



저작자표시-동일조건변경허락 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.
- 이차적 저작물을 작성할 수 있습니다.
- 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



동일조건변경허락. 귀하가 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공했을 경우에는, 이 저작물과 동일한 이용허락조건하에서만 배포할 수 있습니다.

- 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](#)

2012년 2월
博士學位論文

정밀여과막 정수시스템의 배출수
활용에 따른 처리효율 향상 연구

朝鮮大學校 大學院

環境生命工學科

李 槿 寧

정밀여과막 정수시스템의 배출수 활용에 따른 처리효율 향상 연구

A Study on the improvement of water treatment
efficiency by reuse of discharge in the
micro-filtration by water supply system

2012年 2月 24日

朝鮮大學校 大學院

環境生命工學科

李 槿 寧

정밀여과막 정수시스템의 배출수
활용에 따른 처리효율 향상 연구

指導教授 李 仁 化

이 論文을 工學博士學位 申請論文으로 提出함

2011年 10月

朝鮮大學校 大學院

環境生命工學科

李 槿 寧

李 槿 寧 의 博 士 學 位 論 文 을 認 准 함

委 員 長 朝 鮮 大 學 校 教 授 崔 炯 一 (印)

委 員 朝 鮮 大 學 校 教 授 申 大 允 (印)

委 員 朝 鮮 大 學 校 教 授 鄭 京 勳 (印)

委 員 光 州 廣 域 市
保 健 還 境 研 究 院 部 長 白 桂 辰 (印)

委 員 朝 鮮 大 學 校 教 授 李 仁 化 (印)

2011年 12月

朝 鮮 大 學 校 大 學 院

목 차

List of Tables	iii
List of Figures	vi
Sign and abbreviation explanation	ix
ABSTRACT	x
I . 서 론	1
II . 이론적 고찰	3
2.1 막 여과기술	3
2.2 막 여과법	11
2.3 막 모듈	19
2.4 막 여과 방식	23
2.5 막의 재질	25
2.6 막 여과 이론	29
2.7 막 여과 정수처리	34
2.8 막 여과공정	47
III . 실험장치 및 방법	48
3.1 정수 처리공정	48
3.2 막 여과공정	54
3.3 배출수 재이용 공정	57
3.4 활성탄 처리공정	59

3.5 실험방법	60
3.6 분석	70
IV. 결과 및 고찰	71
4.1 원수 성상	71
4.2 수온, 탁도, pH 및 조류 개체수가 막 압력에 미치는 영향	73
4.3 응집처리가 막 분리에 미치는 영향	76
4.4 막 여과 및 활성탄 흡착	84
4.5 바이러스 및 원생동물	98
4.6 배출수 재이용 공정	100
4.7 중력식과 압력식 섬유여과장치	105
4.8 경제성 분석 및 도출	118
4.9 분리막의 특성	123
V. 결 론	128
REFERENCES	130

List of Tables

Table 2.1 History of membrane filtration process development in Japan	4
Table 2.2 Membrane treatment facility in the world(50,000m ³ /d over)	8
Table 2.3 Membrane filtration facility in Korea	9
Table 2.4 Speciality depending on membrane separation process	12
Table 2.5 Chemical cleaning agents and concentration	13
Table 2.6 Comparison of membrane products	16
Table 2.7 Material of membrane and application part	28
Table 2.8 Application of membrane processes for drinking water standard in the USA	34
Table 2.9 Characteristics of advanced water treatment process combined with MF/UF	35
Table 2.10 Correlation between temperature and viscosity	39
Table 2.11 Operation parameters and cost for membrane process in water treatment	46
Table 2.12 Speciality and function in accordance with process	47
Table 3.1 General drinking water treatment process	50
Table 3.2 Equipment specification in process	51
Table 3.3 Specification of separation membrane	55
Table 3.4 General conditions of separation membrane	60
Table 3.5 General conditions of submerged membrane	68
Table 4.1 Description of raw water	71
Table 4.2 Changes and correction of viscosity by raw water temperature	73
Table 4.3 Result of analysis of drinking water with R-M mode	77
Table 4.4 Result of analysis of drinking water with F-M mode	80
Table 4.5 Water quality by R-M mode pre-treatment	82
Table 4.6 Water quality by F-M mode pre-treatment	83

Table 4.7 Operating mode with analysis times	83
Table 4.8 Variation of DOC removal in process	89
Table 4.9 Water quality in membrane separation process	90
Table 4.10 Taste, odor and DBPs concentrations for membrane permeate and GAC effluent	90
Table 4.11 TMP change of Membrane filtration	91
Table 4.12 Turbidity and particle counting for membrane permeate	95
Table 4.13 Particle number and LRV for membrane permeate	96
Table 4.14 Virus sampling conditions	98
Table 4.15 Virus analysis result(1st, 2nd)	98
Table 4.16 Analysis result of protozoa	99
Table 4.17 Water quality for discharge water in reuse process	100
Table 4.18 TMP changes of membrane filtration	102
Table 4.19 Comparison of membrane pre-treatment and inverse-washing fiber filtration	105
Table 4.20 Specification of GFF filter	106
Table 4.21 Specification of PCF filter	106
Table 4.22 PCF pH changes and PACL dosing experiment	108
Table 4.23 GFF pH changes and PACL dosing experiment	109
Table 4.24 GFF filter data changes experiment	110
Table 4.25 Experiment variation of PCF filter specification	111
Table 4.26 Design and real operating efficiency compare	112
Table 4.27 Pilot experiment target	113
Table 4.28 Specification of PCF filter(II)	114
Table 4.29 Experiment variation of PCF filter specification	115
Table 4.30 PCF process recovery ratio on existing and new design	116
Table 4.31 Variation of PCF filter in the real plant	117
Table 4.32 Consumption of power due to the whole operation	119

Table 4.33 Unit requirement calculation result about the amount used of PACL	120
Table 4.34 Unit requirement calculation result about the amount used of chemicals during chemical washing	121
Table 4.35 Unit requirement calculation result about the amount used of chemicals during chemical cleaning of discharged water in reuse process	121
Table 4.36 Pilot plant annual maintenance costs	122
Table 4.37 Material analysis result	123
Table 4.38 Analysis result about pore size	124
Table 4.39 Analysis result about inner and outer diameter of MF membrane	126
Table 4.40 Tensile strength and extension ratio of MF membrane	127
Table 4.41 Tensile strength and extension ratio of Tubular membrane	127

List of Figures

Fig. 2.1	Installed MF/UF water treatment plants in the world	6
Fig. 2.2	Constructed plants by MF/UF manufacturing company in the world	6
Fig. 2.3	Treatment capacity of MF/UF plants for drinking water in the world	7
Fig. 2.4	Size ranges of membrane processes and contaminants	11
Fig. 2.5	Schematic of micro-filtration	13
Fig. 2.6	Retention rating and MWC0 for UF	15
Fig. 2.7	Membrane of UF/MF in filtration definition	17
Fig. 2.8	Filtration definition of RO	18
Fig. 2.9	Structure of typical plate and frame membrane module	19
Fig. 2.10	Structure of typical spiral wound membrane module	20
Fig. 2.11	Structure of typical tubular type membrane(Abcor Co.)	21
Fig. 2.12	Structure of typical hollow fiber membrane	22
Fig. 2.13	Operation patten of typical dead-end fiber filtration	23
Fig. 2.14	Operation patten of typical cross flow fiber filtration	24
Fig. 2.15	Schematic of transmembrane pressure(TMP)	31
Fig. 2.16	Procedure of membrane process design	37
Fig. 3.1	Micro-filtration separation pilot plant diagram	48
Fig. 3.2	Micro-filtration membrane and PCF pilot plant diagram	49
Fig. 3.3	Membrane system	54
Fig. 3.4	Out shape of membrane separation module	56
Fig. 3.5	Surface shape of MF membrane in SEM pictures	56
Fig. 3.6	Schematic diagram of discharge reuse process	57
Fig. 3.7	Membrane specification of discharge reuse process and operating method	58
Fig. 3.8	GFF pilot diagram	58

Fig. 3.9 Structure of GFF filter	59
Fig. 3.10 GAC column	59
Fig. 3.11 MF system plot	60
Fig. 3.12 MF system operating flow	61
Fig. 3.13 Filtration method of membrane separation	62
Fig. 3.14 Chemical cleaning order and condition	64
Fig. 3.15 Integrity test order	65
Fig. 3.16 Pin repair method and repairing example	66
Fig. 3.17 Integrity test method	67
Fig. 3.18 GFF pilot diagram	69
Fig. 3.19 PCF pilot diagram	69
Fig. 4.1 Variation of algae in raw water during experiment period	72
Fig. 4.2 Variation of algae types in raw water during experiment period	72
Fig. 4.3 Corelationship of turbidity and TMP	74
Fig. 4.4 Variation of TMP according to coagulant dosing	75
Fig. 4.5 Turbidity changes of raw water and permeate water	84
Fig. 4.6 Changes of turbidity removal	85
Fig. 4.7 Changes of TOC on raw water and membrane permeate	86
Fig. 4.8 TOC removal( : R-M mode)	86
Fig. 4.9 Changes of UV ₂₅₄ absorbance in raw water and membrane permeate	87
Fig. 4.10 Removal rate of UV ₂₅₄ absorbance	88
Fig. 4.11 Removal rate of UV ₂₅₄ absorbance for R-M and F-M mode	88
Fig. 4.12 Variation of transmembrane pressure(TMP)	91
Fig. 4.13 Variation of raw water in turbidity and algae counts	93
Fig. 4.14 Chemical cleaning of flux recovery change by step	94
Fig. 4.15 LRV depending on 5avg/10avg	96
Fig. 4.16 Membrane fracture water guarantee	97

Fig. 4.17 Changes TS of raw and concentrated water in discharged water reuse process	101
Fig. 4.18 Average TS of raw and concentrated water in discharged water reuse process	102
Fig. 4.19 Variation of TMP in discharge water	103
Fig. 4.20 Variation of recovery ratio	104
Fig. 4.21 Comparison water quality on no chemicals-dosing GFF and PCF	107
Fig. 4.22 Comparison water quality on no chemicals and chemicals dosing pH unadjusted	108
Fig. 4.23 Variation production quantity and consumption of power	119
Fig. 4.24 Variation turbidity and coagulant dosing ( : R-M mode)	120
Fig. 4.25 Membrane FT-IR Spectrum	123
Fig. 4.26 Analysis result of heat analyzer	124
Fig. 4.27 Membrane filtration surface analysis	125
Fig. 4.28 Tubular membrane surface analysis	125
Fig. 4.29 Membrane filtration section cross analysis	126

Sign and abbreviation explanation

A	Electric current(ampere)
C_b	Solute concentration in the solution
C_g	concentration of membrane surface gel layer
d	Pore diameter
J	Membrane flux
K	Coefficient of mass transfer
ℓ	Capillary tube length
R_c	Cake layer resistance
R_m	Membrane specific resistance
R_p	Membrane internal resistance
η	Viscosity
W	Voltage
P	Electric power(watt)
ΔP	Pressure Difference
μ	Coefficient of viscosity
ε	Surface porosity
TMP	Transmembrane pressure
LMH	liter per hour
NTU	Nephelometric turbidity units
PAC	Poly aluminum chloride
R-M	Raw water to membrane
F-M	Flocculation water to membrane

Abstract

A Study on the improvement of water treatment efficiency by reuse of discharge in the micro-filtration by water supply system

By Lee, Kun-Young

Advisor : Prof. LEE, in-hwa

Department of Life Environment Engineering

Graduate School of Chosun University

The main purpose of standard water treatment process is removing the turbidity and sterilize the microorganism which cause the disease. And the interests about introduction of membrane filtration for advanced water treatment facilities have been increased in domestic and overseas, due to limit of treatment ability to *Giardia lamblia.*, *Cryptosporidium parvum.* But the technology level of membrane filtration water treatment is retained in laboratory or small scale pilot plant. And studies in safety of water quality by long-time operation with combination process including design, management factor and maintenance ability controlling the quality of raw water is insufficient to applicate the process to commercial scale.

In this study, we development the commercial plant having 500m³/d capacity in filtration plant G which intakes pre-chlorine treated Han river raw water, using actual scale pressure-type MF membrane that is suitable for over 100,000m³/d capacity plant. Using this plant, we proposed the defect factor of raw water quality and suitable operation conditions by operating during 3 years from 2004 to 2006. And we suggest the stability data for treated water quality, economic feasibility factor and management factors by evaluation of trouble form and operational

frequency. And we proposed check-list of diagnosing operation for membrane filtration.

From the evaluating the tailorability of facilities which operates mixture/coagulation/precipitation, submerged-MF membrane, mixture/GFF, mixture/3FM, we develop substitute method to overcome the disadvantages of existing concentration/precipitation facilities through the utilize automation, stability, and minimize of site area.

From the such studies the potable water quality improved as like the average turbidity maintained within 10.5 NTU. The average turbidity of treated water in pressure-type MF membrane was less than 0.05 NTU, and number of particle is less than 20/ml for any raw water quality variation.

The trouble factors of membrane filtration process to raw water were turbidity, organism, algae, flavor · odor factor, temperature, and etc. So we concluded that membrane filtration combination process which is able to introduce for season is MF or UF + GAC(PAC) in from February to April, pre-chlorine treatment + MF + GAC(PAC) in from March to June and in October, and coagulation and precipitation + MF or UF combination in from June to August.

From the results of analysis for organism in the raw water, the SUVA(specific ultraviolet absorbance) value was average $1.82\text{L}/\text{mg} \cdot \text{m}^{-1}$, hydrophilic low molecular, and it occurred with NOM(natural organic material) form, which is not able to be removed by standard water treatment process. And average TOC value of raw water during 2 years was 2.24mg/L while bound 3.47mg/L to 1.40mg/L.

During experiment term, 16% of TOC was exist as particulate organic matter, and 84% was dissolved matter. The TOC removal efficiency was 16% in membrane filtration single direct filtration. And when operating in pre-treatment process of which suitable amount of coagulant is 1/3~1/5 of rapid sand filtration process, it was 30~50%, similar to standard water treatment process. And after adapting the GAC process, TOC removal efficiency increased up to 78%.

Based on the above results, we concluded that MF and UF membrane process required pre-treatment process like PAC(powder activated carbon) and coagulation in water shortage period, and additional treatment process like GAC(granule activated carbon).

With the result of analysing 2-MIB and Geosmin these are flavor · odor factor and act as a defect factor of tap water in raw water by 2006, it exceeded 10ng/L, which is Japanese over 6 month odor-occurrence standard of the year. And 2-MIB occurred in spring, Geosmin in summer and autumn.

With the result of evaluating remove efficiency targeting period of which concentration of 2-MIB and Geosmin is high, remove efficiency was almost nothing in coagulation MF membrane process with concentration. When operating in PAC, GAC adsorption combination process, they are removed less than 10ng/L, which is Japanese odor-occurrence standard of water quality. Therefore, we conclude that activated carbon combination process needs to remove 2-MIB and Geosmin which act as a factor of flavor · odor occurrence in Han river area.

In the result of seasonal evaluation(from April to December) about safety of treated water quality in submerged UF and pressure-type MF membrane, it could satisfy 67 items that are monitored by Seoul city, including water quality standard for drinking water.

In two water treatment facilities in standard water treatment process of which capacity are over 1,000,000m³/d, the electricity consumption including additional installation, for example, lighting facilities which is compared with total production for a year was 0.26~0.30kWh/m³ while total electricity consumption in membrane filtration facilities is 0.38~0.41kWh/m³.

In Han river water, we conclude that submerged UF and pressure type MF membrane needs chemical cleaning(CIP) once in a 6~8 months, and typical pollutant was organic matter. The average recovery of in submerged UF membrane was 90%, pressure type membrane was 96%(Max:98, Min:88), so it was stable during operation. Trouble occurrence during continued operation

in two years, the level of problem, for example, the damage of separation membrane and module was mainly cause by pump, compressor, and valve that are surroundings facilities.

From the field test, we found that membrane filtration process has many advantages, for example, the treatment yield for purification of water increase, and water quality increased consequently. More over, it was another advantages in terms of economics accomplished for the size reduction of plant and automation of reaction equipment. It was suggested that mixture, coagulation, precipitation and membrane filtration sequence by substituting sand filtration process in standard process as membrane separation facilities. The separation and removal of suspended solids, for example, turbidity and pathogenic microorganism, occurs by using pressure type micro-filtration membrane. In terms of stability and efficiency in the membrane filtration process, pre-treatment installing makes that water quality maintained in the suitable ranges whatever introduced water quality including algae and high turbidity. Such improve gave flexibility to set membrane filtration in existing water treatment process accommodate the change of raw water quality and faced for the reinforcement of standards in water quality.

In spite of process was improved the facilities installed in standard process as like turbidimeter, pH meter and thermometer could utilized for monitoring the operation process. And particle count of algae was introduced for control the important influence factor in the operating membrane filtration course and data was acquisited analyzed in real time. And we reviewed to choose condition for operating pre-treatment course automatically which is depending on range of inputted data.

Though the applied GFF filter having ability for decrease of total process recovery rate, it seems that we should considerate application of PCF for decrease advantage of GFF due to use raw pump, stable quality of operated water, and achievement of design recovery rate. With the result of non-chemicals operated water experiment, change of fiber specification

of PCF was 2000 Denier(D). When using fiber under 100 Filler(F), turbidity of treated water remove efficiency 88.9%, captures 478.4 NTU/m² · frequency and we achieved purpose. But remove efficiency was low in over 20 D/F of turbidity. And we confirmed that there were differences of turbidity remove efficiency depending on filtration line velocity in every fiber specification. With the result of non-chemicals treated water experiment, when using fiber with less than 2000 D and 110 F, we achieved purpose, with turbidity remove efficiency of treated water 88.9% and capture amounts 478.4/m² · frequency.

From result of this study, we could confirm that if we alternate existing clarifiers type of emission water treatment facilities into PCF of which site area is limited, its treatment efficiency and recovery rate were favorable. Based on the obtained results, It was suggested that if membrane filtration type is many supplied as a advanced water treatment process with economical feasibility and improved for recovery of water.

Keyword : Micro-filtration, Pathogenic bacteria, Membrane Fouling, Mixture-Coagulation-Sedimentation, Membrane separation, Algae count

1. 서론

우리나라 상수도는 1908년에 도입되었으며 국민의 건강증진, 산업발달 및 생활수준 향상에 크게 기여하고 있다. 수도시설은 대도시에는 대규모 시설, 지방의 시·군에는 소규모 시설이 설치되고, 수도가 공급되지 않는 농어촌에는 마을 단위 간이정수시설이 설치되었으나, 다목적 대규모 댐들이 축조됨에 따라 광역 상수도 이용률이 증가하는 추세이다.

이와 같은 광역 상수도시설은 도시 인구의 증가와 산업화에 부합하는 안정된 수량과 보건위생학적 수질을 확보하고, 수원 및 수도시설의 부지선정, 건설비, 유지관리비 등 경제적, 기술적으로 적용할 수 있는 장점이 많다.

인구증가, 생활수준 향상 및 중화학공업 발달 등의 요인으로 용수소비량이 증가함에 따라 오폐수 발생량도 증가하여 상수원의 수질이 악화되어 1989년 수돗물의 중금속 사건, 1990년 THMs 사건, 1991년 낙동강 페놀오염사건, 1994년 낙동강 하류 정수장의 악취사건 등 각종 수질오염사고가 빈발하여 수돗물에 대한 국민의 신뢰가 악화되고 양질의 수돗물에 대한 관심이 증폭되었다.

수돗물 불신은 수질오염사고 외에도 관로의 노후에 의한 녹물 발생, 잔류염소 농도의 불균등 분포에 따른 관로부식, 염소 취 과다에 의한 음용기피 등 여러 가지 관리·기술의 미흡에 근본적인 문제가 있었지만 사회적으로는 1990년대에 전국적으로 설치된 먹는 물 공급업체들의 시장개척 전략에 의한 수돗물 불신활동에 의해 가중되었다.

국제적으로도 1993년 미국 밀워키시 정수장에서 발생한 병원성 원생동물에 의한 수질오염 사고로 인하여 수돗물 불신풍조는 정점에 달했으며, 이 사건을 계기로 각 국가마다 정수처리기준이 강화되고 먹는 물 수질기준이 강화되었다.

이러한 병원성 원생동물이 국내 몇몇 정수장의 상수원수와 정수에서도 미량씩 검출됨으로써 탁도 등의 입자성 물질 제거와 병원성 미생물의 소독을 목적으로 행해져온 모래여과 및 염소소독 중심의 표준정수처리 체계는 수정보완이 불가피하게 되었다.

즉 기존의 표준정수처리공정으로 제거되지 않거나 제거효율이 낮은 이·취미 물질, 철, 망간, 암모니아, 경도성분 등 특수정수처리 대상물질 외에도 소독부산물전구물질과 *Cryptosporidium sp.*, *Giardia sp.*와 같은 병원성 원생동물 및 병원성 virus를 제거할 뿐만 아니라 소독부산물이 적게 생성되는 처리공정을 추가하거나 전적으로 처리시스템을 교체할 필요성이 제기된 것이다.

막 여과 공정은 기존의 표준정수처리 시스템이 가지고 있는 제반 문제들을 해결할 수 있고 약품을 사용하지 않거나 사용량이 적으며, 장치 및 조작이 간단하고 자동제어에 의하여 원수의 수질변동에 대응하여 처리할 수 있다는 장점 등이 있어서 기존의 처리장에 추가설치하거나 신규 정수처리공정으로 도입하는 방안이 검토되거나 도입되고 있다¹⁾.

정수처리에 막 여과공정이 실용화되어 도입된 첫 사례는 1988년 프랑스 파리 근교의 Amoncourt에 설치된 응집제를 사용하지 않고 지하수를 처리하는 70ton/d 규모의 한외여과시설이다. 이곳에서 사용한 막은 프랑스의 Lyonnaise des eaux 회사에서 개발한 셀룰로오스막인데, 현재는 한국, 유럽, 미국, 일본 등 여러 국가에서 막을 생산하고 있다^{2, 3)}.

막 여과를 이용한 고도정수처리기술은 2000년대에 접어들어 급속히 발전하고 대규모처리까지 가능해져서^{4, 5)}, 미국 120여 개소, 일본 350여 개소 등 수백~수만m³/d 규모의 정밀여과(MF)/한외여과(UF) 장치가 설치되어 운영되고 있다⁶⁾.

우리나라의 경우 1990년대 초반 이후 환경부 G7 프로젝트 및 차세대핵심환경기술개발사업 등을 중심으로 막 여과 연구를 다양하게 진행하고 있는데, 여러 가지 다공성 막 소재 및 막 모듈 등을 개발하여 해수 담수화, 유기물의 분리·농축, 폐수처리, 초순수 제조 및 기체분리 등 여러 분야에 응용하고 있다⁴⁾.

본 연구에서는 정밀여과 막을 이용한 정수처리공정의 처리효율 제고방안을 모색하고자 한다. 이를 위하여 생산용량 500m³/d 규모의 실증플랜트와 농축수 처리 장치를 제작하고 계절별 수질특성, 장애요인, 원수수질 변화에 따른 적정 운전 조건 등을 조사하였으며, 수질 안전성, 경제성, 설계 운영인자 및 막 여과기술의 안정성 평가를 실시하였다.

II. 이론적 고찰

2.1 막 여과기술

2.1.1 연구개발

막 여과기술은 1950년대에 이온교환막의 실용화를 통해 급속히 발전하고, 1960년대에는 미국을 중심으로 공업용수의 탈염과 해수담수화를 위한 역삼투법(Reverse osmosis : RO)을 비롯하여 정밀여과와 한외여과공정이 개발되었다.

1970년대 초에는 식품, 생물, 수 처리 등의 분야에서 pilot 규모의 실험을 통한 분리, 농축, 정제 가능성이 보고되고, 1970년대 말 미국의 Yuma 지역에서 콜로라도 강 지류의 탈염(300,000m³/d 규모)을 목적으로 RO막이 적용됨에 따라 중·대규모 시설에 대한 RO막의 적용성이 입증되었다.

1980년대에는 고도 분리 기능의 막 소재 개발과 함께 효율적인 모듈 및 시스템이 개발되어 정수처리시설에 도입되었는데, 1987년 미국 콜로라도 주의 Keystone 정수장에 MF-UF막을 조합한 pilot 규모의 장치가 설치되어 지표수를 처리하고, 1988년 프랑스 Amoncourt 정수장에는 상업적인 규모의 UF막 시스템이 설치되었다.

1990년대 이후에는 막 여과 정수처리의 경제성이 입증되고, 타 공정과 조합한 Hybrid 공정도입이 개발되어 대규모 처리가 가능해져서 미국, 프랑스 등의 국가에서 다수 설치되고, 일본에서도 1993년 MF/UF막을 사용한 막 여과 정수처리기술이 도입되었다.

또한 1993년 미국, 1996년 일본의 정수장에서 발생한 *Cryptosporidium sp.*에 의한 대형 감염사고를 계기로 막 여과시설에 대한 관심과 도입이 가속화되면서 미국에서는 10,000m³/d 이상의 규모를 갖춘 중·대형 막 여과시설 40여기가 건설되고, 일본에서는 국가사업으로 확대하였다.

일본의 경우 그 동안 전문적인 막 제조사들에 의해 연구·개발되어왔던 막 여과기술을 국가적 차원에서 체계적으로 추진하여 괄목할 만한 성과를 이룩하였다.

Table 2.1. History of membrane filtration process development in Japan

Project name	MAC 21	New MAC 21	ACT 21	e-WATER
Periods (year)	1991~1993	1994~1996	1997~2001	2002~2004
Object	Turbidity and microorganism removal	Organic substance (THMEP, micro-chemicals, taste and odor, virus), sludge treatment)	Higher pollutants removal, compact, operating and management technology, performance improvement	Scale-up, Total system
Membrane	MF/UF	MF/UF/NF	MF/UF, NF/RO	MF/UF, NF/RO
Supervisor	Waterwork process association	Japan water research center	Japan water research center	Japan water research center
Contents	Membrane pilot test and application research	DBPs reduce tech. chemicals, taste and odor, virus, etc removal tech	Hybrid system, water quality improvement, fouling control	Development of large scale membrane plant, reduce the environmental effect
Source water	Edogawa river water	North Chiba WTP etc, 9 plants	Hukumas WTP etc	Yokohama WTP etc
Plants No.	35	-	Membrane 13 (Total 37)	
Operating periods	6 months continuous operation	3 years, long-term operation	5 years	3 years
Main purpose	Performance, Cleaning, Operating control, Energy consumption, Reliance test	Hybrid process test MF, UF, NF, Ozone GAC	High-performance membrane, Efficient physical cleaning, Pre-treatment	Large scale membrane process, New-paradigm water treatment tech. Total system, Safety for the water supply
Results	<ol style="list-style-type: none"> 1. Turbidity and colloids removal 2. Plottage save 3. Chemical save 4. Compact and reliable process 5. Flux 0.5m/d at TMP 98.1kPa 6. Recovery is possible over 90% 	<ol style="list-style-type: none"> 1. THMFP, color removal 2. Possible 80~90% of recovery by NF 3. MF, UF for NF pre-treatment 4. <i>Cryptosporidium</i> removed by MF, UF 5. MF, UF is useful for waste concentration 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Membrane, Ozone, GAC, BAC hybrid process is available 2. Ozone-resist membrane development 3. Air scrubbing efficiency 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Large-scale facility optimization 2. Optimum CIP method, and module development 3. Module reuse Large scale membrane process development 4. Water supply guideline to reduce the environment effect

즉 통상성공업기술원의 대형 프로젝트인 “아쿠아 르네상스 90 계획” 과 통상성의 “바이오포커스” 등에서 MF와 UF막 여과공정의 연구개발이 추진되어 분뇨처리와 하수처리수의 재이용 등에 실용화되고, 후생성 주관 하에 UF와 MF막 여과기술을 이용한 정수처리기술을 개발하기 위해 1991년부터 민·관·학 공동 프로젝트인 “MAC 21(Membrane Aqua Century 21)”, NEW MAC 21, ACT 21 및 e-WATER 사업 등을 추진하여, 중·대규모 정수장에 대한 실용화의 발판을 마련하게 되었다⁷⁾.

우리나라 경우 1989년 페놀오염 사건이후 수질오염에 대한 국민적 관심이 고조되고, 수질오염 방지시설에 대한 지속적인 증가와 함께 고도처리를 위한 수요가 급증하면서 1990년대 초반 이후 환경부 G7 프로젝트 및 차세대핵심 환경기술 개발사업 등을 주축으로 막 여과기술에 대한 연구가 본격화되었다.

2.1.2 도입배경 및 현황

미국, 일본 등에서 *Cryptosporidium sp.*과 같은 병원성 원생동물에 의한 대형 감염사고가 발생하고 수질기준이 강화에 따라 응집-침전-여과-소독공정으로 처리해 온 기존의 정수장들은 새로운 공정을 추가설치하거나 신규 정수처리공정을 도입해야 할 형편이 되었다.

막 여과기술은 그 동안 지속적으로 발전하여 Fig. 2.1, 2.2, 2.3에 나타낸 것과 같이 *Cryptosporidium sp.*과 *Giardia sp.* 등의 병원성 원생동물의 높은 제거율, 자동제어에 의한 유지관리, compact한 막 모듈의 개발과 설치비용의 저감 등이 가능해짐에 따라 그와 같이 고도처리 공정을 추가하거나 신규로 설치해야 할 정수장에 1990년대 급속히 보급되어 2000년대에는 Zenon(캐나다), Toray(일본), Asahi Kasei(일본), Memcor(호주), Degremont(프랑스) 등의 전문적인 MF/UF막 제조업체들이 탄생하였다⁷⁾.

2002년 기준으로 MF/UF막이 설치되었거나 계획 중인 정수장은 미국이 120여개 이고, 일본은 350여개의 정수장에서 1,400,000m³/d의 음용수를 생산하고 있으며, 그 밖에 호주, 프랑스 등 세계 여러 국가에 보급되고 있다^{5, 8)}.

막 여과 정수처리의 기술적, 경제적 타당성이 입증됨에 따라 기존 시설과 고도정수처리를 연계한 혼성 시스템에 대한 연구가 활발하게 전개되고 있어서 향후 투자·운영·경제성을 고려한 막 여과시설의 도입은 지속적으로 성장할 것으로 예상된다.

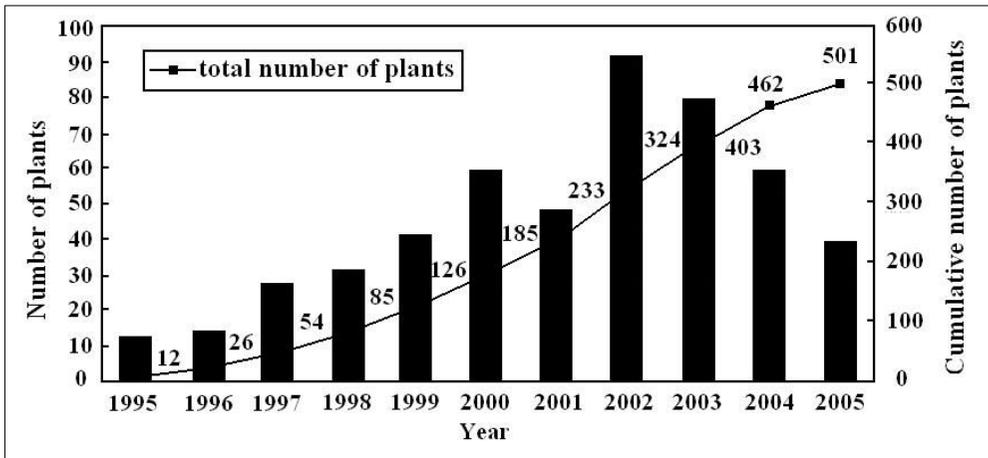


Fig. 2.1. Installed MF/UF water treatment plants in the world.

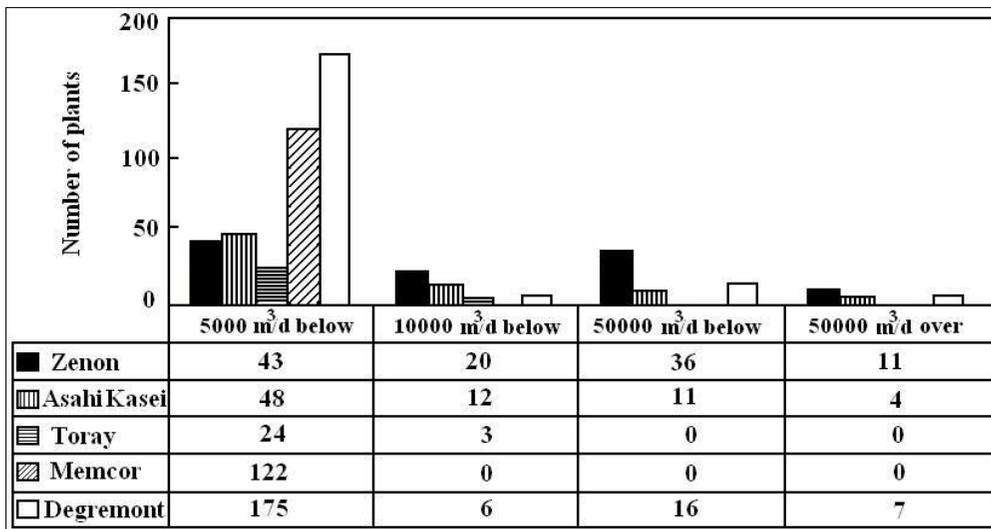


Fig. 2.2. Constructed plants by MF/UF manufacturing company in the world.

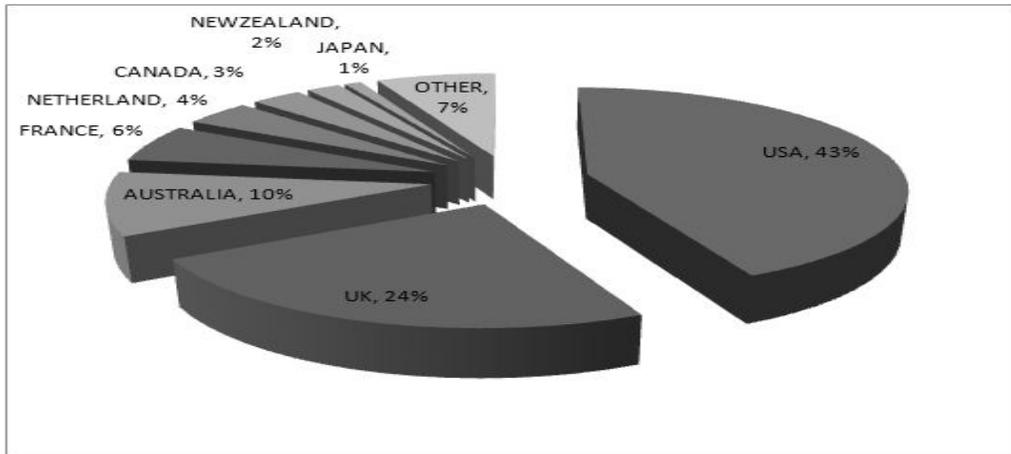


Fig. 2.3. Treatment capacity of MF/UF plants for drinking water in the world.

한편 미국과 프랑스를 비롯한 유럽 등의 국가에서 먹는 물 수질기준이 강화되고 상수원 오염이 심화됨에 따라 정수처리에 MF, UF, NF막 등의 도입에 관한 많은 연구와 실용화가 추진되고 있는데, KISTI 통계(2002)에 의하면 소규모 시설 중심의 일본에 비해 중·대형 막 여과시설의 수가 많은 미국과 프랑스를 비롯한 유럽에서 세계 막 여과시설에 대한 처리용량 대비 80% 시설이 집중되어 있으며, 2002년 기준으로 막 여과 정수처리시설의 MF/UF막 점유율은 63% 정도이다.

이와 같이 각 국가별로 막 정수시설 도입에 따른 개발전략에 의해 미국과 유럽 등의 서구에서는 현장 검증실험을 통해 대용량의 시설로 것으로 도입한 반면, 일본은 소규모 정수시설을 중심으로 단계적인 기술개발에 의해 보급하는 차이를 보이고 있다.

미국은 2002년 기준으로 120여개 정수장에 막 여과시설이 도입되어 수돗물을 생산함으로써 전체 수도용량 1억 6천만 m^3/d 의 약 6.5%를 처리하고, 일본은 계획처리수량 약 25만 m^3/d 규모로 350여개의 막 여과시설을 도입하였거나 건설계획 중인데 그 점유율은 일본전체 상수도 공급용량 4,500만 m^3/d 의 약 0.56% 정도이다.

따라서 전 세계적인 막 여과공정의 도입은 아직까지 초보적 단계라고 볼 수 있지만 시장 규모가 꾸준한 성장세를 보이고 있고, 2000년대 이후 50,000 m^3/d 이상의 중대형 막 여과 정수처리시설의 설치가 가능해짐에 따라 MF/UF 시장의 성장속도는 가속화될 것으로 전망된다.

Table 2.2. Membrane treatment facility in the world(50,000m³/d over)

Plant name	Country	Capacity (m ³ /d)	Operating date(year)	Sort	Feature	Supply Comp.
Chestnut	Singapore	272,520	2004	UF	Surface water Enhanced-coa.	Zenon
Kamloops	Canada	160,106	2004	UF	"	"
Racine	U.S.A	189,250	2005	UF	Surface water Filter water inflow	"
San Joaquin	U.S.A	136,260	2005	UF	Surface water Settled water inflow	"
Thornton	U.S.A	189,250	2005	UF	Surface water Direct filter	"
Scottsdale	U.S.A	113,550	2006 (plan)	UF	Surface water Enhanced-coa.	"
Lakeview Region of Peel	Canada	261,165	2006 (plan)	UF	Surface water Direct filter	"
00	U.S.A	75,700	2000	MF	Surface raw water Pre-treatment	Asahi Kasei
00	U.S.A	75,700	2002	MF	Surface raw water Pre-treatment	"
Bendigo WTP (Aqua 2000)	Australia	126,010	2002	MF	-	Memcor
Kenosha WTP	U.S.A	82,520	1998	MF	-	"
Scottish Water Invercarnie WTP	England	84,100	2004	MF	-	"
St Cloud	France	100,000	2006	UF	Surface raw water	Degremont
Moscou	Russia	275,000	building	UF	Surface raw water	"
Angers	France	120,000	building	UF	Surface raw water	Degremont
Del Rio	U.S.A	106,000	1999	UF	Surface raw water	"

우리나라 정수장의 막 여과기술 도입은 여러 여건상 다소 더디게 진행되고 있는 것이 사실이다. 미국과 유럽 등의 국가에서 상수원으로 지하수를 주로 사용하는 것과는 달리 우리나라에서는 지표수를 상수원으로 사용해왔고, 수도 공급 체계가 외국의 경우 민영화가 많은 반면 우리나라는 지방자치단체 중심으로 구성되었으며, 상수원수의 수질이 양호하여 미국이나 일본에서 발생한 수돗물 사고처럼 심각한 수질오염 사고가 일어나지 않았고 그 동안 사용해온 표준정수처리를 외면할만한 지표도 없기 때문이다.

Table 2.3. Membrane filtration facility in Korea

Plants	Location	Capacity (m ³ /d)	Application	Operating date(year)	Membrane	Feature	Remark (supply comp.)
Sam-sung	Gyun-ggi	80,000	Industrial water	2001	UF	Without Sedimentation	Zenon Canada
Girye	Gyun-buk	300	Drinking water (pilot)	2002	MF	Research Equipment (KWCO)	Asahi-kasei Japan
Sihung	Gyun-ggi	3,600	Drinking water	2003	MF	Flocculation, Sedimentation	Asahi-kasei Japan
Edong	Gyun-ggi	1,500	Drinking water	2004	UF	"	Asahi-kasei Japan
Guui	Seoul	2,500	Drinking water	2004	MF/UF	Research Equipment (Seoul city)	Asahi-kasei Toray, Zenon, Degremong
Yang-dong	Gyun-ggi	1,000	Drinking water	2005	UF	Flocculation, Sedimentation	Degremong France
LG	Gyun-ggi	40,000	Industrial water	2005	MF		Asahi-kasei Japan
Gong-ju	Chung-nam	30,000	Drinking water	2009	MF	Flocculation, Sedimentation	Toray Japan

또한 많은 가정이나 사무실에서 MF, UF, RO 및 활성탄 등을 조합한 가정용 정수기를 사용하고, 생수를 음용할 경우 먹는 샘물을 구입하거나 약수터 등에서 자연수를 가져와 사용하고 수돗물을 끓여 먹을 경우 오염물질에 따른 보건위생상의 문제가 거의 없기 때문에 수도요금이 상승되는 정수장의 막 여과도입을 서두를 필요도 없는 형편이다.

그러나 공업용수 공급을 위한 막 여과 시설은 국내 여러 산업체에서 외국에서 도입하였거나 자체 제작하여 운영하고 있다. S 전자가 2001년에 외국에서 개발된 막 모듈을 도입하여 50,000m³/d 규모의 UF막을 설치하여 운영하면서 경제성과 수질의 안정성이 확인됨에 따라 다양한 규모로 설치되고 있다.

한편 2006년 6월에 수도법이 개정되어 5,000m³/d 이하의 막 여과시설이 정수처리기술로 인정됨으로써 소규모 정수장에 대한 도입속도가 빨라질 것으로 예상된다. 중·대형 정수장에 대한 막 여과기술의 적용은 2004년부터 환경부의 Eco-star project 국가사업으로 추진 중인 중대형 막 분리 고도정수처리시스템

개발 및 상용화 과제로 추진되는 시범 정수장이 건설되는 2010년 이후부터 노후하여 개·보수시기에 도래한 중·대형 정수시설을 대상으로 도입여부가 적극 검토되고 있다. 그 결과 국내 막 여과사업은 일시에 거대규모의 시장이 될 가능성이 매우 높다.

2.1.3 막 여과 산업의 전망

막 여과장치의 운영비를 줄이기 위한 일환으로 저압 membrane에 대한 연구개발이 진행되고 있다. 저압 Membrane은 원수 중의 용존 고형물을 모두 제거하지 않기 때문에 탈염이나 담수화의 목적으로 사용할 수는 없지만 콜로이드와 같은 미립자뿐만 아니라 *Cryptosporidium sp.*과 *Giardia sp.*와 같은 병원성 원생동물까지 제거할 수 있어서 정수처리에 적용될 잠재력이 매우 크다.

