

Fouling을 고려한 담수화 장치의 설계



이 윤 표
(한국과학기술연구원)

1989 서울대학교 기계공학과 (박사)
 1989-1990 캐나다 Univ. of Ottawa Postdoc.
 1990-1995 KIST 선임연구원
 1996-현재 KIST 책임연구원



한 희 석
(한국과학기술연구원)

1981-1985 조선대학교 기계공학과 (학사)
 1985-1987 조선대학교 기계공학과 (석사)
 1991-1995 정림 D.S.P 산업(주) 기술연구소
 1995- 현재 KIST 연구원

1. 서 론

물은 인간생활에 있어 절대적인 필요 요소로서 인구의 증가 및 삶의 질 향상에 기인하여 필요한 물의 양이 급격하게 증가하고 있다. 따라서 필요로 하는 충분한 물의 양과 적절한 수질의 물을 시간과 장소에 구애받지 아니하고 경제적인 비용으로 물을 공급받을 수 있는 것이 인간생활에 있어 중요한 일이다. 특히 수계의 지역적인 편중과 이상기후, 산업발달로 야기되는 수질오염 등에 의한 물수급의 어려움은 우리가 해결하여야 할 당면과제이다.

담수화란 물속에 함유되어 있는 염분을 사용하고자 하는 농도로 제거하는 처리공정을 말하는 것으로 담수화방법은 크게 구별하여 보면 증발법, 막법, 전기투석법, 냉동법등이 있다. 이들 담수화 방법중 실용성있는 방법은 증발법과 막법이며 증발법으로 다단 후래쉬 (Multi-Stage Flash)법, 다중효용(Multiple Effect)법, 증기재압축(Vapor Compression)이 있으며 막법으로는 역삼투압(Reverse Osmosis)법이 널리 실용화 되어 있다.

표 1은 국제담수협회 IDA(International Desalination Association)의 1986년 보고로 담수화 방식에 따른 설치현황을 보여주는 것으로 전세계에 5700기 이상이 건설되어 일일 1147만톤의 수량이 담수화되고 있다[1]. 담수화 장치는 극도로 물이 부족한 중동지역을 중심으로 1950년대에 설치된 이래 전세계로 확산되고 있는 상황이다. 최근들어 우리나라에서도 밀집된 공단의 공업용수 부족으로 인해 지역적인 특성을 고려한 해수담수화에 대한 인식이 확산되고 있는 추세이다.

표 1. 담수화방식과 설치상황

방 식	중,소형 해수담수화 (4,000톤/일/כימין)		대형 해수담수화 (4,000톤/일/כימין)		잔물,폐수의 담수화		합 계	
	기수	생산량(톤/일)	기수	생산량(톤/일)	기수	생산량(톤/일)	기수	생산량(톤/일)
다단후래쉬식	595	576,780	405	6,740,230	30	81,888	1,030	7,398,898
다중효용식	240	150,388	26	274,863	274	122,725	540	547,976
중기압축식	400	163,151	0	0	84	87,017	484	250,168
역삼투압식	275	234,644	42	212,390	2,387	2,235,368	2,704	2,682,402
전기투석식	0	0	0	0	846	529,964	846	529,964
냉 동 법	0	0	0	0	0	0	0	0
기 타	35	12,726	2	16,355	63	37,355	100	66,436
합 계	1,545	1,137,689	475	7,243,838	3,684	3,094,317	5,704	11,475,844

담수화장치에 의한 담수는 수계의 대부분을 차지하고 있는 염수(Saline Water)를 이용하여 염수 속에 존재하는 염분농도를 분리하는 공정이므로 이 염도를 분리하기 위해서는 대단위의 에너지(열 또는 전력)가 필요하다. 따라서 적은 에너지 원으로 담수화할 수 있는 처리공정의 개발과 기술이 보다 더 요구 되어지고 있으며 운전중에 발생하는 생산비용 상승요인을 최소화하는 노력이 필요하다.

