

전력사업에서의 초순수 사용현황 및 전망

한국전력공사 전력연구원 부장 박광규

1. 서론

국내 전력수요의 대부분을 담당하고 있는 화력이나 원자력 발전소에서 물은 에너지의 변환매체로서 또는 기기의 냉각을 위하여 필수적이다. 계속적으로 증가하는 전력수요를 충족하기 위해 많은 발전소가 건설되고 있으며, 발전소가 다수기화, 대용량화됨에 따라 발전용수의 수요가 계속 증가하고 있는 실정이다. 지금까지 우리나라에서는 천혜의 비교적 풍부한 양질의 물을 사용할 수 있었으나, 인구의 지속적인 증가 및 산업의 급속한 발전으로 용수 소요량이 급증하고 있기 때문에 발전소에서 필요로 하는 용수의 확보가 점차 어려워지고 있어 보일러 보급수 생산을 위한 수처리 비용이 증가하고 있다. 향후 용수공급 전망(건설교통부 자료, 1997)을 그림 1-1에 나타내었는데, 우리나라의 물 수요는 갈수록 늘고 있지만 '94년부터 강우량이 줄고 가뭄이 계속되면서 용수공급 예비율은 '94년 7.6%에서 2001년에는 2.1%까지 떨어지고 2006년부터는 용수부족 현상이 우려되고 있다. 또한 수질오염이 날로 심화됨에 따라 폐수배출 규제는 점차 강화되고 있으므로 폐수처리를 위한 비용도 더욱 증가할 것으로 예상된다. 이러한 문제는 전력사업에도 예외일 수 없이 겪고 있으며, 최근 전력수요 증가에 따른 전원개발 부지의 확보와 아울러 당면한 과제로 직면하고 있다.

한편, 기후협약과 전력사업이 경쟁체제로 전환됨에 보다 고효율의 발전설비가 도입되는 추세이므로 국내 발전소도 아임계압 보일러(168kg/cm², 480℃)에서 초임계압보일러(255kg/cm², 538℃)로 격상되었고 추후 초초임계압(315~351kg/cm², 566-649℃)까지 건설이 추진될 전망이다. 이에 따라 보일러보급수는 보다 고순도의 초순수를 요구하고 있는 실정이다.

이와 같이 변화하는 환경 속에서 발전용수를 원활하게 확보하여 전력생산에 차질이 없도록 하는 한편, 보다 고순도의 발전용수를 경제적으로 생산할 수 있는 공정이 요구된다. 아울러 발전용수 확보의 일환으로 발전과정에서 발생하는 폐수를 재이용하는 것은 현장 여건에 따라 비교적 쉽게 이용할 수도 있으며, 경제적 효과가 있을 뿐만 아니라 배출되는 폐수를 저감시켜 폐수처리 비용을 줄이는 한편, 환경보전에도 크게 기여할 것으로 기대된다.

본고에서는 국내 발전소에서 발전용수를 생산하기 위하여 적용한 발전용수 생산 기술변화 추이와 보다 경제적이며 안정적으로 발전용수를 확보하기 위하여 기존의 이온교환수지 기술을 대체한 막분리 기술의 적용현황과 발전용 원수와 초순수 사용실적, 폐수재이용 현황을 기술하고 아울러 향후 발전용수 사용예측량과 기술개발 추세 등에 대하여 기술하고자 한다.

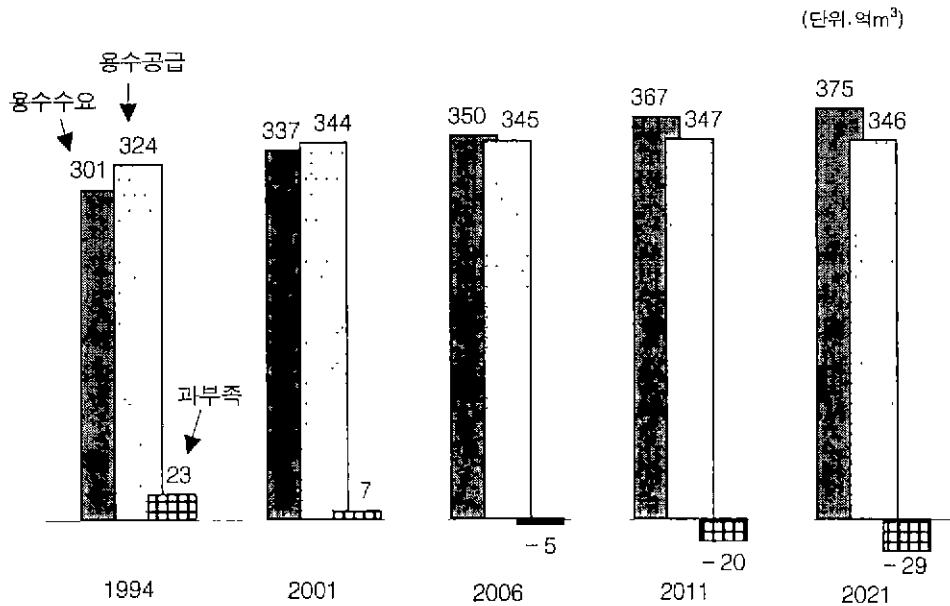


그림 1-1. 향후 용수공급 현황(자료:건설교통부, 1997)

2. 국내 발전용수 생산기술 발전추이

水의脫 Ion 기술발전은 1850~1855년에 영국의 Thompson이 발견한 토양의 Ion 교환현상에 의해 개시되었다. 이 연구는 Thomson의 친구인 Way에 의해 계속되어 황산 알루미늄과 규산화나트륨에서 Alumina Silicate gel을 처음으로 만들었으며 이것이 인류가 만든 최초의 합성 ion 교환체로 알려지고 있다.

그후 약 80년이 지난 1935년에는 영국의 Admaes와 Holmes에 의해 최초로 합성수지를 모체로 하는 ion 교환수지가 만들어졌고 이것이 52년을 지난 지금에 이르기까지 탈ion 기술의 중심으로 되어 있다. 이 ion 교환수지는 1940년경 독일에서 처음으로 공업적으로 생산되었으며 또 이어 미국에서도 공업적으로 생산이 되게 되었다.

그후 ion교환수지는 세계 각국에서 경쟁적으로 제조가 시작되어지고, 현재 세계의 탈ion 기술의 중요한 지주로 되어 있다. 2차 세계대전까지 ion 교환수지는 phenol 수지계나 Amine 수지 등 縮合形식이었지만 Styrene계 ion 교환수지가 1945년경에 개발되어 미국의 Rohm & Hass Co.와 Dow Chemical Co.에서 공업적으로 제조를 하게 됨에 따라 그 이후 42년간 현재까지 가장 많이 이용되게 되었고 이후 Styrene계 ion 교환수지의 전성시대를 맞이하게 되었다. 특히 1948년에 미국의 Rohm & Hass Co.에서 처음으로 제조되어진 Styrene계의 강염기성 음 ion교환수지는 규산이나 炭素같은 弱酸도 ion 교환 吸着 하는 성질을 가졌기 때문에 이제까지 사용한 증발법에 의한 탈염수를 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 고순도 순수나 초순수 제조의 중심적 기술로 되어 있다. ion교환수지는 그후 ion 교환막으로 형태를 바꾸어 1951년에 최초로 ion 교환막의공업제품이 세상에 출현하였고 1954년에는 그 이온교환막을 이용한 水의 탈 ion용 電氣透析 裝置가 실용화되어지게 되었다. 이 ion 교환막의 개발과 실용화에 고조되어 막에 의한 水의 탈

ion 기술의 연구가 급속히 행하지게 되고 1960년에 실용성을 가진 逆參透膜이 최초로 출현했고, 이것은 미국 캘리포니아대학의 Loeb 교수의 업적으로 水의 탈 ion 기술을 더욱 진보시킨 점에서 극히 중요하다.

이 연구는 한외여과막의 연구로 발전하여 1961년 에는 미국의 Michaels에 의해 여러 종의 분자량 분획성능을 보유한 한외여과막이 최초로 등장했다.

이 역삼투막과 한외여과막의 출현은 금일 해수의 담수화나 순수제조장치는 전 처리로서의 전탈염 및 전자공업 등에서 이용하는 초순수 제조를 처음으로 가능하게 한 점에서 획기적인 것이라고 말할 수가 있다.

이처럼 水의 脫 ion 기술의 진보는 10년을 주기로 크게 발전되어지고 있다.

