

## 5. 전력사업에서의 막분리공정 이용 현황

(박광규 과장, 한전기술연구원)

# 1. 서 론

우리나라는 산업의 지속적인 발달로 用水需要는 점차 증가하고 있으나 용수원의 한정과 수질오염에 따라 가용용수가 감소하는 추세에 있다. 이러한 문제는 전력사업에도 예외없이 밀려와 최근의 전력수요 증가와 아울러 당면한 과제로 직면하고 있다.

海岸에 위치한 발전소의 발전용수는 가용 용수원의 부족 및 지역적 편중으로 원거리 취수가 불가피하여 막대한 발전용수 공사비 소요가 예상되고 있다. 기존의 용수원도 주변환경 오염등으로 점차 악화되어 지금까지 주로 적용하여온 이온교환수지 이용기술에 한계가 오고 있다.

현재 우리나라에 발전단지중 서울, 인천의 수도권 지역과 낙동강을 용수원으로 하는 영남 지역 등에서는 유기물 및 용존염류의 증가로 기존의 이온교환 수지탑의 채수량이 설계치보다 감소되었고 재생제 사용량도 증가하는 실정이다. 또한 '93년부터 운전되고 있는 초임계압 보일러의 등장으로 보다 양질의 고순수를 요구하고 있어 현재 주로 운전되고 있는 아임계압 보일러의 수질기준치(0.2 $\mu$ s/cm 이하) 보다 좀 더 엄격한 기준을 요구하고 있다. 이온교환법 (IX) 으로는 완전히 제거되지 않는 유기물은 계통수의 전기전도도 상승, 이온교환수지의 열화, 수질감시기의 편차 유발 및 터빈에서의 스케일 생성등의 장애를 유발하고 있다. 이러한 현상은 '85년도에 평택화력에 서도 문제가 발생되어 용수원을 변경한 사례가 있다.

이러한 문제를 해결하기 위하여 크게 3가지의 방향으로 검토하고 있다.

- 1) 기존 용수 생산설비의 보강을 위하여 이온교환수지탑 전단에 역삼투막 장치를 Interface 시키는 RO + IX 공정의 채택
- 2) 대부분의 발전단지가 해안에 인접되어 있고 영흥도와 같은 도서지방도 전원 개발지로 고려 중에 있어 비교적 용수원의 제약을 받지 않는 해수 담수화의 검토
- 3) 신규발전소 용수 생산설비는 신기술의 개발동향에 맞는 새로운 막분리 기술의 도입으로 경제적으로 고순수를 얻고져 함.

따라서 본고에서는 공업용수 생산 기술변화 추이와 고순수의 발전용수를 생산하기 위한 공정개발 시험결과를 기술하고 아울러 발전소 수처리 방법의 종류별 장, 단점을 간략히 소개하고자 한다.

## 2. 공업용수 생산기술 변화

水の 脫Ion 기술발전은 1850 - 1855년에 영국의 Thompson이 발견한 토양의 Ion 교환현상에 의해 개시되었다. 이 연구는 Thomson 의 친구인 Way에 의해 계속되어 황산 알루미늄과 규산나트륨에서 Alumina Silicate gel을 처음으로 만들었으며 이것이 인류가 만든 최초의 합성 Ion 교환체로 알려지고 있다.

그후 약 80년이 지난 1935년에는 영국의 Adames와 Holmes에 의해 최초로 합성수지를 모체로 하는 Ion 교환수지가 만들어졌고 이것이 52년을 지난 지금에 이르기까지도 탈Ion 기술의 중심으로 되어 있다. 이 Ion 교환수지는 1940년경 독일에서 처음으로 공업적으로 생산되었으며 또 이어 미국에서도 공업생산이 되었다.

그후 Ion 교환수지는 세계각국에서 경쟁적으로 제조가 시작되어지고, 현재 세계의 탈 Ion 기술의 중요한 지주로 되어있다. 2차 세계대전까지의 Ion 교환수지는 phenol 수지계나 Amine 수지등 縮合形의 구식의 것이었지만 Styrene계 Ion 교환수지가 1945년경에 개발되어 미국의 Rohm & hass Co. 와 Dow Chemical Co. 에서 공업적으로 제조를 하게 됨으로 그이후 42년간 현재 가장 많이 이용되어지고 있는 Styrene 계 Ion 교환수지의 전성시대를 맞이 하였다. 특히 1948년에 미국의 Rohm & hass Co. 에서 처음으로 제조되어진 Styrene 계의 강염기성 음 Ion 교환수지는 규산이나 炭素같은 弱酸도 Ion 교환吸着하는 성질을 가졌기 때문 이제까지의 탈염수에 대신해 순수제조가 처음으로 가능하게 되었다. 이것은 탈 Ion 기술발전의 역사상 획기적인 것이었다.

이어서 混床式 脫 Ion 기술의 개발이 Rohm & hass Co. 에서 이루어져 이 기술은 오늘날 화력발전이나 원자력발전 및 전자공업, 학술연구에 있어 고순도순수나 초순수 제조의 중심적 기술로 되어있다. Ion 교환수지는 그후 Ion 교환막으로 형태를 바꾸어 1951년에 최초로 Ion 교환막의 공업제품이 세상에 출현하고 1954년에는 그 이온교환막을 이용한 水の 탈 Ion 용 電氣透析裝置가 실용화 되어지게 되었다. 이 Ion 교환막의 개발과 실용화에 고조되어 막에 의한 수의 탈 Ion 기술의 연구가 급속히 행하지게 되고 1960년에 실용적 성질을 가진 逆浸透膜이 최초로 출현했고, 이것은 미국 캘리포니아 대학의 Loeb 교수의 업적으로 水の 탈Ion 기술을 더욱 진보시킨 점에서 극히 중요하다.

이 연구는 限外濾過膜의 연구로 발전하여 1961년에는 미국의 Michaels에 의해 여러종의 분자량

分劃性能을 보유한 限外濾過膜이 최초로 등장했다.

이 逆浸透膜과 限外濾過膜의 출현은 금일 해수의 담수화나 역수제조장치의 전처리로서의 전탈염 및 전자공업등에서 이용하는 조순수제조를 처음으로 가능하게 한 점에서 획기적인 것이라고 말할 수가 있다.

이처럼 水의 脫 Ion 기술의 진보는 10년에 한번 획기적인 발전이 이루어져 왔다.

즉 1940년대의 Ion 교환수지의 발전, 1950년대의 Ion 교환막의 개발, 1960년대의 逆浸透膜과 限外濾過膜의 개발, 1970년대에 이르러 이들의 탈 Ion 기술이 더욱 진보발달을 하고 이들의 기술을 조합시키거나 관련기술이 개발되어져 오늘날 새로운 水의 탈 Ion 기술의 기반이 확립되었다.