담수장치에서 파울링은 운전중 담수비용을 상승시키는 주요인이다. 대부분의 담수장치에서는 열전달 면적의 40%가 파울링과 스케일링 문제가 야기되며 이것은 담수화장치의 전체 설비비의 10%를 증가시키고 있다. 또한 파울링된 상태에서 운전을 하는 경우에는 깨끗한 상태에서 운전하는 경우보다 연료소비량이 10~15% 증가하게 된다[2].

여기에서는 담수화에서 야기되는 파울링과 스케일의 발생원리를 살펴보고 이에 대한 제거방안을 기술하여 효율적인 담수화장치의 설계를 제시하고자 한다.

2. 염수(Saline Water)의 종류 및 특징

지구상의 수계에 있어 염수(Saline Water)는 상당한 양의 TDS (Total Dissolved Solids)를 함유하고 있는 물로써 담수화에 의해 음용수, 공업용수 및 관개용수용 등의 수자원이 된다. 이 염의 양은

염수의 종류에 따라 다르며 담수화에 있어서 물은 TDS 농도에 따라 4종류로 구분할 수 있다. TDS 농도에 따라 분류하면 담수(Fresh Water), 짭짤한 물(Brackish Water), 해수(Sea Water), 소금물(Brine)이며 그 분류기준은 표 2와 같다[3].

표 2. 담수화에서의 물의 분류

물의 종류	TDS (Total Dissolved Solids)	비 고
FRESH WATER	1,000mg/l 이하	
BRACKISH WATER	1,000~35,000mg/l	
SEA WATER	35,000mg/l	
BRINE	35,000mg/l 이상	

표 2의 분류기준에 의하면 Brackish water의 TDS 농도는 1,000mg/l이상 35,000mg/l이하를 말하지만 실질적인 담수화에서는 10,000mg/l이하를 Brackish Water라고 한다.

담수화의 주대상인 해수는 지역에 따라 TDS농도가 현저하게 다르며 계절, 시간에 따른 변화도 상당하다. 따라서 국제적으로 표준해수(Standard Sea Water)를 정의하여 염수의 분류기준을 정한다. 표 3은 표준해수의 구성성분을 보여주는 것으로 해수의 구성성분은 양이온(Na, Mg²⁺, Ca²⁺, K) 과 음이온(Cl, SO₄²⁻, HCO³⁻, Br)으로 이루어져 있으며 Na, Cl 이온이 전체 TDS중량의 80%가 되는 것을 알 수 있다.

표 3. 해수의 구성성분(mg/l)

구성성분	성분함량
Sodium Na ⁺	10561
Magnesium Mg ⁺⁺	1272
Calcium Ca ⁺⁺	400
Potassium K ⁺	380
Chloride Cl ⁻	18980
Sulfate SO ₄ ²⁻	2649
Bicarbonate HCO ₃ ⁻	142
Bromide Br ⁻	65
Other Solids	34
TDS	34483
Density(20℃)	1.0243
Water	965517

Chlorinity:19[g/kg], Salinity:34325[g/kg],
 Total hardness:348.6°dH ≅ 62.25mmol/L
 ≅ 1925mg/L CaCO₃

Brine은 담수화에 의해 담수되어지고 남은 염용액을 말하며 초기 해수용액의 TDS량 대부분이 Brine에 존재한다.

염수에서 염의 농도를 염도, S(Salinity)로써 표시하는데 염수속의 염소이온의 양과 일정한 관계가 있다. 따라서 Forch et al 이 제안한 염도와 염화물과의 관계식은 다음과 같다.

$$S(\%) = 0.003 + 1.805Cl(\%) \dots\dots\dots (2-1)$$

실질적으로 염도는 온도에 따라(계절의 변화) 그 변화의 정도가 크므로 담수화장치 설계시 충분히 고려해야할 것이다. 예를들어 해수온도가 14℃에서 34℃로 변화하면 TDS는 32,300ppm에서 44,200ppm으로 변화하며 탁도는 2~10JTU(Jackson Turbidity Units)로 변하게 된다[4] 이와같은 변화는 담수화장치 설계에서 처리시스템구성에 커다란 영향을 주므로 우리나라와 같이 연중 해수온도의 변화가 심한 경우에는 변화범위를 잘 이해하여야 할 것이다.

