

UF/RO 공정을 이용한 정유공장 방류수의 재활용을 위한 고도처리

이 광 현

동의대학교 화학공학과
(2000년 11월 22일 접수, 2000년 12월 30일 채택)

Advanced Treatment for Reuse of Oil Refinery Process Wastewater using UF/RO Processes

Kwang-Hyun Lee

Dept. of Chemical Engineering, Donggeui University, Pusan 614-714, Korea
(Received November 22, 2000, Accepted December 30, 2000)

요 약 : 본 연구는 한외여과 중공사형 모듈과 역삼투 나린형 모듈로 구성된 모듈 set 1~7을 이용하여 모듈 set 에 따른 순수 및 2차 처리수의 투과 flux를 고찰하고, 적용압력과 온도변화에 의한 한외여과 막과 역삼투 막의 분리 특성을 고찰하였다. 탁도와 SS는 한외여과 막에서 효율적으로 제거되며 COD, T-N, TDS 등은 역삼투 막에서 우수한 제거효율을 나타내었다. 적용압력과 온도의 증가에 따른 투과 flux는 선형적으로 증가하는 경향을 보였다. 이로부터 한외여과 및 역삼투 막은 정유공장 방류수의 고도처리 및 재활용을 위해 적합한 것으로 나타났다.

Abstract : Deionized water and wastewater flux were discussed using module set 1~7 composed of ultrafiltration hollow fiber type modules and reverse osmosis spiral wound type modules. The separation characteristics of ultrafiltration and reverse osmosis membranes were discussed with the variation of applied pressure and temperature. Turbidity and SS were removed effectively from ultrafiltration membrane, and removal efficiency of COD, T-N, and TDS using reverse osmosis membrane was very efficient. Permeate flux increased linearly with the increase of applied pressures and temperature. It was shown that ultrafiltration and reverse osmosis membranes were suitable to the advanced treatment and reuse of oil refinery process effluent.

1. 서 론

국내의 석유화학공업의 역사는 약 25년 정도이나 1961년 국가 경제 개발계획 이후 비약적인 발전을 하였다. 울산 석유화학단지과 여천 석유화학단지, 그리고 대산 석유화학단지를 중심으로 석유화학공업은 우리나라 공업의 주류를 차지하게 되었다. 이로 인해, 산업의 발전 및 인구의 증가에 따라 발생하는 사회적 문제점 중의 하나는 수자원의 부족과 오염문제이다. 수자원 부족현상을 해결하기 위해서는 저수지나 댐의 건설 등과 같은 사회간접 자본에 대한 지속적인 투자

가 필요하며 여러 가지 다양한 하·폐수의 처리를 통한 재활용이 요구된다. 이러한 산업폐수의 처리 및 재활용을 위해 시도되고 있는 공정 중에서 강화된 정부의 규제에 의하여 기존 처리 기술보다 효율적이며 폐수 배출 양을 최소화할 수 있는 처리기술인 막분리 기술이 많은 주목을 받고 있다. 또한 고도처리로 공장 부지를 저감하면서 처리수의 재활용을 위해서도 막분리 기술이 요구되고 있다[1-3]. 막 분리기술을 이용한 고도 수처리가 이용되기 시작한 역사는 짧지만 그 응용범위는 광범위하게 확대 되어가고 있다. 수자원의 부족현상을 해결하기 위한 폐수의 재활용 면에서 막

분리는 효과적이고 선택적으로 분리, 농축, 정제가 가능한 기술로 자원절약 및 환경보전에 크게 기여하고 있다.

오늘날의 석유화학공업은 naphtha분해에 의하여 얻어진 ethylene, propylene, butylene 및 방향족 탄화수소를 주원료로 하고 있으며 그에 따른 정제 공정은 매우 복잡하고 다양하다. 정제 공정에서 발생하는 폐수는 정제 조작상 필연적으로 배출되는 것도 있으나 대부분은 탱크와 배관펌프 등에서 새어나와서 유출된다. 이들 폐기물을 그 성질에 따라 분류하면 유리상유, 유화한 유, 응축수, 산폐수, 가성폐액, 알칼리, 특수화합물, 페가스, 슬러지 및 고형물, 청정한 냉수배수 및 생활하수로 분류되어 진다. 석유정제 공장에서는 종류조각이 많으므로 많은 냉각수가 사용되나 공정에서 배출되는 폐수의 양과 냉각수의 양은 거의 같다. 본래 이 냉각수는 오염물질을 포함하고 있지 않지만 다른 오염된 폐수와 분리하기 곤란하므로 기름에 오염되기 쉬워 유분리 장치를 통하여 방류하는 것을 원칙으로 하며 기름 분리의 건설비를 싸게 하기 위하여 냉각수탑에서 물을 냉각시켜서 재사용하고 방류수량을 감소시킬 필요가 있다. 우리나라의 석유정제공장은 해양 근처에 건설되어 해수가 다량 사용된다. 석유정제공업의 총폐수량은 공장마다 다르나 처리원유의 3~70 배의 범위인데 평균 17배로 분수 있으며 이중 냉각수가 80~90%이다[4].

정유산업폐수를 냉각탑이나 보일러 설비 등의 공급용수로 재활용하려고 할 경우 COD를 미생물이 살수 없을 정도로 충분히 낮추주는 전처리 공정이 필요하고, 또 다른 산업폐수에 비해 이온 및 염분의 농도가 높은 특징을 보인다. 이러한 정유산업의 폐수의 고도처리를 위한 막분리 공정은 한외여과와 역삼투 공정으로 이루어진다. 한외여과 공정은 2차 처리용 생물학적 처리법에 의한 미생물의 분리 및 회수, 콜로이드성 물질의 제거에 사용되며 역삼투 공정은 한외여과 공정에 의해서는 분리되지 않는 각종 염 및 중금속의 제거에 효과적으로 사용된다[4].

