

분리막을 이용한 정수처리 System에서 처리공정 및 운전조건의 최적화에 관한 연구

이 용 태 · 오 중 교*

경희대학교 화학공학과 재료과학기술연구소, *웅진코웨이(주) 무역사업부
(1998년 9월 16일 접수, 1999년 11월 10일 채택)

A Study on the Opimization of Process and Operation Condition for Membrane System in Tap Water Treatment

Yong Taek Lee and Jung-Kyo Oh*

Dept. of Chemical Engineering Institute of Materials Science and Technology, Kyung Hee University,
Yongin-shi, Kyungki-do 449-701, Korea, *WoongJin Koway (Co.)
(Received September 16, 1999, Accepted November 10, 1999)

요 약 : 기존의 정수처리 공정인 응집, 침전 과정을 대체하여 분리막을 이용한 상수처리 시스템의 개발을 목적으로 한다. 따라서 4가지 형태의 정수처리 공정과 분리막의 분획 분자량을 변화 시켰을 때 막 투과수의 변화와 안정적이며 높은 투과수를 얻기 위해 필요한 운전 조건의 최적화를 실험하였다. 실험 결과 한외여과막이 정밀여과막보다 막 투과수 감소경향이 완만했으며 초기투과수 회복율은 더 높았다. 수질 분석의 결과 한외여과막이 정밀여과막보다 우수하였지만 전처리에 의한 차이는 나지 않았다. 운전 조건에 따른 flux는 온도, 선속도가 높을수록, 압력이 낮을수록 flux 감소율이 적은 경향을 나타내었다

Abstract : The object of study were the development of membrane process and the optimization of operation condition for membrane system, which was used the pre-treatment system of tap water treatment in steady of conventional process such as coagulation, sedimentation. The higher steady flux is very important factor, by a suitable pre-treatment and optimization of operating condition such as fouling control, crossflow and backwashing method, in membrane system. So, we were observed the effect of flux decline for membrane used by 4 type ultrafiltration(UF) membrane pre-treatment process, and optimized the operation condition of filtration system under various MWCO(Molecular weight cut-off), operation pressure, linear velocity and temperature to maintain higher flux. From these experiment, we were identified that UF process showed a slower flux decline rate and a higher flux recovery than microfiltration(MF) membrane. The water quality of UF permeate was better than that of MF, and was not effected pre-treatment process. In the operation condition, the rate of flux decline was diminished by a higher linear velocity and operation temperature, lower pressure.

1. 서 론

종래의 정수처리 공정은 응집-침전-급속 여과 공정을 주로 사용하면서 수온, 처리 능력, 처리방법에 따라

오존, 생물활성탄 흡착처리-살균 등을 거치는 공정으로 이루어져 있다. 생활수준 향상에 따라 수질 및 환경에 대한 욕구가 높아감에 따라 공정의 자동화에 의해 부분적인 수질향상과 슬러지량의 감소에 만족하지

않고 더욱 높은 수질의 음용수와 슬러지 발생이 없는 청정기술로서의 정수기술이 요구되고 있다[1,2]. 이에 따라 정수처리 공정에서의 화학약품 사용은 더욱 제한되고 있는 추세이며 약품을 사용하지 않는 막분리(membrane separation)와 같은 물리적인 정수공정에 많은 연구가 행하여지고 있다[3-5]. 특히 일본에서는 산, 학, 연 공동으로 분리막을 이용한 새로운 정수처리 시스템의 개발을 목적으로 1991년부터 1997년까지 "MAC(Membrane Aqua Century) 21"계획과 "고도처리 MAC 21" 계획을 주도하여 그 실증 플랜트의 운전 결과가 보고되고 있으며 1997년부터 2001년까지 "고효율 정수기술 개발연구(ACT 21)"를 계획하여 수도수의 안정적인 공급을 위한 미래지향적 정수기술의 국가 프로젝트를 시행하고 있다[6].

막분리 기술은 일정한 압력에 의해서 원수를 공급하여 정기적으로 막을 세정하는 공정으로 에너지가 적게 들며, system의 compact화, 운전 자동화의 용이성, 원수의 수질 변동에 따른 처리 수질의 양호 등 기존의 수처리 공정과 비교하여 많은 장점을 가지고 있다. 이러한 분리막을 이용한 수처리 기술의 개발에는 원수의 성상에 따른 막 재질 및 모듈의 선정이 중요하며 운전 방법에 따라 분리막의 효율성과 경제성에 커다란 차이가 난다.