전술한바와 같이 해수의 복잡한 화학적 특성 때문에 해수담수화 설계에 있어서 철저한 원수분석이 선행되어야 할 것이다. 다음장에서 자세히 설명되겠지만 담수화장치 운전에서 발생하는 주

된 문제점중 하나인 Fouling은 물리 화학적인 문제로 Fouling을 고려한 담수화방식이 선택되어야 하겠다. 전술한 표 1에서 알 수 있듯이 전세계적으로 설치된 담수화장치는 90%정도가 MSF방식의 담수방식이다. 이것은 증발법의 일종으로써 일단 가열된 염수가 포화압력 차이에 의하여 후래쉬 증발, 분리되는 방법이다. 이 방법은 담수장치 성능계수를 높이기 위해 많은 단(Stage)이 필요하여 상대적으로 넓은 공간을 차지하는 단점이 있으나 가열되는 과정이 증발과정이 아니므로 Fouling 우려가 적다. 따라서 에너지 비용 문제가 심각하지 않고 설치면적이 충분한 여유가 있을 때 선호되는 방법이다.

3. Fouling의 특징

3-1. Fouling이 열전달에 미치는 영향

해수담수화의 대표적 방법인 증발법은 포화증기와 유입되는 해수와의 열교환이 연속적으로 일어나면서 담수를 만드는 공정의 시스템이다. 따라서 담수장치 열전달면에서의 열전달 특성을 잘 이해하는 것이 매우 중요한 일이다.

그림 1은 전열면에서 증기로부터 가열(또는 냉각)되어 지는 염수로의 열전달 과정을 보여 주는

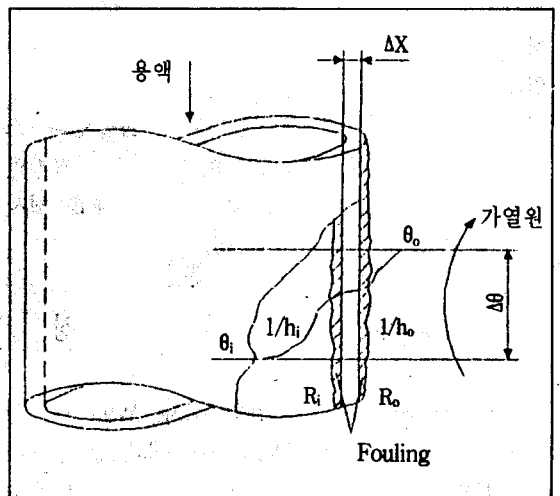


그림 1. 전열면에서의 열전달

것이다. 열역학의 제2법칙에 있어 열전달을 일으키기 위해서는 가열원의 온도는 증발 되어지는 염수의 온도보다 높아야 한다.

이때 가열원의 온도와 용액의 온도차를 $\Delta \theta$ 라 하면 전열면적 A를 가진 열교환기에서의 열유속 Q는

$$Q = U A \Delta \theta \text{ (kJ/s 또는 kW)} \dots\dots\dots (3-1)$$

이다. 여기에서 $U(\text{kJ/sm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ 또는 $\text{kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$)는 열교환기에서의 총괄 열전달 계수이며 다음과 같이 정의 된다.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + R_i + \frac{\Delta x}{k} + R_o + \frac{1}{h_o} \dots\dots\dots (3-2)$$

이다.

여기에서 $\frac{1}{U}$ 는 열전달에 있어서의 총 열저항

h_i, h_o 는 관 내, 외측 열전달 계수

R_i, R_o 는 관 내,외측 오염에 의한 저항

$\frac{\Delta x}{k}$ 열 전달면 벽면두께에 의한 열저항 이다.

식(3-1)로 부터 알 수 있듯이 총괄 열전달 계수 U값이 크면 클수록 좋다. 따라서 U 값을 크게하기 위해서는 열전달 면을 깨끗이 하여야 하며 ($R_i, R_o \ll$), 얇은 관을 사용해야 하고 ($\Delta x/k \ll$), 액체와 벽사이에 강한 열전달 ($h_i, h_o \gg$) 이 일어나도록 하여야 한다.

