Research Paper

A Study on the Comparative Analysis of 2-MIB Treatment Characteristics and Optimization of Process Operation in 2-types of Advanced Water Treatment Plants in the Han River Water Supply System

Jong-Il Park[†] · Young Lee · Kyoung-A Jang · Keon-Hoi Kim · Tae-Hoon Lee · Sun-Wook Kim

Korea Water Resources Corporation (K-water)

(Received September 28, 2020; Revised December 1, 2020; Accepted December 14, 2020)

Objectives : In this study, through the results of the high-concentration 2-MIB (2-Methyl Isoborneol) treatment by two different types of advanced treatment plants (Post Peroxone+GAC, UV/H₂O₂+GAC F/A) which intake raw water from the same water intake facility, the 2-MIB removal characteristics by oxidation process of each WTPs (Water Treatment Plants) were compared and analyzed, and optimal operation methods were derived.

Methods : The 2-MIB removal rate was compared and analyzed according to each AOP (Advanced Oxidation Process) operating conditions (Post Peroxone+GAC of the G WTP and UV/H₂O₂+GAC F/A of the I WTP). The optimal equations of chemical injection were derived through the correlation between the operating conditions of the AOP for each WTPs and 2-MIB removal rate. By analyzing the operating characteristics of each WTPs, the cost and unit price for optimal operation were calculated according to the 2-MIB concentration of raw water and water production. Optimal operating conditions were derived through the performance of oxidation facilities and chemical injection equations of each WTPs, and economical operating plans were reviewed through linked operation of 2 WTPs.

Results and Discussion : The 2-MIB removal rates for each WTPs were 70~100% for the G WTP and 50~96% for the I WTP. The operating conditions affecting the 2-MIB removal were [O₃ injection × contact time], H₂O₂/O₃ for Post Peroxone of the G WTP, and [UV dose × H₂O₂ injection] for UV/H₂O₂ of the I WTP. As a result of comparing the operating cost (electric power cost + chemical cost) of each WTPs, I WTP was 6.6~24.3 KRW/m³ higher than G WTP. It is considered to be because the H₂O₂ injection was 11~43 times for UV/H₂O₂ than Post Peroxone. Optimal operating conditions could be derived through the performance evaluation of each oxidation facilities and chemical injection equations of each WTPs. The G WTP and the I WTP are equipped with pipe line for linked operation in the water supply pipes, so the water production for each WTPs can be distributed. In the case of the same water production, it was confirmed that the unit price can be reduced when the water production ratio of the G WTP is increased. Because the decrease in cost of the I WTP is higher than the increase in cost of the G WTP.

Conclusions : It was confirmed that both Post Peroxone+GAC of G WTP and UV/H₂O₂+GAC F/A of I WTP were effective in 2-MIB treatment. As for the operating cost, it was analyzed that UV/H₂O₂ had higher unit price than Post Peroxone because of the large amount of H₂O₂ injection. Considering the 2-MIB removal rate and operating cost of each WTPs, it was possible to derive the optimal operating conditions for each WTPs and a linked operation plan.

Keywords : 2-MIB, Peroxone, Ozone, UV, AOP

The Korean text of this paper can be translated into multiple languages on the website of <http://jksee.or.kr> through Google Translator.

[†] Corresponding author E-mail: styner15@kwater.or.kr Tel: 031-760-9742 Fax: 031-760-9799

연구논문

한강수계 2개 유형 고도처리 정수장의 2-MIB 처리 특성 비교 분석 및 공정 운영 최적화 연구

박종일[✉] · 이 영 · 장경아 · 김건희 · 이태훈 · 김선욱

한국수자원공사

목적: 본 연구에서는 동일한 취수장에서 원수를 취수하는 상이한 2개 유형 고도처리 정수장(Post Peroxone+GAC, UV/H₂O₂+GAC F/A)의 고농도 2-MIB (2-Methyl Isoborneol) 대응 결과를 통하여 각 정수장의 산화 공정별 2-MIB 제거 특성을 비교 분석하고 최적 운영 방안을 도출하였다.

방법: Post Peroxone+GAC (Granular Activated Carbon)가 도입된 G정수장과 UV/H₂O₂+GAC F/A가 도입된 I정수장의 고도산화공정(Advanced Oxidation Process, AOP) 운영 조건에 따른 2-MIB 처리율을 비교 분석하였다. 정수장별 AOP 운영 조건과 2-MIB 제거율의 상관관계를 통하여 최적 약품 투입량 산정식을 도출하고, 각 정수장별 공정 운영 특성을 분석하여 원수 2-MIB 농도 및 용수생산량에 따른 최적 운영 시의 소요 비용과 원단위를 산정하였다. 각 정수장 산화 설비의 성능 평가 결과 및 약품 투입량 산정식을 통해 최적 운영 조건을 도출하였으며, 연계운영을 통한 경제적인 대응 방안을 검토하였다.

결과 및 토의: 정수장별 2-MIB 제거율은 G정수장 70~100%, I정수장 50~96%로 나타났다. 2-MIB 제거에 영향을 미치는 운영 조건은 Post Peroxone은 [O₃ 투입량 × 접촉시간]과 H₂O₂/O₃, UV/H₂O₂는 [UV 조사량 × H₂O₂ 투입량]이었다. 각 정수장의 운영비(전력비+약품 구매비) 원단위 비교 결과, I정수장이 G정수장보다 6.6~24.3원/m³ 높았다. 이는 UV/H₂O₂의 H₂O₂ 투입량이 Post Peroxone 대비 11~43배였기 때문인 것으로 사료된다. 각 정수장 산화 설비의 성능평가 결과 및 약품 투입량 산정식을 통해 최적 운영 조건을 도출할 수 있었다. G정수장과 I정수장의 송수관로에는 연계운영을 위한 배관이 설치되어 있어 각 정수장별 용수생산량의 배분이 가능하다. 용수생산량이 동일할 경우, G정수장의 용수생산비율을 높일 때 G정수장의 원단위 상승비용보다 I정수장의 원단위 감소비용이 더 크기 때문에 원단위 절감이 가능함을 확인할 수 있었다.

결론: G정수장의 Post Peroxone+GAC, I정수장의 UV/H₂O₂+GAC F/A 모두 2-MIB 처리에 효과적임을 확인할 수 있었다. 운영비용의 경우, UV/H₂O₂가 H₂O₂의 투입량이 많아 Post Peroxone보다 원단위가 높은 것으로 분석되었다. 각 정수장의 공정별 2-MIB 처리율과 운영비를 고려하여, 정수장별 최적 운영 조건과 연계운영 방안을 도출할 수 있었다.

주제어: 2-MIB, Peroxone, 오존, UV, AOP

1. 서론

최근 기후변화로 인해 한강수계에 남조류가 이상 증식하여 상수원인 팔당호에 고농도의 이취미 물질이 발생하는 사례가 반복되고 있다.^{1,2)} 이취미를 유발하는 대표적인 물질인 Geosmin과 2-MIB는 주로 남조류(*Anabaena*, *Aphanizomenon*, *Lyngbya*, *Oscillatoria*, *Phormidium*, *Planktonthrix*, *Pseudanabaena* 등)에 의해 발생하는 것으로 보고되고 있다.³⁻⁸⁾ Geosmin과 2-MIB는 독성은 없으나, 극미량으로도 냄새와 맛을 유발할 수 있고⁹⁾ 수계에 광범위하게 발생하면 수돗물 사용에 불쾌감을 받

생시킬 수 있다. 국내에서는 Geosmin과 2-MIB를 2009년에 먹는 물 감시항목으로 지정하였으며 기준 농도는 20 ng/L 이하이다.

Geosmin과 2-MIB의 효과적인 처리를 위해 고도정수처리 시설이 도입되고 있다. 고도정수처리 시설은 일반정수처리 공정으로는 완전히 제거되지 않는 맛·냄새 물질, 미량유기 오염물질, 내염소성 병원성 미생물 등을 제거하기 위하여 설치하는 시설을 의미하며(환경부 고도정수처리시설 도입 및 평가지침, 2013년), 2018년 기준 국내에 고도정수처리 공정(막여과 포함)이 도입된 정수장은 개소수 기준 14%(총 484개 중 72개), 시설용량 기준 40%(27백만 m³/일 중 11백만 m³/일)

에 이른다(환경부 2018 상수도 통계, 2019년).