막분리법 중에 압력차를 구동력으로 하는 막의 종류에는 제거대상의 입자와 분자량에 따라 정밀여과(Microfiltration · MF), 한외여과(Ultrafiltration · UF), 역삼투(Reverse Osmosis · RO)로 나눌 수 있으나 보통 경제성 면에서 정수처리 system에 적용 가능한 막은 MF막과 UF막으로써 막분리 공정의 적용 가능성은 분리막 오염에 따른 투과율 감소에 큰 영향을 받는다[7]. 투과율의 감소는 주로 막재질의 변질 및 막 표면에서의 농도 분극 현상과 막오염에 기인하므로 전처리 공정은 전체 분리막 공정의 안정성 및 투과율 감소를 줄일 수 있는 중요한 수단이며 분리막 공정의 안정한 운영을 위해 매우 중요하다. 분리막의 투과율이 감소하면 투과수를 사용하여 높은 유량으로 역세를 시행하며 특수한 경우에는 세정제를 사용하거나 효소를 사용하여 세척하기도 한다[3,8]. 따라서 막분리 공정이 실제 plant에 적용되기 위해서는 원수에 포함되어 있는 유/무기 물질, 콜로이드 물질 등에 의한 투과 flux의 감소[9] 및 막 수명의 감소 등을 고려하여 분리막의 종류, 재질, type에 따른 가장 적절한 전처리 과정을 선정해 주어야 한다.

이에 따라 본 연구는 정수처리 시스템에 막분리 공정을 도입하여 동일 운전 조건하에서 서로 다른 전처리 공정의 조합을 통한 flux 감소의 경향, 각 공정별

수질의 분석, 회복율 등을 검토하여 최적 공정을 확립하였고 분리막의 종류 및 분획분자량의 차이에 따른 처리 능력을 비교하였다. 도출된 최적공정을 가지고 막 오염에 있어서의 중요한 인자인 온도, 압력, 선속도가 미치는 영향들을 살펴보고 시간에 따른 flux 감소의 경향 등을 측정하여 정수처리 시스템에서 막분리공정의 최적화에 대한 기초자료를 제시하고자 한다.

2. 실험

2.1. 실험 장치

본 연구에서 사용된 실험 장치의 구성은 Fig. 1에 나타난 바와 같이 투과수가 원수로 유입되는 recycle 방식을 이용하였다. 원수 tank의 용적은 110ℓ이며 일정한 온도를 유지하기 위해 immersion chiller(poly-science)와 thermocontroller(hanyoung)를 사용하였으며 원수 성상의 균일함을 유지하기 위해 교반봉을 탱크에 부착하여 일정한 속도로 교반 하여 주었다. 막모듈 유입의 일정 유량 조절을 위해 bypass line과 막모듈 outlet valve를 사용하였으며 압력은 농축조의 valve와 펌프의 유량을 controller를 이용하여 조절하였다. 즉 일정한 압력을 유지하기 위하여 시간이 경과함에 따라서 농축조 밸브를 점차적으로 열고 그에 따른 막측의 유량증가를 펌프의 controller를 줄여줌으로써 일정한 압력 및 crossflow 유속을 유지하였다.

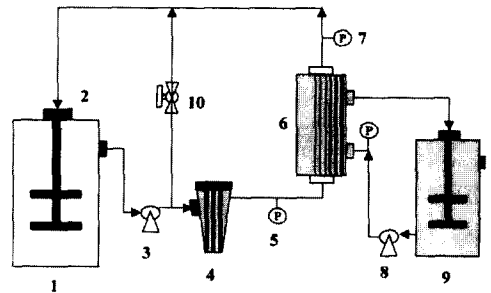


Fig. 1. Schematic diagram of membrane process.

- 1. raw water 2. immersion chiller & thermo-controller 3. system pump 4. cartridge filter
- 5. feed pressure guage 6. membrane module 7. reject pressure guage 8. backwash pump
- 9. permeate tank 10. bypass line

2.2. 실험 방법

2.2.1 상수원수의 선택 및 분석 방법

경기도 용인시에 위치한 A호수의 증류를 상수원의

로 선택하였다. 원수의 채취에는 표층에서부터 수심 4 m 인 지점을 선택하여 hydro형 취수기를 사용하여 채취 하였으며 햇빛에 노출되지 않도록 ice box에 옮겨 실험실로 운반하여 분석항목에 따라 24시간 이내에 분석을 시행하였다. 상수원수 및 처리수의 분석 항목 선정에 있어서 연구결과에서 검출되지 않았던 중금속류를 제외한 국내의 상수 수질 기준에 포함된 항목을 비롯하여 호수 기준에 포함된 항목들과 막분리 공정에서 막의 성능 평가, 공정의 효율성, 설계인자, fouling 등에 영향을 끼치는 항목을 선정하여 KS 시험방법(KSM0100)에 따라 분석하였다. 또한 유기물에 대한 제거율을 측정하기 위하여 shimazu사의 TOC (Total Organic Carbon)를 사용하였으며 탁도는 Turbidity Meter를 사용하여 측정하였다.