MF와 UF가 도시 상수 및 하수처리에 적용되기까지는 많은 시간이 소요되었다. 1990년대 초반까지 MF/UF 시장은 생명과학산업, 초소형 전자공학을 위한 고순도 물 및 페인트 세척을 위한 소독수의 공급과 같은 소형 산업에 적용되었을 뿐이다. 그러나 3단계 경로를 거치면서 시장은 대규모로 발전하였다.

1단계는 1993년 미국 밀워키정수장의 *Cryptosporidium sp.*사고 이후 음용수처리를 위한 MF와 UF의 파급이고, 2단계는 1990년대 후반에서 2000년 초반까지 물 부족에 대한 대안으로 하수처리장 방류수를 저압 membrane과 생물반응장치를 조합하여 재사용하는 플랜트사업이며, 3단계는 2000년대 중반에 역삼투 시설의 탈염을 위한 전처리 방법으로 저압 membrane을 이용하는 것이었다.

이러한 3가지의 시장 즉 음용수처리, 하수재이용 및 탈염을 위한 전처리 시장으로 인하여 저압 membrane 시장은 2007년에 최고조에 달하게 되었다. 즉 그 해에 처리용량 10,000m³/일 이상 규모가 588개소나 설치되어 시운전되었다.

그러나 미국에서 2006년에 장기 지표수 처리규칙이 완화되어 미국의 음용수 부문에서 저압 membrane의 수요 감소는 탈염전처리에 대한 시장의 성장과 하수처리 부문의 지속적인 강세를 상쇄시켰다.

세계적으로 산업이 발달하고 생활수준이 향상됨에 따라 용수사용량이 증가하고 상수원수의 수질은 악화되지만 보건위생에 대한 의식수준이 높아지고 수돗물에 대한 요구수준이 높아지면 그만큼 편리하고 안전하며 경제적인 저압 membrane 정수처리 시스템의 수요도 증가할 것으로 전망된다.

2.2 막 여과법

막 여과공정은 압력차(pressure-driven)에 의하여 물을 두께 1 mm이하의 반투과성 막에 통과시키면서 여과·확산에 의하여 불순물을 제거하는 기술이며, 작용압력(operation pressure), 막 세공(membrane pore) 및 분획분자량(molecular weight cut off, MWC0) 등에 따라 정밀여과(micro-filtration, MF), 한외여과(ultra-filtration, UF), 나노여과(nano-filtration, NF) 및 역삼투(reverse osmosis, RO) 등으로 구분한다⁹⁾.

막 분리 메커니즘은 MF는 기공에 의한 체 거름효과, UF는 체 거름과 흡착, RO는 용해 및 확산이며, NF는 UF와 RO의 중간성격이다. 막의 공극이 작아질수록 작용압력이 증가한다.

SIZE MICRONS	IONIC RANGE	MOLECULAR RANGE		MICROMOLECULAR RANGE	MICROPARTICLE RANGE	MICROPARTICLE RANGE		
	0.001	0.01	0.1	1.0	10	100	1000	
APPROXIMATE MOLECULAR WEIGHT	100	1000	20000	100000	500000			
RELATIVE SIZE OF VARIOUS MATERIALS IN WATER	AQUACUSSALTS METALIONS	VIRUSES	HUMCACIDS	CLAYS	COLLOIDS	BACTERIA	ALGAE	SAND
PROCESSES	REVERSE OSMOSIS NANOFILTRATION ELECTRIC DIALYSIS	ULTRAFILTRATION	MICROFILTRATION	COAGULATION	ACTIVATED CARBON	CONVENTIONAL FILTRATION PROCESSES		SAND ACTIVATED CARBON (grains)

Fig. 2.4. Size ranges of membrane processes and contaminants.

Table 2.4. Speciality depending on membrane separation process

Process	Driving force(atm)	Separation mechanism	Pore size (μm)	Flux range ($\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{bar}$)
MF	0.1~2.0	sieve	0.01 ~ 10	> 50
UF	0.1~5.0	sieve and adsorption	1 ~ 100nm	10 ~ 50
NF	5.0~20	UF and RO intermediate nature	<0.001	1.4 ~ 12
RO	10~100	dissolution and diffusion	0.1 ~ 0.001	0.05 ~ 1.4

2.2.1 정밀여과

MF막은 가장 오랜 역사를 가진 분리 막으로 1864년 독일 Schoenbien이 콜로이드 용액 중에 미세구조를 발견하고 19세기 후반에 nitro cellulose막이 제조되면서 혈액과 세균 분리연구 등에 응용되어 왔다.

MF의 막의 기공은 $0.1\sim 10\mu\text{m}$ (보통 정수용: $0.1\sim 0.3\mu\text{m}$)이고 두께는 $10\sim 150\mu\text{m}$ 이며 작용압력은 $0.1\sim 2.0\text{bar}$ 이다. 불순물의 입경이 $0.1\sim 1.0\mu\text{m}$ 인 미립자나 박테리아 크기의 물질은 제거할 수 있지만, 용존성 유기물이나 바이러스 등의 제거율은 낮으므로 흡착, 응집, 소독 등 다른 공정과 조합하여 활용하거나, UF, NF 및 RO의 전처리공정으로 이용되고 있다.

MF는 $0.1\mu\text{m}$ 이상의 공극을 갖는 막을 이용하여 주로 수중의 무기 콜로이드 입자를 제거함으로써 탁도를 감소시키는 공정이다.

환경산업에서는 생물학적 공정과 결합한 MBR(membrane bioreactor)공정으로서 하·폐수처리에 많이 이용되고 있다.

여과 메커니즘은 공급수를 빠른 속도로 막 표면을 통과시켜 표면·내부여과에 의해 입자의 지름이 막의 공경보다 큰 탁질 입자, 콜로이드 입자와 분자량이 큰 단백질, 전분 및 대장균을 분리한다. 작용압력이 $0.1\sim 2.0\text{bar}$ 로 매우 낮아 경제적이며 탁도를 0.1NTU 이하로 제거할 수 있다^{10, 11)}.

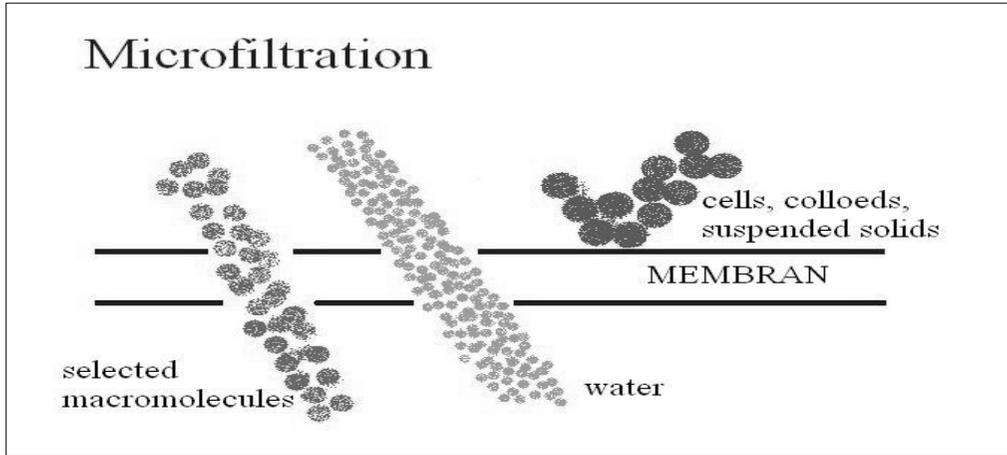


Fig. 2.5. Schematic of micro-filtration.

여과시간이 지속되면 flux가 감소하여 경제성이 저하하므로 기능을 회복하기 위하여 공기나 물을 사용하여 역세척(back washing)을 실시하는데 작용압력의 10% 이상 높게 적용하고, flux가 초기의 90% 이하로 화학세정을 실시한다.

세정제로 사용되는 구연산(citric acid), 염산, 인산 등의 산(acid)은 철과 망간을 산화하고 여러 가지 유기물과 함께 막 표면에 침전되어 형성되는 스케일을 제거한다. 알칼리(수산화나트륨)와 계면활성제는 단백질과 다른 유기물 제거 목적으로 사용되고, 과산화수소(H_2O_2), 포르말린(HCHO 30% 함유 용액) 및 차아염소산나트륨(NaOCl)과 같은 염소계 살균제는 박테리아 생성을 억제하기 위해 사용된다. 그러나 NaOCl, Cl_2 등의 염소계 살균제는 막의 소재를 파괴시킬 수 있으므로 최근에는 PVDF 재질의 막이 사용되고 있다.

Table 2.5. Chemical cleaning agents and concentration

Chemicals		Concentration(wt%)
Alkaline	NaOH	0.4 ~ 5
Inorganic acid	HCl	0.05 ~ 5
	H_2SO_4	0.08 ~ 1
Oxidant	NaOCl	0.05 ~ 2
Organic acid	Oxalic acid	0.1 ~ 1
	Citric acid	0.5 ~ 2

역세척을 실시할 때 중공사막인 경우에는 공칭공경이 $0.2\mu\text{m}$ 이하이므로 물은 통과하나 공기는 통과하지 않기 때문에 수압을 $1\sim 5\text{kgf}/\text{cm}^2$ 로 작용시켜 역 세척함으로써 막의 성능을 회복시킬 수 있다.

최근 신소재로 개발된 세라믹 MF막(주원료 Al_2O_3)은 유기계 MF막보다 내열성(800°C), 내식성 및 강도가 높고 내마모성이 우수하여 다양하게 사용되고 있다.

MF막은 cross-flow나 dead-end 여과방식이 사용되는데, 원수의 SS농도가 높은 경우에는 cross-flow 방식이 유용하다.

시판되고 있는 MF막의 형식에는 plate type, spiral wound type, plate and frame type, hollow fiber type, tubular type, ceramic type 등이 있고, 주요 제조업체로는 Asahikasei, Mitsubishi rayon, Fuji Pall, Saturitos, Osmonics, Millipore, Ondeo-degremont, Toray, 웅진케미컬, 동양나일론, SK케미컬, 코오롱, 제일모직 등이 있다.

2.2.2 한외여과

UF막은 1960년 Michaels에 의해 처음 개발되었다. 공극이 미세하여 측정이 거의 불가능하여, 분자량 크기(Dalton)로 나타내는 분획분자량을 UF막의 분리성능 지표로 사용한다.

UF막은 Fig. 2.6에 나타낸 것과 같이 비대칭 막으로 두께는 $150\sim 250\mu\text{m}$ 이고 막 표면층은 $1\mu\text{m}$ 이며, 기공은 $0.02\sim 0.5\mu\text{m}$ 이고 작용압력은 $1\sim 3\text{kgf}/\text{cm}^2$ 이다. 작용압력이 매우 낮기 때문에 운전비가 적게 소요된다. UF막의 분획분자량(여과 제거율이 90% 이상인 분자량)은 1만~200만 dalton으로서 입경 $0.001\sim 0.1\mu\text{m}$ 범위의 거대 유기분자(10^6 moles/g), 단백질, 바이러스, 병원성 원생동물 및 헤모글로빈 등과 일부 용존성 유기물을 제거할 수 있지만 이온이나 미량유기물은 제거할 수 없다.

UF는 탁도와 병원성 미생물의 제거가 주목적이며, 맛·냄새물질과 같은 용존성 저분자 유기물이나 이온성물질의 제거율은 낮으므로 이러한 물질이 원수에 포함되어 있는 경우에는 흡착과 응집공정 등을 조합하여 처리하여야 하고, 원수의 탁도가 높을 경우에는 표준 정수처리공정으로 전처리를 실시함으로써 처리효율을 제고할 수 있다.

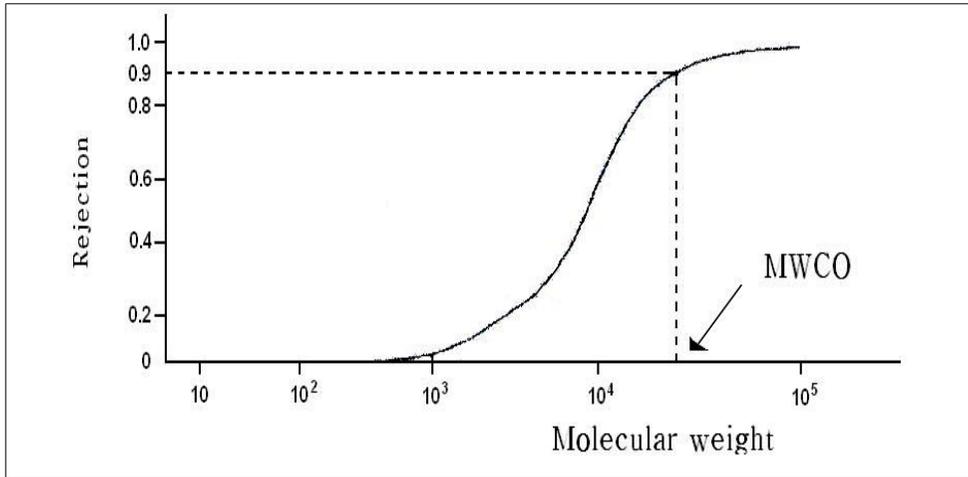


Fig. 2.6. Retention rating and MWCO for UF(Ex; MWCO : 4×10^4 dalton).

UF막의 종류는 Table 2.6에 나타낸 것과 같이 plate and frame type, hollow fiber type, tubular type 및 spiral wound type 등이 있다. 국내외 주요 생산 업체는 Zenon(캐나다), US-Filter(미국), Memcor(호주), SK 케미칼·코오롱·제일모직(한국) 등이며, 정수처리, 하수처리(재이용수), 반도체용 초 순수 생산, 보일러 용수 제조 등에 사용된다.

여과방식은 농축수를 순환시키는 십자형(Cross-flow)과 처리 후 즉시 계 외로 배출하는 전량여과(dead-end)가 있으나, 전량여과방식은 회수율이 낮아서 비경제적이므로 정수처리에서는 십자형이 주로 사용된다.

막의 재질은 유기막과 무기막으로 구분하는데, 유기막은 초산셀룰로오스계와 합성수지인 Polysulfone, Polyethylene, Polypropylene, Polyacrylonitril 등을 이용해서 제조하고, 무기막은 세라믹계로 초산알루미늄과 초산지르코늄 등이 사용된다.

한외여과 막의 종류와 특성을 살펴보면 정수처리 공정에는 중공사형 막이 가장 많이 사용되고 있다. 통수 형식은 원수가 막의 안쪽에서 바깥쪽으로 공급되는 내압식(internal pressure type)과 이와 반대인 외압식(outside/in)이 있고, 작용압력은 여과에 필요한 막간차압을 얻기 위하여 양압력(positive pressure)을 사용하는 가압형과 부압력(vacuum pressure)을 사용하는 침지형으로 나눌 수 있다.

Table 2.6. Comparison of membrane products

Items	Inside-out			Outside-in			Immersed	
	Hydranautics	Norit	Degremont	Asahi-Kasei		Memcor	Zenon	Memcor
Type	UF	UF	UF	UF	MF	MF	UF	MF
Model	Hydra-Cap	Xflow	Aqua-source	Microza		CMF	Zenon 500	CMFS
Pore size(μm)	0.025	0.025	0.01	0.003	0.1	0.1	0.04	0.1
MWCO	150kD	150kD	100kD	80kD	-	-	150kD	-
Material	PES	PES	CA	PAN	PVDF	PVDF	PVDF	PVDF
Fiber-diameter (In/out)	0.8/1.3	0.8/1.5	0.77/0.93	0.8/1.4	0.8/1.4	0.275/0.55	0.75/1.95	0.275/0.55
TMP (bar)	2	2	2	3	3	0.4~1.5	0.07~0.5	0.2~0.85
BW	CEBW	CEBW	BW (finished water)	BW (NaOCl+ Air)	BW (NaOCl+ Air)	BW+ Inside Air	BW (finished water+ cycling Air)	BW (finished +Air)
Filtration method	dead end+ crossflow	dead end	dead end+ crossflow	dead end+ crossflow	dead end+ crossflow	dead end	cross-flow	cross-flow

UF공정과 MF공정은 탁도 제거목표가 0.1NTU 이하로서 같고, 작용압력 및 운전 인자가 유사하다^{10, 11)}.

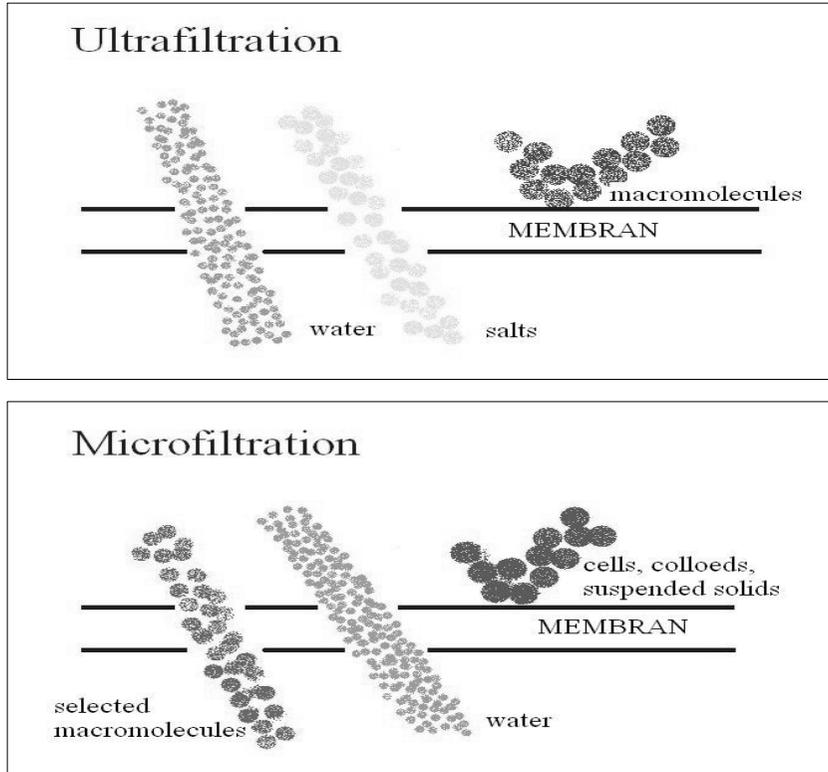


Fig. 2.7. Membrane of UF/MF in filtration definition.

2.2.3 나노여과

NF의 작용압력은 5~20bar로서 저압 역삼투(low pressure reverse osmosis)라고도 불리며 3~10 μ m의 입경을 갖는 물질을 제거하는데 이용된다. 제거 메커니즘은 체 거름(sieving), 확산(diffusion) 및 배제(size exclusion)이며, 용존성 유기물질이 주로 제거된다. NF의 용질제거 원리나 메커니즘은 RO와 유사하고 운전압력은 RO보다 매우 낮으며 분획분자량은 UF보다 낮고 이온 배제율은 RO보다 낮다.

주로 칼슘, 마그네슘, 철, 망간 등의 다가이온(multivalent ion)과 소독부산물 전구물질(disinfection byproducts formation potential : DBFP)인 미량 유기물을 제거하기 위하여 고안된 공정이며, 해수 중의 염분과 합성유기물질(synthetic organic compounds : SOC)의 제거, 연수화(water softening)에도 이용된다.

NF에서 다가 이온은 거의 대부분 제거되지만, 1가 이온 제거율은 20~70%로서 90% 이상인 RO보다 현저히 낮고, 유기물의 분획분자량은 200~500으로 10,000이상인 UF보다 저분자 물질까지 제거할 수 있다.

2.2.4 역삼투

RO막은 Fig. 2.8과 같이 비대칭막이고 두께는 $150\mu\text{m}$ 이며, 막 표면층은 $1\mu\text{m}$ 이고 기공은 $2 \times 10^{-3}\mu\text{m}$ 이하이다. 고분자 유기물($10^5 \sim 10^6 \text{ moles/g}$)과 저분자 유기물($10^3 \sim 10^6 \text{ moles/g}$) 및 나트륨이온과 염소이온 등의 이온과 아미노산, 글루코오스 등도 제거할 수 있다.

고염도 용액을 순수한 물로 분리할 때 공정이 진행됨에 따라 화학적 퍼텐셜(chemical potential)의 차이에 의해 저농도에서 고농도 쪽으로 물의 확산이 촉진되어 평형에 이르게 하려는 삼투압이 작용하므로, 삼투압과 반대방향으로 구동력을 작용시키고, 경제성을 얻기 위해서는 적어도 삼투압의 2배 이상을 가해야 한다.

불순물 배제 메커니즘은 유기 고분자가 micelle을 형성하고 micelle 간격으로 물이 투과하도록 작용압력 20~100atm을 가하며, 막의 dielectric 계수가 낮으므로 염이 막에 흡착되지 않고 고압(53~100atm)에서는 유효 압력차보다 삼투압차에 의해서 물이 투과된다. 해수의 경우 작용압력은 50~80bar이고 염배제율은 95~99% 이다.

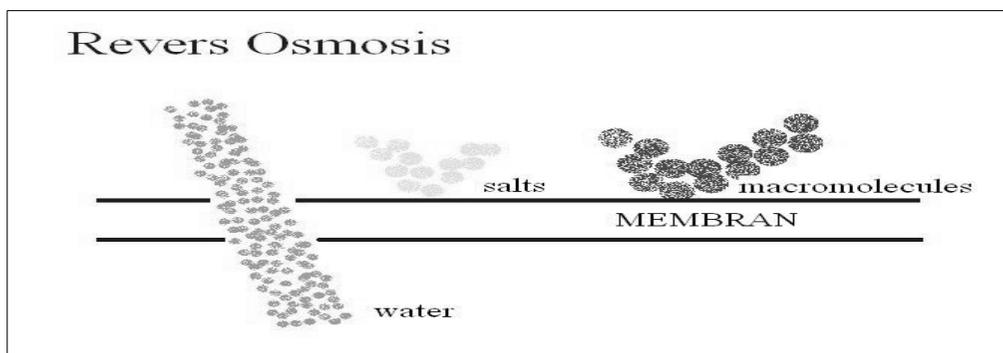


Fig. 2.8. Filtration definition of RO.

2.3 막 모듈

막 모듈은 크게 평판형, 관형, 나권형 및 중공사형으로 나눌 수 있다. 막 모듈은 튜브형과 평판형으로 대별할 수 있으며, 튜브형 막 모듈은 관형과 중공사형으로, 평판형 막 모듈은 평판형과 나권형으로 구분된다.

산업적 규모로 물질을 분리하기 위해서는 매우 넓은 막의 면적이 요구된다. 넓은 막 면적을 콤팩트한 규모로 집적시키는 장치단위를 막 모듈이라 하며, 유입부, 농축부, 투과부 및 압력지지 장치 등으로 구성된다.

2.3.1 평판형 막

평판형 막(plate and frame membrane)모듈은 한외여과법에서 비교적 낮은 압력으로 사용되며 압력을 보강하기 위해서 폴리에틸렌 등의 합성수지 입자를 연화정보다 약간 낮은 온도에서 가압 소결해서 만든 다공판이나, 스테인레스 입자의 소결판을 내면에 사용한다.

덴마크 DDS사가 제조한 막은 Fig. 2.9와 같이 가운데 구멍이 난 디스크형으로 폴리술폰 재질의 지지판 상하에 각각 위치하며, 분리막과 지지판 사이의 공간은 투과액이 흐르는 통로가 된다. 이 장치는 박층 유로식이기 때문에 약간의 유속으로도 막 면의 전단 속도가 커져서 농도분극이 감소할 수 있다. 이 막의 단점으로는 colloid성 물질이 있으면 막히기 쉽고 농축액의 농도를 일정하게 유지하면서 배출하기 어렵고, 구석구석을 깨끗이 청소하기 어렵다는 점이다.

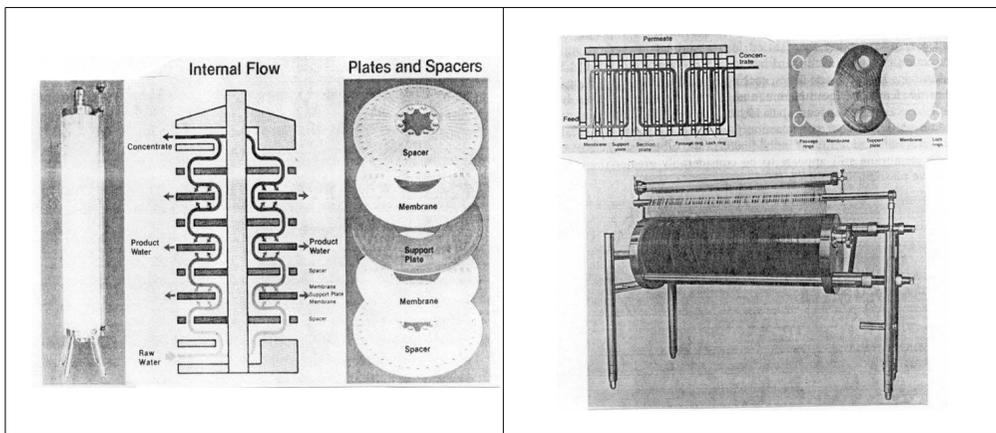


Fig. 2.9. Structure of typical plate and frame membrane module.

2.3.2 나권형 막

나권형 막(Spiral wound membrane) 모듈은 평판형 모듈이 지니는 장점을 유지하면서 평판형 막의 단점인 단위 부피당 막 면적을 크게 향상시킨 것으로 매우 광범위하게 사용되고 있다. 최초의 나권형 막 모듈은 미국 UOP사에서 제작하였다. 나권형 막 모듈은 투과액 채취관을 중심으로 지지대-막-스페이스 순으로 반복해서 감겨져 있다.

막은 양끝에 지지대를 장착한 후 원액을 스페이스 부분을 통해서 축 방향으로 흘러보내 분리한다. 나권형 막 모듈의 구조 및 단면을 Fig. 2.10에 나타내었다. 스페이스는 여러 가지 형태로 개발되었다. colloid나 겔을 만드는 물질은 스페이스에 걸려서 그 눈을 메워 버릴 염려가 있으므로 공급액을 전 처리하지 않으면 안 된다.

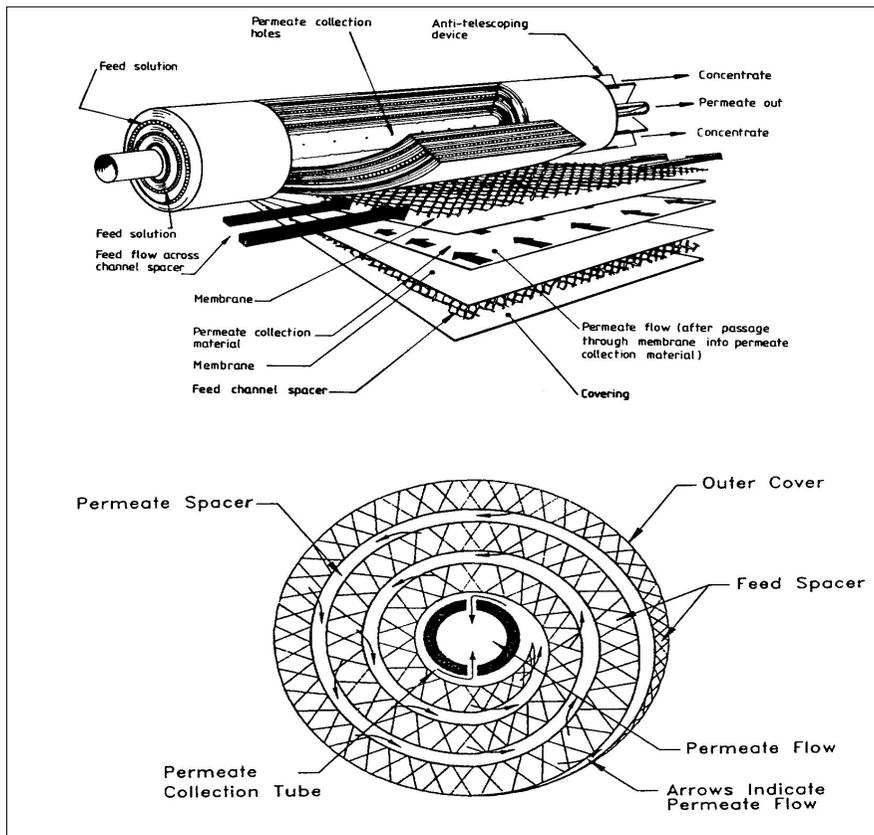


Fig. 2.10. Structure of typical spiral wound membrane module.

2.3.3 관형 막

관형 막(Tubular type membrane)은 평판형 막에 비하여 그 특징이 반대이다. 막의 내경은 보통 0.5~1inch이고 길이는 5~10ft이다. 지지대로는 폴리에틸렌 입자를 연화정보다 약간 낮은 온도에서 소결시킨 다공성관과 유리섬유에 폴리에스테르 또는 에폭시 수지의 적당량을 함침 시킨 다공성이고 강도가 있는 관, 모래를 수지로 굳힌 관, 벽에 구멍을 뚫은 스테인레스관 등이 사용되고 있다.

그리고 지지대에 직접 막을 부착시킨 것과 별도로 막을 만들어서 완충재와 함께 관 내부에 삽입하여 지지한 것이 있다. 관형 막에서 막 넓이를 크게 하기 위해서 여러 개의 관을 직렬로 연결하는데 너무 많이 연결하면 압력손실이 커지므로 병렬로 연결한다.

관형 막은 자기 제어성이 있어서 병렬로 연결하여 사용할 경우 성능에는 지장이 없지만 병렬로 나누어지는 지관의 구조가 적당하지 않으면 농축액을 완전히 압출하기 어렵다. 단백질과 다당류 등을 농축·정제하기 위하여 관형 한외여과막을 많이 사용한다.

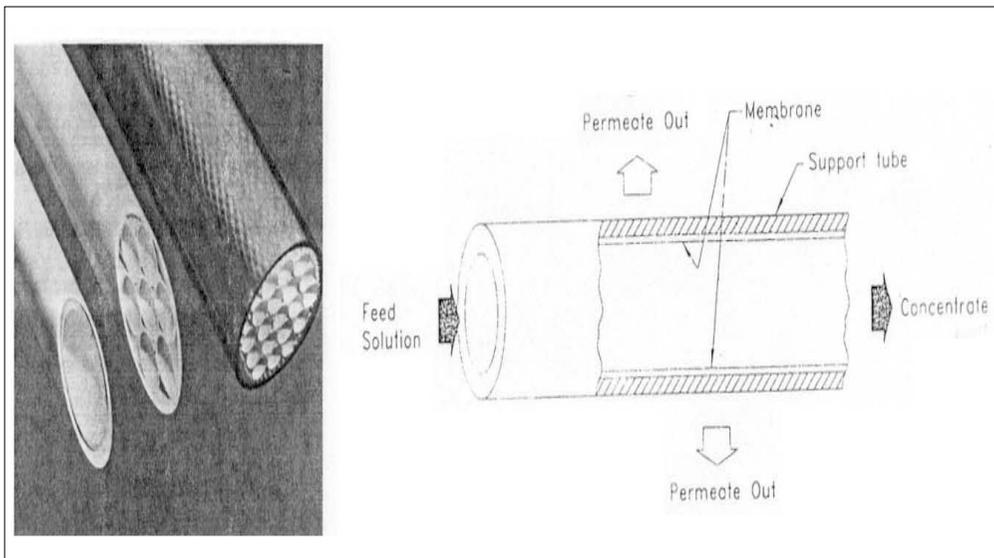


Fig. 2.11. Structure of typical tubular type membrane(Abcor Co.).

2.3.4 중공사형 막

중공사형 막(Hollow fiber type membrane)은 해수의 담수화나 하·폐수의 유출수 처리 등에 많이 이용되며, 주요 제조회사는 Du pont, Dow chemical, Ashahi glass, Nitto denko, Memcor, Genon, Amicon사 등이다. Amicon사 제품을 제외하고는 관외부에서 원액을 공급하는 형태이며, Du pont사의 막은 비대칭성막이며, Dow chemical사의 막은 균질막이다.

중공사형 막은 단위 부피당 막의 넓이가 나관형 막의 17배 정도이므로 매력적이거나, 나관형 막과 마찬가지로 colloid나 겔을 형성하는 물질이 있으면 쉽게 막힌다. Du pont사 제품의 경우 처리액을 10 μ m 여과기로 예비 여과하여 액의 탁도를 0.3NTU 이하로 주입해야 한다.

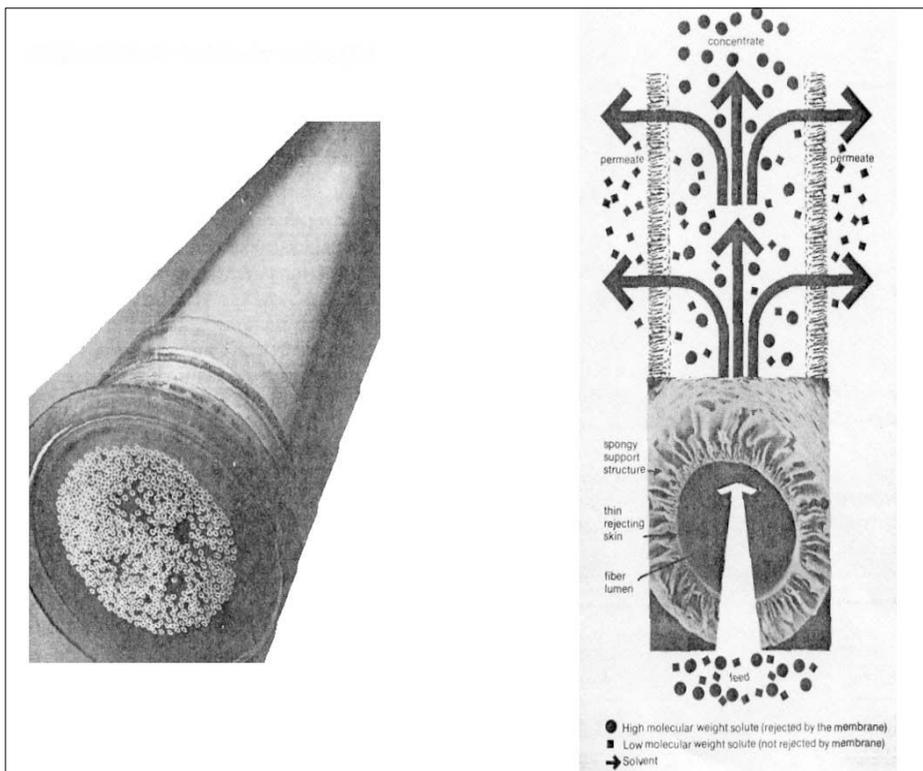


Fig. 2.12. Structure of typical hollow fiber membrane.

2.4 막 여과 방식

막 여과 여과방식은 공급수 방향이 막 표면에 90° 인 전량여과와 공급수 방향이 동일한 방향인 심자형여과로 나뉘어진다.

2.4.1 전량여과

전량여과방식은 저농도 공급수가 fiber 내부에 유입되면 membrane을 통과하여 fiber의 외벽을 흐르는 여과수(permeate)가 생산되고, 걸러진 불순물이 fiber 내부표면에 농축된다.

유체흐름이 막의 표면에 수직으로 흐르며 막의 표면에서 모든 입자들이 제거되어 축적된다. 이와 같이 축적된 입자들은 시간이 경과함에 따라 케이크 층을 형성하고, 또 다른 입자들은 형성된 케이크 층에서 제거되기도 하지만 막 여과 자체로는 충분히 입자물질을 제거할 수 있다.

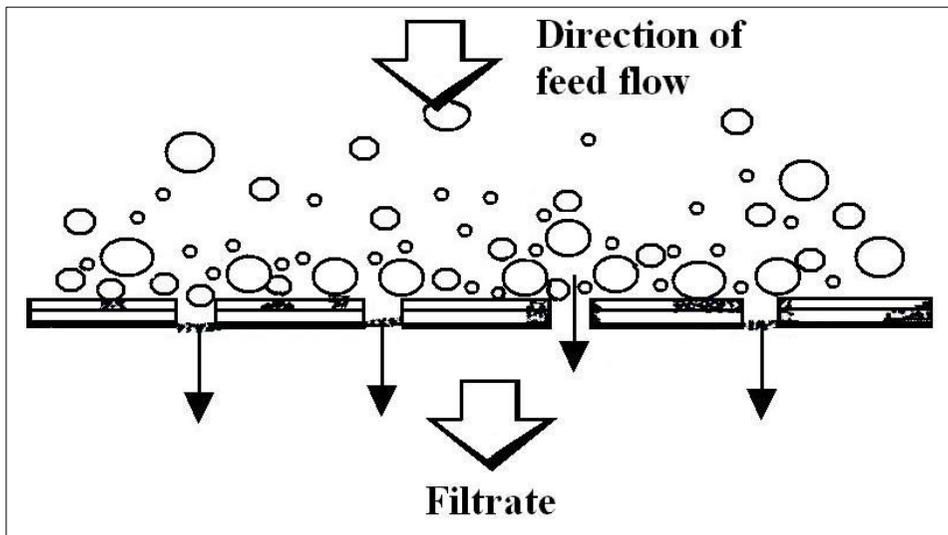


Fig. 2.13. Operation patten of typical dead-end fiber filtration.

여과가 지속됨에 따라 제거된 입자물질들에 의해 여과저항이 발생하고 가해지는 압력이 일정할 경우에는 투과 flux가 감소한다. 이때 투과 flux를 일정하게 유지하기 위해서는 작용압력을 증가시켜 주어야 한다. 따라서 전량여과방식에서는 형성된 입자를 제거하기 위해 주기적으로 운전을 중지 시키는 단점이 있다.

따라서 정수처리에 이 방식을 적용할 때에는 세정공정이 추가되어야 하고 십자형여과에 비해 에너지가 절약되는 이점이 있어 많은 미국 정수장에서는 MF막 공정에 채용하고 있다. 그러나 UF막 공정에서도 저 에너지를 위하여 전량 여과 방식 또는 이와 유사한 십자형 방식이 점차 증가하고 있다.

2.4.2 십자형여과

고농도의 탁질을 함유한 원수를 처리할 때 입자물질은 투과유속을 감소시키며 막의 내부를 폐쇄하나, 막 공급수를 중공사 내면을 따라 흐르게 하면 막 표면을 세척하게 된다.

십자형 여과방식은 전량 여과방식과는 달리 유체의 흐름이 막의 표면에서 수평으로 흐르면서 유체의 일부분을 막으로 통과시켜 상대적으로 얇은 cake층을 형성하게 하는 방식으로 제거된 입자의 축적이 일어나는 전량 여과방식의 문제를 극복하기 위해 고안된 방식이라 할 수 있다.

따라서 십자형 방식은 막 표면의 침전물을 제거함으로써 막의 막힘 현상의 예방에 따른 여과저항을 감소시킴으로써 보다 높은 flux를 유지할 수 있다⁷⁾. 일반적으로 역삼투(RO), 한외여과(UF)에 주로 사용하고 있는 이 방식은 정상적인 연속 여과를 용이하게 달성할 수 있고, 여과속도를 높게 유지할 수 있는 반면 충분한 평행류 생성을 위해 여과유량에 대한 공급수의 유량이 커야하기 때문에 여과유량 당 에너지소비량이 큰 것이 단점이다.

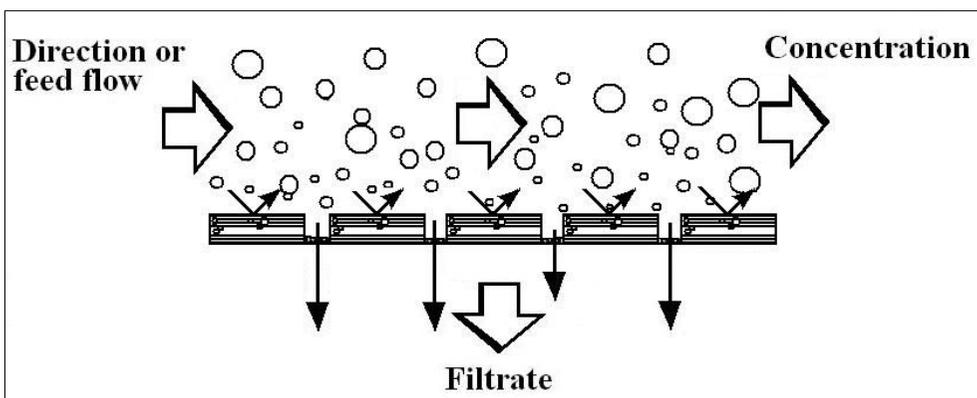


Fig. 2.14. Operation pattern of typical cross flow fiber filtration.

분리막 모듈은 단위 부피당 큰 막 면적을 유지하여 설치공간을 최소화 할 수 있도록 충전 밀도가 높아야 하고, 분리 공정 시 불가피하게 발생하는 막 표면에서의 농도분극과 막 오염을 최소화 할 수 있어야 한다. 또한 유체의 흐름에 따른 압력손실을 최소화할 수 있도록 모듈 내의 용액의 흐름을 최적화하여 장시간 동안 일정한 투과성능을 유지할 수 있어야 한다¹²⁾.

2.5 막의 재질

필터로서 역할을 수행하는 얇고 튼튼하며 경제성 있는 막이 실용화되기 시작한 것은 불과 20~30년 전의 일이며, 고분자, 전기화학, 세라믹 기술 등 소재산업이 발달함에 따라 막의 재질이 셀룰로오스에서 이온교환막, 팔라듐 소결막 등에 이르기까지 다양하게 발전하였다. 정수처리에 많이 사용하는 재질은 셀룰로오스계, 비셀룰로오스계 및 비초산셀룰로오스계 막으로 분류한다.

2.5.1 셀룰로오스계 막

1953년 Reid가 cellulose를 아세틸화(acetylation)하여 만든 acetyl cellulose 막이 초창기 막이며, 해수 담수화에 사용되었다. 친수성(hydrophilic)이며 염소에 대한 저항력이 있고 저렴하다. 고분자의 분자량은 25,000~80,000이며, 표면에 윤이 나고 매끄럽다. 건조한 상태로 보관하거나 방치해서는 안 되며, 적정 pH 범위는 4~7로 좁고 사용온도가 제한된다.

