Journal of the Korean Society of Water and Wastewater
Vol. 21, No. 4, pp. 493-501, 2007

상하수도학회지, 논문
21권 4호, pp. 493-501, 2007

정수처리를 위한 정밀여과막 모형플랜트의 장기운전 특성

Long Term Operation of Microfiltration Membrane Pilot Plant for Drinking Water Treatment

김충환 · 이병구 · 임재림* · 김성수 · 이경혁 · 채선하

Chung H. Kim · Byung G. Lee · Jae L. Lim* · Seong S. Kim · Kyeong H. Lee · Seon H. Chae

한국수자원공사 수자원연구원 상하수도연구소

(2007년 7월 26일 논문 접수; 2007년 8월 10일 최종 수정논문 채택)

Abstract

The membrane pilot plant has being operated in the Hyeondo pumping station to find the optimal operation technique of Gong-Ju membrane water treatment plant (WTP) which is constructing in 30,000m^3/d scale. The pilot plant was consisted of two trains which can treat 250m^3/d per train. First train was operated for one year under the condition of flux 1$m^3/m^2 \cdot d$ while the effects of flux variation and addition of powdered activated carbon(PAC) were evaluated in second train. The turbidity of membrane product water of first train which is operated on Flux 1$m^3/m^2 \cdot d$ was always below 0.05 NTU regardless of raw water turbidity. And also, the trance-membrane pressure(TMP) was maintained at 0.3~0.5kgf/cm^2 for about 9 months and increased rapidly to 1.8kgf/cm^2 which is maximum operating TMP. However, TMP was rapidly increased to 1.8kgf/cm^2 within 2 months as flux was increased from 1 to 2$m^3/m^2 \cdot d$, especially, within 10 days under high turbidity(30~50NTU). This reault means that if Gongju membrane WTP is operated in flux 1$m^3/m^2 \cdot d$, chemical cleaning period can be maintained over 6 months. Only 10% of dissolved organic carbon (DOC) was removed in membrane process while the removal efficiencies of manganese and iron were 60% and 77% respectively. However, because only solid manganese and iron were removed in membrane process, an additional process for treating soluble manganese is required if souble manganese is high in raw water. 70% of 70ng/L 2-MIB which is causing taste & odor was removed in powdered activated carbon (PAC) tank with 50mg/L PAC which is design concentration of Gongju WTP. In addition, TMP was reduced with addition of 50mg/L PAC regardless of flux. Because TMP was not influenced even if 100mg/L PAC was added, the high taste and odor problem can be controled by additional injection of PAC.

Key words: Microfiltration membrane, Water treatment, Turbidity removal
주제어: 정밀여과막, 정수처리, 탁도제거

*Corresponding author Tel: +82-42-870-7523, FAX: +82-42-870-7549, E-mail: jllim@kwater.or.kr (Lim, J.L.)

1. 서 론

최근 상수원수의 수질악화 및 먹는물 수질기준의 강화 추세에 따라 기존의 정수처리 공정으로는 양질의 수돗물 공급이 어려워 새로운 정수처리 공정의 도입이 필요한 정수장이 증가 추세에 있다. 효율적인 수도경영을 위하여 경제적인 운영이 가능한 정수기술의 개발이 요구되고 있는 실정이다. 그중 최근 부각되고 있는 막(Membrane)여과 공정은 중소규모시설에 넓은 탁도 범위에 도입이 가능한 기술로 기존 모래여과공정과 비교하여 응집제 주입량 절감, 자동운전에 의한 유지관리의 편리성, 용지절감 등의 장점을 고려하여 최근에 도입실적이 증가하고 있으며, 추후 30년 내에 전 세계의 많은 정수장들이 막분리 공정을 도입할 것으로 예상되고 있다(상하수도협회, 2005).

미국, 일본을 비롯한 선진국에서는 일찍부터 막분리 기술을 차세대 고도정수처리기술로 인식하고 활발한 연구를 수행하였으며 이를 바탕으로 자국의 상황에 가장 적합한 기술들을 개발하고 확보하였다(김한승 등, 2006; 김충환, 2006). 일본의 경우 1991년부터 정부의 주도하에 산업체 및 연구기관이 협력하여 "MAC21", "ACT21", "e-Water" 등의 막여과기술개발 프로젝트가 체계적으로 추진되어 2005년 현재 442개소, 36만 m^3/일의 시설이 도입되었다(水道技術研究センタ, 2005).

최근 정수용 막분리관련기술은 기존의 미생물이나 탁도제거를 위한 막여과 단독공정보다는 유기물질까지도 안정적으로 제거할 수 있는 막여과 혼성시스템(Integrated Membrane System, IMS)에 관한 기술개발이 중점적으로 이루어지고 있다(Howe 등, 2002; Schippers 등, 2004; Pressdee 등, 2006; 水道技術研究センタ, 2005). 국내의 경우 현재까지 몇몇 소규모 정수처리장에만 막여과공정이 도입되어 운영되고 있는 실정이다. 그러나 중대규모 막여과 시설 도입을 위하여 수처리선진화 사업단(환경부)에서 2004년 12월부터 2011년 5월까지 "중대형 막분리 고도정수 처리공정 및 시스템 개발" 과제를 수행하고 있으며, 국내에서의 시범적용이 계획되고 있어 이를 계기로 국내에서도 중·대형 막분리 정수처리 시설도입이 확대될 것으로 기대된다.