2.2.2 막의 선정

RO에 비해 경제적이면서 세균, 미립자, pyrogen의 제거가 가능한 UF와 MF를 선택하였으며 막의 재질로는 기계적 강도, 내열성, 가공성, 내화학성 및 높은 수투과 flux를 가지는 polysulfone을 선정하였다. 분리막 모듈은 단위체적당 표면적이 넓어 투과수량이 많고 막의 세정방식이 간단하고 조업압력이 낮아 경제성이 우수한 중공사 형태의 module을 선정하였다. 또한 농도분극에 의한 fouling을 최소화 할 수 있는 crossflow-type의 막을 사용하였다.

사용된 분리막은 국내에서 생산 가능한 SKChemical (주)사의 UF막으로 분획 분자량(MWCO) 10,000, 30,000과 MF막 0.01 μm과 코오롱(주)의 UF막 분획 분자량 600,000을 사용하였다. 또한 국외제품인 Amicon 사의 분획 분자량 100,000의 UF막을 선정하여 비교하였다. 분리막의 제원 및 특성은 Table 1과 같다.

2.2.3. 정수처리 공정의 선정

정수처리의 전처리공정은 막의 성능과 수명을 유지시키기 위한 공정으로서 막유입수 중의 부유물질과 스케일 형성물질 그리고 기타 막을 손상시킬 수 있는 물질의 제거를 목적으로 한다. 분리막을 이용한 분리공정의 특성을 살리면서 고효율의 최적공정을 찾아내고 효율의 극대화를 하기 위해 다음과 같은 공정을 선택하였다[10].

- Process 1(P-1) : 원수-분리막
- Process 2(P-2) : 원수-웅집-분리막
- Process 3(P-3) : 원수-cartridge filter-분리막
- Process 4(P-4) : 원수-웅집-cartridge filter-분리막

웅집에 사용된 고분자는 PAC(Poly Aluminium Chloride)으로서 웅집이 일어나는 최적점은 Jar test를 통해 최적 pH와 약품 투입량을 결정하였다. cartridge filter는 세공 크기가 5μm이고 재질은 PP(Polypropylene)

Table 1. Properties of membrane module

항 목	Model number (회사명)	SKUF-10-103 (SKChemical)	SKU-30-103 (SKChemical)	H1P100-20 Amicon	SKMF-01-103 (SKChemical)	KUF-1501 (Kolon)
	Unit					
초기 순수 Flux	L/hr	5.4	14.4	8.4	38.4	420
유효 막 면적	m ²	0.06	0.06	0.06	0.07	0.77
분획분자량 (MWCO)	-	UF 10,000	UF 30,000	UF100,000	MF 0.01μm	UF 600,000
운전 조건	최대운전압력	kg/cm ² 7		1.8	3	7
	최적운전압력	kg/cm ² 2~3		0.7	1~2	2~3
	최적운전온도	℃ 15~40				
재질	분 리 막	Polysulfone		Polysulfone	Polysulfone	Polysulfone
module 크기 (외경/길이)	mm	26 ϕ x 360		203	26 ϕ x 360	32 ϕ x 320
막내외경 (내경/외경)	mm	0.4/0.6		0.5(내경)	0.8/1.4	-

을 사용하였으며 입자 크기분포를 위해 원수에 응집제가 첨가되어 플러키가 형성된 후 시료를 채취하여 malvern사의 PSA(particle size analyzer)를 사용하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 전처리에 의한 입자크기의 변화

Fig. 2는 전처리에 의한 처리수의 입자크기 분포로 number%에 의한 값들을 나타내었다. 원수의 수평균 크기는 2.13 μm 이지만 pore size가 5 μm 인 cartridge filter를 사용하였을 때는 수평균 크기가 1.47 μm 인 반면 응집 시켰을 때는 3.02 μm 로서 증가하게 된다. 전처리에 의해서 입자크기가 줄어들므로 말미암아 중공사막 모듈입구에서 plugging을 일으킬 수 있는 물질들을 배제할 수 있으며 system의 안정적인 운영을 가져올 수 있다. 따라서 5 μm 의 cartridge filter를 사용하여 이러한 입자들을 제거하여야 하며 실제로 5 μm 보다 큰 원수의 입자가 제거됨으로 수평균 크기가 약 30% 정도 줄어들음을 확인할 수 있었다. 응집제를 사용했을 때의 입자크기 분포는 작은 입자들의 플락 형성에 의해 수평균 크기 분포가 1.5 μm 이하에서는 줄어들지만 그 이상의 범위에서는 원수보다 더 넓은 범위에서 나타나고 있는 것으로서 막내에서의 가장 큰 저항을 일으킬 수 있는 0.1 μm 범위의 입자가 서로 뭉쳐 막 표면에

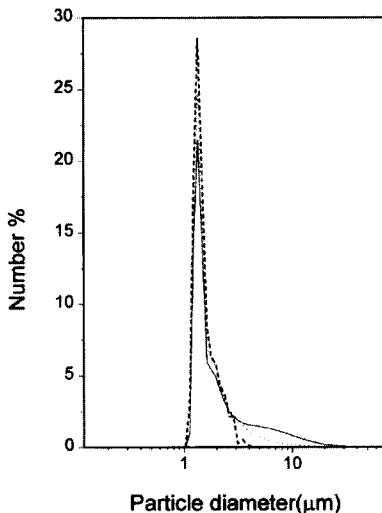


Fig. 2. Particle size distribution of raw water and pretreatment.
— : after coagulation --- : 5 μm cartridge filter ... : raw water

다공을 형성함으로써 flux 향상을 기대할 수 있다[11].