Loeb과 Sourirajan이 얇은 표피층(skin layer)과 두꺼운 지지층(support layer)의 비대칭성 구조로 Loeb이 만든 100 μm 보다 훨씬 얇은 두께 0.06~0.3 μm 인 디아세틸 셀룰로오스계의 초박막(超薄膜)을 개발하였다. 이 복합 막은 내압성이 강한 치밀한 지지층을 부착시켜 만든 막으로서 표피층과 지지층의 재질이 다르기 때문에 복합막이라고 한다.

중공사는 모발정도가 극히 가느다란 외경 45~65 μm , 내경 24~30 μm 정도의 관형으로 되어 있고, 압력이 가해지면 내압성 지지체가 없어도 70kg/cm² 정도의 압력에 견딜 수 있다. 막의 투과성은 비대칭성의 acetyl cellulose막의 1/10~1/50이지만, 밀도는 아주 높다.

2.5.2 비셀룰로오스계 막

방향족 폴리아마이드계 증공사막이 있으며, 비대칭 폴리아마이드계 증공사막은 염소이온 제거율을 92% 정도로 높일 수 있다. 이 막은 acetyl cellulose 막보다 내알칼리성이고 적용 pH범위가 4~11로 넓지만, 내 염소성이 상당히 떨어지는 단점이 있다.

Poly imidazopyrene막은 염 제거율이 90% 이상이고, 내약품성이 우수하나 투과량이 적다. poly benzimidazol막은 내열성, 내압성, 반투과성이 우수하고 탈염막으로 적절하다. 지지층 막 위에 poly acryl산을 첨가하여 상층을 형성시키고, 2차적으로 zirconium 수산화물로 이중층을 형성시킨 dynamic막은 탈염율은 낮지만 막투과량이 크고, 내열성, 내알칼리성, 미생물에 대한 저항성 등이 우수하며 막의 재생이 쉬운 장점을 가지고 있다.

$\text{Na}_2\text{O}-\text{B}_2\text{O}-\text{SiO}_2$ 계의 글라스 증공사막은 외경 $20\mu\text{m}$, 내경 $10\mu\text{m}$ 으로서 약 $200\text{kg}/\text{cm}^2$ 의 압력에 견딜 수 있으며, 내약품성, 미생물에도 저항성이 크다.

2.5.3 비초산 셀룰로오스계 막

합성 고분자막은 수용성 고분자를 가교한 것으로 카르복실산기를 갖는 고분자와 복합체를 만든 후 폴리이소시아네이트와 반응시킨다. 친수성 모노마와 소수성 모노마의 공중합체는 친수성과 소수성비에 의해 제조한다.

Polyvinyl alcohol(PVA)막은 물 및 염의 투과계수가 낮고, 선형수용성 고분자막인 polyvinyl pyrrolidone(PVP)막은 물 투과계수는 초산셀룰로오스의 30~60배이지만, 염의 투과계수가 4,000배 정도로서 분리성능이 나쁘다.

친수성 및 소수성 모노머를 공중합시켜 만든 막에는 Copolyurethane계 막, 비닐모노마공중합 막(스티렌-비닐피로리딘, 아크릴산에틸비닐피로리딘), 메타크릴산 가락토스의 공중합물 막, 메타크릴산 글리세롤의 공중합체 막, 비닐피로리딘-스틸렌-아크릴산메틸(에틸)공중합체 막, 폴리에틸렌옥사이드와 비닐모노마의 공중합체 막, 에틸렌글리콜모노메타글리레이트와 에틸렌글리콜디메타글리레이트의 공중합체 막 등이 있다.

극성 모노마의 공중합체 막은 내압성이고 결정성이 높으며 분자 간 회합도와 탈염성이 높다. 분자간의 회합력이 높아지기 위해서는 고분자 물질이 극성이 높은 방향족 탄화수소를 가져야 한다. 고분자막의 견고성을 증가시키는 가장 효과

적인 극성기는 프로톤 공여체기이며, 그 외에 에스테르기, 카르복실기, 니트릴기가 있다. 공중합체 막으로는 폴리비닐렌카보네이트 막, 폴리아크릴로니트릴 막 등이 있다.

친수기를 부가한 소수성 고분자막은 소수성 고분자에 친수기를 도입하여 역삼투 특성을 갖게 만든 반투막이다. 그 중 하나는 이온교환기를 갖는 막의 적용이고, 다른 하나는 친수성 막에 화학적 방법을 이용해서 그래프트 중합으로 친수기를 도입하는 방법이다. 술폰화 2,6-디메틸폴리페닐렌옥사이드 막이 여기에 속하며, 2,6-디메틸폴리페닐렌옥사이드 수지에 술폰기를 도입시켜 이온 교환능을 갖는 역삼투 막이 개발되었다.

무기막의 재질로는 산화지르코늄(지르코니아, ZrO_2), 산화알루미늄(Al_2O_3), carbon, SiC, 다공질 glass막, 산화티타늄(TiO_2) 등이 있으며, 정수처리에는 지르코늄(지르코니아, ZrO_2), 산화알루미늄(Al_2O_3) 등을 원료로 제조한 세라믹 막이 주로 사용된다¹³⁾.

세라믹 막은 반영구적이고 flux가 크며, 압력 한계범위가 20bar 정도로 높고, 140°C 정도의 고온에서도 내열성이 강하며, 전 pH 범위에서 운전이 가능하다. 또한 유기성 막에 비해 내열성, 내약품성이 좋고 기계적 강도가 큰 편이다.

2.5.4 막의 재질에 따른 필터의 종류

막의 재질은 Table 2.7에 나타낸 바와 같이 정밀여과 막, 한외여과 막, 나노여과 막 및 역삼투 막에 따라 다음과 같은 것이 있다¹⁴⁾.

정밀여과 막에는 PVDF(polyvinylidene fluoride), Polyester, Polypropylene, PTFE(polytetrafluoroethylene), Poly urethane, Polysulfon, Polyamide, Nylon, Polycarbonate, Acrylonitrile polymer, Regenerated cellulose 등이 사용된다.

한외여과 막에는 Polyethersulfone, PVDF(polyvinylidene fluoride), Regenerated cellulose, Polysulfones, Polyamides, Poly carbonates, Cellulose triacetate, Poly acryl nitrile, Acrylonitrile copolymers, Polyvinyl chlorides, Polyethers, Polyelectrolyte complexes 등이 사용된다.

또 나노여과 막 및 역삼투 막에는 Polybenzimidazoles, Polyfuran resins, Sulfonated polysulfon, Polyureas, Polyamide, Polypiperazinamides,

Polyamines, Polyphenylene oxide, Polyethers, Regenerated Cellulose, Cellulose Acetate-methacrylates, Cellulose Acetate-butyrate 등이 사용되며, 이와 같은 막의 지지층 재료로는 Polysulfon, Polypropylene, Fiberglass, Polyester, Polyolefin, Polyurethane, Woven Glass 등이 사용된다.

Table 2.7. Material of membrane and application part

Material of membrane	Using filter type
Cellulose acetate(CA)	MF, UF, RO
Cellulose teriacetate(CTA)	MF, UF, RO
CA/Triacetate blend (CA / TAB)	RO
CA/Triacetate nitrate (CA / TAN)	MF
Cellulose(regenerated) (Ce)	D
Polyacrylonitrile Copolymer (PAN)	UF
PAN-Polyvinichloride copolymer [PAN-PVE (copolymer)]	MF, UF
Polyamide(aromatic) [PA (aromatic)]	MF, UF, RO
Polyarylether Sulfone(polysulfone) [PAEtS]	MF, UF
Polybenzimidazole(PBL)	RO
Polycarbonate(track-etched) [PC]	MF
Polyester(track-etched) [PEs]	MF
Polyimide[PI]	UF, RO
Polypropylene [PP]	MF
Polytetrafluoroethylene [PIFE]	MF
Polyvinylchloride [PVC]	MF
Polyvinylidene fluoride [PVF]	UF
Mephenylene-diamine + Trimesoyl chloride(i)	RO
Polyetheramine + Isophthloyl chloride(i)	RO
Polyetheramine + Toluene diisocyanate(i)	RO
Polyacrylic acid + Hydrous zirconium oxide(ii)	UF, RO

note 1) (i) : surface layer of complex membrane, (ii) : surface layer of dynamic membrane

2.6 막 여과 이론

2.6.1 막 공정의 flux 이론

Resistance-in-series model은 응집-UF막 여과공정의 영향평가에 사용되며, 이 Model의 투과(permeate) flux는 다음 식으로 산출한다¹⁵⁾.

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_F} = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c + R_f)} \dots\dots\dots(2-1)$$

J : 투과 flux(permeate flux, 단위)

ΔP : 막간차압(transmembrane pressure, kg/m, N/m²)

μ : 물의 점성계수(viscosity of the fluid permeating the membrane, N · s/m²)

R_m : 깨끗한 막의 수리학적인 저항(hydraulic resistance of clean water, m⁻¹)

R_c : Cake의 저항(resistance of cake, m⁻¹)

R_f : 비가역적인 흡착과 공극의 막힘에 의한 fouling 저항(m⁻¹)

또 cake 저항 R_c 는 다음 식으로 산출한다.

$$R_c = \frac{\alpha M}{A_m} = \frac{\alpha V C_b}{A_m} \dots\dots\dots(2-2)$$

α : Cake의 비저항, M : 막 표면에 침적된 Cake의 양,

A_m : 막의 면적, V : 축적된 투과수의 양,

C_b : 입자의 벌크 농도, R_c : 케이크 저항

α 는 단위 막 면적당 침적 물질의 양에 의한 cake의 저항이며, 이는 Carman-Kozeny 식을 사용하여 다음 식으로 구할 수 있다.

$$\alpha = \frac{180(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 \rho_p (d_p)^2}$$

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu R_m}{A \Delta P} = \frac{\alpha \mu C_b}{2(A_m)^2 \Delta P} \times V \dots\dots\dots(2-3)$$

ε : Cake의 porosity, ρ_p : 막의 밀도, d_p : 입자의 직경

ΔP 는 flux의 감소, cake층 공극율의 증가, 입자 직경의 증가에 따라 감소한다. 그리고 MF와 UF막의 유효공극 pore 막을 통과하는 flux는 다음 식으로 구할 수 있다.

$$J = \frac{f(r_{pore})^2 \Delta P}{8\mu\theta\delta_m} \dots\dots\dots (2-4)$$

f : 막 표면의 개공(open pore) 면적분율

θ : 공극 곡의 인자(pore tortuosity factor), δ_m : 막의 유효두께

2.6.2 막 여과의 기초식

1. 다공성막의 성능평가

MF/UF막의 성능은 분획분자량(molecular weight cut-off : MWCO)에 의해서 평가하는데, 분획분자량은 분자량이 이미 알고 있는 고분자 용질과의 겉보기 저지율(R_{obs})이 0.9 또는 0.95일 때의 분자량이다.

$$R_{obs} = 1 - \frac{C_p}{C_f} \dots\dots\dots (2-5)$$

C_f : 원수(feed) 농도(kg/m^3), C_p : 여과수(permeate) 농도(kg/m^3)

2. 막 오염지수

막 오염지수(fouling index: FI)는 물속에 함유된 콜로이드의 질량을 나타내는 지표이다. 시험은 500ml 시료수를 공칭공경이 0.4 μm 인 membrane filter를 2.1 kg/cm^2 로 가압했을 때 500ml 시료수가 100% 통과할 때의 최초시간(t_0)과 시험 완료 후 15분 경과한 후에 다음에 재차 500ml 시료수가 통과할 때의 소요시간(t_{15})을 측정해서 구한다.

참고로 상수원수를 응집·침전·여과·흡착한 후 공극이 3~10 μm 인 MF막을 통과한 정수의 FI값은 4 이하이다.

$$FI = \left(1 - \frac{t_0}{t_{15}}\right) \left(\frac{100}{15}\right) \dots \dots \dots (2-6)$$

3. 막간차압

막간차압(transmembrane pressure: TMP)은 membrane에 공급하는 유입수와 생성수의 압력차를 말하며 단위는 bar이다.

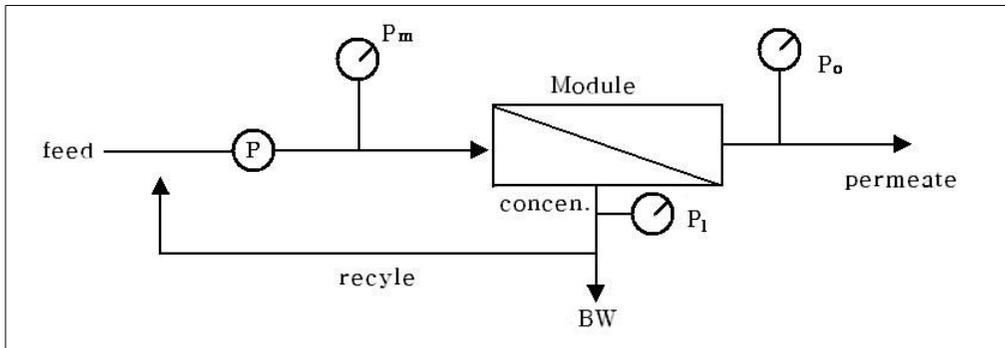


Fig. 2.15. Schematic of transmembrane pressure(TMP).

Cross flow 운전 시 : $P_{tm} = \left(\frac{P_{inp} + P_r}{2}\right) - P_p \dots \dots \dots (2-7)$

Dead end 운전 시 : $P_{tm} = P_{inp} - P_p \dots \dots \dots (2-8)$

P_{inp} , P_r , P_p : Pressure in influent, recycle, permeate respectively

4. Specific Flux

Specific flux는 단위시간, 단위 막 면적, 단위 압력 당 투과된 물의 양을 나타내며 동력비 산정의 지표로 활용된다.

$$\text{Specific flux} = \frac{\text{Permeability}}{P_{tm}}$$

5. 회수율

회수율은 막 공급수량에 대한 막 여과수량의 비이며, 양적인 처리효율을 나타내는 지표로서 막 여과설비에서의 세정배수 등을 원수 측에 반송함으로써 회수율을 제고할 수 있다.

회수율은 다음과 같이 계산할 수 있다.

$$\text{회수율(\%)} = \frac{Q_p}{Q_f} \times 100 \quad \text{또는} \quad \frac{Q_f - Q_b}{Q_f} \times 100 \dots\dots\dots (2-9)$$

여기서, Q_f : 막 공급수량,

Q_p : 막 여과수

Q_b : 막 여과설비로부터의 배수량

MF와 UF에 주로 적용되는 분리메커니즘인 모세관 모델(Capillary model)에서는 균일하게 분포되고 비슷한 크기를 가진 원주형의 막 세공을 가정한다. 이 때 세공의 지름을 d , 길이를 l 이라 나타내면 Hagen Poiseuille식을 이용하여 막투과 유속을 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$J = \frac{\varepsilon d^2 \Delta P}{32 \mu l} \dots\dots\dots (2-10)$$

여기서, J = 막투과유속(m/d),

ε = 표면공극률,

ΔP = 막간차압력(pa),

μ = 점성계수($pa \cdot sec$)

이 모델은 용액의 농도가 낮아 농도분극 현상을 무시할 수 있고 전기화학적 방법 등으로 제조되어 원주형의 균일한 세공을 가진 분리 막을 사용하는 시스템에 대하여 적용될 수 있다. 그러나 이 모델은 세공의 구부러짐이 심하거나 끝이 막힌 세공이 존재하는 경우 실험치와 차이가 있으며, 막과 용액과의 화학적인 상호작용을 고려하지 못한 단점을 가진다.

Film theory 모델은 모세관 모델이 압력에 의존하는 영역에 대하여 적용되는

모델임에 비하여 압력에 무관하고 물질이동에 의존하는 영역에서 한계유속을 예측하기 위하여 가장 간단하면서도 널리 이용되고 있다.

$$J = Kln \frac{C_g}{C_b} \dots\dots\dots (2-11)$$

여기서, J : 막 투과유속(m/d)

K: 물질전달계수

C_g : 막표면 겔층의 농도, C_b : 용액 중의 용질농도

이 모델에 의하면 분리 막의 한계유속은 용질이 막의 표면으로부터 용액 중으로 역 확산되는 속도에 크게 의존한다. 그런데, C_g와 C_b 값은 원수의 성상에 의해 고정되므로 경계층의 두께를 줄이는 등의 방법을 통한 K를 가능한 최대로 증가시키는 것이 중요하다.

Sieve mechanism은 물과 입자의 분리가 물리적인 크기의 차이에서 비롯된다고 보는데²⁾, 물 분자와 크기가 비슷한 나트륨이온이 역삼투 막이나 나노여과 막에 의해 제거되는 것은 설명할 수 없는 한계를 지닌다.

직렬여과 저항모델(Resistance in series model)은 sieve mechanism에 기초하는 모델로서 앞의 두 모델이 압력에 의존하거나 압력에 무관한 영역 등 한정된 적용 영역을 가짐에 비해 적용영역의 제한이 적다.

이 모델에서 막 투과유속(J)은 막간차압(ΔP)에 비례하고 막의 고유저항(R_m)과 막의 내부오염에 의한 저항(R_p), 표면 케이크층 저항(R_c)의 종합과 점도(μ)의 곱에 반비례한다¹⁾.

$$J = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c + R_p)} \dots\dots\dots (2-12)$$

또한, 역삼투 막이나 나노여과 막에 주로 적용되는 메커니즘에는 Wetted surface mechanism, sorption capillary flow mechanism, 용해-확산 메커니즘, 역삼투 모델(Reverse osmosis model) 등이 있다.

2.7 막 여과 정수처리

2.7.1 막 여과공정의 선정절차

막 여과기술을 도입하기 위해서는 원수의 수질을 포함하여 현 시설의 운전 상황을 평가하고 목표수질 등을 충분히 검토하여 수질기준을 안정적으로 만족시킬 수 있는 막 여과공정을 선정하여야 한다.

미국의 경우 Table 2.8과 같이 음용수 수질기준을 토대로 이들 항목을 모두 만족시킬 수 있는 막의 종류를 선정한다¹⁶⁾.

Table 2.8. Application of membrane processes for drinking water standard in the USA

Items	Membrane process			
	RO	NF	UF	MF
Surface water treatment	0	0	0	0
Coliform	0	0	0	0
Lead/Copper	0	0	×	×
Inorganic compounds	0	0	×	×
Synthetic organic compounds	0	0	0(+PAC)	0(+PAC)
Radionuclides	0	0	×	×
DBPs	0	0	0(+Coag)	0(+Coag)
Ground water disinfection	0	0	0	0
Arsenic	0	0	0(+Coag)	0(+Coag)
Sulfates	0	0	×	×

Table 2.9와 같이 전·후 처리공정을 추가 조합하여 막 여과기술 도입을 다양화함으로써 막의 오염을 감소하고 flux와 막의 수명 등을 향상시킬 수 있다. 또한 이러한 기본적이고 보편적인 막 여과공정을 토대로 원수 중에 포함된 불순물을 제거하기 위하여 생물처리, 활성탄(PAC, GAC) 및 오존(O₃) 등의 고도정수처리 공정을 조합한 다양한 공정을 선정할 수 있다.

Table 2.9. Characteristics of advanced water treatment process combined with MF/UF

Hybrid-process	Source water	Features
PAC-MF/UF	Source water of low organic matter and shortly outbreak periods(pesticide, color, ABS, NH ₄ -N, taste/odor, etc.,)	<ul style="list-style-type: none"> ◦Pesticide, ABS, taste/odor, adsorption using, low PAC(mg/L) conc. ◦DBPFP, color adsorption using high PAC(mg/L) conc.
O ₃ -PAC-MF/UF	Source water of high organics matter(pesticide, taste/color, etc.,) and low NH ₄ -N	<ul style="list-style-type: none"> ◦Taste/odor, color, pesticide using O₃ oxidation and PAC adsorption ◦DBPFP adsorption using high PAC(mg/L) conc.
Biological treatment-MF/UF	Source water of high NH ₄ -N and low biodegradable taste/ color	<ul style="list-style-type: none"> ◦NH₄-N biodegradable organic matter, taste/color, Fe, Mn, removal using aerobic biological treatment ◦Microorganism, turbidity, and micro powdered activated carbons removal using MF/UF
MF/UF-GAC	Source water of high organics matter(pesticide, ABS, color and NH ₄ -N)	<ul style="list-style-type: none"> ◦After turbidity removal using MF/UF DOC adsorption using GAC
MF/UF-O ₃ -GAC	Source water of very high organics matter(pesticide, ABS, color and NH ₄ -N)	<ul style="list-style-type: none"> ◦Taste/odor, color, pesticide oxidation using O₃ ◦Taste/odor, color, pesticide and micro-organic matter adsorption using GAC
Biological treatment-MF/UF-O ₃ -GAC	Source water of very high organics matter(pesticide, ABS, color and NH ₄ -N, taste/odor, THMFP)	<ul style="list-style-type: none"> ◦NH₄-N biodegradable organic matter, taste/color, Fe, Mn, removal using aerobic biological treatment ◦Taste/odor, color, pesticide using O₃ oxidation and micro-organic matter, adsorption using GAC

[continued]

Hybrid-process	Source water	Features
Biological treatment- MF/UF- GAC	NH ₄ -N, pesticide, ABS, color etc., source water of high organic matter	<ul style="list-style-type: none"> ◦NH₄-N, biodegradable organic matter, taste/odor, Fe, Mn, removal using aerobic biological treatment ◦After turbidity removal using MF/UF DOC adsorption using GAC
Biological treatment- MF/UF- O ₃ -GAC	NH ₄ -N, THMFP, pesticide, ABS, taste/odor, color etc., source water of very high organic matter	<ul style="list-style-type: none"> ◦NH₄-N, biodegradable organic matter, taste/odor, Fe, Mn, removal using aerobic biological treatment ◦taste/odor, color, pesticide using O₃, oxidation and microorganic matter, adsorption using GAC
GAC- MF/UF	Groundwater of low turbidity Source water of high organic matter (pesticide, microorganics, color, etc.,)	<ul style="list-style-type: none"> ◦DOC adsorption using GAC ◦Microorganism, turbidity, and micro powdered activated carbons removal using MF/UF
O ₃ -GAC- MF/UF	Groundwater of low turbidity and source water of high organic matter (pesticide, microorganics, color, DBPFP, etc.,)	<ul style="list-style-type: none"> ◦DOC adsorption and oxidation using GAC and O₃ ◦Microorganism, turbidity, and micro powdered activated carbons removal using MF/UF
Biological treatment- GAC- MF/UF	Groundwater of low turbidity and source water of high organic matter (NH ₄ -N, pesticide, color, DBPFP, etc.,)	<ul style="list-style-type: none"> ◦NH₄-N, Fe, Mn, removal using aerobic biological treatment ◦Microorganism, turbidity, and micro powdered activated carbons removal using MF/UF
Biological treatment- O ₃ -GAC- MF/UF	Groundwater of low turbidity and source water of high organic matter (NH ₄ -N, pesticide, color, DBPFP, etc.,)	<ul style="list-style-type: none"> ◦NH₄-N, Fe, Mn, removal using aerobic biological treatment ◦DOC adsorption using GAC and O₃ ◦Microorganism, turbidity, and micro powdered activated carbons removal using MF/UF

일본의 경우 정수시설을 신설하거나 기존시설을 개량할 경우 원수 중의 제거 대상 물질별 막의 종류와 공정의 선정에 앞서 Fig. 2.16과 같은 방법으로 막 여과기술을 도입을 검토한다⁷⁾.

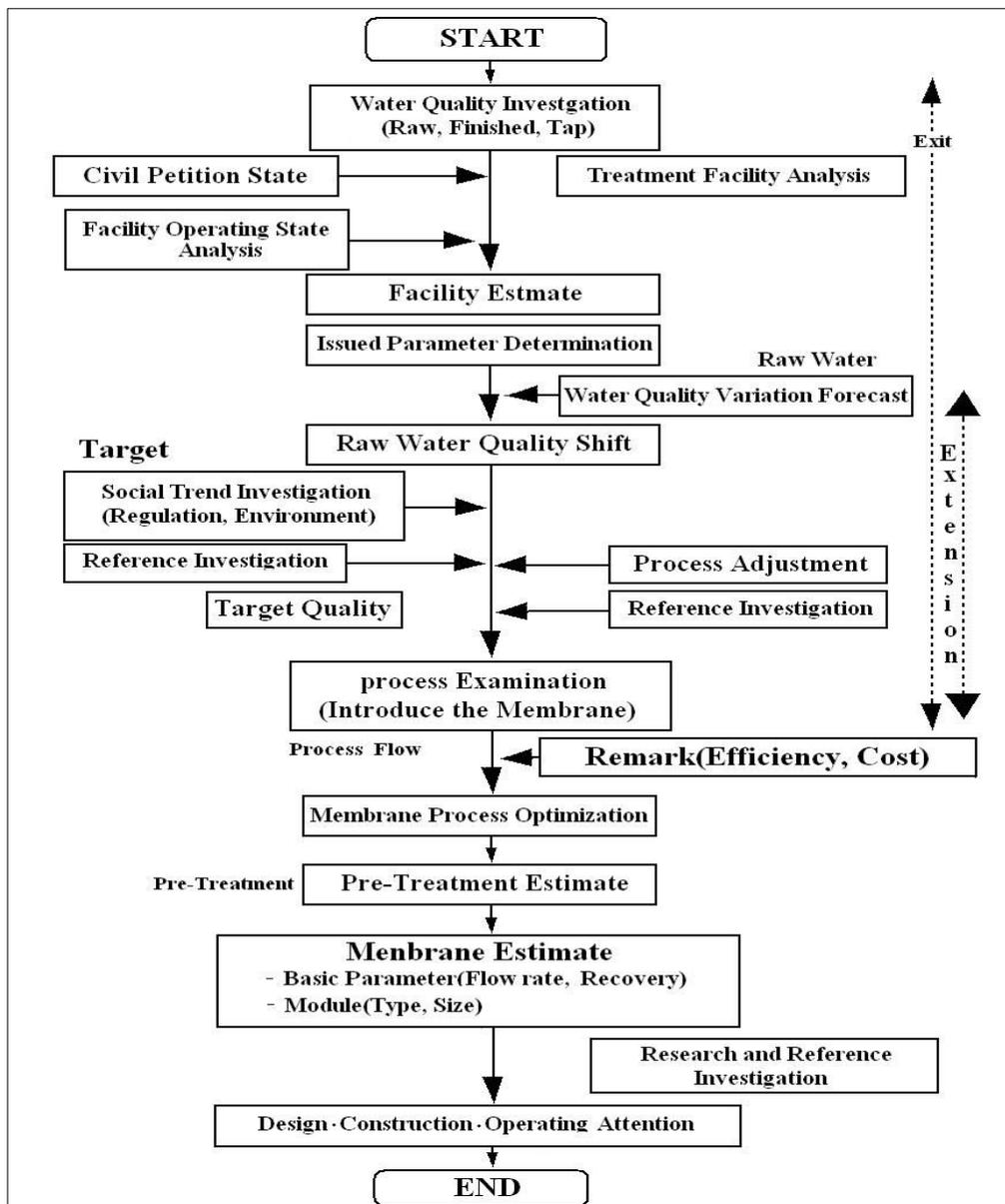


Fig. 2.16. Procedure of membrane process design.

2.7.2 막 여과공정의 구성

1. 전처리공정

일반적으로 막 여과정수시설의 전처리는 원수의 협잡물이나 이물질이 막 표면의 손상이나 막 모듈의 유입구 폐쇄, 내압식 중공사막 속의 공극유로 막힘 등의 trouble을 방지하여 우수한 막의 성능에 의한 높은 회수율을 유지하면서 먹는물 수질기준에 따른 목표 수질이 유지될 수 있도록 운영하여야 한다. 따라서 전처리 설비는 원수 수질, 사용할 막의 종류나 소재의 특성, 여과방식의 특징에 따라 최적의 시스템을 선정하고 구비조건을 갖추어야 한다.

전처리 여과설비는 막 여과장치의 부하를 줄이고 막 공급수의 수질을 개선할 수 있는 기능을 갖춘 설비이어야 한다. 주기적 세정을 위해 세정 blower와 펌프 등의 부대설비가 필요하다. 다만, 침지형 외압식 중공사막이나 내·외압식 무기막을 사용하면 여과설비가 필요 없다. 협잡물의 제거설비는 막의 손상이나 막 모듈입구의 폐쇄를 목적으로 원수 중에 포함된 협잡물(조류, 쓰레기, 토사 등) 제거를 위해 0.2mm 이하의 screen, micro-filter와 strainer 등을 설치한다. 다만, 외압식 침지형 막 공정에서는 screen이나 strainer가 필요 없다.

응집제 주입설비는 원수 탁도가 10~15 NTU 이상일 때 운영하면 막 표면의 과대한 탁질 부하를 줄일 수 있다. 약품 저장조, 정량주입펌프 등으로 구성되고 교반기(agitator)를 설치하여 혼합하기도 하지만 in-line mixer와 같이 직접 막 공급수 라인에 주입하여 micro-floc을 형성시킬 수도 있다. 응집제의 첨가에 의해 flux와 회수율 증대, 막 차압의 상승억제, 처리수질의 개선 그리고 지표수를 원수로 사용하는 하절기 집중호우에 의한 고탁도 또는 갈수기의 지하수인 경우 Fe, Mn 농도가 높으면, 막의 막힘 방지 등에 효과가 있으므로 설치하는 것이 바람직하다.

또한 NaOCl과 같은 산화제의 막 세정 주입설비는 상수원수 중의 Fe, Mn의 산화, 조류 등의 발생억제, 막의 오염방지 등을 위해서 설치하는 경우가 있다. 약품 저장조, 정량주입펌프 등으로 구성하고 전 염소처리를 할 경우는 막 여과수에 미량의 잔류염소가 검출되게 주입량을 조절한다.

유기물의 농도가 높은 원수인 경우는 정상적인 막 여과기능과 수명을 손상시킬 것으로 분말활성탄(powder activated carbon : PAC)의 첨가설비나 전오존 주입

설비를 설치할 수도 있다.

2. 막 여과설비

막 module의 교환, 사고, 약품세정 등의 유지관리 등을 위하여 주요 부분은 2계열로 설치하는 것이 바람직하고 펌프, 압축기(compressor), 자동밸브 등의 부속기구나 부품은 예비용을 충분히 확보하여야 한다.

막 여과속도는 원수수질, 전처리시설 공정, 막의 종류, 그리고 최저 수온 시 등을 고려하여 설정하되, 단위 막간 차압(98.1kPa)당 $0.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 이상을 기준으로 하여 막 면적은 flux와 계획정수유량(Q)에 의해 결정한다.

Flux에 미치는 영향인자는 막의 종류, 재질, 공경, 분획분자량, 수온, 원수수질, 전처리방식, 막간 차압 등이 있다. 특히 Flux는 수온에 영향을 크게 받아 점성계수를 참고한 Table 2.10의 온도보정계수로 필요한 막 차압을 결정하고, 연간 최저 또는 최고 수온에서 물 수요량을 충분히 고려하여 운영해야 한다.

Table 2.10. Correlation between temperature and viscosity

Temp. (°C)	0	2	5	10	12	15	18	20	22	29
Viscosity (cP.)	1.7921	1.6727	1.5188	1.3077	1.2363	1.1404	1.0059	1.0050	0.9579	0.8180

Flux가 높아지면 막간차압이 빠르게 상승하고 약품세정 빈도도 증가한다. 반면, flux가 낮을수록 많은 막 면적이 요구되어 설치면적은 넓지만 약품 세정빈도나 운전비용이 적게 소요된다. 회수율은 물리적인 세정빈도가 높으면 낮고, 회수율이 높을수록 경제적이라 할 수 있다.

막과 막 모듈은 원수수질에 따라 기계적 변형(사용 여과압력, 부압과 포기의 반복으로 강도약화), 열 변형과 가수분해 등에 의한 화학적인 변화(내약품성, 내압성, 내한성 등)로 구조가 변화한다.

운전제어방법은 정유량 제어(정유량 밸브방식, 용적방식, 회전수 제어방식과 조절밸브 방식)와 정압 제어(수조방식, 수위차방식, 회전수 제어방식, 조절밸브 방식과 감압밸브 방식)이 있다.

막 여과설비는 telemeter 등을 이용한 원격운전으로 무인 및 자동운전은 가능

하나 물리세정공정, 약품주입 설비와 정압·정유량 제어의 유량, 수위, 압력 등은 상시 감시하고, 이상 조기발견을 위하여 경보 시스템을 설치해 두어야 한다.

Flux의 감소나 차압이 증가할 때에는 막 여과기능 회복을 위한 물리 및 약품 세정을 실시한다. 물리 세정빈도는 원수성상에 따라 다르나 대개 10~120분마다 실시하며, flux가 낮으면 7일까지도 가능하다. 세정시간은 역 압력으로 물 세정 시 1분 이내 및 공기세정 시 수초, 포기(aeration)는 수분 이내로 실시하며 세정펌프나 compressor를 사용한다.

막 표면의 세균오염을 방지하기 위해 공기일 경우는 제균 filter, 물로 세정할 때에는 세정수에 염소 주입 또는 자외선(Ultra violet) lamp를 설치하여 세균증식을 방지하여야 한다. 단, 침지형은 탱크 속에 있는 막을 기계적으로 진동시켜서 막 표면에 유로를 형성시켜 세정하게 한다.

화학세정은 막 표면에 부착한 물질이 물리세정만으로 제거가 곤란한 경우에는 NaOH, H₂SO₄, HCl 등의 알칼리나 산 그리고 NaOCl, 염소 등으로 세정하고 필요시에는 조합하여 사용하기도 한다.

3. 부속설비

부속설비로서 원수의 안정조는 체류시간은 10분 이상, 세정수조는 1회 세정수량의 5배 정도, 약품조는 NaOCl만 10일분 이상으로 하고 나머지는 30일분 등으로 설계하여야 하며, 배관류 등은 내식성·위생성인 재질을 사용해야 한다.

4. 기계와 전기설비

기계·전기설비는 펌프, compressor와 blower, 제어용 전기설비와 예비전원 등이 있으며, 전력소비량과 안전성을 고려하여 설계하여야 한다. 펌프는 원수공급 펌프, 순환 펌프, 세정 펌프, 정량 약액 주입펌프 등이 있다. 운영방식에 따라 필요한 기종과 사용대수를 결정하고 물이 접촉하는 부분은 수질에 악영향을 미치지 않으며 필요한 양정과 용량을 만족하여야 한다. 장시간 운전할 수도 있도록 수명이 길어야 하고 충분한 공급능력을 갖춘 예비용 1대를 추가 설치하여야 한다. Compressor는 압력과 용량이 맞도록 하고 공기압 밸브의 개폐(on-off), 물리세정 등을 위하여 공기 공급 시는 적절한 압력과 용량을 갖추어야 하며 필요에 따라 예비기를 확보한다.

전기설비는 충분한 용량과 신뢰성이 높으며 자동운전을 위한 원격감시 설비나 예비전원 설치 등 유지관리가 용이하게 하고 낙뢰 예방을 위해 피뢰침이나 피뢰기를 설치해야 한다. 본 실험기간 중에도 낙뢰에 의한 컨트롤 판넬이 손상되어 trouble을 발생하기도 하였다.

계장설비는 막 여과설비의 특성, 유지관리 등을 고려하여 자동운전과 원격감시가 가능한 시스템으로 설계한다. 데이터의 계측, 기록, 분석, 조작과 통신설비의 관리체제, 초기투자비, 운영관리비 등을 고려한 최소한의 설비를 한다. 운영 측정 장비는 유량계, 압력계, 수위계, 탁도계, 입자분석계, 온도계 등이 있으며 유지관리가 쉽고 신뢰성이 높아야 한다.

감시설비는 막 여과시설의 운전 상태를 감시하거나 고장 등의 사전 방지를 위해서 현장 감시와 집중감시 방식으로 하며, 자동운전을 위한 각종 계장기기, 센서, 자동밸브, 제어반, 경보장치와 기록장치가 필요하다.

5. 배수 설비

막 여과 정수시설은 물리적 세정배수, 막 모듈의약품 세정 시 미 반응액, 전처리 설비로부터 발생된 배수, 막 여과시설에서 배출된 농축수는 ‘수질 및 수생태계 보전에 관한 법률’의 해당지역 배출허용기준 이하로 적절히 처리하여 배출하여야 한다. 농축액은 탈수기로 탈수시킨 후 cake로 처분하고 세정 폐약품액은 산(HCl, H₂SO₄), 알칼리(NaOH), 산화제(NaOCl) 등을 중화시켜서 공공수역으로 방류시킨다.

2.7.3 막 여과공정의 유지관리

막 여과 정수처리기술을 운영하면서 발생할 수 있는 고장의 유형과 그 특징 그리고 유지관리에 필요한 내용을 요약하면 다음과 같으며, 막 여과시설에서 범용 구성장치인 펌프, blower, 밸브, 계측·분석기 등은 복수계열로 설치하고 소모품과 예비품은 재고로 비치해야 한다.

1. Element의 손상

원수 중에 입자성 물질의 농도가 높거나 막 소재가 노화(degradation)되면 막의 element가 손상될 수 있으므로, 이를 방지하기 위해서는 전처리 설비로

micro-filter 또는 drum screen, 응집·침전시설 등을 설치해야 한다.

2. 막 모듈의 폐쇄

미세한 입자성 오염물질 또는 산화망간(MnO_2) 등이 원수 중에 존재하면 여과과정에서 막의 세공을 막거나 막 표면에 흡착하여 cake층이 형성되어 역세척에 의해 원상회복이 되지 않을 경우에는 막 모듈을 새것으로 교환해야 한다.

3. 겨울철의 수온 강하

막의 세공경은 수온이 저하함에 따라 물의 점도가 증가되어 여과유속을 60% 정도로 감소시킴으로 안정된 수량의 확보를 위해 정수처리에서는 겨울철에 난방 설비를 하여 수온을 20~25℃ 정도 유지해야 한다.

4. 막 모듈의 손상

막 모듈의 파손이나 절단으로 여과수 수질이 저하되며 그 진단방법으로는 입자계측법(particle counting), 입자관측법(particle monitoring), 탁도관측법(turbidity monitoring), 공기압검사법(air pressure testing), 기포점검법(bubble point testing) 등 6가지 방법이 있으며, 현장에서는 주로 기포를 육안으로 관찰하는 기포점검법을 사용한다. 이때는 해당하는 막 여과시설의 기기나 계열을 정지시켜 수리를 한다.

5. 막의 오염(fouling)

원수 중에 포함되어 있는 미세 탁도가 막 세공경보다 크면 막 여과에 의해 분리되지만, 막 표면의 cake층 두께가 너무 두꺼워지면 막의 여과기능이 저하되는데 이를 막 오염이라고 한다.

평가지표로서 FI(fouling index)는 막힘 정도를 나타내는 오염지수로서 중공사형 막 모듈의 경우 3~4 이하, 나선형 막 모듈인 경우는 4~5 이하로 운전함으로써 막의 수명을 연장할 수 있다.

6. 막 수명이 다한 모듈의 처분방법

원수조건, 운전조건 등에 따라 막의 수명이 달라짐으로 교체주기를 정확히 알

수는 없지만, 여과성능이 저하되고 역세척을 할지라도 여과성능이 원상회복되지 않으면 경제적 가치를 잃어 폐기 처분해야 한다. 일반적인 막의 교체주기는 유기막이 5~7년, 무기막이 7년 이상이다¹⁷⁾. 수명을 다한 막 모듈은 사업장 폐기물로서 고분자계통의 합성유기막은 최대 15cm 이하로 절단 및 파쇄하여 매립 또는 소각 처리한다. 그러나 무기 세라믹 막은 파쇄 후 매립처분 할 수 있다.

7. 막의 성능과 평가방법

탁도, 일반세균, 총 대장균군 등의 제거를 위해서 공칭공경이 0.45 μ m 이하의 분리성능을 갖춘 MF막 또는 UF막을 사용한다. 분리성능 평가 방법은 표준물질이나 표준미생물을 사용하여 먹는 물 수질기준 55개 항목과 지방자치단체의 감시 항목으로 Virus, *Giardia sp.*, *Cryptosporidium sp.*, 등을 추가하는 것이 바람직할 것이다. 막의 소재와 제거 대상물질은 공경, 분획분자량, 친화성, pH, 잔류 염소, 압력과 flux 등의 운영인자에 적합하여야 한다.

8. 막의 열화 및 오염(fouling)

막의 운영기간이 2~5년 정도가 되면 water hammer 및 사용 여과압력에 의한 막의 치밀화 및 압밀화 등의 막 구조변형 혹은 반복된 역세압력에 의해 융착 및 접합부의 손상 등에 따른 물리적인 열화와 온도 및 pH에 의한 가수분해 및 NaOCl 등의 산화 등으로 화학적인 열화 그리고 미생물에 의한 분비물 작용 등의 생물학적인 열화로 막 자체의 불가역적인 변질에 따른 성능변화로 성능회복이 어려워지고 회수율이 크게 떨어질 수 있다. 이와 유사한 현상으로 막 오염은 막 자체의 변질과는 달리 외적 오염물질에 의해 부착층(cake층, gel층, scale층과 흡착층)에 의해 막 성능이 변화되는 것을 의미하며, 역세정시 성능이 회복되어 회수율을 종전처럼 유지할 수 있다.

9. 막의 세정(washing)

막의 세정은 물리세정과 화학세정으로 구분되는데, 물리세정은 유속변화에 의한 flushing(고속흐름과 맥동흐름), 역세척과 역흐름(reverse flow), sponge ball, 초음파(ultrasonic), steam 공급, 공기·수세 등이 있다.

화학세정은 불순물에 따라 조류 등의 미생물은 산화제(NaOCl), 유분은 계면활성제(ABS), 칼슘 등 스케일 성분은 산(HCl, H₂SO₄), 산화철(Fe₂O₃)은 수산이나 구

연산, 실리카 스케일 및 휴민질은 알칼리(NaOH)를 사용하여 제거한다.

2.7.4 막 여과의 경제성

막 여과공정은 표준정수처리공정에 비해 처리단가가 최소 5배 이상 높다는 생각이 지배적인데, 이는 막 여과가 1990년대 이전에 해수담수화에 사용될 때의 일이다. 그러나 1990년대 후반부터 막 모듈 생산 공정의 표준화 및 대형화로 인하여 건설비용이 현저히 감소되면서 막 여과기술이 정수 처리공정에 급속히 도입되고 보편화되면서 설치 및 유지비용이 1/2.5 수준으로 감소하는 것으로 나타났다¹⁷⁾.