아울러 한국수자원공사에서도 2002년 김천시 지례정수장에 300m^3/일 규모의 막여과 시설을 설치하여 현재까지 평가를 하고 있으며, 2004년 시흥정수장에 3,600m^3/일 용량의 막여과 시범시설을 설치하여 평가를 하고 있다. 이를 기반으로 당초 일반 정수처리 공정으로 실시설계가 완료된 공주정수장의 처리공정을 최종적으로 막여과 공정으로 변경하여 현재 설계가 완료된 상태이다.

따라서 본 연구에서는 공주정수장에 도입 예정인 30,000m^3/일 규모의 중·대규모 막여과시설의 최적 운영기술개발을 위해 대청댐 방류수를 원수로 한 처리용량 500m^3/일(250m^3/일/1계열 × 2)의 정밀여과막 모형트플랜트를 장기간 운전하여 얻은 자료를 토대로 운전성능 및 처리수질 등을 분석하였다. 본 연구에 이용된 모형플랜트는 공주정수장에 도입될 막여과 시설 선정을 위하여 2005년 3월부터 8월까지 6개월간의 운전을 통하여 종합적인 검증평가를 실시한 3개사 시설 중에 최종 선정된 막여과 장치이다. 평가가 끝난 이후 2007년 7월 현재까지 향후 공주정수장의 운영 및 유지관리를 위한 인자들을 평가하기 위하여 운전되고 있으며, 본 논문에서는 2005년 12월에 화학세정을 실시한 후 2006년 12월까지 약 1년간 운영한 결과를 제시하고자 한다.

2. 실험방법 및 장치

2.1. 모형플랜트 설치

본 연구에 사용된 막여과 모형플랜트는 댐방류수를 원수로 하는 현도취수장 부지 내에 설치되었다. 막여과장치의 처리용량은 최대 500m^3/일로서 2계열로 구성되었다. 각 계열 당 2개의 모듈이 장착되어 있으며, 막모듈은 막면적이 72m^2이고, 공경 0.05㎛의 외압식의 케이싱수납형 PVDF 정밀여과막(일본 Toray사)을 사용하였다. 모형플랜트는 전처리, 막여과장치 및 제어/감시시스템으로 구성되며, 계열별 단독운전이 가능하도록 펌프, 배관 등이 설치되어 있다. 전처리설비는 처리수량 및 처리수질에 대하여 막의 성능 효율을 높이는 동시에 정수설비를 안정하게 운전하며, 원수 중에 협잡물이나 이물질에 의한 막의 손상이나 막모듈 유입구의 폐쇄, 내압식 중공사막의 경우 중공사내의 유료폐쇄 등에 의한 고장 방지를 목

상하수도학회지, 논문
21권 4호, pp. 493-501, 2007

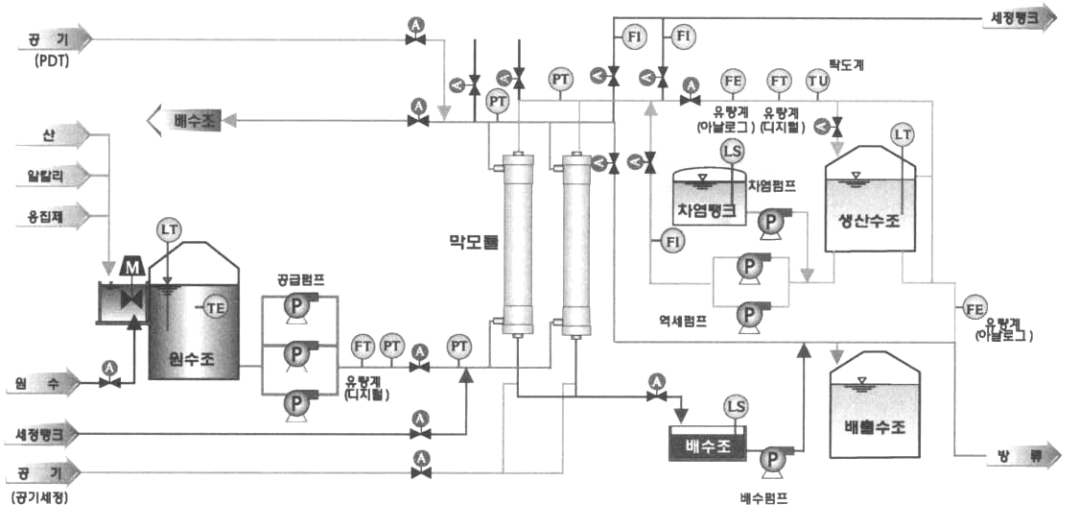
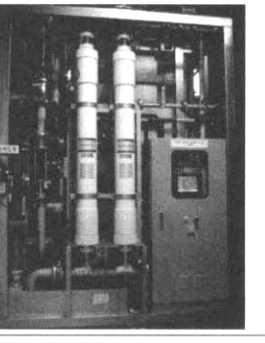


Fig. 1. 막여과장치의 구성도.

Table 1. 막모듈 사양 및 장치

막종류	MF	막여과 장치
Fiber형태/치수 (mm)	중공사/외경1.5 내경0.9	
모듈형상/치수 (mm)	케이싱형/외경216 2,160 L	
Pore size	0.05㎛	
유효막여과 면적	72㎡	
허용압력(kgf/cm2)	최대 3	
허용 pH	1~10	
막재질	PVDF	
세정방법	물(생산수)+공기	

적으로 스테인레스 스틸 재질의 자동스트레이너를 설치하였다. 막여과장치는 가대(SKID)형식으로 구성되며, 가대는 1,800mmW × 2,400mmL × 3,358mmH 크기로 스테인레스 스틸(SUS304 이상)의 재질로 제작되었다. 가대 내에는 펌프류, 원수조, 생산수조, 막모듈, 염소주입설비가 포함된다. 부대설비로는 공기주입설비, 화학세정설비, 탱크류 등이 부지 내에 설치되어 있다.