전력사업에 이온교환수지가 처음 사용된 것은 1950년 부터이다.

화력발전소의 evaporator에 대신하여 강산성 음 Ion 교환수지와 강염기성 음 Ion 교환수지를 사용한 2상식 대형순수제조장치 (190,000m<sup>3</sup>/年)가 처음으로 미국의 발전소에 설치되었다.

이후 이온교환수지 기술이 급속히 발전하여 최초의 Macro Reticular의 poly Styrene계 음 Ion 교환수지 (Amberlite XE-208, 현재의 IRA-904)가 Rohm & hass Co.에 의해 제조 시판되었다.

이 음 Ion 교환수지는 平均孔徑 A° 을 가지고 표면적은 63m<sup>2</sup>/g 이고 통상의 gel형 음 Ion 교환수지에 비하여 고분자유기물에 대한 吸·脫着性이 우수한 것이다. 그후 1963년에 일련의 Macro Reticular 구조의 Ion 교환수지로 약염기성의 Amberlite IRA-93, I형강염기성의 Amberlite IRA-900, II형 강염기성의 Amberlite IRA-911의 제조를 하였다.

세계의 Ion 교환수지의 Maker 수는 14개국 20사에 달했으며, Ion 교환수지의 연간수요량은 약 50,000m<sup>3</sup>으로 추정되었다. 미국의 A.S.Michaels 가 각종의 분자량 분획성을 가진 限外濾過膜의 개발에 성공했다.

1963년에 일본의 Organo Co. 가 複床式의 이동상형 연속 Ion 교환순수 제조장치를 개시했다. 이 방식에 의해 사용하는 Ion 교환수지량과 재생제량 및 설치면적이 통상의 순수제조장치의 1/2로 감소했다. 그후 복상식에서 혼상식으로 개선되어 1966년에 이동상형혼상식 연속 Ion 교환순수 제조장치의 實裝置 (2,400m<sup>3</sup>/日)가 건설운전되었다.

우리의 전력사업에 있어서도 삼척화력 #2 건설시 강산성 음 Ion 교환수지인 Amberlite IR-120을 이용한 硬水化裝置가 설치되어 기존 화력발전소의 evaporator 만의 수처리시보다 기능을 보강하게 되었다.

Ion 교환 처리방식은 固定床式과 移動床式으로 大別된다. 이동상식은 고도성장시대에 채용되었고 Oil Shock 이후 저성장시대에 이르러 자원절약이 강조되면서 Ion 교환방식도 재생용 약제를 절감시키는 向流再生方式이 출현했다. 향류재생방식은 처리후의 순도의 향상과 재생용 약제의 사용량을 대폭으로 절감하기 위해 적용한다. 우리공사의 수처리 설비는 울산화력 #4, 5, 6, 인천화력 #3,4 가 향류재생방식(上向流 再生, 向流 通水)을 채용하고 있으며 기타 발전소는 병류재생방식(하향류 재생, 하향류 통수)을 채택하고 있으므로 효율면에서 뒤떨어지고 있다.

이에 각종 Ion 교환수 제조장치의 Ion 교환수지량, 재생약제 사용량등의 비교를 하므로써 장차 발전소 건설시 적정한 Ion 교환수 제조장치의 선정에 참고될 수 있을 것 같다.

표 2.1 각종 Ion 교환수 제조장치의 종합비교표

각 방식		병류재생식	향류재생식	재 생 제 회 수 형	특별재생제	Twin
항 목		(DF)	(UP)	Strata	Strata	Strata
전처리의 정도 (탁도)		0 - 5	0 - 1	0 - 2	0 - 1	0 - 5
재 생 제 량		대	중	소	소	소
재 생 시 간 (h)		3 - 4	2 (2.5)	2 (3)	2 (2.5)	2
재 생 폐 액 량		대	중	중	중	소
특별재생의 유무와 빈도		없 다	많 다	적 다	많 다	없 다
재생폐액의 중화		곤 란	보 통	용 이	용 이	용 이
운 전 조 작		용 이	보 통	약간복잡	약간복잡	용 이
처리수 수질 (min 치)	전기전도율(US/cm)	2 - 5	0.2-1.00	0.2-1.0	0.2-1.0	0.2-1.0
	SiO <sub>2</sub>	0.05-0.5	0.01-0.02	0.01-0.02	0.01-0.02	0.01-0.05
설 치 면 적		소	중	대	중	소
건 설 비		싸 다	소 통	약간높다	약간높다	보 통

\* ( )내의 재생시간은 특별 재생의 시간

複層床式 향류재생형의 장치는 재생용 약제비, 再生廢液의 중화용 약품비가 적고 Ion 교환수의 제조경비(재생용 약품비)는 종래의 병류재생형의 장치의 1/3 - 1/4로 되고 고순도의 처리수가 얻어짐을 알 수 있다.

통상 우리공사 발전소의 수처리는 응집침전, 여과, 흡착, Ion 교환의 Pattern 만을 고수하였으나, 최근 건설되는 발전소의 수처리장치의 조합예를 보면 原水의 수질에 따라 차이가 있으나 逆滲透壓法 (RO) 를 채용하여

- 原水中에 불순물의 침입을 방지하여 초순수제조장치의 滲水를 깨끗이 하고
- 원수의 약 1/10 정도의 Ion량으로 하므로서 後段 Ion 교환장치의 부하를 저감하고
- Ion 교환장치의 부하가 저감하기 때문에 Ion 교환수지량이 적게되고 재생폐액량이 감소하며
- 원수중의 유기물등 Ion 교환수지를 오염하는 물질을 제거하므로 용이하게 고순도의 처리수를 얻도록 하였다.

특히 유기물을 다량 함유한 원수를 사용하는 발전소의 경우 고려해야 할 사항이다.

이상에서 水의 脫 Ion 기술의 역사를 살펴 봄으로써 수처리의 과거와 현재 우리의 수처리 기술의 위치와 미래의 나아갈 길을 갈음할 수 있을것 같다.

탈 Ion 장치의 설비비, 운전비 및 유지비를 저감하는 것은 금후의 탈 Ion 기술의 중요한 과제이다. 따라서 우리는 Ion 교환수지의 실용용량의 향상과 劣化의 저감, 逆滲透 module의 사용압력의 감소와 유속의 증대 및 劣化低減, 정밀여과筒의 수명증대, 순수제조 System의 자동제어의 단순화와 감시 System의 개량이 필요하고 발전소의 수관리 System을 검토하여 최소량으로 하며, 폐수를 재이용하는 것에 의해 운전비를 감소시키며 각각의 기업 실정에 합당한 수처리 System을 채택, 개발하여야 할 것이다.