맛·냄새 물질 제거를 위한 고도정수처리 공정은 일반적으로 산화와 흡착으로 구성된다. 산화 공정 중 AOP는 상온·상압 하에서 높은 산화력을 가진 $\text{OH}\cdot$ 을 발생시켜 맛·냄새 물질 등 난분해성 유기물을 효과적으로 처리할 수 있다. AOP는 $\text{OH}\cdot$ 을 발생시키는 방법에 따라 다양하게 분류될 수 있으며, 국내 정수장에는 Peroxone($\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$)과 UV/ H_2O_2 가 도입·운영 중이다.

국내 대부분의 고도처리 정수장에 도입된 O_3 은 원생동물인 *Giardia*에 대한 살균 효율이 높고, 산화력이 강해 맛·냄새 물질 등 유기물을 효과적으로 제거할 수 있다. 또한 H_2O_2 와 병행하여 AOP인 Peroxone으로 운영함으로써¹⁰⁾ 맛·냄새 물질^{11,12)}은 물론 다양한 유기물질^{13,14)}의 처리효율을 제고할 수 있다. 그러나 잔류 용존 O_3 으로 인해 GAC 등의 후속 공정 시설물에 O_3 가스가 휘발·농축되어 작업 안전성을 저해할 수 있다.^{15,16)}

UV는 원생동물인 *Giardia*는 물론 *Cryptosporidium*에 대한 살균 효율이 높아¹⁷⁾ 유럽 및 북미 지역에서 소독공정으로 활용된다.¹⁸⁾ 또한 UV는 O_3 산화나 Peroxone보다 NDMA(N-Nitrosodimethylamine) 처리 효율이 양호하여^{19,20)}, 미국 California의 Orange county 수도국 Water Factory 21²¹⁾, San Gabriel Valley 정수장 등에서는 UV 공정을 도입하여 운영하고 있다. H_2O_2 주입 후 UV를 조사하면 $\text{OH}\cdot$ 이 발생되어 AOP로 활용할 수 있다. UV/ H_2O_2 역시 맛·냄새 물질^{22,23)}은 물론 다양한 유기물질²⁴⁾을 처리할 수 있다. UV/ H_2O_2 는 O_3 공정 대비 소요 부지 면적이 작고 설비가 간단하며 O_3 가스에 의한 작업 안전성 저해 문제가 없는 장점이 있다. 그러나 O_3 기반

공정에 비해 AOP 반응 유도를 위한 H_2O_2 의 주입률이 높아 운영비가 높은 단점이 있다.²⁵⁾ UV/ H_2O_2 는 현재 국내 2개 정수장에서 운영 중이며, 일부 정수장에서 도입을 검토하고 있다.

2015년 이후 한강수계에서는 이취미 물질 중 상대적으로 처리가 더 어려운 2-MIB^{26,27)}의 농도 및 발생일수가 증가하는 경향을 나타내고 있다. 정수장에서는 2-MIB를 효과적으로 처리하여 수돗물의 품질을 유지해야 하며, 이를 위해서는 고도정수처리 공정의 효율적인 운영이 필요하다. 또한, 정수장에 고도정수처리 공정 도입 시 적용 공법을 선정하기 위해서는 실공정에서의 운영 사례를 비교 분석할 필요가 있다. 본 연구에서는 동일한 취수원에서 원수를 취수하는 상이한 2개 유형의 고도처리 정수장(Post Peroxone+GAC, UV/ H_2O_2 +GAC F/A)의 고농도 2-MIB 대응 결과를 통하여 각 정수장의 산화공정별 2-MIB 제거 특성을 비교 분석하고 최적 운영 방안을 도출하였다.

2. 시설 현황 및 연구 방법

2.1. 시설 현황

2.1.1. 정수장 시설 현황

본 연구에서는 동일한 취수원(한강수계 P1 취수장)에서 원수를 취수하며 정수장까지의 도달시간이 비슷하여(도수관로 길이 약 53 km, 도달시간 약 20시간) 착수정에서의 수질이 유사하지만, 상이한 고도정수처리 공정이 적용된 경기도 고양시 소재의 2개 정수장(G정수장, I정수장)을 대상으로 하였다. 각 정수장의 정수처리 공정도를 Fig. 1에 나타내었다.

G정수장의 시설용량은 350,000 m^3 /일로, 현재 운영 가능한

Fig. 1. Schematic diagram of each WTP process.

Table 1. Detailed information on advanced treatment process in G WTP.

Classification		Contents
O ₃ generation and injection	Generation type	Corona discharge
	O ₃ generation capacity	10.5 kg/h × 2 ea
	Injection type	Side stream
O ₃ contact basin	Specification of basin	B 18.0 m × L 18.2 m × H 6.0 m
	Quantity	2 ea
	Total volume	3,931 m ³
O ₃ monitoring	Dissolved O ₃	Measuring at 3 points in O ₃ contact basin
	Atmospheric O ₃	Measuring in GAC adsorption basin
H ₂ O ₂ injection	Pump type	Tube pump
	Pump capacity	500 mL/min/ea × 2 ea
	Mixing type	Nozzle diffuser
Off-gas O ₃ destroyer	O ₃ contact basin	Pyrolysis
	GAC adsorption basin	Catalytic oxidation
	Effective diameter	0.65 mm
GAC	Depth of GAC	2.4 m
	Specification of basin	B 5.0 m × L 15.0 m (75 m ² /ea)
	Quantity	12 ea

용량은 210,000 m³/일(140,000 m³/일은 장래 도입 예정)이다. 현재 착수정, O₃ 접촉조, 정수지는 시설용량(350,000 m³/일) 기준으로 설치 완료되었으며, 기타 공정(응집, 침전, 여과, O₃ 발생, GAC 흡착)의 설비는 장래분 도입 시 추가될 예정이다. 고도정수처리 공정은 산화공정인 Post O₃과 흡착공정인 GAC가 도입되었으며, 2017년에 Post Peroxone (O₃/H₂O₂)을 적용할 수 있도록 설비를 개선하였다. G정수장에서는 용존 잔류 O₃이 후속 공정인 GAC 흡착지 건물 내에 휘발 및 농축되어 작업 안전성을 저해할 우려가 있다. 이 경우 잔류 O₃ 제거(quenching) 공정을 운영할 필요가 있다. G정수장에는 H₂O₂ 또는 Na₂S₂O₃를 활용한 quenching 설비가 적용되어 있으나 최근 수도물 유출 사태로 인해 GAC 시설의 완전 밀폐가 검토되고 있는 바, 본 연구에서는 quenching 공정 운영은 고려하지 않았다.

I정수장의 시설용량은 250,000 m³/일(1단계 150,000 m³/일, 2단계 100,000 m³/일)로, 최초에는 표준정수처리 공정만 도입되었다. 맛·냄새 물질 대응을 위한 고도정수처리 공정 도입 시, 산화 공정은 Pre O₃ 산화(Pre Peroxone으로 개선 가능)와 UV/H₂O₂의 2개 공정을 비교하였다. 비교 결과, 운영비용은 더 고가이나 공사비용이 더 저렴하여 20년 운영 시의 종합적인 경제성이 우수하고, 신규 공정 운영을 통한 기술력 확보가 가능한 UV/H₂O₂를 선정하였다. 흡착 공정은 부지의 추가 확보가 어려워 GAC 흡착지를 신설하지 않고 기존의 여과지를 GAC F/A (Filtration/Adsorption)로 개량하였다. 고도정수처리 공정은 2016년에 1단계 시설에 도입되었으며, 2단계 시설에는 2022년까지 도입을 완료할 예정이다.