원격제어/감시는 현장에서 감시 및 제어할 수 있는 제어반과 현장컴퓨터에서 가능한 시스템으로 구성되었으며, 현장제어는 터치스크린을 통하여 제어 및 감시를 할 수 있도록 하였다. 운전데이터는 가동시간에 관계없이 1일 1분과 10분 간격으로 또는 공급펌프 가동시간을 기준으로 하여 10분 간격으로 자동 저장되도록 하였으며, 주요 감시 항목은(압력, 탁도, 수위) 설정 값을 지정하여 설정값에 도달할 경우 경보가 울리고 경보내역이 표시되도록 하였다. 막여과 장치의 구성도는 **Fig. 1**과 같으며, 막모듈의 특성은 **Table 1**과 같다.

원수로부터 맛 · 냄새 물질을 제거하기 위한 분말활성탄(PAC; Powder Activated Carbon) 처리 공정과 막여과 공정과의 효율적인 연계를 위하여 막여과 장치 전단에 분말활성탄 접촉조를 설치하였다. 분말활성탄 접촉조는 투명아크릴 재질의 장방형 구조로 규격은 W 150cm × L 220cm, H 100cm로 접촉효율을 향상시키기 위하여 20cm 간격으로 Baffle을 설치하였

Table 2. 막모듈 세부 운전조건

1계열 기준: 막면적 144m²(72m² × 2모듈)

Flux \ 운전구성	여과공정	세정공정		배수	급수	주기
		역세정(생산수)				
1(m³/m² · 일)	30분	30초		30초	25초	31분 25초
		역세정유량(L/분)	150			
		공기세정유량(L/분)	400			
		염소주입농도(mg/L)	10			
1.5(m³/m² · 일)	25분	45초		30초	25초	26분 40초
		역세정유량(L/분)	225			
		공기세정유량(L/분)	400			
		염소주입농도(mg/L)	10			

다. 유입유량은 8.3~8.4m³/hr(최대 10m³/hr)의 유량 범위에서 유량측정이 정확하고, 조절이 용이한 유량계를 선정하였으며 유입전단에 밸브를 설치, 조작하여 유량 조절이 가능하도록 하였으며, 교반기와 임펠러를 이용하여 적정한 혼화 후 균등한 조내 유입이 가능하도록 유입부 혼화장치 및 정류판을 설치하였다.

2.2. 모형플랜트 운전 및 분석

취수된 원수는 0.5mm의 스트레이너를 통과하여 협잡물을 제거한 후 막모듈로 공급되도록 하였다. 1계열은 Flux 1m³/m² · 일(72m³/일/1모듈 × 2모듈)로 운전하였고, 2계열은 분말활성탄 주입, Flux 조정(1~1.5m³/m² · 일)등과 같은 운전조건을 변화시켜 운전하였다.

운전방법은 유량조절밸브에 의한 가압식의 정유량 운전(막 여과수량을 항상 일정히 유지하도록 막차압(막의 1차측과 2차측 압력)을 자동 제어하는 방식)을 하였으며, 전량여과방식으로 경우에 따라서 Cross-flow여과도 가능토록 하였다. 이때 막간차압은 막의 1차측과 2차측의 압력차를 이용하여 계산하였으며, 막여과 유속이 막 차압 및 수온에 의해 영향을 받으므로 표준온도(25°C) 조건하로 환산한 보정차압은 막간차압에 보정계수를 곱하여 계산하였다.

막모듈은 공경 0.05㎛의 케이싱수납형 중공사형(Hollow-fiber) 정밀여과막을 사용하였다. 막여과장치는 자동운전으로 운전데이터가 자동으로 제어실 컴퓨터로 저장되도록 하였으며, 수동운전도 가능하도록 되어 있다. 자동운전을 할 경우 정유량 조절밸브에 의해 설정유량 (6.0m³/일)이 유지되며, 탱크 수위, 에어, 펌프 및 밸브류 등 설정값보다 낮거나 높으면 알람이 울리고 장치는 정지되도록 운전하였다. 운전순서는 여과, 역세, 배수, 급수의 순으로 운전여과 30분이 경과되면 여과수 및 공기에 의한 역세정이 30초간 실시되며, 역세시에는 일정농도의 염소(10mg/L)를 같이 주입하여 세정효율을 높였다. 여과/역세가 45회 반복되면 막파단 유무 확인을 위한 PDT(Pressure Decay Test)를 실시하였다. 막모듈의 세부운전 조건은 **Table 2**와 같다.

막여과 생산수의 탁도 및 입자수 변화에 의한 막파손 여부를 감지하기 위한 방법으로 온라인 저탁도 측정계를 장착하여 연속측정 하였다. 수질분석은 원수 및 막여과 생산수에 대해 탁도(HACH 2100AN), 철과 망간(HACH DR-2000), DOC(Phoenix 8000, Dohrmann), 및 UV_{254}(Varian CARY 300)를 측정하였으며, 역세정수에 대해서는 pH, 탁도, SS를 측정하였다. 수온, 압력, 유량, 탁도 등은 현장시설에서 자동 측정되어 컴퓨터에 저장되도록 하였다.