### 3. 양질의 발전용수 생산을 위한 RO + IEX 공정 확립

#### 3.1 시험개요

국내 산업활동의 증대와 국민의 생활수준 향상으로 전력수요는 날로 증가하고 있으며 이에따라 발전설비의 증설 및 신설이 불가피한 실정이다. 제한된 국토조건에 발전소 건설 부지확보의 어려움과 함께 발전 용수원의 확보가 시급한 당면문제로 대두되고 있다. 아울러 용수원의 부족과 함께 기존 용수원의 오염이 날로 심각하여 이에 대한 적절한 대처 기술이 시급하게 되었다.

현재까지 발전용 보일러에 적절한 수질의 보급수를 생산하기 위하여 이온교환 수지탑에 의존하고 있으며 이를 전력사업에 최초 도입한 것은 1963년인 삼척화력 #2호기로서 강산성 이온교환 수지인 Amberlite IR-120을 이용한 硬水 연화裝置로서 기존화력발전소의 Evaporator 만의 수처리의 기능을 크게 보강한 것이었다. 이후 '93년도 현재까지 26개 발전소에 약 73기의 이온교환수지 순수생산 장치가 운용되고 있다.

최근 서울, 인천, 울산화력발전소 등에서 원수의 유기물 농도와 용존 염류등의 증가로 순수제조 장치인 이온교환수지 장치의 채수량이 설계치에 미달되고 재생제의 사용량이 증가하고 있다. 또한 발전설비가 대용량화 되고 초임계압 보일러 ( $225\text{Kg}/\text{Cm}^2$ ,  $541\text{ }^\circ\text{C}$ )가 표준모델로 채택됨에 따라 보다 고순수의 수질을 요구하고 있다. 현재의 아임계압 보일러에서도 기존의 이온교환수지탑만으로는 완전히 제거되지 않은 유기물 등이 보일러 계통내로 유입되어 터빈동에 제반 장애를 유발한 경험도 갖게 되었다. 따라서 본 과제에서는 용수원 수질이 악화됨에도 고순수의 발전용수를 안정적으로 공급하고자 기존 이온교환수지탑 전단에 역삼투막 장치를 연결 운용하는 기술을 평가하고 이의 경제성을 일일 생산량 2000톤을 기준으로 원수 수질의 총고형물(TDS) 75mg/l, 150mg/l, 300mg/l 별로 구분하여 평가하였다. 아울러 공정별 생산수의 순도 시험도 실시하여 수질도 비교하였다.

### 3.2 이동식 역삼투막 장치를 이용한 RO + IEX 공정시험

기존 공정도는 그림 1과 같으며 순수제조 장치(a)와 이에 역삼투막 장치를 연결한 장치(b)로 구성하였다. 울산화력 기존의 응집침전조와 중력식 여과탑을 거쳐 여과수 저장조에 저장되고 이 여과수를 이동식 역삼투막장치로 처리한 후 기존의 활성탄 여과탑으로 보내지고 이어 이온교환수지탑으로 처리하는 공정이다. 역삼투막 장치의 설계조건과 Membrane 사양은 표 3.2와 같고 경제성 검토를 위한 원가 검토기준은 표 3.3과 같다.

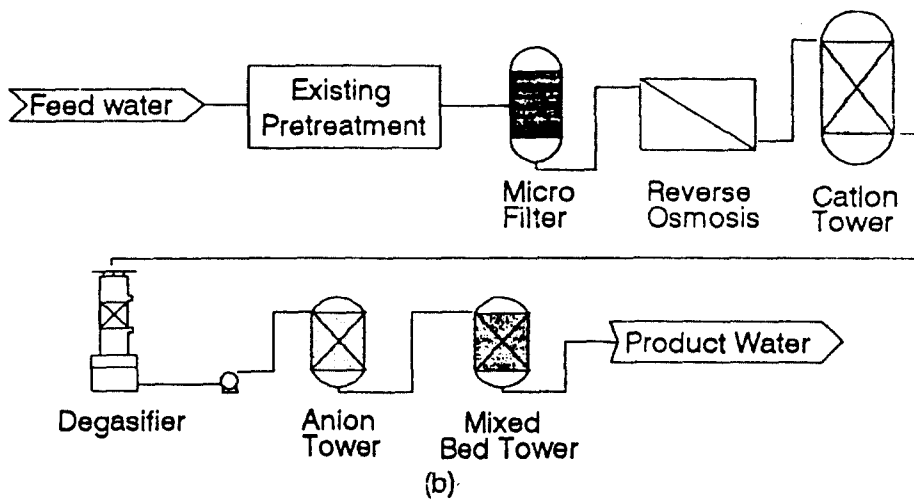
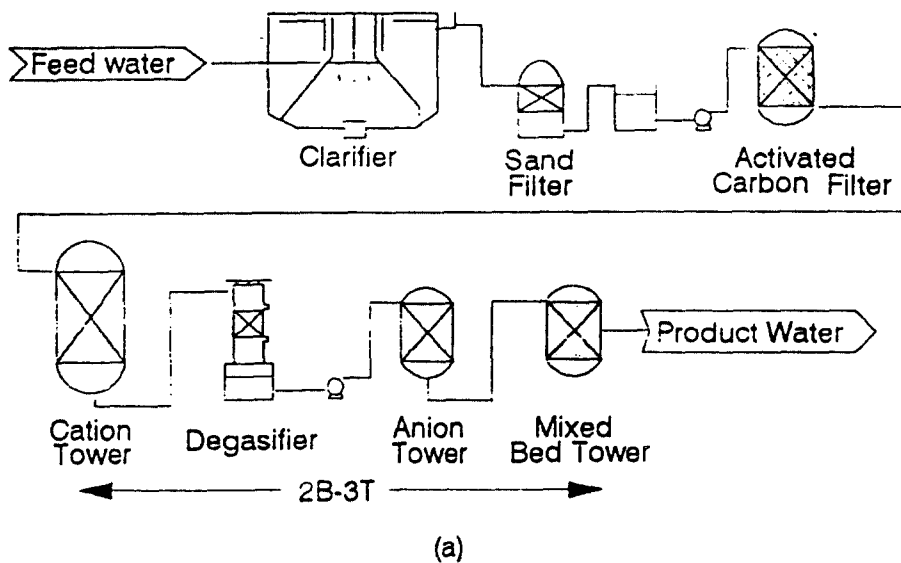


Fig 1 Schematic diagram of demineralized plant  
 (a) Existing Ion Exchange System  
 (b) Plant after RO retrofit