본 실험에서는 정유폐수의 생물학적 처리법에 의한 2차 처리수를 한외여과 증공사형 모듈 및 역삼투 나권형 모듈을 사용하여 얻어진 자료를 기초로 하여 막재질 및 모듈들의 특성을 파악함으로써 보다 효율적인 막분리 장치를 구성하고, 한외여과 및 역삼투막에 의한 정유폐수의 고도처리 후 재활용 가능성을 고찰하고자 한다.

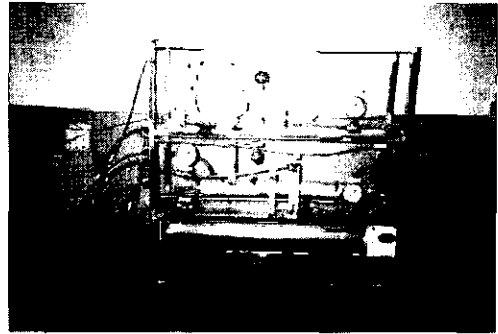


Fig. 1. The picture of membrane separation system composed of ultrafiltration hollow fiber type membrane module and reverse osmosis spiral type module.

2. 실험방법 및 내용

2.1. 한외여과 및 역삼투 모듈 Set

본 실험에서 사용된 한외여과 모듈들은 (주)SAMBO GLOBE의 GUF 3040(U), GUF 2050-0950, GUF 3050이며 역삼투 모듈들은 (주)새한의 RO 14-100, RO 14-75, RO 14-60, RO 14-35, RO 11-50의 모듈들이다. 이 모듈들에 대한 장치의 system을 Fig. 1에 나타내었고 조합된 모듈의 사진을 Fig. 2에 나타내었다. 그리고 이 실험을 수행하기 위한 한외여과 증공사형 모듈 및 역삼투 나권형 모듈의 조합을 Table 1에 나타내었고, 모듈들의 특성을 Table 2에 나타내었으며, 그리고 전체계의 흐름도를 Fig. 3에 나타내었다.

2차 처리수, 즉 공급액을 한외여과 증공사형 모듈로 급송하기 위해 PROCON pump를 사용하였다. 그리고 실험중 공급액의 온도(15°C, 25°C, 35°C)를 일정하게 유지시키기 위해서 MONO-Tech사의 refrigerated bath circulator MRC-3031D를 사용하여 공급액 저장조의 온도를 일정하게 유지시켰다.

2.2. 실험조건 및 분석방법

본 실험에서의 실험조건을 Table 3에 나타내었다.

2.2.1. COD 측정

BRAN+LUEBBE사의 AutoAnalyzer 3(습식)를 사용하여 원수 및 한외여과 증공사형 모듈의 배제액과 투과액, 역삼투 나권형 모듈의 배제액과 투과액의 COD를 측정하였다. 시료는 GF/C여과지로 여과하여 전처리한 것이다.

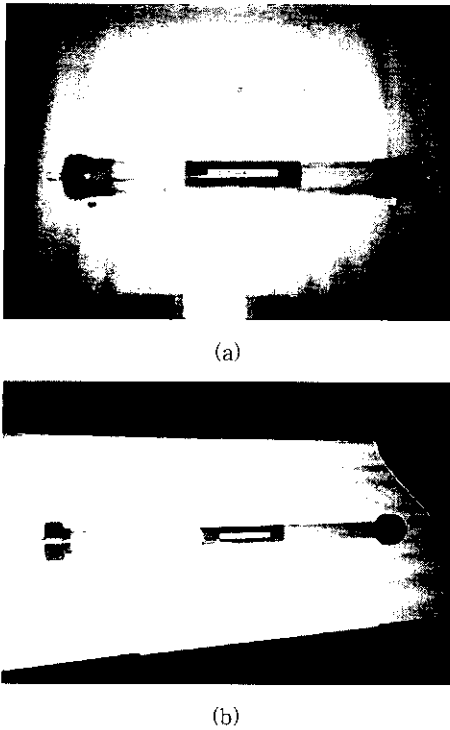


Fig. 2. The picture of ultrafiltration hollow fiber type and revers osmosis spiral type modules. (a) module set III, (b) module set VII.

Table 1. Three sets of ultrafiltration and reverse osmosis membrane modules

Module Set No.	UF module	RO module
I	GUF 2050-0950	RO 14-100GPD
II	GUF 2050-0950	RO 14-75GPD
III	GUF 3040(U)	RO 14-75GPD
IV	GUF 3040(U)	RO 14-100GPD
V	GUF 3040(U)	RO 11-50GPD
VI	GUF 3050	RO 14-60GPD
VII	GUF 2050-0950	RO 14-35GPD

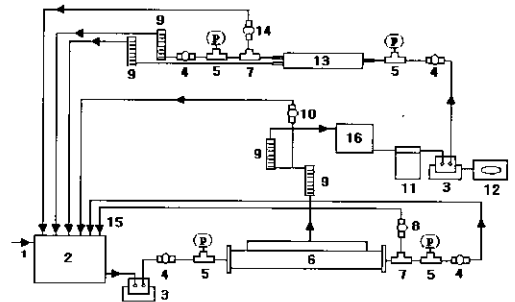
2.2.2. TDS 측정

Conductivity meter(model : 450C, istek사)를 사용하여 시료의 conductivity를 측정하였으며, 환산식을 이용하여 TDS로 환산하였다.