즉 1940년대의 ion 교환수지의 발전, 1950년대의 ion 교환막의 개발, 1960년대의 역삼투막과 한외여과막의 개발, 1970년대에 이르러 이들의 탈 ion 기술이 더욱 진보되고 이들의 기술을 조합시키거나 관련기술이 개발되어져 오늘날 새로운 水의 탈 ion 기술의 기반이 확립되고 있다.

전력사업에 이온교환수지가 처음 사용된 것은 1950년부터이다.

화력발전소의 evaporator에 대신하여 강산성 양ion 교환수지와 강염기성 음 ion 교환수지를 사용한 2상식 대형순수제조장치 (190,000m³/년)가 처음으로 미국의 발전소에 설치되었다.

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

이 음 ion 교환수지는 평균공경 Å을 가지고 표면적은 63m²/g이고 통상의 gel 형 음 ion 교환수지에 비하여 고분자유기물에 대한 흡·탈착성이 우수한 것이다. 그후 1963년에 일련의 Macro Reticular 구조의 ion 교환수지로 약염기성의 Amberlite IRA-93, I 형 강염기성의 Amberlite IRA-900, II형 강염기성의 Amberlite IRA-911 의 제조를 하였다.

세계의 ion 교환수지의 Marker 수는 14개국 20사에 달했으며, ion 교환수지의 연간 수요량은 약 50,000m³으로 추정되었다.

1963년에 일본의 Organo Co.가 복상식의 이동상형 연속 ion 교환순수 제조장치를 개시했다. 이 방식에 의해 사용하는 ion 교환수지량과 재생제량 및 설치면적이 통상의 순수제조장치의 1/2로 감소했다. 그 후 복상식에서 혼상식으로 개선되어 1966년에 이동상형 혼상식 연속 ion교환 순수 제조장치의 실장차(2,400m³/日)가 건설 운전되었다.

우리의 전력사업에 있어서도 지금은 폐지된 삼척화력 제2호기 건설시 강산성 양 ion 교환수지인 Amberite IR-120을 이용한 경수연화 장치가 설치되어 기존 화력발전소의 evaporator만의 수처리시보다 기능을 보장하게 되었다. 이후 현재까지 용량에는 다소 차이가 있으나 34개 발전소에 약 97기가 운전중에 있다. 이들의 제품은 6개사의 37종으로 약 120만 리터의 이온교환수지가 사용되고 있다.

Ion 교환 처리방식은 고정상식과 이동상식으로 대별된다. 이동상식은 고도성장 시대에 채용되었고 Oil쇼크 이후 저성장시대에 이르러 자원절약이 강조되면서 이온교환방식도 재생약품 사용량을 대폭적으로 절감하기 위하여 적용하고 있다. 우리공사의 수처리 설비는 울산화력 #4, 5, 6 인천화력 #3, 4가 향류재생방식(상향류 재생, 하향류 통수)을 채택하고 있으므로 효율면에서 뒤떨어지고 있다.

이에 각종 ion 교환수 제조장치는 각 방식별 ion 교환수지량, 재생약품 사용량 등의 비교를 표 1.1과 같이 정리하였다.

표 1.1 각종 이온교환수지 장치의 종합비교표

각 방식		병류재생식 (DF)	향류 재생식 (UP)	재생제 회수형 Strata	특별 재생제 Strata	Twin Starta
전처리의 정도(탁도)		0~5	0~1	0~2	0~1	0~5
재생제량		대	중	소	소	소
재생시간(H)		3~4	2(2.5)	2(3)	2(2.5)	2
재생폐액량		대	중	중	중	소
특별재생의 유류와 빈도		없다	많다	적다	많다	없다
재생폐액의 중화		곤란	보통	용이	용이	용이
운전조작		용이	보통	약간복잡	약간복잡	용이
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 ₂	0.05~0.5	0.01~0.02	0.01~0.02	0.01~0.02	0.01~0.05
설치면적		소	중	대	중	소
건설비		싸다	보통	약간 높다	약간높다	보통

★ ()내의 재생시간은 특별 재생의 시간

복층상식 향류재생형의 장치는 재생용 약품비, 재생폐액의 중화용 약품비가 적고 ion 교환수의 제조경비(재생용 약품비)는 종래의 병류재생형 장치의 1/3~1/4로 되고 고순도의 처리수가 얻어짐을 알 수 있다.

일반적으로 우리공사 발전소의 수처리는 응집침전, 여과, 흡착, ion 교환의 Pattern만을 고수하였으나, 최근 건설되는 외국발전소의 수처리장치의 조합 예를 보면 原水의 수질에 따라 차이가 있으나 역삼투막법(RO)을 채용하여

- 원수의 약 1/10 정도의 ion 부하량으로 저감시키므로 後段 ion 교환장치의 부하를 저감하고,
- ion 교환장치의 부하가 저감하기 때문에 ion 교환수지탑이 작게 되고 재생폐액량이 감소하며,
- 원수중의 유기물 등 ion 교환수지를 오염시키는 물질을 제거하므로 용이하게 고순도의 처리수를 얻도록 하고 있다.

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

이상에서 水의 脫 ion 기술의 역사를 살펴 보면 발전용 순수생산공정은 이온교환법(IX), 증발법(MSF), 역삼투막법(RO), 전기투석법(ED/EDR) 그리고 최근에는 연속탈염법(CDI) 등을 들 수 있다. 이들 각각의 공정은 공정별 특성이 있기 때문에 이들의 공정별로 치열한 경쟁을 하고 있다. 이들은 각 공정별 기술적, 경제적 특성 때문에 처리수의 수질에 따라 단독 또는 조합하여 순수제조공정을 구성하고 있다. 최근의 수처리 경향으로 볼 때 Membrane Technology가 발전용 수처리법으로 많이 적용될 전망이다. 그 이유는 여러 가지가 있겠으나 막분리 기술은 상변화(phase change)를 수반하지 않기 때문에 에너지 절약형으로 타공정보다 경제성이 높으며, 설비의 부지면적 차지가 비교적 적고, 운전이 비교적 간단하여 완전동화를 할 수 있어 운전원을 감축할 수 있다는 것이다. 또한 이온교환법에 비하여 폐액발생이 적으며, 연속탈이온장치는 폐수가 전혀 발생되지 않는 환경친화적인 공정이다. 향후 전력사업의 경쟁체제 도입에 따라 보다 경제적인 공정과 환경문제에 덜 영향을 줄 수 있는 폐수무방류 공정등이 기술개발과제로 생각된다.

3. 발전용 초순수 사용현황 및 전망

3.1 발전용 원수수질 변화추이

표 3.1은 국내 발전용 원수수질의 오염정도를 간접적으로 알 수 있는 전기전도도와 화학적 산소요구량을 나타내었다. 수질의 전반적인 오염정도를 나타내는 전기전도도는 매년 $10\mu\text{s}/\text{cm}$ 정도씩 상승하는 추세였으나 '98년도는 강우량이 비교적 풍부하여 수질상태가 상당히 호전됨을 보이고 있다. 한편, 유기물 오염정도를 나타내는 화학적 산소요구량은 전년도와 유사함을 보이나, 낙동강을 취수원으로 하는 울산지역이 가장 높으며 '98년도는 전년대비 2/3정도 저감되었다. 울산화력의 경우 '97년도에 6.2ppm에서 '98년도는 3.7ppm으로 크게 낮아졌으며, 지하수를 사용하는 영동화력이 0.7ppm으로 가장 낮았다.

표 3.1 국내 발전용수 연도별 수질 변화추이

연 도	'95	'96	'97	'98	비 고
전도도($\mu\text{s}/\text{cm}$)	256	265	275	216	
COD (ppm as O ₂)	2.7	2.9	2.8	2.4	

3.2 연도별 발전용수 사용실적 비교

연도별 용수 사용실적 비교는 표 3.2와 같다. 발전생산량의 증가에 따라 용수 사용량이 증가하는 추세였으나 '98년도는 '97년도대비 원수사용량은 10.7% 감소되었으며, 사용율은 유사하고 순수사용량은 16%, 사용율은 5%정도 각각 감소함을 보였으나 최근에는 경기회복으로 전력사용량의 증가와 함께 용수사용량이 다시 크게 증가되고 있다.

한편, 발전원별 용수 사용율 비교를 표 3.3과 같이 나타내었다. 일반적으로 LNG사용 발전소의 용수 사용율이 높은 것을 보여 주고 있다.