표 3.1 울산화력발전소 순수처리 장치 일반 현황

항 목		단 위	규 격	비 고	
발전 용 량		MW	1800	총용량(6)	
순수생산 CHAIN 수		기	6		
처 리 용 량		톤/시간	60		
생산채수량 (설계치)		톤/사이클	1360		
양 이 온 수 지	충진제 종류 및 충전량	L	SK-1B (3300)		
	보충량 (년)	%	5		
	재생제 종류 및 충전량	Kg	8% Hcl, 620(35%)		
음 이 온 수 지	충진제 종류 및 충전량	L	Lewatite M-504WS, 6600		
	보충율 (년)	%	10		
	재생제 종류 및 사용량	Kg	4% NaOH, 520(45%)		
혼 상 탑	생산 채수량 (설계치)	톤/사이클	10,420		
	충진제 종류 및 충진량	양이온	L	SK-1B (850)	
		음이온	"	Lewatite M-504WS, 850	

표 3.2 역삼투막장치의 설계요건과 Membrane 사양

구 분		염 수 용 R/O		비 고
		Feed	Product	
Flow rate (M <sup>3</sup> /Hr)		20.0	15.0	
Recovery ratio (%)		75		
TDS (mg/l)		200	10	
SDI		5	-	
Membrane	제 작 사	UOP Fluid System		
	Type	Spiral wound TFC		
	재 질	Polyamide		
	규격 (수량)	φ 8" X 40"L (18Ea)		
	Array	2:1 (Brine stage)		

표 3.3 원가 검토 기준

가. 원수 수질 (PPM as TDS)

구 분	구 성	TDS	온 도	PH
기 준 1	Ca 35.8      HCO <sub>3</sub> 32.7 Mg 26.7      SO <sub>4</sub> 18 Na 12.3      Cl 24 SiO <sub>2</sub> 5.8      NO <sub>3</sub> 0.1	74.8	20℃	7.1
기 준 2	기 준 1 X 2	150	"	7.1
기 준 3	기 준 1 X 3	300	"	7.1

나. 적용단가

순서	항 목	내 역	비 고
1	동 력 비	₩ 30/KWH	
2	가성소다 (as 45% soln)	₩ 246/Kg	
3	염 산 (as 35% soln)	₩ 55/Kg	
4	ALUM (주 응집제)	₩ 180/Kg	
5	AID (응집 보조제)	₩ 374/Kg	

### 3.3 장치 구성

역삼투막 장치의 구성은 본래 전처리 장치 - 정밀필터 - 고압펌프 - 역삼투막 모듈 - 후처리 장치로 구성되며 그밖에 막세정 장치, 제어장치 및 각종 수질 계측 장치등으로 구성되어 있다. 이동식 역삼투막 장치의 개략도는 그림 2와 같다. 이설비 중에서 전처리 장치는 이동식 역삼투막 장치의 것을 이용하지 않고 울산화력 순수생산 설비의 전처리를 그대로 사용하였다. 또한 울산 화력의 용수원인 낙동강 원수 만을 처리하여 시험하였기 때문에 담수용 역삼투막장치(#2RO)만을 사용하고 해수용 역삼투막 장치 (#1RO)는 사용하지 않았다. 각 부위별 상세한 설비사양은 다음과 같다.

#### 1) 여과수 이송 펌프

- 형식 : centrifugal

- 유량 : 30m<sup>3</sup>/Hr
- 재질 : SUS 316
- 모터 : 10HP X 440V X 60Hz X 3φ

## 2) 정밀 여과탑

- 수량 : 1 set
- 유량 : 22m<sup>3</sup>/Hr
- 크기 : 350φ X 1200H
- 재질 : SUS 316
- Cartridge : 5μm X 30" X 10ea
- Cartridge 재질 : Polypropylene

## 3) 담수 탈염용 RO 장치 (Reverse Osmosis Unit for Brackish Desalination)

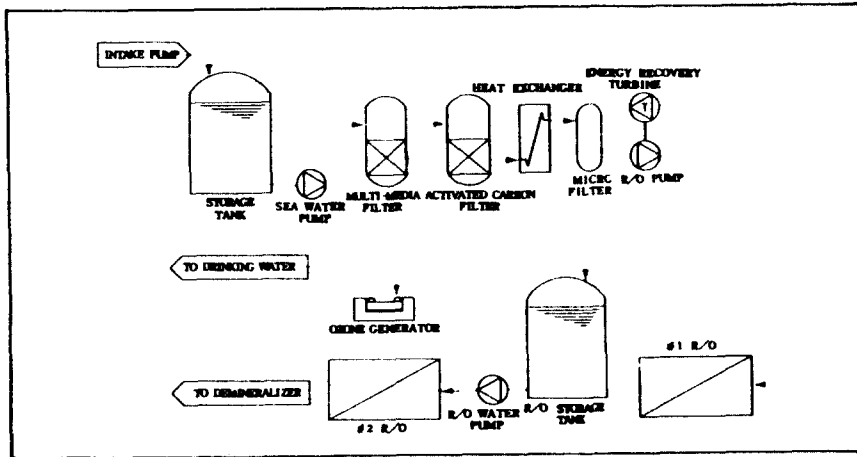
- 운전압력 : 최고 24Kg/Cm<sup>2</sup> , 25℃  
실 운전시 15Kg/Cm<sup>2</sup> , 25℃
- 취수온도 : 설계치 20℃
- 취수용량 : 20m<sup>3</sup>/Hr
- 처리수 유량 : 10m<sup>3</sup>/Hr
- 농축수 유량 : 5m<sup>3</sup>/Hr
- 염수용 Membrane
  - 수량 : 18ea (3 vessel X 6 elements = 18)
  - 형태 : TFC Spiral Wound Type
  - 막재질 : Poly Amide
  - 크기 : 8" φ X 40" L
  - 염분 추출율 : 98.0% 이상
  - 제작사 : UOP Membrane Co.

## 4) 박투막 세정 장치

- 세정액 저장 탱크 용량 : 3m<sup>3</sup>
- 세정 펌프 : 용량 56톤/시간

○ 세정용 정밀 필터 : 5 $\mu$ m X 30" X 30ea

그림 2) 이동식 역삼투막 장치의 개략도



### 3.4 결과 및 고찰

발전 용수원의 수질이 갈수록 악화되고 있는 실정으로 특히 동절기나 갈수기 때 반복적으로 오염물의 농도가 증가되어 순수제조설비의 오염도를 증가시키고 있다. 기존 이온교환 수지탑으로는 유기물의 제거능력에 한계가 있어 그대로 순수 제조설비를 통과한 유기물 또는 미생물로 추정되는 물질의 함량이 증가됨으로 인하여 보일러 계통내 응축수의 전기전도도가 기준치 이상으로 상승하는 현상을 겪은 바 있다. 한 예로 '80년도 중반에 아산호를 용수원으로 사용한 평택화력에 서 직접 경험한 바 있어 불가피 하게 지하수로 용수원을 변경하였으나 지하수 역시 이온염류 농도는 증가추세에 있다.