UF 투과액과 RO 배제액의 경우 초순수를 이용하여 각각 1:1, 1:2로 희석하여 측정하였다.

Table 2. Performance of each modules

	Model	Area of membrane	Membrane material	MWCO
UF	GUF 3040(u)	2.26 m ²	Polysulfone	50,000
	GUF 2050-0950	2.2 m ²	Polysulfone	50,000
	GUF 3050	2.2 m ²	Polysulfone	30,000
RO	RO 14-100GPD	0.6 m ²	Polyamide	
	RO 14-75GPD	0.5 m ²	Polyamide	
	RO 11-60GPD	0.5 m ²	Polyamide	
	RO 14-50GPD	0.5 m ²	Polyamide	
	RO 14-35GPD	0.5 m ²	Polyamide	



- Legend : 1. Oil refinery process effluent
 2. Feed Tank 3. Pump 4. Gate valve
 5. Pressure gauge 6. UF Module
 7. T-type unit 8, 10, 14. Bypass valve
 9. Flower meter 11. Filter housing
 12. Controller 13. RO Module
 15. Sampling collection 16. Reservoir

Fig. 3. Schematic diagram of membrane separation system.

Table 3. Experimental conditions for ultrafiltration hollow fiber type and reverses osmosis spiral-wound type membrane modules

Item	Unit	Value
Pressure	UF	kg/cm ² 1.6, 2.0, 2.4, 2.8
	RO	
Temperature	°C	15°C, 25°C, 35°C

2.2.3. SS 측정

증류수로 세척한 GF/C(Glass Microfiber Filters,

47 mmØ circles) 여과지를 105~110℃에서 2시간 건조한 후 무게를 측정하였다. 흡입여과장치를 사용하여 시료를 여과한 다음 건조기에서 2시간 건조 후 GF/C 여과지의 무게를 측정한다. 여과전후의 무게 차로 부터 SS를 측정하며, 이때의 시료량은 100 mL이다.

$$SS(mg/l) =$$

$$\frac{(\text{여과후 여과지무게} - \text{여과전 여과지무게})(mg)}{\text{시료량}(0.1\ell)}$$

2.2.4. Turbidity 측정

시료의 탁도는 Monitek사의 TA1 Nephelometer를 사용하여 측정하였다.

2.2.5. pH 측정

시료의 pH는 istek사의 pH meter(model : 735p)를 사용하여 측정하였다.

2.2.6. 총질소(T-N) 측정

T-N은 BRAN+LUEBBE사의 AutoAnalyzer 3를 사용하여 NO₃-N, NO₂-N, NH₃-N를 각각 측정한 후, 세 가지 항목의 수치를 합산하여 T-N으로 나타내었다. 즉,

$$T-N(mg/L) = (NO_3-N + NO_2-N + NH_3-N)(mg/L)$$

2.3. 실험 방법

본 연구에서의 실험 방법은 다음과 같다.

가) 한외여과 증공사형 모듈의 적용압력을 1.6~2.8 kg/cm²으로 변화시켜 각각의 적용압력에 따른 배제액 및 투과액의 부피유량을 측정하였고 공급액의 온도(15℃, 25℃, 35℃)에 따른 배제율을 측정하였다. 한외여과 막의 투과액은 역삼투막 공급용 저장조로 연결되는 관으로부터 직접 수작업으로 유량을 측정하였고 배제액의 유량은 배제액 관과 배제액 by-pass 관으로부터 각각 수작업으로 측정한 후 합산하여 구하였다. Sampling은 유량측정과 동시에 수행하였다.

나) 한외여과 증공사형 모듈의 적용압력은 입구와 출구 압력의 산술 평균값을 취하였다. 적용 압력 변화는 1.4 kg/cm²까지는 배제액 by-pass valve를 이용하여 조절하였고 1.4 kg/cm²이상의 압력은 배제액 valve를 이용하여 조절하였다.

다) 한외여과 증공사형 모듈의 투과액을 한외여과 모듈과 역삼투 모듈사이에 설치된 저장조를 통하여

역삼투 나린형 모듈로 공급하였다. 이는 역삼투 공정에서 적용압력의 변화시에 한외여과 모듈에 미치는 영향을 최소화하기 위함이다.

라) 역삼투 나린형 모듈에서의 적용압력은 배제액 by-pass valve를 완전히 잠근 후 배제액 valve를 이용하여 4.3~7.3 kg/cm²로 변화시켰다. 배제액과 투과액의 유량은 정상상태에 도달한 후 수작업에 의해서 측정하였고 sampling도 동시에 수행하였다.

마) 계의 온도조절은 항온조를 이용하여 냉각수를 순환시킴으로써 15℃, 25℃, 35℃에서(±1℃)로 일정하게 유지하였다.

