ISSN(Print): 1225-7672 / ISSN(Online): 2287-822X
DOI http://dx.doi.org/10.11001/jksww.2015.29.1.065

초순수 생산을 위한 이온교환공정 설계특성 평가

The design parameter evaluation of ion exchange process for ultra pure water production

박세출*,[1]·권병수[1]·이경혁[1]·정관수[2]
Park, Se-Chool*[1]·Kwon, Boung-Su[1]·Lee, Kyung-Hyuk[1]·Jung, Kwan-Sue[2]

[1]K-water, [2]충남대학교 토목공학과
[1]K-water, [2]Chungnam National University, Department of Civil Engineering

ABSTRACT

In this study, cation and anion exchange process for performance evaluation was conducted. A pilot plant for the ultrpure water production was installed with the capacity of 25 m^3/d. The various production rate and regeneration of ion exchange rate were tested to investigate the design parameters. The test resulst was applied to calculate the operating costs. Changing the flow rate of the ion exchange capacity of the reproduction reviewed the cation exchange process as opposed to the design value is 120 to 164% efficiency , whereas both anion exchange process is 82 to 124% efficiency, respectively. This results can be applied for more large scale plant if the scale up parameters are consdiered. The ion exchange capacity of the application in accordance with the design value characteristic upon application equipment is expected to be needed. In this study, the performance of cation and anion exchange resin process was evaluated with pilot plant(25m^3/d). The ion exchange capacity along with space velocity and regeneration volume was evaluated. In results, the operation results was compared with design parameters.

Key words: Ultrapure Water, Ion Exchange Process, Process Optimize, Industrial Water
주제어: 초순수, 이온교환공정, 공정최적화, 산업용수

1. 서 론

물속의 이온이 제거된 순수 및 초순수는 주로 석유화학, 철강, 전자, 반도체, 전기, 섬유 의복 및 의료산업 등에 사용된다. 이 가운데 석유화학, 철강 업종이 공급량의 50%를 차지하고 있으며, 전기, 전자, 섬유의복 업종이 각각 14% 정도를 차지하고 있는 것으로 분석되고 있다. 산업용수는 원수, 침전수를 산업체 용도에 맞게 재처리한 용수이다. 산업용수 주요 용도는 주로 보일러 냉각수, 스팀용수, 반도체 세척용수 등으로 사용한다(K-water, 2007).

순수 및 초순수 등 산업용수 수처리 시장에서 경쟁력을 갖추기 위해서는 다양한 개별 공정에 대한 연구가 이루어져야 한다. 특히, 산업용수에서 이온교환 공정은 물속의 양이온, 음이온을 제거하는 공정으로 수질에 미치는 영향이 크고 중요하다. 금번 연구는 양이온 교환수지 및 음이온 교환수지의 공간속도 변경에 따른 이온교환 용량 효율평가와 양이온교환수지의 제생제인 염산과 음이온교환수지의 제생제인 가성소다의 재생효율에 대한 평가를 실시하여 양이온 및 음이온 교환수지에서의 유량변경에 따른 효율과 재생제량 변경에 따른 효율 제고방안을 연구하고자 한다.

이온교환공정을 이용한 황산염 제거에 대한 기술혁신에 대한 연구는 다양한 산업분야에서 발생되는 황산염을 효율적으로 제거하기 위해 이온교환 기술의 특성을 연구하여 최적화하였다. 황산염 제거를 위한 기술은 광산, 금속가공, 펄프와 종이, 하수처리, 화학제조와 같은 산업에서 환경 기준 준수를 위해 필요로 하다. 일반적으로 황산염 제거를 위한 기술 역삼투공

Received 04 December 2014; Revised 02 February 2015; Accepted 06 February 2015
*Corresponding author: Park, Se-Chool (E-mail: parksc@kwater.or.kr)

정, 이온교환공정 등 이온을 제거하는 기술이 주로 사용되고 있으나 하나 이상의 기술적, 경제적인 제한이 있다. 새로운 황산염을 제거하는 규정을 충족하는 새로운 이온 교환 기술의 특성과 제품에 대한 내용이다(David et al., 2009). 여기서는 이온 교환 기술의 설계인자 검증을 통한 이온 교환 용량, 재생 효율 등의 기술의 특성을 파악해 보기로 한다.

양이온교환공정과 음이온교환공정에서 이온교환수지의 교체 주기에 대한 연구에서 이온교환수지의 사용기간 증가에 따른 운영비용을 분석하여 최적의 이온교환수지 교체 주기를 선정하여 운영비 및 교체비를 최적화하는 방안을 연구하였다. 사용 기간의 증가에 따라 이온교환수지는 열화 등의 원인으로 이온교환용량이 감소하며 이로 인해 재생 시 비용은 증가한다. 비용에는 인건비, 재생제 사용비용, 용수비, 폐수처리비 등이 포함된다(Ted et al., 2008).

순수공정을 사용하는 발전소에서는 증가하는 재사용수의 비용절감을 위한 혁신적인 이온교환공정 개발을 통해 탈황을 위한 이온교환공정을 최적화 하였다. 이온교환공정에 있어서 세가지 사례 연구는 이온교환공정 기술이 발전소에서 방대한 물을 재사용할 수 있도록 하는 가능성을 열었으며 반면 용수, 전력, 재생제 그리고 ZLD (Zero Liquid Discharge) 시스템에 대한 자본적 지출을 절약할 수 있게 되었다. 발전소에 냉각수, 냉각탑 그리고 재처리 수조의 수처리 등의 사례연구를 바탕으로 이러한 비용절감이 가능하였다(David et al., 2010).

NOM (Nature Organic Material) 제거를 위한 최적 이온교환수지 사용에 대한 연구를 수행하여 흡착모델에 대한 분석을 하였다. 이온교환수지 반응기의 유체역학적 흐름에 대한 분석을 통해 최적 이온 교환 수지량에 대한 방안을 제시하였다(Shaoying et al., 2012).

2. 재료 및 실험방법

2.1 재료의 이온교환용량 측정

원수 수질은 3회의 수질분석을 실시하여 평균값을 정리하였다. Table 1은 양이온과 음이온에 대한 유입수질을 분석하여 나타내었다. 양이온의 총합은 57.09 g-$CaCO_3$/m^3이며 음이온의 총합은 29.17 g-$CaCO_3$/m^3이다. 시간에 따른 수질의 변화는 10%이내이다.

