에서 침전을 위하여 배출하고 무산소지역이 하나이므로 질소제거율이 비교적 낮고 생물학적 분해가능한 유기물의 농도가 낮기 때문에 탈질율이 낮다.

④ 간헐폭기공정

간헐폭기공정은 단일 슬러지 질소제거방법으로서 활성슬러지법등에서 폭기를 간헐적으로 함으로 질소제거가 가능한데, 필요한 기구 및 운전요건은 다음과 같다.

- 폭기기에 타이머를 연결하여 호기-무산소단계를 주기적으로 함
(예를 들어 15분 간격)
- 질산화와 탈질을 위한 적당한 조의 용량
- 탈질 단계에서 유입수의 유입을 위한 설비 등

(4) 생물학적 인제거공정

① A/O공정

A/O공정은 Fig. 12와 같이 유기물 및 인의 혼합제거에 사용되는 공정으로 호기성단계 앞에 혐기성공정을 둔 이단계의 단일슬러지(single-sludge) 부유성장식 처리공정이다. 일반적으로 혐기성과 호기성단계가 동일 크기로

나뉘어져 있고, 최종침전지의 반송슬러지는 첫단계의 혐기성단계로 유입된다. 반송슬러지는 반응조의 유입수 끝부분으로 반송되어 유입되는 폐수와 혼합되고, 혐기성상태에서 미생물에 의한 유기물의 흡수가 일어나면서 인이 용존성염으로 용출된다. 이 과정에서 일부 유기물질이 제거된다. 호기성단계의 체류시간을 적절히 주어서 질산화를 이룰 수도 있다. 슬러지내의 인 함유량은 건조중량으로 4~6%정도로 일반 활성슬러지법의 2~3%에 비하여 2배의 인을 함유하는데, 방류되는 인의 상당량이 부유물질과 관계되므로 저농도의 방류수 인 농도를 얻기 위해서는 여과가 필수적으로 요구된다.

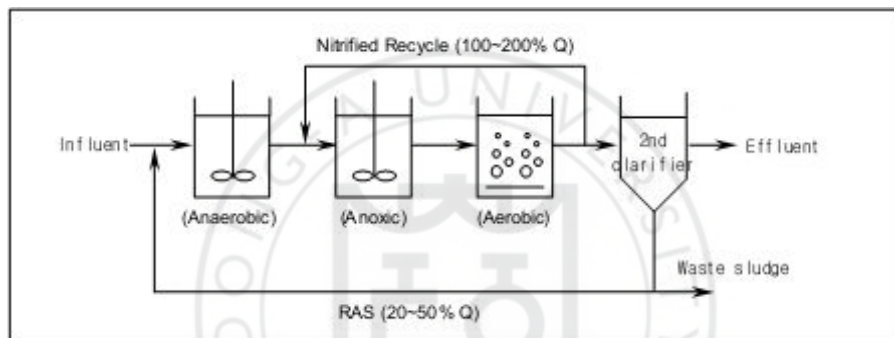


Fig. 12. Schematic diagram of A/O process.

이 공정의 특징은 슬러지체류시간(sludge retention time; SRT)이 비교적 짧고 용적부하율을 고율로 운전하므로, 슬러지생산량이 높다. 결과적으로 수정 Bardenpho공정보다 인제거율이 높고, 또한 어떤 main stream 인제거 공정보다 단위 BOD당 인제거율이 높다.

장점으로는 운전이 간단하고 인제거 효율이 탁월하며, 체류시간이 비교적 짧다. 또한 인 제거효율을 높게함으로써 완전한 질산화가 가능하다. 단점은 방류수의 여과장치가 필요하며, 높은 효율의 질소 및 인의 동시제거가 어렵다. 또한 BOD/T-P의 비율이 높아야 하며, 추운 기후에는 성능이 불안정하다.

② 포스트립(Phostrip)공정

포스트립(Phostrip)공정은 생물학적 및 화학적 인제거의 조합으로서, Fig. 13과 같이 반송슬러지의 일부를 혐기성탈인조(anaerobic phosphorus stripper)로 유입시켜 혐기성상태에서 인을 방출한 후 그 상징액에 과량함유된 인을 응집제로서 침전시키는 방법이다. 즉 다른 생물학적 인제거공정과 마찬가지로, 혐기성과 호기성상태의 반복으로 폐슬러지내의 인의 농도를 증가시킨다.

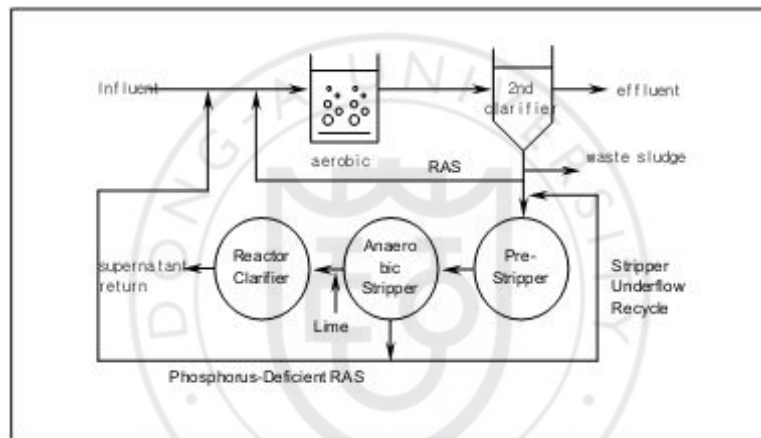


Fig. 13. Schematic diagram of phostrip process.

이러한 부가적인 인제거방법(sidestream)은 분해가능한 유기물을 첨가함(1차 처리수, 미처리수를 혐기성탈인조로 첨가)으로써 인제거효율을 증진시킬 수 있다. 인농도가 높은 상징액은 별도의 반응조에서 석회나 기타응집제로 처리되어 1차침전지로 유입되거나 별도의 응집조 및 침전조에서 침전분리된다.

인의 생물학적 제거공정의 제거효율은 유입수의 BOD에 좌우되지만, 포스트립공정에서는 비교적 유입수 BOD의 영향을 비교적 적게 받고, 상당량의 인이 침전슬러지로 제거되어 인을 과잉으로 함유하는 폐활성슬러지보다 처리가 용이하다. 또한, 석회주입량은 알루미늄이나 금속염과 달리 알칼리도에

의하여 결정되고, 탈인조상징액이 총유입수량에 비하여 아주 적으므로 인을 침전시키기 위하여 소요되는 석회의 양은 순수 화학적처리방법보다 적어 약품비가 절감된다.

포스트립공정은 측류공정의 대표적인 공법으로 1964년 Levin에 의해 개발된 공정이다. 주로 인의 제거만을 목적으로 개발되었으며, 세포분해에 의해 생성되는 유기물을 탈인조에서의 인방출시 요구되는 유기물로 사용함으로써 인의 제거가 유입수의 수질에 의하여 영향을 받지 않는다. 그러나 폭기조의 운전완전 질산화 조건에서 운전하는 경우에는 폭기조에서 형성되는 질산성 질소에 의해 탈인조에서의 인방출이 악영향을 받기 때문에 포스트립공정에서 인 뿐만 아니라 질소까지 제거하기 위해서는 2차 침전지 다음에 질산화조 및 탈질조를 추가로 설치해야 한다.

장점은 기존 처리시설에 적용이 용이하며, 운전성이 좋다. 또한 유기물 농도와 인의 농도 비에 크게 영향을 받지 않으며, 유출수의 인을 1.5 mg/L 이하로 처리할 수 있다. 단점은 석회주입이 필요하며, 따라서 scale이 생길 가능성이 높다. stripping용 별도 반응조가 필요하며, 질소의 농도가 많을 경우 처리효율이 떨어진다.

(5) 생물학적 질소 · 인 동시제거 공정

여러 생물학적 공정들이 질소와 인의 동시제거를 위하여 개발되었거나 개발되고 있지만, 이중 다수는 특허화 되어 있어 적용시에는 주의를 기울일 필요가 있다. 이들 공정은 활성슬러지공정의 형태를 활용하여 혐기성, 무산소 및 호기성 단계들을 조합, 응용한 방법과 원래 질소 또는 인제거를 위하여 개발된 이후 인과 질소의 동시제거 장치로 변환된 공정으로, A²/O공정, 바덴포 5단계공정, UCT공정, VIP공정 및 P/L프로세스 등이 있다.

① A²/O공정

A²/O공정은 Fig. 14와 같이 탈질반응에 필요한 무산소조, 인의 방출을 위한 혐기성조 및 질산화와 인의 흡수, 유기물의 분해를 위한 호기성조로 구

성된다. 탈질반응은 호기성혼합액이 질산화단계 끝에서 무산소단계로 반송됨으로써 가능한데, 이러한 내부에서의 반송율은 유입유량의 100~200%이다.

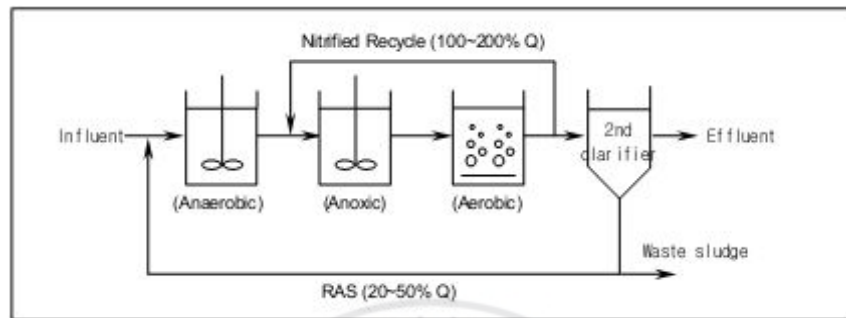


Fig. 14. Schematic diagram of A²/O process.

침전지에서의 슬러지반송은 첫 단계인 혐기성조로 반송되며, 무산소조의 체류시간은 대략 1시간 정도이다. A²/O공정은 미국의 Air Product사가 개발하였으며, 인의 제거만을 목적으로 하는 A/O공정을 개량하여 질소제거까지 가능하도록 혐기조와 폭기조 사이에 탈질조를 설치하였다. A²/O공정의 장점으로서는 폐슬러지의 인함량이 높고, A/O공정에 비해 탈질산화율이 우수하다. 또한 응집제 등을 첨가하여 인을 제거하는 것보다 약품비가 소비되지 않아 경제적이며, 슬러지 발생량을 줄일 수 있어 슬러지 처리비용을 감소시킬 수 있다. 그러나 최적 운전조건의 설정이 어렵고, 추운 기후에 처리효율이 떨어지는 경향이 있으며, 또한 안정한 인 제거가 곤란하고 A/O공정에 비해 다소 공정이 복잡하다는 단점이 있다.

② 바덴포 5단계공정

Phoredox라는 이름으로 특허화된 바덴포(Bardenpho) 5단계공정은 Fig. 15과 같이 무산소-호기-무산소-호기의 바덴포 4단계공정에 혐기성조를 추가하여 탈질·탈인을 생물학적으로 동시에 이루기 위한 공정이다. 처리공정은 반송슬러지가 유입수와 함께 혐기성조에 유입되어 발효반응이 일어나면서

인이 방출되는 것으로부터 시작된다.⁴¹⁾

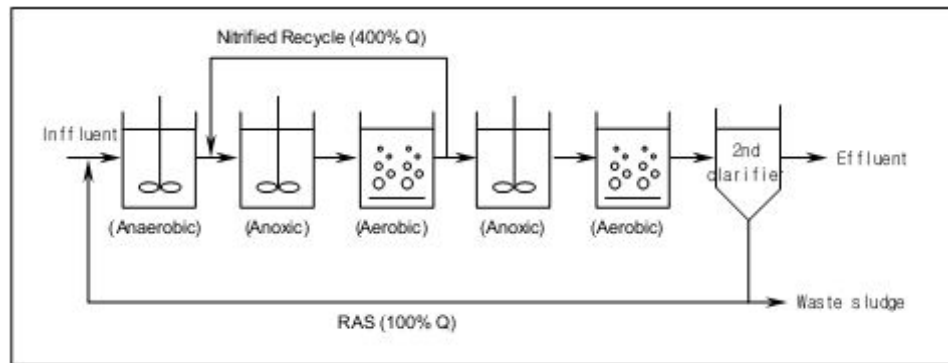


Fig. 15. Schematic diagram of 5-stage Bardenpho process.

1차 무산소조는 후속 호기성조로부터 혼합액이 내부반송되고 유입수중의 용존성유기물을 탄소원으로 하여 질산성질소가 질소가스로 환원되는 탈질반응에 의하여 시스템에서 발생된 질산성질소의 약 70%가 여기에서 제거된다.

2차 무산소조는 호기성 단계에서 생산된 잔류 질산성질소를 전자수용체로, 내생유기탄소를 전자공여체로 탈질을 수행한다. 마지막 호기성조에서는 잔류 질소가스를 제거하고 침전지에서 인의 용출을 최소화하기 위하여 사용된다. 바덴포 5단계공정은 A^2/O 공정에 비하여 긴 고형물체류시간(10~40 d)을 사용하기 때문에 유기탄소의 이용능력이 증대된다. 인의 제거는 과잉으로 섭취한 잉여슬러지를 폐기시킴으로써 가능한데, 1 mg/L 이하로 방류시키기 위해서는 금속염을 첨가하거나 여과장치가 필수적인 것으로 알려져 있다.⁶⁸⁾

혐기조에서의 인 방출과 탈질조에서의 질소제거에 소모되는 탄소원은 유입 하수내의 유기물을 이용하기 때문에 인 및 질소의 제거는 유입하수의 유기물 농도에 영향을 받는다. 특히 유입하수의 COD/TKN비가 12.5~14.3 mg COD/mg N보다 낮을 경우 탈질조에서 미처리된 질산성 질소가 2차 침전지에서 혐기조로 반송되는 슬러지에 함유되어 혐기성조에서의 인 방출이 저하되기 때문에 처리수의 인농도를 1 mg/L이하로 배출하기 어렵다.

장점은 슬러지생산을 최소화하면서 인 함량을 높일 수 있다는 것이며, 단

점으로는 내부순환펌프비용이 추가적으로 들게 되며, A^2/O 공정에 비해 큰 반응조가 필요하다. 또한 높은 BOD/P비가 필요로 하며, 온도의 영향이 아직 불명확하다. 특히, 이 공정의 문제점은 반송슬러지내의 잔존 질산염이 혐기조에 유입되어, 탈질산화 박테리아들이 *Acinetobactor*에 우선하여 탄소원을 사용하면서 탈질산화함으로써 인 방출이 저하되고 결과적으로 인 제거효율이 저하된다.

③ UCT공정

UCT(University of Cape Town)에서는 앞에서 설명한 A^2/O 공정 및 modified Bardenpho공정들의 문제점을 해결하기 위해 Cape Town 대학의 Ekama⁽⁶⁹⁾ 등이 1984년에 만들어 낸 공정으로, 두가지 점을 제외하고는 A^2/O 공정과 유사하다.

Fig. 16과 같이 반송활성슬러지는 혐기성조 대신 무산소조로 반송되며, 혼합액의 내부순환이 무산소조에서 혐기성조로 수행된다. 활성슬러지를 무산소조로 반송시킴으로써 혐기성조에의 질산성질소유입이 방지된다.

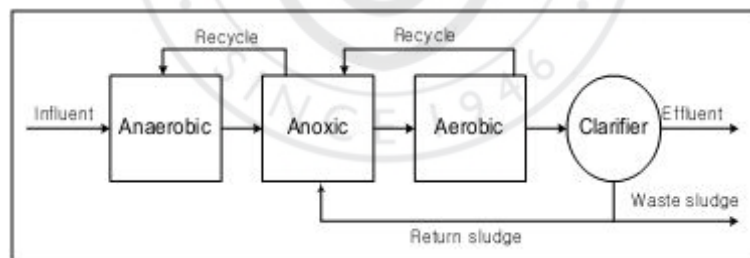


Fig. 16. Schematic diagram of UCT process.

무산소조의 혼합액은 상당량의 용존성 BOD를 함유하지만 질산염은 거의 없으며 무산소조의 혼합액반송이 혐기성조에서 발효반응을 증진시킨다. 이후에 Fig. 17에서 제시된 수정 UCT공정이 개발되었는데, 무산소조를 둘로 나누어서 혐기성조로의 질산성질소($NO_3^- - N$) 유입가능성 더욱 최소화한 공정으로, 유입수의 COD/TKN비가 7.14 mg COD/mg N에서도 처리수의 인농

도를 1 mg/L이하로 유지할 수 있다고 한다.

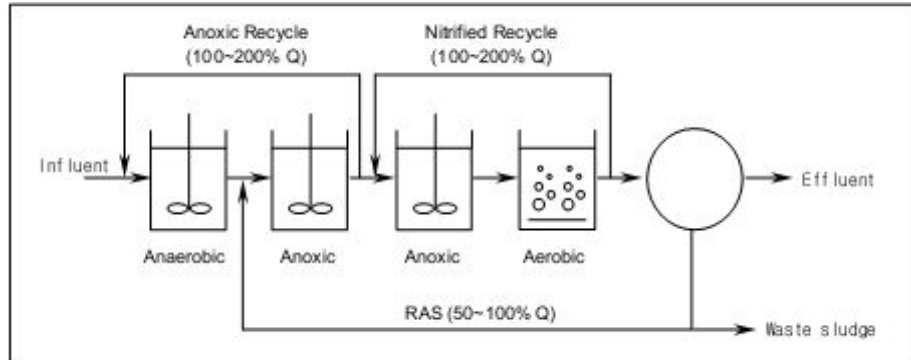


Fig. 17. Schematic diagram of MUCT process.

장점은 무산소조로 슬러지를 반송시킴으로서 질산염의 영향을 제거하였으며, 반송슬러지에 함유된 질산성질소(NO_3^-)에 의한 인 제거 효율의 저해요인을 감소시킬 수 있으며, Bardenpho보다 반응조의 크기가 작다. 단점은 내부순환 펌프비용이 추가적으로 들며, 높은 BOD/T-P비가 필요하다. 또한, 슬러지의 침전성이나 농축성이 떨어진다. 특히, 이 공정의 문제점은 무산소조의 질산염 농도를 낮게 유지하는 것이 전체 인 제거효율을 결정짓게 됨으로서 질산화를 충분히 시키지 않게 되는 경향이 있다.

④ VIP공정

미국 버지니아주에서 특허화된 VIP공정은 Fig. 18과 같이 A^2/O 및 UCT 공정과 유사하지만 재순환방법에 차이가 있다. 호기성조에서 질산화된 혼합액은 반송슬러지와 함께 무산소조의 입구로 순환되며, 무산소조의 혼합액은 혐기성조로 반송된다. 한편 유입수내의 일부유기물은 혐기성조에서 혐기성 분해되어 전체공정의 산소요구량을 감소시킬 수 있다고 한다.

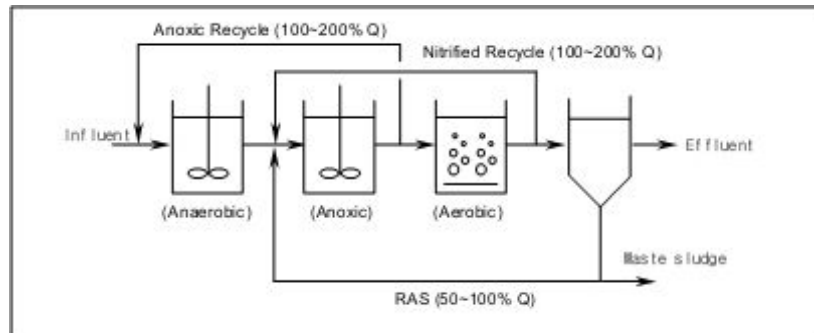


Fig. 18. Schematic diagram of VIP process.

이 공정은 1988년 Daigger가 만든 공정으로 기본공정은 UCT와 비슷하나 차이점은 UCT가 한 개의 완전혼합조로 구성된 반면 완전혼합조를 직렬조합하여 인의 과잉축적 능력을 증가시켰다. 또한 UCT의 슬러지체류시간이 13~25 day인 반면 VIP공정은 슬러지 체류시간이 5~10 day이므로 슬러지 생성율이 높아 인제거에 유리하다. VIP공정의 최대의 장점은 인제거효율이 높고 계절의 영향을 적게 받는다는 것이다 또한 반응조의 크기가 작으므로 부지면적을 적게 차지하고, 무산소조로의 질산염 반송이 산소요구량 및 알카리도 소모량을 줄여주며, 호기성조의 질산염 부하를 줄여줄 수 있다. 단점은 내부순환 펌프필요가 필요하므로 에너지비용이 증가하게 되며, 저온시 질소제거효율이 떨어진다.⁷⁰⁾

⑤ 연속회분식공정

연속회분식(sequencing batch reactor)공정은 유입, 반응, 침전, 배출을 하나의 반응조를 이용하여 수행할 수 있다. 따라서 폐수를 반응조에 유입시킨 후, 혐기성반응단계에서 인을 방출시키고, 반응조액을 폭기하여 인을 섭취함과 동시에 질산화가 가능하다.

Fig. 19는 질소 및 인의 동시제거를 위한 연속회분식반응조의 모식도를 나타낸 것이며, 탈질은 그림에서와 같이 무산소단계를 도입함으로써 수행될 수 있다. 이 공정을 이용한 질소 및 인의 동시제거는 여러 반응단계의 조합이 가능하다. 혐기반응과 호기반응 사이에서 탈질효율을 높이기 위한 1차무

산소단계를 둘 수도 있고, 침전전에 질소가스의 탈기와 인방출억제를 위한 2차호기성반응단계를 도입할 수도 있다. 경우에 따라서는 인의 제거효율향상을 위하여 반응조에 응집제를 투입할 수도 있다. 이 공정은 유입수특성에 맞는 각 반응단계의 소요시간을 타이머에 의해 용이하게 조절할 수 있다. 연속회분식공정을 이용하여 영양염류를 제거할 경우 가장 중요한 운전인자는 유입수특성에 따른 반응시간의 결정, 반응조내 실제반응용적, 용존산소(DO)농도 등이다.

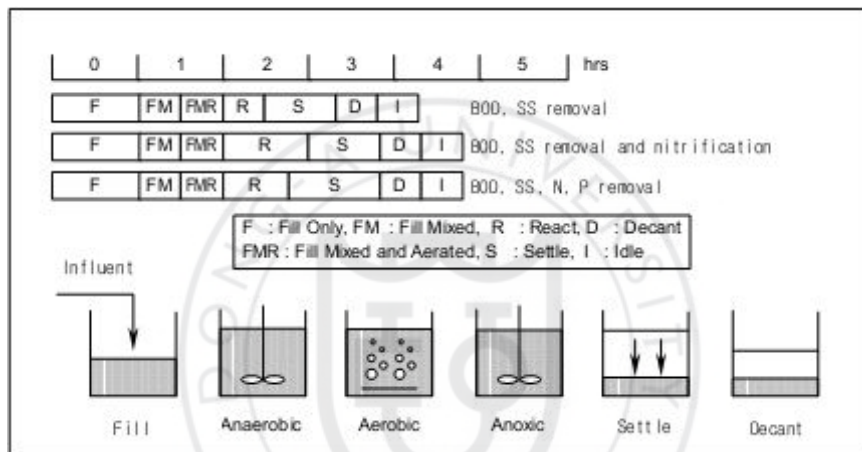


Fig. 19. Schematic diagram of SBR process.

연속회분식공정은 공정의 특성상 하수의 성상변화에 대한 대처가 용이하기 때문에 외국의 경우 유입하수의 성상변화가 심한 소규모 하수처리시설에 많이 적용되고 있는 공정이다. 하지만 SBR공정에서 양호한 유출수질을 얻는데 가장 중요한 관건은 침전단계에서의 고액분리의 효율성에 관한 문제이다.⁷¹⁾

반응단계 이후 침전단계에서 고효율의 SS 제거효율을 얻기 위한 방안이 계속 모색되고 있다. 질소제거시스템에 적용되고 있는 SBR공정은 하수유입→반응(호기 및 무산소반응)→침전→상징액 인출의 순서로 행해지고 있으며, 비폭기시 무산소반응상태에서는 탈질에 필요한 외부탄소원이 투입된다. 하수성상변화에 따라 반응시간의 재설정이 요구될 수도 있기 때문에 숙련된

운전자의 확보가 요구되어진다. 장점은 탈질산화 · 탈인이 한 반응조에서 이루어지므로 소요면적이 적고 구조 및 운전이 간단하며 조작의 유연성이 있으며, 침투유량 및 충격부하에 적응성도 좋다. 그러나 자동화 시스템의 도입이 필수적이고, 작은 폐수량에 적합하며, 처리수질은 고액분리조(decanter)에 많은 영향을 받는다는 단점이 있다.

⑥ 상분리 산화구공정

상분리 산화구(PIS : phased isolation ditch) 공정은 폭기반응조와 무산소 반응조의 상을 분리하여 두 개 이상의 산화구(oxidation ditch)에서 영양염류 제거를 하는 공정이다. PID공정에서는 반응조내 혐기성단계 혹은 독립적인 혐기성 반응조를 설치하여 질소 뿐만 아니라 인의 동시 제거도 수행할 수 있다. 현재 유럽에 도입 중에 있는 PID공정으로는 BioDenipho 및 TriDenipho공정이 소개되고 있다. Fig. 20은 상분리 산화구공정의 모식도를 나타낸 것이다.

덴마크에서 주로 사용되고 있는 BioDenipho⁷²⁾공정의 경우 산화구내에서 settling된 time sequence에 따라 폭기 및 비폭기가 반복되므로 간헐폭기식 처리공정의 또 다른 변형이라고 볼 수 있다. 현재 덴마크내 70여 개의 하폐수처리시설에의 질소제거에 적용되고 있으며, 이중 10개소는 혐기성반응조를 첨가하여 생물학적 인제거를 꾀하고 있다. 또한 이 공정은 각 단계의 시간을 쉽게 변경할 수 있으므로 유입부하조건에 따라 운전조건을 쉽게 변경할 수 있는 것이 가장 큰 장점이다.

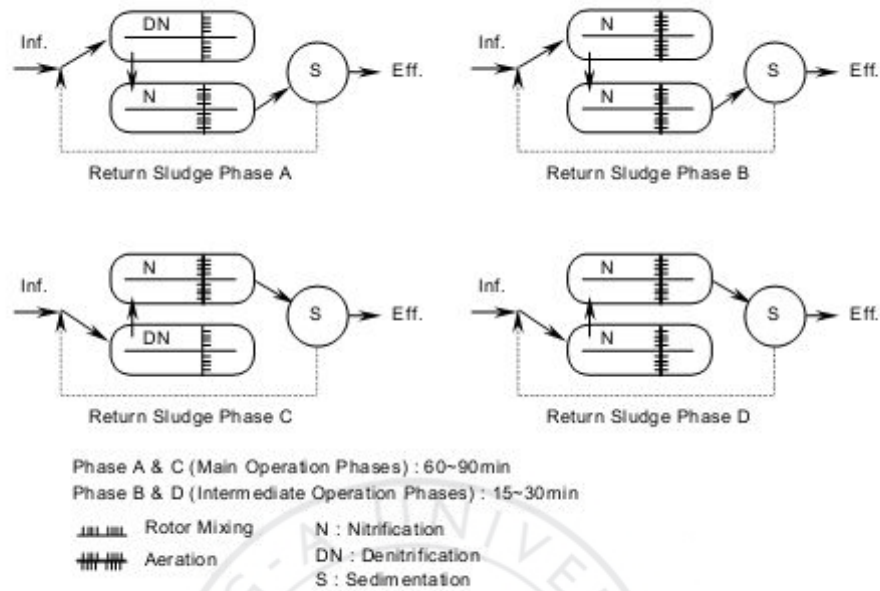


Fig. 20. Schematic diagram of phase separation oxidation ditch.

다. 국내 하수고도처리 기술 및 환경신기술 공정⁴⁾⁵⁾

국내 하수고도처리기술은 환경신기술 등의 인증제도하에서 많은 종류의 기술들이 있다. 국내 하수의 생물학적 질소·인 제거에 관한 연구는 외국에 비해 상대적으로 역사가 짧다고 할 수 있으나, 대학연구소, 국공립연구소 및 기업체에서의 실험실 및 파일럿 규모의 기초연구와 G-7사업 및 환경신기술 공정 개발 등으로 실규모 하수처리시설에서의 하수 고도처리 연구가 진행되었다. 특히 환경신기술 인증 하수 고도처리공법들은 총 36개로 크게 A/O 또는 A²/O계열과 SBR, Media, 산화구, 막분리 및 화학적처리공법 계열 등으로 분류 가능하며, 현재까지 개발·적용된 환경신기술 공정들을 나타내었다.⁶⁾⁴³⁾

(1) A²/O계열 환경신기술 공정

(가) modified A²/O 공정

A²/O공정은 A/O공정을 개량하여 질소 및 인을 제거하기 위한 공법으로서 반응조는 혐기성조(Anaerobic Tank), 무산소조(Anoxic Tank), 호기성조(Aerobic Tank)로 구성되며 질산성 질소를 제거하기 위한 내부반송(Nitrifier Recycle)과 침전지 슬러지 반송으로 구성되어 있다. 혐기성조에서는 혐기성 조건에서 인을 방출시켜 호기성조에서 미생물이 과잉섭취 할 수 있도록 하며, 무산소조는 호기성조의 내부반송수의 질산성질소를 탈질시키는 역할을 한다.⁶⁾ A²/O공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.

- HRT : 5~8h (혐기성조 0.5~1.0 h, 무산소조 0.5~1.0 h, 호기성조 3.5~6.0 h)
- SRT : 4~27 d
- F/M비 : 0.1~0.3 kgBOD/MLVSS/d
- MLSS : 3,000~5,000 mg/L
- BOD/TN 비 : 12이상
- 슬러지반송율(RAS) : 25~50%
- 내부반송(Nitrifier 반송) : 100~200%

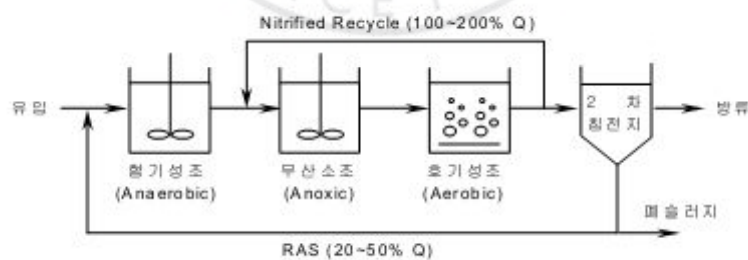


Fig. 21. Schematic diagram of modified A²/O process.

(나) DNR공정

표준활성슬러지 공법을 변형한 공법으로 슬러지 탈질조(Pre-Anoxic Tank), 혐기성조(Anaerobic Tank), 무산소조(Anoxic Tank), 호기성조(Aerobic Tank)로 구성되며, 질산성 질소를 제거하기 위한 내부반송(Nitrifier Recycle)과 침전지 슬러지 반송으로 구성되어 있다.

전체적으로 VIP 및 A²/O 공법과 유사하나 슬러지 탈질조(슬러지 저장조)가 설치되어 있어 내생탈질에 의한 질산성질소(NO_3^- -N)를 제거함으로써 혐기성조에서 질산성질소에 의한 인방출 저해작용을 억제할 수 있는 특징이 있다. DNR공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷³⁾

- HRT : 6~8 h (슬러지 저장조: 0.5 h, 혐기성조: 1.5~2.0 h, 무산소조: 1.5~2.0 h, 호기성조: 3.0~4.0 h)
- SRT : 5~12 d
- F/M비 : 0.1~0.3 kgBOD/MLVSS/d
- MLSS : 2,000~4,000 mg/L
- BOD/TN 비 : 3~4 이상
- 슬러지반송율(RAS) : 20~50%
- 내부반송율 : 100~120%

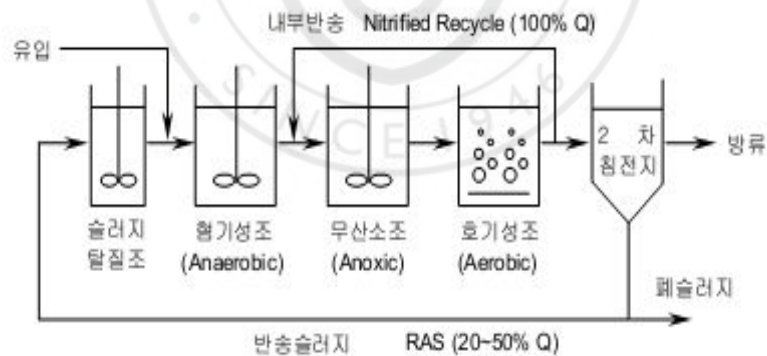


Fig. 22. Schematic diagram of DNR process.