3. 실험 결과

3.1. 순수 투과 Flux

3.1.1. 한외여과막의 순수 투과 Flux

Deionized water를 한외여과 증공사형 모듈들 GUF 2050-0950, GUF 3040(U), GUF 3050에 적용하였을 경우 적용압력이 증가함에 따라 두 가지 증공사형 모듈의 순수 투과 flux는 선형적으로 증가하였다. 이러한 선형적인 증가는 막의 상태가 실험에 적합함을 나타내고 있다(Fig. 4). GUF 3050모듈이 GUF 3040(U), GUF 2050-0950모듈에 비해 같은 적용압력에서 순수 투과 flux가 항상 높음을 확인할 수 있었다. 실험 범위 내에서 GUF 3040(U)모듈의 경우 가장 낮은 적용압력의 순수 투과 flux에 비해 가장 높은 압력에서의 순수 투과 flux가 약 30%가 높은 것으로 나타났으며, GUF 2050-0950모듈의 경우는 약 12%, GUF 3050의 경우는 약 40%로 나타났다. GUF 3040(U)의 경우, 공급액의 온도(15℃, 25℃, 35℃)에 따른 투과 flux는

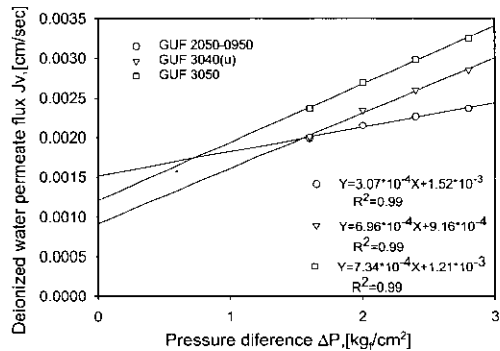


Fig. 4. Deionized water permeate flux versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type modules at 25℃.

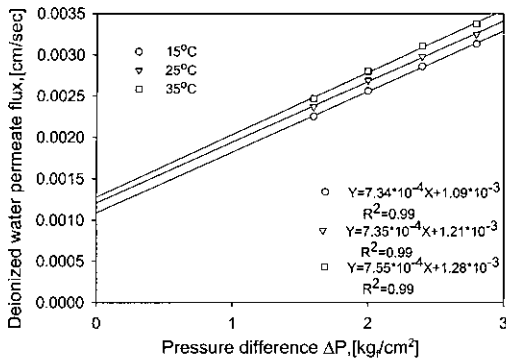


Fig. 5. Deionized water permeate flux versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type module (GUF 3040(u)).

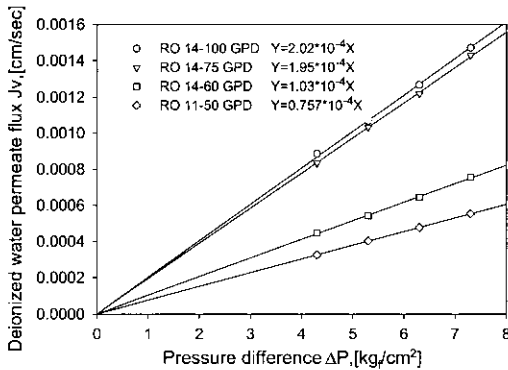


Fig. 6. Deionized water flux versus pressure difference for reverse osmosis spiral wound type modules at 25°C.

온도가 높아질수록 증가하는 것으로 나타났으며 공급액의 온도가 10°C 증가할 때마다 투과 flux는 약 4~5% 증가함을 볼 수 있다(Fig. 5).

3.1.2. 역삼투막의 순수 투과 Flux

Deionized water를 역삼투 나권형 모듈들에 적용하였을 경우 적용압력이 증가함에 따라 5가지 나권형 모듈의 순수 투과 flux는 선형적으로 증가하였으며, 이로부터 평판막들의 상태가 구멍이나 누수가 없는 실험 가능한 상태를 확인할 수 있었다(Fig. 6). 실험 범위 내에서 RO 14-100모듈의 경우 가장 낮은 적용 압력의 순수 투과 flux에 비해 가장 높은 압력에서의 순수 투과 flux가 약 41%가 높은 것으로 나타났으며 RO 14-75는 39%를 나타내었다. 실험 범위 내에서 RO 11-60GPD 모듈의 경우 가장 높은 압력에

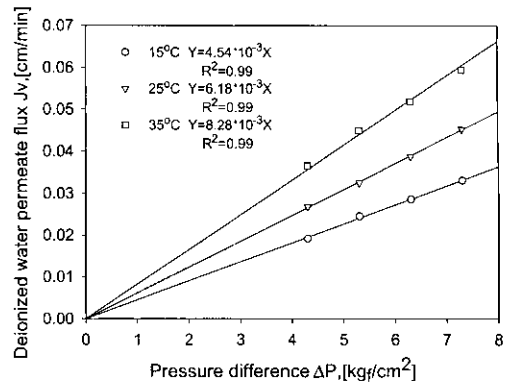


Fig. 7. Deionized water flux versus pressure difference for reverse osmosis spiral wound type modules(RO 11-60GPD).

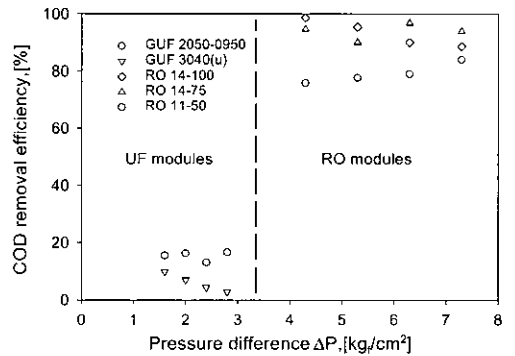


Fig. 8. COD removal efficiency versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber and reverse osmosis spiral wound type modules.

서의 순수 투과 flux는 가장 낮은 적용 압력의 순수 투과 flux에 비해 15°C에서는 약 41%, 25°C에서는 40%, 35°C에서는 38% 높은 것으로 나타났다. 공급액의 온도에 따른 RO 11-60GPD 모듈에서의 투과 flux는 온도가 10°C 증가할 때마다 약 23~28% 증가하는 것으로 나타났다(Fig. 7).