표 3.2 연도별 용수 사용실적 비교

연 도	원 수		순 수	
	사용량(m ³)	사용률(m ³ /GWh)	사용량(m ³)	사용률(m ³ /GWh)
'95	14,282,716	133.2	5,472,774	51.0
'96	15,120,180	127.0	5,405,101	45.5
'97	17,159,964	133.8	6,420,153	50.1
'98	15,319,856	135.2	5,389,736	47.5

표 3.3 발전원별 사용율 비교

구 분	'95		'96		'97		'98	
	원 수	순 수	원 수	순 수	원 수	순 수	원 수	순 수
무 연 탄	177.2	66.3	141.4	63.1	146.7	61.2	186.3	64.0
역 청 탄	82.3	36.3	66.1	29.1	89.3	36.1	92.2	34.2
LNG(복합)	290.9	63.6	313.6	58.7	246.1	58.2	232.9	55.5
LNG(기력)	79.8	57.1	82.8	57.2	85.5	62.2	173.0	109.7
중 유	116.4	60.4	106.2	57.2	118.0	62.9	180.5	92.4
평 균	133.2	51.0	127.0	45.5	133.8	50.1	135.2	47.5

표 3.4 순수생산 단가 비교

구 분	순수생산량 (m ³)	단 가 (원/m ³)	항목별 단가 (원/m ³)					
			원수료	취 수 동력비	원수처리 약 품 비	여재,수지 교 체 비	재 생 약품비	
상 수 도	'97	1,050,230	666.5	450.0	24.0	-	16.9	175.6
	'98	723,779	730.4	466.0	59.3	-	115.2	89.9
지 하 수	'97	760,112	478.1	-	105.0	7.3	77.0	288.8
	'98	662,387	385.4	-	195.3	24.1	51.4	114.6
하천 및 댐수	'97	5,004,871	307.0	83.1	68.9	14.0	33.7	106.8
	'98	4,138,587	286.4	91.3	69.8	17.2	28.7	79.4
평균	'97	6,815,213	381.5	130.4	66.0	11.0	35.9	137.7
	'98	5,524,753	356.5	129.5	83.5	15.8	42.7	85.0

아울러, 순수생산 단가는 인건비를 제외한 제비용을 나타낸 것으로 원수처리 약품비와 여재교체비가 상승함을 보여주고 있다. 따라서 이들의 비용을 저감시킬 수 있는 공정개발 연구가 요구된다.

3.3 발전용수 사용예상량

전력수요량은 GNP 성장률보다 통상 2~3% 높게 예측하여 계획하고 있다. 또한 설비의 적정 예비율은 15%정도로 유지하고 있다. 이러한 계획에 따라 2010년까지 장기 발전설비 용량을 연도별로 예측한 설비용량은 그림 3-1과 같다.

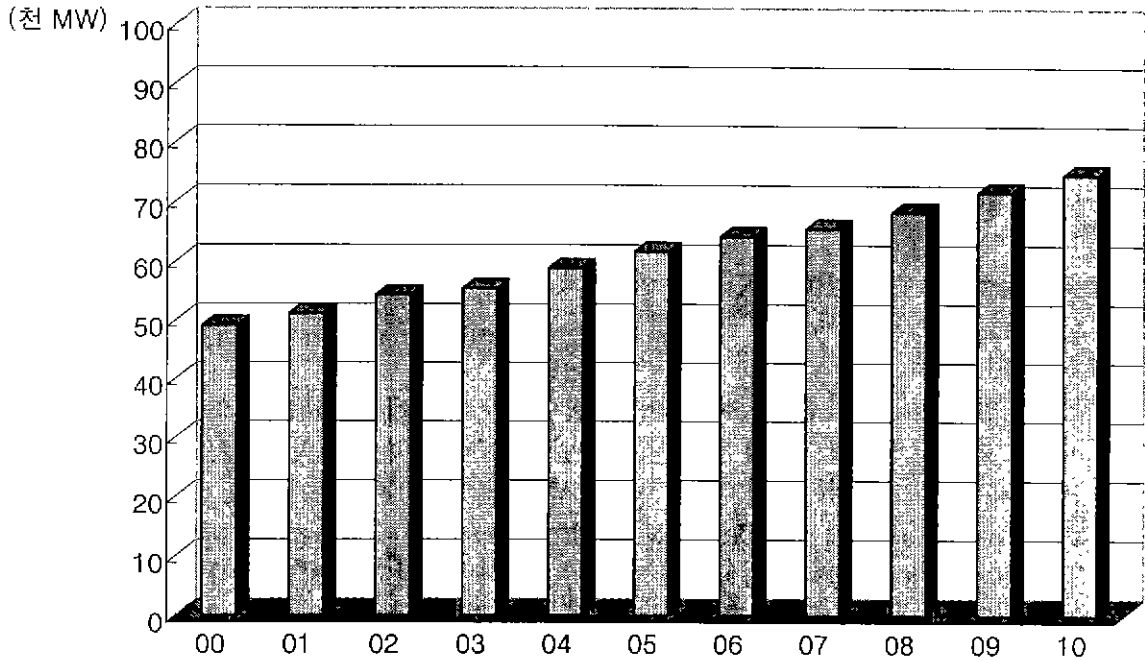


그림 3-1. 연도별 발전설비 계획량

발전설비는 연간 약 5%정도 증설되는 것으로, 이는 매년 50만kW급 기력발전소 4기 또는 100만kW급 원자력발전소 2기 씩이 증설되는 셈이다.

발전설비 용량의 증가에 따라 발전용수 사용량도 계속 증가할 것으로 예측되며, 연도별 용수사용 예상량은 그림 3-2와 같다. 전원개발 부지확보 문제도 어려운 상황에서 용수원 자체도 오염이 가중될 것으로 예상됨에 따라 발전용수 확보가 당면한 과제가 되고 있다. 여기에 국내 물수급 전망이 2006년부터는 수요가 공급을 크게 앞서기 때문에 사정은 더욱 어려워 질 것으로 예상된다.

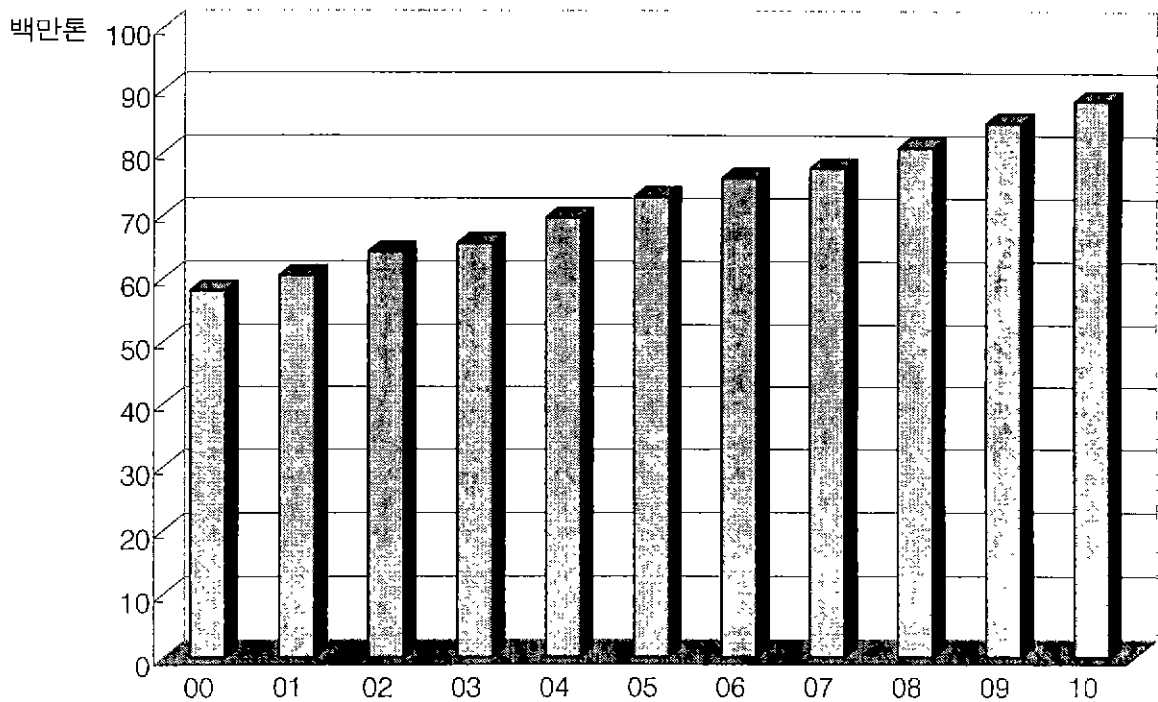


그림 3-2. 연도별 용수 사용량

이러한 물문제 수급은 단기간에 해결할 수 없는 문제임에 따라 장.단기적으로 효율적인 대책을 마련해야 할 것이다. 따라서 전력사업 분야에서도 발전용 공업용수 확보방안에 대한 다각적인 전략수립과 함께 근본적인 해결대책이 될 수 있는 기술개발에 적극 참여할 계획이다.