(다) HDF공정

HDF공정은 기존 표준활성슬러지공법을 변형한 공법으로 슬러지활성조, 혐기조, 1,2,3 간헐폭기조, 재폭기조 및 침전지로 구성되며, 유입원수를 유로 변경에 의해서 제1반응조와 제2반응조에 교대로 유입시키면서 각 반응조를 간헐폭기방식으로 운전하여 유기물 및 질소·인을 동시에 처리하는 공정이다. 1,2,3 간헐폭기조에서 무산소 및 호기상태가 교대로 이루어짐으로 인해 질산화, 탈질 및 인의 과잉섭취가 일어나게 되며, 재폭기조에서 잔존 유기물 및 암모니아를 제거하게 된다. HDF공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁴⁾

- HRT : 8~10 h • SRT : 10~25 d
- BOD용적부하 : 0.4~1.2 kgBOD/m³/d
- F/M비 : 0.05~0.5 kgBOD/MLVSS/d
- MLSS : 2,000~4,000 mg/L
- 반송율(RAS) : 50~80% • 내부반송율 : 없음

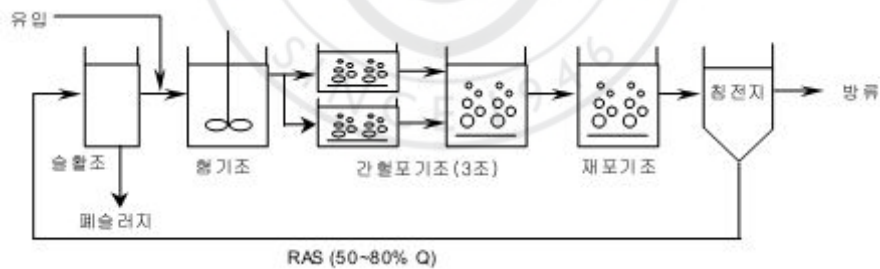


Fig. 23. Schematic diagram of HDF process.

(라) PL-II 공정

PL-II 공정에서의 질소의 제거는 무산소조와 호기성조로 구성되는 MLE

공법으로서 질산화된 NO_3^- -N을 무산소조로 반송시켜 생물학적 탈질을 유도하며, 인의 제거는 반송슬러지중 0.1~0.2 Q 정도를 탈인조에서 인을 방출시킨 후 인이 제거된 슬러지를 폭기조로 유입시켜 인의 과잉섭취를 유도하며, 탈인조 상정액은 필요시 화학처리를 하여 인을 제거하게 된다. PL-II공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁵⁾

- HRT : 5~8 h (무산소조 : 1~2 h, 호기성조 : 4~6 h)
- 탈인조 HRT : 10~20 h(반송슬러지 0.1~0.2 Q에 대하여)
- SRT : 10~20 d • F/M 비 : 0.2~0.8 kgBOD/MLVSS/d
- MLSS : 2,000~4,000 mg/L • BOD/TN비 : 3~4 이상
- 슬러지반송율(RAS) : 20~50% • 내부반송율 : 100~200%

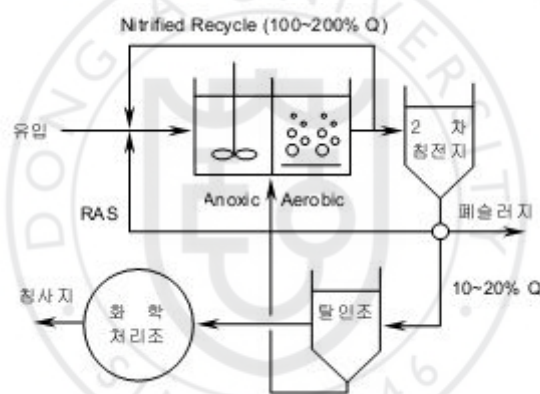


Fig. 24. Schematic diagram of PL-II process.

(마) 4-stage BNR공정

4-stage BNR공정은 전무산소조(Pre-anoxic tank), 혐기성조(anaerobic tank), 무산소조(anoxic tank), 호기성조(aerobic tank)로 구성되며, 전체적으로 DNR공정과 유사하지만 원수유입 Line 전무산소조로 10~15% 가량 유입되는 점이 차이가 있다.

전무산소조로 유입원수가 일부 유입됨으로서 RAS에 포함되어 있는 질산

성 질소($\text{NO}_3^- - \text{N}$)를 제거함으로서 혐기성조에서 질산성 질소에 의한 인방출
저해작용을 억제할 수 있는 특징이 있다. 4-stage BNR공정의 주요 설계인
자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁶⁾

- HRT : 6~8 h (전무산소조: 0.5 h, 혐기성조 1.0~2.0 h,
무산소조 2.0~3.0 h, 호기성조 3.0~6.0 h)
- SRT : 10~40 d • F/M비 : 0.1~0.2 kgBOD/MLVSS/d
- MLSS : 2,000~5,000 mg/L • BOD/TN 비 : 6~7 이상
- 슬러지반송율(RAS) : 20~50% • 내부반송율 : 100~120%

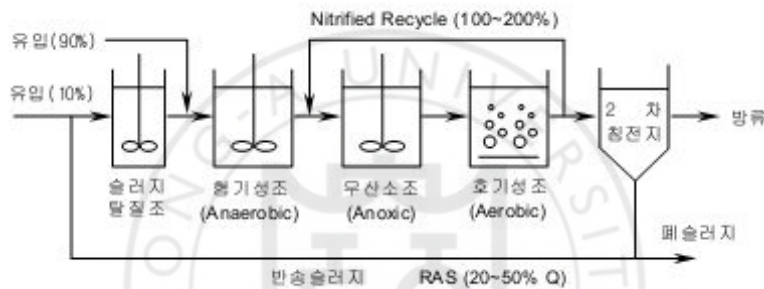


Fig. 25. Schematic diagram of 4-stage BNR process.

(바) modified VIP공정

VIP공정은 UCT공정과 유사하나, 혐기조, 무산소조, 호기조에 대해 각각
의 조건에 대해 최소 2개의 이상의 완전혼합조를 직렬로 사용하며 첫 번째
호기조에서 잔류유기물 농도를 높게 유지하여 인의 흡수속도를 증가시키는
 A^2/O 공법의 변법이다.

호기조에서 질산화된 혼합액은 반송슬러지와 함께 무산소조의 입구로 순
환되며 무산소조의 혼합액은 혐기조로 반송된다. VIP공정의 주요 설계인자
및 공정 모식도는 다음과 같다.

- HRT : 8 h
- SRT : 12 d
- 슬러지반송율(RAS) : 60% • MLSS : 3000 mg/L

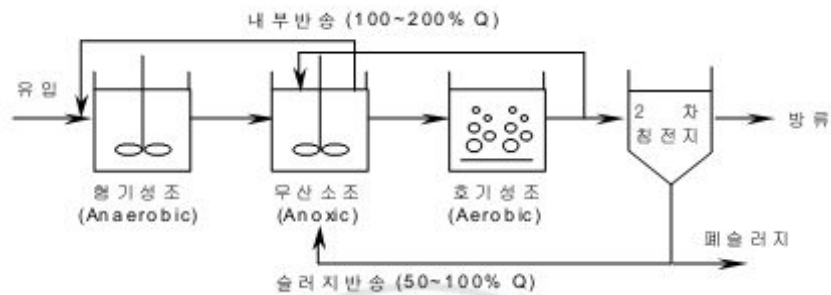


Fig. 26. Schematic diagram of modified VIP process.

(2) SBR계열 환경신기술 공정

(가) modified SBR공정

SBR공정은 단일 반응조에서 오·폐수의 유입 및 처리수의 유출이 일어나는 공정으로 정해진 시간의 배열에 따라 각 단위공정이 연속적으로 일어나게 된다. 전체 공정은 유입(Fill)공정 → 반응(React)공정 → 침전(Settle)공정 → 배출(Draw)공정 → 휴지(Idle)공정의 순으로 반응이 진행되며, SBR공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁷⁾

- 운전시간(3~24 h) • MLSS : 2,000~3,000 mg/L
- F/M비 : 0.15~0.50 kgBOD/MLVSS/d • 반송율 : 반송없음
- 혐기지속시간 : 1.8~3.0 h • 호기지속시간 : 1.0~4.0 h

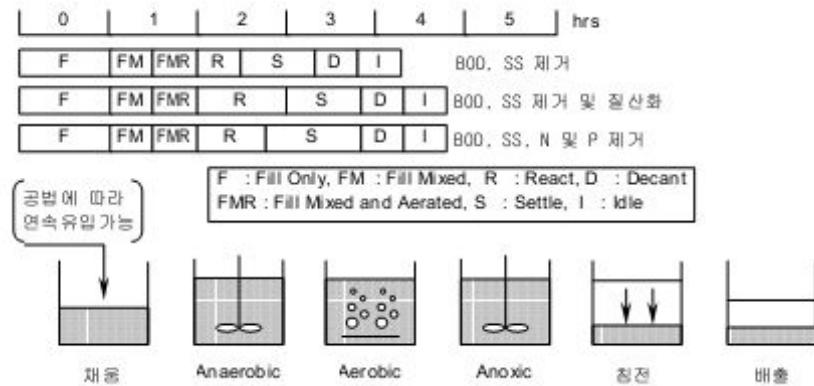


Fig. 27. Schematic diagram modified of SBR process.

(나) ICEAS 공정

ICEAS공정은 단일 반응조에서 오·폐수의 유입 및 처리수의 유출이 일어나는 공정으로 정해진 시간의 배열에 따라 각 단위공정이 연속적으로 일어나게 된다. 전체 공정은 유입(Fill)공정 → 반응(React)공정 → 침전(Settle)공정 → 배출(Draw)공정 → 휴지(Idle)공정의 순으로 반응이 진행된다, SBR공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁴⁾

- MLSS : 2,000~8,000 mg/L
- HRT : 6~8 h
- SRT : 10~30 d
- 반송율 : 반송없음
- F/M비 : 0.04~0.30 kgBOD/MLSS/d
- BOD/TN 비 : 6~7 이상
- Air-Off : 72min, Air-On: 96min, Settle: 60min, Decant: 60min
- Total Cycle time : 4.8 h

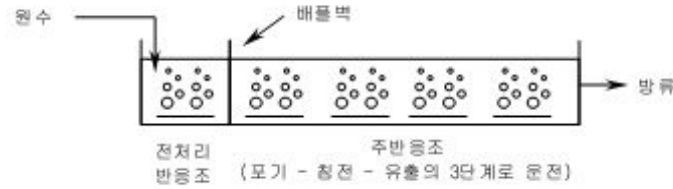


Fig. 28. Schematic diagram of ICEAS process.

(다) OMNIFLO공정

OMNIFLO공정은 단일 반응조에서 오·폐수의 유입 및 처리수의 유출이 일어나는 공정으로 정해진 시간의 배열에 따라 각 단위공정이 연속적으로 일어나게 된다. 전체 공정은 무산소 유입(Anoxic Fill)공정 → 호기상태 유입(Aerated Fill)공정 → 탈질(Denitrification)공정 → 반응(React) → 침전(Settle) → 처리수 배출(Decant)공정 → 슬러지 배출(Idle)공정의 순으로 반응이 진행되며, OMNIFLO공정의 주요 설계인자 및 공정모식도는 다음과 같다.⁷⁴⁾

- 운전시간(3~24 h)
- MLSS : 2,000~3,000 mg/L
- HRT : 18~32 h
- SRT : 10~30 d
- F/M비 : 0.05~0.10 kgBOD/MLVSS/d
- 최소 30% 이상의 유효체적 확보
- 유지관리비를 최소화하기 위한 Medium . Fine Bubble 폭기

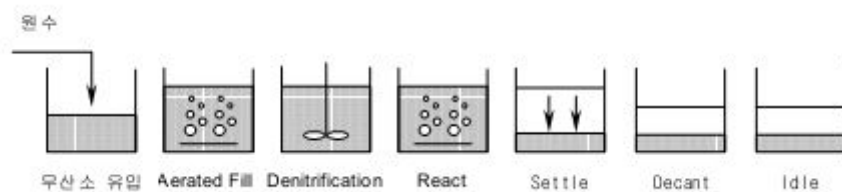


Fig. 29. Schematic diagram of OMNIFLO process.

(라) 선회와류식 SBR공정

선회와류식 SBR공정은 단일 반응조에서 하수의 유입 및 처리수의 유출이 일어나는 공정으로 표면폭기기가 선회와류를 형성시키며 폭기와 교반을 동시에 수행하며, air-venttlr 배출장치를 사용하고 폭기시 inverter 저어를 적용한 고도처리 공법이다. 전체 일련의 반응은 유입(Fill) → 반응(React) → 침전(Settle) → 배출(Draw) → 휴지(Idle)의 순으로 이루어지며, 선회와류식 SBR공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁵⁾

- 사이클 : 6~8 h
(유입 90 min, 반응 180 min, 침전 40 min, 배출 40 min, 휴지 10 min)
- HRT : 18~32 h
- SRT : 15~35 d • F/M비 : 0.03~0.1 kgBOD/kgMLVSS/d
- MLSS : 1,500~7,000 mg/L

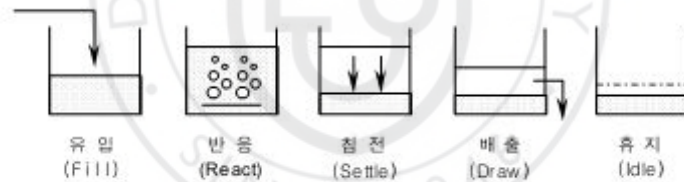


Fig. 30. Schematic diagram of circling vortex SBR process.

(마) KIDEA 공정

KIDEA공정은 단일반응조에 하수가 연속적으로 유입되는 상태에서 폭기, 침전, 처리수 배출의 3단계 과정을 하나의 사이클(Cycle)로 하여 무산소/혐기성 상태에서 호기성 상태로 미생물들이 적응하는데 소요되는 lag-time을 이용하여 질소·인을 제거하게 되며, KIDEA공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁶⁾

- MLSS : 2,000~6,000 mg/L
- HRT : 10~24 h • SRT : 20~45d
- F/M비 : 0.02~0.10 kgBOD/MLVSS/d
- 폭기시간 : 45~90 min • 침전시간 : 60~90 min
- 배출시간 : 20~45 min
- 처리수 배출을 위한 Decanter 시설이 설치됨

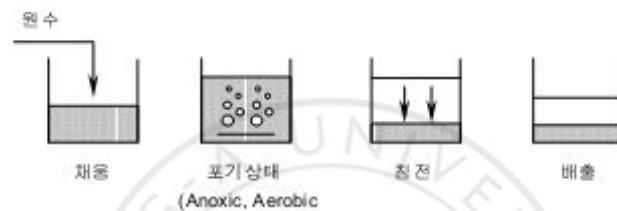


Fig. 31. Schematic diagram of KIDEA SBR process.

(3) 담체(Media)계열 환경신기술 공정

(가) CNR공정

CNR공정은 A^2/O 공법을 변형한 공법으로 혐기조, 무산소조, 폭기조, 침전조로 구성되며, 유입수를 혐기조와 무산소조에 분배주입하여 탈질에 필요한 유기탄소원을 일부 확보하고 폭기조 내에 섬모상생물막을 충전하여 부착미생물을 고농도로 유지하여 혼합액 미생물이 함께 반응하여 유기물 및 질소·인을 처리하는 공법이다. CNR공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁸⁰⁾

- HRT : 4~7 h (혐기조 1h, 무산소조 2h, 폭기조 3h)
- SRT : 8~12 d • F/M비 : 0.05~0.05 kgBOD/MLVSS/d

- MLSS : 1,500~5,000 mg/L
- 반송율(RAS) : 40~60% • 내부반송율 : 95~105%

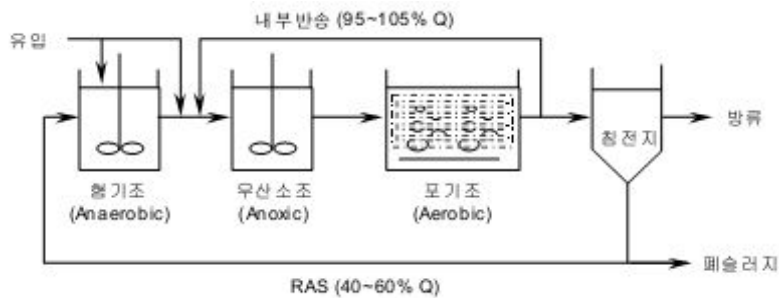


Fig. 32. Schematic diagram of CNR process.

(나) DeNipho공정

DeNipho공정은 생슬러지, 음식물쓰레기, 분뇨와 같은 유기성폐기물을 산발효하여 탈질반응의 탄소원으로 이용하는 후탈질공정과 반응조의 혐기·호기조건을 반복시키는 간헐폭기공정으로 운영하는 질소, 인 제거를 위한 고도처리공법이며, 생물반응조의 미생물은 부유증식과 생물막형태의 부착 증식을 병행하는 복합증식 공정이다. DeNipho공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁷⁶⁾

- 간헐폭기집축산화조 :
- HRT 5~8 d, SRT 10~25 d, 슬러지반송율 30~50%
F/M비 0.05~0.2 kgBOD/kgMLVSS/d,
MLSS(부착+부유) 2,000~5,000 mg/L, 담체충전율 : 20~30%
- 슬러지발효조 : HRT 4~7 d

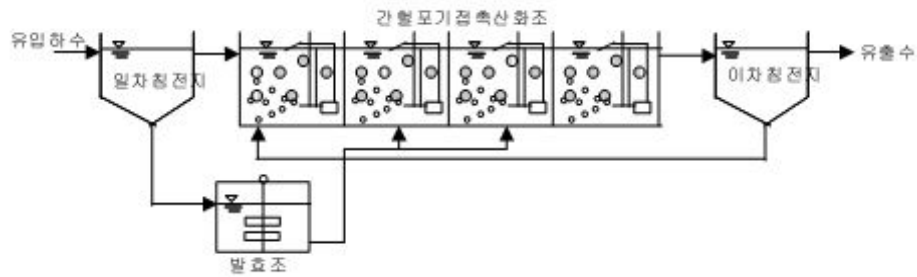


Fig. 33. Schematic diagram of DeNipho process.

(다) Bio-SAC BNR공정

Bio-SAC BNR공정은 A²/O공법을 변형한 공법으로 혐기조, 무산소조, Bio-SAC폭기조, 내부반송조, 침전조로 구성되며, 폭기조내에 폐타이어담체를 충전한 유동상 생물막 공정이다. Bio-SAC BNR공정의 주요 설계인자 및 공정 모식도는 다음과 같다.⁸¹⁾

- F/M비 0.2~0.5 kgBOD/kgMLVSS/d
- MLSS : 4,000~8,000 mg/L
- HRT 6~7 h
- SRT 10~15 d
- 반송율(RAS) : 50~100%
- 내부반송율 : 100~300%

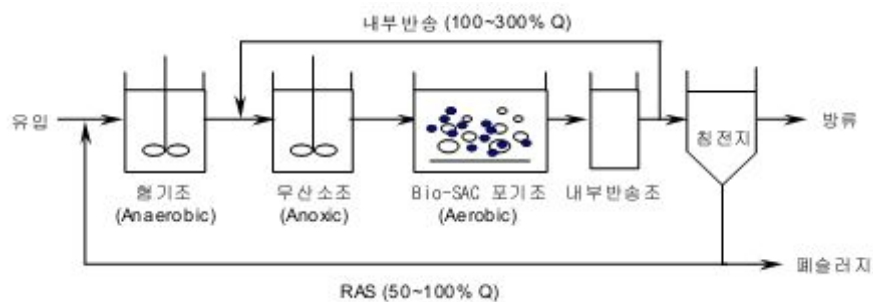
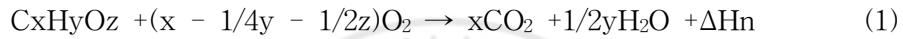


Fig. 34. Schematic diagram of Bio-SAC BNR process.

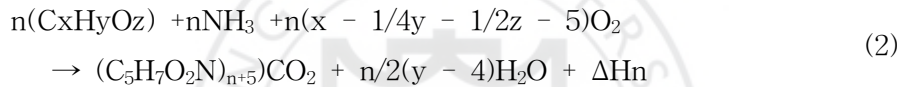
6. 미생물성장 동력학 계수

하·폐수처리시스템 내의 호기성 공정은 산소가 존재하는 상태에서 미생물의 신진대사와 미생물 합성의 과정을 통해 하수내의 유기물이 제거되는 원리를 이용한 것으로서, 호기성 유기물 제거공정의 개념은 기질산화, 미생물 합성 그리고 자산화단계의 호흡 등 크게 세 개의 간단한 화학양론 식으로 표현된다³⁴⁾.

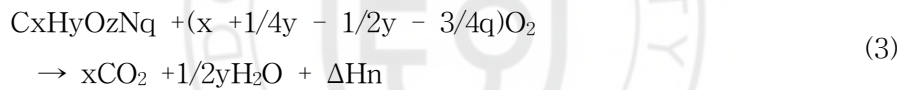
- 기질산화



- 미생물 합성



- 자산화 호흡



모든 미생물은 성장을 위한 에너지와 세포로서 물질원으로 무생물 공급원(Abiotic)을 이용한다. 미생물에 의한 영양대사로는 기질이 세포에 이용되고 분해되는 과정에서 에너지가 방출되는 이화과정과 세포가 에너지를 소비하여 새로운 세포물질을 합성하는 동화과정이 있다. 세포에 의해 기질 사용을 에너지 방출의 메카니즘으로 볼 때 호흡과 발효가 있다³⁵⁾.

호흡(Respiration)은 유기 또는 무기화합물이 전자 공여체로 작용하고 무기화합물이 최종 전자수용체로 작용하여 ATP(Adenosin triphosphate)를 생성하는 대사공정이 있으며, 유기 또는 무기기질은 호기성 미생물에 의해 소비되고, 전자가 방출되면서 산화되어지고 이 산화에너지로부터 ATP가 생성된다. 호기성 호흡은 산소가 최종 전자수용체로 사용되고, 이것은 H₂O로 환원되어 진다.

발효(Fermentation)는 유기화합물이 산화되면서 전자를 방출하고 에너지

를 생산하나 전자수용체는 좀 더 산화된 다른 유기화합물이며 이는 에너지 소비로 인하여 환원된다.

미생물의 세포 탄소원으로 가장 흔한 두 가지는 유기물과 탄산가스이다. 미생물이 세포합성을 위하여 유기탄소를 활용하는 경우를 유기영양형(중속영양형 또는 타가영양형)이라 하며, 세포에 필요한 탄소원을 탄산가스로부터 얻는 경우를 무기영양형(독립영양형 또는 자가영양형)라 한다.

탄산가스로부터 유기성 세포조직으로의 변환은 하나의 환원과정으로 에너지가 필요하다. 따라서 무기영양형 미생물은 유기영양형 미생물에 비하여 세포합성에 보다 많은 에너지가 필요하며 그 결과 일반적으로 성장률이 낮다. 에너지원과 탄소원에 의한 미생물의 일반적 분류를 간략하게 Table 4에 나타내었다.

Table 4. General classification of the microorganism according to energy and carbon source

Microorganism		Energy resource	Carbon resource
Autotrophic	Photo-autotrophic	Light	CO ₂
	Chemo-autotrophic	Oxidation-reduction reaction of inorganic matter	CO ₂
Heterotrophic	Chemo-heterotrophic	Oxidation-reduction reaction of organic matter	Organic matter
	Photo-heterotrophic	Light	Organic matter

중속영양미생물 세포생산계수(Yield coefficient for heterotrophic biomass, Y_H)결정을 위해선 용존 물질로만 구성된 폐수에서 성장하는 미생물의 Y_H 를 직접적으로 구하는 방법을 이용해야 한다⁴⁵⁾.

입자상 COD를 제거시키기 위해 폐수의 일부를 여과한 후 회분식 반응조에 주입하고, 정상상태에의 반응조에서 적은 양의 미생물을 식중한다. 가능

한 한 높은 용존 COD 농도의 시료를 사용하고, 초기 COD 농도에 비해 상대적으로 매우 작은 미생물 농도로 식종하여야 한다(<1%). 이것은 Y_H 가 사멸되어서 제거되는 미생물이 없을 때 성장한 미생물의 양으로 정의되기 때문이다. 이것을 직접적으로 알 수 있는 유일한 방법은 기질에 대해 상대적으로 미생물 양을 적게 하는 것이다. 시료는 미생물의 성장과정을 알기 위한 TCOD(Total COD)와 SCOD(Soluble COD)를 측정하기 위해 일정간격으로 채취되어야 한다. 미생물 COD는 TCOD와 SCOD의 차이로 계산될 수 있으며, 생산계수는 SCOD 차이에 대한 미생물 COD에 대한 비로 정의될 수 있다.

$$Y_H = \frac{\Delta \text{Biomass COD}}{\Delta \text{Soluble COD}} \quad (4)$$

일반적으로 Y_H 를 결정하는 가장 좋은 방법은 미생물 COD를 제거되는 SCOD의 함수로 도시하여 얻어진 직선의 기울기를 사용해 구하는 것이다. 또한, 미생물양을 측정할 때, COD 단위가 아닌 부유물질 측정에 의해 직접 측정할 수도 있다. 이런 경우 생산계수는 측정에 사용된 TSS나 VSS 항목으로 표현된다. Y_H 결정에서 오차는 다양한 폐수의 유기물질의 비율을 평가하는데 영향을 주기 때문에 정확한 Y_H 평가를 위해 모든 노력을 기울여야 한다.

가. 하수처리의 동역학 모델

동역학 계수와 화학양론 계수는 하수처리 공정을 평가하고 설계하는데 사용된다. 그 값 중에서 일부는 문헌이나 처리된 특정하수의 실험을 통해서 얻어질 수 있다. 그러나 일반적으로 계수들은 연구를 하는 동안 실험적으로 도출되어야 한다.

(1) 단일 용존 기질 모델

모델은 해석은 우선 초점을 탄소 산화에 두고 입자상 유기 물질의 양이 적은 하수에만 적용되어야 한다. 질산화가 이루어지는 단계에도 또한 적용될 수 있다. 여기서의 초점은 탄소산화이지만 생물학적으로 처리 가능한 유기물에서 보여 지는 원리로 확장될 수 있다. 일반적으로 입자상 유기물질은 0.45 μm 기공의 필터에 걸려져서 얻어지는 물질로 정의된다. 많은 콜로이드 입자들은 이런 필터를 통과하므로 용존 유기물은 완전 용존 물질만 포함된 것은 아니다. 그럼에도 불구하고 계수추정의 목적을 위해서는 일반적으로 유기물질이 필터를 통과하는 하수에서도 이 모델을 적용시킬 수 있다.

(가) 자료의 수집

이를 적용시키기 위하여 실험용 반응조는 반응이 있는 단순한 CSTRs(Continuous flow stirred tank reactor)이어야 할 것이다. 반응조는 다양한 미생물체류시간에 의해서 운영되고 안정화이후에 오는 정상상태 기간 동안 아래의 자료가 수집되어야 한다.

S_{CO} = 유입수의 용존 COD (mg/L)

S_C = 반응조의 용존 COD (mg/L)

X_T = 반응조의 총 미생물량 (mg/L)

X_{TW} = 폐기되는 슬러지의 총 미생물량 (mg/L)

X_{Te} = 유출수의 총 미생물 COD (mg/L)

f_A = 미생물의 활성분율(-)

V = 포기조의 부피(V)

F = 유입량 (L/hr)

F_W = 폐슬러지량 (L/hr)

미생물 농도를 일관성 있게 하기 위하여 COD 단위로 표기한다. 미생물 농도는 TSS나 VSS로 측정될 수 있다. 그렇다면 표현을 같게 하기 위하여

산소요구량을 계산을 할 때 생산계수는 전환계수 i 를 곱해야 한다. 생물량이 TSS로 측정되었을 때 I 는 $i_0/X_{B,T}$ 로 표기되고 일반적으로 1.20 g COD/g TSS 값을 갖게 된다. 유사한 방법으로 생물량이 VSS로 측정되었을 때 I 는 $i_0/X_{B,V}$ 로 표현되고 1.42 g COD/g VSS의 값을 갖는다. 미생물의 활성분율 f_A 는 처리능 연구에서 얻기가 가장 어려운 자료이다. 많은 기술들이 활성분율을 측정하는 방법을 제안했지만 모두 단점을 가지고 있다. 가장 직접적인 방법은 Postgate⁴⁶⁾의 슬라이드 배양 기술인데 이 기술은 미생물 슬라이드에 박테리아를 펴고 나누어지는 분율을 관찰하는 것이다. 이 작업은 용존 기질에 대해 잘 적용되지만 입자상 물질들이 존재할 때는 더 어려움을 겪게 된다. 간접적인 측정방법은 단위 생물량에 대하여 ATP의 양과 관련이 있다. 생명이 있는 세포당 ATP의 양이 SRT와 무관하고 ATP는 죽은 세포로부터 빠르게 소멸되기 때문에 성공적으로 이용되어 왔다⁴⁷⁾. 또 다른 간접적인 방법은 단위 생물량 당 deoxyribonucleic acid (DNA)의 존재량의 측정과 관련된다. ATP처럼 SRT에 비교적독립적이고 세포가 사멸될 때 급격하게 줄어들게 된다⁴⁸⁾.

처리는 연구기간에 수집된 자료들은 $\mu_{max,H}$, K_S , Y_H , b_H , f_D 의 값을 추정하는데 사용될 수 있다. 이러한 것을 진행하는 과정에 있어서 미생물에 의해 분해될 수 없는 용존성 COD인 S_I 를 추정해야할 것이다. CSTR의 특징을 설명하는 많은 식이 선형으로 줄어들기 때문에 계수를 추정하기 위하여 공통적으로 그래프를 순서대로 도식해 왔다. 선형 변환은 항상 전체적인 자료에 영향을 주게 된다. 가능하다면 비선형 계수추정 기술이 이용된다. 하나 이상의 식에서 보여 지는 일부 계수들 때문에 선형 기술이 이용되었을 때 그것들을 결정하는 것이 필요하다. 그러나 추정 기술이 적용되었음에도 불구하고 자료들로부터 추정된 모든 계수들이 서로 밀접한 관계가 있다는 것을 반드시 알아야 한다. 결과적으로, 어떤 값을 추정 오차는 다른 값들을 추정하는데 영향을 줄 것이다. 이것은 하나의 값을 추정하는 것보다 전체적으로 영향을 주는 값들이 더 중요하다는 것을 의미한다.

(나) 종속영양 미생물의 생산계수와 사멸계수의 결정

추정되어야 할 첫 번째 계수는 종속영양 미생물의 생산계수 Y_H 와 전통적인 사멸계수 b_H 이다. Y_H 는 사용된 기질 COD mg 당 생성된 생물량 COD mg의 단위를 갖은 반면에 b_H 는 hr^{-1} 의 단위를 갖는다. 두 값은 식 (5)을 변형하여 얻어질 수 있다.

$$X_{B,H} \cdot \tau = \frac{\theta_c \cdot Y_H (S_{so} - S_s)}{1 + b_H \cdot \theta_c} \quad (5)$$

Y_H 의 단위는 $X_{B,H}$ 의 단위와 같아야 한다. 예를 들면 $X_{B,H}$ 는 COD 단위의 Y_H 값을 주어지게 하기 위하여 COD단위로 측정되어야 한다. 미생물농도를 TSS나 VSS단위로 측정했을 경우가 발생한다면 Y_H 도 유사한 단위를 갖게 된다. $i_0/X_{B,V}$ 의 전환계수를 사용한다면 적절한 COD 단위로 전환할 수 있으므로 큰 차이가 없게 된다. 실험기간 동안 총 미생물 농도, X_T 를 측정하고 활성 미생물 농도 $X_{B,H}$ 를 측정하지 않았다면 $X_{B,H}$ 를 얻기 위하여 활성 분율을 이용하면 된다.

$$X_{B,H} = f_A \cdot X_T \quad (6)$$

유입수의 용존 COD, SCOD를 측정하고 반응조에서 미생물이 처리할 수 있는 COD가 아닌 용존 COD, SCOD를 구한다. 미생물에 의해 분해될 수 있는 COD의 농도는 용존 COD에서 미생물이 분해할 수 없는 COD, S_I 를 빼면 구할 수 있다.

$$S_{SO} = S_{CO} - S_I \quad (7)$$

$$S_S = S_C - S_I \quad (8)$$

그러나 식 (5)를 이용하면 미생물에 의해 분해되지 않는 COD는 상쇄되기 때문에 그 정보는 필요하지 않다.

$$S_{SO} - S_S = S_{CO} - S_C \quad (9)$$

식 (6)와 (7)을 (5)에 대입하면

$$f_A \cdot X_T \cdot \tau = \frac{\theta_c \cdot Y_H (S_{CO} - S_C)}{1 + b_H \cdot \theta_c} \quad (10)$$

결과적으로 Y_H 와 b_H 의 추정에 충분한 정보가 이용가능하다. 식 (10)을 선형화 하면 다음과 같다.

$$\frac{S_{CO} - S_C}{f_A \cdot X_T \cdot \tau} = \frac{b_H}{Y_H} + \frac{1}{Y_H} \cdot \frac{1}{\theta_c} \quad (11)$$

$(S_{CO} - S_C)/(f_A \cdot X_T \cdot \tau)$ 를 $1/\theta_c$ 에 대한 그래프는 $1/Y_H$ 의 기울기로 선형화 될 것이고 b_H/Y_H 의 y절편을 얻게 된다.

(다) 미생물의 사멸로 인해 형성되는 입자상 물질의 비율 결정

f_D 값은 앞서 구한 고정된 b_H 을 대입하여 비선형 최소 제곱 분석을 이용하여 식 (12)에 의해 구할 수 있다.

$$f_A = \frac{1}{(1 + f_D \cdot b_H \cdot \theta_c)} \quad (12)$$

이를 다시 정리하면

$$\frac{1}{f_A} = 1 + f_D \cdot b_H \cdot \theta_c \quad (13)$$

θ_c 에 대하여 $1/f_A$ 를 도식화 하면 $f_D \cdot b_H$ 의 직선 기울기를 얻을 수 있게 되고 y절편은 1.0을 지나게 된다. b_H 를 알고 있기 때문에 f_D 를 계산할 수 있다.