그림 2는 MSF 담수장치의 열교환 튜브에서의 온도강하를 열저항으로 보여주는 것으로 약 40% 정도가 Fouling에 의한 열저항 때문임을 알 수 있다. 이 의미는 Fouling 상태에서의 열전달계수 U_F 가 초기 깨끗한 전열면 상태에서의 열전달 계수 U_c 의 30%~65% 정도로써 같은 전열면적에서 전달되는 열량이 U_F 에 의해 변화되어짐을 의미한다. 결과적으로 Fouling이 심할수록 필요한 증기 소모

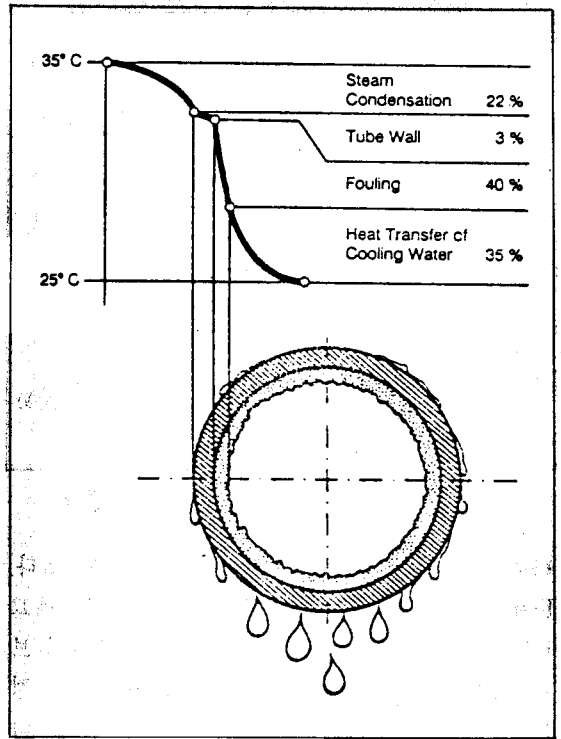


그림 2. 열교환 튜브에서의 온도강하

량이 증가되거나 담수장치의 온도효율이 떨어져 생산량을 감소하게 한다.

이전열면에서의 Fouling 계수 R_F ($\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$)는 식(3-2)로부터 유도하여 다음과 같이 된다.

$$R_F + R_o = \frac{1}{U_F} - \frac{1}{U_c} \dots\dots\dots (3-3)$$

또한 담수장치에서는 열교환면의 오염정도를 표시하는 계수로써 세정계수가 이용되는데 U_F/U_c 의 무차원 계수이다.

그림 3은 실험을 통하여 식(3-3)에 의해 계산된 Silica Fouling 저항값으로 시간에 따라 Fouling 저항값이 급속히 증가함을 보여준다. 따라서 열교환면에 Fouling이 생성됨으로 Fouling에 의한 열저항값이 다른 열저항값보다 크게 되어 전열면을 통한 열전달량은 Fouling의 크기에 좌우하게 된다. 그림에서 초기에 Fouling 저항값이 음수로 나

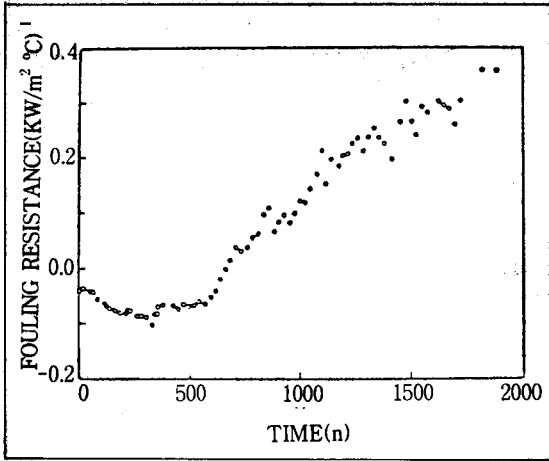


그림 3. Silica 의한 Fouling 열저항의 변화

타나는 이유는 다음과 같이 설명할 수 있다. Fouling 열저항 계산시 총열전달계수 U_c 는 매끄러운 튜브를 가정하여 산출되었으나 실제의 튜브는 거칠기 때문에 오히려 증가한다. 따라서 측정된 값인 U_F 에서의 표면적은 매끄러운 튜브보다 증가함으로써 오는 오차이다.