본 시험이 수행한 울산화력발전소에서는 이러한 현상까지는 나타나지 않았으나 '87. 11 낙동강 하구언이 준공되어 염분 농도의 증가는 줄었음에도 생활 오수와 산업 폐수의 영향으로 유기물 농도가 증가되는 추세이고 이온 염류도 증가하고 있다. 지난해 갈수기에는 전기 전도도가 약 400  $\mu$ S/Cm (설계치 200)로서 채수량이 820톤/Cycle ('92.12)이 되어 설계치 1340톤/Cycle에 크게 미달되었다.

그러나 기존의 2Bed-3Tower (Cation Tower, Anion Tower, Degasifier) 전단에 역삼투막 장치를 연결하여 시험 운전한 결과 기존 이온교환수지탑의 채수량 증가는 물론 생산수의 수질이 현격히

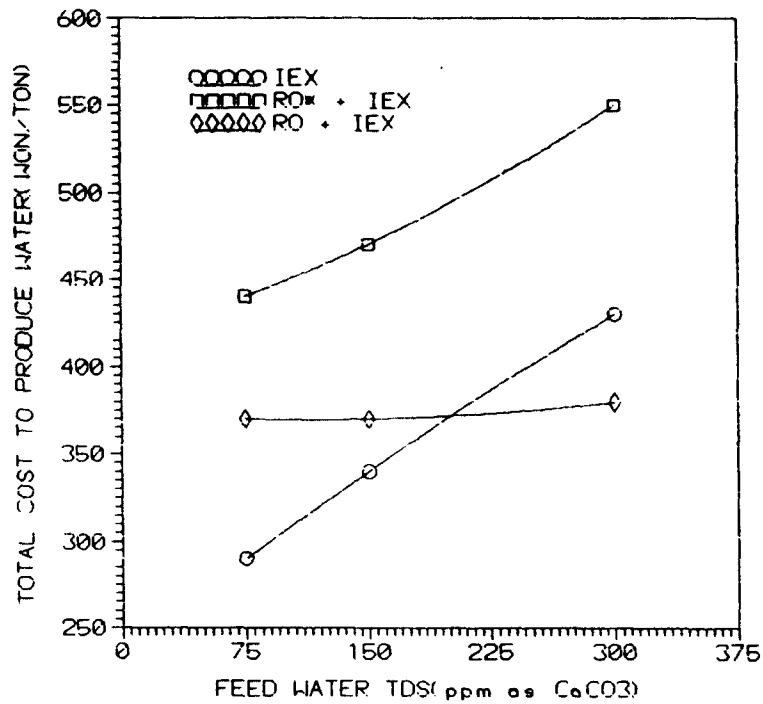


Fig. 3 The Economical Comparison of the Combination of RO/IEX on FEED WATER TDS(at Count-current Reg)  
 Cf, RO\* + IEX : Partial flow RO(25') + IEX  
 RO + IEX : Full flow RO(100') + IEX

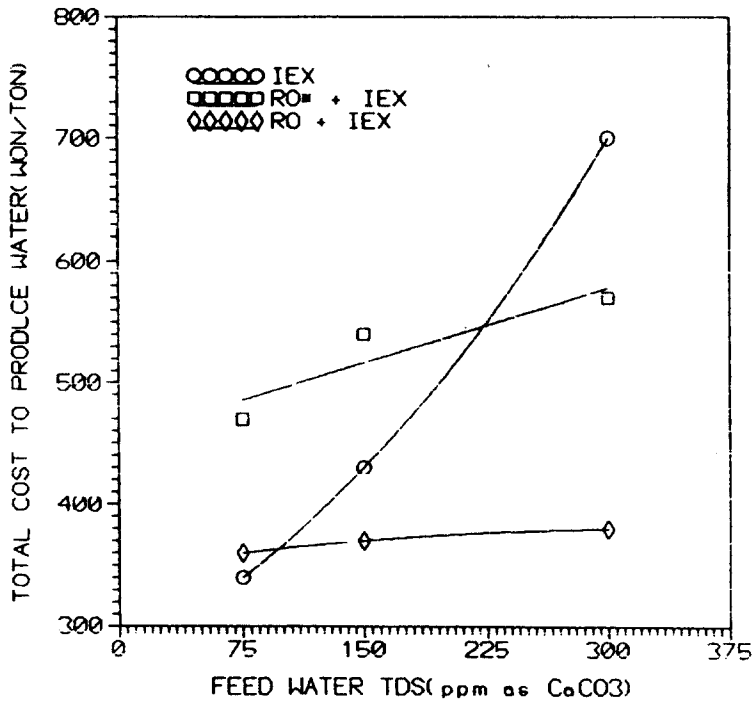


Fig. 4 The Economical Comparison of the Combination of RO/IEX on FEED WATER TDS(at Co-current Reg)  
 Cf, RO\* + IEX : Partial flow RO(25') + IEX  
 RO + IEX : Full flow RO(100') + IEX

향상됨을 볼 수 있다.

표 3.4 생산수의 수질비교

항 목	W/O R O	WITH R O
Anion 출구수 전도도 ( $\mu\text{s}/\text{cm}$ )	2.7 - 3.3	0.2 - 0.4
MBP "	0.1	0.08 - 0.1
MBP 출구수 총 박테리아(colony)	15	-

기존의 이온 교환 수지탑과 전단에 역삼투막 장치를 연결 운영시 경제성을 평가하기 위하여 순수 생산단가를 수질에 따라 비교 검토하였다. 그림 4는 울산화력 순수제조 설비에 RO를 연결하여 시험한 결과를 비교한 것으로 그림에서 보듯이 RO + IEX 공정은 수질의 변화에 크게 영향을 받지 않으나 IEX는 상당히 영향을 받고 있음을 알 수 있다. 기존 이온교환수지탑 유입수의 25%를 RO로 처리하는 RO부분 적용 공정과 RO 를 이온교환 수지탑 전단에 전량 처리하는 공정을 비교하였다. 그림 4에서 보듯이 RO 부분 적용 공정은 수질변화에 관계없이 경제성이 낮은 것으로 나타났다. 그러나 전량 RO로 처리한 공정은 TDS 약 200mg/ℓ가 분기점으로 나타났다. 이는 기존 이온교환수지탑의 재생횟수를 크게 줄이기 때문에 재생 약품비와 재생 폐액 처리비용이 절감되기 때문이다. 본 RO 장치를 연결 시험한 울산화력의 이온교환수지탑은 비교적 재생효율이 좋아 재생 약품비가 적게 소요되는 향류식 재생방식으로 경제성 측면에서 이온교환수지탑에 유리한 경우이다. 그러나 발전소의 기존 수처리 설비의 약 80% 이상을 차지하는 병류식 재생방식을 기준으로 검토한 결과를 보면 그림 5와 같으며 부분 RO 처리시는 역시 경제성이 낮아 수질이 TDS 225mg/ℓ로 크게 악화시만 경제성이 있으나 전량 RO 처리시는 TDS 약 110mg/ℓ 가 분기점으로 나타나 이수치는 국내발전소 용수원의 갈수기 수질보다 낮은 값으로 나타났다.