(라) 미생물에 의해 분해되지 않는 용존 유기물 추정

미생물 성장과 기질 이용에 대한 동역학 계수 추정에 앞서 미생물에 의해 쉽게 분해되는 용존 기질, S_S 값을 구해야 한다. 여기에 식 (8)에 보여진 것처럼 미생물에 의해 분해되지 않는 용존 COD, S_I 값이 필요하다. S_I 를 결정하는 가장 쉬운 방법은 SRT가 10일 이상으로 운영되는 반응조에서 혼합용액을 채취하여 회분식 반응조에 넣고 포기를 시키는 것이다. 용존 COD는 시간에 따라서 측정되어야 하고 안정된 값이 구해질 때 그 값이 유입수에 포함된 미생물이 분해할 수 없는 용존 COD로 간주할 수 있다⁴⁹⁾.

Mamais⁵⁰⁾은 긴 SRT로 운영되는 반응조에서 유출되는 유출수에 포함된 진정한 용존 COD로 추정할 수 있다고 제안했다. 이 방법의 근본 원리는 긴 SRTs에서 유출수에 남아 있는 미생물에 의해 쉽게 분해되는 용존 COD의 양이 무시할 정도로 작아야 한다는 것이다. 결과적으로, 남아있는 모든 용존 COD는 미생물에 의해 처리 불가능할 것이다. 순수 용존 COD는 0.45 μm 필터를 통해 걸러지기에 앞서 pH 10.5에서 ZnSO_4 를 긴 SRT로 운영되는 반응조의 유출수에서 채취한 시료에 첨가하여 응집시키므로 얻을 수 있다. 응집 단계는 필터를 통과할 수 있는 콜로이드성 유기 물질을 효율적으로 제거하게 된다. 그럼 S_I 만을 얻을 수 있다.

(마) 종속영양 미생물의 최대 비성장률과 반포화 상수의 추정

일단, S_I 를 알고 S_S 는 식 (8)에 의해서 계산될 수 있으므로 식 (14)와 앞서 결정된 b_H 를 이용하면 $\mu_{\max,H}$ 와 K_S 가 결정될 수 있다.

$$S_S = \frac{K_S(1/\theta_c + b_H)}{\mu_{\max, H} - (1/\theta_c + b_H)} \quad (14)$$

Y_H 와 b_H 를 이용한 것과 같이 $\mu_{\max, H}$ 와 K_S 를 구하는 가장 좋은 방법은 비선형 최소 제곱법(nonlinear least squares analysis)을 이용하는 것이다. S_S 는 독립변수로서 $1/\theta_c + b_H$ 는 종속 변수로서 역할을 한다. 만일 최소제곱법이 적용하기 어렵거나 오차 구조가 비선형 방법에 적합하지 않다면 식 (8)은 선형 최소 제곱법을 가능할 수 있게 해주고, 3가지 방법이 존재한다⁵¹⁾.

Hanes Linearization

$$\frac{S_S}{1/\theta_c + b_H} = \frac{K_S}{\mu_{\max, H}} + \frac{S_S}{\mu_{\max, H}} \quad (15)$$

Hofstee Linearization

$$\frac{1/\theta_c + b_H}{S_S} = \frac{\mu_{\max, H}}{K_S} + \frac{1}{K_S}(1/\theta_c + b_H) \quad (16)$$

Lineweaver-Burk Linearization

$$\frac{1}{S_S} = \frac{\mu_{\max, H}}{K_S} \left(\frac{1}{1/\theta_c + b_H} \right) - \frac{1}{K_S} \quad (17)$$

나. 복합기질 모델

활성슬러지 모델(ASM No.1)은 많은 계수들을 포함하여 매우 복잡하다. 그러나 모든 폐수에 대한 계수 모두를 평가할 필요는 없다. 일부 계수값은 모든 시스템에서 같은 값을 보이며, 일정한 값으로 가정할 수 있다⁵²⁾.

Table 6에 가정할 수 있는 계수가 나와 있고, Table 7에 주어진 값들은 대부분의 폐수에 적합한 값들이다.

활성슬러지모델은 여전히 발전 단계에 있다는 것을 알아야 한다. 따라서 어떤 경우에는 모든 계수들을 추정해야 한다. 그런 이런 계수값을 이용한

모델에 의해 결정된 예측값이 항상 정확한 것은 아니다. 많은 계수들이 서로 연관되어 있고 한부분에서 구해진 값이 다른 부분에 영향을 주기도 한다. 더군다나 최소로 필요한 계수들이 아직 더 밝혀져야 하기 때문에 신속한 반전되는 부분의 문헌을 참고해야 할 것이다.

Table 5. Coefficients of assuming in active sludge model

Symbols	Descriptions
Y_A	Yield for autotrophic biomass
$b_{L,A}$	Decay coefficient for autotrophic biomass
f_D	Fraction of biomass leading to debris
i_N/X_B	Mass of nitrogen per mass of COD in biomass
I_N/X_D	Mass of nitrogen per mass of COD in biomass debris
$K_{O,H}$	Oxygen half-saturation coefficient for heterotrophic biomass
K_{NO}	Nitrate half-saturation coefficient for denitrifying heterotrophic biomass
$K_{O,A}$	Oxygen half-saturation coefficient for autotrophic biomass

Table 6. Typical coefficients in active sludge model

Symbols	Units	Value at 20°C	Value at 10°C
<i>Stoichiometric parameters</i>			
Y_A	g cell COD formed (g N oxidized) ⁻¹	0.24	0.24
Y_H	g cell COD formed (g COD oxidized) ⁻¹	0.67	0.67
f_P'	dimensionless	0.08	0.08
i_{XB}	g N (g COD) ⁻¹ in biomass	0.086	0.086
i_{XE}	g N (g COD) ⁻¹ in endogenous	0.06	0.06
<i>Kinetic parameter</i>			
μ_H	day ⁻¹	6.0	3.0
K_S	g COD m ⁻³	20.0	20.0
$K_{O,H}$	g O ₂ m ⁻³	0.20	0.20
K_{NO}	g NO ₃ -N m ⁻³	0.50	0.50
$b_{L,A}$	day ⁻¹	0.10	
$b_{L,H}$	day ⁻¹	0.62	0.20
b_H	day ⁻¹	0.18	
n_g	dimensionless	0.8	0.8
n_h	dimensionless	0.4	0.4
k_h	g slowly biodegradable COD (g cell COD·day) ⁻¹	3.0	1.0
K_X	g slowly biodegradable COD (g cell COD) ⁻¹	0.03	0.01
μ_A	day ⁻¹	0.80	0.3
K_{NH}	g NH ₃ -N m ⁻³	1.0	1.0
$K_{O,A}$	g O ₂ m ⁻³	0.4	0.4
K_a	m ³ ·COD(g·day) ⁻¹	0.08	0.04

Ⅲ. 실험재료 및 방법

1. 실험재료

본 연구는 B시 A하수처리장 1단계에서 실시되었는데, A하수처리장은 고도처리 방법인 A²/O 공법으로 변경하여 운전중이며 처리용량 33만 ton/day로 운영되고 있다. Table 7에는 하수처리장에서 유입 및 유출되는 오염물 농도를 제시하였다.

Table 7. Characteristics of raw water(effluent in 1st sedimentation tank)

Items	Units	Concentrations (Average)
pH	-	6.7
Water temperature	°C	25.4
DO	mg/L	2.5
COD _{Mn}	mg/L	82.5
BOD ₅	mg/L	101.5
SS	mg/L	38.2
T-N	mg/L	42.990
NH ₄ ⁺	mg/L	34.000
NO ₂ ⁻	mg/L	0.008
NO ₃ ⁻	mg/L	1.430
T-P	mg/L	3.440

2. 실험장치

마이크로-나노버블 산기장치는 기존 산기장치에 비하여 산소용해효율을 혁신적으로 향상시킬 수 있는 포기장치로서 발생 버블을 마이크로-나노 크기로 만들어 액체 내에 산소를 공급하는 장치이며, 질소제거를 한 순산소를 이용하여 순환수와 함께 반응기 하부의 마이크로-나노버블 발생장치를 통하여 미세기포 형태로 분산시켜 반응기 하부로 유입되도록 하여 수중의 산소용해효율을 증가시킬 수 있도록 구성하였다. 즉, 공급된 물이 진공영역에서 $2\sim3\text{ kgf/cm}^2$ 의 압력으로 고속선회하여 진공영역의 진공도가 400 mmHg가 되도록 유도되며 진공이 형성되면 오존발생장치에서 공급되는 오존이 유입되어 오존과 물이 혼합되면서 오존은 기포화 된다.

Fig. 35와 Fig. 36에 마이크로-나노버블 반응조의 사진과 개요도를 각각 나타내었다. 마이크로-나노버블 반응조는 D 790 mm × H 990 mm로 총용량은 500 L 정도이며, 유효용량을 400 L로 하여 실험을 실시하였다.



Fig. 35. Photograph of MNB system.

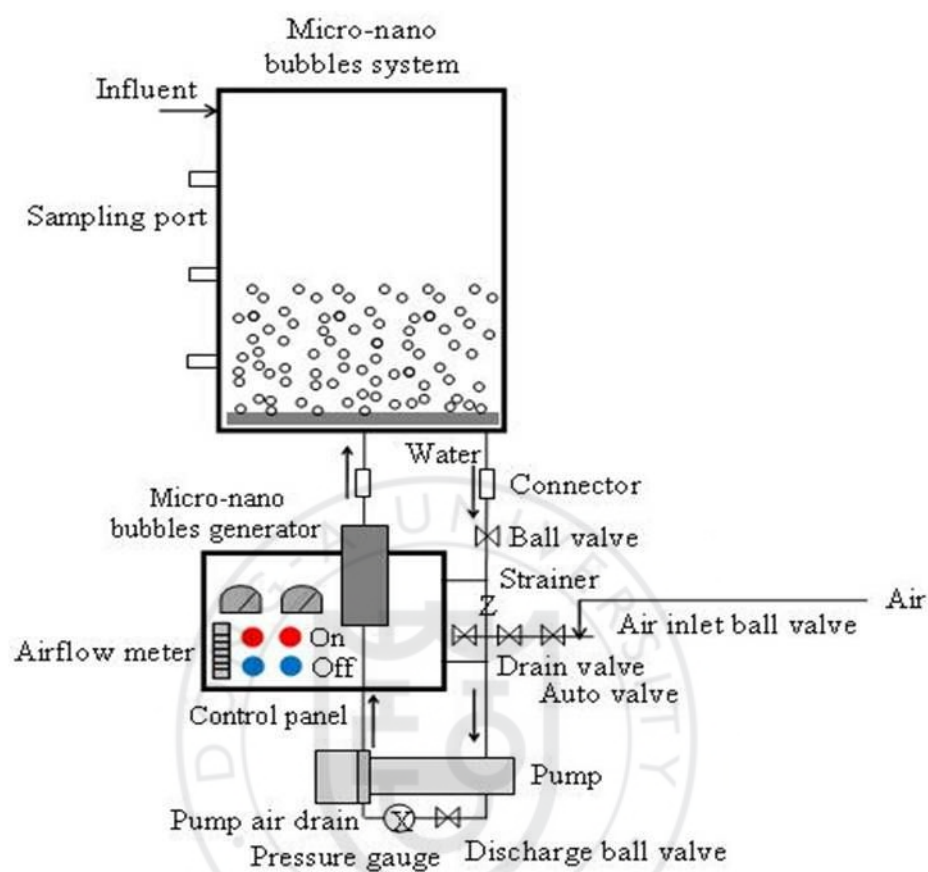


Fig. 36. Schematic of micro-nano bubbles generator.

3. 실험방법

가. 산소전달효율

초미세기포 산기장치와 기존 산기장치를 이용한 산소 용해효율을 비교·평가하기 위해 1차 침전지 유출수를 이용하여 산소전달실험을 실시하였다. 반응조의 유효용량은 400 L, 공기공급량은 상수의 경우 공기유량을 1 L/min으로하여 반응조 하부에 설치된 산기관 및 기포발생장치에 의해서 공기를 공급하였다. 공기공급량을 8~10 L/min로 하여 폭기조 내부의 DO 농도를 2~3mg/L로 유지하였다. 세부적인 산소전달실험에 관한 운전조건과 실험절차를 Table 8과 Fig. 37에 나타내었다. 실험수에 대한 수온은 초기에 별도 보정은 하지 않았으며, 이후 표준상태로 환산하여 적용하였다.

산소전달실험은 실험수에 포함된 DO 농도를 "0"로 만들기 위해 아황산나트륨(Na_2SO_3)과 촉매제인 염화코발트(CoCl_2)를 사용하였으며, 1 mg/L의 DO 농도 감소를 위해서는 양론적으로 7.9 mg/L의 아황산나트륨이 필요하나 실제 주입량은 필요량의 10~20%정도 과잉 투입하여 실험하는 것이 일반적이다. 이때 촉매로 이용되는 염화코발트는 1 L당 8 mg/L 주입한다. 이와 같이 DO 농도를 "0"로 탈기시킨 후 마이크로-나노버블 발생장치와 기존 버블 발생장치를 이용하여 다시 공기를 반응조 내에 일정시간 불어넣어 포기시간에 따른 DO, pH, 수온을 측정한 후 산소전달계수, 산소용해량, 산소전달효율 등을 산출하였으며, 이를 Table 9에 정리하여 나타내었다.

Table 8. Operating conditions for performance evaluation for CB and MNB systems in tap water and wastewater

Parameters		Units	CB system	MNB system
Tap water	Effective volume	L	400	400
	Water temperature	°C	16.0	16.0
	Airflow rate	L/min	1.0, 2.0, 3.0	1.0, 2.0, 3.0
1st clarifier effluent	Effective volume	L	400	400
	Water temperature	°C	27.1	25.1
	Airflow rate	L/min	1.0	1.0
Recirculating water quantity	Airflow rate	L/min	-	1.0, 2.2, 2.5

Table 9. Analytical methods

Items	Units	Methods and Apparatus
DO	mg/L	DO meter (model YSI 550A)
pH	-	pH meter (model YSI 601-10 FT)
Water temperature	°C	DO meter (model YSI 550A)
K_{La}	hr^{-1}	$dC/dt = K_{La}(C_s - C)$
Oxygen transfer efficiency	gO_2/hr	$N = K_{La(20)} \cdot C_{s(20)} \cdot V$
VOTR	$kg/m^3 \cdot hr$	$VOTR = K_{La} \times C_s$

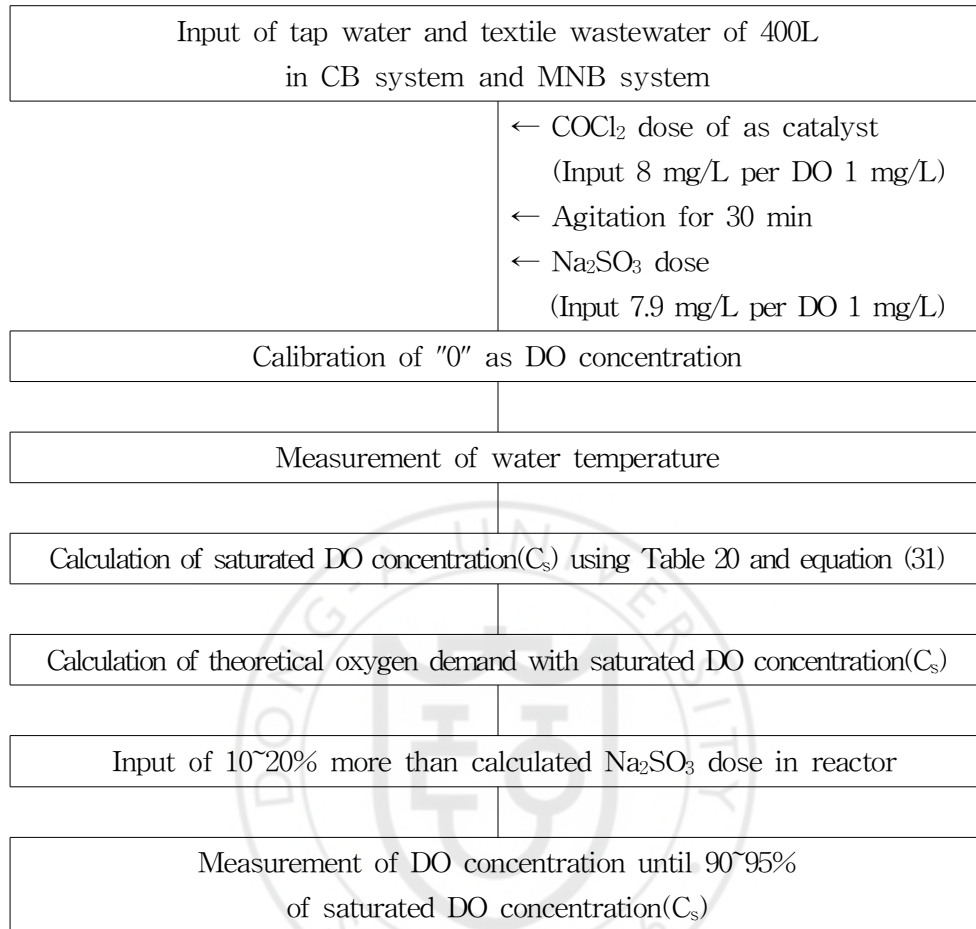


Fig. 37. Procedure of oxygen mass transfer rate experiments.

상수중의 산소포화 농도는 0℃에서는 14.6 mg/L로부터 20℃에서 9.2 mg/L 까지 변동하나 폐수의 경우는 그 포화농도가 상수에 비해서 많은 차이가 난다. 특히 폐수의 산소포화 농도는 용해성 고형물 농도와 온도에 따라 변화하며, 다음 식으로부터 산출하였다.

$$(C_{sw})_{760} = (475 - 0.00265S)/(33.5 + T)$$

여기서, $(C_{sw})_{760}$: 대기압에서 폐수의 용존산소 포화농도 (mg/L)

S : 용해성 고형물 농도 (mg/L)

T : 온도 (℃)

Table 10. Oxygen saturation concentration(C_s) of distilled water at standard conditions⁷⁶⁾

Temp.(℃)	mg O ₂ /L	Temp.(℃)	mg O ₂ /L	Temp.(℃)	mg O ₂ /L
0	14.6	17	9.7	34	7.2
1	14.2	18	9.5	35	7.1
2	13.8	19	9.4	36	7.0
3	13.5	20	9.2	37	6.9
4	13.1	21	9.0	38	6.8
5	12.8	22	8.8	39	6.7
6	12.5	23	8.7	40	6.6
7	12.2	24	8.5	41	6.5
8	11.9	25	8.4	42	6.4
9	11.6	26	8.2	43	6.3
10	11.3	27	8.1	44	6.2
11	11.1	28	7.9	45	6.1
12	10.8	29	7.8	46	6.0
13	10.6	30	7.6	47	5.9
14	10.4	31	7.5	48	5.8
15	10.2	32	7.4	49	5.7
16	10.0	33	7.3	50	5.6

나. 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 Pilot plant 적용

폭기조 내 기존산기장치에서 마이크로-나노버블 산기장치로의 변경에 의한 적용 및 처리효율을 알아보기 위해 1차 침전지 유출수를 이용하여 Pilot plant 실험에 임하였다. Fig. 38에 제시된 모식도와 같이 장치를 구성하였다.

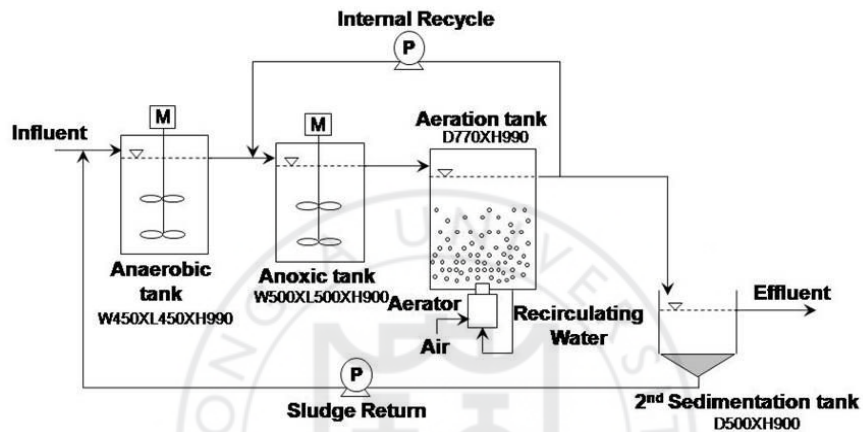


Fig. 38. Schematic diagram of advanced wastewater treatment processes using micro-nano bubbles generator.

1차 침전지 유출수를 유입수로 하여 혐기조, 무산소조, 호기조의 구성으로 반응조를 구성하였고, 최종침전지를 통해 유출수가 방류되게 구성하였다. 반응조의 유효용량은 각각 60 L, 120 L 및 480 L로 구성하였다. 각 반응조의 유입수 및 내부순환은 3개의 정량펌프를 이용하여 공급하였으며, 일반산기장치를 동일하게 구성하여 폭기조 내 MLSS 농도, HRT를 변화시켜 유기물 및 영양염류의 제거특성을 실험하였다.

다음 Table 11에 초미세기포 산기장치의 적용을 위한 운전조건에 대하여 제시하였다. 실험기간동안 각 운전조건 Run 1 및 2에서 MLSS 농도가 3,000 mg/L, Run 3, 4에서 5,000 mg/L가 되도록 하여 운전하였다. 각 반응조의 MLSS 농도를 유지하며 모든 반응조의 수리학적 체류시간을 4 및 6 hr로 변화시키며 각 수리학적 체류시간의 조건에서 운전을 하였다. 또한 Run 4에서는 초미세기포 산기장치에 의한 질산화 반응으로 효율적인 탈질 반응을 위해 내부반송을 100%에서 200%로 변경하여 운전하였다. 폭기조 내 DO 농도가 2~3 mg/L로 유지시켜 운전하였으며, 초미세기포 산기장치를 이용한 호기조에서는 공기유량 1 L/min을 기준으로 하여 운전하였다.

Table 11. Operating conditions for applications of bubble generators

Pilot tests	MLSS (mg/L)	HRT(aeration tank) (hr)	Internal recycle (%)
Run 1	3,000	6	100
Run 2	3,000	4	100
Run 3	5,000	4	100
Run 4	5,000	4	200

반응조내 유기물 및 영양염류의 제거특성을 알아보기 위해 6 hr 이상의 기본운전 후 각 반응조 내 미생물이 안정화를 도모한 후 1 hr 기준으로 1차 침전지 유출수, 혐기조, 무산소조, 호기조, 침전지 유출수에서 채수하여 분석하였다. 반응조내의 온도, 용존산소, pH, MLSS 및 ORP는 휴대장비를 통해 현장에서 즉시 측정하였으며, 각 반응조의 MLSS를 측정하여 일일 폐기될 슬러지의 양을 선정하고 MLSS가 계획된 농도를 유지하도록 하였다. 다음 Table 12에 유입유량 및 각 반응조의 유효용량을 제시하였다.

Table 12. Operating quantity and effective volume of each Runs

Conditions	Q(L/hr)	Effective volume(L)		
		anaerobic	anoxic	aerobic
Run 1	120 L/hr	60 L	120 L	480 L
	HRT(hr)	0.5 hr	1.0 hr	4.0 hr
Run 2,3 and 4	80 L/hr	40 L	80 L	480 L
	HRT(hr)	0.5 hr	1.0 hr	6.0 hr



다. NBF A²/O process 고도하수처리시스템개발

(1) 고도하수처리를 위한 단위공정의 설계 및 제작

마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 고도하수처리를 위해 고도처리공정의 가장 표준이 되는 A²/O 공정(혐기조/무산소조/호기조)으로 50 m³/일 규모의 pilot plant를 제작하였으며, 이를 부산광역시 소재 강변하수처리장의 1차침전지 주변에 설치하여 운전을 실시하였다. 하수처리장에 설치된 실험장치 사진과 모식도를 Fig. 39 및 Fig. 40에 각각 나타내었다. 또한 NBF A²/O process 장치의 개요를 Table 13, 운전조건을 Table 14에 나타내었다.



Fig. 39. Photographs of NBF process system in K wastewater treatment plant.

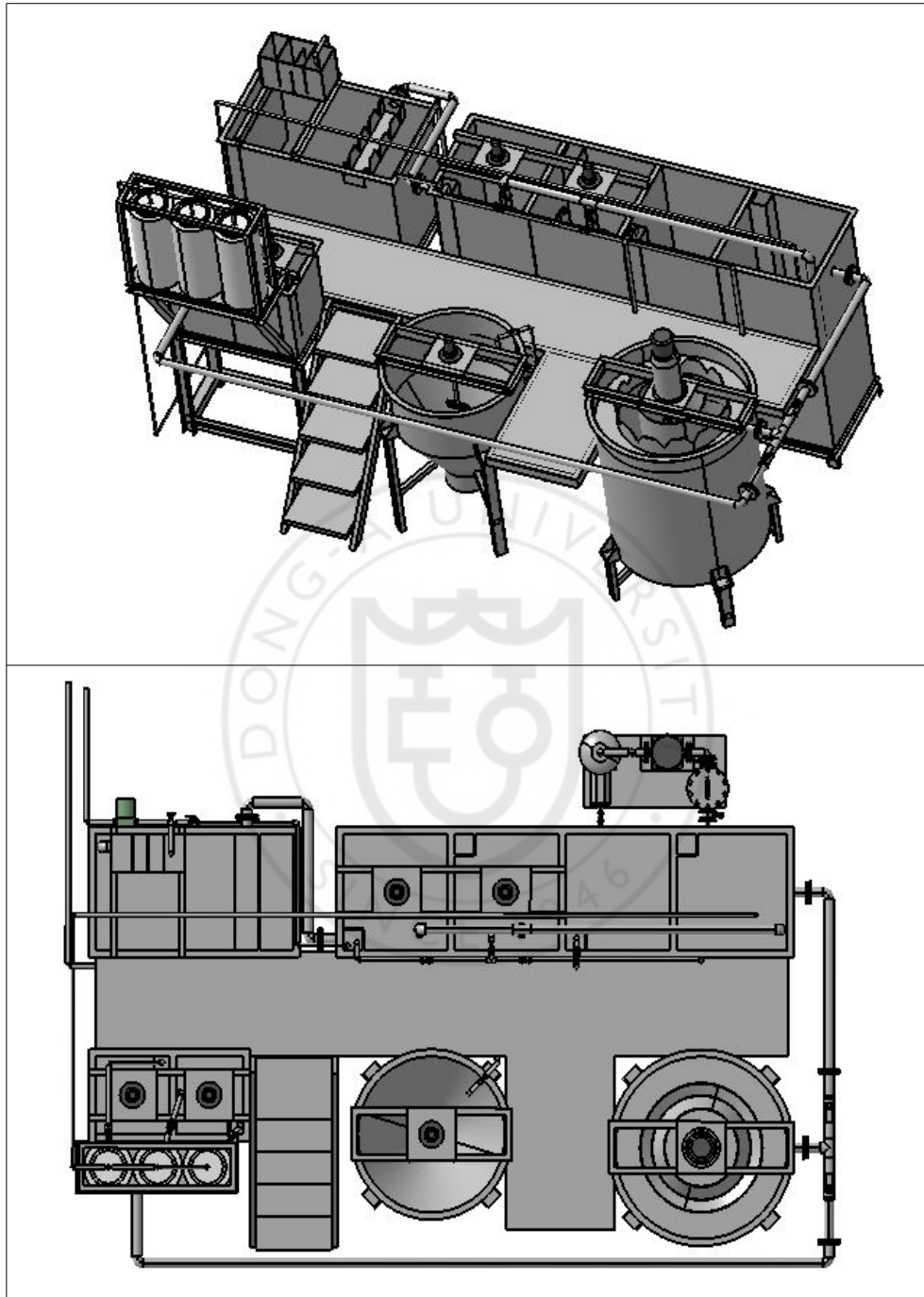


Fig. 40. Schematic of NBF process system(A).

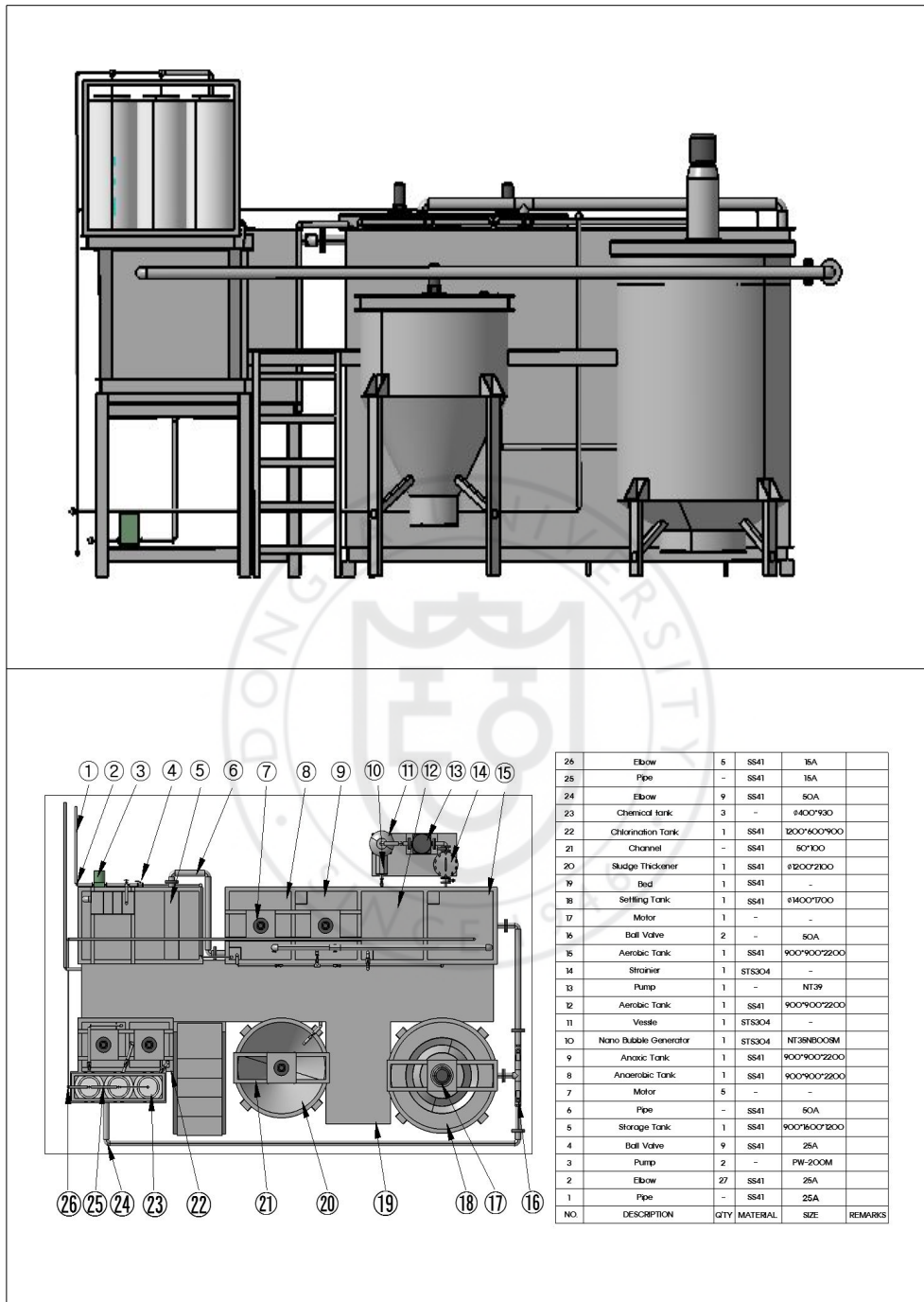


Fig. 40. Schematic of NBF process system(B).

Table 13. Specifications of NBF A²/O process

비 고		대수	재 원	비 고
전력	형광등	6대	(36 W)×3×2 = 216 W	
	내부반송 펌프	1대	35 W	
	교반기	2대	400 W×2 = 800 W	
	유입펌프	1대	320 W	
	반송슬러지펌프	1대	320 W	
	환풍기	1대	35 W	
총 전력량			1,691 W	
용량	1차침전지	1지	B(1.2m)× L(0.9m)×H(1.2m) = 1.728 m ³	
	혐기성조	1지	B(1.2m)× L(0.9m)×H(1.2m) = 1.728 m ³	
	무산소조	1지	B(1.2m)× L(0.9m)×H(1.2m) = 1.728 m ³	
	폭기조	1지	B(1.2m)× L(0.9m)×H(1.2m) = 1.728 m ³	
	2차침전지	1지	1.298 m ³	
총용량			8.462 m ³	
유량			19 L/min=27.36 m ³ /day	

Table 14. Design criteria and operating conditions for A²/O process

Parameters	Units	Design ranges
HRT		
- Anaerobic tank	hrs	0.5 ~ 1.5
- Anoxic tank		0.5 ~ 1.0
- Aerobic tank		3.5 ~ 6.0
F/M ratio	kg BOD ₅ /kg MLSS·day	0.15 ~ 0.25
SRT	days	4 ~ 27
MLSS	mg/L	2,000 ~ 4,000
Internal recycle ratio	%	100 ~ 200
Sludge return	%	20 ~ 60
Water temperature	℃	15 ~ 30

(2) NBF process 공법의 적용을 위한 운전 개요

NBF process는 유입원수를 K하수처리장 1차 침전지 유출수를 이용하여 NBF process 유량조정조에 저장하여 혐기성 조로 공급하여 질산화, 탈질 및 탈인 공정을 거쳐 유기물질, 질소, 인이 동시에 처리되도록 하는 하수고도처리 기술이다.

혐기조에서는 미생물에 의해 유기물 흡착, 분해 및 인의 방출이 일어나고 부가적으로 혐기성 Selector의 역할을 해 별킹을 일으키는 사상성균의 성장을 억제하며, 무산소(Anoxic) 탈질화가 일어나고 폭기조에서는 미량으로 잔존하는 유기물과 암모니아를 분해하여 처리수질을 높이며 슬러지에 부착된 질소가스를 탈기시켜 침전조에서 침전효율을 향상시킨다.