3-2. Fouling의 일반적 모델

담수장치에서의 Fouling은 운전중에 발생하는 현상으로 Fouling의 형성과정은 운전시간에 종속된다. 그림 4는 생물학적 파울링과 부식에 의한 파울링이 없다는 가정에서 실험을 통하여 얻은 파울링곡선으로 일정시간이 경과한 후에 파울링에 의한 열저항은 점근적으로 거의 일정한 값을 갖게 된다. 이와같은 파울링 곡선에 적용할 수 있는 파울링 모델은 Kern-Seaton 방정식으로 다음과 같다.[2]

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_d - \dot{m}_r \dots \dots \dots (3-4)$$

여기에서 $\frac{dm}{dt}$ 은 시간에 따른 Fouling 질량,

\dot{m}_d 는 퇴적율과 \dot{m}_r 는 제거율이라 하고 그 식은 다음과 같다.

$$\dot{m}_d = K_1 U C \dots \dots \dots (3-5)$$

$$\dot{m}_r = K_2 T_w X \dots \dots \dots (3-6)$$

식(3-4)에 $m = \rho_d X = \rho_d \lambda_d R_f$ 를 대입하고 적분하면 다음과 같은 식으로 전개된다.

$$R_f(t) = R_f^* [1 - e^{-t/t_c}] \dots \dots \dots (3-7)$$

여기에서 R_f^* 는 점근 Fouling 열저항으로

$$\frac{K_1 U C}{K_2 \lambda_d T_w} \text{ 이고 } t_c \text{는 시간상수로}$$

$$\frac{1}{b} = \frac{1}{K_2 T_w} \text{ 이다.}$$

그림 4의 실험으로부터 Kern - Seaton식을 적용하여 Fouling 열저항을 구하면 다음과 같은 관계식을 얻을 수 있다.

$$R_f = 10^6 [1 - e^{-141 \times 10^{-6} t}] \dots \dots \dots (3-8)$$

이식에서 점근 Fouling 열저항 R_f^* 는 10^6 으로 식과 그림이 일치함을 볼 수 있다.

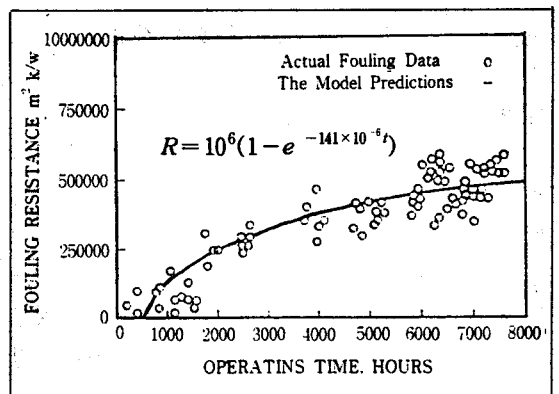


그림 4. Fouling 모델식과 실험 데이터와의 관계

4. 해수담수에서의 Fouling

해수의 물리 화학적성질은 매우 복잡하여 Fouling을 형성하는 원리가 단순하지않다. 일반적으로 Fouling(또는 Scaling)은 해수의 화학적, 물리적 성질에 의해 경계면에 퇴적되는 바람직하지 않은 고체퇴적물로 정의되며 기초적인 분류는 다음과 같다.

4-1. Biological Fouling

해수중에 존재하는 부유물질 또는 조개류, 해초 등과 같은 미생물에 의해 담수장치 경계면에 축적되어 발생하는 Fouling으로 중력에 의해 퇴적되어 발생하므로 Sedimentation Fouling이라고도 한다.

그림 5는 Fouling의 생성과정을 보여주는 것으로 유기물 흡입단계, 표면으로의 이동단계, 표면에 부착단계, 표면으로의 제거단계, 퇴적단계를 경과하면서 Biological Fouling이 형성되게 된다.