3.2. COD

정유공장폐수의 2차 처리수를 환외여과 중공사형 모듈 set들에 적용하여 COD를 측정된 결과 환외여과 중공사형 막의 경우 약 3~20%의 제거효율을 나타내므로 COD의 제거효과는 거의 없는 것으로 나타났으며 투과액을 역삼투 나권형 모듈에 적용한 결과 제거효율은 67~91%의 제거 효율을 나타내었다(Fig. 8).

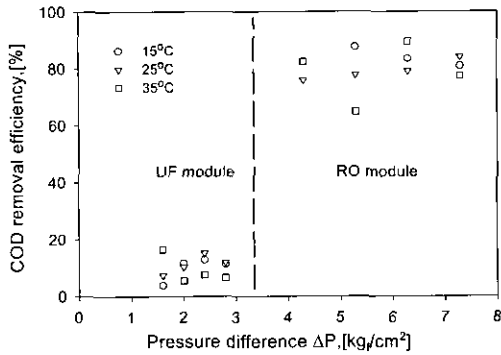


Fig. 9. COD removal efficiency versus pressure difference for module set V.

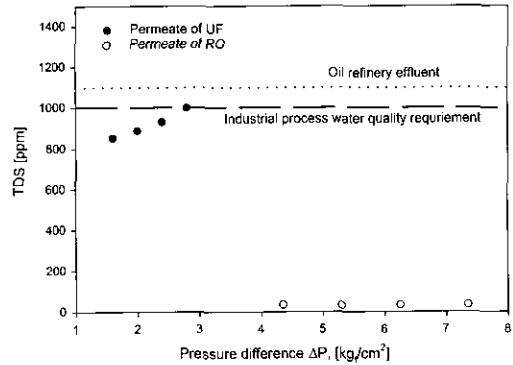


Fig. 11. Industrial process water quality requirement of TDS.

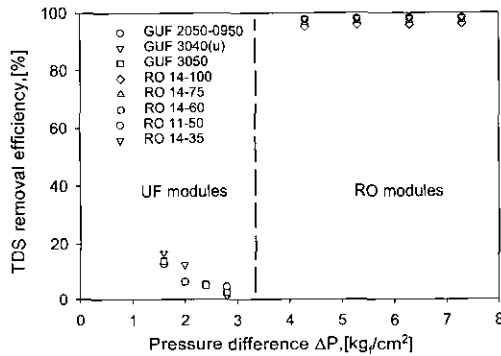


Fig. 10. TDS removal efficiency versus pressure difference for module sets.

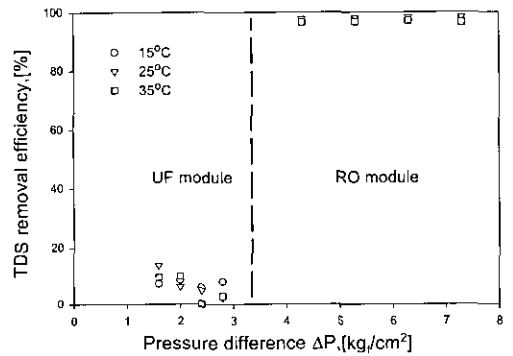


Fig. 12. TDS removal efficiency versus pressure difference for module set VI.

이로부터 한외여과막은 COD의 제거효율 면에서 큰 효과를 기대하기 어려운 것으로 나타났으며 역삼투막의 경우에는 우수한 성능을 나타내었다. 실험범위 내에서의 공급액의 온도와 압력의 변화는 투과액의 COD 제거효율에 큰 영향이 없는 것으로 나타났나(Fig. 9).

3.3. TDS

일정한 공급유량 하에서 각 module set를 구성하고 있는 한외여과 증공사형 모듈들에 적용한 결과 제거효율은 2~18%의 값을 나타내므로 한외여과 증공사형 모듈로 TDS를 제거하기 어려운 것으로 나타났다. 투과액을 역삼투 나권형 모듈에 적용한 결과 TDS의 제거 효율은 95~99%의 값을 나타내므로 역삼투막은 TDS의 제거에 효과적인 것으로 나타났으며, TDS의 공급용수 수질 요구도는 1,000 ppm으로 공업용수로의 재이용에도 적합한 것으로 나타났다(Fig. 10, 11). 각기 다른 적용압력과 온도에 있어서 제거효율은 역삼투 나권형 모듈에서는 큰 변화가 없는 것

로 나타났다(Fig. 12).

3.4. Turbidity

정유공장폐수의 2차 처리수를 일정한 공급용액유량 하에서 한외여과 증공사형 모듈들에 적용하였을 경우 탁도의 제거 효율이 약 89~98% 범위내에 있으므로 탁도의 경우 거의 대부분이 한 외여과 막에서 제거됨을 알 수 있었다. 분획분자량이 30,000인 GUF 3050이 분획분자량 50,000인 GUF 3040(u), GUF 2050-0950보다 탁도의 제거효율이 높게 나타났으며, 같은 분획분자량을 가진 두 모듈 GUF 3040(u), GUF 2050-0950에서는 막 면적이 넓은 GUF 3040(u)가 제거효율이 높게 나타났나(Fig. 13). 공급액의 온도와 압력의 변화에 따른 탁도의 제거효과는 큰 변화를 보이지 않는 것으로 나타났나(Fig. 14).