4. 초순수 생산 위한 RO+IX공정 개발

4.1 시험 개요

본 시험에서는 기존의 용수원 수질이 악화됨에도 고순도의 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. 시험은 울산화력 순수생산 설비를 대상으로 시험하였다. 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 설계 조건과 Membrane 사양은 표 4.1과 같고 경제성 검토를 위한 원가 검토기준은 표 4.2와 같다.

표 4.1 역삼투막장치의 설계조건과 Membrane 사양

구 분		염 수 용 R/O		비 고
		Feed	Product	
Flow rate (M ³ /Hr)		20.0	15.0	
Recovery ratio (%)		75		
TDS (mg/ℓ)		200	10	
SDI		5	-	
Membrane	제 작 사	UOP Fluid System		
	Type	Sprial wound TFC		
	재 질	Polyamide		
	규 격 (수량)	φ8"×4"L(18Ea)		
	Array	2 : 1 (Brine stage)		

표 4.2 원가 검토 기준

가. 원수 수질 (PPM as TDS)

구 분	구 성	TDS	온 도	pH
기준 1	Ca 35.8	74.8	20℃	7.1
	HCO ₃ 32.7			
	Mg 26.7			
	SO ₄ 18			
	Na 12.3			
SiO ₂ 5.8	NO ₃ 0.1			
기준 2	기준 1 × 2	150	20℃	7.1
기준 3	기준 1 × 3	300	20℃	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% soin)	₩55/Kg	
4	ALUM (주 응집제)	₩180/Kg	
5	AID (응집 보조제)	₩374/Kg	

4.2 장치구성

역삼투막 장치의 구성은 본래 전처리 장치 - 정밀필터 - 고압펌프 - 역삼투막 모듈 - 후처리 장치로 구성되며 그밖에 막세정 장치, 제어장치 및 각종 수질 계측 장치 등으로 구성되어 있다. 이 설비 중에서 전처리 장치는 이동식 역삼투막 장치의 것을 이용하지 않고 울산화력 순수생산 설비의 전처리를 그대로 사용하였다. 역삼투막 장치의 상세 사양은 다음과 같다.

- 운전압력 : 최고 25kg/cm², 25℃
실 운전시 15.5kg/cm², 25℃
- 취수온도 : 설계치 20℃
- 취수용량 : 20m³/Hr
- 처리수 유량 : 10m³/Hr
- 농축수 유량 : 5m³/Hr
- Membrane
 - 수량 : 18ea(3vessel×6elements=18)
 - 형태 : TFC Spiral Wound Type
 - 막재질 : Poly Amide
 - 크기 : 8"φ×40"L
 - 염분추출률 : 98.0% 이상
 - 제작사 : UOP Membrane Co.

4.3 시험결과

발전 용수원의 수질이 갈수록 악화되고 있는 실정으로 특히 동절기나 갈수기 때 반복적으로 오염물의 농도가 증가되어 순수제조설비의 오염도를 증가시키고 있다. 특히 기존 이온교환 수지탑으로는 유기물의 제거 능력에 한계가 있어 그대로 순수 제조설비를 통과한 유기물 또는 미생물로 추정되는 물질의 함량이 증가됨으로 인하여 보일러 계통내 응축수의 전기전도도가 기준치 이상으로 상승하는 현상을 겪은바 있다.

표 4.3 생산수의 수질 비교

항 목	W/O RO	WITH RO
Anion 출구수 전도도(μ s/cm)	2.7~3.3	0.2~0.4
MBP "	0.1	0.08~0.1
MBP 출구수 박테리아(colony)	15	-

본 시험을 수행한 울산화력발전소에서는 이러한 현상까지는 나타나지 않았으나 '87년 11월 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 $400\mu\text{s}/\text{cm}$ (설계치 200)로서 채수량이 820톤/Cycle ('92. 12)이 되어 설계치 1,340톤/Cycle에 크게 미달되었다.

그러나 기존의 2Bed-3Tower, Anion Tower, Degasifier 전단에 역삼투막 장치를 연결하여 시험 운전한 결과 기존 이온교환수지탑의 채수량 증가는 물론 생산수의 수질이 현저히 향상됨을 볼 수 있다.

기존의 이온교환수지탑과 전단에 역삼투막 장치를 연결 운영시 경제성을 평가하기 위하여 순수 생산단가를 수질에 따라 비교 검토하였다. 그림 4-1은 울산화력 순수제조 설비에 RO를 연결하여 시험한 결과를 비교한 것으로 그림에서 보듯이 RO+IX 공정은 수질의 변화에 크게 영향을 받지 않으나 IX는 상당히 영향을 받고 있음을 알 수 있다. 기존 이온교환수지탑 유입수의 25%를 RO로 처리하는 RO 부분 적용 공정과 RO를 이온교환 수지탑 전단에 전량 처리하는 공정을 비교하였다. 그림 4-1에서 보듯이 RO 부분 적용 공정은 수질변화에 관계없이 경제성이 낮은 것으로 나타났다. 그러나 전량 RO로 처리한 공정은 TDS 약 $200\text{mg}/\ell$ 가 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 4-2와 같으며 부분 RO 처리시는 역시 경제성이 낮아 수질이 TDS $225\text{mg}/\ell$ 로 크게 악화시만 경제성이 있으나 전량 RO 처리시는 TDS 약 $110\text{mg}/\ell$ 가 분기점으로 나타나 이 수치는 국내 발전소 용수원의 갈수기 수질보다 낮은 값으로 나타났다.