3.2. P-1 공정의 분획분자량 별 flux 감소율

Fig. 3은 전처리 공정을 사용하지 않은 P-1 공정의 시간에 대한 flux 감소율을 나타낸 것으로 분획분자량이 증가함에 따라 초기 투과수에 대한 flux 감소폭이 더욱 급격함을 알 수 있다. 분획분자량 100,000인 HIP100-20의 경우는 제품의 유효압력 범위인 낮은 압력에 의해 운전되어 단순비교가 어렵다고 판단되나 전반적인 경향으로 보아 초기에는 완전한 Flux 감소를 나타내었지만 8시간 후에는 한계유속까지 감소하였다. 그러나 분획분자량이 커질수록 flux 감소율이 급격하게 변화함에도 불구하고 초기투과수량(J_0)과 농도분극에 의한 정상상태에서의 투과수량($J_0 \times$ 최종 ratio)은 UF공정의 분획분자량 30,000에서 가장 많이 나타나고 있음을 알 수 있었다.

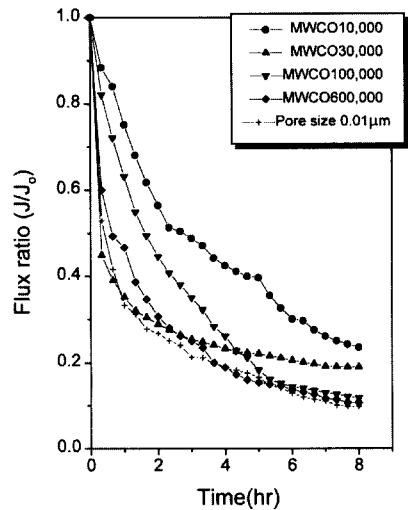


Fig. 3. Flux decline of the P-1 at various MWCO.
 J = permeate flux at any time, J_0 = initial flux

3.3. 분획분자량에 따른 처리 공정별 flux 감소율

Fig. 4는 분획 분자량 별 처리 공정에 따른 flux의 결과를 나타내었다. 분획분자량 100,000의 압력을 제외한 모든 분획분자량의 운전 조건은 온도 25 $^{\circ}\text{C}$, 선속도 0.92 m/sec, 압력 2.25 kgf/cm^2 으로 동일하다. 그러나 분획분자량 100,000인 HIP100-20의 경우 운전 압력을 0.7 kg/cm^2 로 하였는데 이는 Amicon사의 막이 유입 압력을 1.8 kg/cm^2 이상 올리면 막재질의 손상이 우려

되기 때문이다. 시간이 경과함에 따라 flux 감소율은 모든 분획분자량에서 동일하게 감소하는 경향을 나타내었다. 즉 응집과 5 μm cartridge filter를 전처리로 이용한 P-4 공정의 감소율이 가장 적은 폭으로 나타나고 있고 P-3, P-2, P-1의 공정 순으로 투과 유량의 감소를 보였다. 또한 Cartridge filter가 들어간 P-3와 P-4 공정은 flux 감소율이 P-2 공정과 차이가 있는 것을 알 수가 있는데 이는 Fig. 2의 결과와 같이 원수의 큰 입자가 전처리에 의해 제거됨으로써 초기투과수의 시간에 대한 flux감소율이 그다지 크지 않음을 보여주고 있다. 응집제를 사용한 P-2와 P-4 공정은 막표면에 상대적으로 케이크 층이 적층으로 형성되므로 약간의 플럭스 향상을 기대 할 수 있으나 막 오염

의 주된 원인이 되는 비교적 저분자량의 유기물을 제거할 수 없기 때문에 막의 비가역적 오염을 막을 수 없다. 또한 고분자 응집제가 과다하게 투입되면 zeta potential값이 양전하를 띄어 오히려 투과수량을 저해하며 콜로이드성 부유물질 제거를 위해 응집제 첨가량이 늘게 되면 플록(flock)의 크기가 커지게 되어 막힘(clogging)현상이 심화되므로 침전 공정이 추가되어야 한다[12]. 반면에 응집제를 사용하지 않고 5 μm cartridge를 전처리로 사용한 P-3 공정은 화학약품을 배제하며 응집제에 의한 운전가격 상승의 부담이 없고 일정한 flux를 얻을 수 있어 바람직하다고 할 수 있다.