분말활성탄 주입효과 분석을 위하여 국산 석탄계 분말활성탄을 이용하였다. 농도별로 분말활성탄을 주입하여 약 20분간 접촉시킨 후 유출수를 채수 분석하여 분말활성탄 주입에 의한 맛 · 냄새 물질 감소특성을 평가하였다. 원수와 처리수에 존재하는 맛 · 냄새 물질의 분석을 위해 사용된 분석방법으로는 CLSA (closed-loop stripping analysis, Brechbühler AG) 농축장치와 GC/MS를 이용하였으며, 비교 평가를 위하여 SPME(solid phase micro-extraction)를 이용한 맛 · 냄새 물질의 분석을 같이 수행하였다.

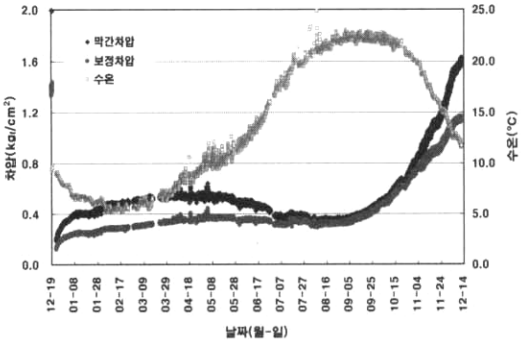


Fig. 2. 원수 수온과 차압변화(1계열, Flux 1 m3/m2 · 일).

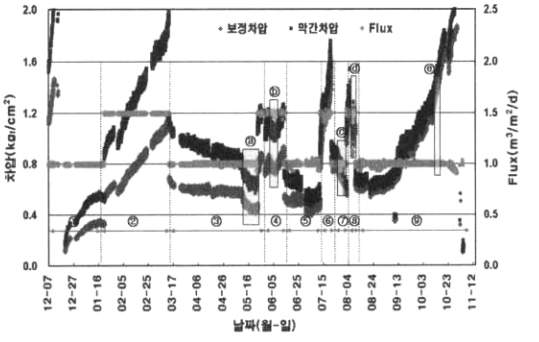


Fig. 3. 차압, Flux, 처리수 탁도변화(2계열, Flux 1~1.5 m^3/m^2 · 일).

① 2006.12.16~01.19
② 2006.01.20~03.13
③ 2006.03.14~05.24
④ 2006.05.24~06.13
⑤ 2006.06.14 ~ 07.12
⑥ 2006.07.12~07.21
⑦ 2006.07.21~08.02
⑧ 2006.08.02~08.09
⑨ 2006.08.09~10.31

ⓐ 2006.05.10~05.19
ⓑ 2006.05.31~06.08
ⓒ 2006.07.26~07.31
ⓓ 2006.08.03~08.07
ⓔ 2006.10.11 ~ 10.16

(①~⑨ Flux 변경기간; ⓐ~ⓔ 분말활성탄 주입기간)

3. 실험결과 및 고찰

3.1. Flux 및 차압 변화

1계열 막여과장치의 경우는 2005년 3~12월까지 약 10개월간 운전 후 약품세정을 실시한 후 Flux를 1 m^3/m^2 · d로 고정시키고 전처리 없이 운전하였다. **Fig. 2**에서 볼 수 있듯이 2005년 12월 13일부터 운전을 재 시작하였으며 막차압은 초기 0.2kgf/cm^2에서 원수 수온의 변화에 따라 약간의 변화를 보였지만, 대체로 0.3~0.5kgf/cm^2 부근에서 안정적인 경향을 보였다. 그러나 9월말경부터 급격히 상승하기 시작하여 2006년 12월 16일 한계차압인 1.8kgf/cm^2까지 도달하여 약 1년간 가동되었다. 즉, 대청댐수를 원수로 하는 경우 여름철 탁도가 50NTU까지 상승했음에도 불구하고 전처리 없이 막여과 공정이 안정적으로 운영되어 화학세정이 필요한 한계차압인 1.8kgf/cm^2까지는 약 1년간 유지될 수 있을 것으로 판단된다.

2계열의 경우 실제 막시설의 고장과 수리로 인한 가동중지시 생산량 증가에 대비하여 Flux를 1m^3/m^2 · d와 1.5m^3/m^2 · d로 조정하여 운전하였으며, 맛 · 냄새물질 발생시에 대비하여 전처리로 분말활성탄을 주입하여 운전하였다(**Fig. 3**). 1계열과 마찬가지로 2005년 3~12월까지 약 1년간 사용된 막을 2005년 12월 15일 약품세정을 실시하여 회복된 막을 사용하였다.

2005년 12월 19일부터 2006년 1월 20일까지 약 1개월간 초기 Flux 1m^3/m^2 · d로 운전하였다. 막간차압은 약품세정 후 회복된 막의 초기 차압인 0.18kgf/cm^2부터 시작하여 점점 상승하다가 0.54kgf/cm^2에서 안정화되었다. 이 기간 동안의 원수탁도는 1~3NTU였으며, 수온은 12°C에서 6°C로 감소하는 추세였다.

이후 2006년 1월 20일부터 3월 13일까지 저탁도시(1~4NTU) 고Flux에서의 운전평가를 위해 Flux를 1.5m^3/m^2 · d 상승시켜 운전을 실시하였다. 막차압은 Flux를 1.5m^3/m^2 · d로 상승시킴과 동시에 0.83 kgf/cm^2으로 상승하였으며, 52일 만에 한계차압인 1.8kgf/cm^2까지 도달하였다.