Table 1. Cation/Anion Load of Raw Water

Parameter	Ion	Parameter	Water Quality
Cation	Ca^{2+}	mg/ℓ as $CaCO_3$	35.00
	Mg^{2+}	mg/ℓ as $CaCO_3$	7.50
	Na^{+}	mg/ℓ as $CaCO_3$	11.67
	K^{+}	mg/ℓ as $CaCO_3$	2.92
	Fe^{2+}	mg/ℓ as $CaCO_3$	–
	Total Cation	**mg/ℓ as $CaCO_3$**	**57.09**
Anion	HCO^{3-}	mg/ℓ as $CaCO_3$	– (Dagasfier)
	SO_4^{2-}	mg/ℓ as $CaCO_3$	10.63
	NO^{3-}	mg/ℓ as $CaCO_3$	3.87
	Cl^{-}	mg/ℓ as $CaCO_3$	14.62
	Basic Anion	mg/ℓ as $CaCO_3$	–
	SiO_2	mg/ℓ as SiO_2	3.57
	Total Anion	**mg/ℓ as $CaCO_3$**	**29.17**

2.2 초순수 모형 플랜트 현황

본 연구에서는 이온교환공정에서 특정이온이 아닌 전기전도도 및 비저항에 대한 농도의 변화와 통수시간, 통수량 등에 대한 연구를 수행하였다. 양이온 교환공정은 양이온의 이온교환능력과 파과점 도래시점을 평가 할 수 있는 나트륨의 농도를 측정하였으며, 음이온 교환공정에서 음이온의 이온교환능력과 파과점 도래시점을 확인 할수 있는 전기전도도의 농도를 측정하였다.

평가를 위한 초순수 모형 플랜트 시설의 용량은 25 m^3/일 규모이다. Fig. 1과 같이 설비 공정구성은 크게 전처리 공정, 순수처리 공정, 초순수처리 공정 등 3개의 주요 공정으로 구성되어 있으며 개별공정으로는 21개 공정으로 구성되어 있다. 처리수의 목표수질은 반도체급 초순수를 목표로 하며, 주요 수질관리 기준으로는 비저항 18.2 ㏁cm이하, TOC (Total Organic Carbon) 5.0 ppb이하, DO (Dissolved Oxygen) & 실리카 1.0 ppb 이하를 목표로 한다. 최근 반도체급 초순수의 수질과 유사한 수준이다.

2.3 실험내용

초순수 모형플랜트 운영시 양이온교환공정과 음이온 교환공정의 성능을 평가하기 위해 두가지 실험을

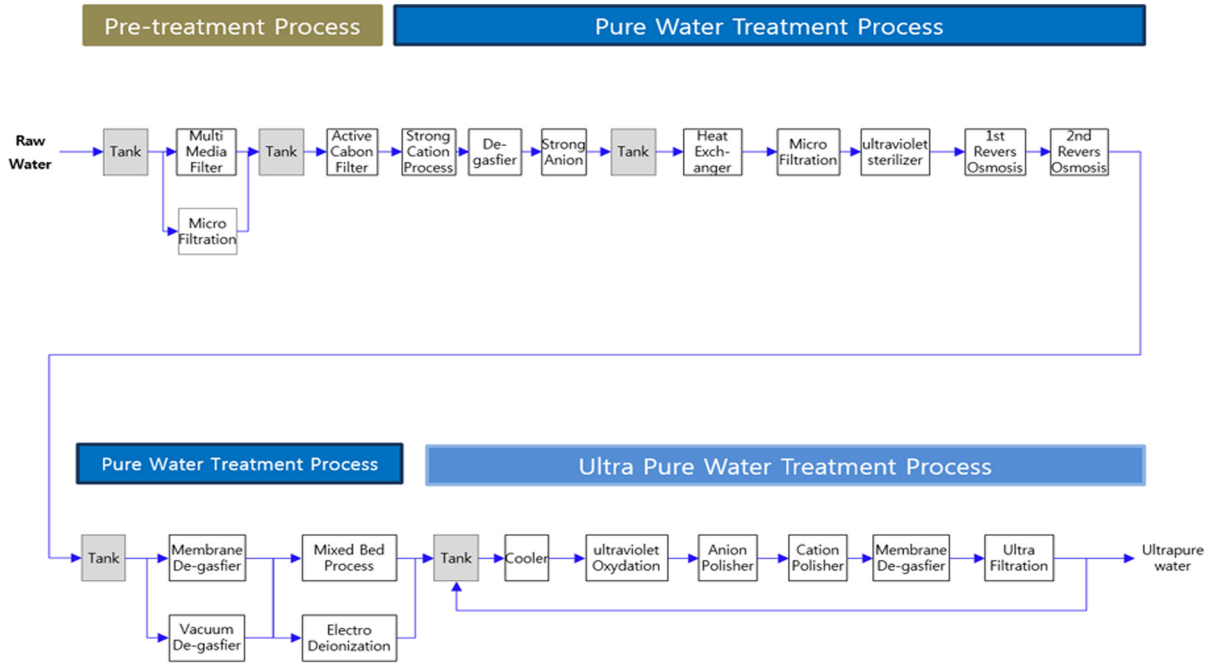

Fig. 1. Pilot plant diagram of ultrapure water.

Table 2. Specification of strong cation ion exchange process

Process	Parameters	Specification
Cation Exchange Process	Diameter	400 mm
	height	1830 mm
	strong cation ion exchange Resin	Type : strong acid cation exchange resin, Gel Type Volume : 125 ℓ/unit Maker : ROAM & HAAS Model : AMBERJET 1000H
	Regeneration	Regeneration Level : 100g as 100% HCl /ℓ- resin Regeneration Chemical : 35% HCl
Anion Exchange Process	Diameter	450 mm
	height	2500 mm
	strong anion ion exchange Resin	Type : strong base anion exchange resin, Gel Type Volume : 200 ℓ/unit Maker : ROAM & HAAS Model : AMBERJET 4200CI
	Regeneration	Regeneration Level : 160 g as 100% NaOH / ℓ-resin Regeneration Chemical : 25% NaOH

실시하였다. 첫째는 공간속도에 따른 이온교환용량을 평가하였으며, 두 번째로는 이온교환용량과 재생제 사용량을 평가하였다. 이온교환수지의 이온교환용량은 가장 중요한 인자이며 이온교환용량에 따라 재생주기, 운전시간, 충진량 등이 변화되므로 최적의 운영조건 검토가 필요하다. 이온교환공정의 생산수량에 따른 처리수질을 비교하기 위하여 비교 평가항목으로 설계 이온교환용량과 실제 이온교환용량을 검증하였다.