3.5. pH

pH는 Istek사의 pH meter(module : 735p)를 사용

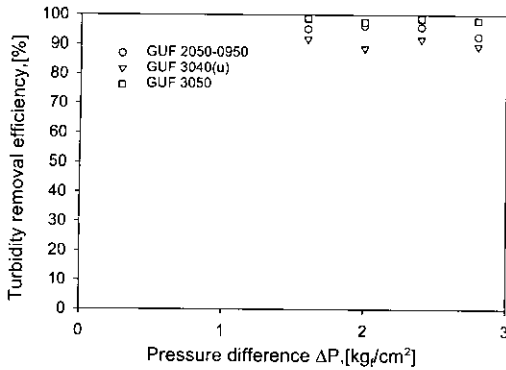


Fig. 13. Turbidity removal efficiency versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type modules.

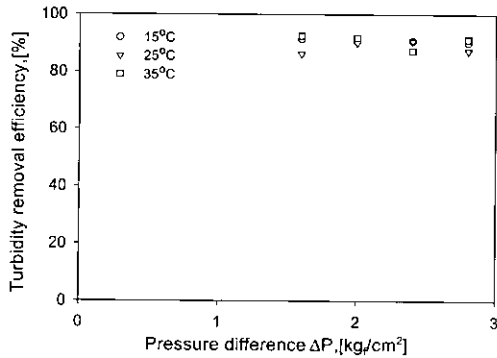


Fig. 14. Turbidity removal efficiency versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type module(GUF 2050-0950).

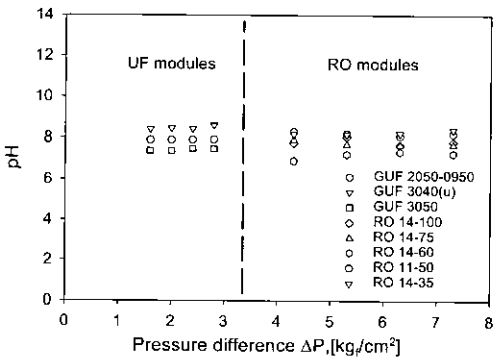


Fig. 15. pH Versus pressure difference for module sets.

하여 각 모듈 set들에 적용한 결과 한외여과 증공사형 모듈들과 역삼투 나권형 모듈들에 의해 처리된 처

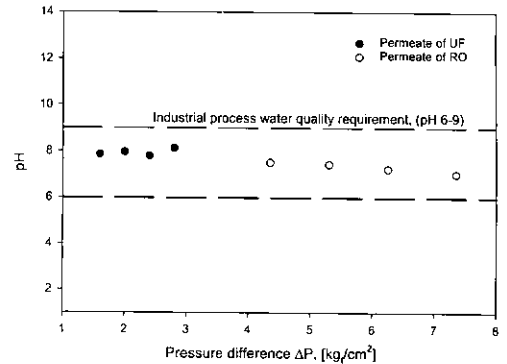


Fig. 16. Industrial process water quality requirement of pH.

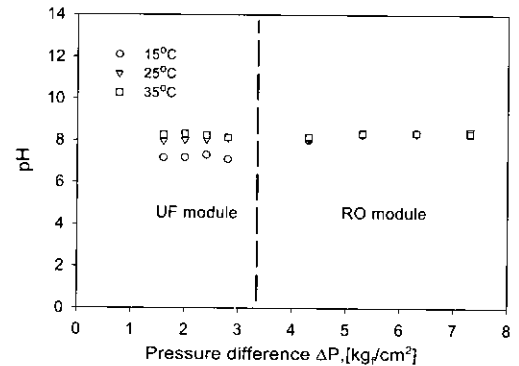


Fig. 17. pH Versus pressure difference for module set VII.

리수의 pH는 6.5~8.5 사이에 있음을 알 수 있었고, 이는 공업용수 수질요구도에 적합한 pH 범위(pH 6~9)임을 알 수 있었다(Fig. 15, 16). 공급액의 온도 및 압력변화가 pH에 미치는 영향은 거의 없는 것으로 나타났다(Fig. 17).

3.6. 총질소

정유공장폐수의 2차 처리수를 각 모듈 set들에 적용하여 총질소를 측정된 결과 한외여과 모듈들 에서는 약 2~22%의 제거 효율을 나타내었으므로 한외여과 증공사형 막들의 경우 총질소 제거 효과는 거의 없는 것으로 나타났다. 역삼투 나권형 모듈들에서는 80~93%의 제거 효율을 나타내었다(Fig. 18). 이러한 경향은 TDS의 제거에서와 같은 경향을 나타내는 것이다. 공급액의 온도와 압력의 변화가 총질소의 제거 효율에 큰 영향을 주지 못하는 것으로 나타났다(Fig. 19).

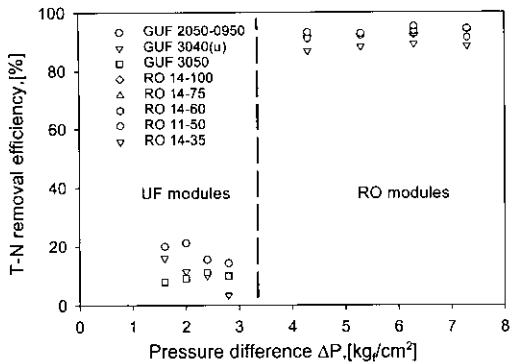


Fig. 18. T-N removal efficiency versus pressure difference for module sets.