각 정수장의 송수관로에는 연계 운영을 위한 관로 및 밸브가

설치되어 있다. 이를 통해 각 정수장에서 생산된 수도물은 타 정수장의 급수 구역으로 공급할 수 있다.

2.1.2. 고도정수처리 설비 현황

G정수장의 고도정수처리 공정 현황을 Table 1에 나타내었다.

O₃은 코로나 방전 방식 발생기로 생산되어(대당 최대 발생량 10.5 kg/h, 2대) side-stream 방식으로 주입된다. O₃ 접촉지는 2개지로 구성되어 있으며, 총 용량은 3,931 m³이다. Post Peroxone 운영 시에는 O₃ 주입 전단 지점에 H₂O₂를 tube pump를 통하여 주입하며 nozzle diffuser를 통하여 혼합된다. 용존 O₃은 O₃ 접촉지 내 3개 지점, 대기 O₃ 농도는 GAC 흡착지 실내에서 실시간으로 측정된다. Off-gas O₃ 파괴기는 O₃ 접촉조에는 열분해식, GAC 흡착지에는 촉매산화식이 적용되었다.¹⁶⁾ O₃와 H₂O₂ 주입 및 접촉지 모식도를 Fig. 2에 나타내었다.

GAC는 석탄계로 유효경 0.65 mm이며, 흡착지의 포설심도는 2.4 m, EBCT (Empty Bed Contact Time)는 14.8분으로 총 12개지가 설치되어 있다.

장래분은 2024년 준공 예정으로, O₃ 발생기 1기와 GAC 흡착지 8개지가 증설될 예정이다.

I정수장의 고도정수처리 공정 현황을 Table 2에 나타내었다.

UV reactor는 2기가 설치되어 있으며, 각 reactor는 6개의 섹션으로 구성되어 있다. UV 램프는 저압고출력(LPHO) 타입으로 1개 섹션당 16개(reactor당 총 96개)가 설치되어 있다. UV 가동전력 범위는 30~100%로 탄력적인 운영이 가능하다. UV/H₂O₂ 반응을 위한 H₂O₂는 UV 반응조 전단에 tube pump를 통하여 주입하며 nozzle diffuser를 통하여 혼합된다.²⁸⁾ UV reactor 모식도를 Fig. 3에 나타내었다.

Fig. 2. Schematic diagram of chemicals (O_3 , H_2O_2) injection and contact basin.

Table 2. Detailed information on advanced treatment process in I WTP.

Classification		Contents
UV reactor	Specification of reactor	B 1.876 m × L 8.230 m × H 1.994 m
	Quantity	2 ea
	UV contact volume	14.1 m ³ /reactor
	Flow per reactor	78,750 m ³ /day/reactor
UV lamp	Input power per lamp	1.0 kW (@253.7 nm)
	Lamp type	Low-Pressure High-Output
	Number of lamps	96 ea per reactor (16 ea/section × 6 section)
	Power level	30% to 100%
H_2O_2 injection and storage	Pump type	Tube pump
	Pump capacity	1,000 mL/min/ea × 3 ea
	Storage tank	10 m ³ /ea × 2 ea, 30 m ³ /ea × 2 ea
GAC F/A	Effective diameter	1.1 mm
	Depth of GAC	1.7 m
	Specification of basin	B 4.85 m × L 11.5 m × 2 cells (111.55 m ² /ea)
	Quantity	8 ea

Fig. 3. Schematic diagram of UV reactor.

GAC는 석탄계로, 유효경 1.1 mm이며, F/A지의 포설심도는 1.7 m, EBCT는 14.6분으로 총 8개지가 설치되어 있다.

2단계 고도공정 도입시 UV reactor 2기와 H_2O_2 주입 펌프 및 저장 탱크, F/A지 6개지가 증설될 예정이다.

2.2. 연구방법

2.2.1. 맛·냄새 물질(Geosmin, 2-MIB) 모니터링

맛·냄새 물질 발생 시 정수장에서 적기에 적절히 대응하기 위하여 취수원수와 정수의 Geosmin 및 2-MIB 농도를 주기적으로 모니터링하고 있다. Geosmin 및 2-MIB 농도는 평상시에 월 1회 분석하며, 취수원 조류 개체수 증가시 또는 Geosmin 및 2-MIB 농도 상승 시에는 분석주기를 주 1회·일 2회로 조정

Fig. 4. Geosmin and 2-MIB concentraion at P1 intake facility in Han river.

Fig. 5. Raw water quality at 2017 & 2018 winter season.

한다. Geosmin 및 2-MIB 농도는 먹는물 수질 감시항목 시험방법에 의거하여 분석하였다.

2.2.2. 2-MIB 제거 특성 비교 분석

2017년과 2018년 동절기에 P1 취수원의 2-MIB가 먹는물 감시항목기준(20 ng/L)을 초과하여 고농도로 발생함에 따라 (최대 162 ng/L) G정수장과 I정수장에서는 고도정수처리 공정을 강화 운영하여 대응하였다. 본 연구에서는 해당 기간의 정수장 및 공정별로 운영 조건에 따른 2-MIB 제거율과 소요비용 및 원단위를 분석하였다. 또한, 안정적인 2-MIB 처리를 위한 정수장별 산화공정의 최적 운영 조건 도출을 위하여 운영 조건(O_3 주입률 및 접촉시간, UV 조사량, H_2O_2 주입률 등)과 2-MIB 제거율의 상관관계를 분석하였다.

2.2.3. 최적 운영조건 도출

각 정수장 산화 설비의 성능평가 및 약품 주입률 산정식을 통해 최적 운영 조건을 도출하고, 해당 조건 시의 소요 비용 및 원단위를 산정하였다. 또한, G정수장과 I정수장의 연계운영을 통한 경제적인 대응 방안을 검토하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 원수 수질 모니터링 결과

2010년대(2010년~2019년) 한강수계 P1취수장 맛·냄새 물질 발생 현황을 Fig. 4에 나타내었다.

Geosmin은 2012년에 연간 최고 농도 1,125 ng/L, 먹는물 감시항목 기준(20 ng/L 이하) 이상 발생일수 45일을 기록하였다. 2-MIB는 2015년 최장 발생일수(32일), 2018년 연간 최고 농도(162 ng/L)를 기록하였다. 2018년도 고농도 2-MIB 발생 시에는 취수원 상류댐 비상방류(소양강댐 200 m^3/sec , 춘천댐 30 m^3/sec , 11/28~12/10)로 맛·냄새 물질의 희석 및 체류시간 저감을 통해 20 ng/L 이상 발생일수를 단축할 수 있었다.

2017년과 2018년 2-MIB 발생시의 G정수장 및 I정수장 원수 수질을 Fig. 5에 나타내었다.

최대 2-MIB 농도는 2017년 40 ng/L, 2018년 160 ng/L를 초과하였다. 2018년에는 2017년보다 수온과 탁도는 높고 pH는 낮은 경향을 보였다. 각 해당 기간 중 탁도와 pH는 큰 변화가 없었으나, 수온은 시간의 경과에 따라 낮아짐을 확인할 수 있었다.

Fig. 6. 2-MIB treatment status of G WTP & I WTP.

3.2. 정수장 및 공정별 2-MIB 처리 결과

G정수장과 I정수장의 2017년과 2018년 2-MIB 대응 현황을 Fig. 6에 나타내었다.

G정수장(Post Peroxone+GAC)은 O_3 주입률 0.5~1.6 mg/L, H_2O_2 주입률 0.2~0.5 mg/L(H_2O_2/O_3 : 0.3~0.5)로 운영하여 2-MIB를 70~100%, I정수장(UV/ H_2O_2 +GAC F/A)은 UV 조사량 413~569 mJ/cm², H_2O_2 주입률 4~13 mg/L로 운영하여 2-MIB를 50~96% 제거할 수 있었다.

두 정수장 모두 2-MIB의 먹는물 감시항목 기준(20 ng/L 이하)을 상시 만족할 수 있었다. 이는 각 정수장의 AOP 운영을 통한 $OH\cdot$ 의 발생으로 효과적인 2-MIB 처리가 가능했기 때문인 것으로 사료된다.