2.4 모형플랜트 중 이온교환공정 현황

양이온교환공정과 음이온교환공정에 대한 반응기의 사양과 내부에 충진된 이온교환 수지의 사양은 Table 2와 같이 나타내었다.

이온교환공정은 이온을 교환하고 더 이상 이온교환이 불가능하게 되면 파과점에 도래하여 재생을 실시한 후 이온교환수지를 재사용한다. 즉, 이온교환수지를 재사용 하기 위해서는 재생제를 사용하여 재생을 실시하게 된다. 양이온교환공정에서 양이온교환수지 양은 125L 기준으로 재생시 발생되는 폐액량은 1.7㎥이며, 총 재생시간은 111분 이다. 재생공정은 운전이 정지되면 역세척을 실시하고 이후 침전 후 재생약품이 주입된다. 약품주입으로 이온교환수지가 재생이 되고 이후 배수, 세척1, 세척2, 순환 공정이 진행되며 각 공정별 시간, 유량, 폐액량 등으로 나타낼 수 있으며 이온교환공정의 상세한 재생절차는 Table 3, Table 4와 같이 나타내었다.

Table 3. Regeneration process of strong cation exchange process

No	Process	Time (min)	Water (m^3/hr)	Waste Water (m^3)
1	Service	3,000	1.9	–
2	Stop	1	–	–
3	Backwash	10	1.9	0.32
4	Settling	7	–	–
5	Chemical feeding	28	0.63	0.29
6	Displacement	30	0.55	0.28
7	Rinse1	10	1.9	0.32
8	Rinse2	15	1.9	0.48
9	Circulation	10	1.9	0.32
10	Finish	–	–	–
	Sum	3,111		0.89

Table 4. Regeneration process of strong anion exchange process

No	Process	Time (min)	Water (m^3/hr)	Waste Water (m^3)
1	Service	6,000	1.9	–
2	Stop	1	–	–
3	Backwash	10	1.6	0.27
4	Settling	7	–	–
5	Chemical feeding	35	1.6	0.93
6	Displacement	20	1.44	0.48
7	Rinse1	10	1.6	0.27
8	Rinse2	15	1.6	0.40
9	Circulation	10	1.9	0.32
10	Finish	–	–	–
	Sum	6,108		1.68

3. 실험 결과 및 고찰

3.1 공간속도(SV, Space Velocity) 변경에 따른 이온교환용량 평가

양이온교환공정, 음이온교환공정의 이온제거의 최적 처리효율을 측정하기 위해 공간속도 변경에 따른 이온교환용량에 대한 실험을 실시하였다.

3.1.1 양이온교환공정 공간속도 변경 따른 이온교환용량 평가

양이온교환공정에서 유량을 3회 변경하여 실험하였으며 결과는 Table 5와 같이 나타내었다. 양이온교환공정에서 설계 이온교환용량은 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin이며 공간속도는 15 hr^{-1}이나, 공간속도를 8.24 hr^{-1}, 14.4 hr^{-1}, 17.84 hr^{-1}로 변경하여 평가하였다. 이는 모형플랜트의 유량을 변경할 수 있는 최대치와 최소치에 대당하며 공간속도를 더 높이거나 더 낮추기 위해서는 설비의 개선이 필요하다. 공간속도를 변경하여 이온교환용량을 평가한 결과 설계 이온교환용량이 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin와 비교하여 68.3, 80.4, 73.7g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 변화하였다.

Fig. 2는 공간속도의 변경에 따른 생산수량과 나트륨의 경향성을 나타내었다. 생산수의 수질 중 나트륨 계측기를 이용하여 500 ppb 이상이 되는 시점까지 생산수량을 산출하여 나타내었다. 양이온교환공정에서 3회의 실험결과 설계유량(공간속도) 15 hr^{-1}와 비교하여 14.4 hr^{-1}에서 최적 이온교환용량 및 생산수량을 나타내었다.

생산수량은 설계값 120 m^3와 비교하여 124~146%의 효율로 측정되었으며, 이온교환용량도 설계값 55g-$CaCO_3$/ℓ-R과 비교하여 124~146%의 효율로 측정되었다. 이에 대한 원인으로는 신품 이온교환수지 사용으로 초기 처리효율 및 재생효율이 좋았을 것으로 판단된다.

양이온교환수지의 이온교환용량은 사양이 2당량(eq, 100g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이며, 음이온교환수지의 이온교환용량은 1당량(eq, 50g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이나, 양이온교환수지는 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin, 음이온교환수지는 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 적용하였다. 즉 이온교환수지의 사양과 비교하여 양이온교환수지는 55%를 음이온교환수지는 70%를 적용하였다.

Table 5. The results of the ion exchange capacity along with flow rate change

Parameters	Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
SV (hr^{-1})	15	8.24	14.4	17.84
Flow rate (m^3/hr)	1.90	1.03	1.80	2.23
Hours of operation (hr/cycle)	63	145	81	72
The sum of the production volume (m^3/cycle)	120.0	149.5 (124%)	176.1 (146%)	161.3 (134%)
Ion exchange capacity (g-$CaCO_3$/L-Resin)	55.0	68.3 (124%)	80.4 (146%)	73.7 (134%)