### 3.5 해수및 폐수처리 위한 역삼투막 장치의 평가시험 결과

기존의 이온교환수지탑의 보완을 위한 RO+IEX 공정의 확립시험에 대하여 평가하였고 해수 담수화 시험결과와 폐수처리 공정결과를 간략히 소개하고자 한다.

우리나라에는 현재 50여개 도리지방에 내연발전소가 있으며 이들 발전소의 냉각수 보급과 아울러 생활용수 확보를 위하여 해수와 담수화가 필요하다. 따라서 추자내역발전소를 기준으로 설치

시험한 결과는 다음과 같다.

용수원으로 봉천수에 의존하고 있는 추자내연 발전소의 냉각수와 생활용수 확보를 위해 용량 10m<sup>3</sup>/D, Brine stage의 RO System을 제작, 시험한 결과는 표3.5와 같았으며 경제성 평가에서는 갈수기 생활용수 구입비가 톤당 2,400원이었으므로 경제성이 있었다. 냉각수 수질 기준에 맞추기 위해서는 Product stage로 해야 할것으로 생각된다. 이들의 경제성 있는 평가 결과로 향후 한전은 도서 지방의 내연 발전소에 해수 담수화 장치의 확대 보급을 적극 검토하고 있다.

아울러 용수원 확보, 폐수 재이용 및 양질의 발전용수 생산을 위하여 용량 360톤/일 규모의 Pilot시험 장치를 제작하여 시험하였고 시험 결과는 표 3.6과 3.7과 같다. 경제성을 평가해 보면 현재 보령화력의 이온교환 장치에 의한 생산비가 2,131원/톤이었고, RO+IX공정을 채택하여 생산시 공급수의 수질이 TDS 1,000ppm에서 1,154원/톤, 5,000ppm 일때 1,944원/톤이었고, 6,000ppm일때 2,322원/톤 이었으므로 TDS 6,000ppm이하인 경우 염수를 이공정을 채택하여 처리시 경제성이 있을 것으로 생각된다.

표 3.5 R.O Plant 시험결과 (Brine stage)

항 목	시 료	해 수	R.O 생산수	음 료 수 수 질 기준
pH		8.2	7.5	5.8 - 8.5
염소이온 (mg/ℓ)		19,503	113	150 이하
황산이온 (mg/ℓ)		2,408	2.7	200 이하
중발잔유물 (mg/ℓ)		38,862	194	500 이하
납 [Pb] (mg/ℓ)		0.010	불 검 출	0.1 이하
대 장 균 균		9/50mℓ 당	불 검 출	불검출/50mℓ
제 거 율 (%)		99.3 이상		
생 산 비 (원/m <sup>3</sup> )		1,200 - 1,800		



표 3.6 M.R.O Plant 시험결과 (Product stage)

항 목	시 료	해 수	# 1 R/O	# 2 R/o
			생 산 수	생 산 수
pH		8.5	6.7	6.6
전 도 도 (us/Cm)		49,000	673	13
나트륨이온 (ppm)		9,800	110	2.1
염 소 이 온 (ppm)		18,500	121	3.0
제 거 율 (%)		-	99.8	97
회 수 율 (%)		-	28	80
생 산 비 (원/㎡)		-	1,451	2,653

\* 보령화력 순수생산단가 : 2,131 원/㎡

표 3.7 폐수처리 시험결과

폐수전도도 (us/Cm)	생 산 수 전 도 도 (us/Cm)	처 리 방 법	전 력 소 모 량 (KWH/㎡)
6,200	5	1,2 단 처리 (해수+염수용)	6.3
2,100	30	2 단만 처리 (염 수 용)	1.2

\* 해수처리시 전력소모량 : 10.8KWH/㎡

### 3.6 결 론

이상은 같이 기존 이온교환수지탑 (2B-3T, MBP)의 전단에 RO 장치를 연결 시험 운전한 결과 다음과 같은 결과를 얻을 수 있다. 기존 IEX 장치가 항류 재생방식일 경우 대략 TDS 200mg/ℓ가 경제 분기점으로 나타났고, 국내 발전소의 80%이상을 차지하는 병류 재생방식에서는 TDS 110mg/ℓ가 분기점으로 나타났다. 물론 처리수의 수질은 예상한 바와 같이 크게 향상 되었다.

더욱이 국내에서 발표된 RO+MBP의 분기점이 TDS 약 80mg/ℓ 발표되고 있어 발전소의 심야 전력을 이용하면 더욱 경제성이 있을 것으로 생각되어 신규 발전소 건설시 RO + MBP 의 공정을 깊이 있게 검토하여야 할 것이다.

## 4. 발전소 보일러 수처리 방법

### 4.1 수질관리의 목적

기력발전소에서의 復水, 給水, Boiler, 蒸氣 Turbine 등 각계통의 Scale, 부식 및 Carry-Over 등의 장애는 Plant의 구조, 온도, 압력 및 운전상황등에 따라 다르다. Plant의 구조가 복잡하고, 온도, 압력조건이 상승하면 복수, 급수 Boiler수 등의 수질성분과 그들의 농도가 특히 큰 영향을 주며 이들의 원인으로 Plant가 운전정지 되는 사고도 발생한다. 또 Plant 의 대응량화에 의해 그 영향은 극히 증대해진다. 따라서 Plant 신뢰성 유지, 향상을 위한 수질관리의 역할은 중요하므로 항상 세심한 주의를 해서 실시하는 것이 필요하다.