2017년 고농도 2-MIB 유입 초기에, 고도처리 공정 운영조건 결정을 위해 분석한 공정수 중 2-MIB 농도 및 제거율을 Fig. 7에 나타내었다.

2-MIB는 고도정수처리 공정(Post Peroxone+GAC, UV/ H_2O_2 +GAC F/A)을 통해 처리됨을 확인할 수 있었다. 각 정수장의 공정별 제거율(前공정 대비)은 G정수장 Post Peroxone 45~100%, GAC 14~58%, I정수장 UV/ H_2O_2 67~85%, GAC F/A 20~50%로 나타났다.

G정수장의 경우, 해당 시기에 Post Peroxone을 처음 운영함에

따라, O_3 및 H_2O_2 주입률 결정 시행착오로 인해 Post Peroxone을 통한 2-MIB 제거율에 편차가 있었다. 이후 O_3 주입률 0.9 mg/L, H_2O_2 주입률 0.36 mg/L 수준으로 운영함에 따라 전체 공정을 통하여 2-MIB를 86~100% 제거할 수 있었다. I정수장의 경우, 해당 시기의 H_2O_2 주입률을 유사한 수준(5~7 mg/L)으로 운영하여 UV/ H_2O_2 를 통한 2-MIB 제거율의 편차는 적었다. 이를 통하여 AOP 운영 조건이 2-MIB 처리율에 큰 영향을 미침을 확인할 수 있었다.

각 정수장별 GAC의 BV(Bed Volume, GAC 단위 부피당 누적 통수량)는 G정수장 37천~256천 m³/m³(평균 100천 m³/m³), I정수장 35천~54천 m³/m³(평균 44천 m³/m³)였으며, GAC의 흡착성능에 영향을 미치는 요오드 흡착능은 G정수장이 177~1,022 mg/g(평균 719 mg/g), I정수장이 808~821 mg/g(평균 815 mg/g)이었다. G정수장은 2009년 준공 후 GAC를 지속적으로 사용하며 순차적으로 교체 공사를 실시하였기 때문에, 2016년부터 GAC 공정을 운영한 I정수장에 비해 BV값이 크고 요오드 흡착능이 낮으며 각 값의 편차가 큼을 확인할 수 있다. 그러나 GAC에 의한 2-MIB 제거율은 G정수장이 I정수장보다 더 높은 경향을 보이는데, 이는 G정수장의 GAC 층고가 높고(G정수장 2.4 m, I정수장 1.7 m) 선유속이 빠르기(G정수장 250 m/일, I정수장 180 m/일) 때문인 것으로 사료된다.

Fig. 7. Status of 2-MIB removal by each WTPs and processes.

또한, F/A의 경우 흡착과 탁질 제거를 함께 수행함에 따라 빈번한 역세척이 요구(역세척 주기: G정수장 GAC 360~720 시간, I정수장 GAC F/A 72~96 시간)되므로, 미생물에 의한 생물학적 분해작용도 저하될 수 있을 것으로 예상된다.²⁹⁾

GAC의 장기간 운전 시 GAC의 표면과 세공에 박테리아가 군집을 형성함으로써, GAC의 흡착기작과 생물학적 분해 기작이 동시에 유발되는 BAC (Biological activated carbon)가 되어 미량 유기물질에 대한 높은 제거능을 나타낼 수 있다.^{30,31)} 석탄계 BAC에 의한 2-MIB 처리 시, 수온 5℃, 15℃, 25℃에서 EBCT를 20분으로 운영할 경우 2-MIB 제거율이 각각 71.7%, 96%, 99%로 나타난 연구 결과³²⁾가 있다. 이는 수온 저하 시 생물분해율의 저하가 나타나기 때문인 것으로 판단된다. 본 연구 진행 시기는 수온은 6~9℃인 동절기였음을 고려할 때,

고농도 2-MIB가 하절기에 발생하여 대응할 경우 GAC 공정에 의한 처리 효율은 더 높아질 수 있을 것으로 예상된다. 하절기 고수온시 GAC에 의한 2-MIB 처리 효율은 추후에 연구할 예정이다.

3.3. 각 정수장 AOP별 운영 비용 분석

2017년과 2018년 2-MIB 대응에 따른 각 정수장의 운영 조건은 Table 3과 같다.

2017년과 2018년 2-MIB 대응에 따른 각 정수장의 운영비를 Fig. 8에 나타내었다.

G정수장의 운영비는 O₃ 발생기 운영을 위한 전력비, O₃ 원료인 O₂ 구매비, Post Peroxone 반응을 위한 H₂O₂ 구매비 순으로 나타났다. 특히 전력비와 O₂ 구매비용은 O₃ 발생농도에

Table 3. Operating conditions of each WTPs for 2-MIB treatment.

	G WTP	I WTP
Water production (m ³ /day)	192,033~238,890	127,710~145,710
O ₂ consumption (kg/day)	1,469~2,925	-
O ₂ unit price (KRW/kg)	138.6 (2017y), 146.1 (2018y)	-
H ₂ O ₂ consumption (kg/day)	109~314	1,535~4,823
H ₂ O ₂ unit price (KRW/kg)	550 (2017y), 660 (2018y)	
Electric power consumption (kWh/day)	1974~5475	4,968
Electric power unit price (KRW/kWh)	103.32

Fig. 8. Operating cost of each WTPs for 2-MIB treatment.

Fig. 9. AOP operating unit price of each WTPs.

Fig. 10. 2-MIB remain ratio at different Peroxone operating condition in G WTP.

따라 서로 연계하여 변화하기 때문에, 경제성을 고려하여 최적 O₃ 발생농도를 결정하여야 한다.

I정수장은 AOP 반응을 위한 H₂O₂ 구매비용이 가장 큰 비중을 차지하였다. UV 설비의 경우 설정 출력에 따라 전력 사용량은 일정한 특징을 갖는다. I정수장에서는 2-MIB 대응 시 UV 설비를 100% 출력으로 운영하여 전력 사용량은 변동이 없었다.

일일 총운영비는 G정수장 486,330~1,003,082원, I정수장 1,357,577~3,696,308원으로 나타났다.

G정수장이 I정수장보다 정수생산량이 40~80% 더 많음을 고려하여 두 공정의 운영비를 비교하기 위한 원단위 분석 결과를 Fig. 9에 나타내었다. 총 원단위는 UV/H₂O₂가 Post Peroxone보다 1 m³당 6.6~24.3원 더 높았다. 전력 원단위는 UV/H₂O₂가 Post Peroxone보다 다소 높은 수준(0.8~2.8 원/m³)이었으나, AOP 반응을 위한 H₂O₂의 주입률이 11~43배로 높았음을 고려할 때, 높은 UV/H₂O₂ 원단위의 주요한 원인은 H₂O₂ 구매비로 확인되었다. 해당 기간의 2-MIB 제거율이 UV/H₂O₂보다 Post Peroxone이 다소 높았음을 고려할 때, 동일한 수준의 2-MIB 제거율을

목표로 운영할 경우 두 공정의 원단위 차이는 더욱 커질 것으로 예상된다. UV/H₂O₂의 2-MIB 제거 특성을 고려할 때, UV 조사량을 높이면 전력비는 상승할 수 있으나 H₂O₂ 주입률은 저감시킬 수 있다. 전력 원단위가 H₂O₂ 원단위보다 저렴함을 고려할 때, UV/H₂O₂의 경제성을 제고하기 위해서는 UV 조사량을 증가시켜 운영할 필요가 있다.

기존의 표준처리 정수장에 Post O₃과 GAC를 증설하는 경우, GAC 처리수를 정수지로 송수하기 위한 중간가압장이 필요할 수 있다. 이 경우 중간가압장 운영을 위한 전력 원단위는 시설 특성(수리단면, 수두차, 용량 등)에 따라 다르지만 약 3~4원/m³ 수준이다. G정수장은 설계단계부터 고도처리 공정 도입을 고려하였기 때문에 중간가압장이 불필요하나, 중간가압장 운영이 필요하여 전력 원단위가 최대 4원/m³ 상승하였다고 가정해도 I정수장보다 총원단위는 저렴하게 산정된다.