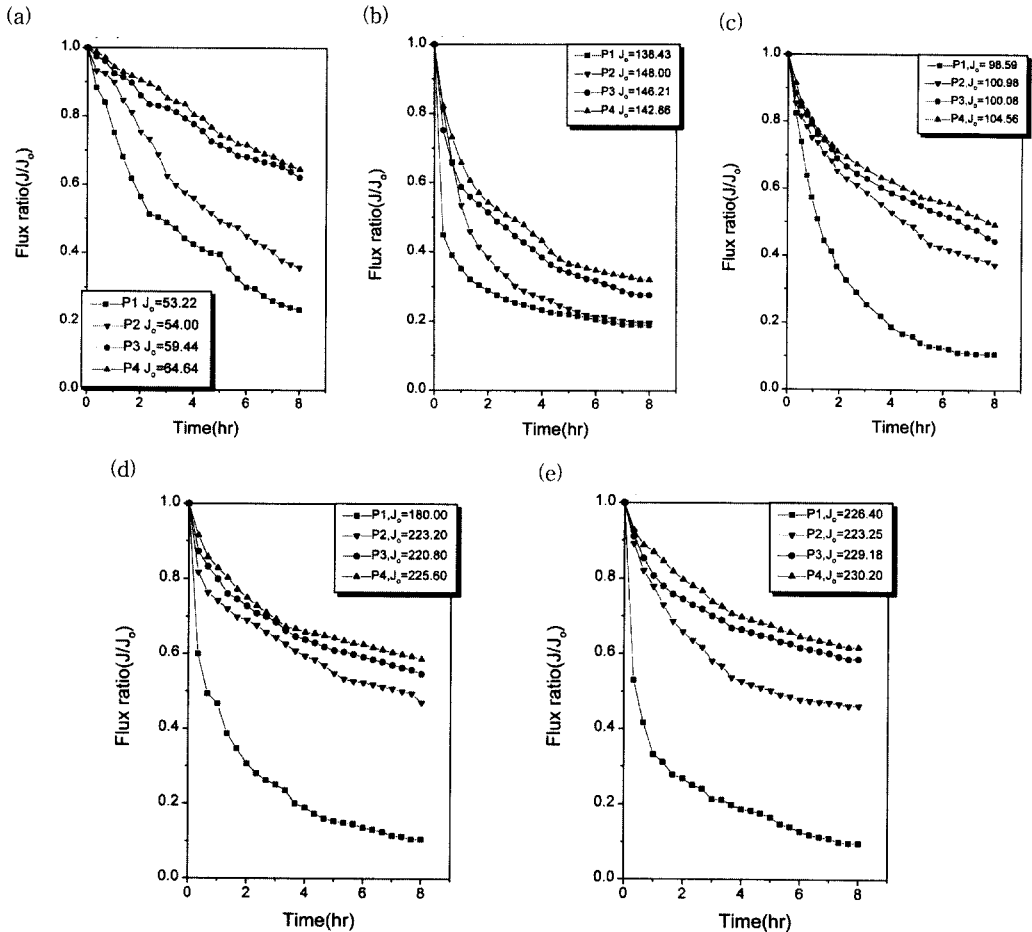


Fig. 4. Effect of treatment on the flux decline at various MWCO.

(a) MWCO 10,000 (b) MWCO 30,000 (c) MWCO 100,000 (d) MWCO 600,000 (e) pore size 0.01 μm

3.4. 분획분자량, 공정별 수질분석

Table 2는 초기 투과수의 4시간 뒤 sample의 분획 분자량에 따른 각 공정별 제거율을 나타낸 것이다. 각 분획분자량 별 정수처리 공정의 제거율에서는 큰 차이를 나타내고 있지 않다. 정수처리 공정별 분획분자량의 수질분석에서는 UF쪽의 작은 분획분자량이 큰 분획분자량인 SKMF-01, KUF-1500보다는 제거율이 약간 높았다. 그러나 이러한 분획분자량별 제거율의 차이에도 불구하고 음용수 수질 기준 범위를 모두 만

족하였다. 탁도는 전공정에서 98.8% 이상을 나타냈으며 SS(Suspended solid)의 경우는 본 실험실에서 행할 수 있는 분석 범위인 98.1%이상을 나타내었다. 이온 성분인 경도, 황산이온, ABS(Alkyl Benzene Sulfonate)의 경우 분리막의 제거 범위에는 해당되지 않지만 막 표면에 퇴적된 층이 공극의 막힘으로 인한 유효 공극 크기의 감소를 유발하여 이온성분 제거를 위한 하나의 인자로 작용하기 때문에 어느 정도 제거가 가능한 것으로 생각된다[13]. TOC(Total Organic Carbon)