수질관리의 목적은 물 및 증기의 수질에 기인하는 Boiler-Turbine 계통, 그 외의 부속기기에서의 Scale이나 부식등의 장애를 미연에 방지하고 Plant의 운전효율을 향상 유지하는 것에 있다. 수질관리를 하는데는 우선 대상이 되는 복수, 급수계통 및 Boiler에 요구되는 물의 성상을 구체적으로 규정한 수질표준치와 수처리 방법을 설정하고, 다음에 이 표준치로 수질을 유지하기 위한 수질조절이 행해진다. 즉 각 계통에서 대표하는 시료를 채취해서 분석하고 그 결과가 수질표준치를 만족하고 있지 않을 경우는 표준치에 달하기 위해 필요한 수처리, 약품 투입량의 변경, Boiler

의 Blow 량 조절등의 처리를 하고 또 수질시험을 해서 표준치에 도달한 것을 확인한다. 표준치를 만족하고 있는 경우라도 그 수질을 유지하기 위해 필요한 수처리, 약품주입, Boiler Blow 등을 해야만 한다.

그러나 수처리만으로 해결되지 않는 부압계통에서의 산소의 누입, 복수기에서의 해수누설 등은 기계적 방법등으로 처리를 하고, Boiler나 그 외의 계통장해를 방지하지 않으면 안된다. 또, 통상 운전시 이외에 계통내에 물을 넣은 채로 休止하는 경우에는 그 수질불량에 의해 부식의 원인이 되고 있는 예도 많으므로 유지중의 수질관리도 중요하다.

#### 4.2 정상운전시의 수질기준 및 관리

보일러는 순환비에 따라 순환보일러와 관류보일러로 구분한다.

$$\text{순환비} = \frac{\text{증발관으로 유입된 수량}}{\text{증기발생량}}$$

순환비가 1.5 이하이면 관류 보일러이고 1.5를 초과하면 순환보일러로 규정하고 있다.

##### 1) 순환보일러

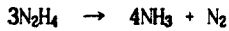
###### 가) 復水 \* 給水

復水 \* 給水에서는 주로 pH 조절과 용존산소 제거가 행해진다. 용존산소 제거는 脫氣器에 의한 기계적 수단외에 화학약품에 의한 탈산소를 하며 주로 하이드라진 (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>)이 사용된다.



Hydrazine은 일반적으로 복수 Pump 출구에 주입되며, 주입량은 급수계통에서 일정농도이상의 殘留 Hydrazine이 유지되는 양으로 한다. 또 복수계통과 급수계통의 Hydrazine 농도차가 극히 큰 경우는 계통수를 數個所 Sampling하고 용존산소 농도를 측정해서 공기의 유입량과 장소를 검지한다.

pH 조절에는 일반적으로 급수가열기관 재질이 鋼인 Plant에서는 암모니아와 Hydrazine을 함께 주입한다. 급수가열기관의 재질이 동합금 Plant에서는 Hydrazine 단독으로 사용되기도 하며 복수 Pump 출구나 탈기기 출구에 주입된다. 주입량은 급수계통에 설치하고 있는 전기전도율계와 급수유량에 의해 자동제어 된다. 또 잔류 하이드라진은 열분해해서 암모니아로 되므로 pH 상승 역할도 한다.



## 나) 보일러수

급수중의 불순물이나 수질조절약제중 용해고형 성분은 대부분이 Boiler에서 농축된다. 이들의 고형성분이 Carry-Over하여 과열기나 Turbine에 장애를 미치든가, Boiler 내부의 부식, Scale 생성을 조장하므로 이들을 방지하기 위해 Boiler를 Blow하고, Silica 등의 고형성분 농도를 일정치 이하로 유지한다.

磷酸鹽 처리의 경우만 Boiler에 약품을 주입한다. 사용약품은 인산나트륨이고, 특히 Boiler 가동시나 Blow 직후 인산 농도조절 이외에 pH 조절이 필요한 때는 인산나트륨을 사용한다. 인산 ion 농도조절시는 인산수소 나트륨을 사용하는 쪽이 좋다.

일반적으로 자동기에 의해 pH, 전기전도도, Silica는 측정되며, 인산 ion 농도, 전고형물 등은 일전 頻度로 분석되고 있다.

## 2) 貫流보일러

관류 Boiler에서는 Drum 이 없으므로, Boiler 의 Blow가 불가능하기 때문에 매우 고순도인 물이 요구된다. 특히, 復水器 冷却水 유입시나, Boiler 起動時에 나타나는 복수수질의 劣化 (Cl, Fe, Cu, Do 등의 농도증대)를 방지하지 않으면 안된다. 그 때문에 補給水 처리만이 아니라, 汽水 순환계통내에서도 복수처리 (일반적으로 여과장치와 탈염장치의 조합된 장치가 필요하다. 탈염장치에는 H型 [ R-H 와 R'-OH 型 수지의 혼상식) 과 NH<sub>4</sub> 型 (R-NH<sub>4</sub> 와 R'-OH型 수지의 혼상식)이 있다. 일반적으로 복수 탈염장치 출구에서 전기전도율이나 나트륨 ion을 자동 계측하고 있다. 복수 급수의 pH 제어에는 암모니아를 용존산소 제거에는 Hydrazine을 각각 복수탈염 장치 출구에 주입하고 있다.

또, 관류 Boiler에서는 급수의 성상이 Boiler내의 액상성 수질관내 면에서의 고형물부착 및 부식, 증기 순도에 직접적 영향을 미치므로 급수성상의 관리가 순환 Boiler에서의 급수 및 Boiler수의 성상관리에 상당하는 역할을 하게 되므로, 관류 Boiler의 수질기준에는 급수의 수질만을 규정하고 있다.

각 수질항목의 표준치를 표 4.1에 나타냈다.

표 4.1 관류 Boiler 급수 수질 (JISBS223)

구분	최고사용압력(kgf/cm)	150 이상 200 이하	200 이상인 것
항  목	pH (25℃)	8.5 - 9.2 <sup>(2)</sup>	9.00 0 9.5
	溶存酸素 (mgO/ℓ)	0.007 以下	0.007 以下
	全 鐵 (mgFe/ℓ)	0.02 以下(3)	0.01 以下
	全 銅 (mgCu/ℓ)	0.003 以下	0.002 以下
	Hydrazine(1) (mgN <sub>2</sub> H <sub>4</sub> /ℓ)	0.01 以上	0.01 以上
	Silica (mgSiO <sub>2</sub> /ℓ)	0.02 以下	0.02 以下
	電氣傳導率(25℃ us/cm)	0.3 以下(4)	0.25 以下(4)

主 (1) Hydrazine 의 硬度는 pH가 그 상한을 넘지 않는 정도로 한다.

(2) 고압급수가열기의 관재가 강관의 경우는 pH를 높여서 조절하는 것이 바람직하다.