3.4. 각 정수장 AOP별 2-MIB 처리 특성 분석 결과

Fig. 10은 G정수장의 O₃ 주입률과 접촉시간, H₂O₂와 O₃의

비율(H_2O_2/O_3)에 따른 2-MIB 제거효율 분석 결과이다. 정수 2-MIB 농도가 불검출인 경우의 운영 조건은 약품(O_3 , H_2O_2)이 과량 주입된 것으로 판단하여 해당 데이터를 배제하고 상관관계를 도출하였다. 2-MIB의 잔류율은 1차 반응에 따라 $[O_3 \text{ 주입률} \times \text{접촉시간}]$ 의 값이 클수록 감소하는 경향을 나타내었다. H_2O_2/O_3 역시 Post Peroxone 최적 운영을 위한 중요한 요소로 작용한다. 여러 연구 결과에서 H_2O_2/O_3 는 0.2~1.4로 다양하게 제시됨³³⁾에 따라, 각 정수장에서는 실공정에서의 처리 효율을 고려하여 결정하여야 한다. 2017년과 2018년의 2-MIB 대응 시 다양한 O_3 주입률과 H_2O_2/O_3 를 적용한 결과, 2-MIB 잔류율은 $[O_3 \text{ 주입률} \times \text{접촉시간}]$ 값이 클수록 감소하는 경향을 나타내었다. 또한, $[O_3 \text{ 주입률} \times \text{접촉시간}]$ 과 2-MIB 잔류율 상관관계식의 H_2O_2/O_3 별 감소계수는 0.074~0.105 ($R^2=0.8243\sim0.9933$)로, H_2O_2/O_3 0.4일 때의 효율이 가장 높음을 확인할 수 있었다.

G정수장의 $[O_3 \text{ 주입률} \times \text{접촉시간}]$ 과 2-MIB 잔류율 분석을 통하여 다음과 같은 Post Peroxone 약품(O_3 , H_2O_2) 주입률 산정식(1)을 도출할 수 있었다.

$$PO_3 = \frac{\ln(M_p/M_i)}{-0.105 \times T} \quad (at 3\sim 12^\circ C) \quad (1)$$

$$PH_2O_2 = 0.4 \times PO_3 \quad (at 3\sim 12^\circ C)$$

where, PO_3 : O_3 injection for Post Peroxone (mg/L)

M_p : target concentration of 2-MIB by Post Peroxone (ng/L)

M_i : influent concentration of 2-MIB (ng/L)

T : contact time of O_3 (min)

PH_2O_2 : H_2O_2 injection for Post Peroxone (mg/L)

Fig. 11은 I정수장의 UV 조사량과 H_2O_2 주입률에 따른 2-MIB 제거효율 분석 결과이다. UV 조사량(mJ/cm^2)은 UV 조사 강도계(mW/cm^2) $\times$ UV 접촉시간(sec)으로 계산하였다.

2-MIB의 잔류율은 1차 반응에 따라 UV 조사량 $\times$ H_2O_2 주입률의 값이 클수록 감소하는 경향을 나타내었다.

I정수장의 UV 조사량 $\times$ H_2O_2 주입률과 2-MIB 잔류율 분석을 통하여 다음과 같은 H_2O_2 주입률 산정식(2)을 도출할 수 있었다.

$$UH_2O_2 = \frac{\ln(M_U/M_I)}{-3.668 \times 10^{-4} \times U_D} \quad (at 3\sim 12^\circ C) \quad (2)$$

where, UH_2O_2 : H_2O_2 injection for UV/ H_2O_2 (mg/L)

M_U : target concentration of 2-MIB by UV/ H_2O_2 (ng/L)

M_I : influent concentration of 2-MIB (ng/L)

U_D : UV dose (mJ/cm^2)

UV dose (mJ/cm^2) = UV intensity (mW/cm^2) $\times$ contact time (sec)

Fig. 11. 2-MIB remain ratio at different UV/ H_2O_2 operating condition in I WTP.

Peroxone을 통한 2-MIB 처리 시 수온 $5^\circ C$, $25^\circ C$ 에서 O_3 주입률 제거율 $1.5mg/L$ 로 운영할 경우, 고수온 대비 저수온 시의 2-MIB 제거율이 18~28%p 더 낮게 나타났으며 적정 H_2O_2/O_3 도 달라질 수 있다는 연구 결과가 있다.²⁷⁾ 이는 수온 저하 시 화학반응 속도의 저하가 나타나기 때문인 것으로 판단되며, UV/ H_2O_2 역시 수온의 영향을 받을 수 있을 것으로 예상된다. 본 연구가 이루어진 2017년과 2018년에는 고농도의 2-MIB가 동절기인 11~12월에 주로 발생하였으며 해당 시기의 수온은 $3\sim 12^\circ C$ 였다. AOP에 의한 2-MIB 처리율이 저수온 시에 감소함을 고려한다면, 본 연구 결과는 worst case로서 $3\sim 12^\circ C$ 수온 조건에 적용할 수 있으며 고농도 2-MIB가 하절기에 발생하여 대응할 경우 AOP 공정에 의한 처리 효율은 더 높아질 수 있을 것으로 예상된다. 하절기 고수온시 AOP에 의한 2-MIB 처리 효율 및 최적 H_2O_2/O_3 등은 추후에 연구할 예정이다.

UV에 의해 1몰의 H_2O_2 가 2몰의 $OH\cdot$ 로 분해되나, 실공정에서 H_2O_2 의 분해율은 5% 이하 수준이다. 이에 따라 2-MIB 제거를 위해서는 고농도의 H_2O_2 주입이 필요하며, 주입된 H_2O_2 의 95% 이상은 이후 공정으로 유출된다. 정수장 운영 시 잔류 H_2O_2 가 후속 공정에서 제거되지 않을 경우, 후염소와 반응하여 소독 및 관망 잔류염소 농도 확보에 영향을 미칠 수 있다.

I정수장의 공정별 H_2O_2 농도를 **Fig. 12**에 나타내었다. UV/ H_2O_2 후속 공정으로 GAC F/A를 운영할 경우 잔류 H_2O_2 는 대부분 GAC F/A에서 제거됨을 확인할 수 있었다.

3.5. 각 정수장 AOP별 최적 운영방안 도출

3.5.1. G정수장 Post Peroxone

2-MIB 처리를 위한 Post Peroxone 운영 최적화를 위해서는 O_3 발생기의 경제적인 운영과 적정 O_3 및 H_2O_2 주입이 필요하다. 2019년 G정수장 기술진단 시 O_3 발생기의 성능평가를 실시하여 경제적인 운영 기준을 결정하였으며, 약품 주입률

Fig. 12. Status of H_2O_2 concentration of treated water in I WTP.

Fig. 13. Correlation between O_3 gas concentration and electric power.

Table 4. O_3 generators operating conditions and results for performance test.

	O_3 generator 1							O_3 generator 2						
O_3 concentration (%)	6.0	7.1	8.1	9.3	9.9	10.6	6.0	7.0	7.9	9.0	9.9	10.4		
O_3 production (kg/hr)	10.3	10.6	10.6	12.2	11.7	11.0	10.3	10.3	10.4	11.4	11.4	10.9		
Electric power consumption (kWh)	68	75	87	117	130	157	65	72	83	107	131	148		
Electric power unit cost (KRW/kWh)	103.32													
O_2 consumption (kg/hr)	172	149	131	131	118	104	172	148	132	127	115	105		
O_2 unit cost (KRW/kg)	173.91													

산정식(1)을 통하여 원수 2-MIB 농도에 따른 적정 O_3 및 H_2O_2 주입률을 도출하였다.

O_3 발생기의 성능평가 시 운영 조건 및 결과는 Table 4와 같다.