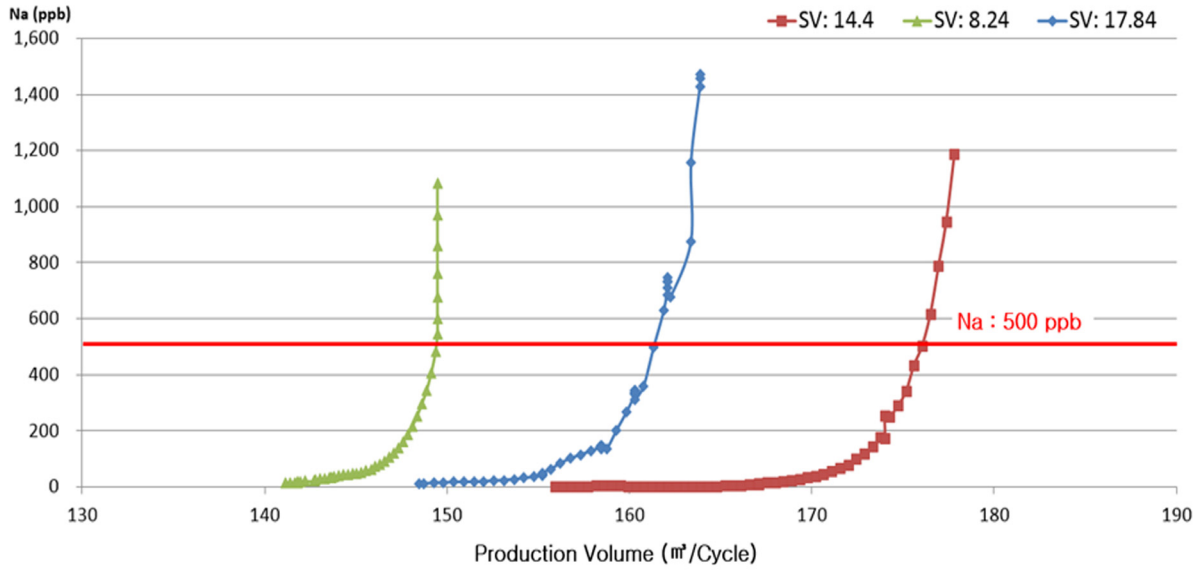

Fig. 2. Trends in production volume and sodium along with the flow rate changes.

3.1.2 음이온교환공정 공간속도 변경 따른 이온교환용량 평가

음이온교환공정에 유량을 3회 변경하여 실험하였으며 결과는 Table 6과 같이 나타내었다. 음이온교환공정에서 설계 이온교환용량은 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 이며 공간속도는 9.5 hr^{-1}이나, 공간속도를 5.8 hr^{-1}, 8.25 hr^{-1}, 12.3 hr^{-1}로 변경하여 평가하였다. 이는 모형플랜트의 유량을 변경 할 수 있는 최대치와 최소치에 대당하며 공간속도를 더 높이거나 더 낮추기 위해서는 설비의 개선이 필요하다. 공간속도를 변경하여 이온교환용량을 평가한 결과 설계 이온교환용량이 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin와 비교하여 37.5, 37.3, 28.9g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 변화하였다.

Fig. 3는 공간속도의 변경에 따른 생산수량과 전기전도도의 경향성을 나타내었다. 생산수의 수질 중 전기전도도 계측기를 이용하여 7 ㎲/㎝ 이상이 되는 시점까지 생산수량을 산출하여 나타내었다. 음이온교환공정에서 3회의 실험결과 설계유량(공간속도) 9.5 hr^{-1}와 비교하여 5.8 hr^{-1}에서 최적 이온교환용량 및 생산수량을 나타내었다.

생산수량은 설계값 240 m^3/회와 비교하여 124~146%의 효율로 측정되었으며, 이온교환용량도 설계값 35g-$CaCO_3$/ℓ-R과 비교하여 124~146% 의 효율로 측정되었다. 이에 대한 원인으로는 신품 이온교환수지 사용으로 초기 처리효율 및 재생효율이 좋았을 것으로 판단된다.

양이온교환수지의 이온교환용량은 사양이 2당량(eq, 100g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이며, 음이온교환수지의 이온교환용량은 1당량(eq, 50g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이나, 양이온교환수지는 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin, 음이온교환수지는 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 적용하였다. 즉 사양에 대비하여 양이온교환수지는 55%를 음이온교환수지는 70%를 적용하였다.

Table 6. The results of the anion exchange capacity along with the flow rate change

Parameters	Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
SV (hr^{-1})	9.5	5.8	8.25	12.3
Flow rate (m^3/hr)	1.90	1.16	1.65	2.46
Hours of operation (hr/ cycle)	127	221	154	80
The sum of the production volume (m^3/cycle)	240.4	257.2 (107%)	255.7 (107%)	197.9 (82%)
Ion exchange capacity (g-$CaCO_3$/L-Resin)	35.0	37.5 (107%)	37.3 (107%)	28.9 (82%)

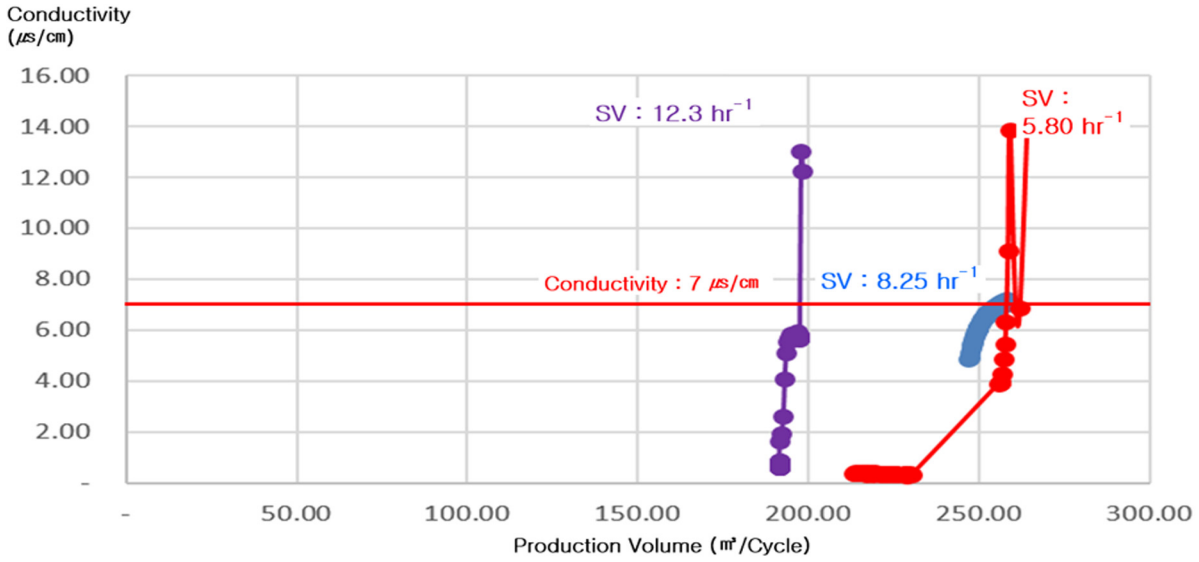

Fig. 3. Trends in production volume and conductivity along with the flow rate changes.