Table 2. Comparisons of water qualities treated by membrane processes

공정	원수	MWCO (10,000)				MWCO (30,000)			
		P-1 (mg/L)	P-2 (mg/L)	P-3 (mg/L)	P-4 (mg/L)	P-1 (mg/L)	P-2 (mg/L)	P-3 (mg/L)	P-4 (mg/L)
		제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)
Turbidity	6.5~15.4	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2
		98.8	98.8	98.8	98.8	98.8	98.8	98.8	98.8
TOC	2.2~3.8	1.8~2.1	1.9~2.1	1.8~2.2	1.7~2.1	1.9~2.1	1.7~2.1	1.8~2.1	1.8~2.1
		45	45	42	45	45	45	45	45
SS	7.1~8.0	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓
		98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑
Hardness	100~114	92~98	91~98	89~97	92~97	93~98	94~100	93~98	92~100
		14	14	15	15	14	12	14	12
SO ₄ ²⁻	165~186	122~136	124~132	118~128	121~127	120~135	127~136	120~130	118~130
		27	29	32	32	28	27	31	31
ABS	0.72~0.77	0.58~0.63	0.55~0.58	0.52~0.55	0.55~0.57	0.58~0.62	0.57~0.64	0.60~0.65	0.61~0.64
		19	25	29	26	20	17	16	17
Fe	0.97~1.05	0.04~0.06	0.03~0.05	0.03~0.06	0.03~0.06	0.05~0.07	0.03~0.07	0.05~0.08	0.05~0.07
		94.3	96.3	96.3	96.3	93.4	93.4	92.4	93.4

공정	UF MWCO (100,000)				UF MWCO (600,000)				Pore Size 0.01μm			
	P-1 (mg/L)	P-2 (mg/L)	P-3 (mg/L)	P-4 (mg/L)	P-1 (mg/L)	P-2 (mg/L)	P-3 (mg/L)	P-4 (mg/L)	P-1 (mg/L)	P-2 (mg/L)	P-3 (mg/L)	P-4 (mg/L)
	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)	제거율 (%)
Turbidity	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2
	98.8	98.8	98.8	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑	98.8 ↑
SS	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓	0.15 ↓
	98 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑	98.1 ↑
TOC	1.8~2.1	1.8~2.2	1.8~2.1	1.8~2.1	2.0~2.4	2.0~2.3	2.0~2.4	2.0~2.3	2.1~2.5	2.0~2.5	2.0~2.4	2.0~2.4
	45	43	45	45	37	40	37	40	35 ↑	35 ↑	37 ↑	37 ↑
Hardness	93~98	93~96	94~97	93~96	97~100	94~101	96~102	97~100	96~102	98~103	97~101	96~100
	14	15	15	15	12	11	10	12	10	9	11	12
SO ₄ ²⁻	129~135	132~135	130~134	129~133	134~138	135~139	129~135	135~138	139~143	138~142	136~145	137~141
	28	28	28	29	26	26	28	26	23	24	23	25
ABS	0.6~0.63	0.62~0.64	0.60~0.63	0.59~0.61	0.64~0.67	0.62~0.65	0.65~0.68	0.64~0.66	0.65~0.67	0.64~0.67	0.65~0.68	0.65~0.67
	18	17	18	21	13	16	12	14	13	13	12	13
Fe	0.05~0.07	0.05~0.09	0.05~0.07	0.05~0.08	0.07~0.09	0.07~0.08	0.07~0.10	0.06~0.09	0.06~0.10	0.06~0.10	0.07~0.10	0.07~0.10
	93.4	91.5	93.4	92.4	91.5	92.4	90.5	92.4	90.5	90.5	90.5	90.5

* ↑ : 이상, ↓ : 이하

의 경우는 40%정도의 제거율을 보였는데 이는 물속에 존재하는 유기물의 60~90%가 고분자의 구상 콜로이드 형상의 Humic acid(부식물질)과 용해성이 풍부한 저분자의 Fulvic acid로 존재하고 있어 낮은 제거율을 나타낸 것으로 생각되며 pH변화에 따라 TOC 제거율의 차이가 나타난다고 보고되고 있다[14,15]. 철의 경우는 수중에서 Fe^{2+} , Fe^{3+} 의 이온이 산화되어 $Fe(OH)_3$ 의 형태로 존재하는데 막분리 공정시 막표면에 scale을 형성하여 제거율이 높은 것으로 생각된다.

3.5. 역세에 의한 초기투과수의 회복률

Table 3은 운전을 시작하지 8시간 경과후, 처리수에 의한 역세를 했을 때의 초기투과수에 대한 회복률(flux recovery)에 대한 것이다. 역세압은 3 kg/cm^2 이며 분획분자량 100,000인 Amicon사의 경우는 1 kg/cm^2 으로 하였다. 그 결과 각각의 처리 공정에서 MWCO 10,000이 가장 높은 회복율을 나타내었으며 이는 분획분자량이 증가함에 따라 UF막 표면이 거칠게 제조되어 막오염이 증가하며 회복율이 저하하는 결과를 가져오게 되었다. 또한 각 처리 공정의 경우 응집 공정이 첨가된 P-2와 P-4공정이 상대적으로 낮은 회복율을 나타내었다. 이는 응집제에 의해서 막모듈안에서 점도 증가와 이에 따른 gel layer층의 형성으로 인한 배제물질의 축적으로 판단된다[8]. P-3공정의 경우 전분획분자량에서 상대적으로 우수한 회복율을 보였는데 이는 막 재질의 변성을 일으킬 수 있는 화학약품을 사용하지 않고 처리수의 역세에 의한 물리적인 방법으로도 우수한 회복율을 보일 수 있다는 점에서 본 연구에서 제시한 P-3공정이 정수처리에 적합한 공정으로 판단된다.