압력구동형 MF막의 경우, 막을 통과하는 물의 Flux는 Darcy 공식에 의해 막을 투과하는 Flux를 다음과 같은 형태의 식으로 나타낼 수 있습니다.

$$J = \Delta P / \mu R_m$$

여기서, J = 막의 투과 Flux
ΔP = 막간차압(N/m^2)
μ = 물의 점성계수(N · s/m^2)
R_m = 깨끗한 막의 수리학적 저항(1/m)

상기의 이론적인 식에 의해 투과 Flux가 상승하게 되면, 막간차압도 상승하게 되는 것을 알수있다. 즉,

막간차압은 용질이 막근처, 막표면 및 공극안에 축적되면서 공극을 막거나 막의 공극을 감소시킴에 따라 상승하게 되는데, 투과 Flux를 증가시키게 되면, 막을 통과하는 유량이 증가하게 되어, 이러한 막공극 막힘현상이 더욱 가속되어 막간차압도 증가하게 되는 것이다.

따라서 다시 Flux를 1$m^3/m^2 \cdot d$로 다시 조정 후 운전(2006. 3. 14~5. 24)을 한 결과 차압은 1.1kgf/cm^2로 감소하였으며, 수온이 5~11°C로 상승하면서 차압은 조금씩 감소하여 0.9kgf/cm^2에서 안정화되었다. 이때에 분말활성탄을 주입함에 따라 막차압은 0.2 kgf/cm^2 정도 감소하여 0.7kgf/cm^2까지 차압이 감소하였다. 이후 Flux를 다시 1.5$m^3/m^2 \cdot d$로 상승시켜 운전(2006. 5. 24~6. 13)하였을 때 차압이 다시 1.2kgf/cm^2로 급격히 상승하였다. 이때 Flux를 1$m^3/m^2 \cdot d$로 다시 감소시켜 운전(2006. 6. 14~7. 12)함에 따라 차압은 0.7kgf/cm^2로 감소하여 운전되었으며, 수온이 13~18°C로 상승함에 따라 차압이 감소하여 0.5 kgf/cm^2로 일정하게 유지되었다.

고탁도(30~50NTU)시 고플럭스 운전평가를 위해 탁도가 증가하기 시작한 7월 12일경 Flux를 1.5$m^3/m^2 \cdot d$로 상향조정시켰으며, 이때 차압이 0.5kgf/cm^2에서 0.95kgf/cm^2로 상승하였고, 탁도가 점점 상승함에 따라 차압도 급격한 상승세를 나타내어 약 9일후인 7월 21일에 한계차압인 1.8kgf/cm^2까지 도달하였다. 다시 Flux를 1$m^3/m^2 \cdot d$로 낮추어(2006. 7. 21~8. 2) 분말활성탄을 주입한 결과, 차압이 1.6kgf/cm^2에서 감소하여 0.9kgf/cm^2 정도로 일정하게 유지되었다.

고탁도시 고Flux에서 분말활성탄 주입에 따른 차압변화(2006. 8. 2~8. 9)를 알아보기 위해 고탁도시(50NTU) Flux를 1.5$m^3/m^2 \cdot d$로 다시 상승시켰을 때 분말활성탄 50ppm을 주입하였으나, 분말활성탄에 의한 막차압 감소경향은 나타나지 않았다.

이후 8월 9일 Flux를 1$m^3/m^2 \cdot d$로 다시 조정한 결과, 차압은 0.7kgf/cm^2 부근에서 안정화되다가 약 1개월 후인 9월 10일경부터 급격히 상승하기 시작하였고, 막운전말기에 막차압이 급상승하는 시점(2006. 10. 11~16)에 분말활성탄을 약 6일간 주입해 본 결과 막차압의 감소경향은 보이지 않았으며, 10월 31일 한계차압인 1.8kg/cm^2까지 도달하였다.

즉, Flux를 1.5$m^3/m^2 \cdot d$로 높게 운전시 저탁도시(1~4NTU)에는 약 20일간 운전되었으나, 고탁도시(30~50NTU)에는 약 9일 만에 한계차압(1.8kg/cm^2)까지 도달한 결과로부터 고탁도 시기에는 고Flux(1.5 $m^3/m^2 \cdot d$) 운전이 어렵다는 것을 알 수 있다. 아울러 막여과장치 운전시 맛·냄새 물질 제거를 위해 분말활성탄을 주입하였을 때, 저탁도시(1~4NTU)에는 Flux에 관계없이 분말활성탄에 의해 막차압이 감소하는 경향을 나타내었다. 이러한 현상은 분말활성탄이 막 표면에 쌓여 cake층을 형성하여, 여과지기능을 함으로써 작은 입자에 의한 공극막힘(pore blocking)현상을 감소시키는 역할을 하여 막차압이 일시적으로 감소하는 경향을 나타낸 것으로 판단된다. Kuberkar and Davis(2000)는 큰 입자(정수처리시 탁도유발 입자물질)가 막표면에 쌓여 cake층을 적당히 형성할 경우에는, 작은입자(고분자 단백질물질)에 의한 공극막힘현상을 오히려 줄여주는 효과를 거둘수 있다고 하였으며, 이것을 secondary membrane이라고 정의하였다. 즉, 분말활성탄 층이 secondary membrane의 역할을 한 것으로 볼 수 있다.