G정수장 O_3 발생기의 O_3 발생농도별 소비전력량 분석 결과를 Fig. 13에 나타내었다. 오존 발생량은 최대 생산용량인 10.5 kg/hr로 설정하였으며, O_3 발생농도가 증가함에 따라 소비전력량은 지수적으로 증가함을 확인할 수 있었다. O_3 발생기의 최대 O_3 발생농도는 10.5% 수준이었다.

O_3 발생기의 최적 운영 조건은 O_3 발생기의 운영 조건별 전력 소비량, 전력비, O_2 사용량, O_2 구매비를 종합하여 결정할 수 있다. O_3 발생농도가 높으면 전력 소비량이 증가하지만 O_2 사용량은 감소한다. G정수장 O_3 발생기의 O_3 발생농도별 전력 및 O_2 원단위 비교 분석 결과, 9%의 O_3 발생농도가 최적 운영 조건임을 확인할 수 있었다(Fig. 14).

Post Peroxone 약품(O_3 , H_2O_2) 주입률 산정식(1)을 활용하여, 원수 2-MIB 농도와 시설 이용률별 최적 약품 주입률을 도출하였다(Fig. 15). 정수의 목표 2-MIB 농도는 K-water 자체 기준인 10 ng/L의 80% 수준인 8 ng/L로 설정하였으며, GAC를 통한 2-MIB 제거율은 前공정의 42%(2017년 평균 제거율 적용)를 적용하였다. 시설 이용률은 현재 시설용량(210,000 $\text{m}^3/\text{일}$)과 장래분 증설 완료 시의 시설용량(350,000 $\text{m}^3/\text{일}$) 각각의 80, 100, 120%로 설정하였다.

원수 2-MIB 300 ng/L 유입 시 O_3 주입률은 용수생산량에 따라 0.87~2.18 mg/L, H_2O_2 주입률은 0.35~0.87 mg/L로 산정되었다. 원수의 2-MIB 농도가 동일한 조건에서 시설 이용률이

증가할수록 O_3 접촉시간이 짧아져, O_3 의 주입률은 높아진다. 장래분 도입 시 O_3 발생기는 1대가 증설될 예정이나, O_3 접촉조는 장래분을 포함하여 건설이 완료된 시설물로 증설은 실시하지 않을 예정이다. 이에 따라, 장래분 도입으로 용수생산량이 증가할 경우, O_3 접촉시간이 더욱 단축됨에 따라 O_3 주입률은 더 높아질 것으로 예상된다. 따라서 O_3 발생기 신규 도입 시, 고농도 2-MIB 발생시에도 정수 목표 2-MIB 농도를 충족할 수 있도록 용수생산량은 물론 O_3 주입률을 고려하여 O_3 발생기의 용량을 결정하여야 한다.

용수생산량 및 원수 2-MIB 농도별 Post Peroxone 운영 원단위를 Fig. 16에 나타내었다. 전력 및 약품 단가는 2020년 단가를 적용하였다(전력 103.32원/kW, O_2 192.2원/kg, H_2O_2 594원/kg). 원수 2-MIB 300 ng/L 유입 시 운영비 원단위(전력비 + O_2 구매비 + H_2O_2 구매비)는 용수생산량에 따라 3.4~8.4원/ m^3 으로 산정되었다. 용수생산량 증가 시 O_3 접촉시간이 감소함에 따라 O_3 및 H_2O_2 의 주입률이 상승하여 운영 원단위가 증가함을 확인할 수 있었다.

3.5.2. I정수장 UV/ H_2O_2

2-MIB 처리를 위한 UV/ H_2O_2 운영 최적화를 위해서는 UV/ H_2O_2 설비의 경제적인 운영과 적정 H_2O_2 주입이 필요하다. UV/ H_2O_2 성능을 분석하여 경제적인 운영 기준을 결정하였으며, H_2O_2 주입률 산정식(2)을 통하여 원수 2-MIB 농도에 따른 적정 H_2O_2 주입률을 도출하였다.

UV/ H_2O_2 설비의 성능 분석을 위한 운영 조건 및 결과는 Table 5와 같다. 용수생산량은 현재 시설용량인 150,000 $\text{m}^3/\text{일}$

Fig. 14. Operating cost of each O₃ generators.

Fig. 15. O₃ & H₂O₂ injection by raw water 2-MIB concentration and water product of G WTP.

Fig. 16. Unit price by raw water 2-MIB concentration and water product of G WTP.

일, 원수 2-MIB 농도는 50 ng/L, UV/H₂O₂ 처리를 통한 목표 2-MIB 농도는 15 ng/L를 적용하였다.

UV/H₂O₂ 설비의 최적 운영 조건은 설비 출력별 전력 소비량, 전력비, H₂O₂ 사용량, H₂O₂ 구매비를 종합하여 결정할 수 있다. 설비 출력이 높으면 전력 소비량이 증가하지만 H₂O₂ 사용량은 감소한다. 1정수장 UV/H₂O₂ 설비의 출력별 전력 및 H₂O₂ 원단위 비교 분석 결과, 100%의 출력이 최적 운영 조건임을 확인할 수 있었다(Fig. 17).

H₂O₂ 주입률 산정식(2)를 활용하여, 원수 2-MIB 농도와 시

설 이용률별 최적 H₂O₂ 주입률을 도출하였다(Fig. 18). 정수의 목표 2-MIB 농도는 K-water 자체 기준인 10 ng/L의 80% 수준인 8 ng/L로 설정하였으며, UV 강도는 100% 출력시의 평균인 25 mW/cm², GAC F/A를 통한 2-MIB 제거율은 前공정의 34%(2017년 평균 제거율 적용)를 적용하였다. 시설 이용률은 현재 시설용량(150,000 m³/일)과 2단계 도입 완료시의 시설용량(250,000 m³/일) 각각의 80, 100, 120%로 설정하였다. 2단계 도입설비의 대상 유량은 100,000 m³/일로 1단계의 80%이나, UV/H₂O₂ 설비의 2-MIB 제거율 기준이 85%로 상향(기준

Table 5. UV/H₂O₂ facility operating conditions and results for performance test.

UV facility output (%)	30	50	70	100
UV intensity (mW/cm ²)	7.5	12.5	17.5	25.0
UV dose (mJ/cm ²)	122	203	284	406
Electric power consumption (kWh)	73	111	149	207
Electric power unit cost (KRW/kWh)	103.32			
H ₂ O ₂ consumption (kg/day)	11,887	7,132	5,094	3,566
H ₂ O ₂ unit cost (KRW/kg)	660

Fig. 17. Operating cost of UV/H₂O₂ facility.

70%)됨에 따라 2단계 도입 설비의 UV 출력은 1단계와 유사할 것으로 예상된다. 따라서 H₂O₂ 주입률 도출 시 현재 시설용량 조건에서는 UV 반응조 2개(UV lamp 총출력 192 kW, 접촉용량 28.2 m³), 2단계 도입 완료 시 시설용량 조건에서는 UV 반응조 4개(UV lamp 총출력 384 kW, 접촉용량 56.4 m³)를 적용하였다.

원수 2-MIB 300 ng/L 유입 시 H₂O₂ 주입률은 14~26 mg/L로 산정되었다. 원수의 2-MIB 농도가 동일한 조건에서 시설 이용률이 증가할수록 UV 접촉시간이 짧아져, UV 조사량이 감소함에 따라 H₂O₂의 주입률은 높아진다. 장래분 도입 시 용수생

Fig. 18. H₂O₂ injection by raw water 2-MIB concentration and water product of I WTP. **Fig. 19.** Unit price by raw water 2-MIB concentration and water product of I WTP.

Fig. 20. H₂O₂ injection and Unit price by number of UV reactors operating.

Fig. 21. Unit price by water distribution of G WTP & I WTP.

산량 증가분(80%)보다 설비 증가분(100%)이 더 커, UV 조사량이 현재 대비 약 20% 증가하여 H₂O₂ 주입률은 감소할 수 있을 것으로 예상된다.