Table 3. Flux recovery at various MWCO (%)

	MWCO 10,000	MWCO 30,000	MWCO 100,000	MWCO 600,000	Pore size 0.01 μm
P-1	95.7	94.2	92.1	84.2	86.2
P-2	90.1	86.5	83.2	78.7	77.6
P-3	96.2	95.0	93.2	84.6	87.3
P-4	91.5	89.8	86.2	80.2	82.5

3.6. 운전조건에 의한 각 인자별 flux

분획분자량 30,000을 이용하여 운전조건에 의한 flux의 경향을 Fig. 5에 살펴보았다.

Fig. 5는 온도에 따른 투과 flux의 변화를 보여 주

는 것으로 온도 상승에 따라 투과 flux의 감소가 완만함을 보였다. Stokes-Einstein식에 의하면 온도의 상승은 확산도(diffusivity)의 증가를 가져오고 막 자체의 저항과 역학적 저항을 감소시킨다. 이로 인한 역확산 속도의 증가로 투과 flux가 커지게 됨을 알 수 있었다 [16].

Fig. 6은 압력에 대한 투과 flux의 변화를 보여 주는 것으로서 압력은 막 투과 flux를 결정하는데 있어서 온도와 함께 중요한 요소 중의 하나이다. 압력의 상승에 의해 초기투과수량과 농도분극에 의한 정상상

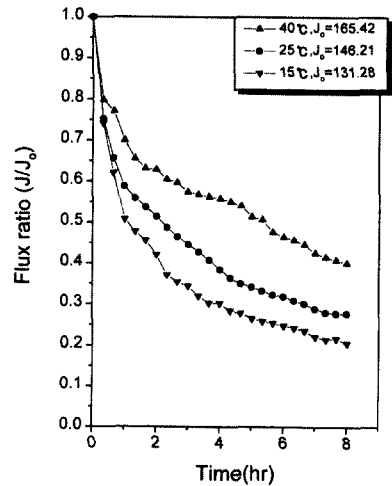


Fig. 5. Effect of temperature on the flux decline.

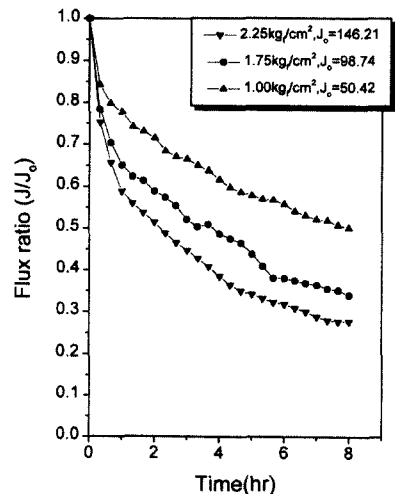


Fig. 6. Effect of pressure on the flux decline.

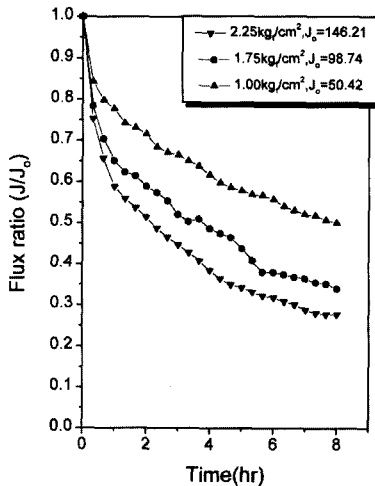


Fig. 7. Effect of linear velocity on the flux decline.

태에서의 투과수량은 커졌지만 초기투과수량에 대한 정상상태에서의 감소율은 커짐을 알 수 있었다. 압력의 증가는 일시적인 투과 유속의 증가는 얻을 수 있으나 막 표면의 저항층을 암밀화시키는 작용을 하게 되며 이에 따라 쥘층의 비 저항이 커지게 된다. 이로 인해 투과 flux의 감소율은 커지게 된다[16].

Fig. 7은 선속도에 대한 flux의 변화를 보여 주는 것으로서 선속도가 증가함에 따라 초기투과 수량에는 큰 차이가 없었지만 정상상태 쪽으로 진행될수록 투과 수량의 차이가 커짐을 알 수 있었다. 높은 선속도에서는 막표면에서의 퇴적된 물질을 배제하기 때문에 fouling되는 것을 감소시킬 수 있다. 따라서 초기 투과수에 대한 flux 감소율이 작아지며 낮은 선속도에서는 용질이 막표면과 접촉할 수 있는 시간이 늘어나기 때문에 축적되는 양이 증가하여 그만큼 flux 감소폭이 커지게 된다[16].