NBF process의 운전은 7월부터 시운전을 통하여 생물반응조내 미생물의 우점종화 및 안정화를 거친 후 Condition 1 운전을 8/11~8/24일에 운전하였고, Condition 2의 운전을 위해 일주일간의 시운전을 실시하였으며 9/1~9/14일간 운전하였다. Condition 3의 경우 2주간의 시운전 후 10/1~10/14일에 걸쳐 운전하였으며, Condition 4는 일주일간 시운전 후 10/22~11/4일에 운전을 실시하였다. 시운전 기간동안 장치의 보수 및 운전조건의 변경(반송량 및 폐슬러지 유출량등의 조정)을 진행하였으며, 유입되는 하수에 대한 하수처리장으로서의 고도처리(N 및 P 제거) 운영이 가능한지에 대한 검토를 하였다. 동일한 조건하에서 유입부하의 변동에 의해 N 및 P 제거효율 뿐만 아니라 반응조 내부의 혐기조, 무산소조, 호기조에서의 질소계열($\text{NH}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ 및 $\text{NO}_3\text{-N}$)의 농도변화를 분석하였다. 실험을 위해 시료채취는 동일한 지역에서 실시하여 1일 1회 당일 분석 시행을 원칙으로 하였다.

라. 수질분석

항목별 수질분석은 수질오염공정시험방법 및 Standard methods에 준하여 분석하였으며 세부적인 사항을 Table 15에 나타내었다.

Table 15. Analytical methods for each parameters

Parameters	Analytical methods and apparatus
Conductivity	Conductivity meter (model YSI Incorporated 30-10 FT)
Turbidity	Turbidity meter (model HACH 2100P turbidimeter)
Color	Colorimeter (model KRK CR-30)
Alkalinity	Titration method
ORP	ORP portable meter
DO	DO portable meter
DOC	TOC analyzer (model TOC-5000A, Shimadzu)
UV ₂₅₄	Absorptiometric analysis (model UV-1650PC Spectrophotometer, Shimadzu, Japan)
COD _{Mn}	KMnO ₄ method (water bath)
COD _{Cr}	K ₂ Cr ₂ O ₇ method (hot plate)
BOD ₅	Winkler-sodium azide method(20℃, 5days in incubator)
SS	GF/C filter method
T-N	Absorptiometric analysis (model UV-1650PC Spectrophotometer, Shimadzu, Japan)
NH ₃ -N	Absorptiometric analysis (model UV-1650PC Spectrophotometer, Shimadzu, Japan)
NO ₂ -N	Absorptiometric analysis (model UV-1650PC Spectrophotometer, Shimadzu, Japan)
NO ₃ -N	Absorptiometric analysis (model UV-1650PC Spectrophotometer, Shimadzu, Japan)
T-P	Absorptiometric analysis (model UV-1650PC Spectrophotometer, Shimadzu, Japan)

IV. 결과 및 고찰

1. 기체전달효율 특성

가. 산소발생 성능평가

1차 침전지 유출수를 대상으로 MNB 산기장치와 CB 산기장치에 대하여 최적 공기유량 1.0 L/min으로 산소전달효율을 비교·평가하였으며, 이를 Fig. 41에 나타내었다. 1차 침전지 유출수에 대하여 CB 산기장치와 MNB 산기장치를 적용한 결과 각각 운전시간 300 min 및 120 min 경과 후 DO 농도는 각각 4.43 mg/L와 6.8 mg/L를 나타내었다. 동일 운전시간 120 min에서의 DO 농도를 비교해 보면, CB 산기장치와 MNB 산기장치의 경우 각각 DO 농도는 2.93 mg/L와 4.43 mg/L로 나타나 MNB 산기장치에서 높은 산소전달효율을 나타내었다.

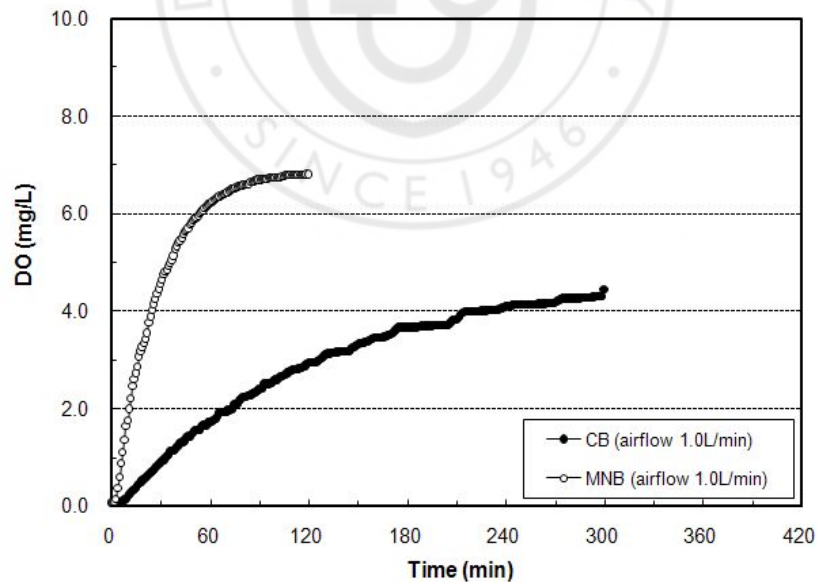


Fig. 41. Comparison of DO concentrations between CB and MNB systems in 1st clarifier effluent.

MNB 산기장치의 경우 CB 산기장치에 의한 기포발생 방법보다 단시간에 빨리 DO 농도가 상승함을 알 수 있었는데, 이는 기포크기가 미세하여 동일 공기량 당 액체와의 접촉면적이 상대적으로 커져 산소전달효율이 높아졌기 때문이다. 또한 개개의 기포직경이 작아지면 상승속도가 느려져 기-액 접촉시간이 길어지기 때문에 한층 높은 산소전달효율을 얻을 수 있다. 향후 MNB 산기장치를 이용한 공기 공급은 수중 산소용해효율이 우수하여 생물 반응조 및 처리수의 DO 농도를 크게 높일 수 있을 것으로 기대될 뿐만 아니라, 적정 DO 농도 수준에 도달하기 까지 운전시간을 매우 단축시킬 수 있어 수처리시 매우 효율적일 것으로 판단된다. 이와 같이 CB 산기장치 및 질소분리된 순산소 MNB 산기장치를 이용하는 경우 모두 MNB 산기장치를 이용하는 것이 수중의 DO를 공급하는 데 있어서 아주 효과적인 방법인 것으로 확인되었다.

MNB 산기장치를 이용하는 경우 운전시간 1 hr 이후에는 DO의 증가가 미미한 것을 확인할 수 있었는데, 이는 수중에 DO가 부족할 경우에는 산소를 공급하는 것이 문제가 되지만 수중에 다량의 산소가 공급될 경우에는 수중으로부터 대기로 방출되는 산소가 문제가 될 수 있다. 따라서 MNB의 경우 단시간에 수중에 과량의 산소가 공급되어지기 때문에 일정시간 경과 후에는 수중의 DO 증가량이 현격히 감소하는 것으로 판단된다.

산소용해실험에서 각각의 실험수에 대한 수온의 보정은 따로 하지 않았으므로 이후에서는 표준상태로 수온을 보정한 총괄물질전달계수를 계산하여 산소용해속도를 평가하였으며, 또한 이를 이용하여 산소용해량, 산소용해효율 및 VOTR(volumetric oxygen transfer rate) 등을 산출하였다.

나. 총괄물질전달계수(K_{La})와 산소용해효율

(1) 총괄물질전달계수(K_{La})

총괄물질전달계수(K_{La})를 이용하여 산소용해속도를 결정할 수 있다.²⁸⁾ 가스상으로부터 액체상으로의 산소전달은 다음 식과 같이 나타낼 수 있다.

$$\frac{dC}{dt} = -K_{La}(C_s - C)$$

위의 식을 적분하면 다음과 같다.

$$\ln \left[\frac{C_s - C_t}{C_s - C_0} \right] = -K_{La} \times t$$

여기서, C_s : 표준상태(20℃, 1 atm)에서의 포화 DO 농도 (mg/L)

C_0 : 시간 $t=0$ 에서의 DO 농도 (mg/L)

C_t : 시간 t 에 대한 DO 농도 (mg/L)

K_{La} : 총괄물질전달계수 (hr^{-1})

총괄물질전달계수(K_{La})는 반응조 내 용존산소를 탈기시킨 후 초기 DO 농도(C_0)를 측정 한 후, 다시 공기를 일정시간 불어 넣어 시간에 대한 DO 농도(C_t)를 측정 한 위의 식과 같이 DO 농도와 시간과의 관계를 linear regression 함으로써 얻을 수 있다. Fig. 35는 CB 산기장치와 MNB 산기장치에서의 공기유량 변화에 따른 $-\ln((C_s - C_t)/C_s)$ 대 시간 t 로 도시하여 기울기가 K_{La} 인 직선을 얻은 그래프이다.

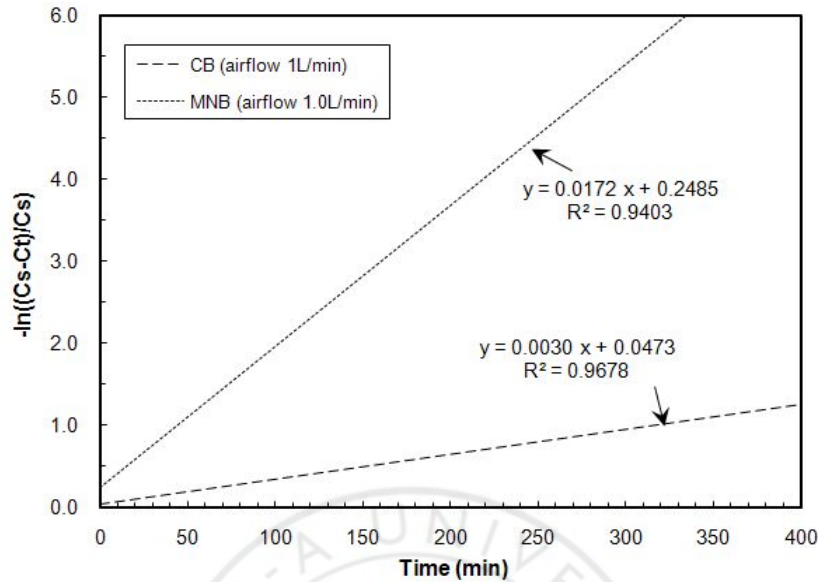


Fig. 42. Comparison of oxygen-mass transfer coefficient between CB and MNB systems in 1st clarifier effluent.

총괄물질전달계수(K_{La})에 영향을 미치는 가장 중요한 인자 중의 하나는 온도인데, 이 온도에 대한 영향은 다음과 같은 관계로 정의할 수 있다.

$$K_{La}(T) = K_{La}(20) \times \theta^{(T-20)}$$

여기서, $K_{La}(T)$: $T^{\circ}\text{C}$ 에서의 산소 이동계수 (hr^{-1})

$K_{La}(20)$: 20°C 에서의 산소 이동계수 (hr^{-1})

θ : 일반적으로 $1.024^{81)}$

1차 침전지 유출수에서 CB 산기장치와 MNB 산기장치의 $-\ln((C_s - C_t)/C_s)$ 대 시간 t 로 도시하여 기울기가 K_{La} 인 직선을 얻은 그래프이다. 공기유량 1.0 L/min으로 실험한 1차 침전지 유출수에서 온도의 영향을 고려한 표준 상태로 보정하여 계산된 K_{La} 값은 CB 산기장치 및 MNB 산기장치에서 각각 0.15 hr^{-1} 및 0.91 hr^{-1} 의 값을 나타내었다.

총괄산소전달계수(K_{La})는 두 경막의 저항의 영향을 포함한 것인 동시에

유체 단위 부피중의 기-액 계면의 넓이의 함수이다. 액체 시스템에 임의의 양의 공기를 주입할 때, 기체가 전달될 수 있는 유효표면은 기포가 작아질수록 증가한다. 따라서 일반적으로 기포가 작아지면 표면적-부피비가 유리하게 변하므로 K_{La} 값이 증가한다고 볼 수 있다. Ashley 등²⁹⁾은 기포의 크기가 증가할수록 K_{La} 값이 감소 한다는 연구결과를 보고한 바 있다.

(2) 단위시간당 산소용해량

반응조 내 단위시간당 산소용해량은 다음 식과 같이 나타낼 수 있다.³⁰⁾

$$N = K_{La}(20) \times C_s(20) \times V$$

여기서, N : 표준상태에서의 단위시간당 산소용해량 (gO_2/hr)

$K_{La}(20)$: 20℃ 에서의 물질전달계수 (hr^{-1})

$C_s(20)$: 20℃ 에서의 포화 산소농도 (mg/L)

V : 포기조 유효용량 (kg or L)

위에 제시한 식을 이용하여 표준상태에서의 산소용해량을 산출하였으며, 공기유량 1.0 L/min로 운전한 CB 산기장치와 MNB 산기장치에서 1차 침전지 유출수의 산소용해량은 0.535 gO_2/hr 와 3.22 gO_2/hr 의 값을 나타내어 상수와 1차 침전지 유출수 모두 MNB 산기장치에서 단위시간당 산소용해량이 큰 것을 알 수 있었다.

(3) 용적산소전달률 (VOTR)

반응조 내 유효용량을 고려한 산소전달효율(VOTR; Volumetric oxygen transfer rate)³¹⁾을 구하기 위해 아래의 식을 이용하였다.

$$VOTR = K_{La} \times C_s$$

여기서, VOTR : 산소전달률 ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{hr}$)

C_s : 20℃ 에서의 포화 산소농도 (mg/L)

1 L/min으로 운전한 1차 침전지 유출수의 경우 일반 산기장치에서 VOTR 값은 $1.34 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 로 나타났고 MNB 산기장치의 VOTR 값은 $8.04 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 상수와 1차 침전지 유출수 모두 MNB 산기장치의 VOTR 값이 높게 나타났다. 앞서 계산한 K_{La} 값이 기포가 미세할 수 록 큰 값을 나타냄으로써 VOTR 역시 MNB 산기장치의 경우에 있어서도 증가하는 것을 알 수 있었다.

Table 16. Comparison of oxygen mass transfer efficiency between CB and MNB systems in 1st clarifier effluent

Raw water		Airflow rate (L/min)	$K_{La(20)}$ (hr^{-1})	N ($\text{g O}_2/\text{hr}$)	VOTR ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{hr}$)
1 st clarifier effluent	CB system	1.0	0.15	0.54	1.34
	MNB system	1.0	0.91	3.22	8.04

2. 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 Pilot plant 운전결과

가. Run 1 운전조건 결과

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 Table 11 및 Table 12를 기준으로 Run 1 조건에 의한 운전을 실시하였다. 다음 Table 17에 Run 1의 운전에 의한 생물반응조별 수질특성에 대하여 제시하였다.

Table 17. Characteristics of water qualities each bioreactor in Run 1

Parameters	Units	Influent	Anaerobic		Anoxic		Aerobic		Effluent	
			MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB
Temp.	℃	21.6	21.8	22.2	22.6	22.2	24.9	23.8	25.2	24.5
pH	-	6.84	6.73	6.70	6.20	6.49	6.17	6.44	6.12	6.31
DO	mg/L	0.31	0.25	0.31	0.22	0.12	3.43	2.72	4.06	2.93
ORP	mV	29	33	33	-31	-7	261	235	329	297
BOD ₅	mg/L	91.5	38.7	39.1	19.0	20.0	8.5	11.8	5.6	6.2
COD _{Mn}	mg/L	72.5	40.0	40.6	21.1	22.2	12.4	15.5	11.8	12.5
T-P	mg/L	3.551	3.770	3.548	3.422	5.330	2.315	2.453	1.202	1.266
T-N	mg/L	41.603	36.693	36.390	24.430	28.222	17.388	18.922	16.479	17.475
NH ₃ -N	mg/L	27.450	22.538	22.538	19.974	22.312	7.581	8.216	1.672	2.551
NO ₂ -N	mg/L	0.543	0.510	0.463	0.493	0.509	0.475	0.392	0.760	0.762
NO ₃ -N	mg/L	0.857	2.724	2.935	1.709	1.567	2.059	1.787	2.289	2.363

(1) 반응조의 운전상태

하수의 유기물 제거와 질소 및 인 성분의 제거는 대부분이 미생물학적 과정에 의해 진행되므로 온도의 상승은 제거효율의 증가를 가져올 수 있다. Arrhenius식에 의하면 수온이 10℃ 상승할 때마다 미생물의 활성은 2배로 증가되는데, 본 반응조의 실험이 수행된 수온을 고려할 때, 20℃ 이상으로서 일반적인 실험에 적당할 것으로 판단되었다. 특히, 질소성분의 제거를 위한

조건으로서 온도의 영향은 매우 중요한데, 질산화 미생물의 경우, 최적성장 온도는 30~36℃로 알려져 있고, 실제 하수처리장에서는 여름철에 질소제거 효율이 높게 나타난다. 그러므로 연중 상당부분의 기간이 20℃ 내외로 유지되는 조건인 추계의 운전조건이 가장 안정적으로 판단된다.

반응조내 용존산소 변화는 각 반응조가 적절한 조건으로 운전되었는가를 판단하는 주된 기초자료로서 사용될 수 있다. 용존산소의 농도는 호기조내에서 질산화 과정에 중요한 영향을 주는 요인으로서 최소 0.5 mg/L 이상의 용존산소 농도가 요구된다. 일반적으로 용존산소의 농도가 증가할 경우에는 질산화율이 높아져 질소의 제거가 촉진되지만 현실적으로 유지비가 증가하므로 어려운 점이 많다. 대안으로서는 호기조의 HRT를 증가시키는 것인데, HRT의 증가는 역시 호기조의 규모를 증가가 필요로 하므로 중요한 경제적인 고려점이 된다.

Run 1의 운전결과에 의한 pH 및 DO 농도 결과를 Fig. 43 및 Fig. 44에 제시하였다. pH 항목을 살펴보면 MNB system의 경우 최초 유입 평균 pH 6.84에서 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.12로 나타났고, CB system의 경우 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.31로 나타났다. 이는 기존산기장치에 의한 고도수처리 공법으로 운전된 CB system보다 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 MNB system으로 운전된 공정이 질산화에 의한 pH 저하로 판단된다. 또한, DO 농도의 경우 유입수 평균 DO농도는 0.31 mg/L 였으며, MNB system 및 CB system의 2차 침전지 방류수 평균 DO 농도는 각각 4.06 mg/L, 2.93 mg/L로 나타나 MNB system의 고도처리 공법이 기존 산기장치에 의한 고도처리 공법인 CB system에 비해 생물반응조내에서 용존산소에 의한 산소전달효율이 높은 것으로 나타났다.

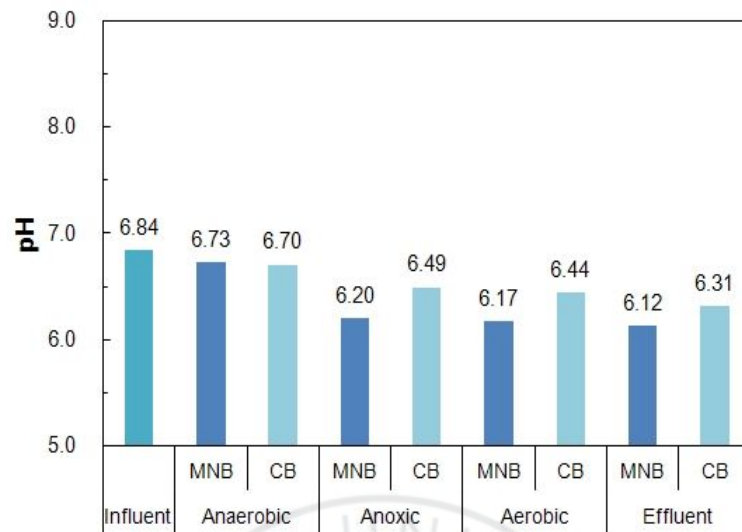


Fig. 43. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

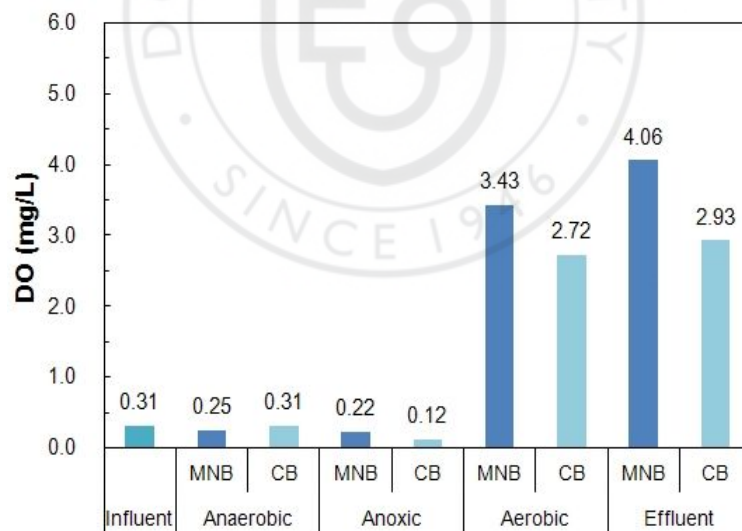


Fig. 44. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

(2) 유기물 및 영양염류 제거특성

운전결과 BOD₅의 경우 유입수 평균 BOD₅가 91.5 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 5.6 mg/L, 6.2 mg/L로 나타났고, 유입수 평균 COD_{Mn}가 72.5 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 11.8 mg/L 및 12.5 mg/L로 나타났다. 혐기조 내부에서 미생물에 의한 인방출 과정에서 유기물의 많은 소모가 일어난 것으로 판단되며, 무산소조, 호기조에서 질산화-탈질반응에 의한 유기탄소원의 소모로 인해 효과적인 유기물의 제거가 되고 있음을 나타내었다.

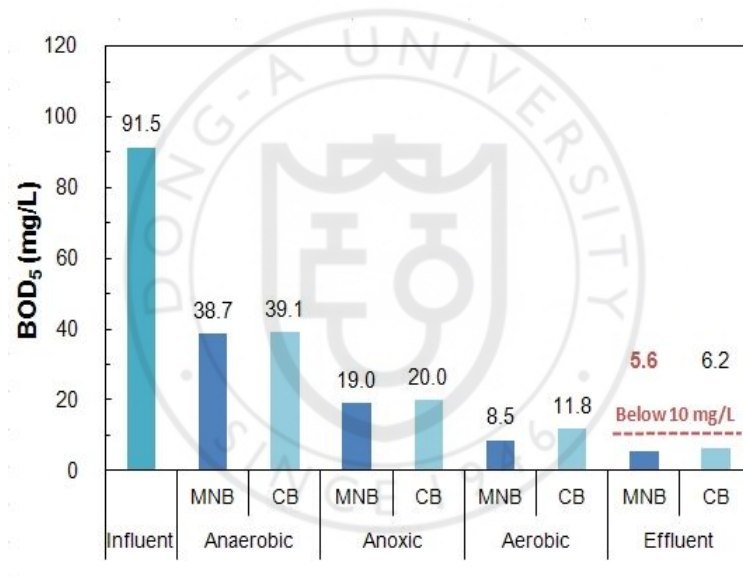


Fig. 45. Comparison of BOD₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

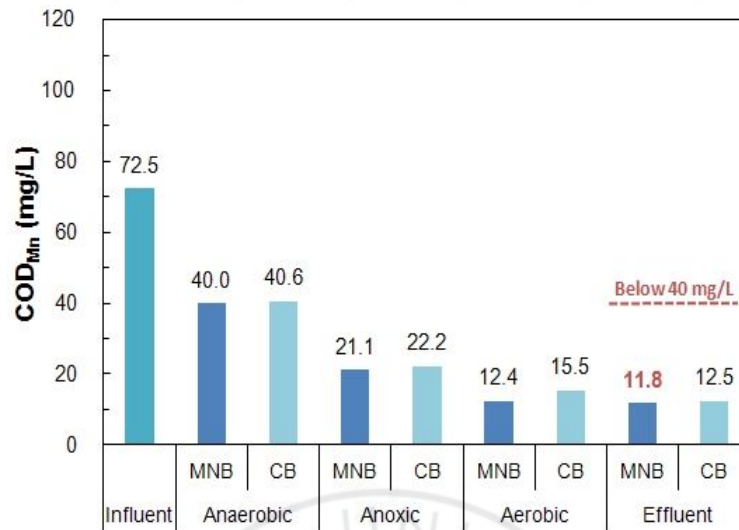


Fig. 46. Comparison of COD_{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

영양염류의 경우 유입수 평균 T-N 및 T-P 농도가 각각 41.603 mg/L 및 3.551 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 T-N 농도가 MNB system, CB system에서 각각 16.479 mg/L 및 17.475 mg/L로 나타났고, T-P 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 1.202 mg/L 및 1.266 mg/L로 나타났다. 기존 산기장치로 구성된 CB system에 비해 마이크로-나노버블 산기장치로 구성된 MNB system의 고도수처리 장치에서 좀 더 효과적인 질산화 반응이 이루어져 내부반송으로 연결된 무산소조에서의 탈질반응이 용이하게 이루어진 것으로 판단된다.

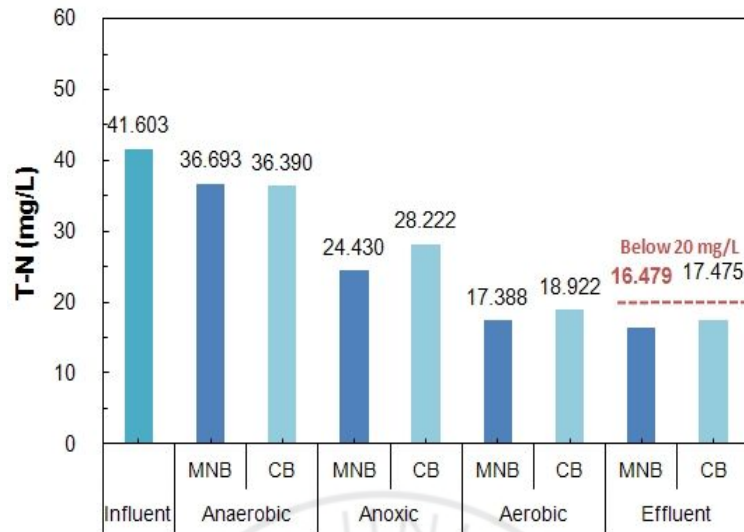


Fig. 47. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

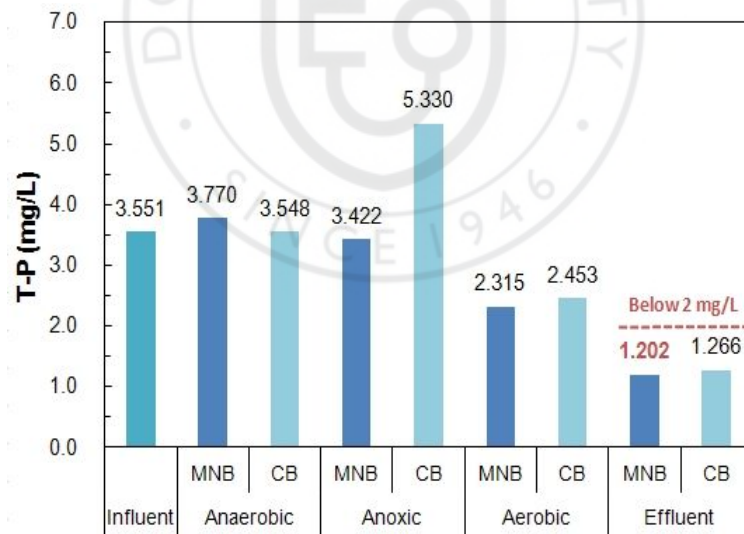


Fig. 48. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

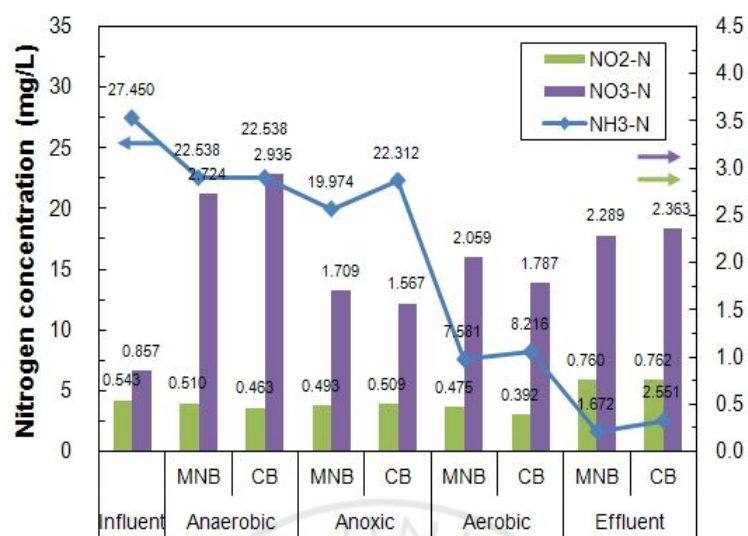


Fig. 49. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 1.

나. Run 2 운전조건 결과

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 Table 11 및 Table 12를 기준으로 Run 2 조건에 의한 운전을 실시하였다. 다음 Table 18에 Run 2의 운전에 의한 생물반응조별 수질특성에 대하여 제시하였다.

Table 18. Characteristics of water qualities each bioreactor in Run 2

Parameters	Units	Influent	Anaerobic		Anoxic		Aerobic		Effluent	
			MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB
Temp.	℃	21.5	22.0	22.3	22.8	22.3	24.7	23.2	24.9	24.7
pH	-	6.86	6.77	6.77	6.37	6.54	6.43	6.44	6.39	6.45
DO	mg/L	0.30	0.17	0.18	0.25	0.10	3.29	2.53	3.80	2.67
ORP	mV	31	36	33	-19	-11	248	219	309	253
BOD ₅	mg/L	94.7	41.2	40.4	16.0	18.9	6.9	8.5	5.2	6.4
COD _{Mn}	mg/L	79.1	35.9	44.5	21.1	21.6	11.3	13.2	11.0	12.6
T-P	mg/L	3.105	3.902	4.054	4.307	3.610	1.637	1.890	1.132	1.223
T-N	mg/L	41.519	34.636	35.159	22.212	26.579	16.159	18.286	15.564	16.831
NH ₃ -N	mg/L	30.589	24.253	24.062	18.479	22.117	5.255	7.674	1.574	2.465
NO ₂ -N	mg/L	0.494	0.479	0.456	0.481	0.508	0.451	0.372	0.715	0.789
NO ₃ -N	mg/L	0.748	2.578	2.777	1.665	1.604	1.925	1.783	2.168	2.443

(1) 반응조의 운전상태

Run 2의 운전결과에 의한 pH 및 DO 농도 결과를 Fig. 50 및 Fig. 51에 제시하였다. pH 항목을 살펴보면 MNB system의 경우 최초 유입 평균 pH 6.86에서 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.39로 나타났고, CB system의 경우 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.45로 나타났다. 이는 기존산기장치에 의한 고도수처리 공법으로 운전된 CB system보다 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 MNB system으로 운전된 공정이 질산화에 의한 pH 저하로 판단된다. 또한, DO 농도의 경우 유입수 평균 DO농도는 0.30 mg/L 였으며,

MNB system 및 CB system의 2차 침전지 방류수 평균 DO 농도는 각각 3.80 mg/L, 2.67 mg/L로 나타나 MNB system의 고도처리 공법이 기존 산기장치에 의한 고도처리 공법인 CB system에 비해 생물반응조내에서 용존 산소에 의한 산소전달효율이 높은 것으로 나타났으며, HRT를 6 hr에서 4 hr로 감소시켜 운전하여도 호기조내 DO농도가 일반적인 운전 DO농도 2~3 mg/L를 유지할 수 있는 것으로 나타났다.

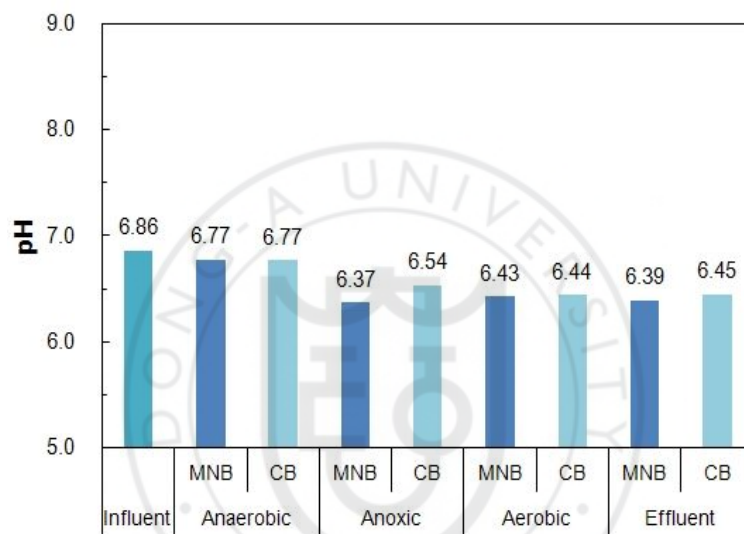


Fig. 50. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.