처리수 대비 설치비는 장치규모가 커질수록 적어지기 때문에 막 여과기술의 비용은 기존공정과 거의 유사한 수준으로 감소하고 앞으로도 계속 감소될 것으로 전망된다¹⁸⁾.

미국 캘리포니아 Sarato 정수장의 경우 9,100m³/d 규모의 MF막 여과시설을 1년간 운전하여 평가한 결과에서 경제적이고 처리수의 수질이 수질기준을 만족시켰으며¹⁹⁾, UF와 NF막으로 캘리포니아의 Delta강과 캐나다의 Ottawa강의 원수를 18,900m³/d로 정수 처리하여 비용을 분석한 결과 표준정수공정에 비해 경제적이 라고 평가되었다²⁰⁾.

일본 ACT 21의 막 여과기술 개발연구 보고서(2002)에서 MF/UF막을 대상으로 막 여과법을 적용 시 급속모래여과법에 비해 부지면적이 1/2정도의 작은 공간에 설치할 수 있다고 보고하였는데, 미국, 호주 또는 유럽에 비해 토지비용이 고가인 우리 실정을 감안하면 경제성에 미치는 영향은 크다 할 수 있다.

이와 같이 막 여과기술은 급격한 변화와 발달을 지속하고 있을 뿐 아니라 사용하는 수원의 특성, 막의 종류, 재질과 시설용량 등에 의해서 크게 시설비용(Capital cost)과 운전·유지비용(operating & maintenance cost)으로 나누어진다. 시설비용은 공사비, 설치부지, 막 제조비, 막 설치비, 펌프설치비(투과펌프, 역세펌프, 공기세정펌프 등), PLCs와 MCC 등 자동제어시스템, CIP 등 약품주입설비, 탁도와 입자분석기 등 자동수질분석기 등의 비용이 포함되며⁷⁾, 이러한 비용은 막의 제조사(납품자)들에 의해 어느 정도 확립되어 있음으로 제조사

의 견적에 근거하여 운전비용과 합해서 종합비용을 계산한다.

일본의 경우는 막 여과시설 비용의 범위를 다음 식을 이용하여 계산하고 있다²¹⁾.

$$Y=(1.7 \sim 2.7) \times X^{0.74} \dots\dots\dots (2-13)$$

여기서, Y : 건설비, X : 계획정수량(m³/d)

단, 산출조건으로서 원수조에서 처리수조까지의 흐름으로 예비계열이나 취수, 정수지 설비, 기타 건축공사를 포함하지 않았다고 한다.

운전·유지(operating & maintenance)비용은 인건비, 응집제 등 화학약품비용, 전기 등 에너지 비용, 막 교체비용, 기타 부속품 등을 포함하게 된다. 막 교체비용의 주기는 Zenon(캐)의 침지식 유기막 모듈인 경우에는 7년이지만, 응집제를 사용할 때에는 그 기간이 단축되어 5년으로 산정하고 있다¹⁷⁾.

또한 인건비는 막 여과시설의 대부분 자동화하기 때문에 전체 비용 중 차지하는 비용이 적지만, 에너지 비용은 높아 전체비용의 약 30%를 전기료가 차지하게 된다²²⁾. 이러한 비용 산출자료를 근거하여 막 여과 정수처리기술에 대한 경제성 평가는 총체적으로 다음과 같은 여러 가지 방법으로 표시하기도 한다.

- ① 처리수 단위처리유량 당 소요된 설치비 (원/m³/d)
- ② 처리수 단위부피 당 소요된 운전비용 (원/m³)
- ③ 두 가지 사항을 모두 포함한 총 처리수 비용 (원/m³)

이와 같이 막 여과공정에 대한 경제성 평가는 설치비용과 운전·유지비용, 원수특성, 설치지역과 그 지역의 물가 그리고 운전조건 혹은 시스템 구성 등 다양한 변수로 결정되는 막 여과기술에 대한 총 처리비용에 대한 많은 연구자들의 분석내용은 Table 2.11과 같다.

Table 2.11. Operation parameters and cost for membrane process in water treatment

Process	Flux (L/m ² /h)	Operating pressure (bar)	Specific flux (L/m ² /h/bar)	Recovery (%)	Total cost (US \$/m ³)	Capacity (m ³ /d)
Conventional	2,000~10,000	-	-	-	0.15~0.85	380~17,000
Conventional +O ₃ +GAC	-	-	-	-	0.55~1.15	380~17,000
MF	68~170 100~1000	0.3~2.1 0.2~2.0	60~250	90~98	0.1~0.11 0.21~0.49 0.03~0.27	8,700 4,800
UF	68~170 50~200	0.5~2.1 1.0~5.0	60~250	90~98	0.2~0.45 0.1~0.2 0.04~0.14	380~17,000 2,880~55,200
NF	25~34 20~50 10~100	5.2~8.6 5.0~20	5~10	75~95	0.3~0.85 0.34~0.96 0.16~0.53	380~17,000
Low pressure RO	12~25 10~50	10.3~103 20~80	< 5	50~80	0.23~0.92	

18, 20, 23, 24, 25, 26, 27, 28)

2.8 막 여과공정

표준형 정수처리시설의 모래여과공정을 막 분리 공정으로 대체하여 혼화-응집-침전-막 여과로 개선한 정수처리공정으로, 가압방식의 정밀여과 막을 이용하여 탁도, 병원성 미생물 등 현탁 물질의 분리 제거가 이루어지게 된다. 원수의 수질이 양호한 경우에는 기존시설(혼화-응집-침전)을 단순히 수로로만 활용하여 운전하고, 유입수질이 나쁘거나(고탁도 유입, 조류과다 등) 저수온기 등 막 분리공정의 운전효율을 저하시키는 경우에는 기존시설을 운전하여 전처리가 이루어지도록 함으로써 막 분리공정 및 처리효율의 안정성을 향상시킨 기술이다.

공정은 크게 전처리공정, 막 여과공정, 배출수 재이용 공정으로 구분할 수 있으며 각 공정의 특징을 요약하면 다음 Table 2.12와 같다.

Table 2.12. Speciality and function in accordance with process

Process		Function and features
Pre-treatment	R-M mode	◦ existing facilities is used by only simple waterway if raw water quality is good
	F-M mode	◦ coagulation/precipitation of colloid : clay, protozoa, humic acid, etc. ◦ effective of removing organic material increases : by-product of disinfection precursor ◦ stability of membrane filtration performance increases by reduction of colloid : soluble organic material, and etc
Membrane filtration		◦ separation and reduction of turbidity, virus, <i>Cryptosporidium sp.</i> , <i>Giardia sp.</i> , and etc. of colloid in raw water ◦ reduction of particular material which is flowed from pre-treatment process : coagulated Floc, and etc. ◦ substitution of existing sand filtration process
Drain recycle		◦ reuse reverse-cleaned and cleaned water from membrane filtration process by using immersion method membrane ◦ total recovery increases ◦ concentration of last discharged water increases

III. 실험장치 및 방법

3.1 정수 처리공정

G 정수장 내에 설치된 pilot 규모의 정수 처리공정은 상수원수의 취수, 분말 활성탄(PAC) 접촉, 혼화, 응집, 침전, MF막 여과, 배출수 MF막 여과 및 활성탄(GAC) 처리공정으로 구성되어 장치 구성과 계통도는 Fig. 3.1에 나타내었다.

또한, Fig. 3.2는 배출수 침지식 MF막 여과 대신에 PCF(Pore Control Fiber) filter 섬유여과기로 구성된 장치 구성과 정수처리 계통도이고, Table 3.1에 일반 정수처리 공정과 Table 3.2에 공정별 설비 제원을 나타내었다.

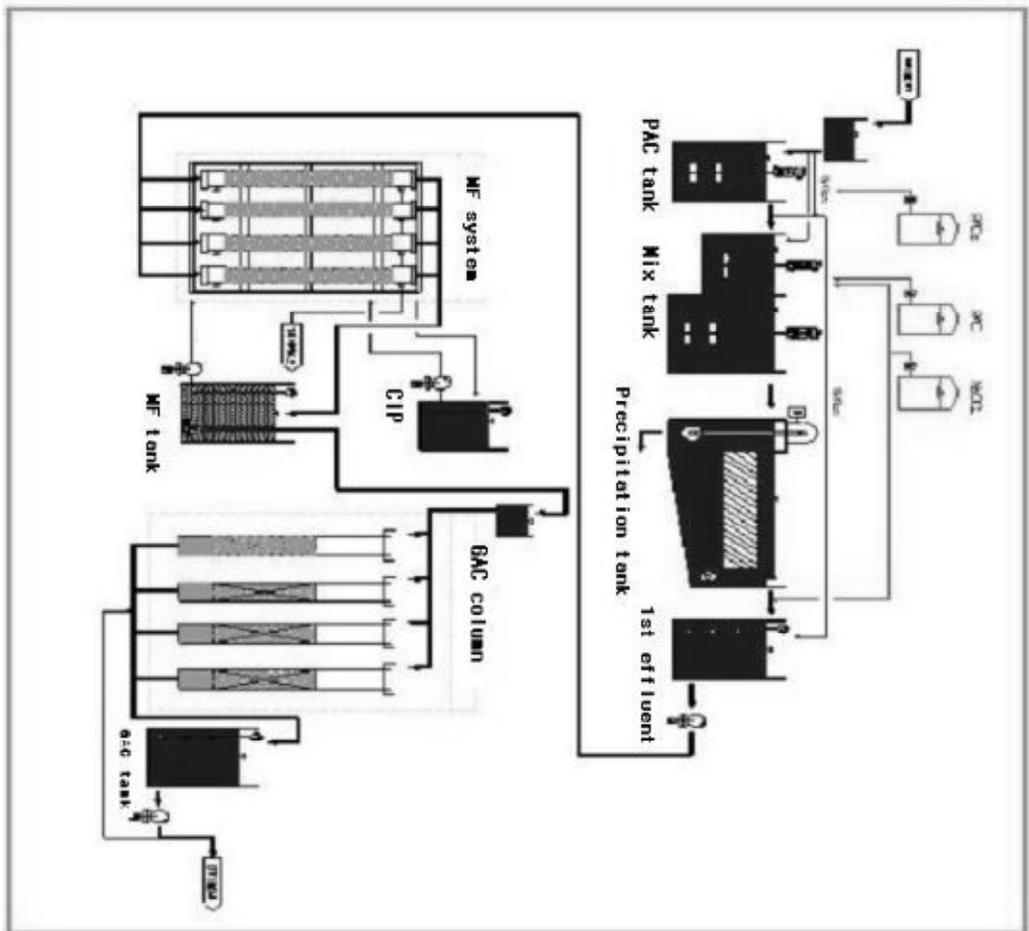


Fig. 3.1. Micro-filtration separation pilot plant diagram.

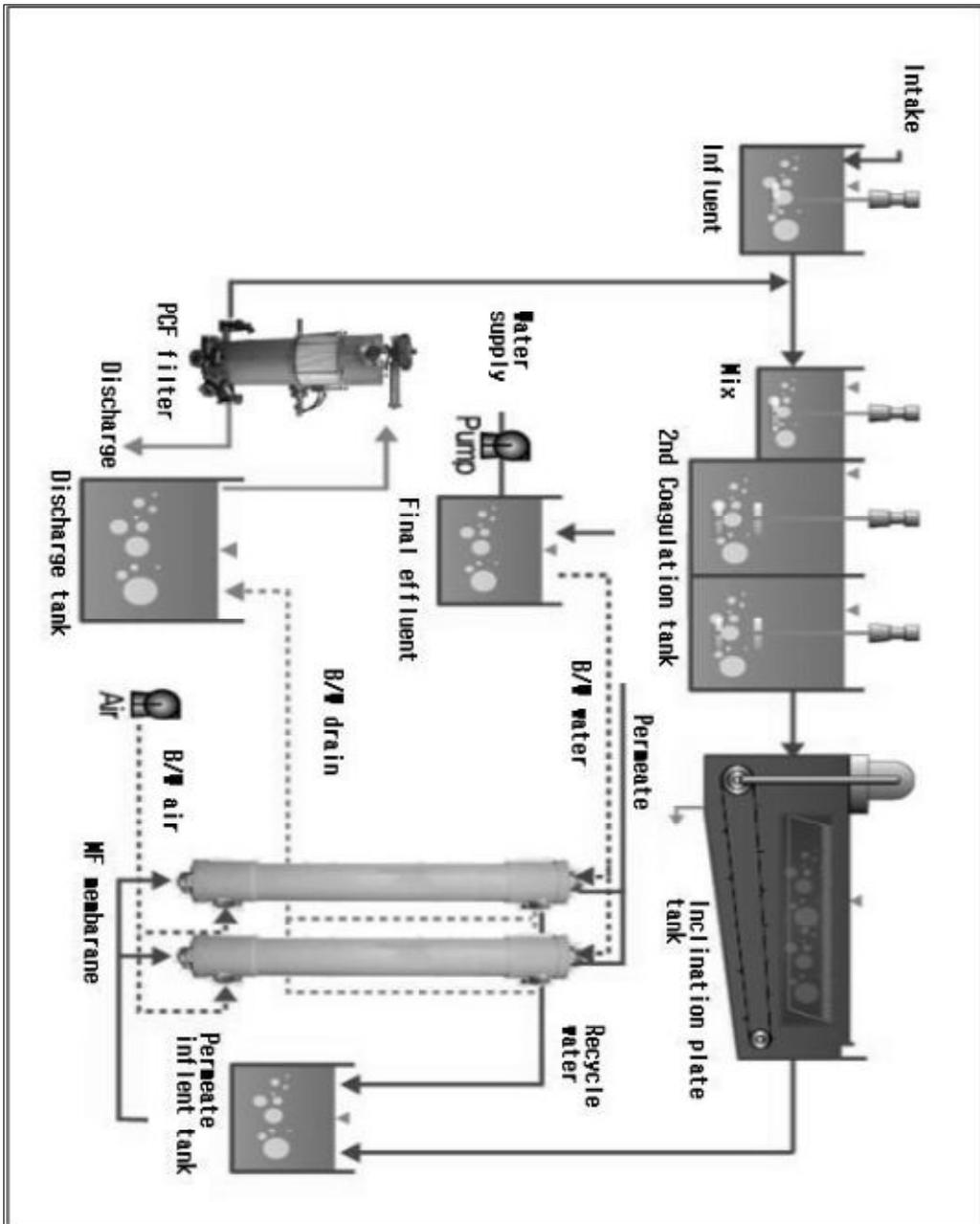


Fig. 3.2. Micro-filtration membrane and PCF pilot plant diagram.

Table 3.1. General drinking water treatment process

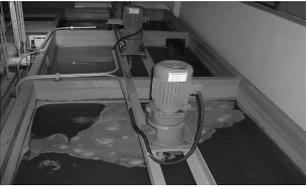
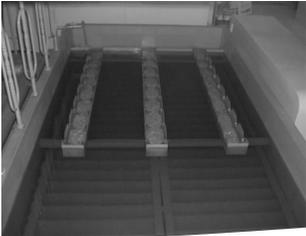
No.	Process	Specification	Picture
1	PAC contact tank	<p>storage vol. 0.72m^3($W0.6 \times L2.0 \times H0.6$) inflow v/v(Pneumatic V/V), influent inflow meter(TOSHIBA) each 1ea. PAC contact tank volume 7.2m^3 ($W2.0 \times L2.0 \times H2.0$), contact tank agitator (Vertical, 360RPM), PAC storage tank (1m^3, vertical agitator 240RPM), PAC feed p/p(tube, $500\text{ccm} \times 30\text{m}$), influent pH($0 \sim 14$), influent turbidity meter ($0.001 \sim 1000\text{NTU}$), thermometer($0 \sim 50^\circ\text{C}$)etc, each 1ea.</p> <p>Contact with powdered activated carbon water treatment, which is the usual one trillion flocculation, sedimentation, filtration, ozone, chlorine taste and odor caused by substances that are not removed(2-MIB, Geosmin, etc.), synthetic detergent, Phenol, HMs and its precursors, chemicals and other organic material is used to remove</p>	
2	Mix tank	<p>volume : 0.6m^3($W0.85 \times L0.85 \times H0.85$), agitator(Vertical, 240RPM), coagulant tank(1m^3, vertical agitator 60RPM), coagulant feed p/p(Diaphragm, $500\text{CCM} \times 30\text{m}$), NaOCl tank($1\text{m}^3$, Diaphragm, $500\text{CCM} \times 30\text{m}$), NaOCl feed tank(Diaphragm, $500\text{CCM} \times 30\text{m}$)etc, each 1ea</p> <p>Coagulant that is included in the influent of contaminants and reacted in a very short period of time by electrical neutralization and adsorption fine floc is used to generate.</p>	
3	Coagulation tank	<p>volume 5.2m^3($W1.7 \times L1.7 \times H1.8$) coagulation tank agitator(Vertical, 60RPM)etc, each 3ea</p> <p>Generated from the mix tank to grow fine floc, can be filtered and settled floc can be used to grow.</p>	
4	Sedimentation tank	<p>inclination plate precipitation tank volume : 16.2m^3($W1.7 \times L5.3 \times H1.8$) precipitation tank reducer : Cyclo reducer, 0.24RPM etc, each one</p> <p>Inclination plate is composed of settling, the precipitate floc aggregates grown in support and in a subsequent process that takes of upper water is a facility.</p>	
5	Strainer	<p>Strainer volume $\varnothing 0.5\text{m}$, H1.5m,</p> <p>The membrane before entering the influent raw water that could damage the membrane during the sharp foreign objects (shells, etc.) by removing the membrane is to protect the facility.</p>	

Table 3.2. Equipment specification in process

Process	Equipment	Tag-Number	Specification	Quantity	Remarks
Feed inflow	influent storage tank	TK-101	W600 × L2000 × H600, 0.72m ³ effective volume : 0.41m ³	1	SS41+Epoxy
	inflow control v/v	FCV-101	Pneumatic	1	
	influent flow meter	FIQ-101	Toshiba	1	
G A C process	PAC contact tank	TK-102	W2000 × L2000 × H2000, 8.0m ³ effective volume : 7.2m ³	1	SS41+Epoxy
	PAC contact tank agitator	AG-101	Vertical, 360RPM, 1.5KW	1	Inverter
	PAC storage tank	CT-101	∅1080 × H1160, 1m ³ effective volume : 0.8m ³	1	PE
	PAC tank agitator	AG-104	Vertical, 240RPM, 0.75KW	1	
	PAC feed p/p	CP-101	Tube, 500CCM × 30m, 0.2KW	1	
	influent pH	PHIC-101	Range : 0~14 pH Output : DC 4~20mA	1	
	influent turbidity meter	TUBT-101	Range : 0.001~1000 NTU Output : DC 4~20mA/RS232	1	
	influent thermometer	Temp-101	Range : 0~50 °C Output : DC 4~20mA/RS232	1	
Coagulation process	mixing tank	TK-103	W850 × L850 × H850, 0.6m ³ effective volume : 0.4m ³	1	SS41+Epoxy
	mixing tank agitator	AG-102	Vertical, 240RPM, 0.4KW	1	Inverter
	coagulant storage tank	CT-102	∅1080 × H1160, 1m ³ effective volume : 0.8m ³	1	PE
	coagulant feed p/p	CP-102	Diaphragm, 500CCM × 30m, 0.2KW	1	
	NaOCl tank	CT-103	∅1080 × H1160, 1m ³ effective volume : 0.8m ³	1	PE
	NaOCl feed p/p	CP-103	Diaphragm, 500CCM × 30m	1	
	coagulation tank	TK-104 A/B/C	W1700 × L1700 × H1800, 5.2m ³ effective volume : 4.5m ³	3	SS41+Epoxy
	coagulation tank agitator	AG-103 A/B/C	Vertical, 60RPM, 1.5KW	3	Inverter
Precipitation process	inclination plate precipitation tank	TK-105	W1700 × L5300 × H1800, 16.2m ³ effective volume : 15.5m ³	1	SS41+Epoxy Plate type (inclination plate)
	precipitation tank reducer	DU-101	Cyclo reducer, 0.24RPM, 0.75KW	1	

[continued]

Process	Equipment	Tag-Number	Specification	Quantity	Remarks
Membrane process	Membrane influent storage tank	TK-106	W1500 × L2500 × H1800, 6.75m ³ effective volume : 6.0m ³	1	SS41+Epoxy
	Membrane influent storage tank level s/w	LS-104	Electrode	1	
	Membrane inflow p/p	P-101A/B	Centrifugal 0.8m ³ /min × 30m, 11.0KW	2	
	Membrane inflow turbidity meter	TUBT-201	Range : 0.01~100 NTU Output : DC 4~20mA/RS232		
	Membrane inflow meter	FIQ-100	Range : 0.0~80.0 m ³ /Hr Output : DC 4~20mA/RS232		
	Membrane backwashing tank	TK-201	W1500 × L1200 × H1800, 3.24m ³ effective volume : 2.90m ³	1	SS41+Epoxy
	Membrane permeate turbidity meter	TUBT-202	Range : 0.001~10 NTU Output : DC 4~20mA/RS232		
	Membrane permeate inflow meter	FIQ-101	Range : 0.0~40.0 m ³ /Hr Output : DC 4~20mA/RS232		
	Membrane backwashing tank level s/w	LS-107	Electrode	1	
	Membrane backwashing p/p	P-201	Centrifugal 0.65m ³ /min × 30m, 7.5KW	1	
	Strainer	TK-202	∅500 × H1500	1	STS304
	CIP tank	CT-201	∅1100 × H1500, 1.4m ³ effective volume : 1.2m ³	1	STS304
	CIP feed p/p	CP-201	Centrifugal, 0.4m ³ /min × 20m, 3.7KW	1	
	temp. trans.	TI-101	0~100℃	1	
	CIP tank level s/w	LS-105	Electrode	1	
	Dosing tank	CT-202	∅460 × H760, 0.11m ³ effective volume : 1.0m ³	1	PE
	Chlorine p/p	CP-202	Diaphragm, 100CCM × 30m, 0.2KW	1	
	Dosing tank level s/w	LS-106	Electrode	1	
	Air compressor	AC-101	Piston, 140 ℓ /min, 3KW	2	

[continued]

Process	Equipment	Tag-Number	Specification	Quantity	Remarks
GAC process	GAC division tank	TK-301	W440 × L3200 × H400, 0.56m ³ effective volume : 0.5m ³	1	SS41+Epoxy
	GAC division tank inflow meter	FIQ-102	Electrode	1	
	GAC division tank level s/w	LS-108	Electrode	1	
	GAC effluent tank	TK-302	W1455 × L1400 × H1450, 2.9m ³ effective volume : 2.0m ³	1	PE
Drain water recovery process	drain storage tank	TK-305	W1530 × L1530 × H1530, 3.58m ³ effective volume : 3.1m ³	1	SS41+Epoxy
	drain recovery tank	TK-306	W1650 × L600 × H2175, 2.15m ³ effective volume : 1.8m ³	1	SS41+Epoxy
	recovery tank supply p/p	P-306	1.5m ³ /hr × 0.5hp	2	Timer operation
	recovery tank permeate inflow meter	FIQ-301	Range : 0.0~10.0 m ³ /Hr Output : DC 4~20 mA/RS232	1	
	recovery tank permeate P/P	P-307	2.0m ³ /Hr	2	1ea spare
	recovery tank backwashing T/K	TK-307	W800 × L600 × H400, 0.19m ³ effective volume : 0.16m ³	1	
	recovery tank backwashing inflow meter	FIQ-302	Range : 0.0~2.0 m ³ /Hr Output : DC 4~20 mA/RS232	1	
	Blower	B-306	0.36m ³ /min × 3000mmAq × 1hp	2	
Control panel	MCC, MMI, PLC, Operation console			each 1set	

3.2 막 여과공정

Fig. 3.3에 막 여과공정의 처리 흐름도를 나타내었다. 막 여과를 이용하여 침전지에서 제거되지 못한 미세한 입자 및 원생동물, 조류 등을 체 거름 현상을 통해 제거하는 장치로 여과 → AS/RF(물·공기역세) → flushing(세정)이 cycle을 이루며 공정이 진행된다.

원수 저장조는 6.75m^3 ($W1.5 \times L2.5 \times H1.8$)용량이며, 레벨 스위치가 1개 있고, 유입펌프는 ($0.8\text{m}^3/\text{분}$, centrifugal)는 2개, 유입 탁도($0.01\sim 100$ NTU), 유입 유량계($0\sim 80$ m^3/hr), 역세수조 3.24m^3 ($W1.5 \times L1.2 \times H1.8$), 여과탁도계 ($0.001\sim 10$ NTU), 여과유량계($0\sim 40$ m^3/hr), 역세수조 레벨 스위치, 역세펌프 (0.65 $\text{m}^3/\text{분}$, centrifugal), CIP 탱크($\varnothing 1.1\text{m} \times H1.5\text{m}$), CIP 주입펌프($0.4\text{m}^3/\text{분}$, centrifugal), 온도계($0\sim 100$ $^\circ\text{C}$), CIP 탱크 레벨 스위치, 주입탱크($\varnothing 0.46\text{m} \times H0.76\text{m}$), 염소 주입펌프(Diaphragm, $100\text{CCM} \times 30\text{m}$), 주입탱크 레벨 스위치, Air compressor 등이 1개씩 있다.



Fig. 3.3. Membrane system.

여과 막은 공칭공경 0.1 μm 이하의 공극을 갖는 중공사 형태의 가압식 정말여과 막(MF)이며, 유입수에 포함된 공극크기 미만의 입자 및 미생물을 여과하여 탁도 0.1NTU 이하의 처리수를 생산함과 동시에 병원성 미생물인 바이러스, 원생동물은 4log 이상 제거되고, 용존성 물질 중 맛·냄새물질의 제거는 2-MIB, Geosmin이 각각 10ng/L 이하를 목표로 정수 처리공정을 구성하였다.

여과 막의 재질은 PVDF(Polyvinylidene fluoride)로 되어 있으며 원수를 케이싱 내에 있는 중공사막의 외부에서 내부방향으로 여과하는 외압식 방식을 채택하고 있다.

실험 모듈의 규격은 직경 140mm, 길이 2,227mm, 분리 막 면적은 36.8m²(전체 막면적 368m²)이며, 재질 등 세부 사양은 Table 3.3과 같으며, Fig. 3.4는 MF막의 개략도 및 사진이고, Fig. 3.5는 MF막의 SEM 촬영한 표면 형태이다.

Table 3.3. Specification of separation membrane

Items		Specification
Model name		XUNA-520A
Membrane specification	Material	PVDF(Polyvinylidene fluoride)
	Diameter(ID/OD)	0.7/1.2 mm
	Effective membrane area	36.8 m ²
	Pore size	0.1 μm
Operating conditions	Max. inlet pressure	3 kgf/cm ²
	pH scope	1 ~ 10
Membrane module size(mm)		2,227 L × 140 Φ

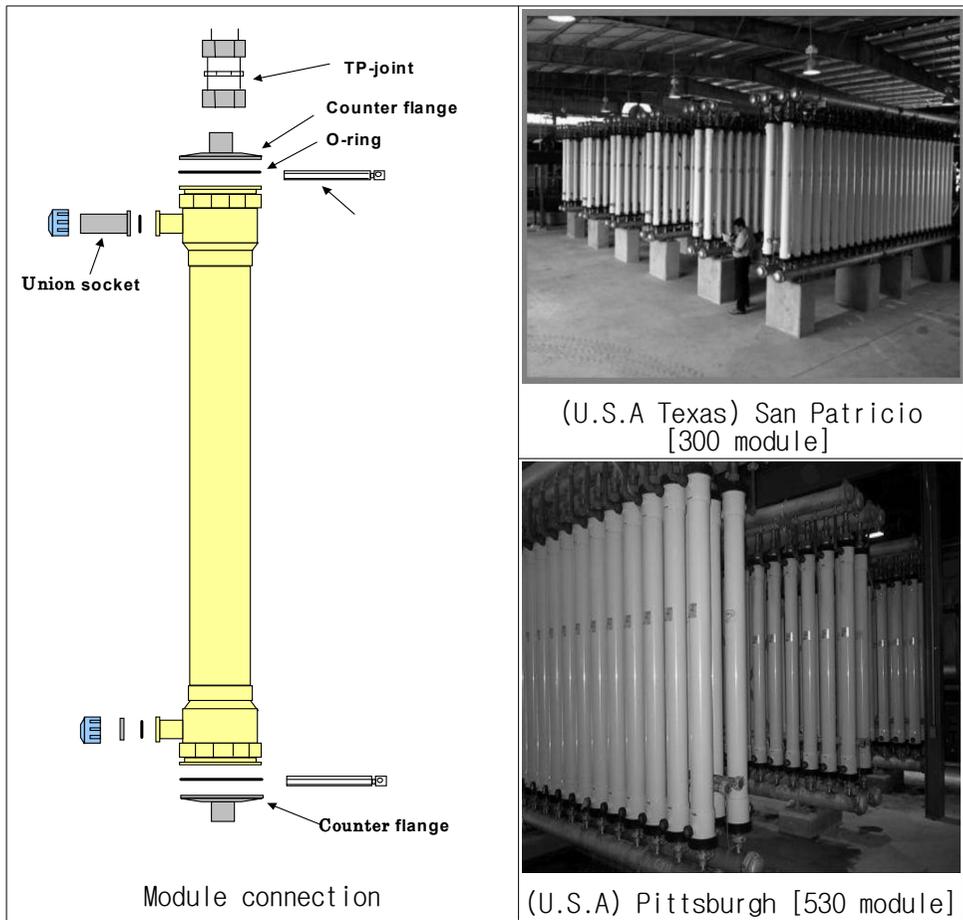


Fig. 3.4. Out shape of membrane separation module.

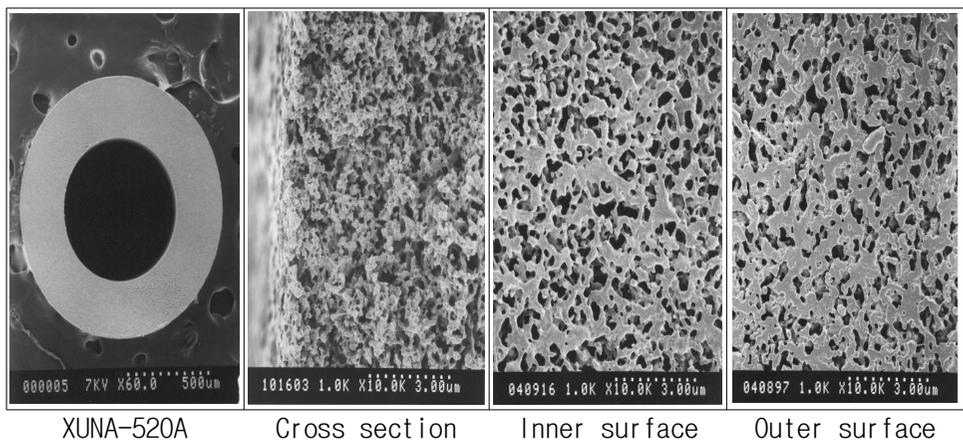


Fig. 3.5. Surface shape of MF membrane in SEM pictures.

3.3 배출수 재이용 공정

Fig. 3.6에 나타난 바와 같이 막 여과의 역세수 및 세정수를 별도의 분리 막을 이용하여 재처리함으로써 전체 시스템의 회수율을 99%로 향상시키고, 최종 배출되는 농도를 증가시키기 위한 공정을 나타내었다.

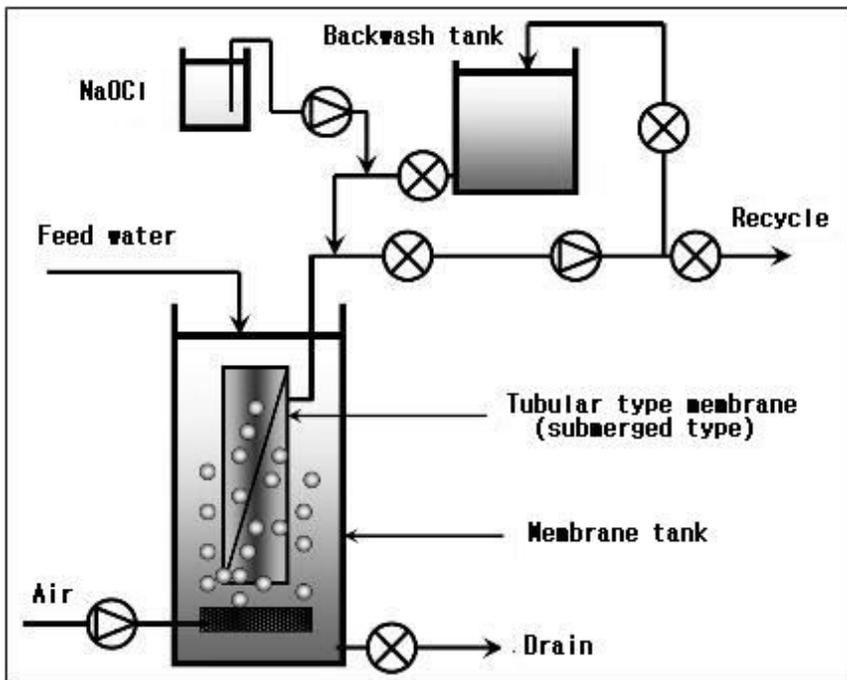
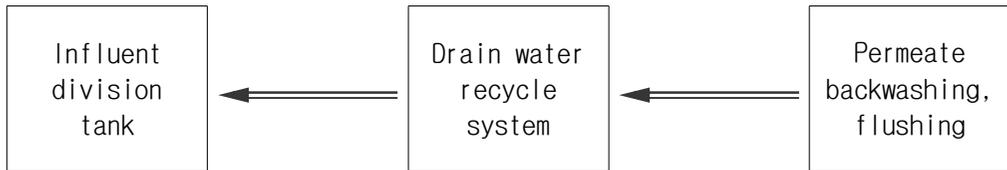


Fig. 3.6. Schematic diagram of discharge reuse process.

배출수 재이용 공정에 사용된 분리 막은 내약품성과 기계적 강도가 뛰어난 PO(Poly olefin) 재질이고, 분리 막 모듈의 세부사양과 일반적인 운전조건은 Fig. 3.7에 나타내었다. 막 모듈 1개의 면적은 20m^2 이고, 총 모듈 수는 3개이므로 전체 막 면적은 60m^2 이다.

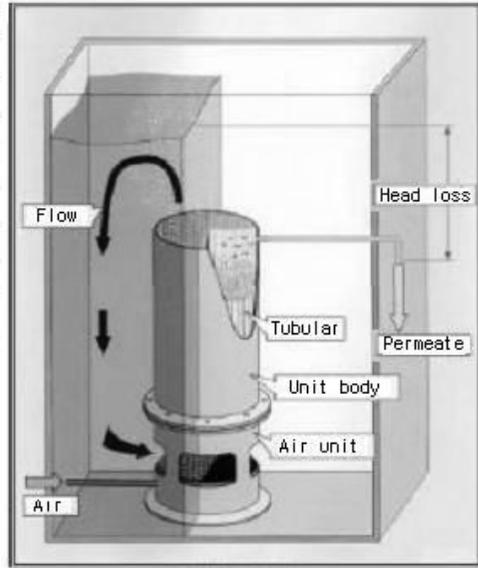
또한 막 역세수 후처리를 위한 GFF(Gravity flow fiber) filter와 PCF(Pore control fiber) filter의 설계인자 즉, 회수율과 처리수질을 검증하기 위해 G 정수장 pilot plant 막 역세수를 대상으로 pilot 실험을 실시하였으며, 공정도는 Fig. 3.8, 3.9에 나타내었다.

* MF specifications

Type	Tubular type(inside-out)
Material	Polyolefin
Pore size	0.4 μ m
Pressure	15 ~ -35cmHg
pH	3~11
Dimensions	Φ 300 × 1490 mm
Flux	250 - 830 L/Hr/Mo(12.5-41.7LMH)
Area	20 m ² /ea
Application	Drinking water, drain



Figure of application



Operating flow

Fig. 3.7. Membrane specification of discharge reuse process and operating method.

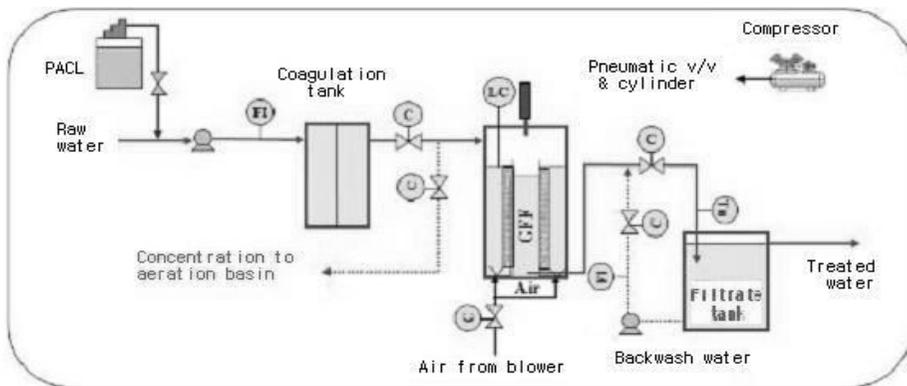


Fig. 3.8. GFF pilot diagram.

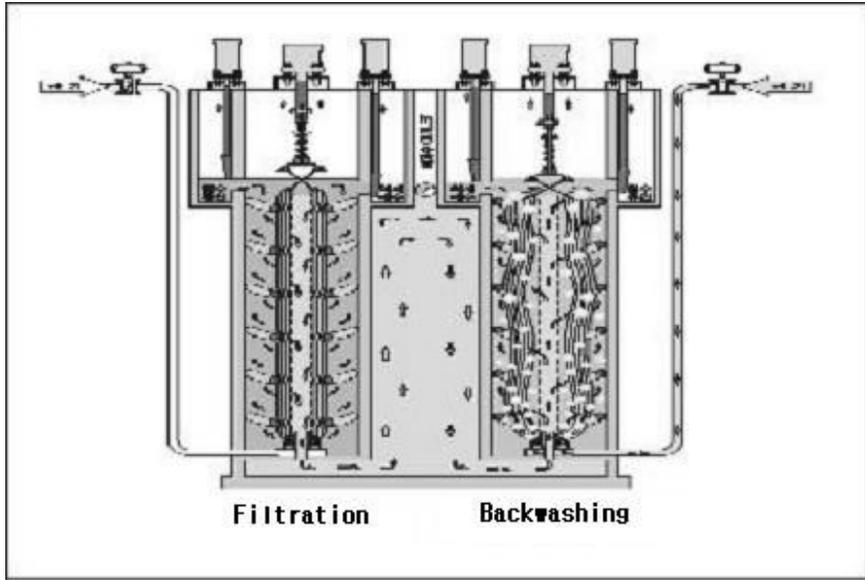


Fig. 3.9. Structure of GFF filter.

3.4 활성탄 처리공정

Fig. 3.10에 막 여과 처리수 후단에서 추가적인 처리를 수행하기 위하여 입상 활성탄 여과장치의 공정도를 나타내었다.

GAC 분배조는 0.56m^3 (W0.44 × L3.2 × H0.4)용량이며, 유입유량계, 레벨 스위치, 처리수조 2.9m^3 (W1.455 × L1.4 × H1.45) 등이 1개씩 있다.



Fig. 3.10. GAC column.

3.5 실험방법

3.5.1 막 여과 운전방법

본 연구에 사용된 분리 막은 MF 이며, Table 3.4는 본 연구에 적용된 막의 일반적인 운전조건을 나타내었다.

Table 3.4. General condition of separation membrane

Items		Operating conditions
Model		XUNA-520A
Temperature		< 40°C
pH		1 ~ 10
Maximum pressure	Max. inlet pressure	3 bar
	Filtration	3 bar
TMP	Operating	0.1 ~ 1.0 bar
	Max. TMP	3 bar

본 연구에 적용된 막 여과시스템의 운전방법은 여과와 역세척으로 크게 대별되며, 상세운전 논리구조(Logic)와 시스템 구성은 각각 Fig. 3.11 및 Fig. 3.12와 같다. 비가역적인 오염을 제거하기 위한 화학세정(Chemical cleaning)과 여과의 안정성을 시험하기 위한 무결성시험(Integrity test) 등으로 구성되어 있으며, 각각에 대해 상세히 설명하면 다음과 같다.

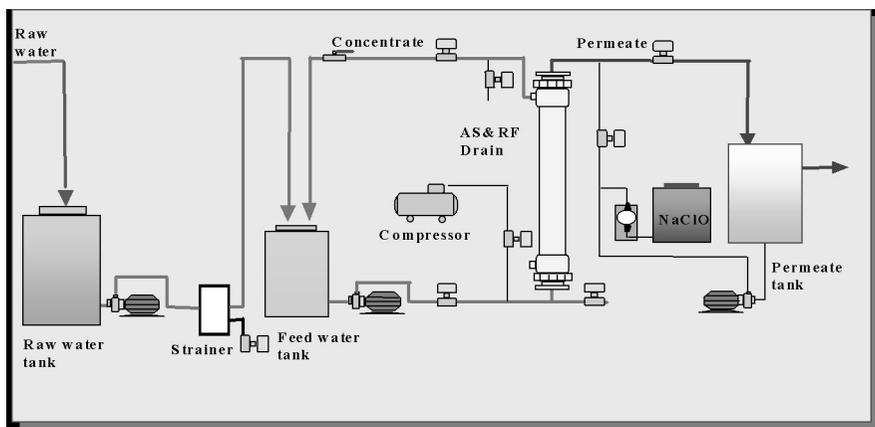


Fig. 3.11. MF system plot.