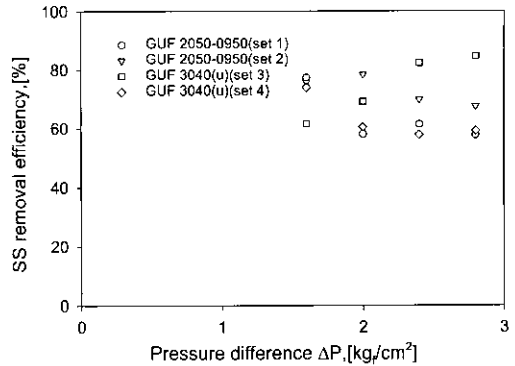


Fig. 20. SS removal efficiency versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type module composing module set I, II, III, IV.

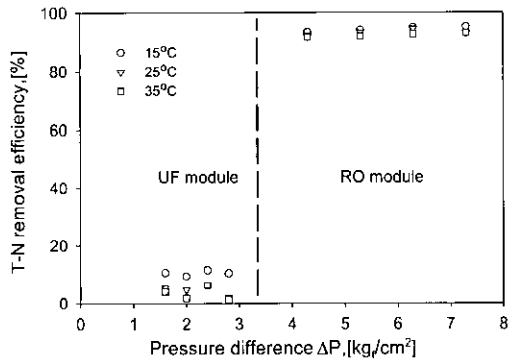


Fig. 19. T-N removal efficiency versus pressure difference for module set V.

3.7. SS

증류수로 세척한 GF/C여과지를 이용하여 정유공장 폐수의 2차 처리수를 일정한 공급용액 유량 하에서 모듈 set를 구성하고있는 한외여과 증공사형 모듈들에 적용하였을 경우 모듈set 2의 SS 제거 효율이 약 68~76% 범위내에 있음을 알 수 있었다. 전체적으로 약 30% 이상의 제거효율을 나타내었다(Fig. 20).

3.8. DO

용존 산소량을 측정한 결과 25°C에서 원수의 ppm이 담수의 기준 포화 용존산소량인 8.11 ppm을 넘는 8.29 ppm을 나타내고 있다. 한외여과 및 역삼투막의 투과액들은 전체적으로 8.20~9.56 ppm의 범위를 나타내고 있음을 알 수 있었다. 여기서 막분리 공정을 거치면서 용존산소의 변화는 거의 없는 것을 알 수 있었다. 포화용존산소량인 8.11 ppm을 넘는 값을 나타낸 이유는 1, 2차 처리과정의 폭기조에서 충분한

폭기가 되었고 본 실험장치에서 feed tank와 reservoir가 대기 중에 노출되어있고 fluid의 순환으로 공기가 녹아들었을 것으로 사료된다.

3.9. 폐수 투과 Flux

3.9.1. 한외여과의 투과 Flux

정유공장폐수의 2차 처리수를 한외여과 증공사형 모듈 set들에 적용하였을 경우 적용압력이 증가할수록 투과 flux는 선형적으로 증가하였으며, 실험 범위 내에서 한외여과막 모듈 GUF 3050은 가장 낮은 적용압력의 flux에 비해 가장 높은 적용압력에서의 flux가 약 40% 증가한 것으로 나타났다. GUF 2050-0950의 방류수 투과 flux는 순수 투과 flux에 비해 약 7~8% 감소하였고, GUF 3040(u)는 약 3~7% 감소하였다. 이는 폐수의 농도 분극과 막 오염에 기인한 결과로 해석된다(Fig. 21). GUF 3040(U)의 경우 공급액의 온도(15°C, 25°C, 35°C)에 따른 투과 flux는 온도가 높아질수록 증가하는 것으로 나타났으며 공급액의 온도가 10°C 증가할 때마다 투과 flux는 약 4~5% 증가하였다(Fig. 22).

3.9.2. 역삼투막의 투과 Flux

정유공장폐수의 2차 처리수를 한외 여과 증공사형 모듈들에 적용하여 얻은 투과액을 공급액으로 하여 module set들을 구성하고 있는 역삼투 모듈들에 적용하였을 경우, 일정한 공급 용액 유량 하에서, 적용압력이 증가함에 따라서 투과 flux는 선형 비례하는 것으로 나타났다. 모듈 set 1, 3, 4, 5의 투과 flux는 순수 투과 flux에 비해 각각 약 16%, 21%, 17%, 7%

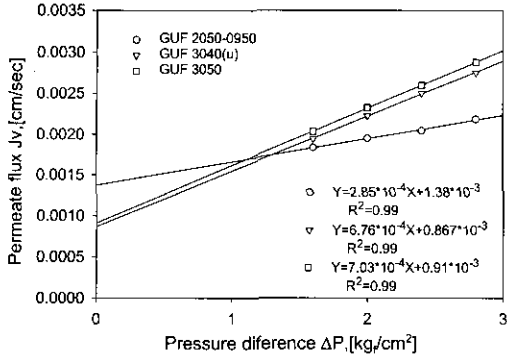


Fig. 21. Permeate flux versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type modules at 25°C.

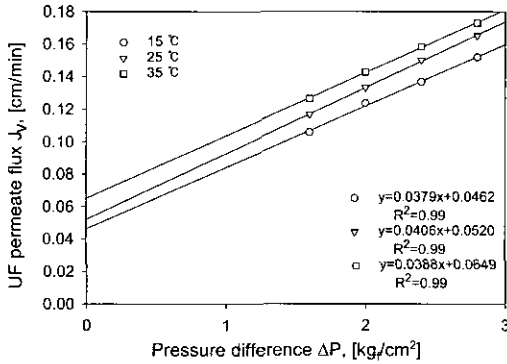


Fig. 22. Permeate flux versus pressure difference for ultrafiltration hollow fiber type module(GUF 3040(u)).