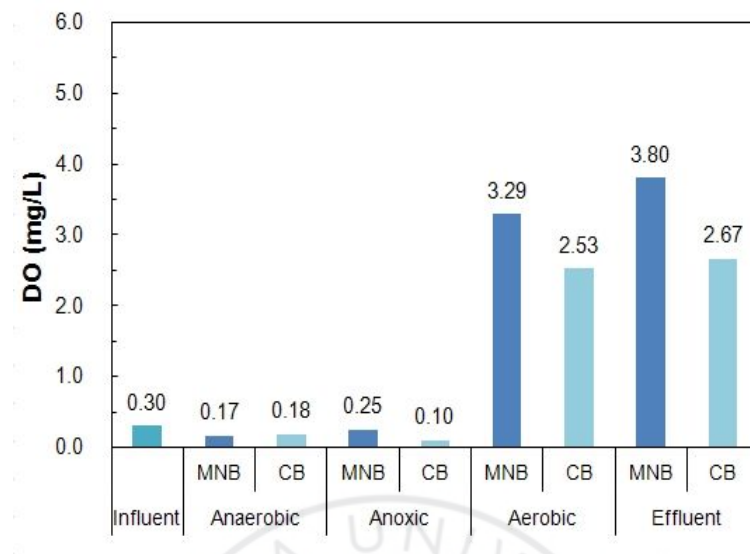


Fig. 51. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.

(2) 유기물 및 영양염류 제거특성

운전결과 BOD₅의 경우 유입수 평균 BOD₅가 94.7 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 5.2 mg/L 및 6.4 mg/L로 나타났고, 유입수 평균 COD_{Mn}가 79.1 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 11.0 mg/L 및 12.6 mg/L로 나타났다. Run 1과 마찬가지로 혐기조 내부에서 미생물에 의한 인방출 과정에서 유기물의 많은 소모가 일어난 것으로 판단되며, 무산소조, 호기조에서 질산화-탈질반응에 의한 유기탄소원의 소모로 인해 효과적인 유기물의 제거가 되고 있음을 나타내었다.

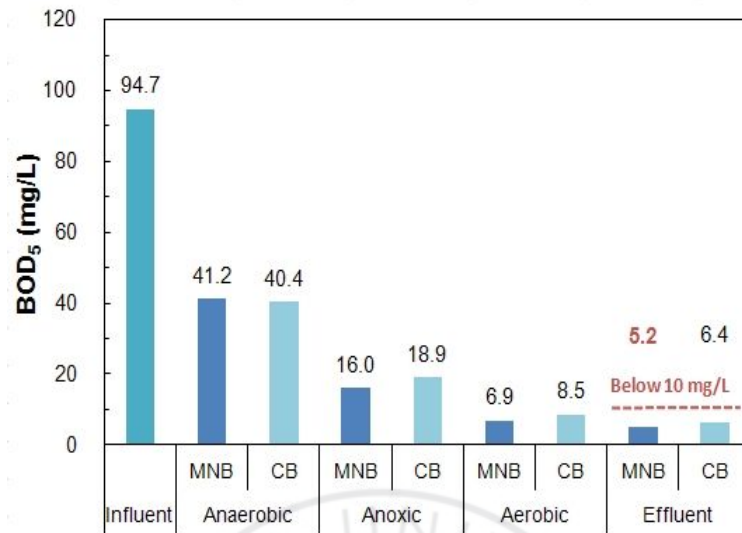


Fig. 52. Comparison of BOD₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2

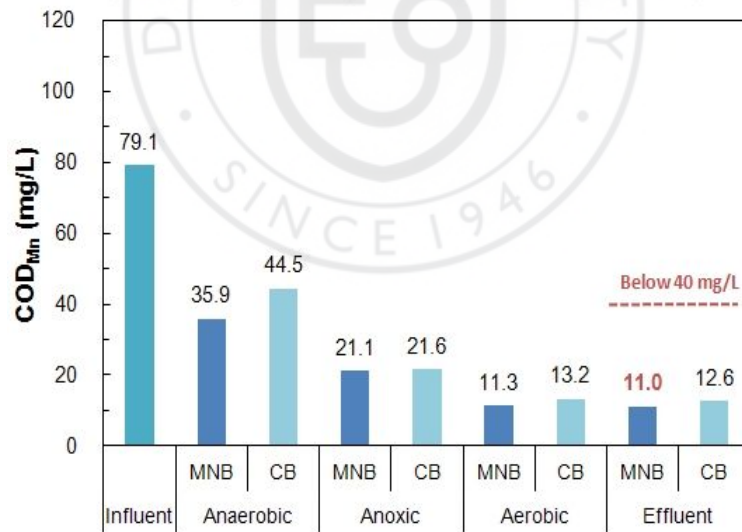


Fig. 53. Comparison of COD_{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.

영양염류의 경우 유입수 평균 T-N 및 T-P 농도가 각각 41.519 mg/L 및 3.551 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 T-N 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 15.564 mg/L 및 16.831 mg/L로 나타났고, T-P 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 1.132 mg/L 및 1.223 mg/L로 나타났다. Run 1의 결과와 마찬가지로 기존 산기장치로 구성된 CB system에 비해 초미세기포 산기장치로 구성된 MNB system의 고도수처리 장치에서 좀 더 효과적인 질산화 반응이 이루어져 내부반송으로 연결된 무산소조에서의 탈질반응이 용이하게 이루어진 것으로 판단된다. 또한, HRT의 저하로 인해 약간의 질산화율이 감소하는 경향은 있었으나 운전형태나 탈질화에 의한 최종 방류수 T-N 농도에서의 큰 변화는 없었다.

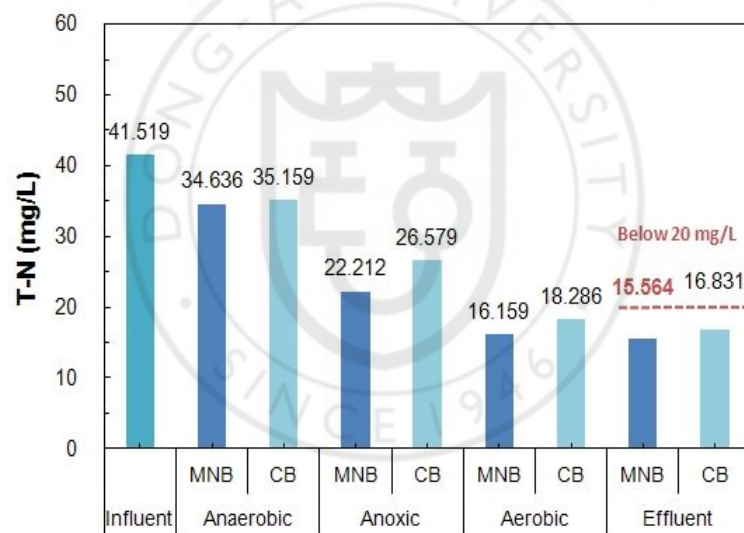


Fig. 54. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.

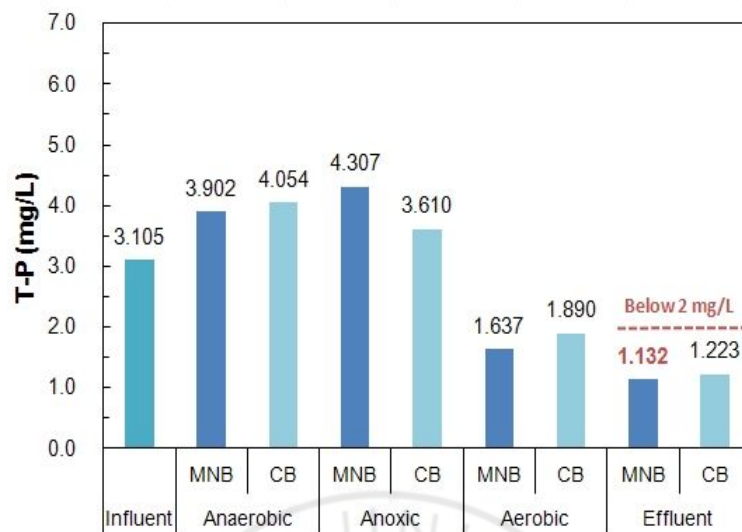


Fig. 55. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.

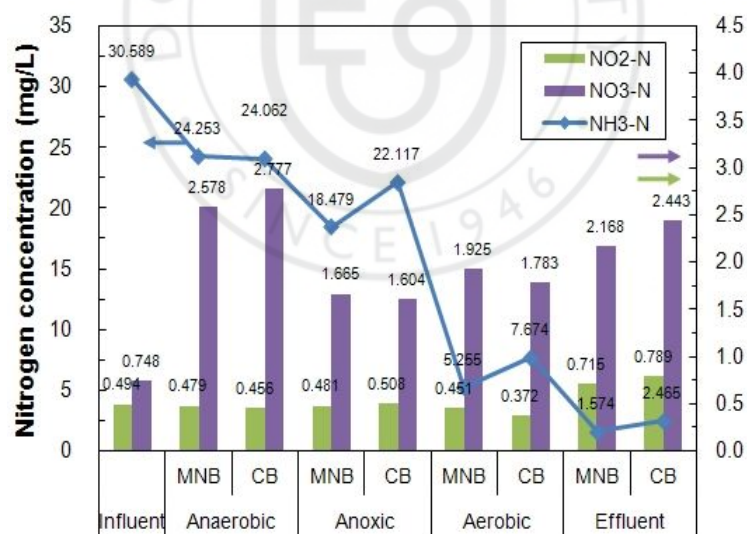


Fig. 56. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 2.

다. Run 3 운전조건 결과

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 Table 11 및 Table 12를 기준으로 Run 3 조건에 의한 운전을 실시하였다. 다음 Table 19에 Run 3의 운전에 의한 생물반응조별 수질특성에 대하여 제시하였다.

Table 19. Characteristics of Water qualities each bioreactor in Run 3

Parameters	Units	Influent	Anaerobic		Anoxic		Aerobic		Effluent	
			MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB
Temp.	℃	22.0	22.3	22.8	22.3	24.7	23.2	24.9	24.7	24.5
pH	-	6.79	6.83	6.31	6.57	6.19	6.49	6.20	6.43	6.31
DO	mg/L	0.18	0.13	0.15	0.12	3.17	2.27	3.34	2.32	2.93
ORP	mV	40	36	34	27	272	186	317	182	297
BOD ₅	mg/L	49.6	36.5	11.4	16.7	4.9	10.4	4.3	7.4	6.2
COD _{Mn}	mg/L	40.2	42.4	14.9	20.8	9.1	15.6	8.2	12.6	12.5
T-P	mg/L	4.113	4.167	4.472	4.001	1.319	2.764	0.916	2.344	1.266
T-N	mg/L	36.817	36.274	18.745	26.579	16.159	20.827	13.727	18.023	17.475
NH ₃ -N	mg/L	28.069	22.570	14.101	20.105	6.029	10.793	1.318	5.978	2.551
NO ₂ -N	mg/L	0.456	0.445	0.797	0.519	0.763	0.436	0.786	0.631	0.762
NO ₃ -N	mg/L	2.463	2.881	3.759	1.847	3.925	1.985	4.249	2.184	2.363

(1) 반응조의 운전상태

Run 3의 운전결과에 의한 pH 및 DO 농도 결과를 Fig. 57 및 Fig. 58에 제시하였다. pH 항목을 살펴보면 MNB system의 경우 최초 유입 평균 pH 6.91에서 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.20로 나타났고, CB system의 경우 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.43으로 나타났다. 또한, DO 농도의 경우 유입수 평균 DO농도는 0.32 mg/L 였으며, MNB system 및 CB system의 2차 침전지 방류수 평균 DO 농도는 각각 3.34 mg/L 및 2.32 mg/L로 나타나 MNB system의 고도처리 공법이 기존 산기장치에 의한 고도처리 공법

인 CB system에 비해 생물반응조내에서 용존산소에 의한 산소전달효율이 높은 것으로 나타났으며, 이는 Run 1, 2에서 운전된 설계 MLSS인 3,000 mg/L에서 5,000 mg/L로 생물반응조내 미생물 농도를 증가시켰기 때문인 것으로 판단된다.

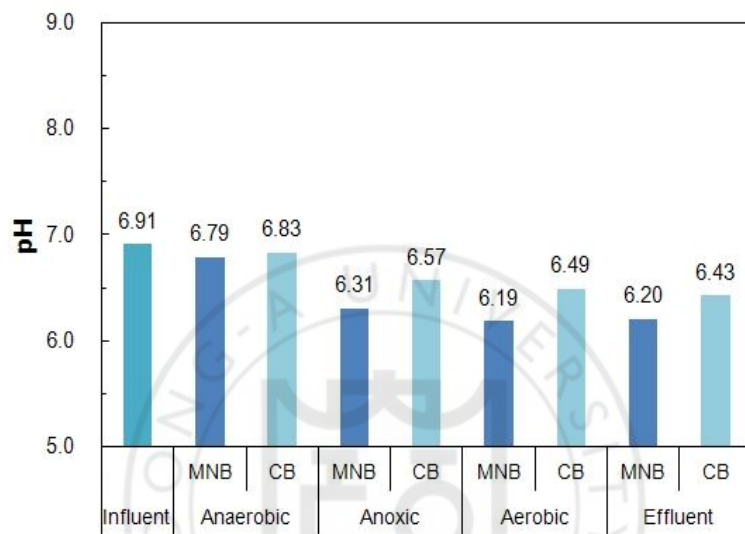


Fig. 57. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

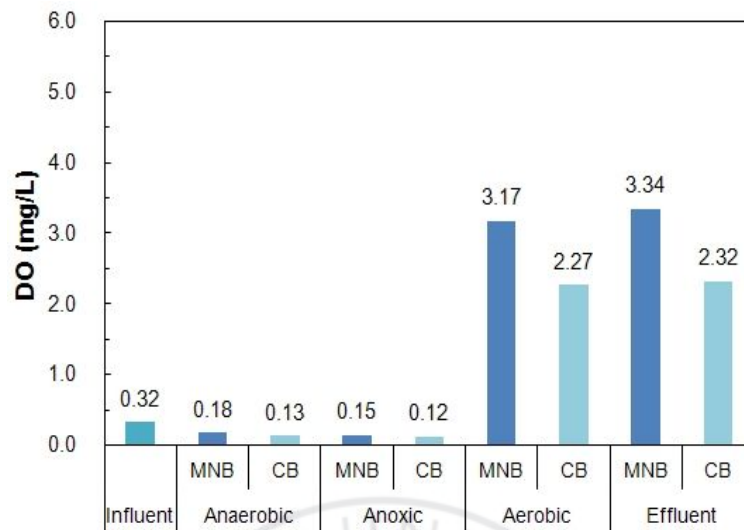


Fig. 58. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

(2) 유기물 및 영양염류 제거특성

운전결과 BOD₅의 경우 유입수 평균 BOD₅가 91.5 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 4.3 mg/L 및 7.4 mg/L로 나타났고, 유입수 평균 COD_{Mn}가 76.9 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 8.2 mg/L 및 12.6 mg/L로 나타났다. Run 1 및 2과 마찬가지로 혐기조 내부에서 미생물에 의한 인방출 과정에서 유기물의 많은 소모가 일어난 것으로 판단되며, 무산소조, 호기조에서 질산화-탈질반응에 의한 유기탄소원의 소모로 인해 효과적인 유기물의 제거가 되고 있음을 나타내었다.

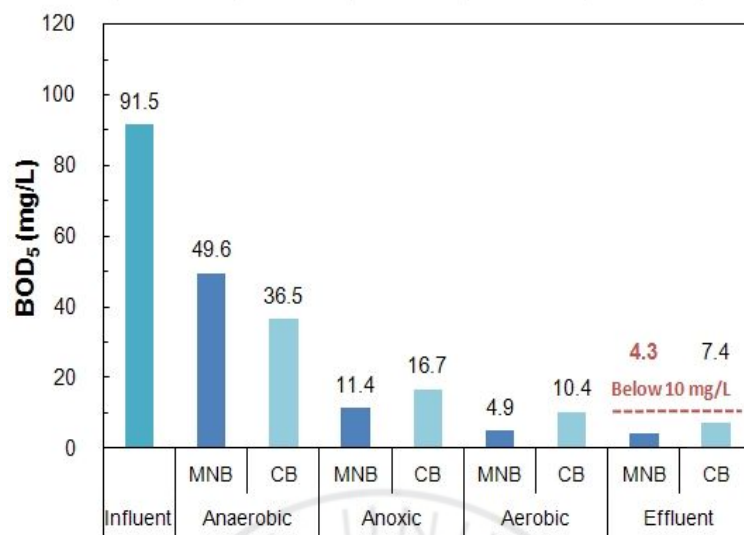


Fig. 59. Comparison of BOD_5 concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

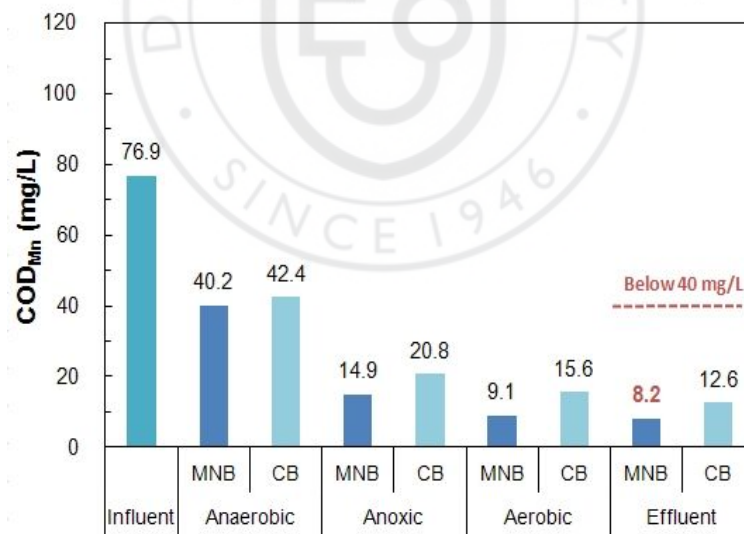


Fig. 60. Comparison of COD_{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

영양염류의 경우 유입수 평균 T-N 및 T-P 농도가 각각 40.447 mg/L 및 2.984 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 T-N 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 13.727 mg/L 및 18.023 mg/L로 나타났고, T-P 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 0.916 mg/L 및 2.344 mg/L로 나타났다. MNB system의 경우 반응조내 미생물 농도를 높여 운전하여도 영양염류의 제거가 용이한 것으로 사료되나 CB system의 경우 호기조에서 미생물의 인흡수가 효과적으로 작용하지 않은 것으로 판단된다.

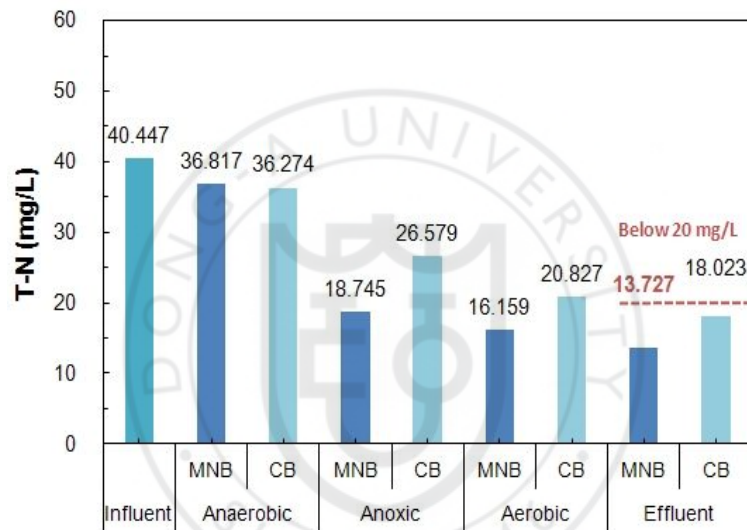


Fig. 61. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

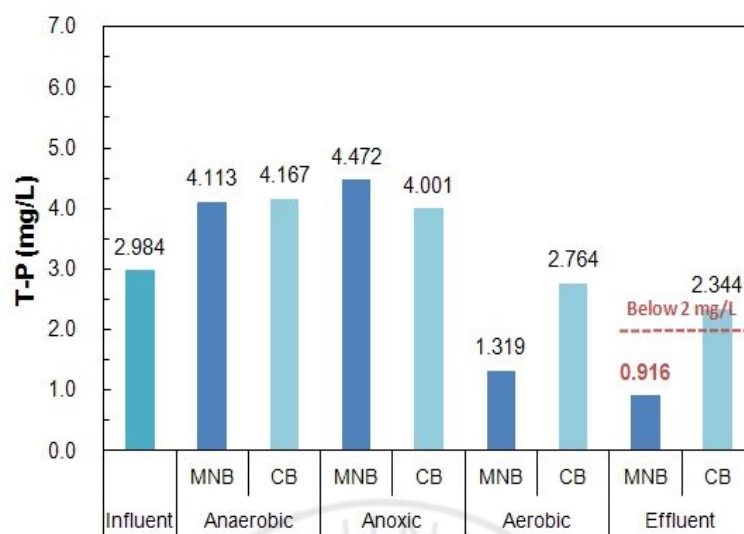


Fig. 62. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

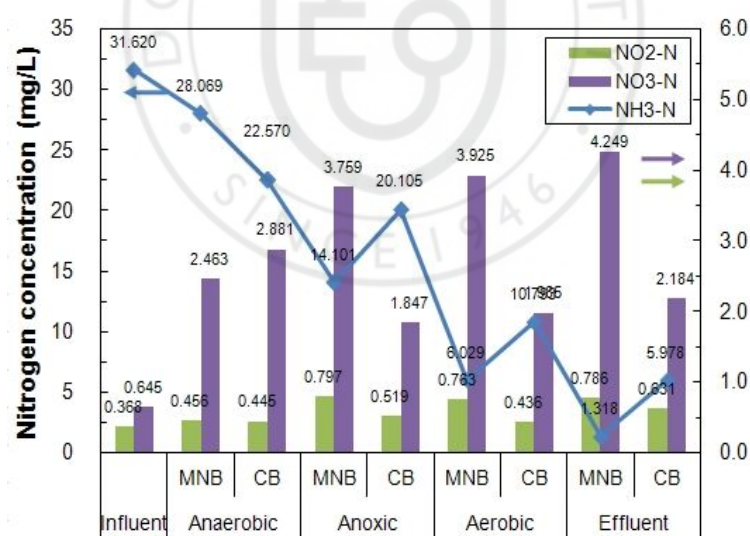


Fig. 63. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 3.

라. Run 4 운전조건 결과

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 Table 11 및 Table 12를 기준으로 Run 4 조건에 의한 운전을 실시하였다. 다음 Table 20에 Run 4의 운전에 의한 생물반응조별 수질특성에 대하여 제시하였다.

Table 20. Characteristics of Water qualities each bioreactor in Run 4

Parameters	Units	Influent	Anaerobic		Anoxic		Aerobic		Effluent	
			MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB
Temp.	℃	21.5	22.0	22.3	22.8	22.3	24.7	23.2	24.9	24.7
pH	-	6.88	6.73	6.74	6.39	6.52	6.24	6.37	6.19	6.38
DO	mg/L	0.36	0.14	0.16	0.21	0.15	3.12	2.13	3.19	2.06
ORP	mV	40	57	44	2	21	241	156	285	152
BOD ₅	mg/L	98.6	62.4	64.9	8.3	14.6	3.7	11.7	3.5	8.5
COD _{Mn}	mg/L	82.4	54.1	55.7	11.3	17.4	5.9	16.9	4.4	13.3
T-P	mg/L	2.623	4.322	4.076	4.688	3.617	1.193	2.573	0.792	2.227
T-N	mg/L	37.833	34.082	33.461	15.273	22.768	13.036	19.124	12.465	17.342
NH ₃ -N	mg/L	29.437	21.658	21.407	11.265	16.294	4.804	9.295	1.093	5.594
NO ₂ -N	mg/L	0.404	0.479	0.467	0.551	0.708	0.532	0.418	0.679	0.518
NO ₃ -N	mg/L	0.586	2.376	2.632	1.511	1.311	2.497	1.584	2.536	1.448

(1) 반응조의 운전상태

Run 4의 운전결과에 의한 pH 및 DO 농도 결과를 Fig. 64 및 Fig. 65에 제시하였다. pH 항목을 살펴보면 MNB system의 경우 최초 유입 평균 pH 6.88에서 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.19로 나타났고, CB system의 경우 2차 침전지 방류수 평균 pH가 6.38으로 나타났다. 또한, DO 농도의 경우 유입수 평균 DO농도는 0.36mg/L 였으며, MNB system 및 CB system의 2차 침전지 방류수 평균 DO 농도는 각각 3.19 mg/L 및 2.06 mg/L로 나타났다. 이는 Run 3의 운전결과와 마찬가지로 설계 MLSS인 3,000 mg/L에서 5,000 mg/L로 생물반응조내 미생물 농도를 증가시켰기 때문인 것으로 판단된다.

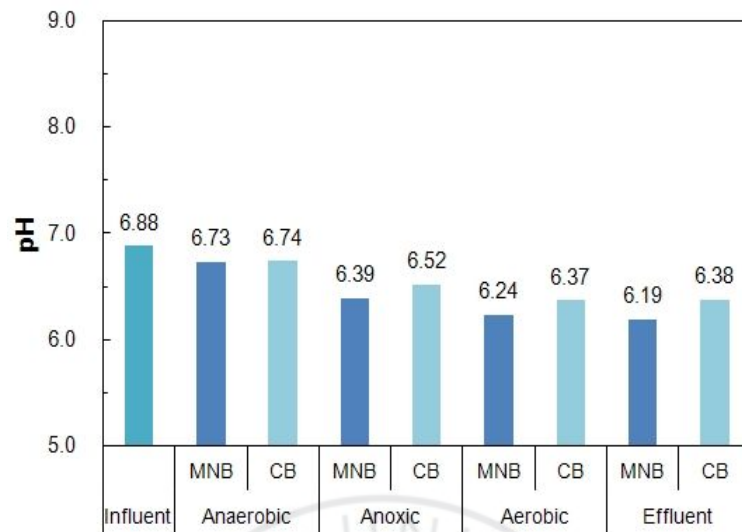


Fig. 64. Comparison of pH between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

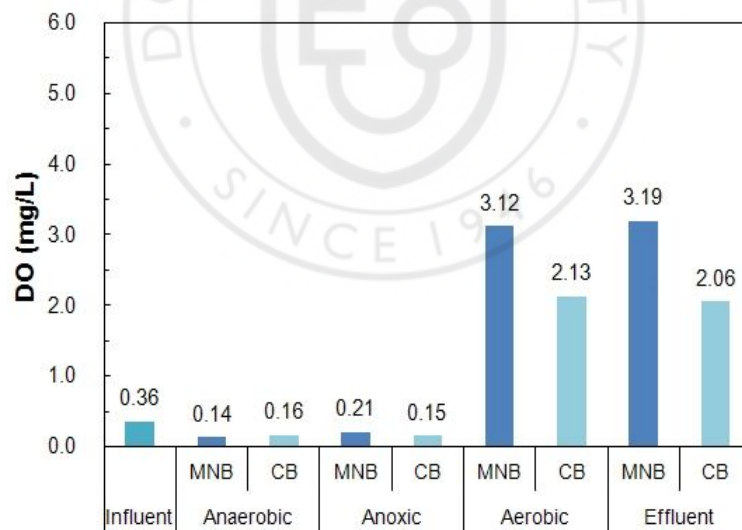


Fig. 65. Comparison of DO concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

(2) 유기물 및 영양염류 제거특성

운전결과 BOD₅의 경우 유입수 평균 BOD₅가 98.6 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 3.5 mg/L 및 8.5 mg/L로 나타났고, 유입수 평균 COD_{Mn}가 82.4 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 MNB system과 CB system이 각각 4.4 mg/L 및 13.3 mg/L로 나타났다. 이전 운전과 마찬가지로 혐기조 내부에서 미생물에 의한 인방출 과정에서 유기물의 많은 소모가 일어난 것으로 판단되며, 무산소조, 호기조에서 질산화-탈질반응에 의한 유기탄소원의 소모로 인해 효과적인 유기물의 제거가 되고 있음을 나타내었다.

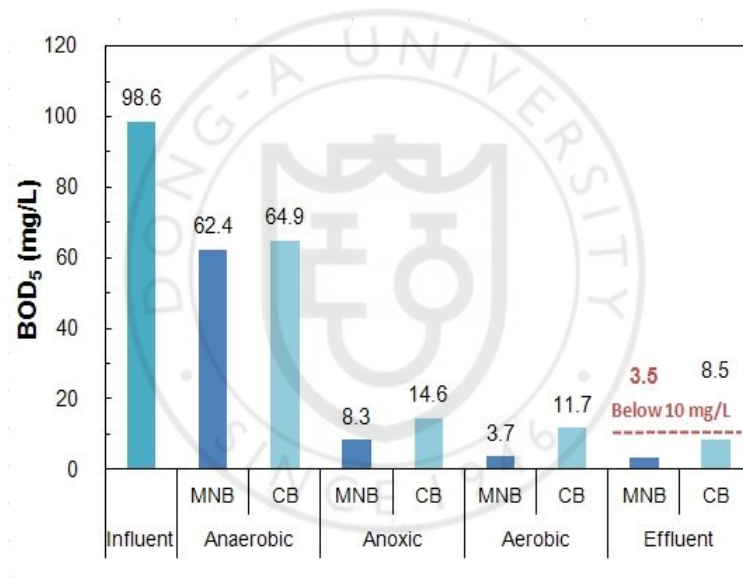


Fig. 66. Comparison of BOD₅ concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

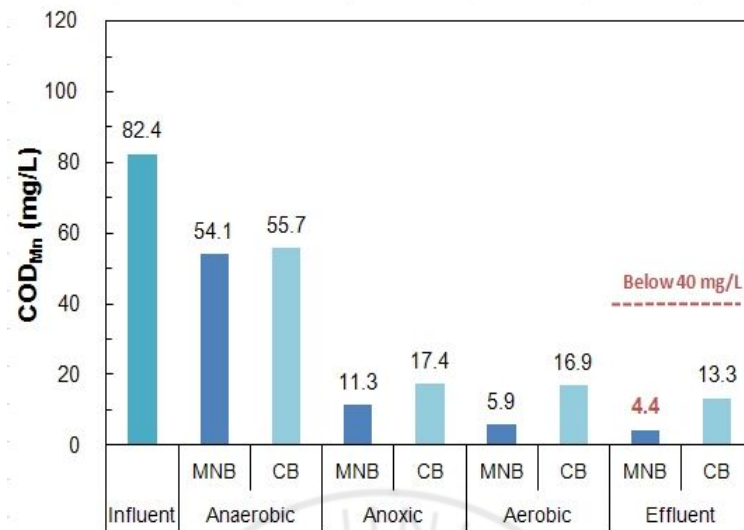


Fig. 67. Comparison of COD_{Mn} concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

영양염류의 경우 유입수 평균 T-N 및 T-P 농도가 각각 37.833 mg/L 및 2.623 mg/L로 나타났으며 2차 침전지 방류수의 T-N 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 12.465 mg/L 및 17.342 mg/L로 나타났고, T-P 농도가 MNB system 및 CB system에서 각각 0.792 mg/L 및 2.227 mg/L로 나타났다. MNB system의 경우 반응조내 미생물 농도를 높여 운전하여도 영양염류의 제거가 용이한 것으로 사료되나 CB system의 경우 호기조에서 미생물의 인흡수가 효과적으로 작용하지 않은 것으로 판단된다. 또한, 내부 반송 유량을 100%에서 200%로 증가시켜 운전한 것에 의해 무산소조에서 탈질비율이 증가한 것으로 판단된다.

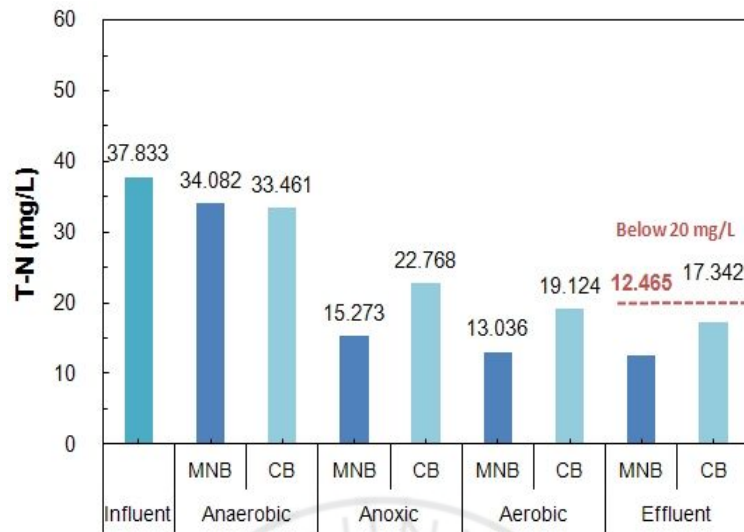


Fig. 68. Comparison of T-N concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

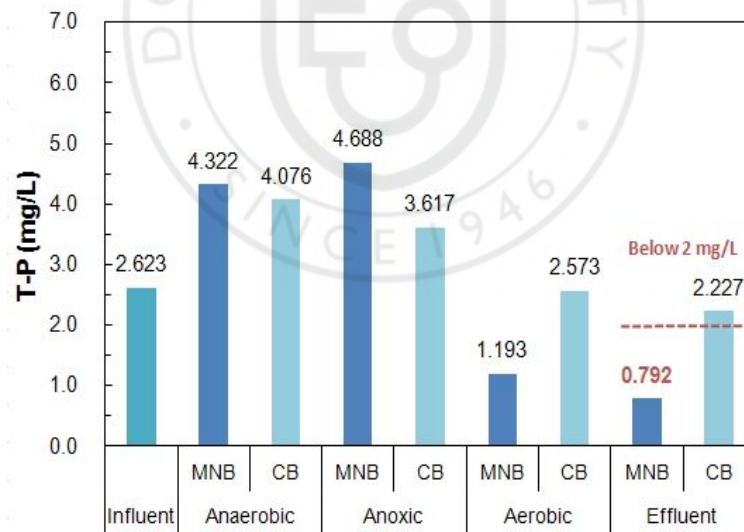


Fig. 69. Comparison of T-P concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

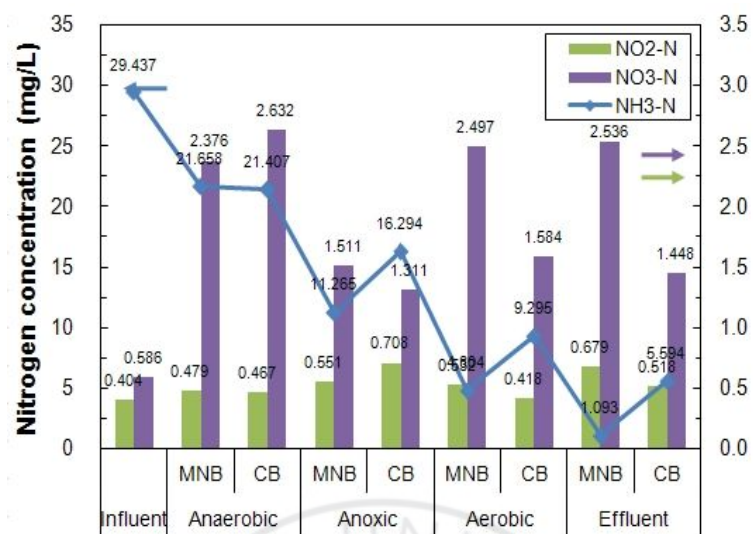


Fig. 70. Comparison of nitrogen compounds concentrations between CB and MNB system in each bioreactors at Run 4.