3.2 재생제량 변경에 따른 이온교환용량 평가

3.2.1 양이온교환공정 재생제량 변경 따른 이온교환용량 평가

양이온교환공정에서 재생재량을 3회 변경하여 실험하였으며 결과는 Table 7과 같이 나타내었다. 양이온교환공정에서 설계 이온교환용량은 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 이며 재생제량은 100 g-HCl/ℓ-Resin 이나, 재생제량을 75 g-HCl/ℓ-Resin, 100 g-HCl/ℓ-Resin, 200 g-HCl/ℓ-Resin 으로 변경하여 평가하였다. 이는 75 g-HCl/ℓ-Resin 보다 낮을 경우 재생 불량으로 수질이 회복되지 않았으며 200 g-HCl/ℓ-Resin 이상에서는 재생제 사용량이 증가하여 재생 효율이 급격히 낮아졌다. 그럼으로 재생제량을 75, 100, 200 g-HCl/ℓ-Resin 의 수준으로 평가하였다. 재생제량을 더 높이거나 더 낮추게 되면 재생불량이나 불필요한 폐액이 발생됨으로 평가에 의미가 없었다. 재생제량을 변경하여 이온교환용량을 평가한 결과 설계 이온교환용량이 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 와 비교하여 65.8, 78.8, 90.0g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 변화하였다.

Fig. 4는 재생제량의 변경에 따른 생산수량과 나트륨의 경향성을 나타내었다. 생산수의 수질 중 나트륨 계측기를 이용하여 500 ppb 이상이 되는 시점까지 생산수량을 산출하여 나타내었다. 양이온교환공정에서 3회의 실험결과 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin와 비교하여 200 g-HCl/ℓ-Resin에서 최적 이온교환용량 및 생산수량을 나타내었다.

생산수량은 설계값 120 m^3와 비교하여 120~164% 의 효율로 측정되었으며, 이온교환용량도 설계값 55g-$CaCO_3$/ℓ-R과 비교하여 120~164%의 효율로 측정되었다. 이에 대한 원인으로는 신품 이온교환수지 사용으로 초기 처리효율 및 재생효율이 좋았을 것으로 판단된다.

양이온교환수지의 이온교환용량은 사양이 2당량(eq, 100g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이며, 음이온교환수지의 이온교환용량은 1당량(eq, 50g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이나, 양이온교환

Table 7. Strong cation exchange process design condition and result

Parameters	Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
Regenerant amount (g-HCl/ℓ-Resin)	100	75	100	200
Flow rate (m^3/hr)	1.90	1.89	1.87	1.90
Hours of operation (hr/ cycle)	63	76	92	103
The sum of the production volume (m^3/cycle)	120.0	144.0 (120%)	172.6 (143%)	197.1 (164%)
Ion exchange capacity (g-$CaCO_3$/ ℓ-Resin)	55.0	65.8 (120%)	78.8 (143%)	90.0 (164%)

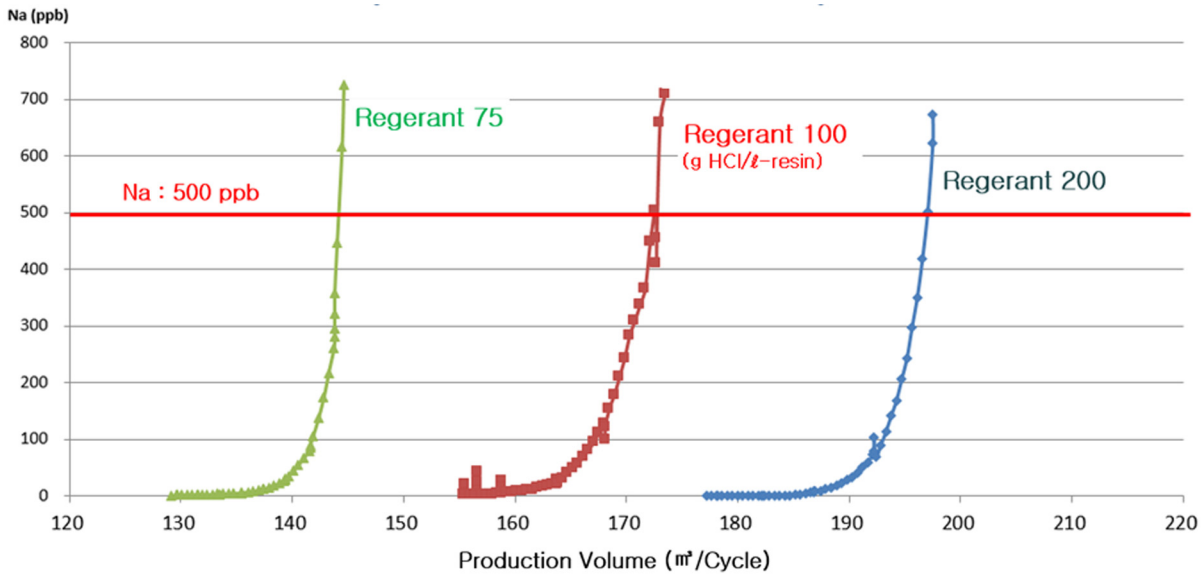

Fig. 4. Trends in production volume and sodium along with the regenerant amount changes.

수지는 55g-$CaCO_3$/ℓ-Resin, 음이온교환수지는 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 적용하였다. 즉 사양에 대비하여 양이온교환수지는 55%를 음이온교환수지는 70%를 적용하였다.

3.2.2 음이온교환공정 재생제량 변경 따른 이온교환용량 평가

양이온교환공정에서 재생재량을 3회 변경하여 실험하였으며 결과는 Table 8과 같이 나타내었다. 음이온교환공정에서 설계 이온교환용량은 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 이며 재생제량은 160 g-NaOH/ℓ-Resin 이나, 재생제량을 120 g-NaOH/ℓ-Resin, 160 g-NaOH/ℓ-Resin, 320 g-NaOH/ℓ-Resin으로 변경하여 평가하였다. 이는 120 g-NaOH/ℓ-Resin 보다 낮을 경우 재생 불량으로 수질이 회복되지 않았으며 320 g-NaOH/ℓ-Resin 이상에서는 재생제 사용량이 증가하여 재생 효율이 급격히 낮아졌다. 그럼으로 재생제 사용량을 120, 160, 320 g-NaOH/ℓ-Resin으로 평가하였다. 재생제량을 더 높이거나 더 낮추게 되면 재생불량이나 불필요한 폐액이 발생됨으로 평가에 의미가 없었다. 재생제량을 변경하여 이온교환용량을 평가한 결과 설계 이온교환용량이 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin와 비교하여 31.8, 37.3, 43.4g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 변화하였다.