그러나 고탁도시 고Flux(1.5$m^3/m^2 \cdot d$)나 막여과 공정 운전말기 막차압이 급상승하는 시점에서는 분말활성탄에 주입에 의한 감소경향이 나타나지 않고, 오히려 상승하는 경향을 나타냄에 따라 이 시기에는 분말활성탄을 주입하지 않는 것이 바람직함을 알 수 있다. 즉, 고탁도, 고 Flux 및 운전말기 막차압이 급상승하는 시점에서는 분말활성탄이 막표면에 cake층을 두껍게 형성하여 오히려 막표면 막힘현상을 더욱 가중시킴에 따라 막차압 감소현상은 나타나지 않고, 오히려 상승하는 경향을 나타내는 것으로 판단된다.

3.2. 수질변화

Fig. 4와 **Fig. 5**는 원수 및 막 여과수의 수질변화를 보여주고 있다. 운전기간(2006. 1~12) 중 현도취수장 원수의 평균수질은 탁도가 약 2~54NTU로 여름철 6~8월을 제외하고는 대부분 10NTU 이하의 저탁도를 유지하였으며, 수온은 5~22°C 범위를 나타내었다 (**Fig. 2**). 철은 0~0.323mg/L(평균 0.043mg/L)의 범위를 보였고, 망간의 경우는 총망간이 0.03~0.18mg/L (평균 0.066mg/L), 용존망간이 0.010~0.157mg/L(평균 0.028mg/L)의 범위를 나타냈으며, 11월, 12월에 급격히 높아지는 경향을 나타내었다. 유기물을 나타

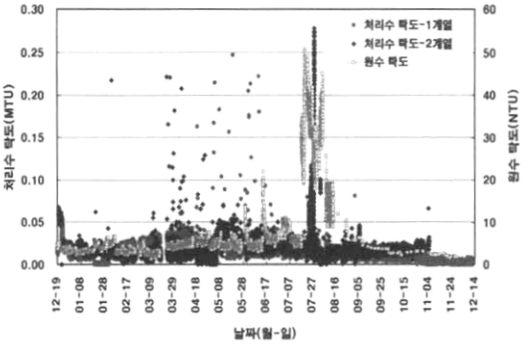
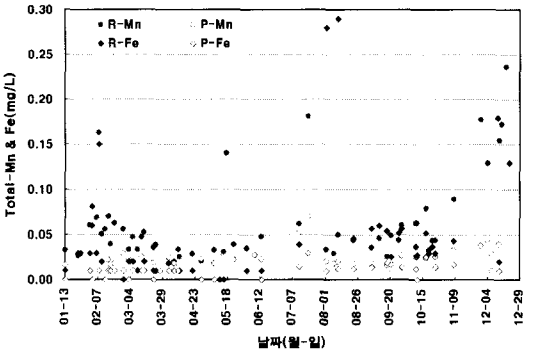
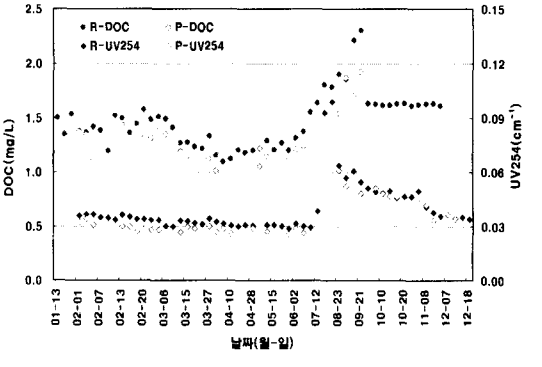


Fig. 4. 원수 및 처리수 탁도 변화(2006. 1~12).



(a) Total-Mn & Total-Fe



(b) DOC & UV_{254}(R: Raw water, P: Product water).

Fig. 5. 수질변화(1 계열, 2006. 1~12)

내는 DOC는 1.10~2.30mg/L(평균 1.48mg/L) 범위였고, UV_{254}는 0.029~0.099cm^{-1}(평균 0.040cm^{-1})의 범위를 나타냈다.

Fig. 4에서 볼 수 있듯이 막 여과수의 탁도는 원수의 탁도변화에 관계없이 항시 0.05NTU 이하로 일정하게 나타남을 알 수 있다. 처리수 탁도가 0.05NTU 이상으로 검출된 경우는 온라인탁도계에 이상이 발생한 경우와 막여과 장치가 갑작스럽게 정지된 경우로서 실제 처리수 탁도는 아니었다.

운전기간 중 막여과장치를 통과한 여과수의 DOC와 UV_{254}는 각각 1.01~1.93mg/L(평균 1.34mg/L)와 0.026~0.063cm^{-1}(평균 0.036cm^{-1})의 범위로서 제거율이 원수대비 약 10%에 불과함을 알 수 있다. 이는 정밀여과막의 경우 공경의 크기가 크기 때문인 것으로 막의 재질에 따라 차이가 있을지라도 전처리로 혼화 · 응집공정이 없는 경우 일반적으로 유기물 제거율이 20% 이내인 것으로 보고되고 있다(Schafer 등, 2000; Mallevialle 등, 1996). 반면에 막 여과수 내의 철과 망간의 총 농도는 각각 0~0.03mg/L(평균 0.10 mg/L)과 0.016~0.070mg/L(평균 0.26mg/L)의 범위로서 원수대비 제거율이 각각 약 77%와 60%로 나타났으며, 이때 막여과 과정 중에 제거된 철과 망간은 고형형태의 것으로서 여과수 내에는 대부분이 용존형태로 존재하였다.