이런 종류의 Fouling은 역삼투압 담수장치에서 특히 주의해야할 대표적인 Fouling형태로서 발생 원인이 유입되는 염수에 존재하는 미생물 때문으로 미생물을 효과적으로 제거하는 연속적 처리방법과 간헐적인 처리방법을 담수공정에 조합하는 것이 바람직하다 하겠다. Held, H.D., Kuhlwasser Essen의 보고에 따르면 염소를 0.2~0.3ppm으로 유지하면 염수에서의 Biological Fouling이 일어나지 않는다고 한다[5].

4-2. Alkaline Scale 에 의한 Fouling

일반적으로 화학적 특성에 의한 Fouling을 형성하는 구성물질은 물속에서 이온으로 존재한다. 이들 이온의 결합은 물속에서 낮은 용해도를 갖는 화합물을 형성하며 용해도가 초과되면 이 화합물은 고체로 침전되어 물속에서 부유물질로 남아있거나 표면에 달라붙어 스케일을 형성하게 된다.

염수용액의 온도가 71.1℃이상으로 상승하면

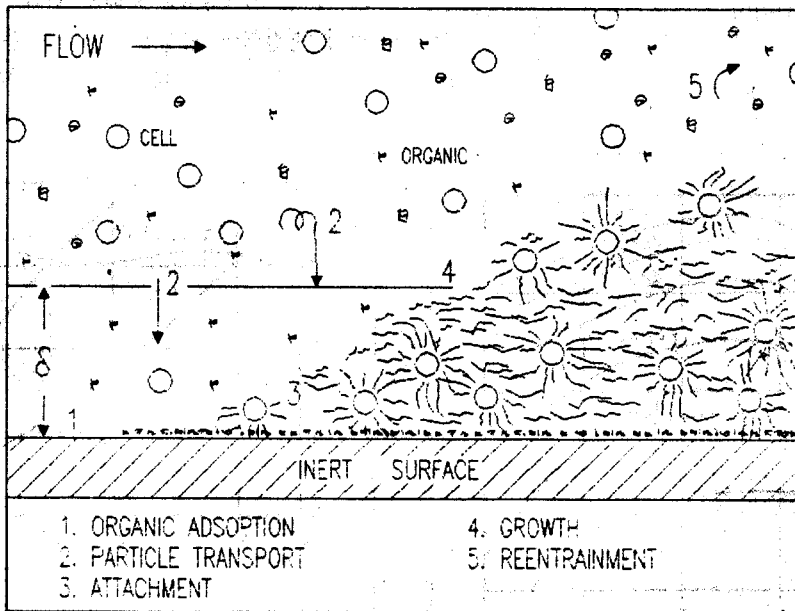
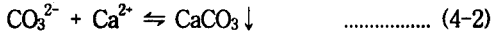
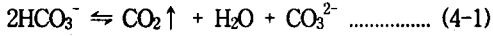
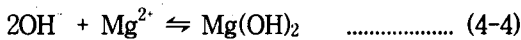
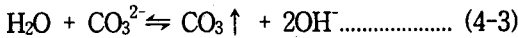


그림 5. 미생물에 의한 Fouling 생성과정

2HCO_3^- 은 이산화탄소, 물과 탄산염이온으로 분해되어져 다음과 같은 화학적 반응을 일으킨다.



또한 연속적으로 가열하여 온도가 90°C 이상에서는 다음과 같이 반응이 일어난다.



위와 같이 반응하여 생성된 화합물 CaCO_3 와 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 는 물에 잘 용해되지 않고 침전되어진다. 이 침전물에 의해 발생한 스케일을 Alkaline 스케일이라 한다.

Langelier는 1935년 CaCO_3 스케일형성을 예측할수 있는 LSI(Langelier Saturation Index)를 발표하였는데 담수에서 TDS농도가 4000ppm 범위에서만 예측이 가능하다. Stiff와 Davis는 보다 넓은 범위에서 정확성 있는 SI(Scale Index)를 다음과 같이 제안하였다[6].