Fig. 5는 재생제량의 변경에 따른 생산수량과 전기전도도의 경향성을 나타내었다. 생산수의 수질 중 전기전도도 계측기를 이용하여 7 ㎲/㎝ 이상이 되는 시점까지 생산수량을 산출하여 나타내었다. 음이온교환공정에서 3회의 실험결과 설계 재생제량 160 g-NaOH/ℓ-Resin와 비교하여 320 g-NaOH/ℓ-Resin 에서 최적 이온교환용량 및 생산수량을 나타내었다

생산수량은 설계값 240㎥와 비교하여 91~124%의 효율로 측정되었으며, 이온교환용량도 설계값 35g-$CaCO_3$/ℓ-R과 비교하여 120~164%의 효율로 측정되었다. 이에 대한 원인으로는 신품 이온교환수지 사용으로 초기 처리효율 및 재생효율이 좋았을 것으로 판단된다.

Table 8. Strong anion exchange process design codition and result

Parameters	Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
Regenerant amount (g-NaOH/ℓ-Resin)	160	120	160	320
Flow rate (m^3/hr)	1.90	1.92	1.65	1.90
Hours of operation (hr/ cycle)	126	113	155	156
The sum of the production volume (m^3/cycle)	240.0	217.8 (91%)	255.9 (107%)	297.5 (124%)
Ion exchange capacity (g-$CaCO_3$/L-Resin)	35.0	31.8 (91%)	37.3 (107%)	43.4 (124%)

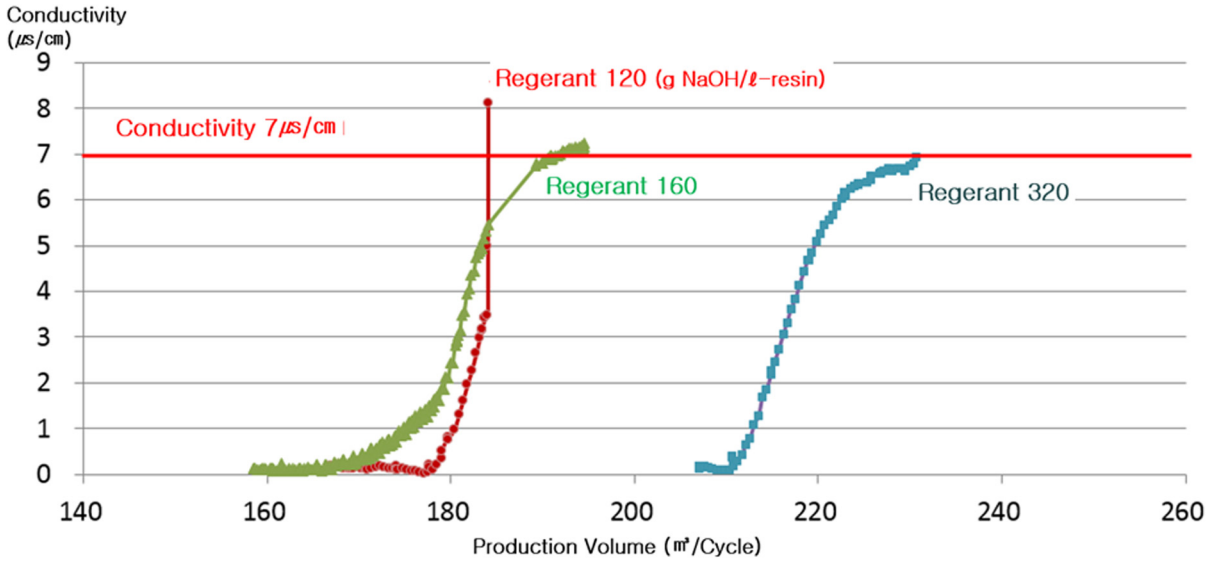

Fig. 5. Trends in production volume and conductivity alog with the regenerant amount changes.

양이온교환수지의 이온교환용량은 사양이 2당량(eq, 100g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이며, 음이온교환수지의 이온교환용량은 1당량(eq, 50g-$CaCO_3$/ℓ-Resin)이나, 양이온교환수지는 55g-CaCO3/ℓ-Resin, 음이온교환수지는 35g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 적용하였다. 즉 사양에 대비하여 양이온교환수지는 55%를 음이온교환수지는 70%를 적용하였다.

3.3 유량변경에 따른 투자 및 운영비 평가

3.3.1 양이온교환공정(SC) 투자 및 운영비 평가

유량 변경에 따른 투자비 및 운영비 분석결과는 Table 9과 같이 나타내었다. 투자비는 초순수 모형플랜트 설치 비용 중 양이온교환공정의 설치비 만을 분리하여 산출하였으며, 이를 20년간 운영하는 것으로 하여 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다. 운영비는 전기사용비용, 재생제 사용비용, 폐수처리비용으로 구성하여 1년간 사용한 비용을 1년간 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다. 이는 양이온교환공정 및 음이온 교환 공정이 동일하다.

양이온교환공정에서 3회의 실험결과 설계 공간속도 15 hr^{-1}와 비교하여 17.8 hr^{-1}에서 최적 투자비 및 운영비를 나타내었다. 투자비는 설계 공간속도 15 hr^{-1}에서 164.3원/m^3이며, 실험결과 303.1원/m^3, 173.4원/m^3, 140원/m^3이며 184%, 105%, 85%로 유량에 따라 투자비 단가가 낮아짐을 알 수 있다.

운영비는 설계 공간속도 15 hr^{-1}가 34.6원/m^3이며, 실험결과 26.6원/m^3, 24.8원/m^3이며 76%, 71%, 66% 수준으로 나타났다.

투자비 및 운영비를 합하여 계산하면 설계 공간속도 15 hr^{-1}가 199원/m^3이며 실험결과 329원/m^3, 198원/m^3, 163원/m^3이며 165%, 99%, 82%로 나타났다.