3.3. 분말활성탄 투입 효과

공주정수장에 도입될 막여과 정수처리공정에는 맛 · 냄새 물질 제거를 위하여 분말활성탄(PAC) 접촉조가 설계되어 있다. 따라서 막여과 모형플랜트 설비에 설치되어 있는 PAC 접촉조를 이용하여 분말활성탄 투입시 맛 · 냄새 제거효율 평가를 수행하였다. 본 모형플랜트 PAC 접촉조는 공주정수장 공정설계가 진행되기 전에 만들어진 것으로서 실공정의 PAC 접촉조와는 Baffle이나 접촉조 구조적인 면에서 다소 차이가 있으나, 설계 접촉시간과 동일한 20분으로 적용되어 있어 처리효율 면에서는 큰 차이가 없을 것으로 판단된다.

Fig. 6은 맛 · 냄새 표준물질로서 2-MIB 70ng/L을 조제하여 주입하고 PAC를 일정량 투입한 후 20분 동안 접촉시킨 후, 각각에 대하여 주입률 별로 처리수의 2-MIB 농도를 분석한 결과이다. 각 PAC 투입률에 따른 유출수의 농도는 일정한 접촉시간에서 PAC 주입률에 따라 선형적으로 제거되는 특성을 나타내었다. 실제 원수를 대상으로 맛 · 냄새 물질을 투입하여 평가된 결과 공주정수장의 설계 최대 주입률인 50mg/L의 주입률에서 2-MIB는 70% 정도의 제거효율을 나타내었으며, 10mg/L의 주입률에서는 20% 정

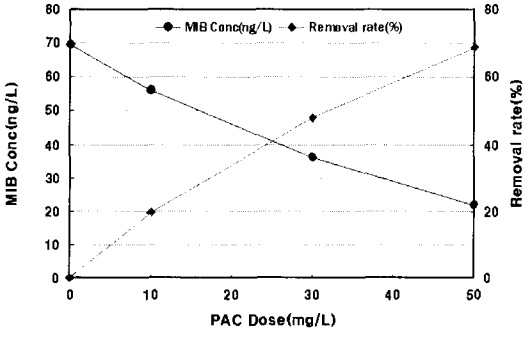


Fig. 6. 분말활성탄 주입에 따른 맛·냄새 물질(2-MIB) 제거효율 평가.

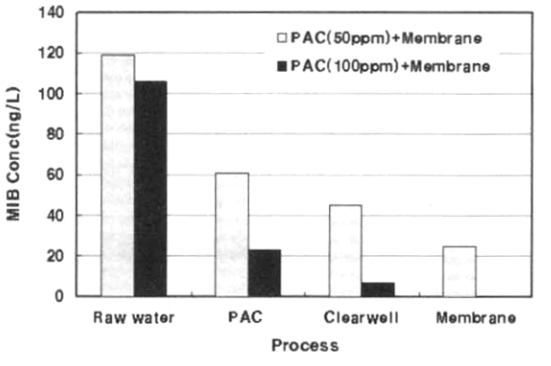


Fig. 7. 분말활성탄 +막여과 공정에서 공정별 맛·냄새(2-MIB) 제거특성.

도의 낮은 제거효율을 나타내고 있다. 따라서 70ng/L 이상의 고농도 맛 냄새물질의 유입 시 PAC 단독공정에 의해서는 처리기준(10ng/L 이하)을 달성하기는 어려운 것으로 판단된다. 그러나 후속공정이 막여과 공정임을 감안할 때 비상시 투입률을 더 높여 주입한다면 더 높은 제거율의 달성이 가능할 것으로 판단된다.

착수정 원수에 2-MIB 표준물질을 110ng/L 정도로 투입한 후 PAC 접촉조 유출수, 막여과 유입 전단에 위치한 저류조, 막여과 유출수를 각각 채수하여 각 공정별 맛냄새 물질의 제거 특성을 평가하였다. PAC 주입률은 공주정수장 설계 최대 주입률인 50mg/L와 100mg/L를 주입하였으며, 각 시료는 채수 즉시 여과하여 분말활성탄의 추가적인 접촉 조건을 배제하였다. **Fig. 6**에서 볼 수 있듯이 PAC 50mg/L 주입시 PAC 공정에서 50% 정도 제거되었으며, 막여과 공정 유입 전에 위치한 저류조에서는 62% 정도의 제거효율을 나타내어 10%정도 추가적인 제거가 나타났다. 이것은 PAC 접촉조 유출수가 후속의 막여과 공정까지 유입되기 전에 추가적으로 수 분의 접촉시간을 갖기 때문에 나타나는 현상으로서 접촉시간이 길어질수록 맛·냄새 물질의 제거효율은 향상되는 것으로 나타났다. 아울러 앞서 언급된 연속공정이 아닌 분말활성탄 접촉조만 이용한 실험결과와 2-MIB의 제거효율이 상이한 것은 2-MIB의 초기농도 뿐만 아니라 원수 수질이 다르기 때문에 2-MIB 흡착효율에 영향을 미친 것으로 판단된다.

긴급시를 대비하여 100ng/L의 PAC 투입시 80% 내외의 높은 제거효율을 나타냈으며, 후속 막여과 처리수에서는 2-MIB 성분이 검출되지 않는 결과를 나타냈다.

3.1장에서 언급했듯이 50mg/L의 PAC 연속투입은 막공정의 차압을 저하시키는 것으로 나타났으며, 약 100mg/L 고농도 PAC를 일시적으로 투입시 막공정에서 차압이나 Flux 면에서 특이할 만한 변화가 나타나지 않았다. 따라서 향후 공주정수장 운영시 원수에서 맛·냄새 물질이 고농도로 유입시 PAC 공정의 운영은 가동률을 고려하여 최대한의 접촉시간을 확보하고, 처리효율이 낮을 경우 일시적으로 PAC의 투입률을 높여 고농도 맛·냄새 유입에 대처할 수 있을 것으로 판단된다.