마. 운전조건별 제거효율

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 운전조건별 고도처리장치에 의한 제거효율을 Table 21 및 Table 22에 나타내었다. 제거효율 비교결과 기존 산기장치를 이용한 CB system에 비해 초미세기포 산기장치를 이용한 MNB system이 유기물 및 영양염류 제거에 좀 더 효과적인 것으로 나타났다.

Table 21. Removal efficiency for each parameters on MNB and CB systems

Parameters	Units	Run 1		Run 2		Run 3		Run 4	
		MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB	MNB	CB
BOD ₅	%	88.6	88.1	89.9	87.9	90.4	88.7	89.4	87.4
COD _{Mn}	%	76.6	76.8	79.2	76.4	80.3	77.1	82.6	79.0
T-P	%	66.1	64.3	63.5	60.6	69.3	55.0	69.8	53.2
T-N	%	36.4	34.0	37.2	35.4	36.4	33.2	39.3	35.7
SNR	mg T-N/g MLSS/hr	0.766	0.711	0.685	0.537	0.404	0.466	0.323	0.350
SDR	mgNO ₃ -N/g MLSS/hr	0.117	0.073	0.087	0.060	0.033	0.028	0.197	0.055

Table 22. Comparison of CB and MNB removal efficiency for between Run 1 and Run 3

Parameters	Units	Run 1	Run 3
		CB	MNB
BOD ₅	%	88.1	90.4
COD _{Mn}	%	76.8	80.3
T-P	%	64.3	69.3
T-N	%	34.0	36.4
SNR	mg T-N/g MLSS/hr	0.711	0.404
SDR	mgNO ₃ -N/gMLSS/hr	0.073	0.033

3. NBF A²/O process를 이용한 하수고도처리 운전결과

마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 K하수처리장 1차 침전지 유출수를 이용하여 NBF process의 운전을 실시하였다. K하수처리장과 동일하게 A²/O 공정으로 실험을 실시하였으며 Table 23에 제시된 인자를 기준으로 condition 1~4를 8~11월 동안 운전하였다.

Table 23. Specification of each conditions in NBF process

Items		Units	Condition 1	Condition 2	Condition 3	Condition 4
MLSS		mg/L	2500	3000	3000	3500
Temperature		℃	25.3	22.6	20.6	18.7
DO	Anaerobic	mg/L	0.17	0.14	0.11	0.08
	Anoxic	mg/L	0.31	0.27	0.23	0.19
	Aerobic	mg/L	2.87	2.28	2.07	1.84
HRT		hrs	6.14	4.95	4.05	4.05
SRT		day	12.27	11.96	12.21	12.72
F/M ratio		kg/kg·day	0.08	0.13	0.19	0.19

가. Condition 1 운전조건 결과

Condition 1의 운전조건에 의한 마이크로-나노버블 고도수처리공정의 운전에 따른 수질분석결과 운전기간 8/11~8/24일 동안 BOD₅, COD_{Mn}, T-N 및 T-P의 유입수의 평균농도는 각각 93.1 mg/L, 72.5 mg/L, 41.561 mg/L 및 3.328 mg/L로 나타났으며, 유출수 평균 농도는 각각 45.0 mg/L, 22.7 mg/L, 28.273 mg/L 및 1.167 mg/L로 나타났다. 유입수 대비 BOD₅ 항목의 경우 평균 처리 효율 51.6%, COD_{Mn}는 68.5%, T-N은 31.7%, T-P는 64.8%로 나타났다.

Table 24. Results of operating condition 1 for NBF A²/O process

Date	BOD ₅ (mg/L)		COD _{Mn} (mg/L)		T-N(mg/L)		T-P(mg/L)	
	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent
8/11	92.4	45.5	73.9	22.2	42.403	28.797	3.821	1.136
8/12	93.6	45.6	88.7	23.4	41.726	28.379	3.740	1.103
8/13	91.0	45.3	74.4	24.2	41.137	28.113	3.499	1.176
8/14	90.7	45.1	72.9	22.9	40.849	27.958	3.452	1.184
8/15	89.4	45.7	68.3	22.2	44.041	27.692	3.588	1.219
8/16	92.9	45.1	67.2	22.5	41.225	29.301	3.313	1.182
8/17	90.4	46.0	64.4	23.2	39.839	29.112	3.442	1.417
8/18	89.6	44.6	70.0	21.7	37.198	28.479	2.892	1.057
8/19	90.1	44.7	71.1	22.8	38.240	28.060	3.001	1.026
8/20	94.6	44.4	68.8	23.5	40.415	27.807	3.118	1.094
8/21	92.3	44.2	67.9	22.6	40.587	27.660	3.261	1.124
8/22	98.0	44.8	70.0	21.9	42.439	27.100	3.203	1.158
8/23	101.3	44.1	80.3	22.0	46.640	28.607	3.183	1.122
8/24	97.1	44.9	76.8	22.6	45.110	28.756	3.074	1.346
Avg.	93.1	45.0	72.5	22.7	41.561	28.273	3.328	1.167

Table 25. Removal efficiency of operating condition 1 for NBF A²/O process

Date	Removal efficiency(%)			
	BOD ₅	COD _{Mn}	T-N	T-P
8/11	50.8	70.0	32.1	70.3
8/12	51.3	73.6	32.0	70.5
8/13	50.2	67.5	31.7	66.4
8/14	50.3	68.6	31.6	65.7
8/15	48.9	67.5	37.1	66.0
8/16	51.5	66.5	28.9	64.3
8/17	49.1	64.0	26.9	58.8
8/18	50.2	69.0	23.4	63.5
8/19	50.4	67.9	26.6	65.8
8/20	53.1	65.8	31.2	64.9
8/21	52.1	66.7	31.9	65.5
8/22	54.3	68.7	36.1	63.8
8/23	56.5	72.6	38.7	64.8
8/24	53.8	70.6	36.3	56.2
Average	51.6	68.5	31.7	64.8

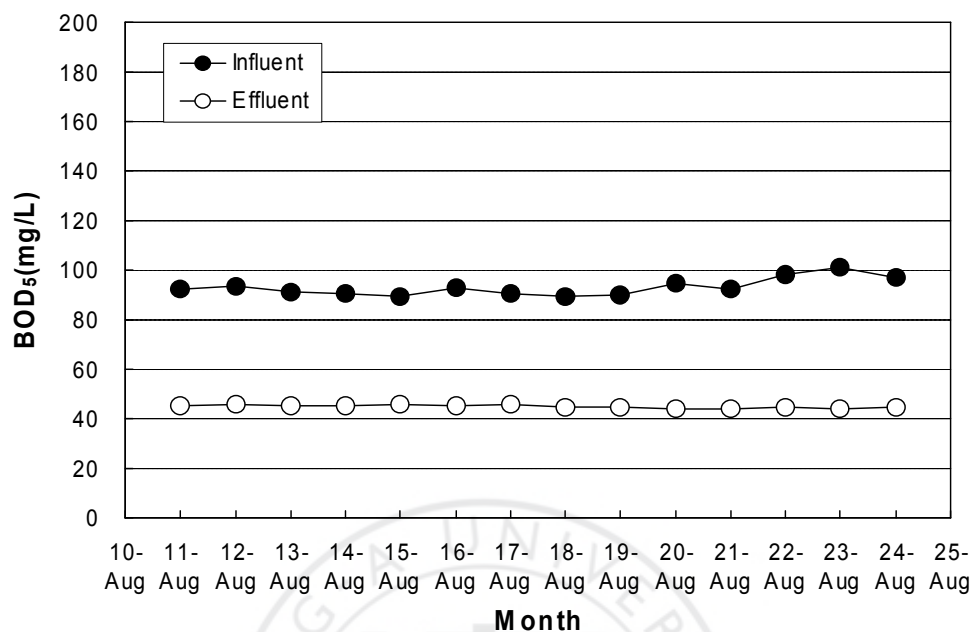


Fig. 71. Variation of BOD₅ concentration in NBF A²/O pcoress at condition 1.

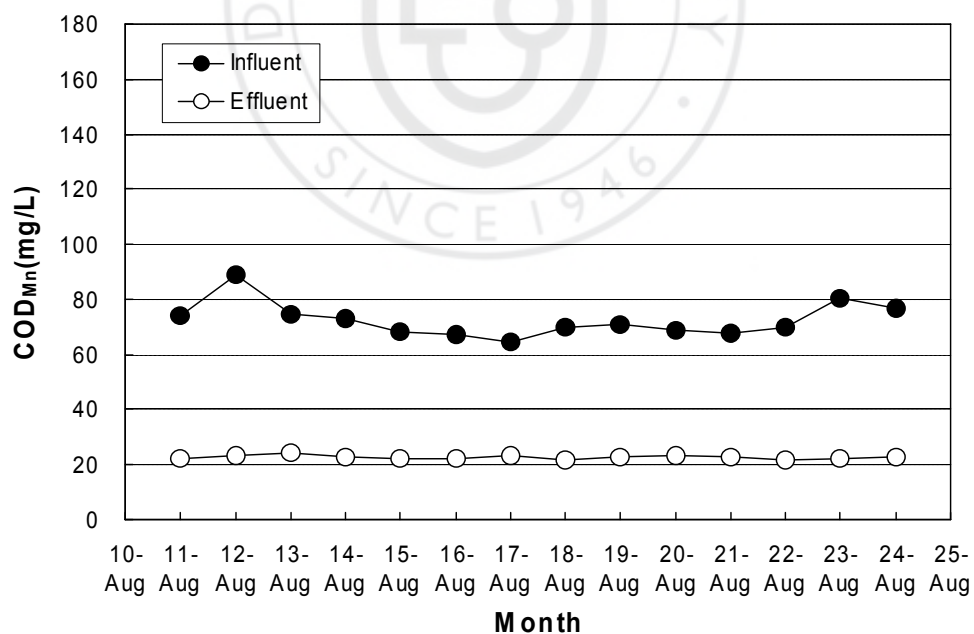


Fig. 72. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A²/O pcoress at condition 1.

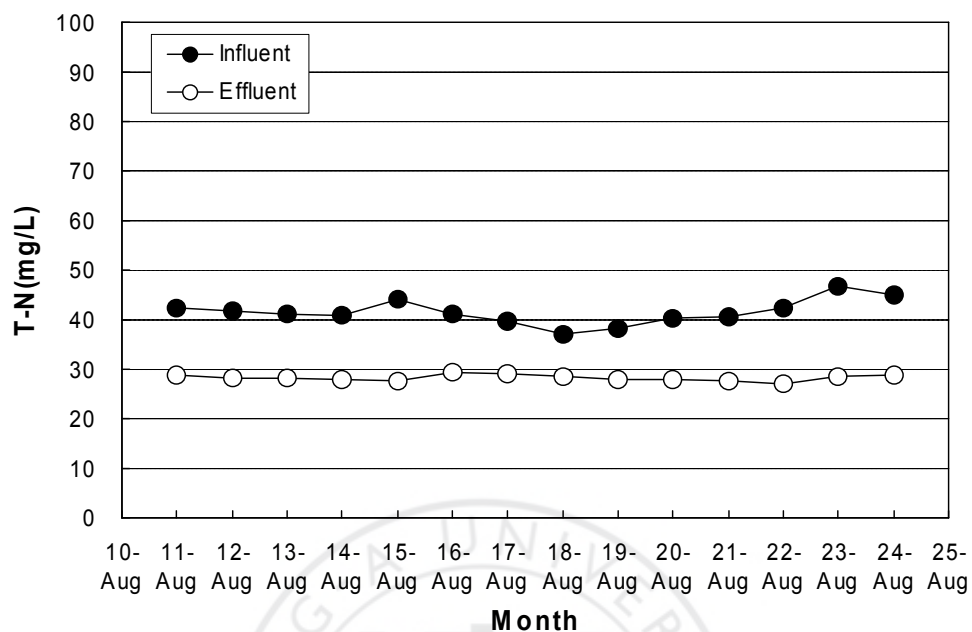


Fig. 73. Variation of T-N concentration in NBF A²/O process at condition 1.

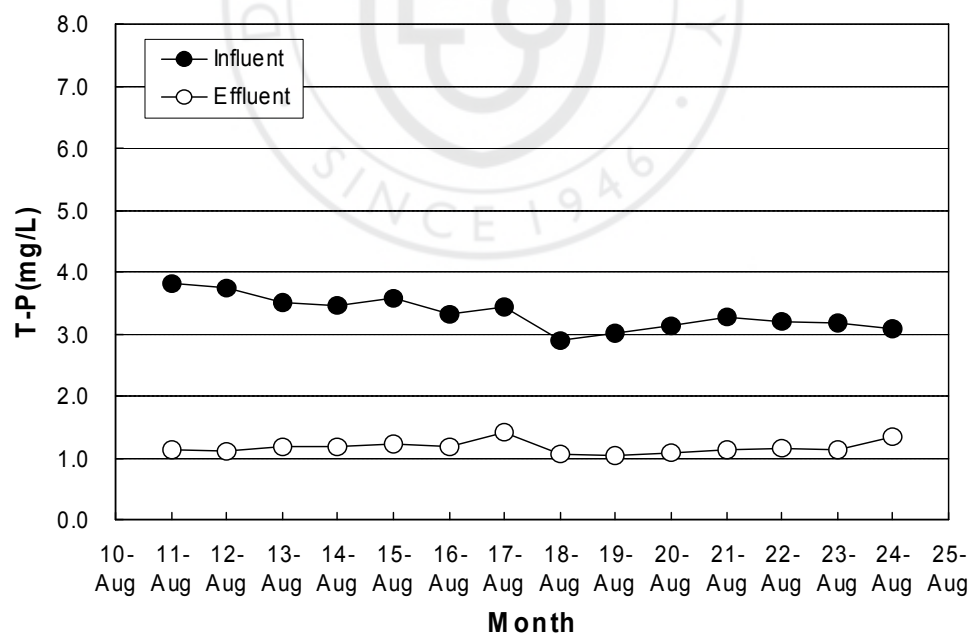


Fig. 74. Variation of T-P concentration in NBF A²/O process at condition 1.

나. Condition 2 운전조건 결과

Condition 2의 운전조건에 의한 마이크로-나노버블 고도수처리공정의 운전
에 따른 수질분석결과 운전기간 9/1~9/14일 동안 BOD₅, COD_{Mn}, T-N 및
T-P의 유입수의 평균농도는 각각 126.3 mg/L, 101.9 mg/L, 41.505 mg/L 및
3.620 mg/L로 나타났으며, 유출수 평균 농도는 각각 44.2 mg/L, 37.7 mg/L,
30.066 mg/L 및 1.501 mg/L로 나타났다. 유입수 대비 BOD₅ 항목의 경우
평균 처리효율 64.9%, COD_{Mn}는 62.4%, T-N은 27.4% 및 T-P는 58.4%로
나타났다.

Table 26. Results of operating condition 2 for NBF A²/O process

Date	BOD ₅ (mg/L)		COD _{Mn} (mg/L)		T-N(mg/L)		T-P(mg/L)	
	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent
9/1	120.4	48.1	89.3	40.2	42.071	31.117	3.509	1.571
9/2	121.6	37.6	99.3	36.3	41.369	32.741	3.743	1.449
9/3	118.1	40.3	86.7	35.3	46.714	30.411	3.309	1.549
9/4	103.8	42.1	73.9	37.1	42.302	28.943	3.662	1.509
9/5	114.9	39.0	93.7	34.0	40.440	29.804	3.821	1.488
9/6	126.9	43.2	110.1	38.2	38.662	27.770	3.702	1.509
9/7	132.0	40.4	127.4	35.4	41.481	26.029	3.941	1.634
9/8	133.4	48.7	107.6	39.1	40.719	27.882	3.545	1.513
9/9	124.2	47.9	94.0	36.2	42.291	29.482	3.743	1.279
9/10	137.2	50.6	102.0	41.0	39.475	31.403	3.489	1.550
9/11	142.8	47.2	114.4	40.2	41.483	30.255	3.594	1.386
9/12	135.3	49.3	106.7	39.1	43.194	31.769	3.803	1.513
9/13	137.0	40.6	109.3	37.2	40.072	32.307	3.474	1.566
9/14	120.3	43.3	111.5	38.3	40.800	31.004	3.339	1.493
Avg.	126.3	44.2	101.9	37.7	41.505	30.066	3.620	1.501

Table 27. Removal efficiency of operating condition 2 for NBF A²/O process

Date	Removal efficiency(%)			
	BOD ₅	COD _{Mn}	T-N	T-P
9/1	60.0	55.0	26.0	55.2
9/2	69.1	63.4	20.9	61.3
9/3	65.9	59.3	34.9	53.2
9/4	59.4	49.8	31.6	58.8
9/5	66.1	63.7	26.3	61.1
9/6	66.0	65.3	28.2	59.2
9/7	69.4	72.2	37.3	58.5
9/8	63.5	63.7	31.5	57.3
9/9	61.4	61.5	30.3	65.8
9/10	63.1	59.8	20.4	55.6
9/11	66.9	64.9	27.1	61.4
9/12	63.6	63.4	26.5	60.2
9/13	70.4	66.0	19.4	54.9
9/14	64.0	65.7	24.0	55.3
Average	64.9	62.4	27.4	58.4

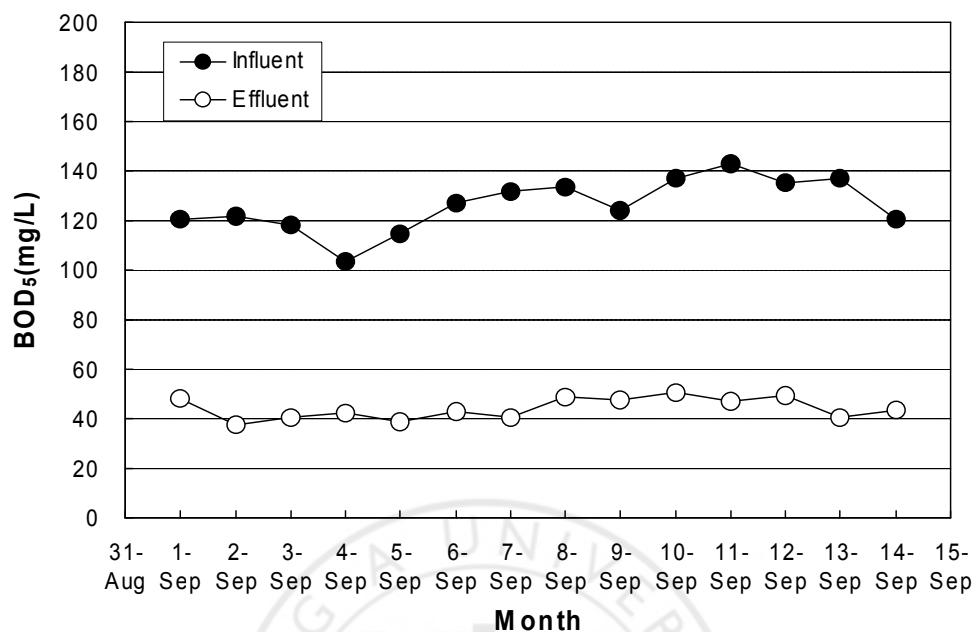


Fig. 75. Variation of BOD_5 concentration in NBF A^2/O process at condition 2.

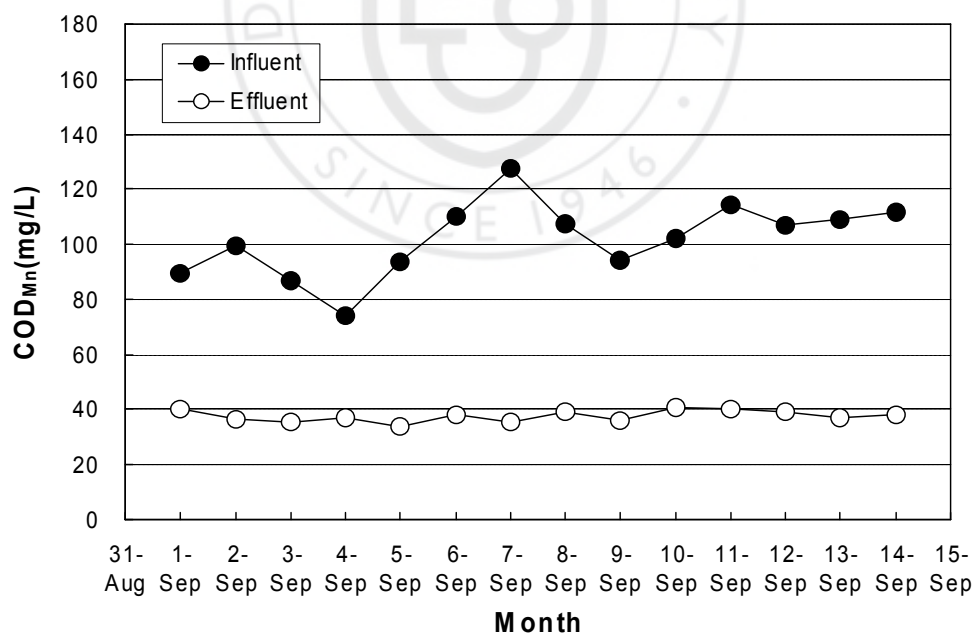


Fig. 76. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A^2/O process at condition 2.

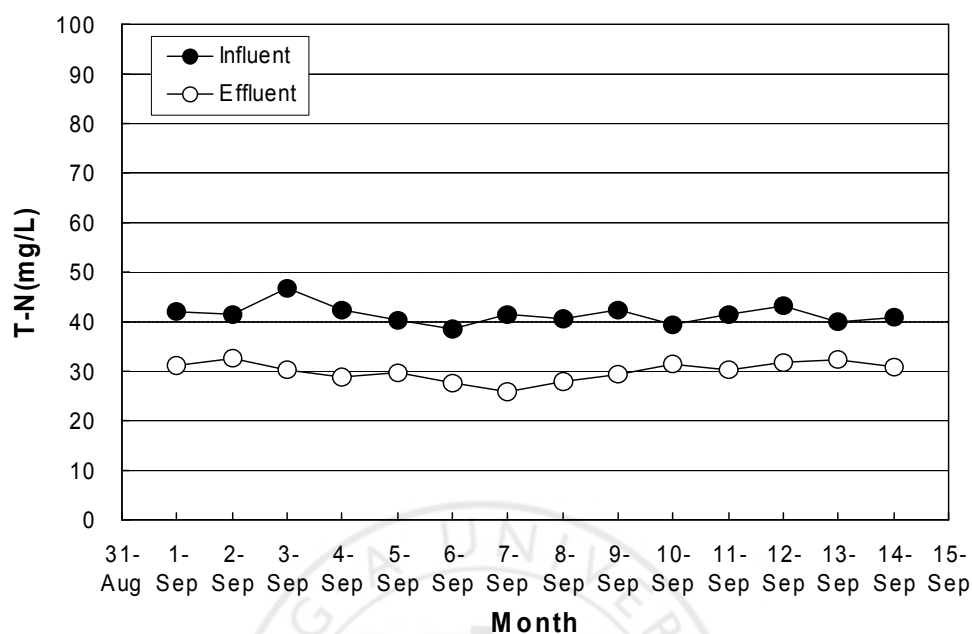


Fig. 77. Variation of T-N concentration in NBF A²/O process at condition 2.

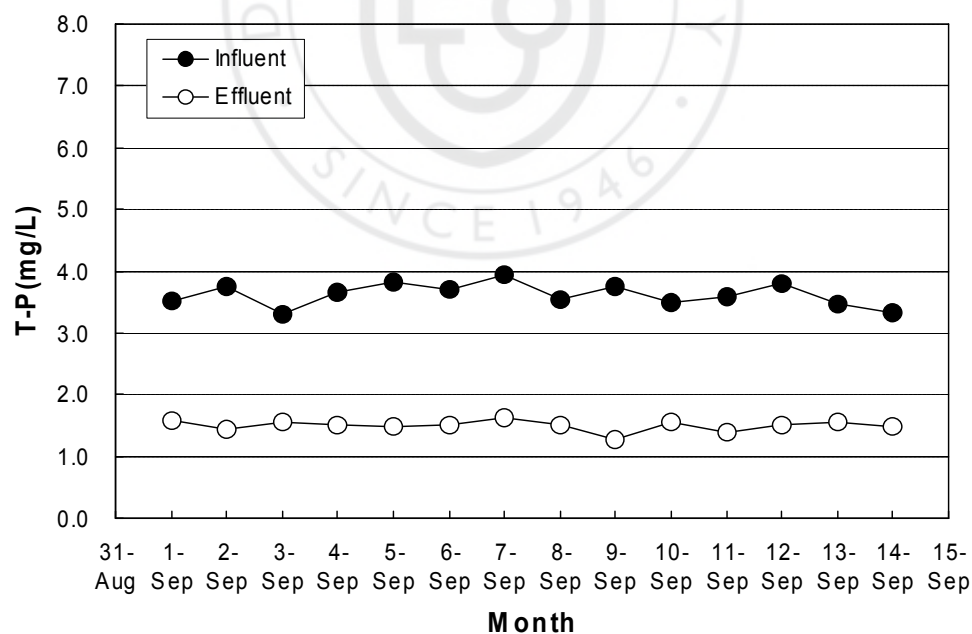


Fig. 78. Variation of T-P concentration in NBF A²/O process at condition 2.

다. Condition 3 운전조건 결과

Condition 3의 운전조건에 의한 마이크로-나노버블 고도수처리공정의 운전
에 따른 수질분석결과 운전기간 10/1~10/14일 동안 BOD₅, COD_{Mn}, T-N 및
T-P의 유입수의 평균농도는 각각 135.8 mg/L, 113.6 mg/L, 49.143 mg/L 및
4.236 mg/L로 나타났으며, 유출수 평균 농도는 각각 28.8 mg/L, 22.6 mg/L,
32.895 mg/L 및 1.854 mg/L로 나타났다. 유입수 대비 BOD₅ 항목의 경우
평균 처리효율 78.5%, COD_{Mn}는 79.5%, T-N은 32.8%, T-P는 56.2%로 나타
났다.

Table 28. Results of operating condition 3 for NBF A²/O process

Date	BOD ₅ (mg/L)		COD _{Mn} (mg/L)		T-N(mg/L)		T-P(mg/L)	
	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent
10/1	142.3	29.4	134.7	22.0	48.930	33.240	4.012	1.765
10/2	123.1	31.1	98.0	22.1	50.481	32.245	3.831	1.747
10/3	134.9	31.1	107.6	22.4	51.332	33.545	4.229	2.046
10/4	127.3	29.2	112.7	23.2	47.481	32.526	4.103	1.798
10/5	133.9	31.4	120.4	24.2	42.364	32.465	3.948	1.768
10/6	146.6	31.3	122.3	22.5	44.802	34.135	4.071	1.796
10/7	130.0	31.5	100.6	22.8	49.348	34.455	4.116	1.865
10/8	158.3	29.0	137.6	23.4	48.204	33.146	4.200	1.746
10/9	120.6	30.8	88.0	23.7	50.557	33.465	4.304	1.747
10/10	103.8	26.8	76.4	22.1	52.418	32.168	4.193	1.786
10/11	163.0	26.5	139.2	22.4	51.337	32.165	4.423	2.063
10/12	144.2	26.2	130.7	21.8	50.394	32.642	4.526	1.746
10/13	130.9	24.1	101.2	21.4	49.005	32.165	4.710	2.016
10/14	142.4	24.8	120.4	22.5	51.342	32.165	4.632	2.066
Avg.	135.8	28.8	113.6	22.6	49.143	32.895	4.236	1.854

Table 29. Removal efficiency of operating condition 3 for NBF A²/O process

Date	Removal efficiency(%)			
	BOD ₅	COD _{Mn}	T-N	T-P
10/1	79.3	83.7	32.1	56.0
10/2	74.7	77.4	36.1	54.4
10/3	76.9	79.2	34.7	51.6
10/4	77.1	79.4	31.5	56.2
10/5	76.5	79.9	23.4	55.2
10/6	78.6	81.6	23.8	55.9
10/7	75.8	77.3	30.2	54.7
10/8	81.7	83.0	31.2	58.4
10/9	74.5	73.1	33.8	59.4
10/10	74.2	71.1	38.6	57.4
10/11	83.7	83.9	37.3	53.4
10/12	81.8	83.3	35.2	61.4
10/13	81.6	78.9	34.4	57.2
10/14	82.6	81.3	37.4	55.4
Average	78.5	79.5	32.8	56.2

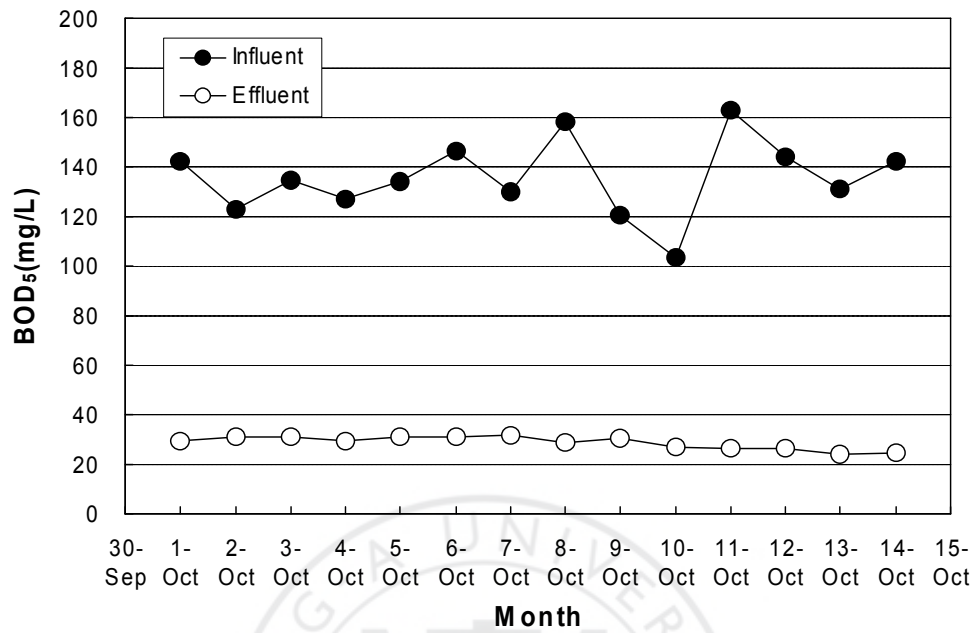


Fig. 79. Variation of BOD_5 concentration in NBF A^2/O process at condition 3.

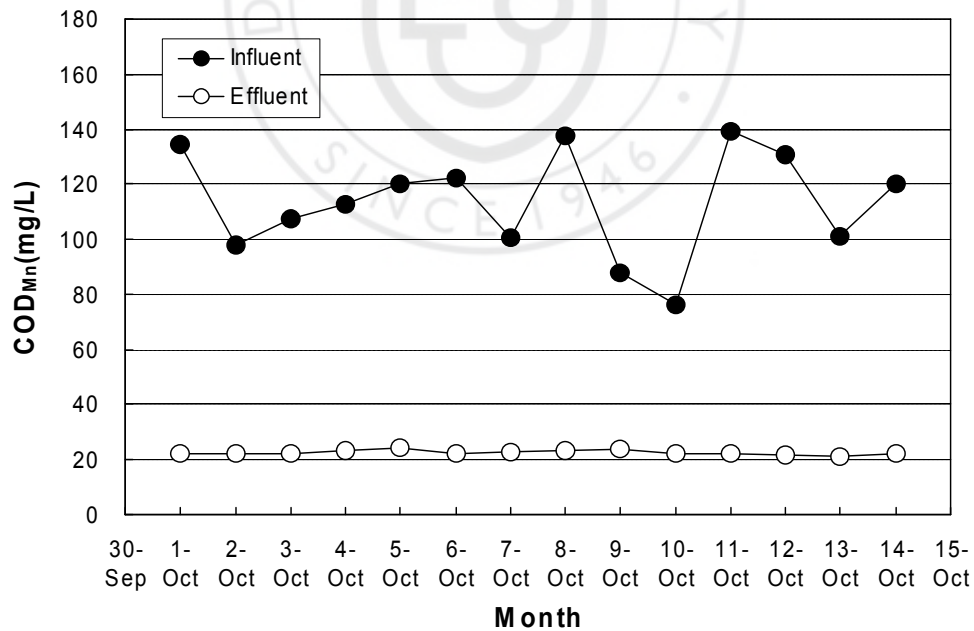


Fig. 80. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A^2/O process at condition 3.