(3) 0.01mgFe/ℓ 以下로 유지하는 것이 바람직하다.

(4) 시료를 수소형강산성 ion 교환수지층에 통과시킨 후 측정한다.

#### 4.3 보일러 수처리

##### 1) 순환보일러

순환보일러의 보일러수 처리방식은 표 4.2와 같이 알카리 처리 (Caustic Treatment), 인산염 처리 (Coordinated phosphate Treatment), 휘발성 처리 (Volatile Treatment)로 구분된다. 이러한 수처리방법은 정해진 수질관리기준을 유지할 수 있도록 보일러의 구조, 보급수의 수질등에 따라 가장 적합한 방법이 선정되어야 한다. 예를들면 주로 저·중압 보일러에 적용되고 있는 알카리처리법 (Caustic Treatment)은 알카리 부식의 우려가 있기 때문에 화력발전소 같은 고온·고압 보일러에는 적당치 못하다. 인산염 처리법은 경도 성분을 인산염에 의해 Sludge 상태로 농축된 용존 고형물을 배출(Continuous Blow Down : CBD) 할 수 있는 Drum Type의 보일러이어야 하며 휘발성 처리법은 경도성분과 해수 유입이 없을 때 시행한다.

표 4.2 순환보일러 수처리 방법

방법 항목 \	알카리처리	인산염처리	취발성처리
처리약제	가성소다 3 인산소다	3 인산소다 2 인산소다	암모니아 하이드라진
pH 범위	10.5 - 11.8	9.0 - 10.5	8.5 - 9.0
특징	정상상태 및 저온시 방식 력 큼. pH 조정용이, 경도성분에 대응 용이	정상상태 및 저온시 방식 력 큼. 경도성분에 대응용이	고형물 소량 Blow 소량 Alkali 성분의 농축현상 없음.
문제점	<ul style="list-style-type: none"> <li>고형물 많음.</li> <li>Alkali 부식 우려</li> <li>인산염의 Hide Out 현상 발생</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>고형물이 많음.</li> <li>국부부식 우려</li> <li>인산염의 Hide Out 현상 발생</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>복수기 누설시 복수탈염 장치의 처리용량이 충분 하여야 하고 자연순환 Boiler는 즉시 인산염 처리</li> <li>저온시방식에 약함</li> <li>Silica 허용치가 낮음</li> </ul>
적용	소용량 Durm형 Boiler (현재 화력발전소에서는 적용치 않고 있음.)	Drum형 Boiler (자연순환 Boiler)	주로 관류 Boiler 자연순환 Boiler

2) 관류 보일러

1950년대 독일에서 Once-Through Boiler가 개발되어 보일러가 고온, 고압화되고, Drum 보일러 같이 불순물이 농축된 것을 Blow down 할 수 없으므로 Carry-over되지 않는 것은 증발관에서 Scale를 형성하므로 고형물 약제처리가 불가능하게 되었다. 또 취발성 처리제인 Ammonia와 Hydrazine을 사용할 때는 Condenser Tube가 Ammonia Attack를 받아 손상되고 Preboiler 부위의 철분용출이 많아 부식생성물이 보일러 본체로 유입되어 Scale 생성속도가 빨라질 뿐만 아니라 대용량 관류보일러에서는 파형산화물 (Ripple Roughness)이 생성되어 보일러 본체의 압력차가 상승하여 정격출력을 못내며, Boiler Freed Water Pump 동력비 증가 및 튜브의 뒤틀림 (Twist) 현상이 발생하는 장애가 발생되어 1960년대 NWT (Neutralized water Treatment)가 개발되어 VGB의 기본

처리법으로 소개되었다.

그러나 이 방법도 공기유입이나 Condenser Tube 누설시 대책이 없어 1976년과 1977년에 산소와 암모니아를 주입하는 CWT가 Dr.Efferts와 Resh에 의해 발표되었다. 독일에서는 1978년 Munich North와 Gerstein Werk 발전소에 적용하였고 우리나라는 1979년 울산화력 건설후 AWT (Alkalized Water Treatment)를 적용하였으나 파형산 화물이 생성되는 장애가 발생하자 1980년 CWT (Combined Water Treatment)로 전환하였다.

관류보일러는 보일러 열부하, 증발관의 유속, 관재의 재료 및 급수의 수질등에 따라 표 4.3과 같은 처리법이 있다. 이들 수처리법의 선정이나 변경시는 부식생성물 농도 및 Scale 생성속도 등을 평가한 다음 시행하는 것이 타당하다.

표 4.3 Water Treatment in Once-Through Boiler

항 목 \ 처 리 법		A. W. T	산 소 주 입 법	
			N. W. T	C. W. T
처리약품	NH <sub>3</sub>	유	무	유
	N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	유	무	무
	O <sub>2</sub>	무	유	유
수질기준	pH	8.7 - 9.5	6.5 - 7.5	8.0 - 8.5
	전 도 도	0.2us/cm 이하	좌 동	좌 동
	용 존 산 소	20 ppb 이하	20 - 200 ppb	150 - 300 ppb
	Fe	20 ppb 이하	좌 동	좌 동
	Cu	3 ppb 이하	"	"
	N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	83 ppb 이하	-	-
복수탈염장치재생회수		10 - 50회/년	약 0/년	1회/년
급수중의 용해물		다	극소	소
수벽관의 부식량			~	
화 학 세 정		다	~	소

## 5. 결 론

전력수요의 꾸준한 증가와 더불어 신규 발전설비의 건설은 불가피한 실정으로 발전소 건설부지 확보와 아울러 발전용수의 원활한 확보가 당면 문제로 대두되고 있다.

발전단지가 대부분 해안에 위치할 전망이므로 용수원의 제약을 받지않는 해수 담수화 설비의 도입은 기정 사실화 되고 있다. 담수화 공정중 가장 이용 가능한 역삼투막법과 증발법의 검토결과 현기술 수준으로 역삼투막법이 훨씬 경제적이었고 에너지 절약형으로 생각된다. 아울러 운영비의 1/3 정도를 차지하는 전력비는 30원/KWH 정도의 발전원가로 공급받을 수 있어 타 공정보다 역삼투막법이 월등히 우수하고 또한 심야부하의 잉여 전력을 이용하면 더욱 경제적인 것으로 사료된다.

보일러 수처리 방법은 산소를 보급수에 인위적으로 주입하는 C.W.T 방법이 가장 경제적이고 에너지 절약형 수처리 방법으로 생각된다. 향후 한전의 초입계압 보일러를 비롯한 관류 보일러는 모두 C.W.T 법을 적용하기 위하여 기술연구원 주관으로 활발히 연구중에 있다.