또한, 통상적으로 PAC 주입에 의해 용존유기물질 및 소독부산물생성능이 제거되어 처리수의 수질을 향상시킬 수 있다. 유입되는 원수 수질특성 및 공정운영에 따라 PAC 투입시 용존유기물질 제거효율은 차이를 보이나 일반적으로 PAC 20mg/L 투입시 15분의 접촉시간에서 20~40% 정도의 제거효율을 나타낸다. 그러나 고농도 맛냄새 물질 유입시를 모사하여 PAC 주입에 의한 공정별 처리효율 평가시 병행된 용존유기물질 및 소독부산물생성능 분석결과 PAC에 의한 제거효율은 20% 미만으로 크게 나타나지 않았다. 따라서 향후 이러한 PAC 투입에 의한 유기물질 및 소독부산물 저감효과에 대해서는 지속적으로 평가할 예정이다.

4. 결 론

공주정수장 막여과시설 도입에 따른 운영기술 개

발을 위하여 대청댐 발전방류수를 취수하는 현도취수장에 500m³/일(250m³/일 × 2계열) 규모의 막여과 모형플랜트(전량여과, 정밀여과막(0.05㎛), 케이싱수납식 Hollow-fiber형)를 설치하여 운영한 결과 다음과 같은 결론을 얻었다.

1) Flux를 1m³/m² · 일로 운전시 막 여과수의 탁도는 원수의 탁도 변화에 관계없이 항시 0.05NTU 이하로 일정하게 나타나 먹는물 수질기준 0.5NTU를 충분히 만족시킬 수 있다. 그러나 관로 내에서 염소와 반응하여 소독부산물을 형성할 수 있는 DOC의 제거율은 10% 정도에 불과하므로 추가적인 제거공정이 필요하다.

2) 현재 대청댐 원수수질에서는 총 망간과 철의 막여과 공정에서의 제거율이 각각 약 60%와 77%로서 고형성분의 철과 망간은 효과적으로 제거될 수 있음을 알 수 있다. 그러나 용존성분이 고농도로 유입될 경우 막여과 공정에서 제거가 불가능하기 때문에 망간모래와 같은 추가적인 처리시설이 필요하다.

3) 댐청댐 원수의 경우 Flux를 1m³/m² · d로 운전할 경우 화학세정 없이 한계차압까지 1년 정도 운전할 수 있다. 그러나 Flux를 1.5m³/m² · d로 증가시켜 운전할 경우 2개월 이내에 화학세정을 실시해야 하며, 특히 고탁도가 유입시 Flux를 1.5m³/m² · d로 운전할 경우 10일 이내에 한계차압에 도달할 수 있어 고Flux 운전이 어려울 것으로 판단된다.

4) 저탁도시 막여과 공정의 전처리로서 분말활성탄을 50ppm 주입시 Flux에 관계없이 막차압을 감소시킬 수 있어 맛 · 냄새 제거 이외의 효과를 얻을 수 있다.

5) 공주정수장 막여과 시설 PAC 설계 최대 주입률인 50mg/L에서 70ng/L 2-MIB의 약 70%를 제거할 수 있으나 PAC 단독공정에 의해서는 처리기준(10 ng/L 이하)을 달성하기 어려울 것으로 판단된다. 따라서 고탁도, 고Flux 운전시기와 운전말기 막차압이 급상승하는 시점을 제외한 경우 100mg/L의 분말활성탄 투입시 막차압의 변화에 영향을 미치지 않으므로 긴급시 PAC 투입률을 증가시켜서 맛 · 냄새 문제를 제어할 수 있다.

참고문헌

1. 김충환, 김한승, 김범수, 김형수 공역 (2006) *정수막, 동화기술*, pp. 78-80, 서울.
2. 김한승, 김충환, 오정익, 정범석 공역(2006), *수도막여과법 입문*, pp. 15-23, 동화기술.
3. 상하수도협회 (2005) *국내 막기술 발전을 위한 중장기 계획 수립*, pp. 49-55, 상하수도협회.
4. 財團法人 水道技術研究センタ (2005) ***環境影響低減化浄水技術開發研究(e-Water)-ガイドライン集***, pp. 17-26, 財團法人 水道技術研究センタ, 東京.
5. Howe, K.J. and Clark, M.M. (2002) Coagulation pretreatment for membrane filtration, AWWARF & AWWA.
6. Kuberkar, V.T. and Davis, R.H. (2000) Modeling of fouling reduction by secondary membranes, *J. Membrane Science*, **168**, pp.243-258.
7. Mallevialle J., Odendaal, P.E., and Wiesner, M.R. (1996) Watert treatment membrane process, AWWRF, Lyonnaise des Eaux & Water Reserach Commission of South Africa, McGraw-Hill, New York.
8. Pressdee, J.R., Veerapaneni, S., Shorney-Darby, H.L., Clement, J.A. and Van der Hoek, J.P. (2006) Integrated Membrane Filtration into Water Treatment System, AWWARF, AWWA & IWA, U.S.A.
9. Schafer, A.I., Schwicker, U., Fischer, M.M., Fane, A.G., and Waite, T.D. (2000) Microfiltration of colloids and natural organic mateer, *J. Membrane Science*, **171**, pp. 151-172.
10. Schippers, J.C., Kruithof, J.C., and Nederlof, M.M.. (2004) Integrated Membrane System, AWWARF & AWWA, U.S.A.