용수생산량 및 원수 2-MIB 농도별 UV/H₂O₂ 운영 원단위를 Fig. 19에 나타내었다. 원수 2-MIB 300 ng/L 유입 시 운영비 원단위(전력비 + H₂O₂ 구매비)는 용수생산량에 따라 25~48 원/m³로 산정되었다. 용수생산량 증가로 UV 접촉시간이 짧아져, H₂O₂의 주입률이 상승하여 운영 원단위가 증가하는 것으로 판단된다. 다만, 장래분 도입 시 UV 조사량이 증가함에 따라 H₂O₂ 주입률은 감소하여 원단위 절감을 기대할 수 있다.

또한, I정수장 2단계 고도정수처리 설비 도입이 완료된 후에도 용수생산량이 현재 수준(150,000 m³/일)을 유지할 경우, UV 설비는 100% (UV reactor 4기 운영) 가동하여 UV 조사량을 증가시킴으로써 H₂O₂ 주입률을 감소시켜 운영하는 것이 더 경제적인 것으로 예상된다(Fig. 20).

3.6. G정수장·I정수장 연계운동을 통한 용수생산량 배분 방안 검토

UV/H₂O₂의 운영비 원단위는 Post Peroxone의 4~22배에 이른다. G정수장과 I정수장 송수관로에는 연계운동을 위한 배관이 설치되어 있어 있으며, 각 정수장 송수펌프의 양정 고려 시(G정수장 110m×4대, 80m×4대, I정수장 49m×3대, 53m×6

대, 115m×2대) 각 정수장별 용수생산량의 배분이 가능하다. 이에 따라, 고농도 2-MIB 발생 시 G정수장의 용수생산량을 증가시켜 I정수장의 공급지역으로 공급하는 방안을 검토할 필요가 있다.

Fig. 21에 정수장별 용수생산량 배분량에 따른 원단위 분석 결과를 나타내었다. 2개 정수장 모두 장래분 도입이 완료되었을 때의 시설용량을 기준으로 하였다. 2개 정수장의 합산 용수생산량은 400,000~600,000 m³/일, 각 정수장별 이용률은 G정수장 120% 이하, I정수장 40% 이상을 적용하였으며, 원수 2-MIB 200 ng/L, 정수 목표 2-MIB 8 ng/L으로 설정하였다. 동절기 고농도 2-MIB가 발생할 경우, 원수의 탁도는 5 NTU 내외 수준으로 G정수장의 이용률을 증가시켜도 표준 처리 공정 중 혼화-응집-침전 운영에는 문제가 없을 것으로 판단된다. 또한 동절기 저수온, 고품으로 인해 CT 요구값이 상승하여 불활성화비가 감소할 수 있지만 G정수장은 오존 소독을 병행하기 때문에 안정적인 소독능 확보도 가능할 것으로 예상된다. 다만, 여과공정의 경우 여과속도의 증가로 여과지속시간이 단축되어 역세척 주기는 빨라질 수 있다.

용수생산량이 동일할 때, G정수장의 용수생산비율을 높여서 대응할 경우 G정수장의 원단위 상승비용보다 I정수장의 원단위 감소비용이 더 크기 때문에 합산 원단위가 감소함을 확인할 수 있었다.

I정수장의 용수생산량을 감소시킬 경우, UV 접촉시간이 길어져 UV 조사량이 증가하기 때문에 H_2O_2 주입률이 감소하기 때문이다. 따라서 장래 고농도의 2-MIB가 유입될 경우 G정수장의 시설 부하를 고려하여 용수생산량을 증대시키고 연계운영을 통해 I정수장 급수지역으로 용수를 공급하는 것이 경제적으로 더 유리할 것으로 예측된다. 그러나 G정수장의 이용률을 높여서 운영하는 방식은 G정수장 공정 운영 및 설비에 부하를 유발할 수 있으므로, 장기적으로는 UV 설비의 출력을 증대시키거나, H_2O_2 의 사용량이 상대적으로 적은 중압램프로의 전환, Pre Peroxone 추가 도입 등을 검토할 필요가 있다.

4. 결론

한강수계의 동일한 취수장에서 원수를 취수하는 경기도 고양시 소재 G정수장(Post Peroxone+GAC) 및 I정수장(UV/ H_2O_2 +GAC F/A)의 고농도 2-MIB 대응 결과를 통하여 각 정수장의 산화공정별 2-MIB 제거 특성을 비교 분석하고 최적 운영 방안을 도출한 본 연구의 결론은 다음과 같다.

1) 정수장별 2-MIB 제거율은 G정수장(Post Peroxone+GAC) 70~100%, I정수장(UV/ H_2O_2 +GAC F/A) 50~96%로, 먹는물 감시항목 기준(20 ng/L 이하)을 상시 만족할 수 있었다. 2017년 2-MIB 유입 초기에 고도처리 공정 운영 결정을 위해 분석한 공정별 2-MIB 제거율(前공정 대비)은 G정수장 Post Peroxone 45~100%, GAC 14~58%, I정수장 UV/ H_2O_2 67~85%, GAC F/A 20~50%로 나타났다. 2-MIB 제거율은 AOP 운영 조건에 영향을 받음을 확인할 수 있었다.

2) 2-MIB 제거에 영향을 미치는 운영 조건은 G정수장의 Post Peroxone은 $[O_3 \text{ 주입률} \times \text{접촉시간}]$ 과 H_2O_2/O_3 이었으며, I정수장의 UV/ H_2O_2 는 $[UV \text{ 조사량} \times H_2O_2 \text{ 주입률}]$ 로 확인되었다. 각 정수장의 운영 조건과 2-MIB 제거율을 통해 원수 2-MIB 농도 및 용수생산량에 따른 적정 약품 주입률 산정식을 도출할 수 있었다.

3) 2-MIB 대응에 따른 각 정수장의 운영비(전력비+약품비) 원단위를 비교한 결과, I정수장이 G정수장보다 6.6~24.3 원/ m^3 더 높았다. 이는 UV/ H_2O_2 의 과산화수소 주입률이 Post Peroxone 대비 11~43배로 높았기 때문인 것으로 사료된다.

4) 각 정수장 산화 설비의 성능평가 결과 및 약품 주입률 산정식을 통해 최적 운영 조건을 도출할 수 있었다. G정수장 O_3 발생기의 경제적 운영을 위한 오존 발생농도는 9%였으며, O_3 주입률은 원수 2-MIB 농도와 용수생산량에 따라 0.11~2.18 mg/L, H_2O_2 주입률은 O_3 의 40%로 도출되었다. I정수장 UV/ H_2O_2 설비의 경제적 운영을 위한 UV 출력은 100%였으며, H_2O_2 주입률은 원수 2-MIB 농도와 용수생산량에 따라 3~26 mg/L로 도출되었다. I정수장 2단계 설비 도입 완료 시, 용수생산량이 현재 수준(150,000 m^3 /일)일 경우에도 UV 설비는 100%(UV reactor 4기 가동) 수준으로 운영하면 전력비는 상승하나 UV 조사량 증가에 따라 H_2O_2 주입률이 감소하므로

더 경제적인 운영이 가능한 것으로 판단된다.

5) G정수장과 I정수장 송수관로에는 연계운영을 위한 배관이 설치되어 있어 각 정수장별 용수생산량의 배분이 가능하다. 용수생산량이 동일할 때, G정수장의 용수생산비용을 높여서 대응할 경우 G정수장의 원단위 상승비용보다 I정수장의 원단위 감소비용이 더 크기 때문에 합산 원단위가 감소함을 확인할 수 있었다. 다만 이 경우, G정수장 공정 운영 및 설비에 부하를 유발할 수 있으므로, 장기적으로는 UV 설비의 출력을 증대시키거나, H_2O_2 의 사용량이 상대적으로 적은 중압램프로의 전환, Pre Peroxone 추가 도입 등을 검토할 필요가 있다.