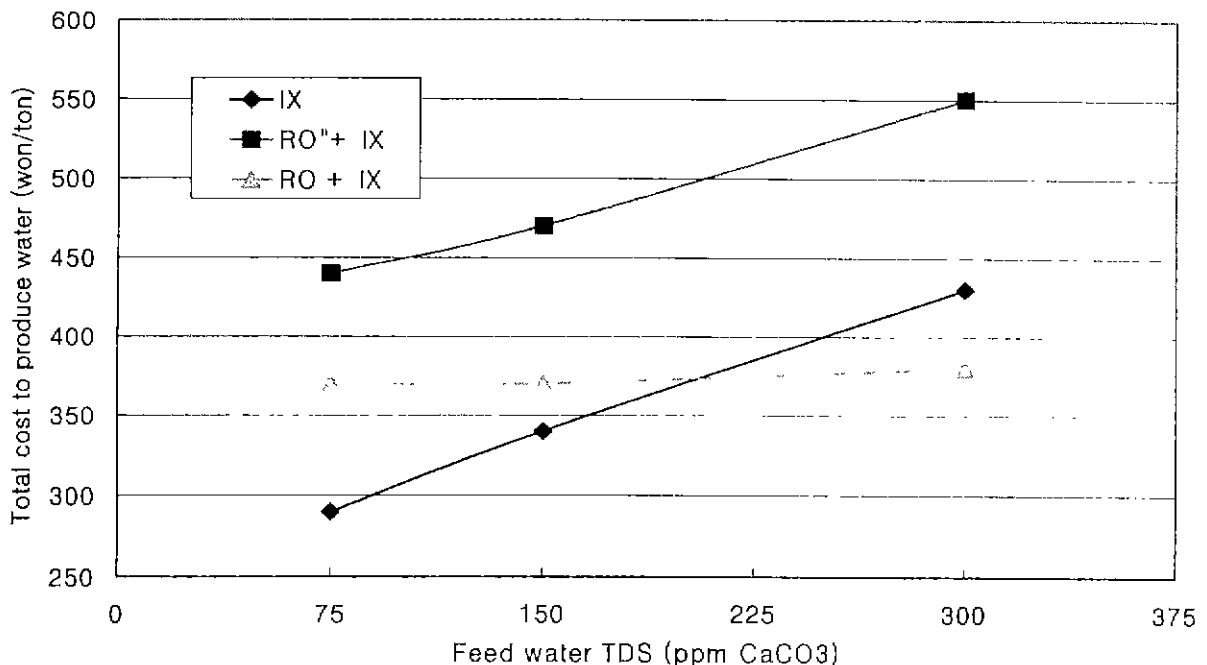


그림 4-1. 향류 재생방식에 따른 공정별 경제성 비교

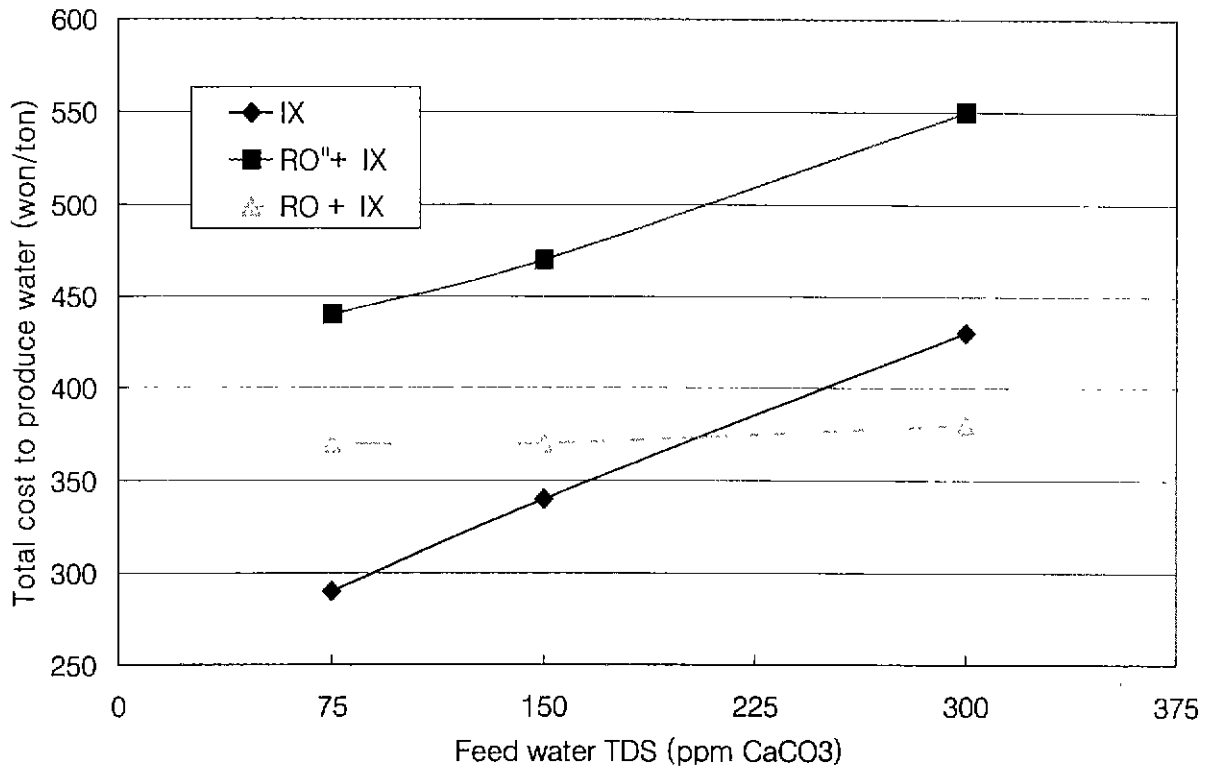


그림 4-2. 병류 재생방식에 따른 공정별 경제성 비교

그러나 신규 Plant 건설시 염수를 처리하기 위한 각 공정별 경제성을 살펴 보면 기존이온교환수지탑 전단에 역삼투막장치를 연결할 때보다 훨씬 경제성이 있음을 알 수 있다. 이들의 공정은 RO/MBP System, EDR/MBP System 및 RO/CDI System 등이다. 이들의 대략적인 경제성을 살펴 보면 원수의 이온부하량이 낮은 범위의 TDS(80mg/l)에서는 IX가 가장 경제성이 있는 공정이며 RO/MBP 및 EDR/MBP도 목적에 따라 사용 가능하지만, RO/CDI는 경제적이지 못하다. 그러나 RO/CDI의 경우에는 화학폐수가 발생하지 않는다는 장점이 있다. 원수부하량이 중간범위의 TDS(80~350mg/l)에서는 RO/MBP, EDR/MBP가 경제적인 공정이며 IX 및 RO/CDI가 경제적인 공정이 되는데 이 이유는 RO와 CDI가 TDS의 영향을 별로 받지 않기 때문에 TDS가 높을수록 RO와 CDI가 투자비 및 운전비 면에서 유리하기 때문이다.

4.4 결 론

발전용수처리 기술의 발전을 크게 살펴 보면 80년대까지 주로 이온교환처리법에 의존하였으나 그 이후 막분리 기술의 발전과 함께 이의 혼합공정이 최근에 크게 이용되게 되었다. 역삼투막장치를 이용한 발전용수 확보를 위한 검토 내용을 요약하면 다음과 같다.

1. 양질의 순수를 생산하기 위하여 RO×IX 공정은 매우 경제성이 있으며 처리수의 수질도 크게 향상되었다. 기존 이온교환수지탑(2B-3T, MBP)의 전단에 RO장치를 연결 시험 운전한 결과 다음과 같은 결과를 얻을 수 있다. 기존 IX 장치가 향류 재생방식일 경우 대략 TDS 200mg/l가 경제성 분기점으로 나타났고, 국내 발전소의 80% 이상을 차지하는 병류재생방식에서는 TDS 110mg/l가 분기점으로 나타났다. 처리수의 수질은 음이온탑 출수구의 전기 전도도는 2.7~3.3→

0.2~0.4 $\mu\text{s}/\text{cm}$ 로 크게 향상되었다.

2. 역삼투막법에 의한 해수담수화가 증발법보다 경제성이 있으며 절대용수가 부족할 경우 해수의 가용용수원이 풍부하다는 장점과 함께 발전소의 심야부하차출에도 기여할 수 있어 신규건설부지의 용수원으로 검토해 봄직하다. 아울러 도서지방의 발전용수 및 생활용수 공급을 위하여 Package type RO System이 매우 유용하다.

향후 우리 나라의 용수 부족 및 수질오염 현상이 더욱 심화될 것으로 전망됨에 따라 발전용수원의 확보와 고순수의 생산을 위하여 역삼투막법 기술의 활용은 크게 확대될 것으로 전망되며 막의 국산화와 고압펌프의 기술향상 등으로 더욱 경제성이 높아질 전망이다.

5. RO+IX공정 현장적용 사례

5.1 RO+IX공정 적용배경

한국전력공사 평택화력발전소는 최초 발전용수용 취수원인 아산호의 계통수질 부적합 사유로 '85년 아산호주변 길음리 지역의 지하수를 개발하여(4,800 m^3 /일) 사용중이었으나, 유기물농도 증가 등 수질오염으로 인해 지하수의 전기전도도가 설계수질에 비하여 약1.9배 상승하고(설계치 732 \rightarrow 1,385 $\mu\text{s}/\text{cm}$) 결국 순수공급량 부족현상으로 발전용수 안정확보에 문제가 발생하게 되었다. 아울러 수질악화로 재생주기가 단축되어 재생약품 사용 및 폐수발생량이 증가하여 순수생산비용이 대폭 상승하고 설비운전시간이 증가하므로 근무인원이 비효율적으로 운영되는 등 여러 문제에 직면하게 되었다. 이를 해결하고자 전력연구원에서 검토한 RO+IX공정을 도입하여 시공하게 되었다.

5.2 평택화력 RO설비개요

역삼투막장치의 설치개요와 RO+IX공정의 개략도는 표 5.1 및 그림 5-1과 같다.

표 5.1 역삼투막 장치의 설치개요

구 분	내 용	비 고
공사기간	'96. 7. 10 ~ '97. 4. 15	9개월
설비용량	60 m^3 /Hr · Chain×2	
공사비용	17.5 억원	VAT제외
설치위치	2B3T(2Bed 3Tower) 전단	전처리용
시공업체	한국중공업(주)	
설비구성	열교환기→M/F→R/O Unit→양이온탑→탈탄산탑→음이온탑→MBP	
R/O Membrane	· Spiral Wound Type · 2단 Array - 1'st Stage : 7 Vessel - 2'st Stage : 4 Vessel	제작사 : 美國 (Hydranautics Co.)