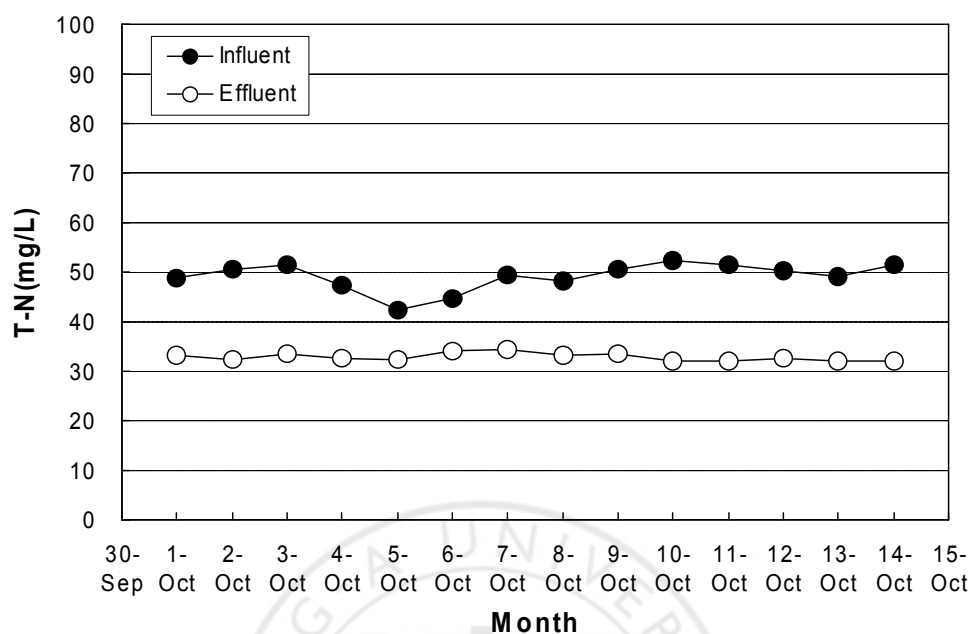


Fig. 81. Variation of T-N concentration in NBF A²/O process at condition 3.

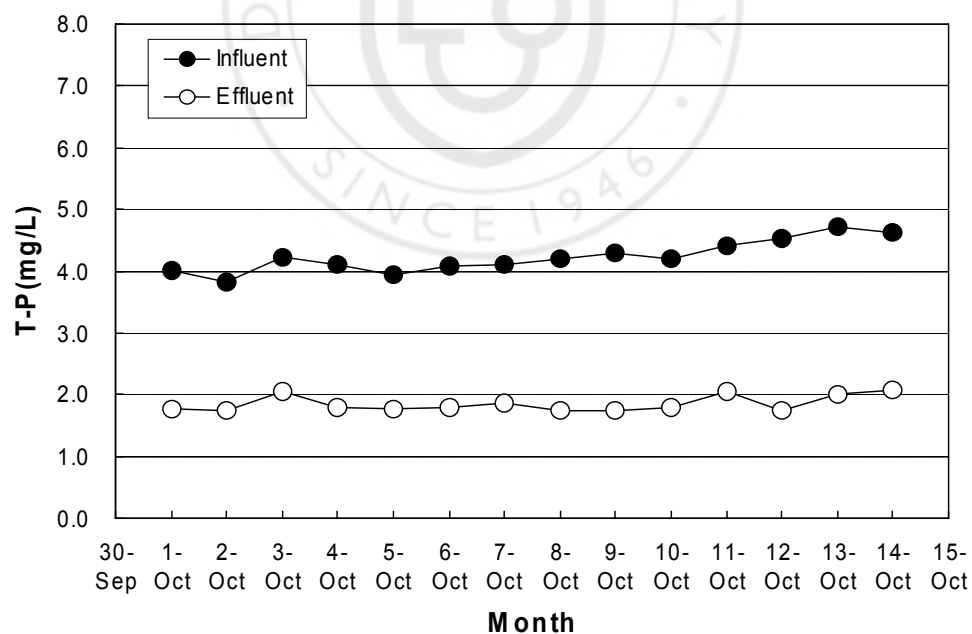


Fig. 82. Variation of T-P concentration in NBF A²/O process at condition 3.

라. Condition 4 운전조건 결과

Condition 4의 운전조건에 의한 마이크로-나노버블 고도수처리공정의 운전
에 따른 수질분석결과 운전기간 10/22~11/14일 동안 BOD₅, COD_{Mn}, T-N
및 T-P의 유입수의 평균농도는 각각 149.0 mg/L, 128.0 mg/L, 54.614 mg/L
및 4.661 mg/L로 나타났으며, 유출수 평균 농도는 각각 38.9 mg/L, 30.3
mg/L, 34.870 mg/L 및 2.388 mg/L로 나타났다. 유입수 대비 BOD₅ 항목의
경우 평균 처리효율 73.8%, COD_{Mn}는 76.1%, T-N은 36.1%, T-P는 48.7%로
나타났다.

Table 30. Results of operating condition 4 for NBF A²/O process

Date	BOD ₅ (mg/L)		COD _{Mn} (mg/L)		T-N(mg/L)		T-P(mg/L)	
	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent
10/22	144.1	38.4	116.7	31.7	54.713	34.044	4.421	2.071
10/23	150.0	31.9	129.8	27.1	55.253	33.182	4.736	2.131
10/24	150.3	36.8	133.4	28.8	54.094	34.391	4.812	2.044
10/25	167.6	42.0	147.2	37.4	51.505	32.407	4.420	2.361
10/26	144.6	43.4	123.1	35.4	52.004	35.506	4.309	2.124
10/27	153.4	33.3	117.3	25.3	54.740	37.048	4.748	2.293
10/28	127.1	27.9	122.9	20.0	53.621	35.933	4.891	2.411
10/29	140.6	39.4	110.0	27.9	57.434	36.804	4.741	2.436
10/30	134.3	49.3	107.3	41.3	56.314	34.130	4.866	2.189
10/31	155.9	52.3	146.9	40.0	53.419	32.004	4.599	2.509
11/1	143.9	38.3	129.3	30.1	54.602	34.183	5.112	2.633
11/2	151.4	33.9	120.4	25.6	52.379	34.660	4.641	2.749
11/3	154.0	40.4	132.2	27.3	58.493	37.936	4.348	2.800
11/4	169.3	37.9	154.9	26.8	56.021	35.947	4.604	2.679
Avg.	149.0	38.9	128.0	30.3	54.614	34.870	4.661	2.388

Table 31. Removal efficiency of operating condition 4 for NBF A²/O process

Date	Removal efficiency(%)			
	BOD ₅	COD _{Mn}	T-N	T-P
10/22	73.4	72.8	37.8	53.2
10/23	78.7	79.1	39.9	55.0
10/24	75.5	78.4	36.4	57.5
10/25	74.9	74.6	37.1	46.6
10/26	70.0	71.2	31.7	50.7
10/27	78.3	78.4	32.3	51.7
10/28	78.0	83.7	33.0	50.7
10/29	72.0	74.6	35.9	48.6
10/30	63.3	61.5	39.4	55.0
10/31	66.5	72.8	40.1	45.4
11/1	73.4	76.7	37.4	48.5
11/2	77.6	78.7	33.8	40.8
11/3	73.8	79.3	35.1	35.6
11/4	77.6	82.7	35.8	41.8
Average	73.8	76.1	36.1	48.7

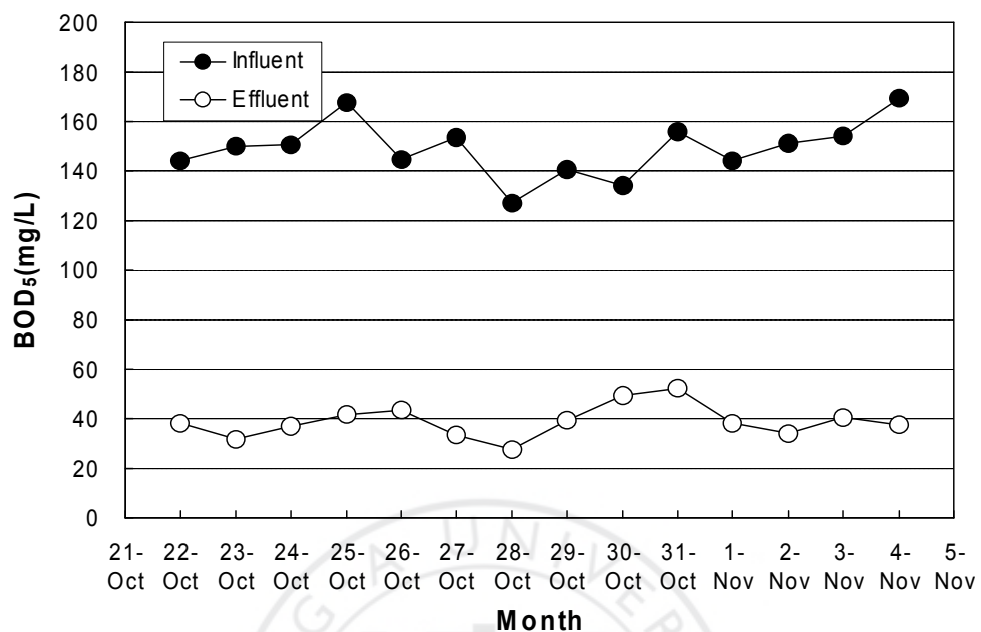


Fig. 83. Variation of BOD₅ concentration in NBF A²/O process at condition 4.

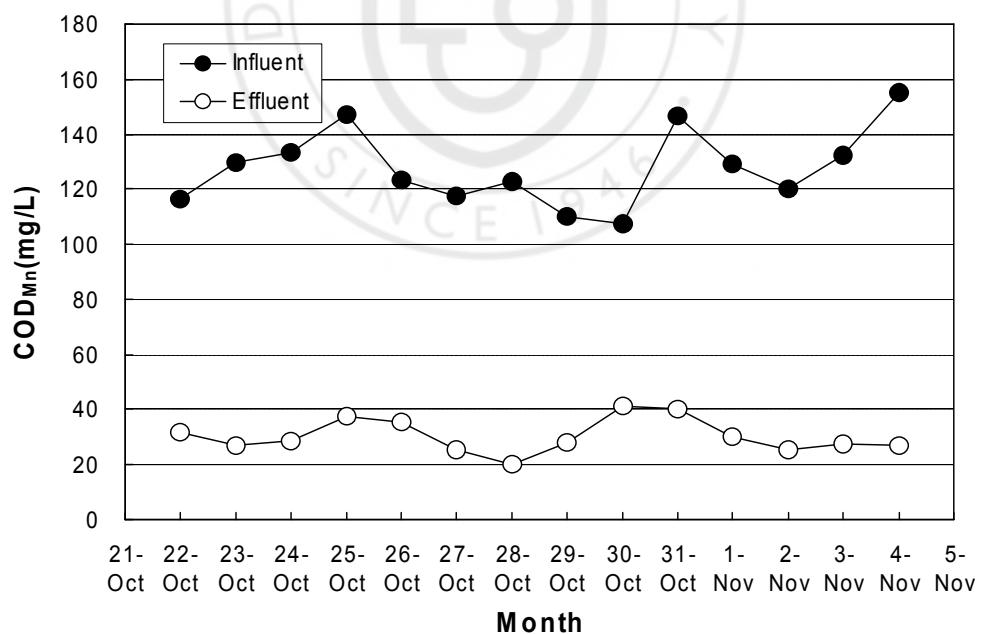


Fig. 84. Variation of COD_{Mn} concentration in NBF A²/O process at condition 4.

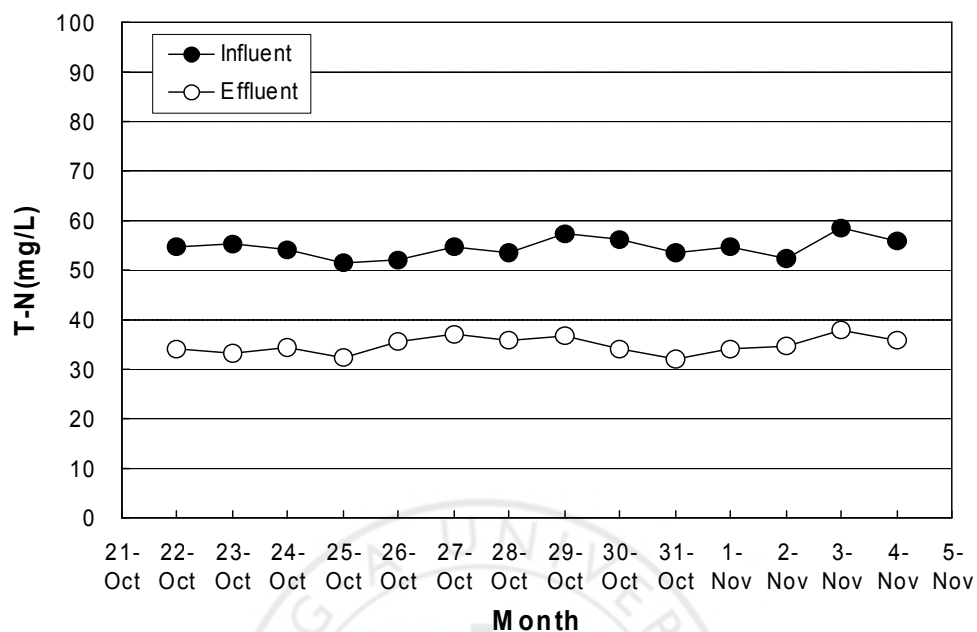


Fig. 85. Variation of T-N concentration in NBF A²/O process at condition 4.

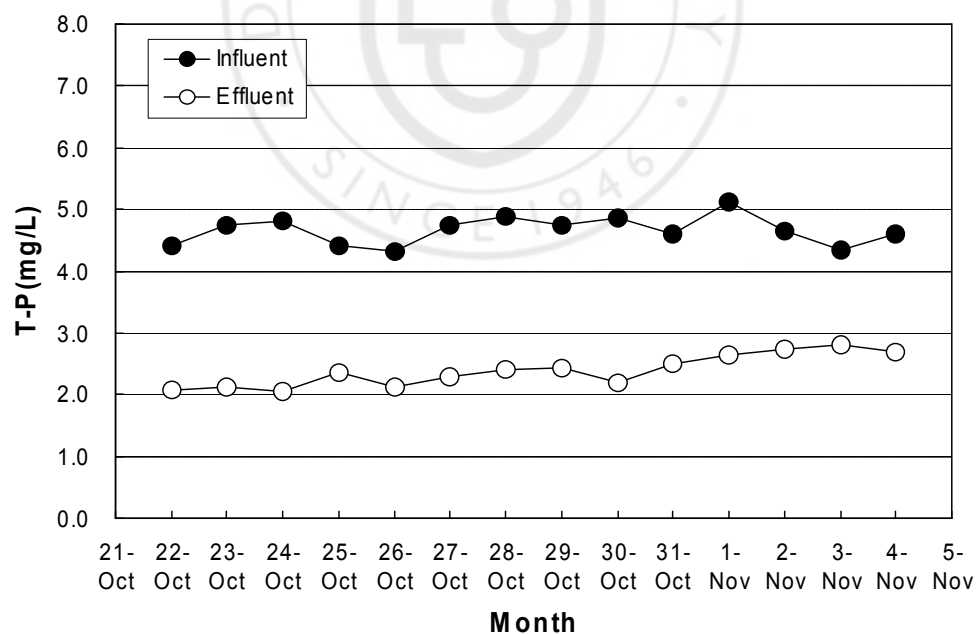


Fig. 86. Variation of T-P concentration in NBF A²/O process at condition 4.

마. NBF A²/O process 운전결과 및 동력학계수 산정

Condition 1~4에 따라 2010년 8월 11일~11월 4일에 걸쳐 NBF A²/O process의 운전인자를 Table 28, 운전결과를 Table 29 및 Fig. 87에 나타내었다. 모든 운전의 경우 생물반응조의 유효용량은 5.3 m³으로 동일하게 운전하였으나 유입유량의 변경에 따라 수리학적 체류시간 HRT(hydraulic retention time)의 경우 Condition 1~4에서 각각 0.26, 0.21, 0.17 및 0.17 day로 운전하였다. 또한 K하수처리장 1차 침전이 유출수를 직접 이용함에 따라 절기의 변화에 따른 수온 및 수질의 변화가 있었으며, 수온의 경우 NBF process 상부에 덮개가 있는 상태에 따라 외부에 비해 크게 수온의 변화는 없었다. 수질의 경우 8월~11월로 진행됨에 따라 유입수질 농도는 점점 증가하는 것으로 나타났다.

운전초기 단계인 Condition 1의 경우 초기 유기물 제거효율이 BOD₅ 및 COD_{Mn}에서 각각 51.6% 및 68.5%로 나타나 이후 운전조건에 비해 처리효율이 낮게 나타났으며, 이는 K하수처리장으로 유입되는 원수의 특성에 따라 F/M비(Ls)가 상대적으로 낮은 것이 원인으로 판단되어 Condition 2 운전부터 유입유량을 증가시켜 생물 반응조로 공급되는 유기물의 양의 증가를 도모하였다.⁽⁸¹⁾⁽⁸²⁾

Condition 2에서부터 유기물제거가 안정화가 되는 반면에 Condition 1~4의 과정에 영양염류인 T-P의 경우 점점 제거효율이 감소되는 것으로 나타났는데, 이는 Condition 1 이후 생물반응조 내의 MLSS와 SRT(solid retention time) 유지하기 위해 반송슬러지(Xr)와 폐슬러지(Xe)의 양을 감소시켜 상대적으로 인의 제거효율이 낮아지고, 또한 운전중 T-P의 농도 증가도 중요한 원인으로 판단된다.⁽⁸³⁾

전체 운전조건중 제거효율을 기준으로 판단하면 Condition 3에서 가장 높은 BOD₅ 및 COD_{Mn} 제거효율인 78.5% 및 79.5%를 나타내었지만 영양염류 제거 효율이 상대적으로 낮은 것으로 나타났다. 이후 연구에서는 탄소원을 첨가하여 최대 F/M비가 0.21 kg/kgMLSS·d로 운전되었던 상태를 개선하여 보다 높은 영양염류 제거효율을 가질 수 있을 것으로 판단된다.⁽⁸⁴⁾⁽⁸⁵⁾

Table 32. Operating conditions of NBF A²/O process bioreactors

Coefficients	Units	Condition 1	Condition 2	Condition 3	Condition 4
V	m ³	5.346	5.346	5.346	5.346
Q	m ³ /day	20.88	25.92	31.68	31.68
Q _w	m ³ /day	0.1	0.1	0.1	0.1
S _i	mg/L	93.1	126.3	135.8	149.0
S _e	mg/L	45.0	44.2	28.8	38.9
S _c	mg/L	48.1	82.1	107.0	110.1
θ _c	day	12.3	12.0	12.2	12.7
t	day	0.26	0.21	0.17	0.17
X	mg/L	2500	3000	3000	3500
X _r	mg/L	1200	1200	1200	1200
X _e	mg/L	50	50	40	45
X _w	mg/L	500	500	500	500
L _s	kg/kgMLSS·d	0.08	0.13	0.21	0.19
L _v	kg/m ³ ·day	0.36	0.61	0.80	0.88

Q : flow rate(m³/day)

S_i : influent substrate concentration(mg/L)

S_e : effluent substrate concentration(mg/L)

S_c : Si-Se(mg/L)

θ_c : solid retention time(day)

t : hydraulic retention time(day)

X : biomass concentration in reactor(mg/L)

X_r : return biomass concentration(mg/L)

X_e : effluent biomass concentration(mg/L)

L_s : F/M rate(kg/kg MLSS·d)

L_v : BOD load(kg/m³·day)

Table 33. Removal efficiency of each operating condition for NBF A²/O process

Contents		Removal efficiency(%)			
		BOD ₅	COD _{Mn}	T-N	T-P
Average	Condition 1	51.6	68.5	31.7	64.8
	Condition 2	64.9	62.4	27.4	58.4
	Condition 3	78.5	79.5	32.8	56.2
	Condition 4	73.8	76.1	36.1	48.7
Minimum		51.6	62.4	27.4	48.7
Maximum		78.5	79.5	36.1	64.8

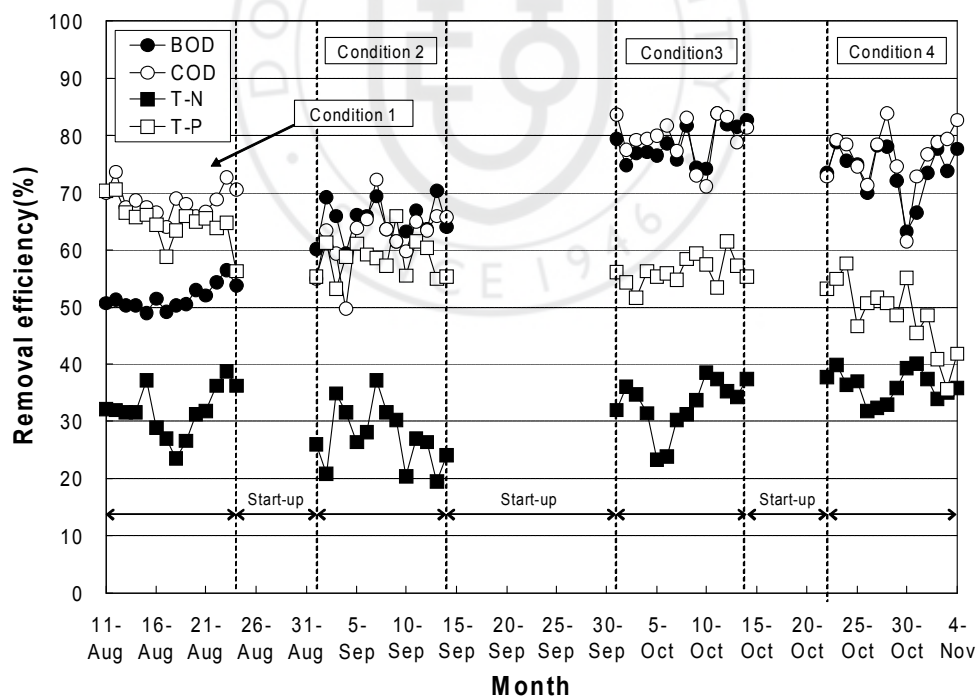


Fig. 87. Removal efficiency of effluent in NBF A²/O process.

(1) NBF A²/O process 운전시 동력학적계수의 추정

본 연구에 개발된 NBF A²/O process의 현장적용성 평가를 위해 기존 연구 및 운영되고 있는 하수처리장의 동력학적 계수의 비교·평가 하였다. NBF A²/O process의 Condition 3을 기준으로 유입수에 따른 처리효율 비교하여 동력학적 계수를 산정하였으며, 운전결과를 Table 30에 제시하였다. 폐수를 처리할 때 여러 종류의 화합물에 대해 BOD₅와 COD_{Mn} 값을 비교하는 것이 반드시 필요하며 이러한 값을 기초로 생물학적 또는 화학적 처리공법을 설정하게 된다.⁸⁶⁾

Table 34. Characteristics of influent and effluent for Conditions 3 in NBF A²/O process bioreactors

Tests	Operation days	BOD ₅ (mg/L)		COD _{Mn} (mg/L)	
		Influent	effluent	Influent	effluent
1	14	135.8	28.8	113.6	22.6
2	4	128.9	20.9	126.1	28.3
3	6	113.9	14.9	109.4	20.9
4	8	123.6	17.3	118.1	21.6
Average		125.6	20.5	116.8	23.4

Fig. 88에는 유기물 부하에 따른 유입수와 유출수의 COD_{Mn}/BOD₅비에 따른 생분해능을 추정하고자 하였다. 유입수의 COD_{Mn}/BOD₅비는 0.93(상관관계 $r = 0.16$), 유출수의 COD_{Mn}/BOD₅비는 1.20(상관관계 $r = 0.06$)로 나타났다. 이 비는 석유화학공장 COD_{Cr}/BOD₅비는 3.5⁸⁷⁾, 식품공장 원폐수의 COD_{Cr}/BOD₅비 1.5~2.0⁸⁸⁾과 비교하면 낮은 편으로, 이것은 시료의 분석방법 즉 COD_{Mn}과 COD_{Cr}에 의한 분석방법의 차이에서 비롯되었으나 결론적으로는 난분해성 폐수보다는 일반적인 도시하수의 비율인 것으로 사료되며 상대적으로 생분해가 가능하며 난분해성 물질이 적다는 것을 나타낸다.

Table 34를 보게 되면 운전조건의 변화에 따라 COD_{Mn} 및 BOD₅의 비율

이 변화하고, 상대적으로 농도가 증가할 경우에는 처리효율이 매우 높게 나타났다. 이러한 높은 처리효율은 미생물이 기질에 포화되지 않은 상태에서 유기물함량의 증가에 따른 처리효율 향상으로 사료된다. 이는 미생물의 분해산물 형성이론에 의하면 유출수에서 COD가 아니라 미생물의 분해산물에서 유발되는 유기물에 의한 COD가 대부분 차지한다는 이론⁽⁸⁹⁾⁽⁹⁰⁾과 이러한 잔류 COD는 생체 미생물의 세포에서 흘러나왔거나 혹은 죽거나 파괴된 미생물의 체내에서 유래되었다는 이론⁽⁹¹⁾, 분해산물은 미생물의 활동에 의한 SOM(Soluble Organic Matter)이라는 이론⁽⁹²⁾ 발표되고 있다.

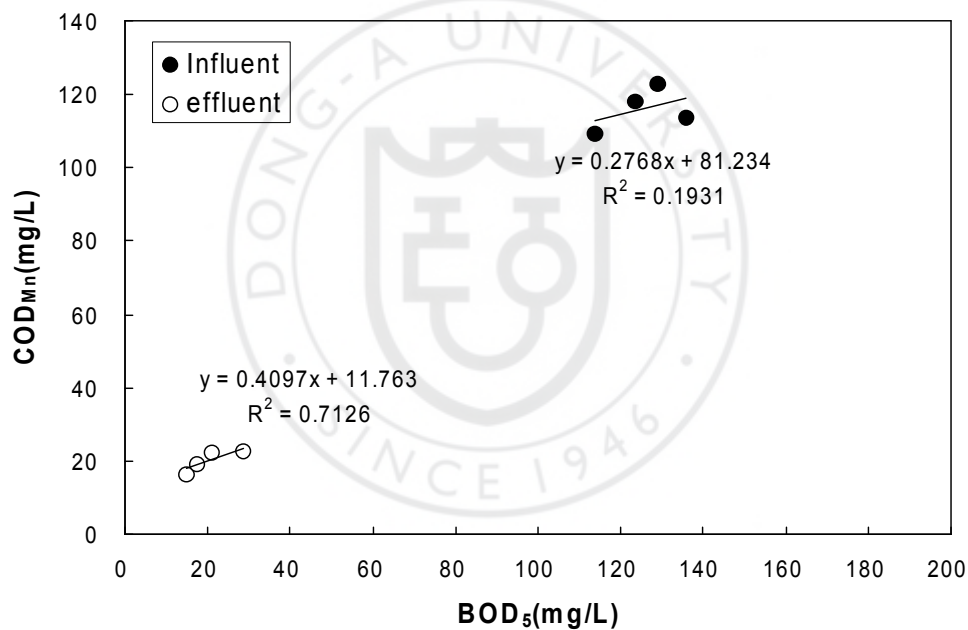


Fig. 88. Relationship between influent and effluent COD_{Mn}/BOD₅ ratio in Conditions 3.

Table 35에서 유기물부하에 따른 유입수의 COD_{Mn}/BOD₅비를 제시하였다. 유입수의 경우 유기물의 부하가 클수록 비율은 작아지고 유기물 부하가 작을수록 비율은 높아지는 경향이 있다. 그러나 유출수의 COD_{Mn}/BOD₅비는 유기물 부하가 클수록 TCOD_{Mn}/TBOD₅비는 작아지나 SCOD_{MN}/SBOD₅비는

높아지는 경향이 나타났다. 이 현상은 앞에서 밝힌 학설이 주장하고 있는 미생물의 분해산물 형성이론 즉 미생물의 분해산물이 BOD₅ 보다는 COD_{Mn}로 검출된다는 것을 간접적으로 알 수 있었다.

Table 35. COD_{Mn}/BOD₅ ratio of influent and effluent in condition 3

Tests	Operation day	COD _{Mn} /BOD ₅	
		Influent	Effluent
1	14	0.84	0.78
2	4	0.98	1.35
3	6	0.96	1.40
4	8	0.96	1.25
Average		0.93	1.20

(가) 상수 K_s 및 K_{max} 값 결정

Monod⁹³⁾식으로부터 최대 기질제거속도(K_{max})와 반포화농도(K_s)를 구하기 위한 식은 다음과 같다.

$$\frac{Xt}{S_i - S_e} = \frac{K_s}{K_{max}} \cdot \frac{1}{S_e} + \frac{1}{K_{max}}$$

여기서 X : 반응조내 미생물의 총농도(g/m³)

t : 수리학적 체류시간(day)

S_i : 유입수의 기질농도(mg/l)

S_e : 유출수의 기질농도(mg/l)

K_{max} : 최대 기질제거속도(day⁻¹)

K_s : 반포화 기질농도(mg/l)

동력학적 계수산출에 필요한 유입수 및 유출수의 COD_{Mn} 및 BOD₅농도를 나타낸 Table 34를 기준으로 Table 36 및 Table 37에 미생물 반응조내의 미생물농도, 미생물의 체류시간, 수리학적 체류시간 등의 운전조건은 나타내었다. 최대 기질제거속도(K_{max})와 반포화농도(K_s)를 산출하기 위하여 Monod 식을 Fig. 88의 y축에 $x \cdot t/(S_i - S_e)$ (day)을 x축에 $1/S_e$ (l/mg)로 하였을 때 y축의 절편 및 기울기의 상관관계는 다음과 같다.

$$y \text{ intercept} = \frac{1}{K_{max}} \cdot (day^{-1}), \text{ slope} = \frac{K_s}{K_{max}}$$

Table 36. Operating conditions of reactor for Conditions 3

Tests	Q (m ³ /day)	Θ_c (day)	t (day)	X (mg/L)	X _r (mg/L)	X _e (mg/L)
1	31.68	12.1	0.17	2,980	1,200	40
2	31.68	12.1	0.17	3,110	1,190	42
3	31.68	12.5	0.17	2,920	1,170	38
4	31.68	12.0	0.17	3,090	1,190	42

Q : flow rate (m³/day)

S_i : influent substrate concentration (mg/L)

S_e : effluent substrate concentration (mg/L)

Θ_c : solid retention time (day)

t : hydraulic retention time (day)

X : biomass concentration in reactor (mg/L)

X_r : return biomass concentration (mg/L)

X_e : effluent biomass concentration (mg/L)

Table 37. Experimental data for K , K_s , K_d , y for Conditions 3

Tests		1	2	3	4
$1/Sc(L/mg)$	BOD_5	0.0093	0.0093	0.0101	0.0094
	COD_{Mn}	0.0110	0.0102	0.0113	0.0104
$x \cdot t / (Si - Se)(day)$	BOD_5	4.70	4.86	4.98	4.91
	COD_{Mn}	5.53	5.37	5.57	5.40
$(Si - Se) / x \cdot t (day^{-1})$	BOD_5	0.2128	0.2058	0.2009	0.2039
	COD_{Mn}	0.1809	0.1864	0.1796	0.1851
$1/\theta_c(day^{-1})$		0.0824	0.0828	0.0801	0.0833

Fig. 89의 BOD_5 측면에서 볼 때 y 축의 절편은 2.922, 기울기는 203.43였다. 산출된 y 축의 절편과 직선의 기울기로부터 최대 기질제거속도(K_{max})값과 반포화 기질농도(K_s)값은 각각 0.342 day^{-1} , 69.620 mg/L 로 산출되었다. COD_{Mn} 측면에서 볼 때 y 축의 절편은 3.4419, 직선의 기울기는 188.87로 나타났다. 따라서 최대 기질제거속도(K_{max})와 반포화 기질농도(K_s)는 각각 0.291 day^{-1} , 54.874 mg/L 로 산출되었다.

김 등⁹⁴⁾이 순 산소 활성공정을 이용한 제지폐수처리에서 K_{max} 와 K_s 를 각각 $2.25 \sim 3.84 \text{ day}^{-1}$ 및 $85 \sim 156 \text{ mg/L}$ 로 추정하였으며 김 등⁹⁵⁾은 제지오니를 이용한 다단활성슬러지 공법에서 K_{max} 와 K_s 를 각각 $1.3 \sim 1.2 \text{ day}^{-1}$ 및 $21.4 \sim 30.6 \text{ mg/L}$ 로 추정하였다. 본 연구결과와 비교해 볼 때 제지폐수처리 또는 제지오니처리의 최대 기질제거속도(K_{max}) 보다 매우 느리다는 것을 알 수 있었다. 한편 반포화 기질농도(K_s)가 상기 제지폐수처리 보다 다소 낮거나 다단활성슬러지 공법보다 높은 값을 가지는데 이러한 현상은 기질과의 친화성이 좋아 기질이 쉽게 분해된다는 의미로서 MLSS를 $3,000 \text{ mg/L}$ 이상 유지한 결과로 사료된다. 그러나 유기물성상이 같으면 BOD_5 와 COD_{Mn} 에 의한 동력학적계수는 일정한 값을 가져야 하나 본 연구결과 최대 기질제거속도(K_{max})는 $TCOD_{Mn}$ 및 $TBOD_5$ 의 측면에서 비슷한 값을 나타내고 있으나 반

포화 기질농도(K_s)는 다소 차이가 있었다. 이러한 차이는 하수처리 과정에서 난분해성 물질의 유입 등에 의한 유기물성상이 바뀌었다거나 미생물의 특성이 변화된 결과로 사료된다.