감소함을 알 수 있었다(Fig. 23). 가장 낮은 공급액 온도에 비해 가장 높은 온도에서 공급액의 투과 flux 가 약 40%가 증가하는 것으로 나타났다. 다른 역삼투 모듈들도 약간의 차이는 있으나 거의 비슷한 경향을 보이고 있다(Fig. 24).

4. 결론

정유공장폐수의 2차 처리수를 한외여과 증공사형 모듈과 역삼투 나권형 모듈의 조합으로 이루어진 모듈 set들에 적용한 결과 탁도와 SS는 한외여과 막만으로도 효과적으로 제거할 수 있고, COD, 총질소, TDS 등의 제거에는 역삼투 막이 필요함을 확인할 수 있었다. pH 및 DO는 공정중 변화가 거의 없고, 수질 요구도에 적합한 값을 보였다. 한외여과 및 역삼투막의 적용압력이 증가할수록 투과 flux는 증가하였으나

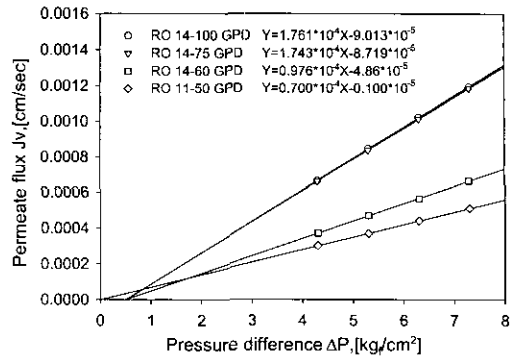


Fig. 23. Permeate flux versus pressure difference for reverse osmosis spiral wound type modules at 25°C.

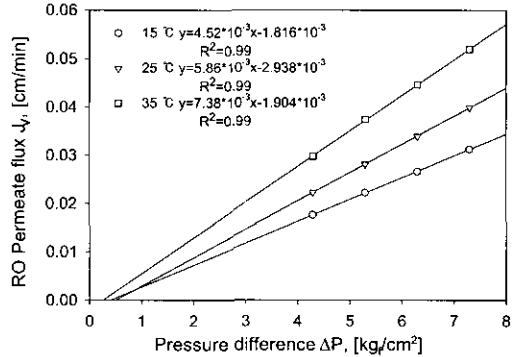


Fig. 24. Permeate flux versus pressure difference for reverse osmosis spiral wound type module(RO 11-60GPD).

COD, 탁도, 총질소, TDS, SS 등의 제거 효율에는 두드러진 변화를 보이지 않고 있으며, 조작변수가 공급용액의 온도일 경우에도 온도가 높을수록 투과 flux량은 증가하나, 탁도, COD, 총질소, SS의 제거 효율 및 pH등에는 두드러진 변화를 보이지 않았다. 한외여과막에서 분획분자량이 작을수록 탁도의 제거효율이 증가하는 것으로 나타났다. 이상과 같은 실험결과로부터 실험에 사용된 모듈 set들은 고도처리뿐만 아니라 공업용수로의 재활용 용도로도 사용 가능함을 알 수 있었다.

참고 문헌

1. W. J. Conlon, C. D. Hornburg, B. M. Watson, and C. A. Kedfer, *Desalination*, 78, 157 (1990).

2. J. S. Taylor, A. Mulford, S. J. Duranceau, and W. M. Barrent, *J. AWWA*, **81**(11), 52 (1989).
3. J. S. Hwang, B. I. Sang, J. K. Yoo, K. H. Lee, B. R. Min, and B. S. Kim, *Membrane J.*, **4**(4), 213 (1994).
4. 환경과학총서-9, "산업폐수처리공학", 17 (1996).
5. 조봉연, "막여과 이론과 실제", 228 (1999).
6. Z. Amjad, "Reverse Osmosis," Van Nostrand Reinhold, NY, 16 (1993).
7. R. D. Noble and S. A. Stern, "Membrane Separations Technology," Elsevier Science B. V., 113 (1995).
8. K. Scott, "Handbook of Industrial Membranes," Elsevier Sci. Publishers, 575 (1995).
9. J. Crook, D. A. Okun, and A. B. Pincince, "Water Reuse," Camp Dresser & Mckee, Inc., 35 (1994)
10. G. Tchobanoglous and F. L. Burton, "Wastewater Engineering : Treatment, Disposal and Reuse," 3rd Ed., Metcalf and Eddy Inc., 1100 (1991).
11. G. M. Dykes and W. J. Conlon, *J. AWWA*, **81**(11), 43 (1989).
12. Y. Osada and T. Nakagawa, "Membrane Science and Technology," Marcel Dekker, Inc., 333 (1992).
13. R. Rautenbach and R. Albrecht, "Membrane Proccsses," John Wiley & Sons Ltd., 201 (1989).
14. M. Mulder, "Basic Principles of Membrane Technology," Kluwer Academic Publishers, 198 (1996).
15. B. S. Parekh, "Reverse Osmosis Technology," Marcel Dekker, Inc., 185 (1988).
16. T. D. Brock, "Membrane Filtration," Springer-Verlag, 282 (1983).
17. T. M. Missimer, "Water Supply Development for Membrane Water Treatment Facilities," Lewis Publishers, 11 (1994).
18. J. G. Crespo and K. W. Böddeker, "Membrane Processes in Separation and Purification," Kluwer Academic Publishers, 263 (1994).
19. A. T. Jackson, "Process Engineering in Biotechnology," Prentice-Hall, 94 (1991).
20. S. S. Adham, V. L. Snocoyink, M. M. Clark, and J. L. Bersillon, *J. AWWA*, **83**(12), 81-91 (1991).