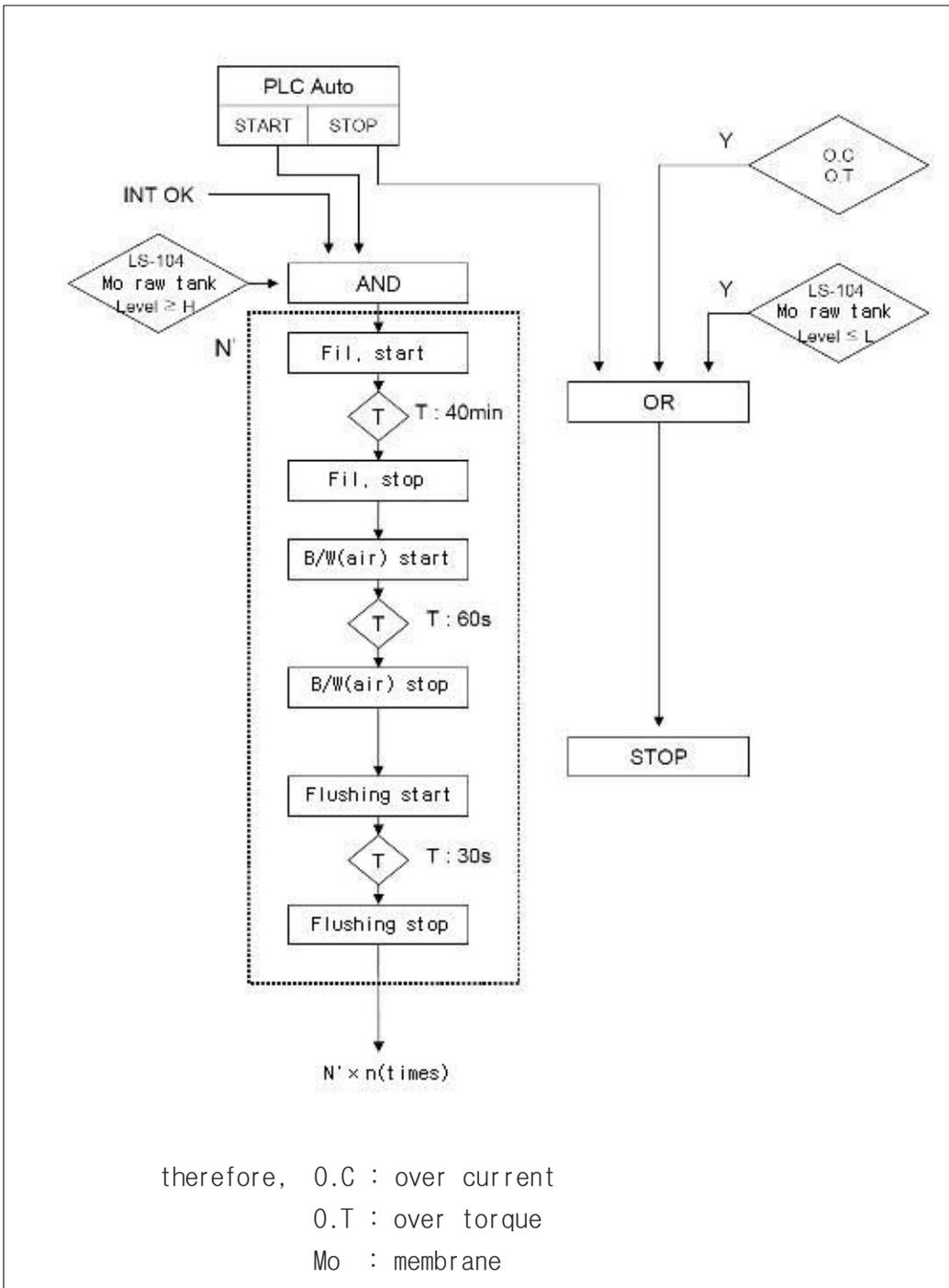


Fig. 3.12. MF System operating flow.

1. 여과

원수는 원수공급 펌프에서 Membrane 모듈로 공급되기 전에 공극 100 μm 크기의 micro strainer를 통과한다. Micro strainer는 모듈로 공급되는 원수에서 크기가 큰 입자를 제거함으로써 fiber의 막힘 또는 손상을 방지한다.

원수공급펌프에 의해 공급되는 유입수는 막 여과에 필요한 여과압력(TMP)을 유지시켜 주며 정해진 유량의 처리수를 생산(정유량 여과, Constant flux 모드) 할 수 있도록 inverter에 의해 변속 운전된다.

Fig. 3.13에 나타낸 것과 같이 원수는 모듈의 하부에 위치한 유입부(Feed side)로 공급되어 중공사의 외부(shell side)에서 압력에 의해 내부(lumen side)로 여과된다. 여과된 물은 중공사 내부를 통하여 모듈 상단(Permeate side)으로 유출되며, 유출된 처리수는 저류탱크로 유입된다.

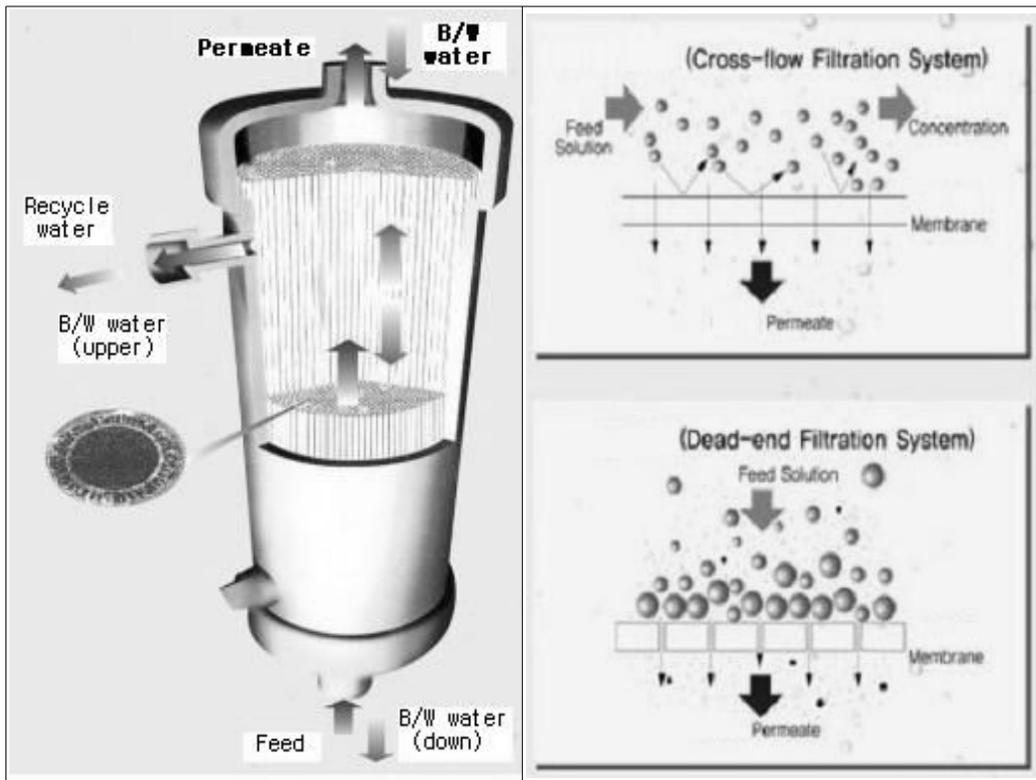


Fig. 3.13. Filtration method of membrane separation.

본 Plant에 적용된 분리 막은 전량여과(Dead-end) 및 십자유형 여과(cross-flow) 방식 모두 운전이 가능하나, 주로 dead-end 방식으로 운전하며, 이때 모듈 내 고흡물의 축적을 방지하기 위하여 농축수 유출부(concentrate side)로 일부를 회수(bleeding)한다.

전량여과(Dead-end) 방식에서 여과유속(flux)은 유입수 수질 및 화학세정 주기에 따라 50~70 LMH로 운전되며 전처리 방식 및 정도에 따라 더 높은 Flux 및 낮은 flux에서도 운전가능하다.

2. 역세척

역세척(Reverse filtration)은 timer의 설정된 시간에 의해 자동적으로 실시된다. 역세척은 여과과정에서 중공사막 외부(shell side)에 축적된 고흡물을 제거하는 목적으로 시행되며 PLC에 의해 자동적으로 역세척 펌프와 valve가 작동하도록 설계되었다.

역세척수는 여과수 유출부(Permeate side)를 통하여 중공사(fiber)의 내부에서 외부로 여과 flux의 약 1.0~1.5배의 유량으로 공급되며, 원수 유입부(feed side)와 농축수 유출부(concentrate side)로 배출된다.

역세척(Reverse filtration)은 매 20~40분 여과 후 약 1분간 진행되며 원수 수질에 따라 여과시간 및 RF 시간을 조정하여 막 오염 방지와 회수율을 최적화하며, 필요시 염소를 1~5mg/L의 농도로 주입하여 역세척수 drain의 잔류염소가 약 0.1~1.0mg/L가 유지되도록 한다. 역세척(Reverse filtration)만으로 중공사 및 membrane 표면의 고흡물이 완전하게 제거되지 않으므로 주기적인 공기 역세척(air scrubbing)과 역세척을 동시에 실시함으로써 membrane 표면에 부착된 고흡물의 추가적인 제거가 이루어진다.

Reverse filtration은 여과수 유출부(permeate side)로 여과수를 중공사(fiber)의 내부에서 외부로 공급하여 수행하며, 원수 유입부(feed side)에서는 압축공기를 외부에서 공급하여 농축수 유출부(concentrate side)로 역세척된 물과 함께 배출한다. 이때 역세척수(여과수 사용)의 유량은 flux의 1.0~1.5배 정도를 유지하며 공기량은 5m³/hr · 모듈을 유지한다. 공기 역세척은 약 1분간 진행된다.

공기 역세척에 의해 분리, 제거된 고형물은 플러싱(Flushing)에 의해 완전히 배출된다. 플러싱은 원수(feed water)로 원수 유입부(feed side)에서 공급되어 농축수 유출부(concentrate side)로 방출된다.

수질조건에 따라 주기의 조정 및 일정농도의 잔류염소(유출부에서 0.1~1.0 mg/L 정도 유지)가 포함된 처리수를 사용하였다. 역세척 시 공기세정(Air scrubbing)을 일정 주기로 병용하며, 역세척(RF, AS/RF)으로는 완전히 제거되지 않는 오염물이 막 공극 또는 표면에 쌓이게 되므로 장기간(약 6개월) 분리 막을 운영하면 여과에 필요한 압력(TMP)이 점차 증가하게 된다.

막 여과 효율 회복을 위하여 막 여과 시스템에서 일정한 압력에 도달하면 시스템을 정지하고 Fig. 3.14와 같이 화학적 세정(Cleaning in place, CIP)을 실시하여 비가역적 오염(irreversible fouling)을 제어하였다.

분리 막은 TMP가 1.5~2.0 bar에 도달하면 막 오염(fouling)이 일어난 것으로 가정하고 화학적 세정(CIP)을 실시하며 강산(염산)과 강 alkali를 번갈아 사용하여 시행하였다. 본 Pilot plant에서 적용중인 역세척은 여과(filtration) → {공기세정(air scrubbing(AS/RF)) → 수세정(flushing)} 의 세 가지 사이클로 진행된다.

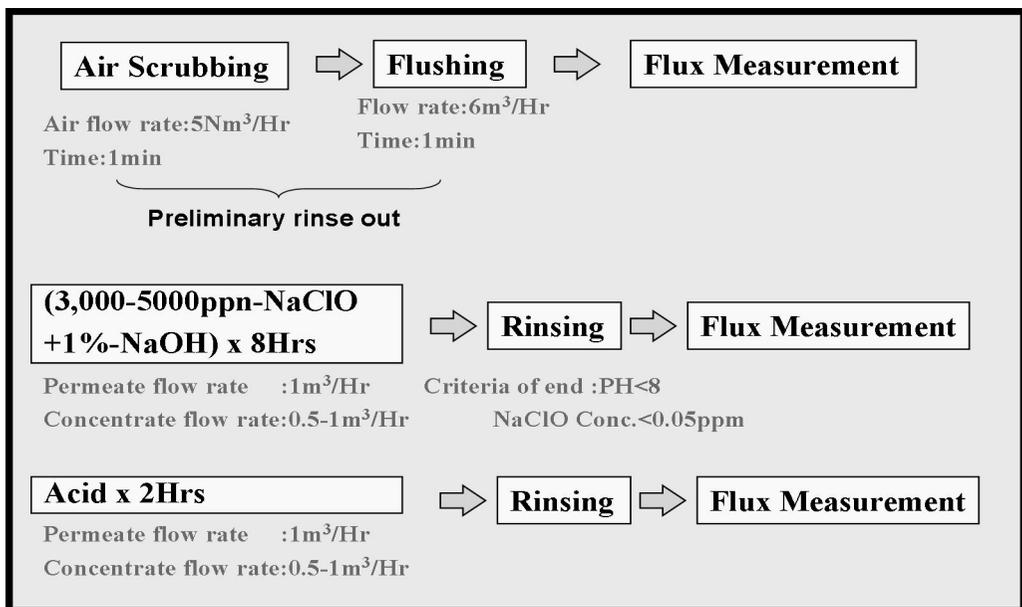


Fig. 3.14. Chemical cleaning order and condition.

4. 무결성 시험(Integrity test)

막 여과 시스템 및 중공사의 결함여부를 판단하기 위한 목적으로 실시하며 정수 처리공정의 신뢰성을 위하여 매우 중요한 공정이다. 막 여과 시스템의 운영 중에는 여과수의 입자계수기(Particle counter)를 이용한 monitoring으로 실시하며, 주기적으로 시스템의 가동을 중지시키고 Fig. 3.15 및 Fig. 3.16과 같이 압력감쇄시험(pressure decay test)을 실시하여 test하였다.

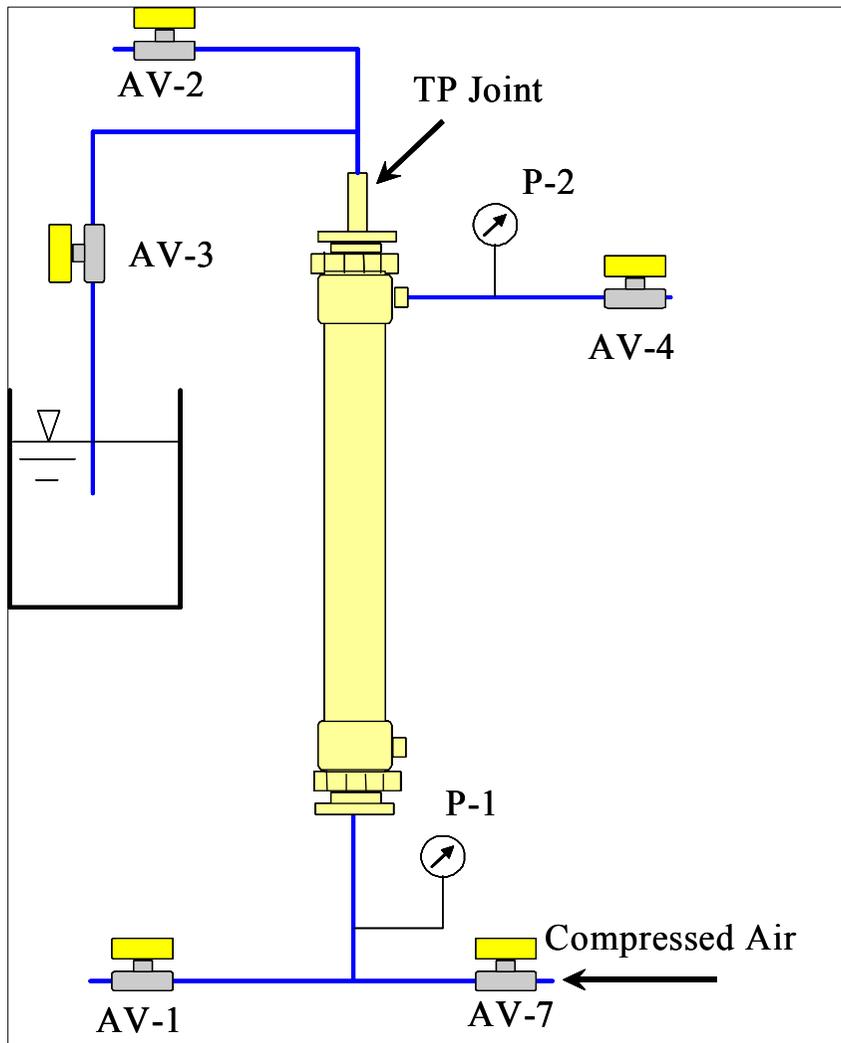


Fig. 3.15. Integrity test order.

Pressure decay test(integrity test) 순서는 다음과 같다.

- 1) Membrane 시스템 및 fiber의 결함여부를 판단하기 위한 목적으로 실시한다.
- 2) 운영 중에는 여과수의 Particle counter monitoring으로 실시하며, 주기적으로 시스템의 가동을 중지시키고 pressure decay test를 실시한다.
- 3) Pressure decay test는 일정 압력[보통 1~2 bar(1.0197~2.0394 kgf/cm²)]을 일정시간 모듈에 가하여 일정치 이상의 압력손실(0.05 bar over 2 min)이 관찰되면 Fiber가 손상이 된 것으로 판단한다.
- 4) Pressure decay test를 실시하는 동안 pilot plant의 투명 pvc pipe에서 공기방울이 관찰되면 해당 모듈이 손상된 것임을 나타낸다.

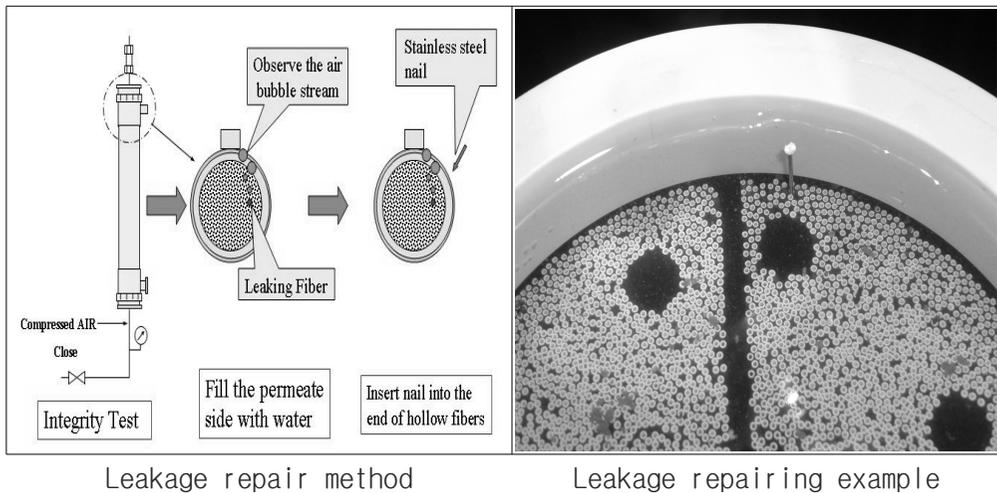


Fig. 3.16. Pin repair method and repairing example.

압력감쇄시험(Pressure decay test)은 일정 압력(보통 1~2 bar)을 일정시간 모듈에 가하여 일정치 이상의 압력손실(50 milli-bar)이 관찰되면 중공사가 손상이 된 것으로 판단하며, 압력감쇄시험(pressure decay test)을 실시하는 동안 시스템의 투명 pvc 파이프에서 공기방울 누출을 관찰함으로써 해당 모듈 내 중공사의 손상여부를 판정하게 된다. 중공사 분리막이 손상된 것으로 판명될 경우 Fig. 3.17과 같이 stainless steel nail으로 분리 막을 보수한 후 재운전을 실시하게 된다.

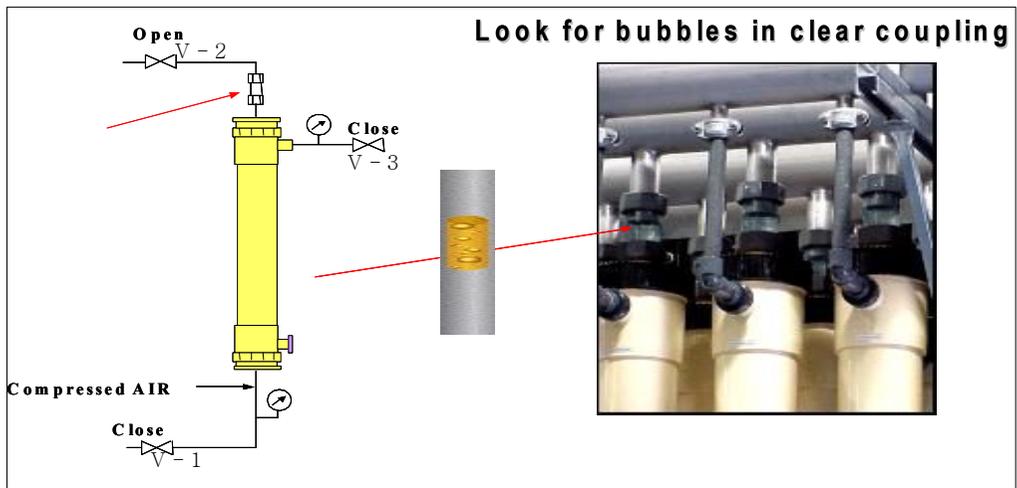


Fig. 3.17. Integrity test method.

3.5.2. 배출수 재이용 운전방법

1. 침지형 막의 운전조건

배출수 재이용공정 분리 막의 경우 평균 20 m³/d 기준으로 운전하였다. 주 공정과 배출수 재이용 공정의 분리 막 운전 여과유속은 펌프의 Inverter로 조절하여 각각 22.5 LMH로 설정하였다. 배출수 재이용 공정은 조 내의 농도를 유지시키기 위해 40회 여과 후에는 농축수를 배출토록 하였다. 막 여과의 상세한 운전 조건은 Table 3.5에 나타내었다.

Table 3.5. General condition of submerged membrane

Items	Operating conditions
Type	Tubular type(inside-out)
Material	Polyolefin
pH	3 ~ 11
Flux	250~830 L/Hr/Mo(12.5~41.7LMH)
Operating pressure	15 ~ -35 cmHg

2. GFF(Gravity flow fiber)를 이용한 배출수 처리

Y 정수장 막 역세수의 후처리를 위한 GFF filter의 설계인자(회수율, 처리수질)를 검증하기 위해 G 정수장 pilot plant 막 역세수를 대상으로 pilot 실험을 실시하였고 Fig. 3.18에 나타내었다.

G 정수장 pilot plant 현장에서 2008.7.12~10.17까지 약 4개월간 운영하였으며, 유입유량은 60 m³/d(약품주입 30 m³/d)이고, 응집제는 17%의 PAC(10배 희석 투입)을 주입하였다. 수시로 처리유량, 역세유량, 여과시간, 여과전후 탁도 등을 분석하였다.

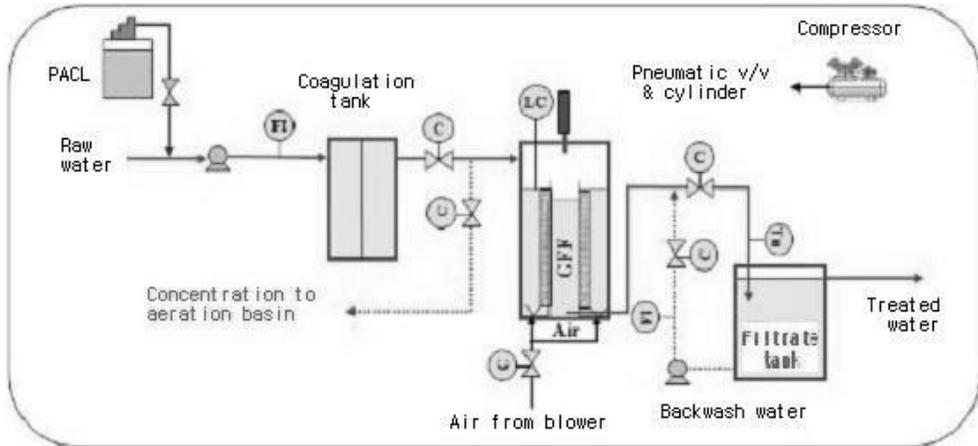


Fig. 3.18. GFF pilot diagram.

3. PCF(Pore control fiber)를 이용한 배출수 처리 실험

Y 정수장 막 역세수의 후처리를 위한 PCF filter의 설계인자(회수율, 처리수질)를 검증하기 위해 G 정수장 pilot plant 막 역세수를 대상으로 pilot 실험을 실시하였고, Fig. 3.19에 나타내었다.

G 정수장 Pilot plant현장에서 2009.3.11~2009.3.13까지 3일간 운영 하였으며, 유입유량은 24 m³/d(약품주입 12 m³/d)이고, 응집제는 17%의 PACL(10배 희석 투입)를 주입하였다. 수시로 처리유량, 역세유량, 여과시간, 여과전후 탁도 등을 분석하였다.

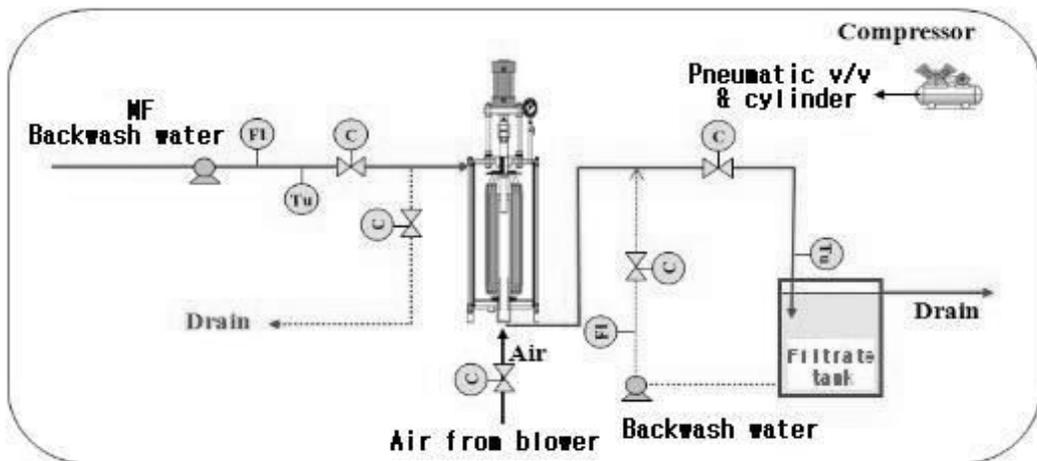


Fig. 3.19. PCF pilot diagram.

3.6 분석

막 여과를 행한 오염물질의 제거율을 평가하기 위해 실험시간에 따른 상수원수와 침전슬러지, 막 유입수, 막 여과수, 역세수/세정수, GAC 처리수의 수질을 분석하였으며, 수질지표가 되는 일반 항목인 탁도, 입자수, TOC, DOC, 그리고 UV₂₅₄를 중점적으로 분석하였다.

탁도는 탁도계 HACH 2100AN(HACH사, 독일)을 이용하여 측정하였으며 입자수는 HIAC/ROYCO사의 particle counter 9064를 이용하여 측정하였다.

TOC는 TOC analyzer(Dohrmann DC-180)를 이용하여 분석하였고, UV₂₅₄는 시료를 0.2 μ m cellulose nitrate 여과지로 여과한 후 HP 8453 UV/VIS 분광광도계 (HACH DR4000)를 사용하여 파장 254nm에서 흡광도를 측정하였다.

THMs 및 THMFP 분석은 purge and trap (Tekmar LSC 3000)으로 휘발성 유기물을 탈기, 포집한 후 Varian GC 3600 CX를 이용하여 ECD로 분석하였다.

HAAFP (haloacetic acid formation potential)는 GC/MS와 Varian GC 3600CX와 autosampler 82000I 부착된 GC(ECD)를 사용하였다.

Geosmin과 2-MIB 분석은 GC/MS(HP 5890 II /MSD 5972)를 이용하여 분석을 수행하였으며, 분리 막의 표면 및 표면 위에 생성된 막 오염층을 촬영하기 위하여 전자주사 현미경(scanning electron microscope, SEM, JEOL JSM-35, Japan)사진을 관찰하였다.

FT-IR 분석은 FT-IR 분석기(Thermo NICOLET, NEXUS, USA)를 사용하였으며, MF막과 tubular 막의 인장강도와 신장율은 3개의 시편을 제작하여 만능재료시험기(U.T.M, INSTRON 4465, USA)를 이용하여 분석하였고, 막의 공경크기는 capillary flow porometer(CFP-1200-AE, USA)를 사용하여 측정하였다.

또한 수질측정 항목 중 환경부령 먹는물 관리법에서 규정하고 있는 55개 항목에 대한 수질실험은 환경부 국립환경과학원 먹는물 공정시험방법에 의하여 수질 분석을 실시하였다.

Virus는 2회, 원생동물인 *Cryptosporidium sp.*, *Giardia sp.*는 2회로 실험하였다. MF막 물리화학적 특성조사는 1회 분석하였다.

IV. 결과 및 고찰

4.1 원수 성상

본 공정에 유입되는 유입수는 전염소 처리된 한강원수를 처리대상으로 사용하였으며, 상수원수의 수질분석 결과는 Table 4.1에 나타내었다.

실험기간 동안 원수의 수온은 5.3~22.2(평균 16.0)℃의 범위를 나타내었으며, S 시에서 제공한 조류개체 수는 390~ 24,210(평균 7,182) cells/mL로 봄과 가을철에 집중적으로 번성하였다.

유입수의 탁도는 1.01~63.6(평균 7.53) NTU로 나타났으며, pilot 연속계측기(On-line) 측정결과 5.3~688.9(평균 31.0) NTU로 시험 분석한 자료보다 약 4.1배가 높았다. 이는 연속적으로 측정된 자료가 보다 많이 축적된 자료를 보유했기 때문이라고 사료되며, 이와 같이 원수의 수질은 채수시기에 따라 큰 수질 차이를 보이지 않고 있으나, 계절에 따른 상수원수 성상의 변화가 심하다는 것을 알 수 있었다.

Table 4.1. Description of raw water

Items	Turbidity (NTU)	pH	Alk. (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	KMnO ₄ consumption (mg/L)	Temp. (°C)	Chloride ion (mg/L)	Algae counts (cells/mL)
Max.	63.6	7.8	49	2.7	10.5	22.2	17	24,210
Min.	1.01	7.3	18	1.3	1.9	5.3	6	390
Avg.	7.53	7.5	39	1.785	4.58	16.0	11	7,182

Fig. 4.1과 4.2에는 원수 중의 조류 개체수 및 성상 변화를 나타내었다. 전체 조류 개체수 조사결과 조류는 주로 봄(5월)과 가을철(10월)에 번성하였으며, 전체 발생조류 중에 대부분을 규조류가 차지하고 있다. 봄철에는 *Cyclotella*, 가을 및 겨울철에는 *melosira*가 주종을 이루었으며, 10월경에는 남조류 출현도 관찰 되었다. 이와 같이 조류가 다량으로 발생하면 원수에서 냄새, 맛 및 트리할로메탄(THMs)과 그 전구물질(THMFP), 기타 유기물질(DOC)이 다량으로 발생할 수 있기 때문에 이러한 물질을 제거하기 위해서는 활성탄 흡착 또는 막 여과 등의 고도정수 처리시설이 필요할 것으로 사료된다.

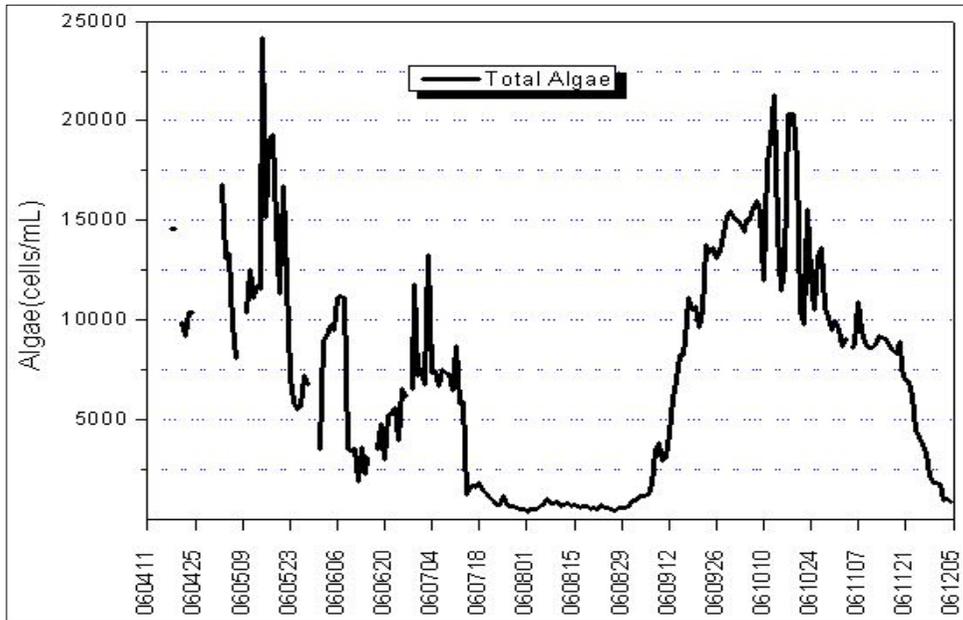


Fig. 4.1. Variation of algae in raw water during experiment period.

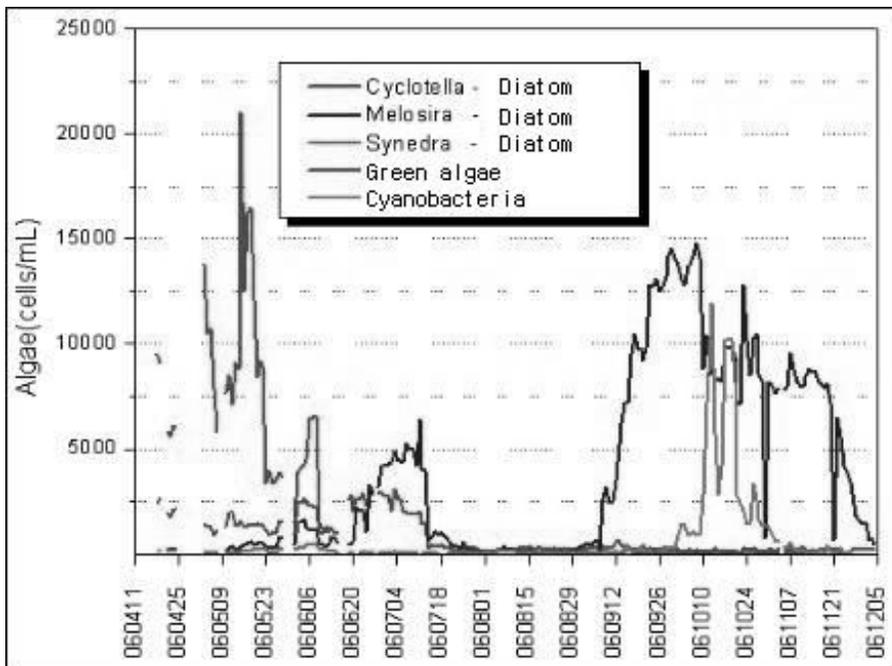


Fig. 4.2. Variation of algae types in raw water during experiment period.

4.2 수온, 탁도, pH, 및 조류 개체수가 막 압력에 미치는 영향

4.2.1 수온

막 여과에 있어서 수온은 주요한 인자 중의 하나이다. Table 4.2에 원수의 수온과 점도와의 관계를 나타낸 것과 같이 수온의 분포는 0~25℃이며, 이에 따른 원수의 점도는 1.79~0.891cp.이다.

물의 밀도는 막의 신축과 밀접한 관계가 있는 flux에 많은 영향을 미칠 수 있으며, 특히 5℃ 이하의 수온은 막의 여과능력을 저하시키는 것으로 알려졌다. 원수의 수온이 10℃일 때의 점도가 20℃일 때보다 약 30% 증가하는 것으로 보아, 수온이 낮은 동절기에 운영상의 안정성을 향상시키기 위해서는 응집제를 투여하여 수질 향상과 함께 점도를 낮출 필요가 있을 것으로 판단된다.

Table 4.2. Changes and correction of viscosity by raw water temperature

Temperature(℃)	Viscosity(cp.)	Viscosity increase ratio(%)
25	0.891	-10.9
20	1.00	0
15	1.15	15
10	1.30	30
5	1.55	55
0	1.79	79

Viscosity calculation, temperature, scope 0~30℃

$$: \eta(\text{cp.}) = 1.77 - 0.052T + 0.0067T^2$$

4.2.2 탁도

Fig. 4.3에 막 여과에 영향을 미치는 탁도와 막의 여과압력(TMP)과의 상관관계를 나타내었다. 탁도가 증가할수록 막의 TMP가 증가하는 경향을 나타내고 있으며, 응집제를 사용하지 않고 원수를 직접 막 여과할 경우 탁도에 의한 TMP 상승률이 30%인 지점에서의 유입 탁도는 약 12.4 NTU 이다.

본 실험에서는 체류시간 등을 고려하여 막 여과 시 탁도 10NTU로 설정하도록 하였다.

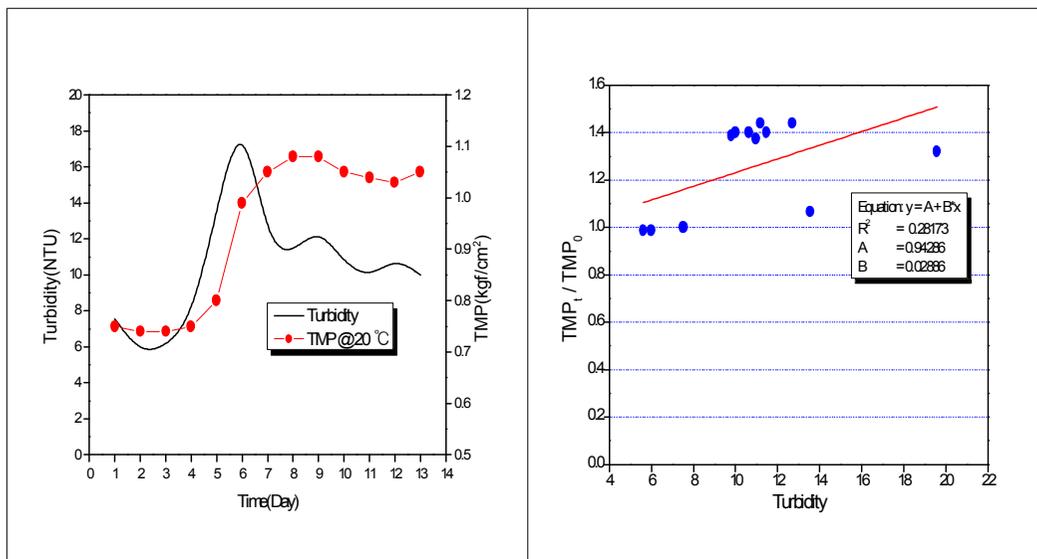
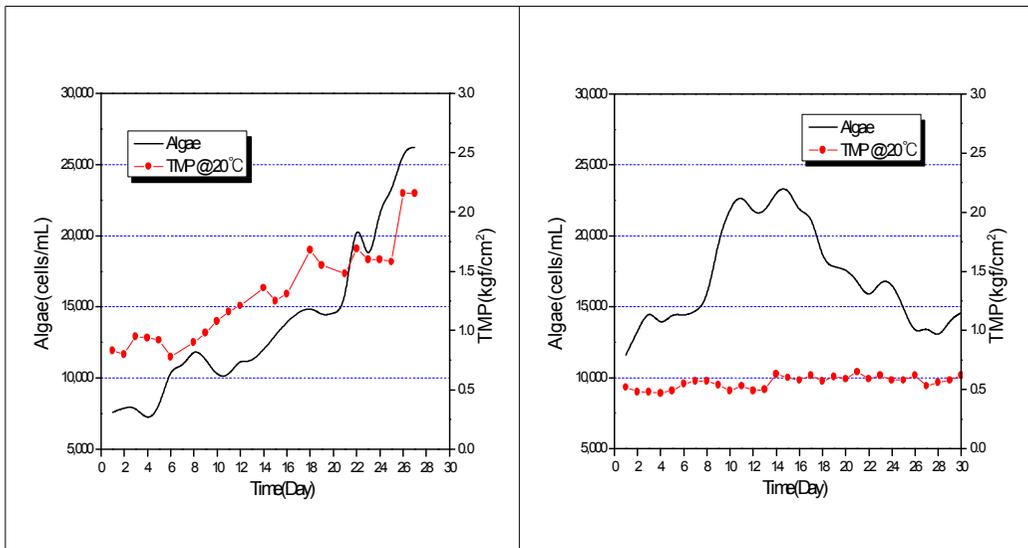


Fig. 4.3. Corelationship of turbidity and TMP.

4.2.3 조류 개체수

Fig. 4.4에 2004년부터 2009년까지의 조류 개체수와 막의 여과압력(TMP)과의 상관관계를 나타내었다. 조류 개체수 역시 탁도와 더불어 가장 현격히 분리 막에 영향을 미치는 인자로 작용하는 것으로 알려져 있다.

조류는 실험 기간 중 약 7,500~25,00 cells/mL까지 증가하였으며, 이에 따라 TMP 역시 최고 22.2 kgf/cm²까지 증가하였다. 조류 개체수가 증가할수록 TMP 또한 상승하는 것으로 나타났지만 우측 그림과 같이 응집제를 주입하면 조류의 개체수가 감소함과 동시에 막의 TMP는 증가 없이 약 0.4~0.6 kgf/cm² 일정하게 유지되었다. 이와 같이 조류와 TMP의 상관관계를 분석한 결과 상관관계(R²)값이 약 0.85로서 높은 상관관계를 나타내었으며, 또한 조류에 의해서 TMP 상승률이 30% 상승되는 지점에서의 조류개체 수는 약 10,300 cells/mL 정도인 것으로 예측되었다.



Corelation of algae and TMP,
influent permeate directly

Corelation of algae and TMP,
coagulant dosing

Fig. 4.4. Variation of TMP according to coagulant dosing.

4.3 응집처리가 막 분리에 미치는 영향

Table 4.3과 4.4에 정수처리인 혼화/응집/침전 공정에서 막 여과 시스템에 유입시키기 전에 응집제 사용여부에 대한 수질결과를 나타내었다. 여기에서 R-M 모드는 응집제를 사용하지 않은 경우이고, F-M 모드는 사용한 경우이다. 유입량은 504 m^3/d 이며, 처리수량은 499 m^3/d , 여과주기는 40분 여과, 1분 수세+공세, 30초 세정의 순으로 계속 반복하였고, 역세척 유량은 여과 유량의 1~1.2배, 화학세정은 6개월에 1회 실시하였다.