4. 결 론

분리막을 이용한 정수처리 system에서 처리공정 및 운전조건을 최적화를 연구한 결과는 다음과 같다.

- (1) 전처리를 행하지 않은 P-1공정을 분획분자량별로 비교할 때 분획분자량이 작을수록 flux 감소율, flux 회복율이 우수하였다. 따라서 분획분자량이 증가할수록, flux의 감소율이 커짐에 따라 막의 막힘을 유발할 수 있는 막 공정보다 작은 크기의 입자들의 영향을 줄일 수 있는 전처리 공정이 필요하다고 보인다.

- (2) 3가지의 정수처리공정중 시간이 경과함에 따라 flux 감소율은 P-4, P-3, P-2의 순서로 증가하였다. 그러나 응집제가 들어간 P-2와 P-4공정은 상대적으로 flux 회복율이 떨어지기 때문에 단기적인 flux의 감소율과 회복율에서 본다면 cartridge filter만을 이용한 P-3공정이 적합하다고 판단된다.
- (3) 수질분석 결과 각각의 처리 공정에서 분획분자량에 대한 항목별 제거율의 차이는 거의 나타나지 않았다. 그러나 UF가 MF보다는 제거율이 더 좋음을 알 수 있었다. 이러한 제거율의 차이에도 불구하고 모든 분획분자량, 전처리 공정에서 음용수 수질기준을 만족시키고 있었다. 이는 분리막의 제거 효율에 기인한 것으로 화학적 방법이 들어가지 않은 물리적인 막분리 방법으로 정수처리공정의 가능성을 확인할 수 있었다.
- (4) 운전 조건에 따른 flux는 온도, 선속도가 높을수록, 압력이 낮을수록 flux 감소율이 적은 경향을 나타내었다. 막분리의 비용중 분리막이 차지하는 비중이 크기 때문에 온도, 선속도, 압력의 운전조건을 조절하면서 농도분극에 의한 fouling을 줄여 막의 교체시기를 길게 하여야 한다.

감사의 글

본 연구는 한국과학재단 특장기초연구과제(KOSEF 93-0800-09-01-3) 연구비 지원에 의해 수행되었으며 이에 감사드리며 또한 분리막의 지원과 여러 가지 조언을 해 주신 SK Chemical 분리막 사업부 김정학 박사님에게도 감사를 드립니다.

참 고 문 헌

1. Boller, M., *J of Water SRT*, **43**(2), 65~75 (1994).
2. 佐藤 敦久, “水處理”, 1版, 技報堂出版, 東京, pp. 85~210 (1992).
3. Nakatsuka, S. and Ase, T., Proceedings of the AWWA Membrane Technology Conference, U.S., Nevada, pp. 621~639 (1995).
4. Kunikane, S. Magara, Y. and Itoh, M., *膜 (Membrane)*, **20**(1), 39~46 (1995).
5. Laine, J. M. James, P. H. Mark, M. C. and Mallevalle, J., *J. Am. Water Works Assoc.*, **81**(2), 61~67 (1989).
6. 渡辺 義公, “特輯-上水道における膜ろ過技術”, 環

- 境技術, **25**(4), 188~239(1996).
7. Fane, A. G. and Fell, C. J. D., *Desalination* **62**, 117~136 (1987).
 8. Gandihon, A. and Tambo, N., *J. Water SRT*, **41** (4), 203~208 (1992).
 9. DiGiano, F. A. Braghetta, A. Utne, B. and James, N., "Nanofiltration Fouling by natural organic matter and role of particles in flux enhancement" Proceedings of the 1993 AWWA membrane technology conference, Baltimore, MD (1993).
 10. 浦野 紘平, 新田 弘之, "膜ろ過を用いた浄水処理方法の研究・開発状況と課題", *用水と廢水*, **34**(12), 1015~1024 (1992)
 11. Fane, A. G., *J of Membrane Sci.* **20**(3), 249~259 (1984).
 12. Laine, J.-M., Clark, M. M., and Mallevalle, J. M., *J. Am. Water Works Assoc*, **82**(12), 82-87 (1990).
 13. Hermia, J. G., *Trans. Inst. Chem Engrg.*, **60**, 183~187 (1982).
 14. Amy, G. L. Sierka, R. A. Bedessem, J. Price, D. and Tan, L., *J. Am. Water Works Assoc*, **84**(4), 67~75 (1992).
 15. Agui, W. Tamura, S. Abe, M. and Ogino, K., *The Sci. of the Total Environ* **117**, 543~550 (1992).
 16. Cheryan M., "Ultrafiltration Handbook" published by technomic publishing company (1986)