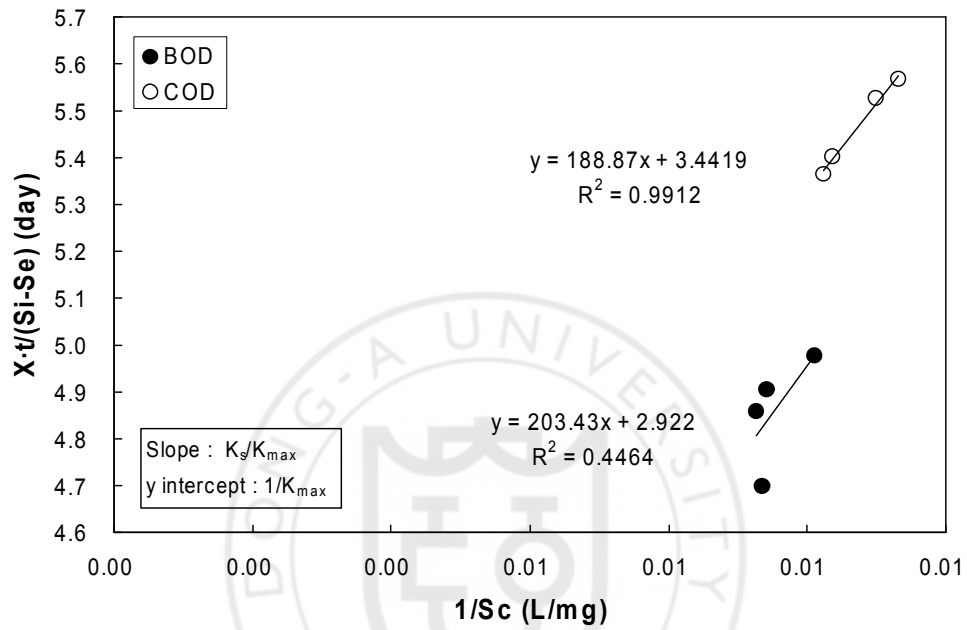


Fig. 89. Relationship between K_s and K_{max} .

(나) 상수 K_d , Y 값 결정

대수성장단계에서 미생물의 내생호흡계수(K_d)와 세포합성계수(y)의 관계를 Monod⁹³⁾ 식으로 나타내면 다음과 같다.

$$\frac{1}{\theta_c} = y \frac{(S_i - S_e)}{X \cdot t} K_d$$

여기서 θ_c : 미생물의 세포체류시간(day)

Y : 미생물 세포합성계수(mg MLVSS/mg TCOD_{Mn})

k_d : 내생호흡계수(1/day)

미생물의 동력학적계수인 내생호흡계수(K_d)와 미생물의 세포합성계수(Y)를 산출하기 위하여 위의 식을 Fig. 89의 x축에 $x \cdot t / (S_i - S_e) \text{ (day)}$ 를 y축에 $\frac{1}{\theta_c} \text{ (day}^{-1}\text{)}$ 을 취하면 다음과 같다.

$$y \text{ intercept} = K_d \text{ (day}^{-1}\text{)}, \text{ slope} = Y$$

Fig. 89의 BOD₅측면에서 볼 때 y축의 절편은 0.0558, 직선의 기울기는 0.1282이다. 따라서 내생호흡계수(K_d)와 세포합성계수(Y)는 각각 0.0558 day⁻¹, 0.1282이 된다. COD_{Mn}측면에서 볼 때 y축의 절편은 0.0186, 직선의 기울기는 0.3472이다. 따라서 내생호흡계수(K_d)와 세포합성계수(Y)는 각각 0.0186 day⁻¹, 0.3472로 산출되었다.

자료에 의하면 Domey 등⁹⁶⁾이 염색 및 직물공장 폐수를 대상으로하여 일 단 활성오니공정으로 생분해 실험하여 얻은 값($K_d = 0.03 \text{ day}^{-1}$, $y = 0.38 \text{ g-VSS/g-BOD}_{\text{removed}}$) 보다 높거나 낮은 수치이며 yang⁹⁷⁾과 Metcalf 등⁹⁸⁾이 활성오니공법에서 제시한 내생호흡계수(K_d) 0.04~0.075 day⁻¹보다는 낮다. 또한 Park⁹⁹⁾은 4단 활성오니법을 이용한 뇨(尿)를 처리대상으로 하였을 때의 내생호흡계수(K_d)는 0.0211 day⁻¹로서 본 연구에 비교해 볼 때 매우

낮게 나타났다.

내생호흡계수(K_d)는 미생물의 성장단계인 지체성장단계, 대수성장단계, 감소성장단계, 정체단계, 사멸단계 중에서 사멸단계에 해당한다. 따라서 K_d 는 미생물의 사멸계수로서 본 연구에서 높게 나타나는 것은 폐수내 난분해성물질이 존재하고 있음을 시사하고 있는 것으로 사료된다. 미생물의 합성계수(y)는 단위제거유기물에 대한 최대미생물의 생성량을 나타내고 있음을 감안할 때 본 연구에서 y 가 낮게 나타나는 것은 K_d 에서와 같은 난분해성물질이 존재함을 재확인할 수 있었다.

(다) μ_{\max} 값 결정

Monod⁽⁹³⁾에 의하여 미생물의 최대 비성장속도(μ_{\max})를 구하면 다음과 같다.

$$\begin{aligned} \frac{dS}{dt} &= \frac{1}{y} \cdot \frac{aX}{at} \\ &= \frac{\mu_{\max}}{y} \cdot \frac{S_e X}{K_s + S_e} = \frac{K_{\max} S_e X}{K_s + S_e} \end{aligned}$$

위의 식을 정리하면

$$\begin{aligned} \mu_{\max} &= K_{\max} \cdot y (\text{day}^{-1}) \\ K_{\max} &= \frac{\mu_{\max}}{y} (\text{day}^{-1}) \end{aligned}$$

따라서 최대 비성장속도(μ_{\max})는 BOD₅측면에서 볼 때 0.044 day^{-1} 이며 COD_{Mn}측면에서 볼 때 0.101 day^{-1} 로 나타났다. 연구자료에 의하면 Grady⁽¹⁰⁰⁾등은 활성슬러지의 전형적인 최대 비성장속도(μ_{\max})값의 범위는 $0.3 \sim 0.5 \text{ day}^{-1}$ 라고 하였으며 Kornegay and Andrews⁽¹⁰¹⁾는 glucose를 이용한 회전원판 실험에서 μ_{\max} 는 0.28 hr^{-1} 라고 하였다. 또한 Lawrence and McCarty⁽¹⁰²⁾는 아세트산염, 프로 피온산염 및 브티르산염의 혐기성 실험에서 0.23 day^{-1} , 0.5 day^{-1} , 0.64 day^{-1} 를 각각 제시하였다. 그러나 본 연구에서

는 상대적으로 낮은 최대 비생장속도가 나타났음에도 불구하고 정상상태에서의 처리효율은 매우 양호하였다. 이것은 마이크로-나노버블에 의한 산소 전달률의 증가로 인해 상대적으로 짧은 체류시간 및 운전조건의 변화에서도 하수처리에 긍정적인 효과를 가져오는 것으로 보여진다.



V. 결 론

본 연구에서는 기존 산기장치를 대신하여 마이크로-나노버블 산기장치의 하수처리장 폭기조 내 적용을 통한 수질개선 및 에너지 절감비용을 평가하기 위해 산소전달효율 및 산소전달속도 등의 평가하여 기존 산기장치와 마이크로-나노버블 산기장치의 효율을 비교하였으며, 하수고도처리를 위한 Pilot plant를 제작하여 공정비교 및 운전조건을 산출하고, 최종적으로 NBF A²/O Process를 개발하여 현장 적용성을 평가하여 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1. 1차 침전지 유출수에 대하여 CB 산기장치와 MNB 산기장치를 적용한 결과 각각 운전시간 300 min 및 120 min 경과 후 DO 농도는 각각 4.43 mg/L와 6.8 mg/L를 나타내었다. 동일 운전시간 120 min에서의 DO 농도를 비교해 보면, CB 산기장치와 MNB 산기장치의 경우 각각 DO 농도는 2.93 mg/L와 4.43 mg/L로 나타나 MNB 산기장치에서 높은 산소전달효율을 나타내었다.
2. MNB 시스템의 경우 K_La , N 및 $VOTR$ 값이 각각 0.91 hr^{-1} , $3.22 \text{ gO}_2/\text{hr}$ 및 $8.04 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 로 나타나, CB 시스템의 0.15 hr^{-1} , $0.535 \text{ gO}_2/\text{hr}$ 및 $1.34 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ 에 비해 상수와 마찬가지로 기체전달이 효과적인 것으로 나타났다.
3. 마이크로-나노버블 산기장치의 고도처리 적용성 평가를 위해 운전조건별 Pilot plant에 의한 제거효율 비교결과 기존 산기장치를 이용한 CB system에 비해 마이크로-나노버블 산기장치를 이용한 NMB system이 Run 4의 조건에서 BOD_5 제거율이 89.4%로 나타나 CB system 87.4%보다 높게 나타났으며 T-N 제거율은 NMB system에서 39.3%, CB system에서의 35.7%로 나타나 마이크로-나노버블 산기장치에 의한 고도처리 방법이 유기물 및 영양염류 제거에 좀 더 효과적인 것으로 나타났다.

4. NBF A²/O process를 이용하여 하수고도처리 성능을 평가하기 위해 Condition 1~4의 운전조건에 의한 수질분석결과 운전기간 8/11~11/4일 동안 BOD₅, COD_{Mn}, T-N 및 T-P의 최대 평균 처리효율은 각각 78.5%, 79.5%, 36.1% 및 64.8%로 나타났으며, 유기물질(BOD₅ 및 COD_{Mn})항목의 경우 Condition 3에서 가장 높은 결과를 나타내었으며, T-N의 경우 Condition 4, T-P의 경우 Condition 1로 나타났다.
5. NBF A²/O process 운전초기 단계인 Condition 1의 경우 초기 유기물 제거 효율이 BOD₅ 및 COD_{Mn}에서 각각 51.6% 및 68.5%로 나타나 이후 운전조건에 비해 처리효율이 낮게 나타났으며, 이는 K하수처리장으로 유입되는 원수의 특성에 따라 F/M비(Ls)가 상대적으로 낮은 것이 원인으로 판단되어 Condition 2 운전부터 유입유량을 증가 시켜 생물 반응조로 공급되는 유기물의 양의 증가를 도모하였다. Condition 2에서부터 유기물제거가 안정화가 되는 반면에 Condition 1~4의 과정에 영양염류인 T-P의 경우 점점 제거효율이 감소되는 것으로 나타났는데, 이는 Condition 1 이후 생물반응조 내의 MLSS와 SRT(solid retention time) 유지하기 위해 반송슬러지(Xr)와 폐슬러지(Xe)의 양을 감소시켜 상대적으로 인의 제거효율이 낮아지고, 또한 운전중 T-P의 농도 증가도 중요한 원인으로 판단된다.
6. NBF A²/O process 운전조건중 제거효율을 기준으로 판단하면 Condition 3에서 가장 높은 BOD₅ 및 COD_{Mn} 제거효율인 78.5% 및 79.5%를 나타내었지만 영양염류제거 효율이 상대적으로 낮은 것으로 나타났다. 이후 연구에서는 탄소원을 첨가하여 최대 F/M비가 0.21 kg/kgMLSS·d로 운전되었던 상태를 개선하여 보다 높은 영양염류 제거효율을 가질 수 있을 것으로 판단된다.
7. NBF A²/O process 운전조건중 Condition 3 기준으로 운전한 결과를 바탕으로 최대 기질제거속도(K_{max})와 반포화농도(K_s)는 BOD₅를 기준으로 했을 때 각각 0.342 day⁻¹, 69.620 mg/L로 산출되었으며, COD_{Mn}를 기준으로 했을 때 각각 0.291 day⁻¹, 54.874 mg/L로 산출되었다. 또한 미생물의

내생호흡계수(K_d)와 세포합성계수(Y)는 BOD_5 를 기준으로 했을 때 각각 0.0558 day^{-1} 및 0.1282 였으며, COD_{Mn} 를 기준으로 하였을 때 각각 0.0186 day^{-1} 및 0.3472 로 산출 되었으며 미생물의 최대 비성장속도(μ_{max})는 BOD_5 와 COD_{Mn} 를 기준으로 했을 때 각각 0.044 day^{-1} 및 0.101 day^{-1} 로 나타나 마이크로-나노버블에 의한 산소전달률의 증가로 인해 상대적으로 짧은 체류시간 및 운전조건의 변화에서도 하수처리에 긍정적인 효과를 가져오는 것으로 보여진다.



참 고 문 헌

- 1) 환경부, 수질 및 수생태계보전에 관한 법률 시행규칙 (2010)
- 2) 환경부, 하수종말처리시설 운영관리실태 분석 (2007)
- 3) 환경부, 2007년 고도처리 실태 점검보고서 (2008)
- 4) 환경부, 환경관리공단, 환경신기술소개집 (2003)
- 5) 환경관리공단, 고도처리공법 (2003)
- 6) 안창진, 서인석, 국내·외 하수고도처리공정 개발현황 및 특징분석 (2002)
- 7) 환경부, 환경정보, 7월호 (1996)
- 8) 안세영, 폭기조 용존산소 농도 제어에 의한 전력비용 분석, 환경기술인, 2002년 7월호.
- 9) Richard, I. Sedlak, et al., Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater : Principles and practices, Lewis Publishers, 1983, pp. 188-200.
- 10) Fuhs, G. W, Chen. M., Microbiological basis of phosphorus removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater, Microbial Ecology, pp. 119-138 (1975).
- 11) 薄井 宗光(Munemitsu Usei), 마이크로 버블의 호기성 여상법에 의한 하수고도처리, 첨단환경기술, pp. 18-24, 2007년 4월호.
- 12) 拓植 秀樹(Tsuge Hideki), 마이크로 버블의 오염정화 메커니즘, 첨단환경기술, pp. 5-11, 2007년 4월호.
- 13) 최희정, 포기조내 산소전달 효율 증진 방안에 관한 연구, 순천대학교 (2003)
- 14) 고희호, 생물반응기내의 물질전달계수와 생체량 추정에 관한 연구, 전남대학교 (1993)
- 15) 박성식, 수질오염처리용 포기조에서 산소의 물질전달 특성연구, 대전대학교 (2001)
- 16) Felix G., Emilio G., Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial process : An overview, Biotechnology Advances, 27, 153-176

- (2009)
- 17) 薄井 宗光, 마이크로 버블의 호기성 여상법에 의한 하수고도처리, 첨단 환경기술 4월호, pp. 18-24 (2007)
 - 18) Takahashi, M. et al., Effect of shrinking microbubble on gas hydrate formation, J. Phys. Chem. B 107 (2003)
 - 19) Takahashi, ζpotential of microbubbles in aqueous solutions : electrical properties of the gas - water interface, J. Phys. Chem. B 109 (2005)
 - 20) Takahashi, M. Chiba, K. and Pan Li. Free, Radical Generation from Collapsing Microbubbles in the Absence of a Dynamic Stimulus, J. Phys. Chem. B 111 (2007).
 - 21) Takahashi, M. Chiba, K. and Pan Li. Free, Formation of Hydroxyl Radicals by Collapsing Ozone Microbubble under Strong Acid conditions, J. Phys. Chem. B 111 (2007).
 - 22) Asano T. and Levine et al., Wastewater reclamation, recycling and reuse: past, present, and future, Wat. Sci. Tech. 33, pp. 1-14 (1996).
 - 23) 大成博文, 마이크로バブルのすべて, 日本実業出版社 (2006).
 - 24) Ohnari H., Swirling fine-bubble generator, US. Patent No. 6382601B1 (2002).
 - 25) 大成博文, Journal of MMIJ, 123(3). 1 (2007).
 - 26) 大成博文, 水工学論文集 (2006).
 - 27) 小塚晃透, 安井久一, ソノルミネッセンス: 理論と観察(モニタリング), 泡のエンジニアリング テクノシステム, pp. 377-386 (2005).
 - 28) 岡嶋研二, マイクロバブルの医療への応用の可能性を探る.第1回マイクロ・ナノバブル技術シンポジウム講演論文集, 日本混相流學會, pp. 33-38 (2006).
 - 29) 山崎和幸, 世界初・マイクロナノバブル技術による半導体工場の排水処理 第1回マイクロ・ナノバブル技術シンポジウム講演論文集, 日本混相流學會, pp. 29-32 (2006).
 - 30) 이기형, 마이크로-나노키포 오존산화 시스템을 이용한 염색폐수처리에

- 관한 연구, 동아대학교 (2008)
- 31) 환경부, 2006년도 하수종말 처리시설 운영관리실태 분석 결과 (2007)
 - 32) 안세영, 폭기조 용존산소 농도 제어에 의한 전력비용 분석, 환경기술인 2002년 7월호 (2002)
 - 33) <http://www.negatron.co.kr>
 - 34) 고광백 외 6명, 폐기물처리공학, 신광문화사 (1994)
 - 35) 김경민 외 6명, 일반미생물학, 라이프사이언스 (2003)
 - 36) Klapwijk A., Spanfers H., Temmink H., Control of Activated Sludge Plant based on measurement of respiration rates, Wat. Sci. Tech. Vol. 28, pp. 369-376 (1993)
 - 37) Ros. M., Respirometry of activated sludge, Tech Pub Co. Inc. (2000)
 - 38) Vargas-Lopez C. E., Stentiford E. I., D. Mara D., Discussion of : Evaluation of oxygen uptake rate as an activated sludge process control parameter, J.WACF Vol. 61, pp. 99-102 (2002)
 - 39) 성현주, 연속회분식반응조에서 삼소섭취율을 이용한 유기물부하량의 예측, 서울산업대학교 (2005)
 - 40) Solfrank U., Gujer W., Characterization of Domestic Wastewater for Mathematical Modelling of the Activated Sludge Process, Wat. Sci. Tech Vol. 23(4-6), pp. 1057-1066 (2001)
 - 41) Spanjers H., Vanorolleghe P. A., Olsson G., Daele P., Respirometry in control of the Activated sludge process : Princilpes, Sci. Tech. Re. No. 7, IAWQ (2006)
 - 42) Goodmann B. L., Englands A. I. Jr., A unified model of the Activated Sludge Process, J. The Water Pollution Control Federation, Vol. 46, pp. 312-332 (2003)
 - 43) Jones R. C., Hough J. S., The effect of temperature on the metabolism of baker's yeast growing in continuos culture, J. General Microbiology, Vol. 60, pp. 107-116 (1970)
 - 44) H. Swell, Series in Environmetal of Sciences, Prentic-hall (1979)
 - 45) Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Wentzel, M. C. and Marais, G. v. R.,

- Wastewater and biomass characterization for the activated sludge model No. 2 : Biological phosphorus removal, *Wat. Sci. Tech.*, 31(2), pp. 13-23 (1995)
- 46) Postgate, J. R., Viable counts and viability. *Methods in Microbiology* 1, pp. 611-628 (1969)
 - 47) Patterson, J. W., Brezonik P. L., and Putnam H. D., Sludge activity parameters and their application to toxicity measurements and activated sludge, *Proceedings of the 24th Industrial Waste Conference*, 1969, Purdue University, Engineering Extension Series No. 135, Purdue University, West Lafayette, Indiana, pp. 127-154 (1969)
 - 48) Servais, P., Billen G., Martinez J., and Vives-Rego J., Estimating bacterial mortality by the disappearance of H-labeled intracellular DNA. *FEMS, Microbiology Ecology* 62, pp. 119-126 (1989)
 - 49) Henze, M., Characterization of wastewater for modelling of activated sludge processes, *Wat. Sci. Tech.*, 25(6), pp. 1-15 (1992)
 - 50) Mamais, D., Jenkins D., and Pitt, P., A rapid physical-chemical method for determination of readily biodegradable COD in municipal Wastewater., *Water Res.* 27, pp. 195-197 (1993)
 - 51) Dowd, J. E. and Riggs D. S., A comparison of estimates of Michaelis-Menten kinetic constants from various linear transformations., *Journal of Biological Chemistry* 240, pp. 863-869 (1965)
 - 52) Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Wentzel, M. C. and Marais, G. v. R., Activated sludge model No. 2, IAWQ Scientific and Technical Report No.3, IAWQ, London, England (1995)
 - 53) 이은덕, 수질오염처리용 포기조에서 산소의 물질전달특성연구, 대전대학교 대학원, 석사학위 논문 (2001)
 - 54) 이민수, 강전한, 함승주, 순산소 표면 포기조에서의 혼합 매개변수에 따른 산소전달효율 및 교반효과에 관한 연구, *화학공학의 이론과 응용*, Vol. 6, No. 1, pp. 1877-1880 (2000)

- 55) Hoigne, J. and Bader, H, Ozonation of Water : Selectivity and Rate of Oxidation of Solutes Ozone, Science and Engineering, Vol. 1, pp. 73-85 (1979)
- 56) Bewtra, J. K., W. R. Nicholas and L. B. Polkowski, Effect of Temperature on Oxygen Transfer in Water, Water Research, pp.115 (1970)
- 58) Hewes, C.G and Davison.R.P, Kinetics of Ozone Decomposition and Reaction with Organics in Water, AIChE Journal, Vol. 17, No. 1, pp. 141-147 (1971)
- 59) Staehelin J. and Hoigne, Decomposition of Ozone in Water : Rate of Initiation by Hydroxide Ions and Hydrogen Peroxide, Environmental Science & Technology, Vol. 16, No. 10, pp. 676-681 (1982)
- 60) 김정모, 동물 세포 배양기에서의 초미세통기법이 산소 전달 속도와 세포 생존율에 미치는 영향, 한국과학기술원 (1998)
- 61) Robert S. Cherry & Carl T. Hulle, Biotechnol. Prog., 8, 11-18 (1992)
- 62) Jianyoung Wu & Mattheus F. A. Goosen, Enzyme Microb. Technol., 17, 241-247 (1995)
- 63) I. jobses, D. Martens & J. Tramper, Biotechnol. Bioeng., 37, 484-490 (1991)
- 64) Reiter M., Bluml G., Gaida T., Zach N., Unterluggauer F., Doblhoffdier O., NoeM., Plail R., Huss S. & Katinger H., Bio/Technol., 9, 1100-1102 (1991)
- 65) Zhang S., Handa-Corrigan A. & Spier R. E., Biotechnol. Bioeng., 40, 252-259 (1992)
- 66) James D. Michaels, Jason E. Nowak, Ameet K. Mallik, Kalman Kocz, Darsh T. Wasan & E. T. Papoutsakis, Biotechnol. Bioeng., 47, 407-419 (1995)
- 67) Beyeler W., Thaler T. & Clements R., Int. Biotech. Lab., 16 (1991)
- 68) Zhang S., Handa-Corrigan A. & Spier R. E., Biotechnol. Bioeng., 40, 252-259 (1992)

- 69) 신정섭, 하수고도처리 공정 내 호기, 무산소 및 혐기 조건하에서 종속영양 미생물 생산계수 비교, 연세대학교 (2004)
- 70) Ekama G. A., Dold P. L., & Marais G.v.R., Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in an activated sludge systems, Wat. Sci. Tech. 18, 91-114 (1986)
- 71) 정연규, 김한수, 유성인, 산소이용율을 이용한 생물학적 동력학 계수 추정, 대한환경공학회, Vol. 22., No. 1, pp3 11-19 (2000)
- 72) Young C. J., Using oxygen uptake rate to fingerprint activated sludge process, Proceedings of the Third International Symposium on Advanced Environmental Monitoring, pp. 137-142 (2000)
- 73) 정형석, 호흡률 측정법을 이용한 생물학적 질소제거공정의 모니터링오가 시뮬레이션, 한국과학기술원 (2000)
- 74) 이민수, 강전한, 함승주, 순산소 표면 포기조에서의 혼합 매개변수에 따른 산소전달효율 및 교반효과에 관한 연구, 화학공학의 이론과 응용, Vol. 6, No. 1, pp. 1877-1880 (2000).
- 75) 이은덕, 수질오염처이용 포기조에서 산소의 물질전달특성연구, 대전대학교 대학원, 석사학위 논문 (2001).
- 76) 김은덕, Microbubble을 이용한 오존의 고효율 용해화에 관한 연구, 영남대학교 석사학위논문 (2006).
- 77) Ashley, K. I., Hall, K. J. and Mavinic, D. S., Factors influencing oxygen transfer in pore diffused aeration. Water Res, 25, pp. 1479-1486 (1991).
- 78) 장덕, 수질공학 및 실험강의록, 건국대학교 공과대학 환경공학과, 제 6 판, pp. 43-52 (1997).
- 79) LI-Bing Chu et al. Enhanced treatment of practical textile wastewater by microbubble ozonation, Science Direct, 32 (2007).
- 80) Eckenfelder, Principals of Water Quality Management, CBI Publishing Company Inc. (2000)
- 81) 이병호, 기존처리장에서 고도처리시설로의 효율적인 개량방법, 환경시

설관리공단 (2004)

- 82) 하해창, 하수처리에 있어서 고도처리방법의 비교선정에 관한 연구, 서울산업대학원 (2004)
- 83) Brown, L. C. and Baillod, C. R., Modeling and Interpreting Oxygen Transfer Data, A.S.C.E., Jour. Environ. Engr. Div., 108, EE4, 607 (1982)
- 84) Stenstrom, M. K., Brown, L. C. and Hwang, H. J., Oxygen Transfer Parameter Estimation, A.S.C.E., Jour. Environ. Engr. Div., 107, EE2, 379 (1981)
- 85) Metcalf & Eddy, Wastewater Engineering, McGraw-Hill, Inc. (1991)
- 86) Heukelekian, H and Rand, M.C., Biochemical Oxygen Demand of Pure Organic Compounds, Sewage and Industrial Wastes., 27, pp. 1040-1053 (1955)
- 87) 박태주, 염료공자이 톨루이딘 슬폰산 공정폐수와 중합폐수의 생물학적 처리, 화학공학, 26, pp. 212-220 (1988)
- 88) Olive, J. Hao., et al., Dffect of Slowly Biodegradable Organics on Kinetic Coefficients, J.Environ. Eng., 133, pp. 147-155 (1987)
- 89) Grady, C. P. L. Jr., and Williams, D.R., Effects of Influent Substrate Concentration on the Kinetics of Natural Microbioal Population in Continuous Culture, Water Research., 9, p.171 (1974)
- 90) Daigger, G.T., and Grady, C. P. L. Jr., A Model for the Bio-Oxidation Process Based on Oproduct Formation Concepts, Water Research., 11(12), 9. 1049 (1977)
- 91) Baskir, C.L., and Hansford. G.S., Product Formation in the Continuous Culture of Microbial Population Grown on Carbohydrates, Dept. of Chemical Engr., Univ of Cape Town, Rondebosch, Cape 7700, South Africal., p. 1857 (1979)
- 92) Eckhoff, D.W., and Jenkins, D., Activated Sludge System-Kinetics of the Steady and Transient Studies, SERL Report. No. 67-12, Sanitary Engr. Research Laboratory, College of Engineeringm Univ. of Califonia, Berkeley, Calif (1967)
- 93) Monod, J., La tech. of culture continue; Theorie et applications, Annals

- Institute Pasteur., 79, pp. 390-410 (1950)
- 94) 김성순, 정태학, 순산소 활성오니공정을 이용한 제지폐수처리의 동력학적 해석, 대한상하수도학회지 14(2), pp. 157-163 (2000)
- 95) 김인수, 양승수, 오영해, 다단활성슬러지공법의 동력학적 연구, 대한환경공학회지, 5(2), pp. 49-63 (1983)
- 96) Domey, W. R., Design Parameters and Performance of Biological System for Textile Plant Effluent, Proc. 28th Purdue Ind. Waste. Conf. P. 438 (1973)
- 97) Yang, byung-Soo, Treatability Study on the septic Tank Sludges, Bull. of the Korean Fisheries Tech. Society, Busan, Korea., 17(1), p. 41 (1981)
- 98) Metcalf and Eddy., Wastewater Engineering. McGraw-Hill, p. 434 (1972)
- 99) Park, Dong-Keun, The Study on the Aerobic Treatment of Urine, Master Thesis, Nai. Fish. Univ. of Busna (1982)
- 100) Gardy C. P. L. Jr and Lirn H. C., Logical Wastewater Treatment, Marcel Dek-ker., pp. 325-330 (1980)
- 101) Komegay, B.H., and Andrews. J.F., Kinerics of fixed-film biolgical reactors, J. Water Pollution Control Federation, 40(11), pp. 460-468 (1968)
- 102) Lawrence, A.W. and McCarty, P.L., Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment, J. Water Pollution Control Federation, 41(2), R1-R17 (1969)

ABSTRACT

Development on NBF Process for the Advanced Treatment of Domestic Sewage

by

Bae, Jin-Woo

*Dept. of Environmental Engineering
Graduate School of Dong-A University
Busan, Korea*

In order to evaluate water quality improvement and energy-saving costs by means of application of a micro-nano bubble diffuser inside an aeration tank of a sewage treatment plant, the present research compared efficiency of an existing diffuser with the micro-nano bubble diffuser by evaluating oxygen transfer efficiency, oxygen transfer rate, and etc.. The main objectives of this research are to develop the pilot plant(NBF A²/O Process) and to evaluate field applicability for an advanced treatment of sewage by investigating process comparisons and operating conditions.

Oxygen transfer coefficients(K_{La}) of the effluent of primary clarifier were determined. Air flow in both the conventional bubbles(CB) diffuser and micro-nano bubbles(MNB) diffuser was set at 1 L/min, and the saturation oxygen concentrations in the effluent of the primary clarifier for the conventional diffuser and micro-nano bubbles diffuser with constant inflow were 4.4 mg/L for 300 mins and 6.8 mg/L for 120 min, respectively. DO concentrations after 120 min for CB system and MNB system with primary clarifier effluent are 4.4 mg/L and 6.8 mg/L. The values of K_{La} , N and

VOTR of the effluent of the primary clarifier for the conventional diffuser were found be to 0.15 hr^{-1} , $0.535 \text{ gO}_2/\text{hr}$ 및 $1.34 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$ respectively. The values of K_{La} , N and VOTR of that for the micro-nano bubbles diffuser were found be to 0.91 hr^{-1} , $3.22 \text{ gO}_2/\text{hr}$ and $8.04 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$, respectively.

There were 4 different operating conditions which were Run 1(standard), Run 2(different retention times), Run 3(different MLSS concentrations) and Run 4(different recycle ratios) for each batch reactors (effective volume: 660L) to compare CB system with NMB. The NMB system using the micro-nano bubble diffuser showed 89.4% of BOD_5 removal rate in conditions of Run 4, compared to a CB system using the existing diffuser, it appeared slightly higher than 87.4% of the CB system. As T-N removal rate appeared as 39.3% in the NMB system and appeared as 35.7% in the CB system, the advanced treatment method by the micro-nano bubble diffuser appeared as more efficient in removal of dissolved organic matter and nutrients such as nitrogen and phosphorus.

In order to evaluate an advanced treatment performance of sewage by using the piolt plant NBF A^2/O process(effective volume: 5 m^3), there were 4 different operating conditions which were Condition 1, Condition 2, Condition 3 and Condition 4. As a result of water analysis by operation conditions of Conditions 1~4, maximum average treatment efficiency of BOD_5 , COD_{Mn} , T-N and T-P respectively appeared as 78.5%, 79.5%, 36.1% and 64.8% during an operating period of August 11~November 4. Condition 3 showed the highest result in case of dissolved organic matter (BOD_5 and COD_{Mn}), and Condition 4 showed the highest result in case of T-N, and Condition 1 showed the highest result in case of T-P. By judging removal efficiency among operating conditions of the NBF A^2/O process, Condition 3 showed the highest removal efficiency which is 78.5% in case of BOD_5 and 79.5% in case of COD_{Mn} , but removal efficiency of nutrients appeared as relatively low.

Based on the result operated with Condition 3 among operating conditions of the NBF A^2/O process, maximum substrate removal rate(K_{max}),

half-saturated concentration(K_s), endogenous respiration coefficient (K_d) and cell synthesis coefficient(Y) were respectively calculated as 0.342 day^{-1} , 69.620 mg/L , 0.0558 day^{-1} and 0.1282 on the basis of BOD_5 . maximum substrate removal rate(K_{\max}), half-saturated concentration(K_s), endogenous The respiration coefficient (K_d) and cell synthesis coefficient(Y) were respectively calculated as and were respectively calculated as 0.291 day^{-1} , 54.874 mg/L , 0.0186 day^{-1} and 0.3472 on the basis of COD_{Mn} . As maximum specific growth rate(μ_{\max}) of a microorganism was calculated as 0.044 day^{-1} and 0.101 day^{-1} on the basis of BOD_5 and COD_{Mn} , respectively. It seems that it brings about positive effects in sewage treatment in spite of relatively short retention time and change of operating conditions due to increase of oxygen transfer rate by the micro-nano bubbles. It is judged that subsequent research would have higher removal efficiency of nutrients by adding carbon sources.

Key words : Advanced treatment, Denitrification, Dissolved oxygen,
Hydraulic retention time, Micro-nano bubble, Nitrification