Table 4.3~4.4에서와 같이 R-M 모드와 F-M 모드 상관없이 막 여과수는 먹는 물 수질기준 법정 항목에 적합한 것으로 나타났다. Table 4.5는 실험기간 중 R-M 모드로 운영된 기간의 수질을 분석한 결과를 나타낸 것이다. R-M 모드로 가동된 기간의 수질은 전처리에서 무응집 공정이므로 제거율이 낮은 것으로 나타났으며, TOC, DOC, THMs 및 KMnO_4 등 4개 항목에 대해서는 상수원수에 비해 막 유입수의 평균수질이 높아진 것으로 나타났다.

Table 4.6은 실험기간 중 F-M 모드로 가동된 기간의 수질을 분석한 결과를 나타낸 것으로서 R-M 모드에 비해 응집제가 투입되어 항목별로 약간 높은 제거율을 나타내었다. 탁도의 경우 F-M 모드에서 약 41.3%가 제거되어 가장 높은 제거율을 나타내었으며, 이는 F-M 모드 시 투입되는 응집제(PACL)에 의한 약품응집과 경사판 침전지에서의 침강효율이 높아져 발생한 결과로 판단되며 또한 침전지에서 제거된 양은 유입수량 대비 0.2%가 침전슬러지로 인발되는 것으로 나타났다.

TOC, DOC 및 UV_{254} 와 같은 유기물은 각각 18.9%, 19.7%, 32.8%의 순으로 평균 제거율을 나타내었고, THMs의 경우 시설물 내에서 전염소 처리된 유입수로 유입되어 잔류한 염소와의 반응으로 인해 제거율이 2.83%로 낮게 나타났으며, 전처리 공정인 응집공정을 통해서 총유기물(TOC) 및 용존성 유기물(DOC) 등은 처리한계를 보였다.

R-M 및 F-M 모드를 실험기간 동안 수질분석 횟수별로 분류하면 table 4.7과 같이 전체 분석횟수 40회 중 14회가 R-M 모드로 운영되어 35%를 차지하였으며, 나머지 65%는 F-M 모드로 대부분이 응집제가 투입된 모드로 운영되었다.

향후, 실제 운전에는 원수의 조류 개체수 등 유입조건이 열악해져 응집제가 투입된 F-M 모드 비율이 증가할 것으로 예상된다.

Table 4.3. Result of analysis of drinking water with R-M mode

Items	Unit	Standard	Influent			Permeate			Recycle water		
			max.	min.	avg.	max.	min.	avg.	max.	min.	avg.
General bacteria	CFU/mL	100	928	ND	143	1.0	ND	0.1	648	ND	592
Total coliforms	/100mL	ND	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
E.coli	/100mL	ND	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Pb	mg/L	0.05	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
F	mg/L	1.5	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
As	mg/L	0.05	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Se	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Hg	mg/L	0.001	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
CN	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Cr ⁶⁺	mg/L	0.05	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
NH ₃ -N	mg/L	0.5	0.05	ND	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-
NO ₃ -N	mg/L	10	2.70	1.40	1.76	2.00	1.20	1.65	2.0	1.3	1.7
Cd	mg/L	0.005	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
B	mg/L	0.3	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Phenol	mg/L	0.005	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Diazinon	mg/L	0.02	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Parathion	mg/L	0.06	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Fenitrothion	mg/L	0.04	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Carbaryl	mg/L	0.07	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
1,1,1-Trichloroethane	mg/L	0.1	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-

[continued]

Items	Unit	Standard	Influent			Permeate			Recycle water		
			max.	min.	avg.	max.	min.	avg.	max.	min.	avg.
Tetrachloroethylene	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Trichloroethylene	mg/L	0.03	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Dichloromethane	mg/L	0.02	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Benzene	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Toluene	mg/L	0.7	ND	ND	-	0.001	ND	0.0001	ND	ND	-
Ethylbenzene	mg/L	0.03	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Xylenes	mg/L	0.5	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
1,1-Dichloroethylene	mg/L	0.03	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Carbon tetrachloride	mg/L	0.002	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
DBCP	mg/L	0.003	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
THMs	mg/L	0.1	0.0470	ND	0.0271	0.046	0.004	0.026	0.032	0.011	0.01729
Chloroform	mg/L	0.08	0.0446	ND	0.0230	0.0451	0.0037	0.0222	0.0309	0.0118	0.01843
CH	mg/L	0.03	0.0197	ND	0.0105	0.0179	ND	0.0095	0.0032	ND	0.0011
DBAN	mg/L	0.1	0.0013	ND	0.0007	0.0013	ND	0.0007	0.0012	ND	0.00048
DCAN	mg/L	0.09	0.0045	ND	0.0029	0.0044	ND	0.0023	0.002	ND	0.0013
TCAN	mg/L	0.004	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
HAAs	mg/L	0.1	0.0463	0.0142	0.0267	0.0477	0.0031	0.0224	0.0333	0.0039	0.01925
Hardness	mg/L	300	68	39	50	66.0	37.0	49.1	67	38	50
KMnO ₄	mg/L	10	5.90	2.40	4.24	4.0	1.9	3.0	6.7	3.2	4.975
Odor	-	Odorless	Good	Good	Good	Good	Good	-	Good	Good	-
Taste	-	Tasteless	Good	Good	Good	Good	Good	-	Good	Good	-
Cu	mg/L	1.0	0.010	ND	0.001	ND	ND	-	ND	ND	-
Color	Unit	5.0	4.00	ND	1.07	ND	ND	-	ND	ND	-
ABS	mg/L	0.5	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-

[continued]

Items	Unit	Standard	Influent			Permeate			Recycle water		
			max.	min.	avg.	max.	min.	avg.	max.	min.	avg.
pH	-	5.8-8.5	7.70	7.20	7.40	8.00	7.20	7.56	7.8	7.3	7.475
Zn	mg/L	1	0.016	ND	0.005	0.004	ND	0.001	0.003	ND	0.00175
Cl ⁻	mg/L	250	16	6	10	14.0	7.0	9.2	15	8	12
Total solids	mg/L	500	225	97	150	210.0	99.0	140.9	191	143	157.5
Fe	mg/L	0.3	1.03	ND	0.10	ND	ND	-	1.2	ND	0.10288
Mn	mg/L	0.3	0.071	ND	0.016	ND	ND	-	0.073	ND	0.00564
Turbidity	NTU	0.5	17.60	1.01	5.76	0.17	0.07	0.11	0.34	0.11	0.20357
SO ₄ ²⁻	mg/L	200	13.0	ND	9.3	13.0	7.0	9.7	14	8	11
Al	mg/L	0.2	5.78	ND	0.85	0.10	ND	0.01	2.1	ND	0.20071
Ca ⁺	mg/L	-	18.59	ND	13.47	18.93	7.08	13.37	17.58	6.992	13.4156
Geosmin	mg/L	-	14.25	ND	1.02	ND	ND	-	6.82E-06	ND	4.87E-07
2-MIB	mg/L	-	6.78	ND	0.48	ND	ND	-	ND	ND	-
DOC	mg/L	-	3.017	1.749	2.286	2.681	1.549	1.882	6.853	2.195	3.286
TOC	mg/L	-	4.008	2.182	2.694	3.296	1.653	2.118	8.106	2.435	3.82171
THMFP	mg/L	-	0.230	0.046	0.108	0.120	0.027	0.081	0.165	0.052	0.10193
UV ₂₅₄	cm ⁻¹	-	0.0433	0.0303	0.0375	0.0373	0.0235	0.0319	0.0567	0.0304	0.04542
Alkalinity	mg/L	-	46.0	31.0	37.9	44.0	32.0	37.1	45	30	36.8571
SS	mg/L	-	14.0	3.2	7.7	5.2	0.4	1.6	4.8	0.4	1.22857

Table 4.4. Result of analysis of drinking water with F-M mode

Items	Unit	Standard	Influent			Permeate			Recycle water		
			max.	min.	avg.	max.	min.	avg.	max.	min.	avg.
General bacteria	CFU/mL	100	1,120	ND	155	ND	ND	-	500	ND	243
Total coliforms	/100mL	ND	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
E.coli	/100mL	ND	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Pb	mg/L	0.05	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
F	mg/L	1.5	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
As	mg/L	0.05	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Se	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Hg	mg/L	0.001	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
CN	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Cr ⁶⁺	mg/L	0.05	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
NH ₃ -N	mg/L	0.5	0.15	ND	0.03	0.05	ND	0.003	ND	ND	-
NO ₃ -N	mg/L	10	2.7	1.30	1.80	2.20	0.90	1.80	2.1	1.5	1.8
Cd	mg/L	0.005	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
B	mg/L	0.3	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Phenol	mg/L	0.005	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Diazinon	mg/L	0.02	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Parathion	mg/L	0.06	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Fenitrothion	mg/L	0.04	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Carbaryl	mg/L	0.07	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
1,1,1-Trichloroethane	mg/L	0.1	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Tetrachloroethylene	mg/L	0.01	0.001	ND	-	0.001	ND	-	ND	ND	-
Trichloroethylene	mg/L	0.03	ND	ND	-	0.001	ND	-	ND	ND	-
Dichloromethane	mg/L	0.02	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Benzene	mg/L	0.01	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Toluene	mg/L	0.7	0.002	ND	0.0002	0.001	ND	0.0001	0.001	ND	0.0002
Ethylbenzene	mg/L	0.03	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
Xylenes	mg/L	0.5	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-

[continued]

Items	Unit	Standard	Influent			Permeate			Recycle water		
			max.	min.	avg.	max.	min.	avg.	max.	min.	avg.
1,1-Dichloroethylene	mg/L	0.03	0.007	ND	0.0004	0.002	ND	0.0002	0.009	ND	0.002
Carbon tetrachloride	mg/L	0.002	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
DBCP	mg/L	0.003	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
THMs	mg/L	0.1	0.045	ND	0.0233	0.042	0.005	0.021	0.041	0.006	0.017
Chloroform	mg/L	0.08	0.0321	ND	0.0185	0.0417	0.0010	0.0167	0.0159	0.0079	0.0121
CH	mg/L	0.03	0.0165	ND	0.0059	0.0178	ND	0.0062	0.0188	ND	0.0047
DBAN	mg/L	0.1	0.0010	ND	0.0003	0.0021	ND	0.0005	0.001	ND	0.0005
DCAN	mg/L	0.09	0.0078	ND	0.0021	0.0083	ND	0.0020	0.004	ND	0.0009
TCAN	mg/L	0.004	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
HAAs	mg/L	0.1	0.0479	ND	0.0180	0.0529	0.0012	0.0220	0.0346	0.0056	0.02138
Hardness	mg/L	300	66	28	54	66.0	33.0	54.9	67	47	57.4
KMnO ₄	mg/L	10	10.5	1.90	4.77	3.2	0.4	2.0	6.8	3	4.24
Odor	-	Odorless	Good	Good	Good	Good	Good	-	Good	Good	-
Taste	-	Tasteless	Good	Good	Good	Good	Good	-	Good	Good	-
Cu	mg/L	1.0	0	ND	0.004	ND	ND	-	ND	ND	-
Color	Unit	5.0	26	ND	3.12	ND	ND	-	1	ND	0.2
ABS	mg/L	0.5	ND	ND	-	ND	ND	-	ND	ND	-
pH	-	5.8-8.5	7.8	6.80	7.36	7.80	6.80	7.43	7.8	7.3	7.52
Zn	mg/L	1	0.044	ND	0.008	0.008	ND	0.002	0.006	ND	0.003
Cl ⁻	mg/L	250	17	6	11	20.0	2.0	12.3	20	10	15.4
Total solids	mg/L	500	491	112	175	214.0	107.0	149.2	224	115	160
Fe	mg/L	0.3	0.52	ND	0.09	ND	ND	-	0.12	ND	0.01
Mn	mg/L	0.3	0.207	ND	0.022	0.049	ND	0.003	0.049	ND	0.005
Turbidity	NTU	0.5	63.60	2.11	8.48	0.18	0.05	0.09	4.25	0.09	0.50
SO ₄ ²⁻	mg/L	200	16	ND	10.8	16.0	2.0	11.2	15	10	12.6
Al	mg/L	0.2	3.32	ND	0.25	0.12	ND	0.03	0.4	ND	0.11
Ca ⁺	mg/L	-	24.92	ND	17.09	25.08	8.82	17.78	24.49	9.88	17.69

[continued]

Items	Unit	Standard	Influent			Permeate			Recycle water		
			max.	min.	avg.	max.	min.	avg.	max.	min.	avg.
Geosmin	mg/L	-	2.43E-05	ND	1.96E-06	ND	ND	-	1.85E-05	ND	9.44E-07
2-MIB	mg/L	-	5.04E-06	ND	1.94E-07	ND	ND	-	ND	ND	-
DOC	mg/L	-	3.140	1.308	2.249	2.345	0.687	1.647	3.86	1.325	2.485
TOC	mg/L	-	3.466	1.633	2.490	2.685	0.879	1.831	4.549	1.404	2.748
THMFP	mg/L	-	0.124	0.055	0.083	0.097	0.037	0.063	0.139	0.023	0.075
UV ₂₅₄	cm ⁻¹	-	0.0744	0.023	0.0366	0.0407	0.0129	0.0208	0.0647	0.0203	0.0322
Alkalinity	mg/L	-	49	18.0	40.1	47.0	7.0	38.0	47	7	37
SS	mg/L	-	363.0	0.4	34.1	5.6	0.4	0.9	16.4	0.4	2.4

Table 4.5. Water quality by R-M mode pre-treatment

Items	Unit	Influent	Membrane influent	Removal(%)	Remarks
Turbidity	NTU	5.764	4.596	20.26	
DOC	mg/L	2.286	2.343	(-)2.49	increase(↑)
TOC	mg/L	2.694	2.717	(-)0.85	increase(↑)
THMFP	mg/L	0.108	0.091	15.74	
THMs	mg/L	0.027	0.028	(-)3.70	increase(↑)
UV ₂₅₄	cm ⁻¹	0.037	0.036	2.70	
KMnO ₄	mg/L	4.236	4.500	(-)6.23	increase(↑)

Table 4.6. Water quality by F-M mode pre-treatment

Items	Unit	Influent	Membrane influent	Removal (%)	Remarks
Turbidity	NTU	8.48	4.98	41.27	max.
DOC	mg/L	2.249	1.807	19.65	
TOC	mg/L	2.490	2.020	18.88	
THMFP	mg/L	0.083	0.071	14.46	
THMs	mg/L	0.0233	0.0220	5.58	min.
UV ₂₅₄	cm ⁻¹	0.0366	0.0246	32.79	
KMnO ₄	mg/L	4.77	3.26	31.66	

Table 4.7. Operating mode with analysis times

Analysis times	Times	Modes	Coagulant feeding concentration (mg/L as Al ₂ O ₃)	Remarks
1~8	8	F-M mode	1.650 ~ 2.20	
9~12	4	R-M mode	-	
13	1	F-M mode	1.66	
14	1	R-M mode	-	
15~21	7	F-M mode	1.630 ~ 8.30	over-injected due to once breakdown of coagulant injecting pump
22~27	6	R-M mode	-	
28~32	5	F-M mode	1.420 ~ 1.49	
33~35	3	R-M mode	-	
36~40	5	F-M mode	1.460 ~ 1.47	

4.4 막 여과 및 활성탄 흡착

4.4.1 탁도의 제거

Fig. 4.5와 Fig. 4.6은 상수원수와 막 여과수의 탁도 농도 및 제거율 변화를 나타낸 것과 같이 탁도는 1~63.6 NTU로 나타났으나 막 여과수의 탁도는 0.15 NTU 미만으로 안정적인 처리수를 생산하였다.

또한 제거율은 12회째와 15째를 제외하면 95% 이상의 제거효율을 나타내었고, 갑작스런 상수원수의 탁도 증가에도 안정된 수질을 확보할 수 있었는데 이는 막의 공칭 공경크기로 인해 탁도 등 입자성 물질이 걸러지기 때문이다.

중간(12와 15회 째)에 탁도 제거율이 떨어진 이유는 상수원수 유입 탁도가 1 NTU로 낮게 유입되었기 때문으로 사료된다.

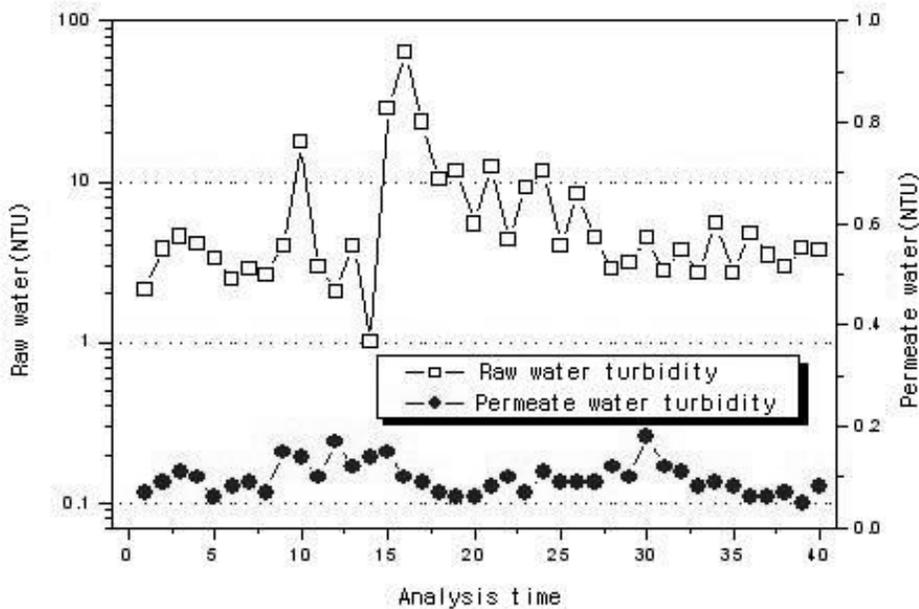


Fig. 4.5. Turbidity changes of raw water and permeate water .

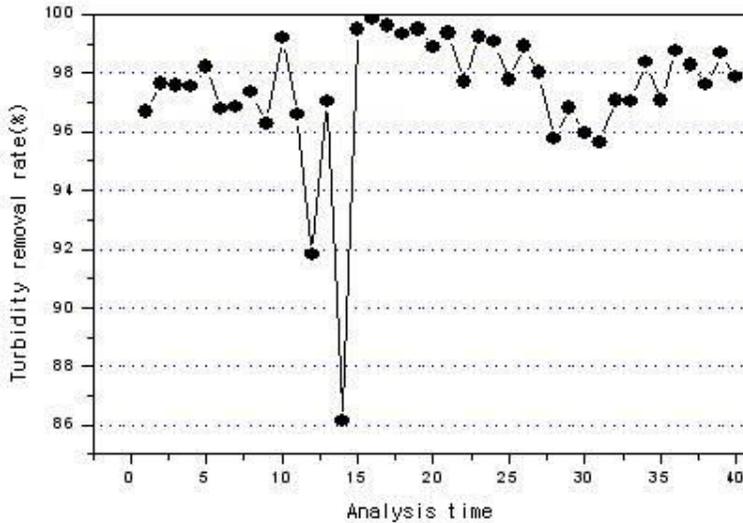


Fig. 4.6. Changes of turbidity removal.

4.4.2 유기물 제거

Fig. 4.7과 Fig. 4.8에는 각각 TOC 농도 및 제거효율 변화를 나타내었다. Fig. 4.8에서 빗금친 부분은 응집처리를 하지 않은 원수를 사용한 경우(R-M 모드)이고, 나머지는 응집처리한 원수를 사용한 경우(F-M 모드)이다. 전체 실험기간 동안의 유입수 TOC 농도는 1.6~4.1mg/L로 R-M 모드일 때 농도가 높았으며, 막 여과 후의 TOC 농도 0.8~3.6mg/L로서 TOC 제거효율은 약 4~60%(평균 24.6%)로 나타났다.

R-M 및 F-M 모드의 TOC 제거율은 각각 21.4%와 26.5%로서 R-M 모드가 F-M 모드의 TOC 제거율 보다 약 5% 낮은 것으로 나타났다. 따라서 유기물의 제거효율을 향상시키기 위해서는 전처리 공정에 응집제를 투입하는 것이 바람직 할 것으로 사료되며, 보다 더 원수 중의 유기물을 제거하기 위해서는 막 여과 후에 활성탄(GAC)흡착조를 설치하는 등의 조치가 필요할 것으로 판단된다. 박 등²⁹⁾도 UF막을 사용하여 상수원수 중의 DOC를 제거한 실험에서 분리 막 후단에 용존 유기물질을 제거하기 위한 추가공정이 필요하다고 보고한 것이 있다.

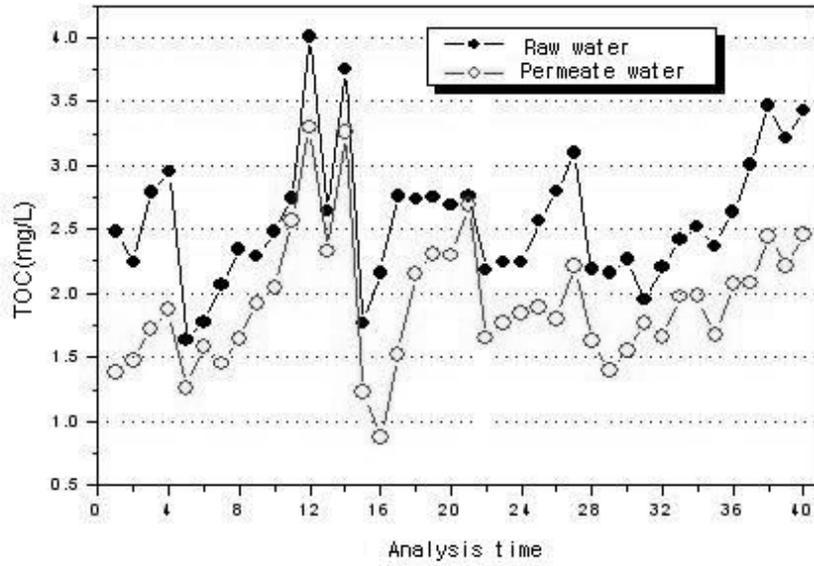


Fig. 4.7. Changes of TOC on raw water and membrane permeate.

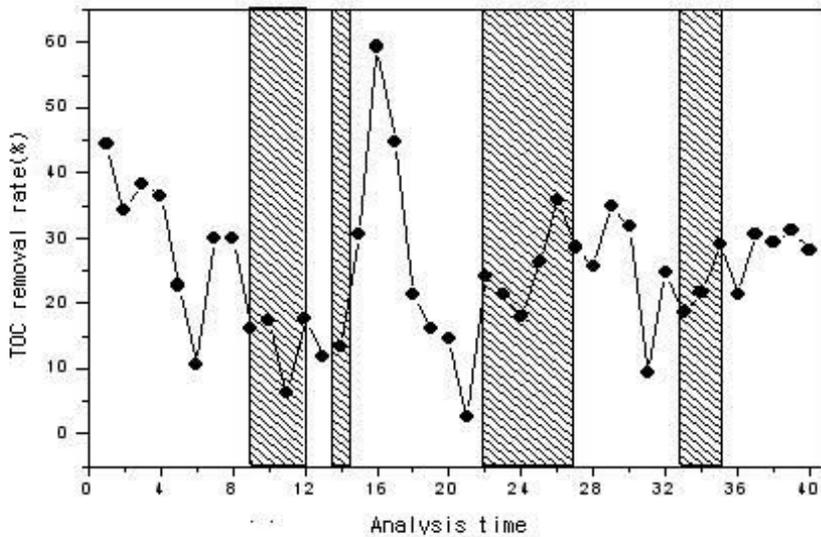


Fig. 4.8. TOC removal ( : R-M mode).

Fig. 4.9와 Fig. 4.10은 실험기간 중 원수와 막 여과수의 UV₂₅₄ 흡광도 농도 및 제거효율 변화를 나타낸 것이다. UV₂₅₄ 흡광도 변화는 용존 유기탄소의 양을 파악하는 간접지표로 이용되며, 불포화 결합 등을 가지는 생물 분해성이 낮은 유기물량의 기준이 되는 지표이다. 이는 소독부산물의 생성과 상당한 상관관계를 가지고 있어 중요한 의미를 가진다.

Fig. 4.10에서 빗금 친 부분은 Fig. 4.8에서와 마찬가지로 응집처리를 하지 않은 원수를 사용한 경우(R-M 모드)이고, 나머지는 응집처리한 원수를 사용한 경우(F-M 모드)이다. 원수의 UV₂₅₄ 값은 0.02~0.075이며, 막 여과 후에는 0.013~0.042의 값을 나타내었다. R-M 모드일 때 평균 제거효율은 13.1%이고, F-M 모드일 때 41.6%로 전체 평균 제거효율은 33.1%로 나타났지만, 응집처리에 따라 UV₂₅₄ 제거율이 약 3.2배 정도 확연히 차이가 나는 것으로 나타났다(Fig. 4.11). 이 차이는 응집제에 기인한 것으로 판단되지만, UV₂₅₄ 흡광도 값 역시 TOC 제거에서처럼 막 여과에서는 완전히 제거되지 않음을 알 수 있었다.

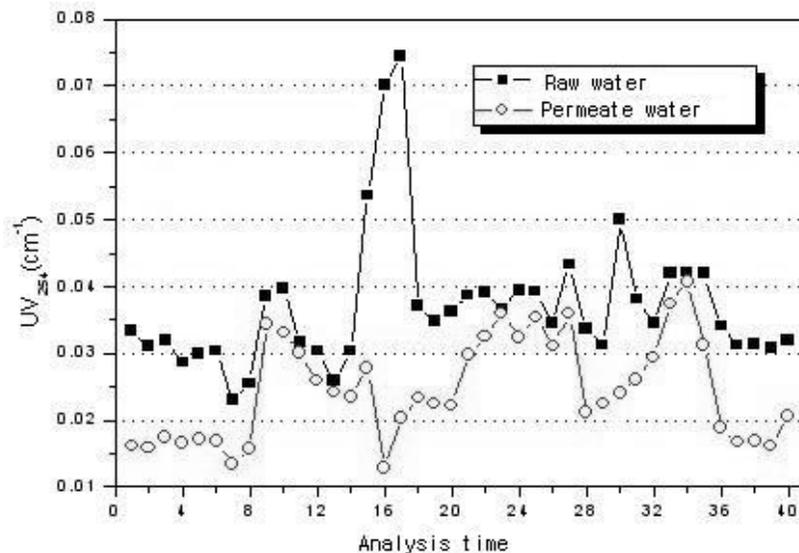


Fig. 4.9. Changes of UV₂₅₄ absorbance in raw water and membrane permeate.

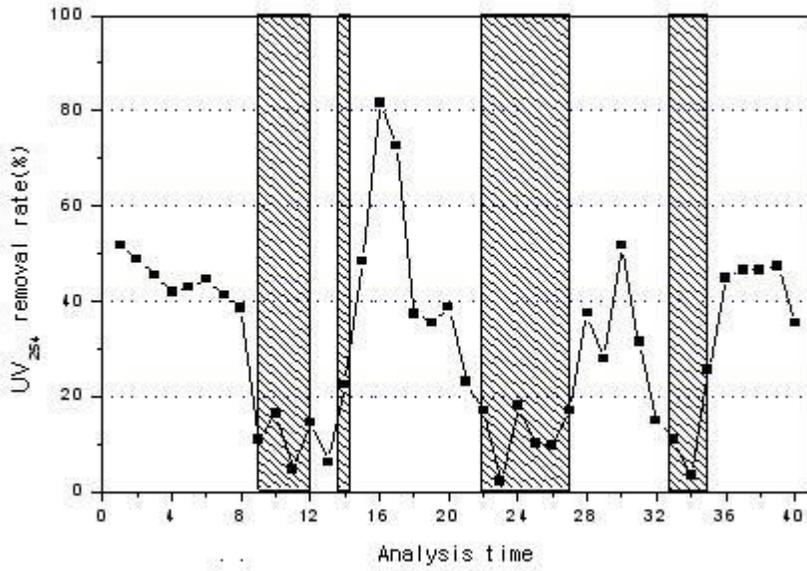


Fig. 4.10. Removal rate of UV₂₅₄ absorbance.

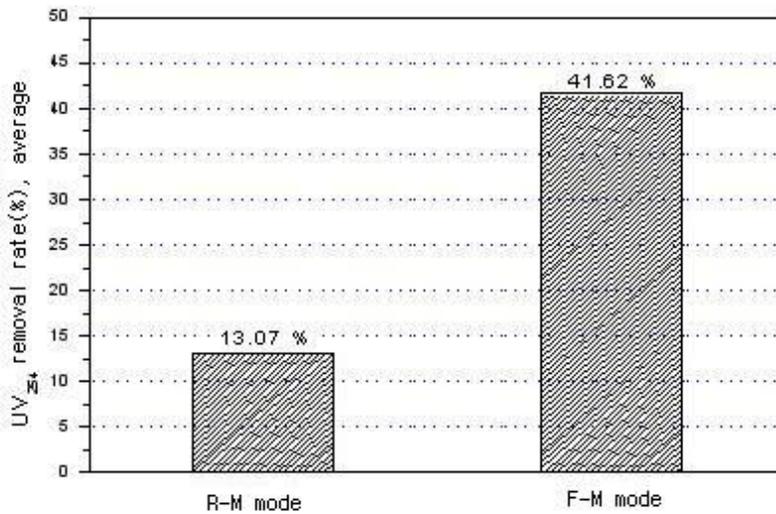


Fig. 4.11. Removal rate of UV₂₅₄ absorbance for F-M and R-M mode.

한편, Table 4.8에는 공정별 TOC, UV₂₅₄ 및 용존성 유기물(DOC)의 평균 제거율 변화를 나타내었다. TOC, UV₂₅₄ 및 DOC 모두 막 여과 후 활성탄흡착조를 통과하면 각각 약 51.4%, 78.7% 및 54.8%가 제거되었다. 이것은 막 여과에서 제거되지 못한 천연유기물(Natural organic material : NOM) 일부 성분이 활성탄(GAC)흡착조에서 상당량 흡착, 제거되는 것으로 사료된다.

60% 파과를 보이고 있는 GAC조에서는 막 여과수에 남아 있던 용존성 유기물질이 27~42% 제거되는 것으로 보아 활성탄(GAC)흡착 여과가 유기물의 흡착제거에 효과적임을 알 수 있었다.

Table 4.8. Variation of DOC removal in process

Analysis items	Membrane influent	Permeate	GAC effluent
TOC(mg/L)	2.263	1.932	1.100
UV ₂₅₄ (cm-1)	0.0287	0.0247	0.0061
DOC(mg/L)	1.995	1.729	0.900

4.4.3 소독부산물, 맛 및 냄새

Table 4.9에는 막 여과공정에 대한 막 여과수의 소독부산물 농도를 나타내었다. THMs는 메탄의 수소원자가 할로겐 원자(주로 염소, 브롬 및 요오드)로 치환된 화합물로서 요오드계통 THM은 화학적으로 불안정하여 수중에 거의 존재하지 않으며, 브롬과 염소계의 THM을 대표적으로 TTHM(total trihalomethane)이라고 한다. CHCl₃, CHBrCl₂, CHBr₂Cl₂, CHBr₃를 총합하여 THMs 또는 THM₄라 한다.

THMFP는 막여과 후 약 10.3%의 제거되었으며, THMs는 4.17% 제거되는 것으로 보아 이들 소독부산물과 소독부산물의 전구물질은 막으로 여과하여도 거의 제거되지 않는 것으로 나타났다. 이는 THMs 물질은 분자량이 500 이하의 저분자 물질이므로 막 세공(Pore Size)보다 작아 막 여과에서는 거의 제거되지 않는 것으로 사료된다. 김은³⁰⁾ 막 여과 공정만으로는 THMs의 제거가 어렵기 때문에 막 여과 후에 활성탄 처리공정의 도입의 필요성을 보고한 것이 있다.

Table 4.10에 나타난 것과 같이 막 여과 후의 THMs을 활성탄(GAC)흡착조를 통과시키면 약 54.2%의 제거효율을 나타내었다.

한편, Table 4.10에는 막 여과와 활성탄 통과 후의 2-MIB, Geosmin 및 THMs의 평균 농도를 나타내었다. 막 여과전의 2-MIB와 Geosmin의 평균 농도는 각각 0.48과 1.02 mg/L이었으나 막 여과 후에는 검출되지 않았다. 2-MIB와 Geosmin 역시 THMs처럼 분자량이 500 이하의 저분자 물질이므로 막 세공(Pore Size)보다 작아 막 여과에서는 거의 제거되지 않는 것으로 알려져 있지만⁵⁾ 유입되는 Geosmin과 2-MIB는 농도가 낮기 때문에 막 여과수로부터 불검출 되는 것으로 판단된다.

따라서 상수의 맛, 냄새 및 소독부산물 처리를 위하여 반드시 막 여과 후에 GAC 공정이 추가적으로 필요하다고 판단된다.

Table 4.9. Water quality in membrane separation process

Items	Unit	Membrane influent	Permeate	Removal (%)	Remarks
Turbidity	NTU	4.85	0.10	97.94	max.
DOC	mg/L	1.995	1.729	13.33	
TOC	mg/L	2.263	1.932	14.63	
THMFP	mg/L	0.078	0.070	10.26	
THMs	mg/L	0.024	0.023	4.17	min.
UV ₂₅₄	cm ⁻¹	0.0287	0.0247	13.94	
KMnO ₄	mg/L	3.69	2.4	34.96	

Table 4.10. Taste, odor and DBPs concentrations for membrane permeate and GAC effluent

Items	2-MIB(mg/L)	Geosmin(mg/L)	THMs(mg/L)
Membrane influent	0.48	1.02	0.024
Permeate	No detect	No detect	0.023
GAC effluent	No detect	No detect	0.011

4.4.4 막 여과의 압력변화

Fig. 4.12에는 막 여과 운전기간 중의 압력과 온도변화를 나타내었으며, 여과 속도는 $1.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ 이다. 여기에서 TMP₂₀은 식 4.1을 사용하여 물의 점도가 온도에 반비례하는 것을 이용하여 실제 차압을 20℃의 수온으로 보정한 차압이다 (Table 4.11).

$$TMP_{20} = TMP_t \times \frac{\mu_{20}}{\mu_t} \text{-----<4.1>}$$

Table 4.11. TMP change of Membrane filtration

Items	Main process (MF)	
	TMP (kgf/cm ²)	TMP ₂₀ (kgf/cm ²)
Maximum	1.09	1.11
Minimum	0.27	0.27
Average	0.52	0.48

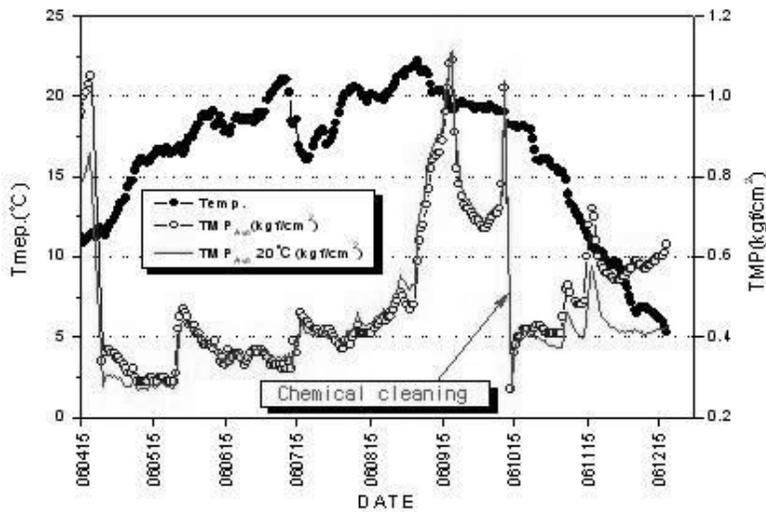


Fig. 4.12. Variation of transmembrane pressure(TMP).

운전기간 중 온도변화를 보면 4월 중순에서 가을 중순까지는 수온이 증가하는 경향을 나타내고 있으나 이 후에는 수온이 점차 낮아져 5℃까지 낮아졌다. TMP 20은 막 여과를 실시함에 따라 계속 상승하는 경향을 나타내고 있다. 9월 중순 경 응집펌프의 고장으로 막의 압력이 급격하게 1.1 kgf/cm² 상승하였으나 펌프 수리 후에는 다소 낮아지는 경향을 나타내었다.

운전 6개월째인 10월 중순에 화학세정을 실시하였으며, 화학세정 후에는 막의 압력이 낮아져 초기 사용 시와 같은 압력(0.4 kgf/cm²)으로 떨어졌고, 이 후 증가하는 경향을 나타내었다. 장은³¹⁾ 응집, 막 여과 공정을 이용한 하천수의 고도 정수처리에서 MF막을 사용하였을 경우 하천수를 응집처리하면 약 8개월 동안 화학세정을 하지 않더라도 사용가능함을 보고한 것이 있다. 본 실험에서는 6개월 정도 사용 후 화학세정을 하였으나 이것은 운전 기간 중 응집펌프의 고장으로 인해 막에 오염물질이 축적되었기 때문인 것으로 사료된다.

한편 막의 화학세정은 3.0kgf/cm²에 도달하였을 때 실시하는 것으로 설계되었으나, 본 실험에서는 1.1kgf/cm²에서 화학세정을 수행하였기에 실제 운전에는 보다 화학세정 주기가 길어질 것으로 판단된다.

Fig. 4.13은 탁도(상수원수 및 막 유입수) 및 조류 개체수의 변화를 나타낸 것이다. 특히, 탁도의 경우 1일 평균값이 약 688 NTU(Pilot 연속계측기 값)까지 상승하였고, 조류 개체수는 실험기간 동안 최대 24,000 cells/mL 이상 높게 나타났고, 상수원수의 수질이 급격히 변하여도 실험기간 중 공정별 여과압력은 0.48(0.27~1.11)kgf/cm² 로 안정되게 운전되는 것으로 나타났다.

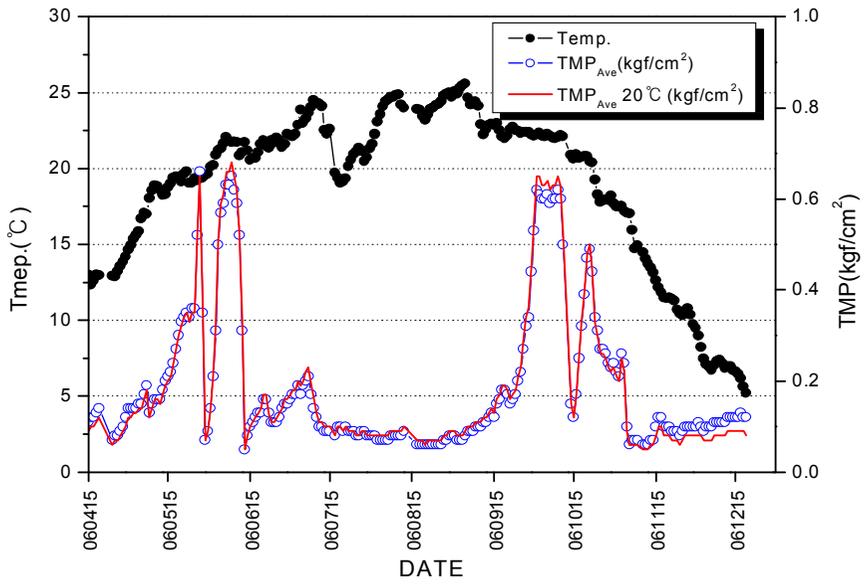


Fig. 4.13. Variation of raw water in turbidity and algae counts.

4.4.5 막의 화학세정

Fig. 4.14에는 막을 화학세정 하였을 때의 회복율을 나타내었다. 화학세정을 실시하기 전 운전을 일시 중지하고 청수로 역세척을 실시하였다. 화학세정에 사용된 약품은 NaOCl, NaOH 및 Oxalic acid이며, Alkali 세정, 산 세정 순으로 실시하였다. 세정 시에는 CIP 탱크에서 펌프를 통하여 막으로 공급되어지며, 여과수가 다시 CIP Tank 내로 유입되어 약품이 막에 지속적으로 접촉할 수 있도록 하였다.

또한, 일정한 세정효과를 보이기 위해 여과수량은 1m³/Module로 유지시켰다. 화학세정 단계별 Flux 회복율은 Fig. 4.14와 같이 화학세정 전의 Flux는 21.1% 정도였으나 화학세정 후에는 막 표면에 부착된 오염물질이 대부분 제거되어 1차 세정 후 74.6%, 2차 세정 후 98.9%로 세정전의 초기막과 비슷한 Flux 회복율을 보였다.

특히 Alkali 세정이 산 세정에 비해 회복율이 높은 것으로 나타났으며 이는 alkali 세정시간이 8시간으로 2시간인 산 세정보다 세정시간이 4배 길었기 때문인 것으로 사료되며, 이와 같이 화학세정을 alkali와 산세정을 번갈아 실시하면 회복율 99%를 유지할 수 있었다.

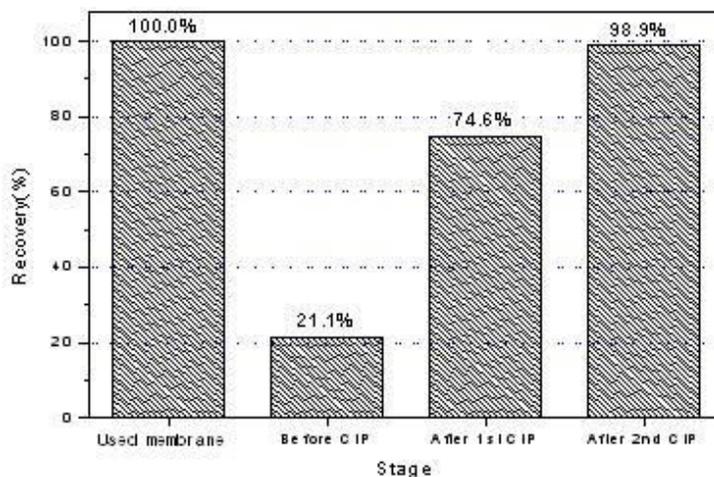


Fig. 4.14. Chemical cleaning of flux recovery change by step.

4.4.6 막 여과수의 탁도 및 입자 수

막 여과수의 탁도 및 입자수는 막 여과수에 온라인 계측기를 설치하여 실시간으로 측정하였으며 그 결과는 Table 4.12에 나타났다.