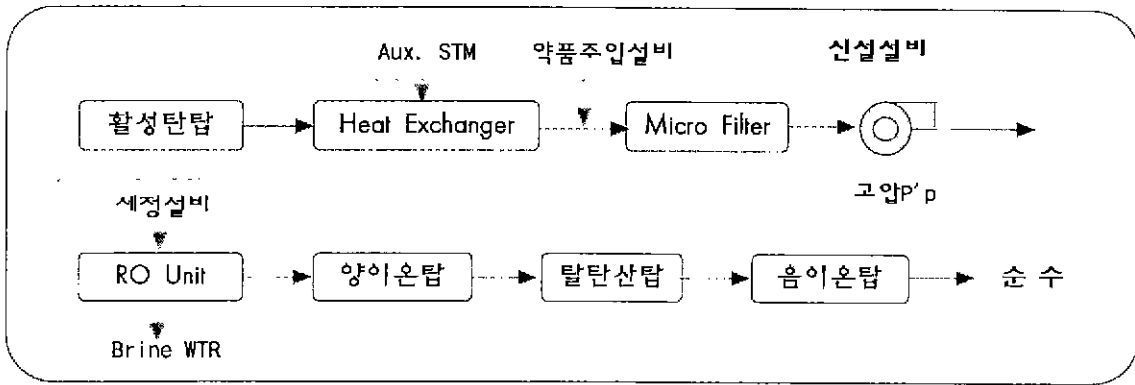


그림 5-1. RO+IX 設備構成 概略圖

5.3 운전 결과

5.3.1 RO 운전결과

- 회수율(Recovery) : 설계치 75% 이상(운영치 : 76.3~80.8%)
 - Recovery Rate(%) : 생산수 유량 ÷ 공급수 유량 × 100
- 탈염률(Rejection) : 설계치 95% 이상(성능 : 98.5% 이상)
 - 탈염률(%) : (공급수 TDS - 생산수 TDS) ÷ 공급수 TDS × 100
[TDS : Total Dissolved Solid]
- 생산능력 : 설계치 60m³/Hr/Chain
 - 실생산량 : 67.7~72.4m³/Hr/Chain × 2

5.3.2 RO+IX 運轉實績

RO+IX의 설치에 따른 운전실적은 표 5.2와 같다

표 5.2 RO+IX 설치에 따른 운전실적

구 분		RO+IX설치전 (’96 실적)	RO+IX설치후 (’98 실적)	비 고
2B3T 유입수 전기전도도(μS/cm)		1,385	38	· 설비보강 이후 원수 수질 36배 향상
재생횟수 (회/연)	2B3T	597	28	· ’96대비 ’98원수수질 24%정도 악화 · ’96, ’98 순수사용량 유사 · 순수생산 재생횟수 : 1/20이상 저감
	MBP	77	23	
순수채수량 (m ³ /Cycle)	2B3T	787	16,380	· 채수량 21배증가
	MBP	6,074	21,067	

5.3.3 순수 생산비용 비교

RO+IX공정 도입후 경제성을 평가한 결과는 표 5.3과 같다.

표 5.3 RO 설치에 따른 경제성 검토결과 종합

구 분		순수생산단가(원/m ³)		비 고
		'96년	'98년	
취수동력비		42	95.5	① '96년 발전량 : 12,366GWH ② '98년 발전량 : 5,493GWH ③ '96년 순수생산량 : 469,046m ³ ④ '98년 순수생산량 : 454,323m ³ ⑤ 순수 1m ³ 당 폐수 발생량 : - '96년 : 0.92m ³ - '98년 : 0.54m ³ ⑥ 감가상각비는 투자비의 5%를 적용 ⑦ '96년 원수취수량 : 758,937m ³ ⑧ '98년 원수취수량 : 859,542 ⑨ '96년 전력단가 : 27.83원/kwh ⑩ '98년 전력단가 : 38.25원/kwh
재생약품비		1,057.8	41.1	
여과제 교체비		17.2	30.6	
수지교체비		109.4	11.7	
R/O 운영비	동력비 (2B3T포함)	120.7	245.4	
	Membrane 교체비	-	-	
	Micro Filter 교체비	-	17.0	
	운전약품비	-	17.1	
	세정약품비	-	18.1	
폐수중화비		50.1	33.2	
감가상각비		-	35.1(R/O용)	
합 계		1,397.2	544.9	

5.3.4 결 론

평택화력발전소에 RO+IX공정을 도입하여, 설치함에 따라 연간 약5억 원을 절감하여 경제성이 입증되었고, 원수수질 악화 및 수량부족 문제가 해소되어 발전용수를 안정적으로 공급하게 되었다. 아울러 폐수발생량 대폭 감소로 환경친화적 발전소 운영에 기여하게 되었다.

6. 폐수 재이용 공정개발 및 적용현황

6.1 개요

발전소의 폐수 발생량을 최소화하여 미연에 발생량을 저감시키고 소량 발생된 폐수라도 발전용수로 재이용할 수 있는 저비용 폐수재이용 시스템을 개발하는데 목적이 있다. 이 시스템의 확립으로 순수생산설비의 부하감소, 발전용수 절감, 순수생산비 절감 등으로 발전용수를 안정적으로 확보할 수 있을 뿐만아니라, 재생 폐액 발생감소 등의 폐수 발생량 저감과 폐수의 재이용으로 무방류를 실현하고 수질환경을 보전하는데 기여하고자 한다. 이들의 일련의 시험과 공정적용은 한국 전력공사 전력연구원주관으로 영남화력 발전소에서 실시하였다.

6.2 종래 기술과의 비교

6.2.1 종래 기술의 한계성

기존의 폐수처리법은 응집침전, 급속여과, 활성탄 여과의 공정 등으로 구성 되어 있으며 이 공정을 거친 처리수의 수질이 환경규제치에는 적합하나 공업용수 수질에 미치지 못해 순수생산에 재이용을 하지 못하고 방류하고 있는 실정이다. 또한 근래 발전 용수원의 수질이 점차 악화되는 추세이므로 이온의 부하량이 증가함에 따라 기존 순수생산설비의 이온교환수지 재생횟수가 많아 재생비용이 증가할 뿐만아니라 재생폐액이 다량 발생되고 있다.

6.2.2 본 기술의 특징

막분리장치를 순수생산설비와 폐수처리설비 중간에 도입한 공정으로 발전에 필요한 순수를 막분리에 의하여 1차 처리함으로써 이온교환수지탑의 부하를 줄일 뿐만아니라 재생횟수를 줄임으로써 폐액 발생량을 미연에 저감시키며, 또한 소량 발생된 폐수일지라도 기존의 폐수처리장에서 처리한 후 이의 방류수를 순수생산 설비에 사용된 장치를 이용, 처리하여 발전용수로 재이용함에 따라 폐수를 방류시키지 않고 수질환경을 보전하는 폐수 무방류 공정으로서 하나의 막분리 공정으로 순수생산과 폐수 재이용을 동시에 할 수 있어 막분리장치의 설치 비용을 대폭 적으로 저감시킬 수 있는 저비용 무방류 공정이다.

6.3 재이용 시스템의 구성

이 시스템은 그림 6-1에서와 같이 순수생산설비의 활성탄탑 처리수를 역삼투막장치(RO)로 처리한 후 이온교환수지탑으로 처리하는 순수생산 공정과 폐수처리설비로 처리한 최종 방류수를 상기의 역삼투막장치를 이용, 처리하여 순수생산 설비의 중간단계에 유입, 처리하여 순수생산에 재이용하도록 구성되어 있다. 또한 역삼투막장치의 농축수는 다시 폐수저조로 보내어 폐수처리설비에서 처리하는 재순환 공정으로 되어있다.