3.3.2 음이온교환공정(SA) 투자비 및 운영비 평가

유량 변경에 따른 투자 및 운영비 분석결과는

Table 9. Investment and operating cost analysis based on strong cation exchange Process design and experiment (uint: won/m^3)

Parameters		Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
SV (hr^{-1})		15	8.24	14.4	17.8
Flow rate (m^3/hr)		1.9	1.03	1.80	2.23
The sum of the production volume (m^3/cycle)		120.0	149(124%)	176.1(146%)	161.3(134%)
Investment (won/m^3, 20 years)		164.3	303.1	173.4	140.0
Operational (won/m^3)	Power	16.0	14.8	14.8	12.2
	reagent	16.7	10.6	9.0	9.8
	Waste	1.9	1.2	1.0	1.1
	sum	34.6	26.6	24.8	23.1
Total sum (won/m^3)		**198.9**	**329.7**	**198.2**	**163.1**

Table 10. Investment and operating cost analysis based on strong anion exchange process design and experiment (uint: won/㎥)

Parameters		Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
SV (hr-1)		9.5	5.8	8.25	12.3
Flow rate (㎥/hr)		1.90	1.16	1.65	2.48
The sum of the production volume (㎥/cycle)		240.4	257.2 (107%)	255.7 (107%)	197.9 (82%)
Investment (won/㎥, 20 years)		103.4	169.4	119.1	79.9
Operational (won /㎥)	Power	16.0	11.8	11.8	11.8
	reagent	74.4	54.8	52.1	71.4
	Waste	1.9	1.4	1.4	1.9
	sum	92.4	68.1	65.3	85.1
Total sum (won/㎥)		**195.8**	**237.4**	**184.4**	**164.9**

Table 10과 같이 나타내었다. 투자비는 초순수 모형플랜트 설치 비용 중 양이온교환공정의 설치비 만을 분리하여 산출하였으며, 이를 20년간 운영하는 것으로 하여 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다. 운영비는 전기사용비용, 재생제 사용비용, 폐수처리비용으로 구성하여 1년간 사용한 비용을 1년간 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다.

3회의 실험결과 공간속도 9.5 hr^{-1}와 비교하여 12.3 hr^{-1}에서 최적 투자비 및 운영비를 나타내고 있다. 투자비는 설계 공간속도 9.5 hr^{-1}가 103.4원/m^3이며 실험결과 169.4원/m^3, 119.1원/m^3, 79.9원/m^3으로 121%, 94%, 84% 수준으로 유량 증가시 경제적이다.

운영비는 설계 공간속도 9.5 hr^{-1}가 92.4원/m^3 이며 실험결과 68.1원/m^3, 65.3원/m^3, 85.1원/m^3으로 74%, 71%, 92% 수준으로 나타났다.

투자비 및 운영비를 합해보면 설계 공간속도 9.5 hr^{-1}가 196원/m^3이며, 실험결과 165~ 237원/m^3, 84%~121%으로 나타났다.

3.4 재생제 변경에 따른 투자비 및 운영비 평가

3.4.1 양이온교환공정 재생제량 변경에 따른 투자비 및 운영비 평가

양이온 교환공정 재생제량 변경에 따른 투자비 및 운영비 분석결과는 Table 11과 같이 나타내었다. 투자비는 초순수 모형플랜트 설치 비용 중 양이온교환공정의 설치비 만을 분리하여 산출하였으며, 이를 20년간 운영하는 것으로 하여 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다. 운영비는 전기사용비용, 재생제 사용 비용, 폐수처리비용으로 구성하여 1년간 사용한 비용을 1년간 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다.

3회의 실험결과 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin와 비교하여 75 g-HCl/ℓ-Resin에서 최적 투자비 및 운영비를 나타내고 있다.

투자비는 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin에서 164.3원/m^3이며, 실험결과 164.3원/m^3, 100%으로 나타났다.

Table 11. Investment and operating cost analysis based on strong cation exchange process design and experiment (uint: won/m^3)

Parameters		Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
Regenerant amount (g-HCl/ℓ-Resin)		100	75	100	200
Flow rate (m^3/hr)		1.90	1.89	1.87	1.90
The sum of the production volume (m^3/cycle)		120.0	144.0 (120%)	172.6 (143%)	197.1 (164%)
Investment (won/m^3, 20 years)		164.3	164.3	164.3	164.3
Operational (won/m^3)	Power	16.0	11.8	11.8	11.8
	reagent	16.7	8.2	9.0	16.1
	Waste	1.9	1.3	1.0	0.9
	sum	34.6	21.3	21.9	28.8
Total sum (won/m^3)		**198.9**	**185.6**	**186.2**	**193.1**

Table 12. Investment and operating cost analysis based on strong anion exchange process design and experiment (uint: won/m^3)

Parameters		Design condition	1st Test	2nd Test	3rd Test
Regenerant amount (g-NaOH/ℓ-Resin)		160	120	160	320
Flow rate (m^3/hr)		1.90	1.16	1.87	2.46
The sum of the production volume (m^3/cycle)		240.0	255.9 (107%)	297.5 (124%)	217.8 (91%)
Investment (won/m^3, 20 years)		103.4	103.4	103.4	103.4
Operational (won /m^3)	Power	16.0	11.8	11.8	11.8
	reagent	74.4	46.5	48.0	95.0
	Waste	1.9	1.6	1.2	1.2
	sum	92.4	59.9	61.0	108.1
Total sum (won/m^3)		198.9	195.8	163.3	211.5

운영비는 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin가 34.6원/m^3이며 실험결과 21.3원/m^3, 21.9원/m^3, 28.8원/m^3으로 62%, 63%, 83% 수준이었다. 투자비, 운영비를 합하면 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin에서 199원/m^3이며 실험결과 185.6~193원/m^3, 93~97% 수준이었다.

3.4.2 음이온교환공정 재생제량 변경에 따른 투자 및 운영비 분석

음이온교환공정 재생제량 변경에 따른 투자비 및 운영비 분석결과는 Table 12 과 같이 나타내었다. 투자비는 초순수 모형플랜트 설치 비용 중 양이온교환공정의 설치비 만을 분리하여 산출하였으며, 이를 20년간 운영하는 것으로 하여 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다. 운영비는 전기사용비용, 재생제 사용비용, 폐수처리비용으로 구성하여 1년간 사용한 비용을 1년간 생산수량으로 나눠서 원단위를 산출하였다..