막 여과수의 탁도는 상시 0.05 NTU 이하로 유지할 수 있었으며, 입자수는 평균 20 개/mL 이하로 조사되었다. 탁도 제거율은 평균 97.94%, 입자 제거율은 3.22 log로 측정되었다.

Table 4.12. Turbidity and particle counting for membrane permeate

Item	Turbidity(NTU)	Particle counts(ea/mL)
Average	0.10	20 ea under

Table 4.13에는 막 여과수의 입자수 및 LRV(Log removal value)와 같이 상수 원수 평균 입자수 대비 막 여과수의 fiber 1~7(cutting 수)까지 5/10분 동안 filter size별 걸러진 입자수 및 제거율을 나타내었으며, 이에 대한 LRV(Log removal value, 예를 들어 LRV가 5 Log인 것은 LRV가 3 Log인 것보다 감도가 100배 크다는 것을 의미한다) 값을 산출하였다.

Fig. 4.15의 5avg/10avg에 대한 LRV에서와 같이 LRV 값이 적을수록 반응 감도가 떨어지는 것을 의미하며, 직접적인 완결성 시험의 감도는 보통 4log 이상을 요구하고, 막 제조사가 제공하는 막의 특성을 제공하는 정보를 이용하여 각각의 경우에 대하여 결정하여야 한다. 감도의 결정이 쉽지 않다면 제거율의 신용이 더욱 높은 막 여과공정을 선택하여야 한다.

Fig. 4.15와 같이 LRV 중 5분 avg과 10분 avg는 같은 경향을 보였고, fiber가 2개 절단된 2번부터는 보증수질이 4 log 이하로부터 최소 2.6 Log까지 보였으며, filter에 걸러진 입자수도 증가하는 경향을 나타내었으며 fiber가 1개 절단된 곳에서만 보증수질이 4 Log 이상을 유지하는 것으로 나타났다.

또한 Fiber cutting number가 증가할수록 particle number도 증가하는 경향을 보였고, 다만 시간이 5분 avg/10분 avg에서 particle number는 큰 차이가 없는 것으로 나타났다.

Table 4.13. Particle number and LRV for membrane permeate

Fiber cutting number	1 μm	2 μm	1~5 μm	Removal ratio(%)	LRV	LRV(avg)
Influent avg.	5,033	3,305	833,815			
F-01-05 avg.	80	23	103	99.99	3.91	4.30
F-01-10 avg.	11	6	17	100.0	4.69	
F-02-05 avg.	327	189	516	99.94	3.21	3.23
F-02-10 avg.	289	168	457	99.95	3.26	
F-03-05 avg.	1080	581	1,661	99.80	2.70	2.80
F-03-10 avg.	663	370	1,033	99.88	2.91	
F-04-05 avg.	706	363	1,069	99.87	2.89	2.90
F-04-10 avg.	708	347	1,055	99.87	2.90	
F-05-05 avg.	1,274	706	1,980	99.76	2.62	2.65
F-05-10 avg.	1,097	657	1,754	99.79	2.68	
F-06-05 avg.	1,265	789	2,054	99.75	2.61	2.61
F-06-10 avg.	1,301	781	2,083	99.75	2.60	
F-07-05 avg.	1,475	890	2,365	99.72	2.55	2.55
F-07-10 avg.	1,482	887	2,369	99.72	2.55	

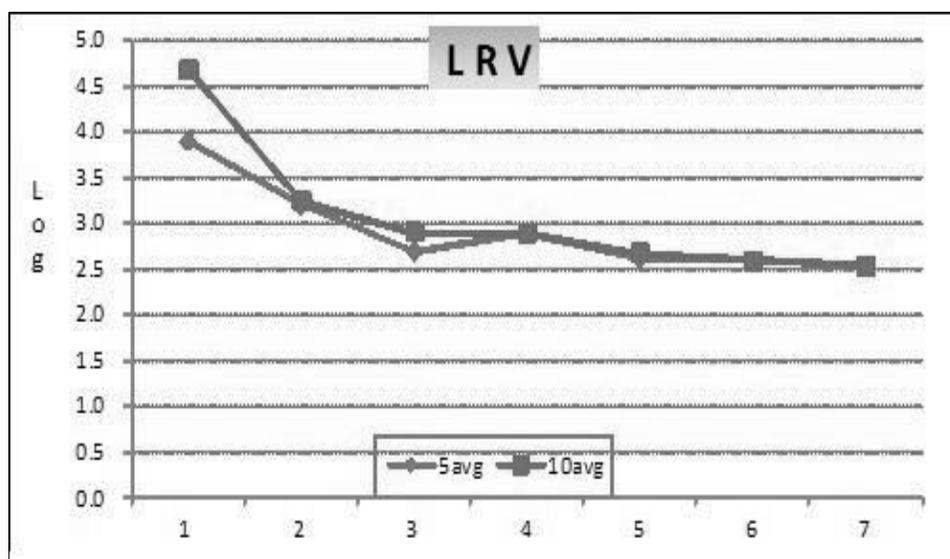


Fig. 4.15. LRV depending on 5avg/10avg.

4.4.7 막의 성능평가

정수처리 시 막 여과 공정을 위해서는 막 여과 시스템의 손상이나 결함 등으로 인한 오염물질의 누출이 발생하지 않아야 하므로 시스템 운전동안 막이 결함이 발생하지 않도록 특별한 주의를 요구한다.

Fig. 4.16에 인위적으로 면도칼로 막을 강제 절단하였을 때의 LRV의 log 값을 나타내었다. 막 Element에서 1개 파단 시에만 계획 보증수질인 4log를 보여주며, 2개 이상이 파단되면 보증수질 4 log를 유지할 수 없음을 알 수 있었다.

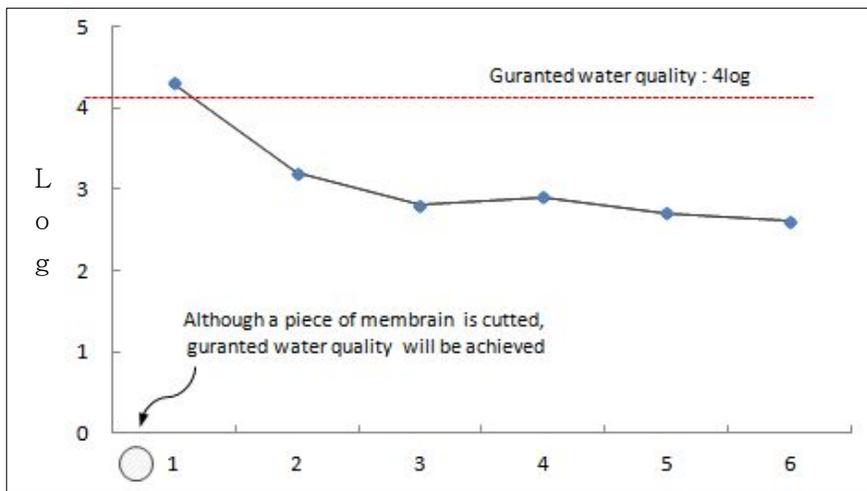


Fig. 4.16. Membrane fracture water guarantee.

1. PDT(Pressure decay monitoring) test

또한 막 여과 시스템 및 Fiber의 결함여부를 판단하기 위한 목적으로 PDT (Pressure decay monitoring) test를 실시하였다.

운영 중에는 막 여과수 후단에 Particle counter monitoring으로 실시하며, 주기적으로 시스템의 가동을 중지시키고 pressure decay test(PDT)를 실시하는데, PDT test는 일정 압력(보통 100 kPa)을 일정시간(5분) 모듈에 가하여 일정치 이상의 압력손실(3kPa/5min)이 관찰되면 fiber가 손상이 된 것으로 판단한다. PDT test를 실시하는 동안 pilot plant의 투명 pvc pipe에서 공기방울이 관찰되면 역시 해당 모듈이 손상된 것으로 판단하지만, 본 연구기간 동안은 막 운전기간이 짧아 PDT test에 의해 fiber가 손상된 것은 발견할 수 없었다.

4.5 바이러스(Virus) 및 원생동물

4.5.1 바이러스 분석결과

Table 4.14에는 Virus 시료채취 시 온도 외 3개 항목의 조건을 나타냈고, Table 4.15에는 실험기간 중 총 2회의 virus 분석결과를 나타내었다.

본 실험의 막 여과수, 재이용 처리수에서는 virus가 검출되지 않아 안정된 처리수를 얻을 수 있었지만 원수에서 바이러스가 검출되지 않는 것으로 볼 때 본 실험에 사용한 원수는 전염소 처리되었기 때문인 것으로 사료된다.

Table 4.14. Virus sampling conditions

Sampling times	1st			2nd		
	Influent	Permeate	Recycle water	Influent	Permeate	Recycle water
Temperature(℃)	19	17.0	19.0	21.3	22.6	24.4
pH	7.26	7.49	7.89	7.65	7.68	7.81
Turbidity(NTU)	10.8	0.07	0.14	41.0	0.01	0.20
Residual chlorine(mg/L)	0.45	0.14	0.15	0.98	0.47	0.11

Table 4.15. Virus analysis result(1st, 2nd)

Items	Total culturable virus analysis result		Total MPN		Virus type
	1st	2nd	1st	2nd	
Influent	Negative	Negative	0	0	-
Permeate	Negative	Negative	0	0	-
Recycle water	Negative	Negative	0	0	-

4.5.2 원생동물 분석결과

실험기간 중 총 2회 이상의 분석을 통하여 시료에 대한 원생동물의 검출여부를 조사하였다. 분석결과는 Table 4.16과 같이 원수에서는 원생동물 *Giardia sp.*이 검출되었으나 막 여과수 및 재이용 처리수에서는 검출되지 않았다.

따라서 막 여과수 및 재이용 처리수는 원생동물에 대하여 안전한 것으로 사료된다.

Table 4.16. Analysis result of protozoa

Sampling times	1st			2nd		
	Influent	Membrane permeate	Recycle water	Influent	Membrane permeate	Recycle water
<i>Cryptosporidium sp.</i> (<i>follicular</i> /10L)	0	0	0	0	0	0
<i>Giardia sp.</i> (<i>follicular</i> /10L)	1	0	0	2	0	0

4.6 배출수 재이용 공정

4.6.1 배출수의 수질변화

본 연구에서는 주 공정의 분리 막에서 배출되는 역세수 및 세정수를 침지형 Tubular 막으로 재 여과하여 여과수는 원수조로 보내어지고 일부 농축수가 최종적으로 배출되게 된다. Table 4.17은 배출수 재이용 공정의 평균 수질을 나타낸 것이다.

탁도는 평균 74.6 NTU로 유입, 0.39 NTU로 순환되어 평균 99.5%의 제거율을 나타내었으며, 무기물인 Fe와 Mn의 경우에도 각각 32.3%와 79.2%의 높은 제거율을 보였다. 그러나 TOC와 DOC, UV₂₅₄의 경우에는 각각 25.8%와 26.8%, 18.4%의 제거율을 나타내어 타 항목에 비해 제거율이 낮은 것으로 나타났다.

TS(총 고형물)는 제거율이 63.8%로 침지형 막 여과에서 유기성 고형물(VS)이 많이 제거되지 않아 재이용수의 농도는 다소 높은 것으로 나타났다. 또한 재이용수의 TOC 농도는 3.12 mg/L로 막 여과수 농도 1.93 mg/L 보다 약 62% 높게 배출되는 것으로 나타나 배출수 공정의 침지형 막 여과에서 유기성 물질은 계속 순환되기 때문에 제거에 한계가 있는 것으로 판단된다.

Table 4.17. Water quality for discharge water in reuse process

Items	Unit	Backwashing and flushing	Recycle water	Avg. removal (%)
Turbidity	NTU	74.6	0.39	99.48
DOC	mg/L	3.727	2.765	25.81
TOC	mg/L	4.265	3.124	26.75
UV ₂₅₄	cm ⁻¹	0.0452	0.0369	18.36
THMs	mg/L	0.039	0.017	56.41
TS	mg/L	439.4	157.5	63.81
Fe	mg/L	0.065	0.103	32.31
Mn	mg/L	0.024	0.006	79.17

배출수 재이용 공정에서의 총 고형물의 변화를 Fig. 4.17에 나타낸 것과 같이 유입수의 TS(총 고형물)는 150~1200 mg/L이며, 침지 내에 TS는 200~9,100 mg/L의 범위에서 농축되었다.

Fig. 4.18과 같이 유입되는 평균 TS의 농도는 439.4 mg/L로 나타났으며, 배출수 재이용 공정에서 농축되는 농축수의 평균 TS는 2,679.4 mg/L로서 평균 약 6.1배가 농축되는 것으로 나타났다. 또한 실험기간 중 농축수의 TS는 역세수에 비해 최대 21배 까지 농축되는 것으로 나타났다.

이와 같이 배출수 재이용 공정은 역세수 및 세정수의 낮은 고형물 농도를 증가시킬 뿐만 아니라 재이용되는 처리수의 수질도 안정적인 것으로 나타났다.

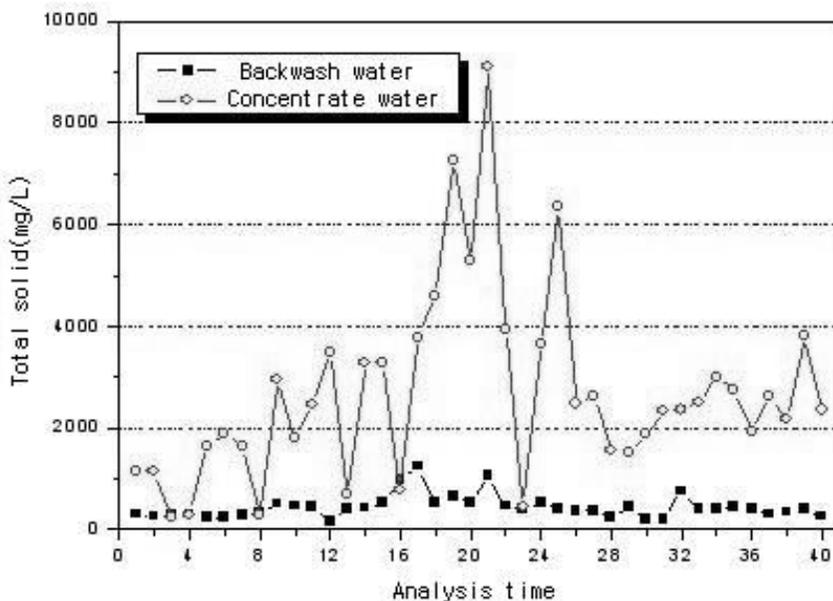


Fig. 4.17. Changes TS of raw and concentrated water in discharged water reuse process.

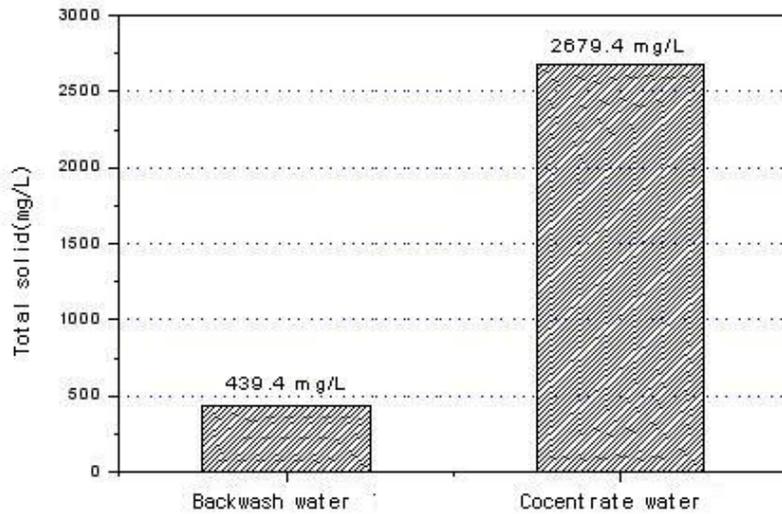


Fig. 4.18. Average TS of raw and concentrated water in discharged water reuse process.

4.6.2 배출수 막 여과 압력변화

Fig. 4.19에 막 여과 운전기간 중의 압력과 온도변화를 나타내었으며, 여기에서 TMP20은 물의 점도가 온도에 반비례하는 것을 이용하여 실제 차압을 20℃의 수온으로 보정한 차압이다(Table 4.18).

Table 4.18. TMP changes of membrane filtration

Items	Drain recycle process (MF)	
	TMP (kgf/cm ²)	TMP20 (kgf/cm ²)
Maximum	0.66	0.68
Minimum	0.05	0.05
Average	0.18	0.18

Table 4.18은 배출수 재이용 공정의 침지막의 TMP 변화를 나타낸 것이다. TMP는 0.05~0.66(평균 0.18)kgf/cm² 범위를 보였고, 수온 20℃로 환산한 TMP₂₀은 0.05~0.18(평균 0.68kgf/cm²)로 큰 압력 차이를 보이지 않았는데 그 사유는 침지조 내를 상시 폭기했기 때문으로 판단된다.

운전 초기 수온은 12℃에서 점점 상승하여 26℃까지 증가하였다가 가을에 접어들면서 수온이 낮아져 5℃까지 낮아졌다. TMP₂₀은 막 여과를 실시함에 따라 계속 상승하는 경향을 나타내고 있으며, 운전 후 40일 경에는 급속하게 증가하는 경향을 보였다. 이것은 침지조 내에 슬러지가 농축되어 막이 막히기 때문이며 운전 60일 경에는 침지조 내에 쌓여있는 슬러지를 인출하였다.

슬러지 인출로 인해 막의 TMP₂₀은 감소하였고, 약 3개월간 TMP₂₀은 0.1~0.7 kgf/cm²로 안정적으로 운전되었으나 이 후에는 막의 압력이 증가하는 경향을 나타내었고, 다시 슬러지를 인출함으로 인해 막의 압력이 감소하였다. 이것은 설계 주기인 2개월보다 2배가 긴 약 4개월마다 슬러지를 인출할 수 있었던 것으로 주 공정에서 많은 입자성 물질이 제거되었기 때문으로 판단된다.

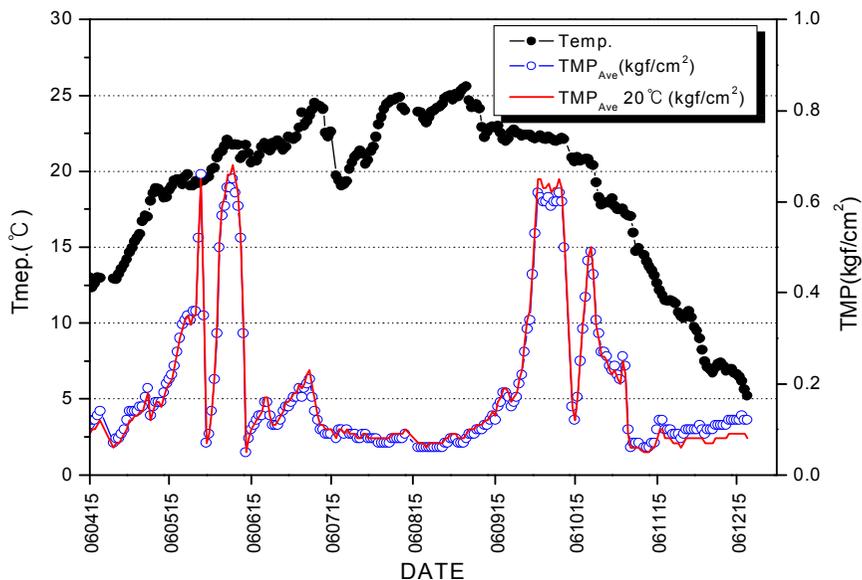


Fig. 4.19. Variation of TMP in discharge water.

4.6.3 회수율 변화

Fig. 4.20에 막 여과와 배출수 재이용 침지막을 사용하였을 때의 평균 회수율을 나타내었다.

동일 기간 중 상수원수 유입의 중단으로 회수율이 급격히 낮아진 경우 외에는 큰 변화는 없었으며, 주 공정의 막 여과에서는 평균 95% 이상의 회수율을 나타내었고, 배출수 재이용 공정을 조합한 경우에는 평균 99% 이상의 높은 회수율을 나타내었다.

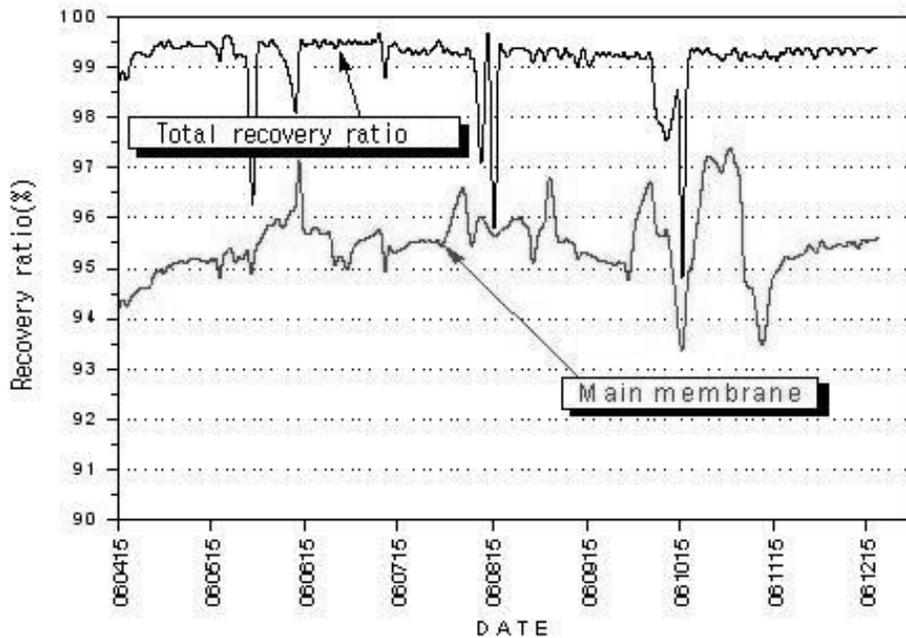


Fig. 4.20. Variation of recovery ratio.

4.7 중력식과 압력식 섬유여과장치

본 절에서는 배출수 재이용 침지막의 운전에 따른 운전관리비 등의 경제성에 있어서 비효율적이기 때문에 침지막을 대체하기 위한 섬유여과기 선정 실험을 수행하였다.

4.7.1 원수특성에 따른 섬유여과기 선정

막 역세수의 수질을 평균 50 NTU, 최대 150~200 NTU로 예상하고, 여과 후 10~25 NTU 내외로 처리되어야 한다면 높은 제거효율이 요구되어지는 상황이 아니므로 섬유사의 공극을 고려하여 Table 4.19와 같이 막 역세수 처리용 섬유여과기 GFF와 PCF를 선정하였다.

막 전처리 Fiber는 공극이 작아 막 전처리에 적합하며, 막 역세수 처리 Fiber는 공극이 커서 고농도 배출수에 적합하다.

Table 4.19. Comparison of membrane pre-treatment and inverse-washing fiber filtration

Items	Membrane pre-treatment fiber	Membrane backwashing fiber
Denier	2600	4000
Filler	220	110
Yarn	120	88
Feature	gap small. membrane pre-treatment good	gap large. high concentration drain good

* D(Denier) : 1 Yarn in the 9000m when the weight(g)

* F(Filler) : The number of strips on 1 Yarn

* Y(Yarn) : fiber configuration minimum unit. 1 module is the basic unit filter mediummedia configuration represented in the number of Yarn

4.7.2 PCF와 GFF를 이용한 배출수 처리 비교

1. 섬유여과기 사양

GFF filter는 Table 4.20과 같이 공극을 형성하는 Denier/filler(D/F)의 값에 따라 섬유를 선정하여 실험을 실시하였으며, 그 결과 D/F 값은 최대 53.3, 최소 11.8 범위를 나타내었다.

Table 4.20. Specification of GFF filter

NO	Denier	Filler	Yarn	D/F
1	4000	75	88	53.3
2	4000	110	88	36.4
3	4000	110	140	36.4
4	3500	75	152	46.7
5	2600	110	100	23.6
6	2600	110	160	23.6
7	2600	220	160	11.8
8	2000	110	200	18.2
9	2000	110	160	18.2

* D/F : proportional to the diameter of the filler and the final value of determining pore filter mediummedia.

PCF filter는 table 4.21과 같이 공극을 형성하는 Denier/filler(D/F)의 값에 따라 실험을 실시한 결과 D/F값은 최대 46.7, 최소 11.8 범위를 나타내었다.

Table 4.21. Specification of PCF filter

NO	Denier	Filler	1Yarn	2Yarn	3Yarn	D/F
1	2600	220	320	400	480	11.8
2	4000	110	320	400	480	36.4
3	3500	75	280	360	440	46.7

2. 응집제 주입에 따른 탁도 제거 비교

Fig. 4.21은 GFF 및 PCF를 사용하여 pH 7.8 및 pH 10에서 응집제 미 투여시의 탁도 농도 및 제거효율을 나타낸 것이다. pH 7.8과 10에서 GFF를 사용한 경우의 탁도 제거효율은 각각 77.6%와 60.8%이고, PCF를 사용한 경우에는 각각 96.9%와 93.8%로서 GFF보다 PCF의 여과 성능이 19.3~33.0% 정도 우수하였으며, pH 7.8일 때 가장 탁도의 제거효율이 높았다.

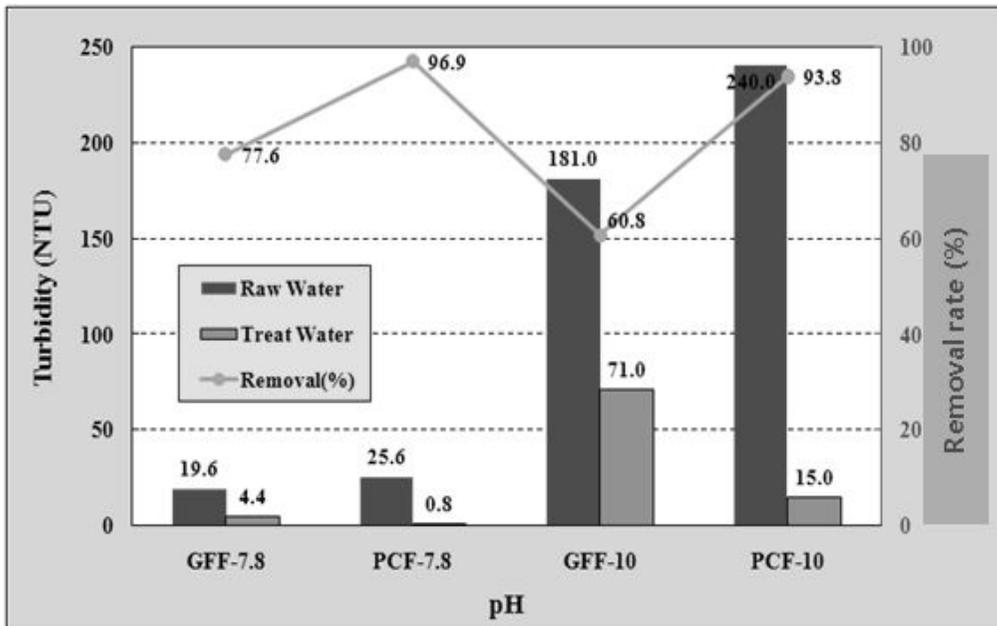


Fig. 4.21. Comparison water quality on no chemicals-dosing GFF and PCF.

Fig. 4.22에는 GFF 및 PCF를 사용하여 유입수를 pH 10으로 조정한 후, 응집제 미투여 시와 투여 시 탁도의 제거효율을 나타내었다. 응집제(PAC) 투여량은 5 mg/L이다.

GFF를 사용한 경우 응집제 미투여 시와 투여시의 탁도 제거효율은 각각 79.6%와 68.8%이고 PCF를 사용한 경우에는 각각 99.0%와 91.3%로서 GFF보다 PCF의 여과 성능이 우수하였으며, 또한 응집제를 사용하는 경우보다 사용하지 않는 경우가 17.5~19.4% 정도로 탁도의 제거효율이 높았다.

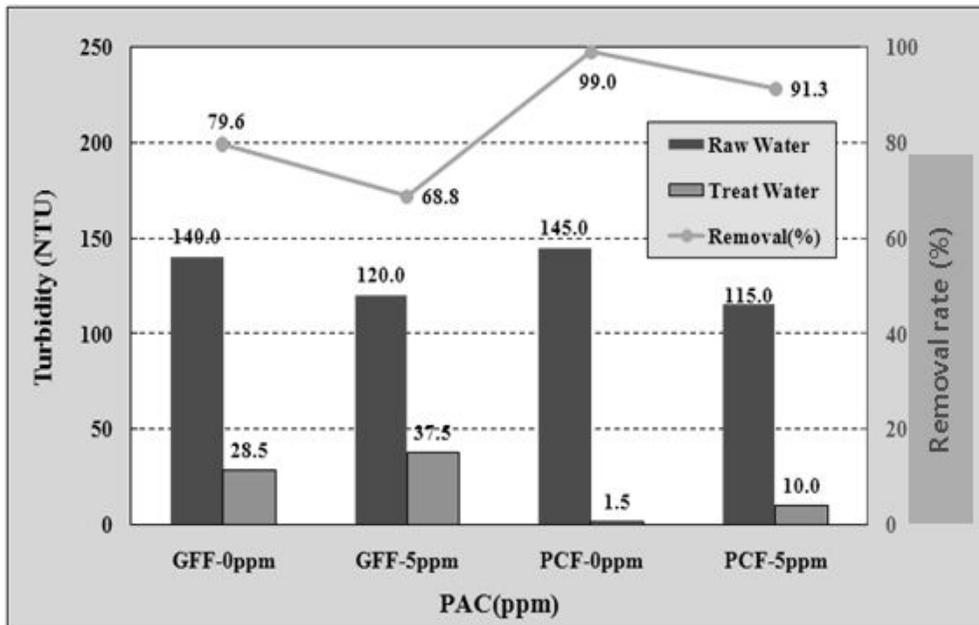


Fig. 4.22. Comparison water quality on no chemicals and chemicals dosing pH unadjusted.

Table 4.22. PCF pH changes and PACL dosing experiment

Fiber No	Quantity (m ³ /d)	pH	PACL (ppm)	Turbidity(NTU)		
				Influent	Effluent	Removal (%)
1	12	7.8	0	25.6	0.8	96.9
			0	145	1.5	99.0
			0	115	10.0	91.3
		9.8	0	34.5	5.5	84.1
			10	41.5	3.9	90.6
			20	150	13	91.3
			30	150	22	85.3
2	12	10	0	240	15	93.8
			15	200	45	77.5
			20	150	13	91.3
			30	150	22	85.3

Fig. 4.21과 4.22의 실험 결과를 Table 4.22와 4.23에 나타내었다.

GFF와 PCF를 사용하여 pH 및 응집제 투입량에 따른 탁도의 제거효율은 두 섬유상 여과기 모두에서 pH가 낮을수록 또한 응집제 투입량이 낮을수록 제거효율이 증가하였으며, 더욱이 응집제를 사용하지 않는 경우가 보다 제거효율이 높았다. 이것은 막 역세수가 침전지 전단의 응집제 주입에 의해 침전지에서 응집 침전되지 않았던 입자로 구성되어 탁도가 유발되므로 재 응집이 용이하지 않았기 때문인 것으로 판단된다. 또한 GFF보다 PCF를 사용하는 경우가 탁도의 제거효율이 높았다.

Table 4.23. GFF pH changes and PAC dosing experiment

Fiber No	Quantity (m ³ /d)	pH	PACL(ppm)	Turbidity(NTU)					
				Influent	Effluent	Removal(%)			
1	30	7.8	0	19.6	4.4	77.6			
			0	140	28.5	79.6			
			5	120	37.5	68.8			
		9.8	0	46.1	4.6	90.0			
			10	81.6	33	59.6			
			20	166	93	44.0			
			30	200	94.5	52.8			
			2	30	8.4	0	106	24.2	77.2
					6.7	5	180	24	86.7
10	220	130				40.9			
9.4	0	181			71	60.8			
	5	170			87	48.8			
	10	160			92	42.5			
	20	156			120	23.1			
7.5	0	140			28.5	79.6			
	10	143			26.5	81.5			
10	0	181	71	60.8					
	10	155	22	85.8					
	20	166	76	54.2					
	30	160	93	41.9					

3. 여과시간에 따른 탁도 제거효율

Table 4.24와 4.25는 GFF와 PCF를 사용하여 응집제 미투여 시 섬유 여과기의 D/F값에 따른 탁도의 제거효율을 나타내었다. Table 내의 fiber No는 table 4.20과 21에 나타낸 것과 같이 각각 GFF와 PCF의 제원과 같다.

GFF를 사용하였을 경우 2000 Denier, 110 filler 이하의 섬유(No. 8~9) 사용 시 처리수 탁도는 56.4~95.6 NTU/m²·회로서 포획량의 목표 값인 240 NTU/m²·회에 미치지 못하였다. 이것은 GFF의 여과시간이 짧고, denier도 작아 탁도의 포획량이 적은 것으로 사료된다.

반면에 PCF는 섬유제원에 관계없이 목표 탁도를 초과 달성하였으며, fiber No 3 섬유(3500D, 75F) 적용 시 포획량은 최대 1,493 NTU/m²·회로 나타났다.

따라서 이후의 실험에서는 여유율을 고려하여 각 조건별 적정 포획량을 평균 탁도 시 700 NTU/m²·회, 설계 탁도 시 900 NTU/m²·회, 고탁도시 1,000 NTU/m²·회로 선정하였다.

Table 4.24. GFF filter data changes experiment

Fiber No.	Filtration (min)	Back-washing (%)	Turbidity(NTU)			
			Influent	Effluent	Removal (%)	Captures (NTU/m ² ·times)
1	-	-	19.6	4.4	77.6	-
2	22	22.7	140	28.5	79.6	77.7
3	22	22.7	170	24	85.9	101.7
4	45	11.1	145	23.5	83.8	173.1
5	-	-	105	22	79.0	-
6	-	-	65	16	75.4	-
7	25	20.0	40	2.2	94.5	29.9
8	31	16.1	80	15	81.3	63.8
9	20	25.0	172	21	87.8	95.6
	44	11.4	48	7.5	84.4	56.4
	13	41.7	195	26	86.7	69.6

Table 4.25. Experiment variation of PCF filter specification

Fiber No.	Quality (m ³ /d)	Filtration time(min)	Back-washing (%)	Turbidity(NTU)			
				Influent	Effluent	Removal (%)	Captures (NTU/m ² · times)
1	12	71	5.6	25.6	0.8	96.9	176.1
2	12	30	13.3	240	15	93.8	675.0
	12	44	9.1	140	0.6	99.6	613.4
3	30	35	11.4	150	1.5	99.0	1,299.4
	30	55	7.3	110	1.4	98.7	1,493.3

4. 공정회수율 산정

Table 4.26에 GFF 9번 섬유와 PCF 3번 섬유를 사용하여 실증시설에 적용하였을 때의 실제 회수율을 비교 검토한 결과를 나타내었다.

GFF를 사용한 경우 전체공정 회수율은 평균 탁도에서 98.9%(0.4% 감소), 고탁도에서는 94.3%(1.5% 감소)이고 여과공정 회수율은 89.4%(7.10% 감소), 고탁도에서는 61.2%(27.0% 감소)로서 설계 값에 미치지 못하였으나, 반면에 PCF를 사용한 경우에는 전체 공정율과 여과 공정률에 있어서 설계 값에 근접하거나 다소 높은 회수율을 나타내었다. 이와 같이 상기의 결과를 토대로 이 후의 연구에서는 배출수 재이용 시스템에 PCF를 설치하여 사용하였다.

Table 4.26. Design and real operating efficiency compare

Items		Plan(%)	Real operating(%)	
			GFF	PCF
Total process recovery ratio	average turbidity	99.3	98.9(-0.4)	99.4(+0.1)
	plan turbidity	99.0	97.8(-1.2)	99.1(+0.1)
	high turbidity	95.8	94.3(-1.5)	96.0(+0.2)
Filtration process recovery ratio	average turbidity	96.5	89.4(-7.1)	97.3(+0.8)
	plan turbidity	90.8	68.9(-21.9)	93.3(+2.5)
	high turbidity	88.2	61.2(-27.0)	91.9(+3.7)
Area	filter(m ²)	2.0×1.2=2.4	2.0×1.2=2.4	1.2×1.2=1.44
	ripening vat(m ²)	1.13×1.13=1.28	-	-
	%	100 %	65 %	39 %

* Planning value satisfied effluent quality.

4.7.3 PCF를 이용한 막 배출수 처리

Y 정수장 막 역세수의 후처리를 위한 PCF filter의 설계인자(회수율, 처리수질)를 검증하기 위해 G 정수장 pilot plant 막 역세수를 대상으로 Pilot 실험을 실시하였으며 목표수질을 Table 4.27에 나타내었다.

Table 4.27. Pilot experiment target

In-turbidity (NTU)	Out-turbidity (NTU)	Contact time(min)	Recovery ratio(%)	Captures (NTU/m ² · times)
50.6	10.1(80%)	143	96.3	183.4
151	22.7(85%)	55	90.3	223.5
198	25.7(87%)	44	87.6	240.1

Table 4.28~30에 막 역세수의 후처리를 위한 설계인자를 검증하기 위하여 여러 제원의 PCF를 사용하여 탁도 제거효율과 포획량 및 회수율을 검토한 결과를 나타내었다.

PCF를 사용한 탁도의 제거효율은 Table 4.28 및 4.29의 섬유 제원 D/F값이 18.2를 사용했을 경우가 88.9~98.3%로 가장 양호했고, 포획량도 365.6~478.4 NTU/m² · 회로 가장 높았다. 탁도의 제거효율과 포획량이 가장 높을 경우의 운전조건은 여과수량이 2.1~3.3m³/hr, 여과압력은 0.0~0.2 kgf/cm²로 다른 섬유사양보다 최고로 작으며 여과시간은 30분으로 안정하게 운전되었다.

약품 미주입의 PCF filter 섬유사양 변화실험 결과 2000 Denier, 110 filler 이하의 섬유 사용 시 처리수 탁도 제거율 88.9% 및 포획량 478.4 NTU/m² · 회로 실험 목표치를 달성하였다.

2000 D, 110 F 섬유사용 시 포획량은 평균 탁도 300 NTU/m² · 회, 설계 탁도 500 NTU/m² · 회, 고탁도 550 NTU/m² · 회로 선정할 수 있었다.

2000 D, 110 F 섬유조건을 Y 정수장 물질수지에 적용 시 평균 탁도에서 회수율은 목표치 96.5%에서 95.7%로 0.8% 감소하였으며. 설계 탁도에서 회수율은 목표치 90.8%에서 91.9%로 1.1% 증가, 고탁도 시에는 88.2%에서 90.0%로 1.8% 증가하였다 (table 4.30).

1. 섬유사양 변화조건

PCF Filter를 Table 4.28과 같이 공극을 형성하는 Denier/Filler(D/F)의 값 변화에 따라 최대 36.4, 최소 11.8 범위에서 섬유를 선정해 실험하였다.

Table 4.28. Specification of PCF filter(II)

NO	Denier	Filler	1Yarn	2Yarn	3Yarn	D/F
1	4000	110	320	400	480	36.4
2	2600	110	400	500	680	23.6
3	2600	220	440	560	752	11.8
4	2000	110	580	700	900	18.2

2. PCF 섬유제원 변화실험

Table 4.29와 같이 약품 미주입의 PCF filter 섬유제원 변화 실험결과 2000 D, 110 F 이하의 섬유 사용 시 처리수 탁도 제거율 88.9% 및 포획량 478.4 NTU/m²·회로 실험목표를 달성하였으나, D/F가 20이상인 섬유 No 1, 2에서는 탁도 제거율이 낮았다. 또한 전 섬유사양에서 여과선속도 변화에 따른 탁도 제거율이 차이를 보이는 것으로 확인되었다.

섬유 NO 4인 2000 Denier, 110 filler 섬유의 제거율 및 포획량을 값을 적용할 경우 탁도별 포획량은 평균 탁도 시 300 NTU/m²·회, 설계 탁도 시 500 NTU/m²·회, 고탁도시 550 NTU/m²·회로 선정할 수 있었다.

Table 4.29. Experiment variation of PCF filter specification

Fiber No	Fil. quantity (m ³ /hr)	Fil. pressure (kgf/cm ²)	Fil. time (min)	Back washing ratio (%)	Turbidity(NTU)				
					Influent	Effluent		Removal (%)	Captures (NTU/m ² /time)
						avg.	scope		
1	5.0	0~0	5	-	104.0	21.0	3.5~49	79.8	-
	3.0	0~0	8	-	110.0	32.8	32~50	70.2	-
	2.0	0~0	11	-	110.0	30.4	32~44	72.4	-
2	5.0	0~0	7	-	89.6	8.5	2.3~18.9	90.5	-
	2.0	0~0	20	-	93.6	0.70	0.66~0.82	99.3	-
	3.0	0~0.01	9	-	95.7	25.0	0.3~22.3	73.9	-
	2.0	0.01~0.2	14	-	95.7	30.0	29.4~31.8	68.7	-
	1.0	0.1~0.2	14	-	103.0	20.0	19.1~21.0	80.6	-
	2.0	0~0	18	-	85.0	5.1	0.75~12.1	94.0	-
3	2.0	0.0~0.7	60	7.8	87.8	2.2	0.76~4.79	97.5	342.4
	4.0	0.0~0.9	15	15.6	100	6.9	0.67~16.6	93.1	186.2
	4.0	0.0~0.8	18	13.0	91.9	9.9	0.88~23.9	89.2	196.8
	3.2	0.0~0.2	16	9.8 (expect)	97.4	4.4	0.84~10.1	95.5	298.1 (expect)
4	3.3	0.0~0.2	30	5.7 (expect)	97.6	10.8	1.09~26.0	88.9	478.4 (expect)
	2.1	0.0~0.0	30	6.4 (expect)	76.0	1.3	0.9~2.25	98.3	365.6 (expect)

3. 공정회수율 산정

PCF filter 4번 섬유조건을 Y 정수장 물질수지에 적용 시 평균 탁도에서 회수율은 목표치 96.5%에서 95.7%로 0.8% 감소하였다.