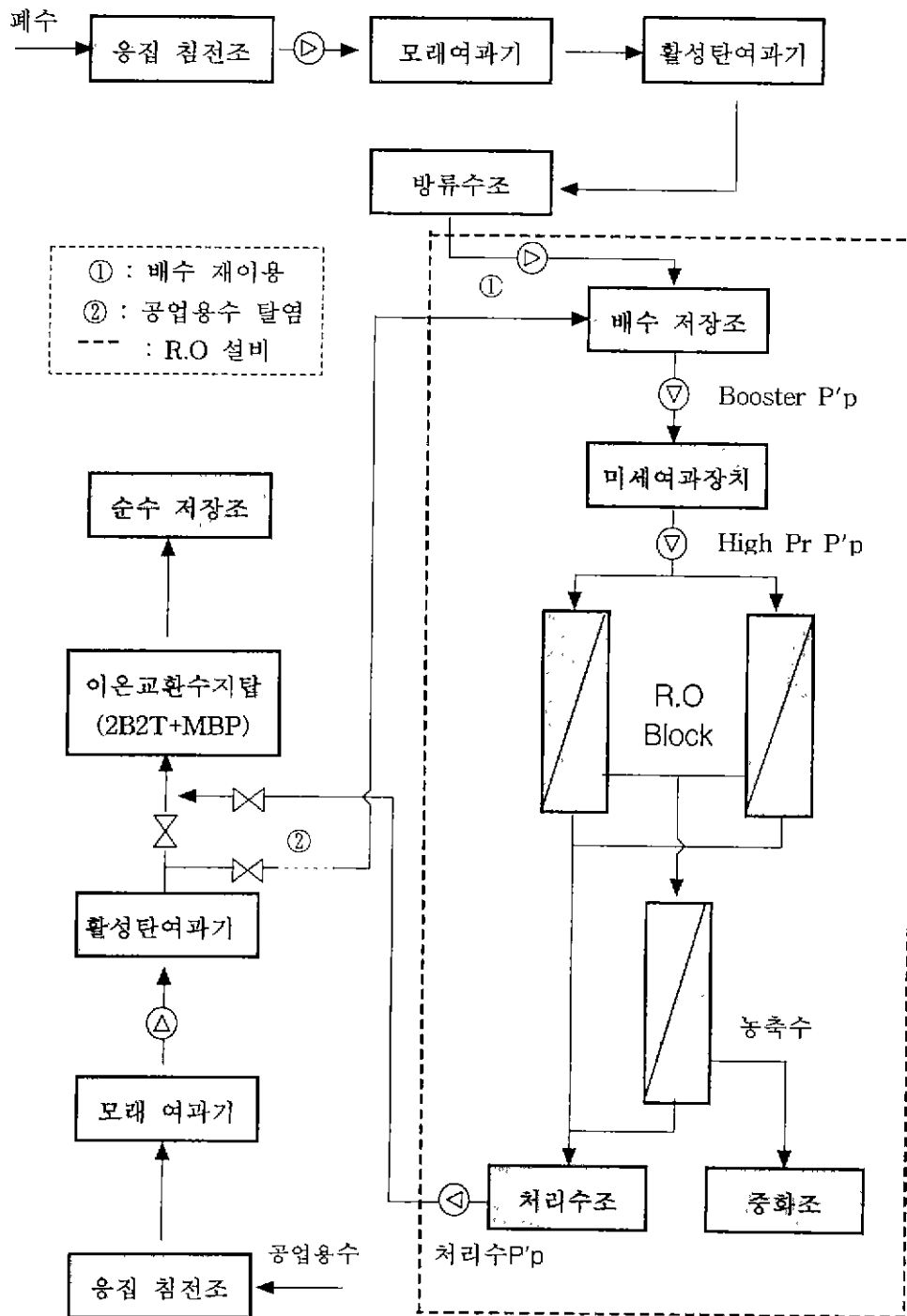


그림 6-1. 저비용 폐수재이용 시스템

6.4 재이용시스템의 현장적용

6.4.1 배경

영남화력발전소는 공업용수 취수원인 낙동강으로서 수질오염정도를 나타내는 전기전도도는 그림6-2와 같으며, 매년 갈수기(10월~5월)에 전기전도도가 물처리실의 설계기준인 $100\mu\text{S}/\text{cm}$ 의 5~6배가 증가되어 발전용수 생산, 공급에 지장을 초래하고

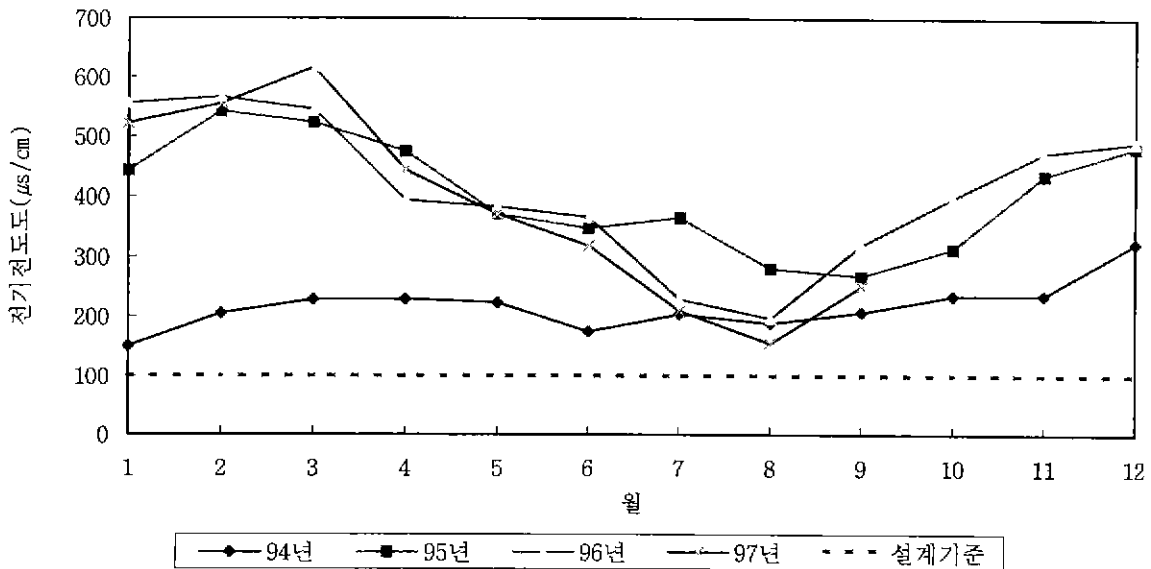


그림 6-2. 연도별 공업용수 전기전도도 현황

있으며, 또한 전기전도도 상승으로 물처리실 설비의 이온교환수지 부하 증가에 의한 채수량 감소로 재생횟수 증가, 재생약품 소모량 및 폐수 발생량이 증가하고 있다. 따라서 폐수 방류수를 재이용하여 발전용수의 안정적 확보와 수질오염물질의 배출량을 저감시켜 환경보전에 기여할 뿐만아니라, 순수생산공정의 이온교환수지탑 부하를 줄여 재생횟수를 감소시키며 재생폐액 발생량을 미연에 저감시키고자 역삼투막장치를 이용한 폐수 무방류시스템을 적용하게 되었다. 영남화력발전소는 폐수처리장의 방류수를 24시간 연속처리 하지 않고 주간에 일시적으로 처리후 방류하고 있기 때문에 폐수처리장 설비를 운전하지 않는 시간에는 공업용수를 처리할 수 있도록 물처리실 활성탄탑 처리수를 역삼투막장치로 처리토록 하였다.

6.4.2 현장적용 결과

역삼투막설비를 이용한 무방류시스템을 영남화력발전소에 적용하여 운전한 결과 폐수방류수의 재이용을 증가, 물처리실 이온교환수지탑 재생횟수와 재생폐수 감소, 재생약품비 절감, 공업용수 사용량 및 용수로 절감, 폐수처리장 운전부하 감소, 폐수처리비 절감 등 연간 약 31,412천원의 경비절감과 발전계통수 수질개선으로 보일러 튜브 수명연장에 기여함은 물론 폐수 무방류시스템 구축으로 환경친화적 기업이미지 제고에 일익을 담당하게 되었다.

6.4.2.1 처리수 수질

물처리실의 활성탄탑 처리수 및 폐수처리장의 방류수를 역삼투막장치를 이용하여 처리한 결과 수질은 표 6.1과 같다. 표에서 보면 역삼투막장치로 처리시 처리수의 대부분이 제거율 95%이상으로서 원수의 수질보다 매우 양호하기 때문에 순수생산에 재이용할 수 있다.

표 6.1 활성탄탑 처리수 및 방류수의 처리수 수질 분석결과

구분		항목	pH	전도도 (μ S/cm)	총경도 (ppm)	SiO ₂ (ppm)	Cl (ppm)	COD (ppm)	비고 (회수율)
순수처리	원수		7.4	615	110	0.38	45	3.7	
	처리수		5.4	18	none	0.009	1.2	Tr	81.25%
폐수처리	방류수		6.7	5150	220	2.3	125	4.0	
	처리수		5.8	68	none	0.02	10	0.6	62.07%

6.4.2.2 폐수 방류수 재이용율 증가

영남화력발전소의 '96년 폐수 처리량은 65,052m³이었으며 이중 1,411m³을 재이용하여 폐수의 재이용율이 약 2.1%였으나, '97. 1월에 역삼투막장치를 이용한 폐수 무방류시스템을 설치한 이후 그림 6-3에서와 같이 방류수의 재이용율이 계속 증가하여 9월에 재이용율이 약 52%(방류수 처리량 2,216m³, 재이용량 1,146m³)까지 증가하였다.