3회의 실험결과 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin와 비교하여 75 g-HCl/ℓ-Resin 에서 최적 투자비 및 운영비를 나타내고 있다. 투자비는 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin에서 164.3원/m^3이며, 실험결과 164.3원/m^3, 100%으로 나타났다. 운영비는 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin가 34.6원/m^3이며 실험결과 21.3원/m^3, 21.9원/m^3, 28.8원/m^3으로 62%, 63%, 83% 수준이었다. 투자비, 운영비를 합하면 설계 재생제량 100 g-HCl/ℓ-Resin에서 199원/m^3이며 실험결과 185.6~193원/m^3, 93~97% 수준이었다.

4. 결 론

본 연구에서는 초순수 모형플랜트의 양이온교환공정과 음이온교환공정의 유량 및 재생재의 변경에 따른 이온교환용량을 검토하였으며 투자비 및 운영비에

대한 단가측면의 검토를 병행하여 설계인자를 검증하였다. 특정 이온교환수지를 대상으로 실험이 진행되었으나 현재 Pilot Plant의 이온교환용량과 재생량은 일반적인 이온 교환 공정의 설계범위 이내의 설계치를 기준으로 검증하였다.

1) 설계값과 실험값을 비교한 결과 설계값 대비하여 양이온교환공정의 공간속도 8.2, 14.4, 17.8 hr^{-1}로 변경할 경우 이온교환용량은 68.3, 80.4, 73.7 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 이온교환용량은 설계값인 55 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 대비하여 124%, 146%, 134%로 변화하였다. 또한 음이온교환공정의 공간속도 5.8, 8.2, 12.3 hr^{-1}으로 변경할 경우 이온교환용량은 37.5, 37.3, 28.9 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 이온교환용량은 설계값인 35 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 대비하여 107%, 107%, 82% 로 변화하였다.

2) 양이온교환공정의 재생제량 75, 100, 200 g-HCl/ℓ-Resin으로 변경할 경우 이온교환용량은 65.8, 78.8, 90.0 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 설계값인 55 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 대비하여 120%, 143%, 164%로 변화하였다. 또한 음이온교환공정의 재생제량 120, 160, 320 g-NaOH/ℓ-Resin으로 변경할 경우 이온교환용량은 31.8, 37.3, 43.4 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin으로 이온교환용량은 설계값인 35 g-$CaCO_3$/ℓ-Resin 대비하여 91%, 107%, 124%로 변화하였다.

3) 이온교환공정에서 재생제량의 변경과 공간속도의 변경시에 동일한 경향성을 파악할 수 있었다. 금번 연구에서 모형플랜트의 펌프용량 등의 한계로 공간속도를 더 크게 하지 못했으며, 제생제량의 최소 범위까지 시험은 하지 못했으나, 양이온 및 음이온 교환용량의 경우 상대속도(SV)가 큰 경우 투자비, 운영비 측면에서 가장 경제적인 것으로 분석 되었으며, 재생제량이 최소인 경우 투자비, 운영비 측면에서 가장 경제적인 것으로 분석되었다. 이는 경제적인 운영 및 투자를 위해서는 공간속도는 최대한 크게하고 재생제량은 최대한 적게 유지하면서 자주 재생을 하는 것이 경제적인 것으로 확인되었다.

4) 금번 연구에서 모형플랜트의 펌프용량의 한계로 인해 양이온 교환공정에서 투자비, 운영비가 가장 경제적인 공간속도 17.8 hr^{-1}까지를 검증하였으며 그 이상에서 실험을 위해서는 설비의 개선 등의 추가 조치가 필요하다. 음이온 교환 공정에서의 투자비, 운영비가 가장 경제적인 공간속도 12.3 hr^{-1}까지를 검증하였다. 그 이상에서 실험을 위해서는 설비의 개선 등의 추가 조치가 필요하다.

결론을 종합하면 양이온교환 및 음이온교환 공정에서 상대적으로 공간속도가 큰 경우 투자비, 운영비 측면에서 가장 경제적인 것으로 분석 되었으므로 향후 공간속도(SV)를 금번 실험보다 크게 하여 연구하되, 추가적인 설비의 개선 등을 고려하여야 하며 투자비, 운영비 측면에서 가장 경제적인 최대 공간속도의 도출 연구가 진행되어야 할 것으로 판단된다.

References

Choi, Byeong-Seup (2013), Issue Report of Ultrapure Water Industry and Technology Trends, Korea Agency for Infrastructure Technology Advancement, 2013, 1-16

David, K., Brad, M., Michael, B. and Rick L. (2009) Inovations In Ion Exchange Technology For The Removal of Sulfate, Ultra Pure Water Journal Sept 2009, Vol. 29, No. 9, pp. 21-28

David, K., David, S., Songlin Y., and Teryl M. (2010) Innovative IX Systems For Cost-Effective Increase In Water Reuse In Power Plants, Ultra Pure Water Journal Sep 2010, Vol. 27, No. 9, pp. 20-27

GWI (2010) Global Water Market2011, GWI, Oxford, UK, 2010

K-water (2007), Industrial Water Research of Pure and Ultrapure Water, 2007

K-water (2010(a)), Market Analysis and Efficiency Supply of Industrial Water, 2010

K-water (2010(b)), Understanding of Ultrapure Water Technology,, 2010.12

K-water (2011), The research of Based on Technology for Pure and Ultrapure water treatment plant, 2011.11

Motomura, Y. (1990) Science of Ultrapure water(The Science of Ultrapure water), Research of Based technology for the semiconductor, Realize, Tokyo Japan. 1990

Shaoying, Q., Lance, C. S., and Treavor, H. B. (2012) Determining Minimum Ion Exchange Resin Usage for NOM Removal, Journal of Environmental Engineering Oct 2012, Vol. 138, No. 10, pp. 1058-1066

Ted, C., Kevin, H. and Paul, T. (2009) A Why to Optimize Cation/Anion Resin Replacement Frequency, Ultra Pure Water Journal Opt 2008, Vol. 25, No. 7, pp. 24-

Yabe, K., Motomura, Y., Mizuniwa, T. (2004) Pure and Ultrapure water Technology, Japanese Industrial Standards Committee (JISC),, Tokyo Japan, 2004

Yoshimura, F., Kitagawa, M.(2003) Design of Water Treatment, Japanese Industrial Standards Committee(JISC), Tokyo Japan, 2003

Yoshimura, F. (2002) Technology of Water Treatment, Japanese Industrial Standards Committee(JISC), Tokyo Japan, 2002