Table 4.30과 같이 설계 탁도에서 회수율은 목표치 90.8%에서 91.9%로 1.1% 증가하고, 고탁도 시에는 88.2%에서 90.0%로 1.8% 증가하였다.

Table 4.30. PCF process recovery ratio on existing and new design

Items		Y Purification plant existing plan	New plan			Difference (%)
		Recovery ratio(%)	Filtration time (min)	Captures (NTU/m ² · time)	Recovery ratio (%)	
PCF process recovery ratio	Average turbidity	96.5	80	300	95.7	- 0.8
	Plan turbidity	90.8	42	500	91.9	+ 1.1
	High turbidity	88.2	34	550	90.0	+ 1.8

* Effluent quality is criteria of existing plan.

4.7.4 실증시설에서 PCF를 이용한 배출수의 회수율

Table 4.31에는 PCF를 사용하여 실증시설인 Y 정수장의 가압식 막 여과 시설 (25,000톤)에서 시운전 동안의 탁도 제거효율을 나타내었다. Y 정수장 실증시설의 배출수 처리시설의 처리 흐름을 보면 역세척 배출수는 PCF로 여과한 후 정수 처리시설의 착수정으로 다시 유입된다. 배출수 재이용 시설에 유입되는 탁도는 최대 96.3 NTU, 최소 76.4 NTU로 큰 변화를 보였으며, 이는 2011년 1월 15일 이후 저유량 운전으로 인하여 막에 유입되는 탁질의 양이 적기 때문인 것으로 사료된다. 유입 탁도의 농도에 비례하여 유출 탁도의 농도가 변화함에도 불구하고, 31 NTU(평균 25) 이하로 처리되었다. 이와 같이 정밀 여과막 여과시설에 후속 공정으로 PCF를 설치하면, 막 자체 회수율인 95%에 더해 전체 회수율이 99%로 증가하는 것으로 나타났다.

Table 4.31. Variation of PCF filter in the real plant

PCF No	Fil. quantity (m ³ /min)	Fil. velocity (m/hr)	Back washing time (min)	Turbidity(NTU)			
				Influent	Effluent	Removal (%)	Captures (NTU/m ² /times)
1250	19.29	6.25	6.5	91.7 (76.4~96.3)	25.0 (20.1~30.8)	72.8	12,359

4.8 경제성 분석 및 도출

경제성 분석 및 도출은 전력사용량(kWh/m³)과 약품사용량, 유지관리비를 포함하고, 슬러지 처리비를 제외하여 실험기간 중 Pilot에서 확인, 조사된 결과를 토대로 원단위로 도출하였다.

4.8.1 전력사용량 산출

실험기간 동안의 생산유량과 전력사용량은 Pilot에 설치되어 있는 유량계와 적산전력계를 통하여 확인을 하였으며, 주기적으로 한국전력 적산전력계를 통하여 pilot에 부착된 적산전력계 값의 정도를 확인하였다.

실험기간 동안의 전체 전력사용량은 117~193(평균 154)kWh/일로 나타났으며, Fig. 4.23은 실험기간 동안 막 여과수 1m³을 생산하기 위해 소요되는 톤당 전력사용량을 표현한 것이다.

공정별 생산 톤 당 전력사용량은 주 공정은 0.17~0.31(평균 0.23)kWh/m³, 배출수 재이용 공정의 경우 1.06~4.28(평균 1.71)kWh/m³이었으며, 전체 공정으로는 0.24~0.39(평균 0.31)kWh/m³이 소모되는 것으로 나타났다.

주 공정에 비해 배출수 재이용 공정이 전력소모량이 상당히 높은 것으로 조사되었으며, 이는 배출수 재이용 공정의 경우 지속적인 Aeration을 위해 blower를 24시간 연속하여 가동한 결과로 나타났다.

자동 전처리 공정에 따른 전력사용량을 조사한 결과 Table 4.32와 같이 F-M 모드가 R-M 모드에 비해 25% 높은 전력소모량을 나타내었다. 이는 R-M 모드 시에는 작동하지 않는 응집지의 교반기가 F-M 모드 시에 가동하기 때문에 생긴 결과로 사료된다.

Y 정수장 시운전기간('10~'11년)의 전력사용량은 평균 0.18kWh/m³으로 pilot 시설의 0.31kWh/m³보다 약 42%가 절감되는 것으로 나타났다. 그 이유는 배출수 처리공정에 MF막 공정 대신에 PCF filter를 적용하는 등 최적 운전조건으로 정수처리시설이 가동되어 낮아진 것으로 판단된다.

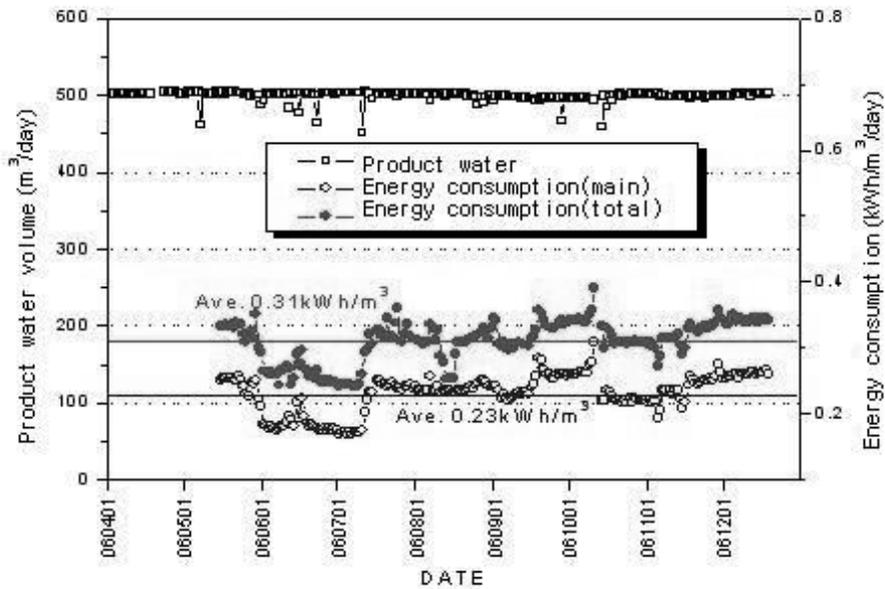


Fig. 4.23. Variation production quantity and consumption of power.

Table 4.32. Consumption of power due to the whole operation

(unit : kWh/m³)

Items	Main process (MF)			Drain recycle process			Total process		
	R-M mode	F-M mode	sum	R-M mode	F-M mode	sum	R-M mode	F-M mode	sum
Maximum	0.26	0.31	0.31	3.79	4.28	4.28	0.35	0.39	0.39
Minimum	0.17	0.19	0.17	1.21	1.06	1.06	0.24	0.25	0.24
Average	0.20	0.25	0.23	1.55	1.79	1.71	0.28	0.32	0.31

4.8.2 약품사용량 산출

1. 응집제, 분리 막 역세용 NaOCl

응집제는 전처리 공정에서 사용하였으며 F-M 모드에서만 사용되었다. 전체 실험기간 중 응집제의 평균 주입량을 산정하였으며(R-M 모드 기간 포함) 평균 응집제 주입량은 6.39kg/일(1.22mg/L as Al_2O_3)로 조사되었다. 실험기간 동안 응집제 주입율의 변화는 Fig. 4.24와 같다. 12% NaOCl은 1%로 희석한 후 분리 막 역세 시 막 표면의 미생물 증식 방지를 위하여 소량 주입되었다. 응집제와 NaOCl 평균 주입량을 기준으로 산정한 연간 원단위 산출값은 Table 4.33에 나타내었다.

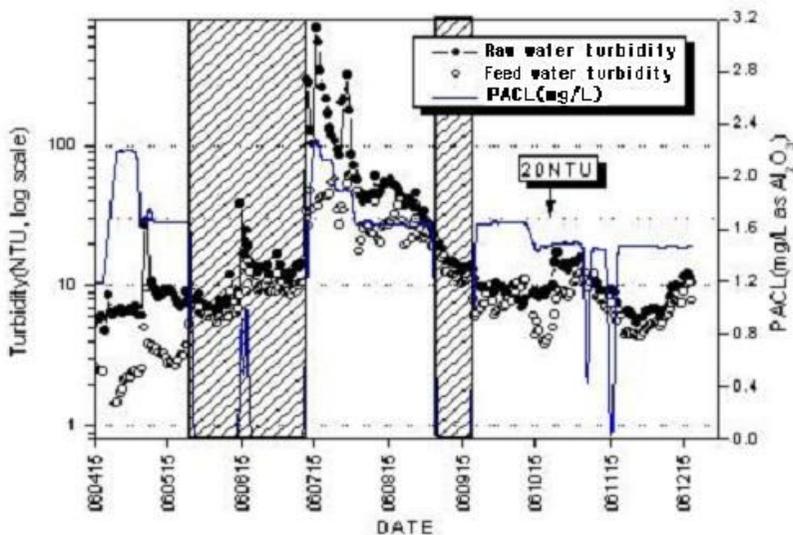


Fig. 4.24. Variation turbidity and coagulant dosing ( : R-M 모드).

Table 4.33. Unit requirement calculation result about the amount used of PACL

Chemicals type	Chemicals concentration	Avg. concentration	Cost (won/kg)	Annual (won/yr)
PACL	10%	6.39 kg/d	260	606,411
NaOCl	12%	10.5 kg/month	375	47,250

2. 화학세정(Chemical Cleaning)

운전개시 후 약 6개월 인 10월 중순경에 분리 막의 차압이 상승하여 화학세정 (CIP)을 실시하였으며, 주 공정(MF) 화학세정 시 사용된 약품은 12% NaOCl, 98% NaOH와 99.9% Oxalic acid가 사용되었으며, alkali-산 순으로 화학세정을 실시 하였다.

Table 4.34와 4.35는 화학세정 순서와 분리 막 화학세정 시 사용된 약품종류 및 사용량의 원단위 산출 값을 나타낸 결과로, 주 공정(MF) 화학세정에는 연간 159,596원이 소요되었고, 배출수 재이용 공정의 화학세정에는 연간 135,828원이 소요되었다.

Table 4.34. Unit requirement calculation result about the amount used of chemicals during chemical washing

Items	Chemicals	Concentration	Demand quantity (kg)	Cost (won/kg)	Cost (won/time)	Cost (won/yr)
1step alkali cleaning (8hr)	NaOCl (12%)	5,000ppm	41.7	375	15,638	31,276
	NaOH (98%)	4.0%	10.2	800	8,160	16,320
2step acid cleaning (2hr)	Oxalic acid (99.9%)	2.0%	20.0	2,800	56,000	112,000
total					79,798	159,596

Table 4.35. Unit requirement calculation result about the amount used of chemicals during chemical cleaning of discharged water in reuse process

Items	Chemicals	Concentration	Demand quantity (kg)	Cost (won/kg)	Cost (won/time)	Cost (won/yr)
1step alkali cleaning (2hr)	NaOCl (12%)	5,000 ppm (1time/2month)	41.7	375	15,638	93,828
2step acid cleaning (2hr)	Oxalic acid (99.9%)	5,000 ppm (1time/4month)	5.0	2,800	14,000	42,000
total					29,638	135,828

4.8.3 유지관리비 산출

Pilot plant의 연간 유지관리비는 Table 4.36에 나타낸 것과 같이 인건비를 제외한 전력비, 약품비, 감가상각비 및 기타 유지관리비를 전부 포함하여 생산수량 톤 당 약 37원으로 나타내었다.

Table 4.36. Pilot plant annual maintenance costs

Items	Cost (won/m ³)	Calculation basis
Power cost	15.0	$154\text{kWh/d} \times 48.8\text{won/kWh} \times 365\text{d} = 2,743,000\text{won/yr}$
Chemicals costs	5.2	chemicals costs (total 949,080won/yr) - PACL : 606,411won/yr, - NaOCl : 172,354won/yr - NaOH : 16,320won/yr - Oxalic acid : 154,000won/yr
Depreciation cost	16.4	$300,000,000\text{won} \times 1\%/yr = 3,000,000\text{won/yr}$ (1% of the cost of equipment) $3,000,000\text{won/yr} \div (500\text{m}^3/\text{d} \times 365\text{d/yr}) = 16.4\text{won/m}^3$
Maintenance and administration fee sum	36.6	$6,692,000\text{won/yr} \div (500\text{m}^3/\text{d} \times 365\text{d/yr}) = 36.6\text{won/m}^3$

※ Exception labor

4.8.4 슬러지(Sludge) 처리방안

정밀여과막(MF) 정수 시스템의 배출수 활용에 따른 처리효율 향상 연구는 전처리 시 응집이 필요할 경우에는 응집제의 주입량을 최소화함으로써 기존처리공정에 비해 슬러지 발생량을 80% 이상 저감할 수 있으며 1st stage (R-M)와 2nd stage(F-M)의 2단 구성을 통해 농축수 발생을 최소로 할 수 있다.

주 공정 분리 막에서 약 95%가 회수되고 배출수 재이용공정(침지식 막 및 섬유여과기)에서는 주 공정에서 배출되는 막 역세수 및 세정수를 다시 80% 이상 회수하여 총 99% 이상을 회수하므로 농축수는 원수 유입량의 1% 미만 배출되는 것으로 나타났다. 즉 농축수 발생량을 20%까지 줄일 수 있으므로 처리장 내 슬러지 회수조 및 농축조의 부피를 크게 절감할 수 있을 뿐 만 아니라 농축수 발생을 최소로 줄여 배출수 처리비용을 절감할 수 있을 것으로 사료된다.

4.9 분리막의 특성

4.9.1 막의 물성 검토

1. FT-IR 분석

푸리에(Fourier) 변환 적외선 분광기(FT-IR)를 이용하여 MF막과 tubular막의 재질을 분석한 결과는 Table 4.37과 같이 MF막 재질은 PVDF(Polyvinylidene fluoride), tubular막의 재질은 polyolefin 이다.

Fig. 4.25 및 Fig. 4.26과 같이 FT-IR Spectrum, 열 분석기의 분석결과를 나타낸 것이다.

Table 4.37. Material analysis result

Item	MF membrane	Tubular membrane	Analysis method
Result	Polyvinylidene fluoride	Polyolefin	KSM 0024 : 2002(FT-IR)

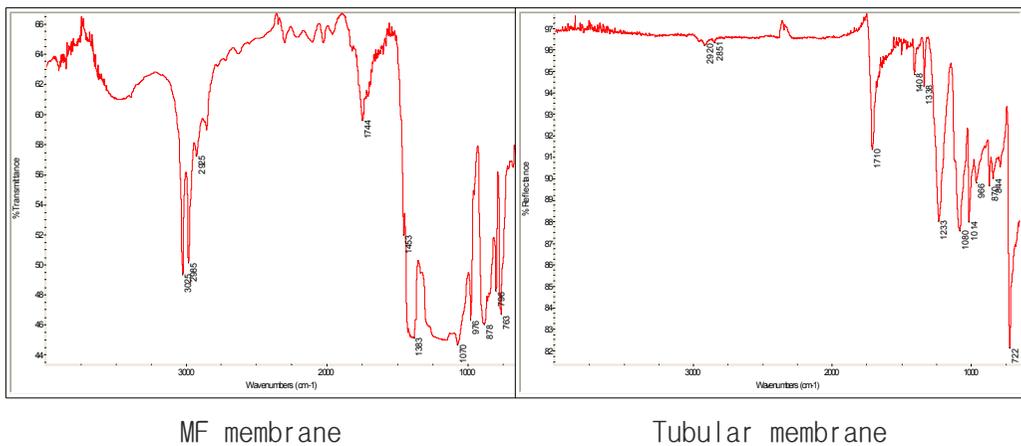
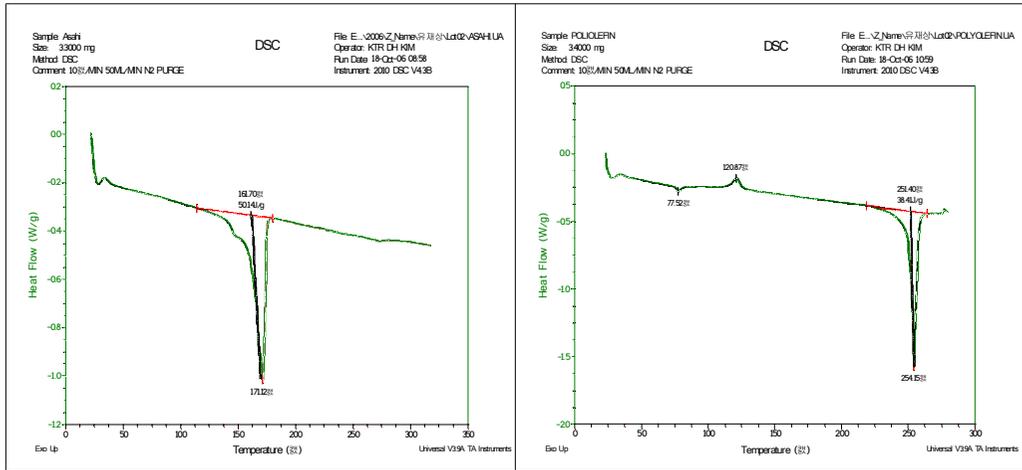


Fig. 4.25. Membrane FT-IR spectrum.



MF membrane

Tubular membrane

Fig. 4.26. Analysis result of heat analyzer.

2. 공경크기

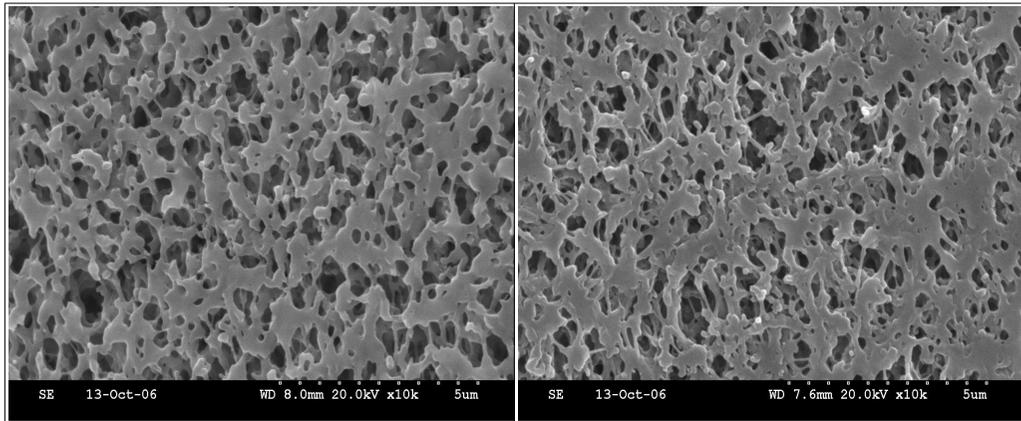
Capillary flow porometer를 이용하여 MF 막과 tubular 막의 공경크기(pore size)를 분석한 결과는 Table 4.38과 같이 MF 막의 pore size는 0.16 μ m, tubular 막의 pore size는 0.14 μ m로 나타났다.

Table 4.38. Analysis result about pore size

Item	Unit	MF membrane	Tubular membrane	Analysis method
Pore size	μ m	0.16	0.14	Capillary flow porometer

3. 표면 분석

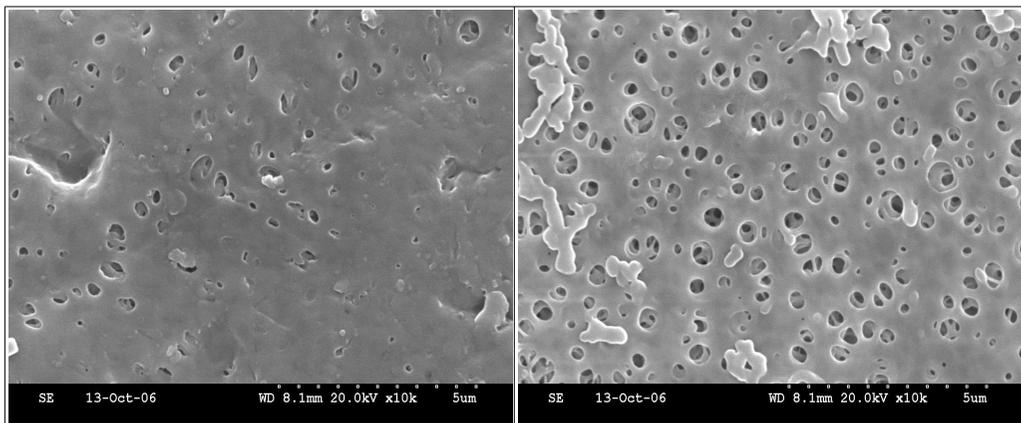
전자형 주사현미경(Scanning electron microscope : SEM)을 이용하여 MF막을 분석한 결과는 Table 4.39 및 Fig. 4.27 ~ 4.29와 같이 막의 안면, 바깥 면, 표면 및 뒷면을 촬영하였다.



Inside

Outside

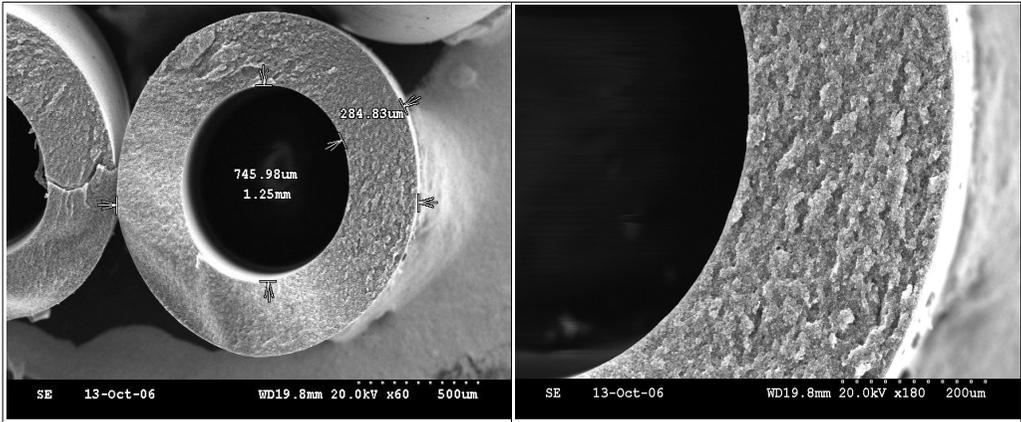
Fig. 4.27. Membrane filtration surface analysis.



Surface

Back

Fig. 4.28. Tubular membrane surface analysis.



Section

Fig. 4.29. Membrane filtration section cross analysis.

Table 4.39. Analysis result about inner and outer diameter of MF membrane

Items	Unit	MF membrane	Analysis method
Inner diameter	μm	745	SEM
Outer diameter	mm	1.25	

Table 4.39와 같이 SEM으로 촬영하여 직경을 분석한 결과 MF 막의 내경은 745μm, 외경은 1.25mm로 나타났다.

4. 막의 인장강도 및 신장율

MF 막의 인장강도와 신장율 분석결과는 Table 4.40과 같이 인장강도가 6.94N, 절단점에서의 신장율이 102%로 나타났다.

그리고, Tubular막의 분석결과는 Table 4.41과 같이 인장강도가 35.3N/mm², 절단점에서의 신장율은 17%로 나타났다.

Table 4.40. Tensile strength and extension ratio of MF membrane

Analysis items	Unit	Result	Remarks
Tensile strength	N	6.94	universal testing machine (INSTRON 4465) test speed : 50 mm/min, gauge length : 50 mm, length between meshing stiffness : 100 mm
Elongation at the cutting point	%	102	

Table 4.41. Tensile strength and extension ratio of tubular membrane

Analysis Items	Unit	Result	Remarks
Tensile strength	N/mm ²	35.3	KS M 3054 : 1990 test speed : 50 mm/min, test piece : number 3 type
Elongation at the cutting point	%	17	

V. 결 론

1. 탁도가 증가할수록 막의 TMP가 증가하는 경향을 나타내었으며, 응집제를 사용하지 않고 원수를 막 여과할 경우 탁도에 의한 TMP 상승률이 30%인 지점에서의 유입 탁도는 약 12.4 NTU 이었다. 실험 기간 중 조류 개체수는 약 7,500~25,000 cells/mL까지 증가하였으며, 이에 따라 TMP 역시 최고 22.2 kgf/cm²까지 증가하였고 조류 개체수가 증가할수록 TMP 또한 상승하는 것으로 나타났지만 응집제를 주입하면 조류의 개체수가 감소함과 동시에 막의 TMP는 증가 없이 약 0.4~0.6 kgf/cm² 일정하게 유지되었다.
2. R-M 모드(미 응집처리)로 가동된 기간의 수질은 제거율이 낮았으나, F-M 모드(응집처리)의 경우 탁도 제거율은 41.3%, TOC, DOC 및 UV₂₅₄는 각각 8.9%, 19.7%, 132.8%의 평균 제거율을 나타내었고, THMs의 제거율은 2.83%로 낮게 나타났다.
3. 막을 이용한 처리에서는 탁도는 1~63.6 NTU를 나타냈으나 막 여과수의 탁도는 0.15 NTU 미만으로 안정적인 처리수를 생산하였고 제거율은 95% 이상의 제거효율을 나타내었다. F-M 모드 및 R-M 모드의 TOC 제거율은 각각 26.5%와 21.4%로서 F-M 모드가 R-M 모드의 TOC 제거율 보다 약 5% 높은 것으로 나타났다. 따라서 유기물의 제거효율을 향상시키기 위해서는 전처리 공정에 응집제를 투입하는 것이 바람직 할 것으로 사료된다.
4. 상수원수의 UV₂₅₄ 값은 0.02~0.075이며 R-M 모드일 때 평균 제거효율은 13.1%이고 F-M 모드일 때 41.6%로 전체 평균 제거효율은 33.1%로 나타났지만, 응집처리에 따라 UV₂₅₄ 제거율이 약 3.2배 정도 차이가 나는 것으로 나타났다.
5. 막 여과 후 활성탄여과를 하면 TOC, UV₂₅₄ 및 DOC는 천연유기물 일부 성분의 흡착으로 인해 각각 51.4%, 78.7% 및 54.8%가 제거되었다.
6. 막 여과 후 THMs는 4.17%만 제거되었으나 활성탄(GAC)흡착조를 통과시키면 약 54.2%의 제거효율을 나타내었다.

7. TMP20은 막 여과를 실시함에 따라 계속 상승하는 경향을 나타내어 1.1 kgf/cm² 상승하였으나 화학세정 후에는 0.4 kgf/cm²로 낮아졌고 약 6개월 동안 화학세정을 하지 않더라도 사용가능하였다.
8. 화학세정 전의 Flux는 21.1% 정도였으나 화학세정 후에는 막 표면에 부착된 오염물질이 대부분 제거되어 1차 세정 후 74.6%, 2차 세정 후 98.9%로 세정전의 초기막과 비슷한 Flux 회복율을 보였다.
9. 온라인 계측기를 통한 여과수의 탁도는 및 입자수는 0.05 NTU 이하로 유지되었으며, 입자수는 평균 20 개/mL 이하로 나타났다. 탁도 제거효율은 평균 97.94%, 입자 제거효율은 3.22 log이었다.
10. 막 여과 후에는 virus와 원생동물 *Giardia sp.*이 검출되지 않았다.
11. 2,000 D, 110 F 이하의 PCF를 사용한 결과 탁도 제거율 88.9%와 포획량 478.4 NTU/m²·회로 실험목표를 달성하였으며, 2000 Denier, 110 Filler의 PCF를 실증시설의 물질수지에 적용하였을 때 평균 탁도에서 회수율은 목표치 96.5%에서 95.7%로 0.8% 감소하였으나, 설계탁도에서 회수율은 목표치 90.8%에서 91.9%로 1.1% 증가하였고, 고탁도 시에는 88.2%에서 90.0%로 1.8% 증가하였다.
12. 공정별 생산톤 당 전력사용량은 주 공정에서는 0.17~0.31(평균 0.23)kWh/m³이며 배출수 재이용 공정의 경우에는 1.06~4.28(평균 1.71)kWh/m³이었고 전체 공정으로는 0.24~0.39(평균 0.31)kWh/m³이 소모되었으며, MF막 공정 대신에 PCF를 적용하면 전력사용량은 약 42%가 절감되는 것으로 나타났다.

REFERENCE

1. Cheryan M., Ultrafiltration and microfiltration handbook, Technomic Publishing Company. 1998.
2. Mallevalle J., Odendal P. E., Wiesner M. R., Water Treatment membrane process, Mc Graw - Hill, 1996.
3. USEPA, Result of Information Collection Rule Survey, Office of Groundwater and Drinking water, 2000.
4. 홍승관, 막여과 고도정수처리의 현재와 미래, 고려대 부설 환경기술정책연구소, 52~69, 2005.
5. USEPA, Low Pressure Membrane Filtration for Pathogen Removal: Application, Implement and Regulatory Issues, Malcolm INC, 2001.
6. Richard, W.B., Membrane Technology and Applications, 1~8, 2000.
7. 日本水道技術研究센터, 膜 濾過 推進 計劃書, 2002(b).
8. Gilby, J., Profile of the International Membrane Industry, 2nd ed., Elsevier, 145, 2000.
9. AWWA, Water Treatment Plant Design, 3rd ed., McGraw-Hill, 11.1~11.20, 1999.
10. Jacangelo J. G., Aieta E. M., Carns K. E ., Cummings E W., and Mallevalle J. Assessing Hollow-Fiber Ultrafiltration for particulate Removal. J.Am. Water Works. Assoc.81,68-75, 1989.
11. Olivieri V. P., Parker D. Y., Willingham G. A. and Vickers J. C. Continuous Microfiltration of Surface Water. In proc. of the American Water Works Association Membrane Technology in the water Industry Conference. Denver, Colo.: AWWA,1991.
12. 이호상, 폐염적수 재이용을 위한 정밀여과 시스템에서 여과방식에 따른 여과 특성 및 효율 비교, 서울대학교 석사학위논문, 1998.
13. Lance Schidman, Mike Koseran, Leonard Gage, Performance and Optimization of Hybrid Membrane-Adsorption Systems-A Case Study for the Racine Water Utility. AWWA Membrane Conference Proceedings, 2001.

14. Mulder, M., Basic Principles of Membrane Technology 2nd ed, Kluwer Academic Publishers, 18, 1996.
15. Nakao, S., Nomura, T., Kimura, S., Characteristics of macromolecular gel-layer formed on ultrafiltration tubular membrane, J. AIChE., Vol. 25, 615, 1979.
16. USEPA, Membrane Filtration guidance manual, 50~105, 2003.
17. Millian, S., Final Report Project Cost Estimate Peer Review of Micro-filtration Supplemental Technology Demonstration Project, South Florida Water Management District, 2~39, 2001.
18. Ericsson B., Hallberg, M., Wachenfeldt, J., Nanofiltration of Highly Colored Raw Water Production, Desalination, Vol. 108, 129~141, 1996.
19. Gere, A. R., Microfiltration operation cost, J. AWWA, Vol. 89, No. 10, 40~49, 1997.
20. Wiesner, M. R., Hackney, J., Sethi, S., Jacangelo, J. G., Laine, J. M., Cost estimates for membrane filtration and conventional treatment ., J. AWWA, Vol. 86, No. 12, 13~41, 1994.
21. 조봉연, 막여과 이론과 실제, 양서각, 177~180, 1999.
22. 國包章一, 高度處理 MAC21의 成果展望, 造水技術, 3~36, 1997.
23. Cote, P., Buisson, H., Praderie, M., Immersed membranes activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater, In Proc., IAWQ 19th International Conference, Vancouver, Canada, 198~203, 1998
24. Hagemeyer, G., Panglisch, S., Gimbel, R., Ultrafiltration for drinking water treatment of reservoir water, Proc. of WaterTECH, AWWA, Sydney, 621~627, 1996.
25. Jacangelo, J. G., Watson, M., Hemdon, V., Basis concepts for the use of membrane technology in drinking water treatment, ICOM `99, Workshop of Membrane Treatment for Drinking Water, Toronto, Canada. 1999.
26. Nystrom M., Kaipia, L., Luque, S., Fouling and retention of nano-filtration membranes, J. Membrane Sci., Vol. 98, 249~262, 1995a
27. Odegaard, H., Thorson, T., Removal of humic substances by membrane

- processes, 42, Aquatic Humic Substances, Influence on Fate and Treatment of Pollutants, American Chemical Society, 769~782, 1989.
28. Pickering K. D., Wiesner, M. R., Cost model for low-pressure membrane filtration, *J. Env Eng*, Vol. 119, No. 5, 772~797, 1993.
 29. 박현, 한강 상수원 및 정수처리공정에서 천연유기물질과 염소소독부산물 생성능 변화, 서울시립대 박사학위 논문, 2006.
 30. 김형선, 막 여과 정수처리 조합공정 개발에 관한 연구, 숭실대학교 박사학위 논문, 2005.
 31. 장해남, 응집-막여과 공정을 이용한 하천수의 고도정수처리, 경희대학교 박사학위 논문, 2009.
 32. 김제우, 노수홍, 1축 회전판형 UF 모듈의 투과모델 및 Oil Emulsion 분리 특성, *J. Memb*, 6(2): 86-95, 1996.
 33. 김종학, 막 여과 공정 설계에서 막 손상을 고려한 유지관리 Protocol 표준화, 성균관대학교 박사학위 논문, 2010.
 34. GWI(Global water Intelligence) Desal Data, 2010.12
 35. 박영규, 분리막 공정에서 막오염, *J.Memb*, Vol.6, No.1, 1996.
 36. 안용태, 막 결합 고도정수처리공정에서의 NOM 저감 및 막오염 특성, KAIST 박사학위 논문, 2007.
 37. 이광윤, 응집플렉 공정의 막 여과시스템과 막 분리 배출수 회수장치를 이용한 고도정수처리에 관한 연구, 동국대 석사학위 논문, 2005.
 38. 이만호, 분리 막과 전해소독장치를 이용한 정수처리 공정 연구, 서울시립대 박사학위논문, 2006.
 39. 이상민, 정진영, 정윤철, 축산폐수 처리를 위한 막결합형 이상 혐기성 반응조에서 여과막 저항특성, *대한환경공학회지*, 22(3): 523-533, 2000.
 40. 이일국, 가압형 섬유여과기를 이용한 정수처리의 여과특성에 관한 연구, 영남대학교 박사학위 논문, 2006.
 41. 정종태, 금속막을 이용한 폐수처리 시스템에서 막오염에 대한 오존처리의 영향, 2002.
 42. 침지식 MF 막여과를 이용한 정수처리기술, 환경기술검증보고서, 2007.
 43. 한국막학회, 막분리-기초, 자유아카데미, 171-172, 1996.
 44. 흥준기, 염경호, Cross-flow 막모듈을 이용한 Cyclodextrins의 효소적 생산

- 과 동시 분리, 한국화학공학회지, 38(1): 86-91, 2000.
45. Anna Duong and Kevin J. Smith, A model of Ceramic Membrane fouling During heavy oil ultrafiltration, *The Canadian J. Eng.*, 75: 1122-1129, 1997.
 46. Belfort G., Davis R.H., and Zydeny A.L. the behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration, *J. Memb. Sci.*, 96(1), 1994.
 47. C. K. Choi, J. Y Park, W. C. Park, and J. J. Kim, A study on dynamic separation of silica slurry using a rotating membrane filter: 2. modeling of cake formation. *J. Memb. Sci.*, 157: 177-187, 1999.
 48. Carme Guell, Membrane fouling during microfiltration of protein mixtures, *J. Memb. Sci.*, 119(2): 269-284, 1996.
 49. Carmen Teodosiu, Octavian Pastravanu and Matei Macoveanu, Neural network models for ultrafiltration and backwashing, *Wat. Res.*, 34(18): 4371-4380, 2000.
 50. G. Akay and R. J. Wakeman, Electric field enhanced crossflow microfiltration of hydrophobically modified water soluble polymers, *J. Memb. Sci.*, 131(2): 229-236, 1997.
 51. Hideyuki Yamgishi, James V. Crivello and Georges Belfort, Development of a novel photochemical technique? for modifying poly(arylsulfone) ultrafiltration membranes, *J. Membr. Sci.*, 105(3): 237-247, 1995.
 52. Huimin Ma, Christopher N. Bowman and Robert H. Davis, Membrane fouling reduction by backpulsing and surface modification, *J. Memb. Sci.*, 173(2) 191-200, 2000.
 53. J. Cakl, I. Bauer, P. Doleek and P. Mikulaek, Effects of backflushing conditions on permeate flux in membrane crossflow microfiltration of oil emulsion, *Desalination*, 127(2): 189-198, 2000.
 54. J. Jacob, P. Pradanos, J. I. Calvo, A. Hernandez and G. Jonsson, Fouling kinetics and associated dynamics of structural modifications, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 138(2): 173-183, 1998.

55. J. Stopka, S. G. Bugan, L. Broussous, Schlosser and A., Microfiltration of beer yeast suspensions through stamped ceramic membranes, *Separation and Purification Technology*, 25(1-3): 535-543. 2001.
56. J.Y. Park, C.K. Choi, and J.J. Kim, A study on dynamic separation of silica slurry using a rotating membrane filter: 1. experiments and filtrate fluxes, *J. Memb. Sci.*, 97: 263-273, 1997.
57. Jacangelo J. G., Aieta E. M., Carns K. E ., Cummings E W., and Mallevalle J. Low-pressure Membrane Filtration for Removing Giardia and Microbial Indicators. *J. Am Water Works. Assoc.* 83, 97-10, 1998.
58. Jeffrey Mueller, Cen Yanwei and Robert H. Davis, Crossflow microfiltration of oily water, *J. Memb. Sci.*, 129(2): 221-235, 1997.
59. Justus Altmann and Siegfried Ripperger, Particle deposition and layer formation at the crossflow microfiltration, *J. Memb. Sci.*, 124(1): 119-128, 1999.
60. Jutta Nuortila-Jokinen and Marianne Nystrom, Comparison of membrane separation processes in the internal purification of paper mill water, *J. Memb. Sci.*, 119(1): 99-115, 1996.
61. L. Vera, R. Villarroel, S. Delgado and S. Elmaleh, Enhancing microfiltration through an inorganic tubular membrane by gas sparging, *J. Memb. Sci.*, 165(1): 47-57, 2000.
62. Keith N. Bourgeois, Jeannie L. Darby and George Tchobanoglous, Ultrafiltration of wastewater: effects of particles, mode of operation, and backwash effectiveness, *Wat. Res.*, 35(1): 77-90, 2001.
63. Kiat, W. Y., Yamamoto, K. and Ohgaki, S., "Optimal fiber Spacing in externally pressurized hollow fiber module for solid liquid separation," *Wat. Sci. Tech.*, 26(5-6)1245-1254, 1992.
64. KS K 0103, 2001.05
65. M. Cheryan, Ph.D Ultrafiltration Handbook, Technomic Publishing Company, Inc., 130/289, 1986.
66. M. Cheryan, Ultrafiltration and Microfiltration, Technomic Publishing

- Company, pp 237–285, 1998.
67. M Heran and S. Elmaleh, Cross-flow microfiltration with high frequency reverse flow, *Water Science and Technology*, 41(10–11): 337–343, 2000.
 68. M. Heran and S. Elmaleh, Microfiltration through an inorganic tubular membrane with high frequency retrofiltration, *J. Memb. Sci.*, 188(2): 181–188, 2001.
 69. M. Wessling, Two-dimensional stochastic modeling of membrane fouling, *Separation and Purification Technology*, 24(3): 375–387, 2001.
 70. Niina Laitinen, David Michaud, Christophe Piquet, Nicolas Teillera, Antero Luonsi, Erkki Levanen and Marianne Nystrom, Effect of filtration conditions and backflushing on ceramic membrane ultrafiltration of board industry wastewaters, *Separation and Purification Technology*, 24(1–2): 319–328, 2001.
 71. P. Ramesh Babu and V. G. Gaikar, Membrane characteristics as determinant in fouling of UF membranes, *Separation and Purification Technology*, 24(1): 23–24, 2001.
 72. P. Srijaroonrat, E. Julien, Y. Aurelle, Unstable secondary oil/water emulsion treatment using ultrafiltration: fouling control by backflushing, *J. Memb. Sci.*, 159: 11–20, 1999.
 73. Piotr Czekaj, Francisco Lopez and Carme Guell, Membrane fouling by turbidity constituents of beer and wine: characterization and prevention by means of infrasonic pulsing, *J. food Eng.*, 49(1): 25–36, 2001.
 74. Peter M. C., handbook of industrial membrane technology, Noyes Publications, 1990.

감사의 글

감사합니다.

무슨 일이든지 마무리 단계에 오면 만족감보다 아쉬움이 먼저 다가오는 것 같습니다. 마지막 한 장의 종이를 빌어 그동안 저에게 도움을 주신 모든 분들에게 고마움을 표현하고 싶습니다.

여러 면으로 부족한 저를 학문적으로 도와주시고 친형처럼 보살펴주신 이인화 교수님께 진심으로 감사함을 느낍니다. 어려운 시간을 내주시어 관심 있게 제 논문을 심사해주신 최형일 교수님, 신대운 교수님, 정경훈 교수님, 광주시보건환경연구원 백계진 부장님께도 감사드립니다. 또한 실험에 많은 도움을 주신 서울시 상하수도본부 구의정수장에서 도와주신 대우건설 이범구 부장님, 이권기 과장님, Y 정수장에서 시설을 운영 중인 담당자에게도 여러 다른 여러분들께도 감사드립니다.

3년 동안 동고동락을 한 입학동기인 여러분, 실험실의 선·후배들에게 감사드립니다. 또한 논문 실험을 함께 한 대우건설 강성훈 과장님에게 감사하며, 저와 함께 생활하는 한국환경공단 상하수도시설처 최근웅 처장님, 최호락 팀장님, 직원들 및 영어에 도움을 준 김우기 대리에게도 감사드립니다.

그리고 저에게 항상 큰 힘이 되어준 집사람인 김현숙에게 감사의 말을 전함과 함께 발전적이며 행복한 미래를 기원합니다.

단어로는 감사함의 표시가 부족하지만 헌신적인 사랑으로 저를 지켜주시는 어머니님과 동생들, 큰아들 강무, 막내딸 민지와 함께 작은 결실의 기쁨을 같이 느끼고 싶습니다.

2012년 2월 이근영