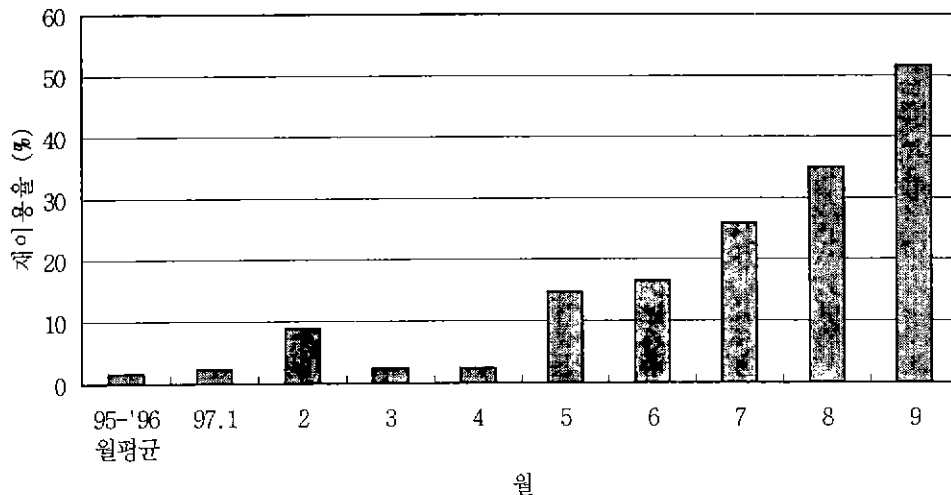


그림 6-3 방류수 재이용율 변화

6.4.2.3 순수생산 설비 효율향상

물처리실의 활성탄탑 처리수를 역삼투막설비로 처리시 처리수의 전기전도도값은 표 6.2에서와 같이 $18\mu\text{S}/\text{cm}$ 이고, 최종 방류수를 역삼투막설비로 처리한 처리수의 전기전도도값은 $68\mu\text{S}/\text{cm}$ 로서 활성탄탑을 거친 물의 전기전도도값인 $615\mu\text{S}/\text{cm}$ 보다 매우 우수하기 때문에 역삼투막장치의 처리수를 순수생산에 사용하여 이온교환수지의 부하를 감소시키므로써 이온교환수지의 수명을 연장(교체비용 저감)시킬 뿐만아니라, 표 6.3, 6.4와 같이 이온교환수지의 재생횟수를 연 747회에서 연 278회로 469회를 줄여 재생약품 사용량을 저감시킴으로 재생폐액 발생량을 19,974톤/년 줄여 재생약품비를 16,634천원/년 절감하였다. 또한 음이온 교환수지탑 재생용 증기비 757천원 절감 등 순수생산비용을 절감하였다.

표 6.2 RO 설비 운전 전·후의 이온교환수지탑 재생 cycle 비교

구 분	양 이 온 교환수지탑(톤)	음 이 온 교환수지탑(톤)	혼 상 탑 (톤)
R.O 설비 운전전	280 ~ 340	210 ~ 280	4,300
R.O 설비 운전후	600 ~ 1,600	600 ~ 1,400	15,000

표 6.3 RO 설비 운전 전·후의 재생폐액량 변화

구 분	양 이 온 교환수지탑	음 이 온 교환수지탑	혼상이온 교환수지탑	계
RO 설비 운전전 (회/년)	316	415	16	747
RO 설비 운전후 (회/년)	108	162	8	278
감소 (회/년)	208	253	8	469
재생폐수 감소 (톤/년)	9,984 (48톤/회)	9,614 (38톤/회)	376 (47톤/회)	19,974

표 6.4 RO 설비 운전 전·후의 재생약품 사용량 비교

구 분	가성소다 (kg/년)	황 산 (kg/년)	비 고
96년	179,370	8,409	
97년	96,084	33,392	'97년 3 ~ 8월(6개월) 사용량을 년으로 환산
화공약품 절감량(kg)	93,286	47,017	

5.4.2.4 용수사용량 감소 및 용수료 절감

역삼투막장치를 이용하여 방류수를 재이용하는 수량은 연간 약 12,974톤이며, 물처리실의 이온교환수지탑 재생수 절감량이 연 19,974톤으로 공업용수 사용량을 연간 약 32,948톤을 절감하므로써 용수료를 연간 3,986천원 절감하였다.

5.4.2.5 수질향상

발전계통수 수질개선으로 보일러 튜브 수명연장 기여에는 $0.16 \mu\text{S}/\text{cm}$ 으로 크게 변화되어 수질이 약 36% 향상됨을 확인하였다. 따라서 발전계통수 수질이 개선되어 보일러 튜브의 수명을 연장할 수 있게 되었다.

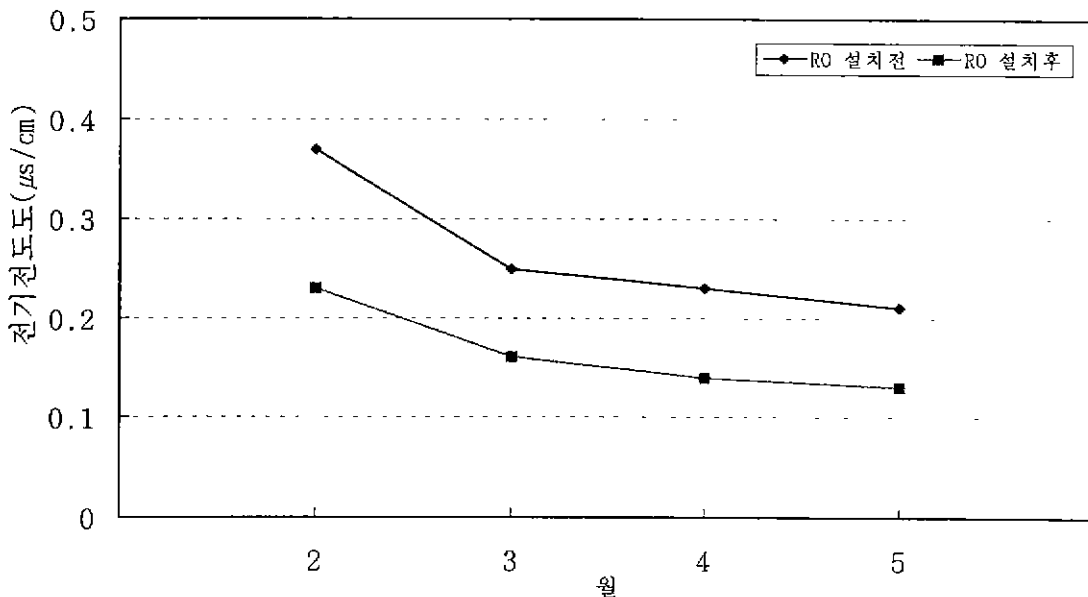


그림 6-4. 계통수 주증기 전기전도도 변화

5.4.2.6 폐수처리장 운전 부하감소 및 폐수처리비 절감

이온교환수지의 재생폐수 감소(19,974톤/년)로 폐수처리장의 운전부하 감소 및 폐수처리비(동력비 381천원, 화공약품비 3,294천원)를 연간 3,675천원 절감하였으며, 폐수 발생량 및 방류량을 줄이고 수질오염물질 배출량을 저감(COD: 112kg/년, SS:132kg/년)시킴으로써 수질환경보전에 큰 기여를 하였다.

5.4.3 경제성 검토

역삼투막장치를 이용한 폐수 무방류시스템을 영남화력발전소에 현장적용하고 전처리설비를 개선하여 '97년 3월~8월에 운전한 실적을 근거로 경제성을 검토한 결과 표 6.5와 같이 연간 31,412,951원의 경비를 절감하였으며, 3년이내에 투자비를 회수할 수 있어 경제성이 우수한 것으로 평가되었다.

표 6.5 재이용 시스템 적용후 절감액

구 분	공 업 용수료	재 생 약품비	폐 수 처리비	폐기물 처리비	여과막 교체비	재 생 증기비	계
금액 (천원)	3,986	16,634	3,675	2,580	3,780	757	31,412

6. 결 론

국내 전력사업에서 적용한 발전용수 생산기술 변화추이와 근래에 가장 경제적이며 효율적인 막분리기술의 적용 사례를 중심으로 기술하였다. 향후 국내 물부족문제와 환경오염을 고려하여 보다 경제적이고, 환경친화적인 공정개발이 요구되는 추세이다. 이에 따라 전력연구원에서는 기존의 고전적인 전처리설비를 대체할 수 있는 막분리공정과 이온제거공정은 전기분해법과 막분리를 혼용한 새로운 탈염공정을 개발할 계획에 있다.