References

1. D. H. Rhew, K. A. You, M. S. Byeon, S. J. Youn, S. J. Hwang, Growth characteristics of blue-green algae (*Anabaena spiroides*) causing tastes and odors in the North-Han River, Korea, Korean J. Ecol. Environ., 46, 135-144(2013).
2. National Institute of Environmental Research, Physiological and Ecological Characteristics of Algae in the Lake Paldang(I), National Institute of Environmental Research, 62(2014).
3. H. G. Peterson, S. E. Hrudey, I. A. Cantin, T. R. Perley, S. L. Kenefick, Physiological toxicity, cell membrane damage and the release of dissolved organic carbon and geosmin by *Aphanizomenon flos-aquae* after exposure to water treatment chemicals, Water Res., 29(6), 1515-1523(1995).
4. N. Sugiura, O. Nishimura, Y. Inamor, T. Ouchiya, R. Sudo, Grazing characteristics of musty-odor-compoundproducing *Phormidium tenue* by a microflagellate, *Monas guttula*, Water Res., 31(11), 2792-2796(1997).
5. G. Izaguirre, W. D. Taylor, A *pseudanabaena* species from Castaic Lake, California, that produces 2-methylisoborneol, Water Res., 32(5), 1673-1677(1998).
6. N. Sugiura, K. Nakano, Causative microorganisms for musty odor occurrence in the eutrophic Lake Kasumigaura, Hydrobiologia, 434, 145-150(2000).
7. I. M. K. Saadoun, K. K. Schrader, W. T. Blevins, Environmental and nutritional factors affecting geosmin synthesis by *Anabaena* sp., Water Res., 35(5), 1209-1218(2001).
8. P. V. Zimba, C. C. Grimm, C. P. Dionigi, C. R. Weirich, Phytoplankton community structure, biomass, and off-flavor: pond size relationships in Louisiana catfish ponds, J. World Aquacult. Soc., 32(1), 96-104(2001).
9. H. W. Paerl, D. F. Millie, Physiological ecology of toxic aquatic cyanobacteria, Phycologia, 35(6), 160-167(1996).
10. S. Nakayama, K. Esaki, K. Namba, Y. Taniguchi, N. Tabata, Improved ozonation in aqueous systems, Ozone Sci. Eng., 1(2), 119-131(1979).
11. D. W. Ferguson, M. J. McGuire, B. Kochi, R. L. Wolfe, E. M. Aieta, Comparing peroxone and ozone for controlling taste and odor compounds, disinfection by products, and microorganisms, J. AWWA, 82(4), 181-191(1990).

12. H. J. Lee, H. J. Son, J. S. Roh, S. W. Lee, K. W. Ji, P. J. Yoo, L. S. Kang, Oxidation of geosmin and 2-MIB in water using O_3/H_2O_2 : kinetics evaluation, J. Korean Soc. Environ. Eng., 29(7), 826-832(2007).
13. J. H. Suh, M. Nohseni, A study on the relationship between biodegradability enhancement and oxidation of 1,4-dioxane using ozone and hydrogen peroxide, Water Res., 38(10), 2596-2604(2004).
14. C. Baus, M. Sona, H. J. Brauch, Ozonation and combined ozone/ H_2O_2 , UV/Ozone and UV/ H_2O_2 for treatment of fuel oxygenates MTBE, ETBE, TAME and DIPE from water, in Proceedings of 4th IWA Oxidation Technology Conference for Water and Wastewater Treatment, Goslar, Germany(2006).
15. M. Kwon, S. Kim, Y. Ahn, Y. Jung, W. H. Joe, K. Lee, J. Kang, Removal of residual ozone in drinking water treatment using hydroxide and sodium thiosulfate, J. Korean Soc. Water Wastewater, 29(4), 481-491(2015).
16. J.-I. Park, Y. Lee, K.-A. Jang, T.-H. Kim, C. Park, J.-H. Yoo, A study in the optimization about Peroxone (O_3/H_2O_2 -AOP)-quenching process in G water treatment plant for 2-MIB treatment and residual ozone removal, J. Korean Soc. Environ. Eng., 41(12), 703-715(2019).
17. USEPA, Long Term 2 Enhanced Surface Water Treatment Rule, USEPA(2006).
18. USEPA, Ultraviolet Disinfection Guidance Manual(UVDGM) for Final Long Term 2 Enhanced Surface Water Treatment Rule, USEPA(2006).
19. C. Lee, J. Yoon, U. V. Gunten, Oxidation degradation of N-nitrosodimethylamine by conventional ozonation and the advanced oxidation process ozone/hydrogen peroxide, Water Res., 41(3), 581-590(2007).
20. W.-Y. Song, S.-W. Chang, Effective treatment of N-nitrosodimethylamine using advanced oxidation process (UV process) and toxicity evaluation, J. Korean Soc. Water Qual., 25(1) 90-95(2009).
21. S.-H. Kim, L. J. Yoo, NDMA; new challenge, J. Korean Soc. Environ. Eng., 24(4), 743-746(2002).
22. J. Sohn, S. Park, E. Jung, Removal of taste and odor causing compounds in drinking water using pulse UV system, J. Korean Soc. Water Wastewater, 26(2), 219-228 (2012).
23. Y.-S. Ahn, D.-J. Yang, S.-H. Chae, J.-L. Lim, K.-H. Lee, Characteristics of disinfection and removal of 2-MIB using pulse UV lamp, J. Korean Soc. Water Wastewater, 23(1), 69-75(2009).
24. C. Park, S. Seo, I. Cho, Y. Jun, H. Ha, T.-M. Hwang, Degradation of residual pharmaceuticals in water by UV/ H_2O_2 advanced oxidation process, J. Korean Soc. Water Wastewater, 33(6), 469-480(2019).
25. K. Jang, C. Park, Y. Yi, J. Park, A comparative study on actual performances of the water treatment plant with O_3 -AOP+GAC process and the other plant with UV-AOP+F/A process, KSWST Jour. Wat. Treat., 26(5), 129-141(2018).
26. L. Ho, J. P. Croue, G. Newcombe, The effect of water quality and NOM character on the ozonation of MIB and geosmin, Water Sci. Technol., 49(9), 249-255(2004).
27. S. Shin, J. Jung, A study on removal of geosmin and 2-MIB casing compounds by Peroxone/GAC process according to water temperature and NaOH concentration, KSWST Jour. Wat. Treat., 24(5), 153-163(2016).
28. J.-I. Park, Y. Lee, K.-H. Kim, T.-H. Lee, C.-J. Park, J.-H. Yoo, A prediction on the improvement of disinfection efficiency and optimal operation of residual chlorine on water distribution line by application of UV process in I WTP, J. Korean Soc. Environ. Eng., 41(11), 597-610(2019).
29. Y. Kim, Removal characteristics of geosmin by advanced water treatment process around the Han river water supply system, University of Seoul, 55-56(2014).
30. H. J. Son, S. J. Yoo, J. S. Roh, P. J. Yoo, Biological activated carbos (BAC) process in water treatment, J. Korean Soc. Environ. Eng., 31(4), 308-323(2009).
31. S. M. Korotta-Gamage, A. Sathasivan, A review: potential and challenges of biologically activated carbon to remove natural organic matter in drinking water purification process, Chemosphere, 167, 120-138(2017).
32. D.-M. Son, H.-J. Son, H.-J. Lee, L.-S. Kang, Removal of geosmin and 2-MIB using biological activated carbon process, J. Korean Soc. Water Wastewater, 23(2), 189-198 (2009).
33. H. J. Son, H. S. Yoon, J. H. Bin, Peroxone(O_3/H_2O_2) process in drinking water treatment, J. Korean Soc. Environ. Eng., 32(3), 296-308(2010).

Authors

Jong-Il Park

Korea Water Resources Corporation, Manager, ORCID[®] 0000-0002-8549-9263

Young Lee

Korea Water Resources Corporation, Senior Manager

Kyoung-A Jang

Korea Water Resources Corporation, Senior Manager

Keon-Hoi Kim

Korea Water Resources Corporation, Manager

Tae-Hoon Lee

Korea Water Resources Corporation, Staff

Sun-Wook Kim

Korea Water Resources Corporation, Senior Manager