$$\text{SI} = \text{pH actual} - \text{pH saturation} \dots\dots\dots(4-5)$$

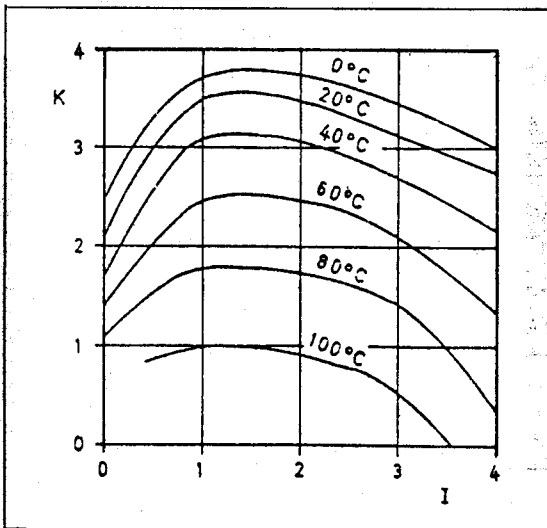


그림 6. CaCO_3 에 대한 K값과 이온세기와의 관계

여기에서 pH saturation은 $K + \text{pCa} + \text{pAlk}$ 로 K는 그림 6으로부터 얻을수 있는 상수이며 pCa는 $\log(1/(\text{mol Ca}^{2+}/\text{l}))$, pAlk는 $\log(1/(\text{mol CO}_3^{2-} + \text{HCO}_3^-/\text{l}))$ 이다. 그림 6에서 I은 이온세기 $\{0.5(\text{C}_1\text{V}_1^2 + \text{C}_2\text{V}_2^2 + \text{C}_3\text{V}_3^2 + \dots + \text{C}_n\text{V}_n^2)\}$ 를 나타내며 만약 SI값이 양의 값을 나타내면 Scale이 발생하게 되며 음의 값일 때에는 Scale이 형성되지 않는다.

4-3. Sulfate Scale 에 의한 Fouling

염수의 온도가 증가하게 되면 CaSO_4 용해도는 감소하게 되어 더 많은 문제점을 일으키는데 이것은 결과적으로 TDS농도를 증가시키게 된다. 수용액속에 SO_4^{2-} 가 포화되면 세종류의 파울링 물질이 형성되는데 CaSO_4 , $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$, $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 이다.

그림 7은 이들 세종류 Scale물질의 용해도를 온도와 농도계수 CF(Concentration Factor)의 향으로 보여주는 것으로 온도가 증가할수록 CaSO_4 , $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ 의 용해도는 낮아지지만 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 는 온도의 변화에 따른 큰 변화는 없다. 농도계수 $\text{CF}=1$ 일 때 CaSO_4 용해도 한계온도는 110°C 이며 만약 결정핵이 형성될 수 있는 충분한 시간이 주어지면 낮은 온도에서도 Scale이 형성되는 것을 볼 수 있다.

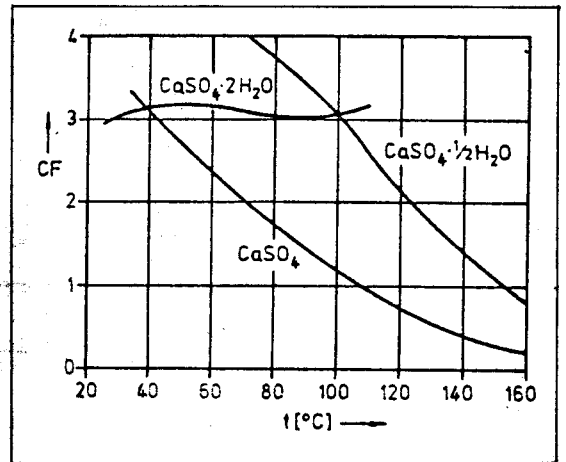


그림 7. 해수에서의 CaSO_4 용해도 특성

註) 농도계수 = 농축염수의 농도 / 유입염수의 농도

Skillmann, McDonald 와 Stiff는 CaSO₄ 용해도를 수치적으로 예측할 수 있는 식을 제안하였는데 그 식은 다음과 같다.

CaSO₄ 용해도, S(meq/L)는

$$S = 1000[\sqrt{X^2 + 4K} - X] \dots\dots\dots(4-6)$$

여기에서 X = Ca²⁺와 SO₄²⁻의 농도차이며 K는 그림 8로부터 얻을 수 있는 상수이다. 만약 S가 두 이온(Ca²⁺, SO₄²⁻) 농도중 적은 이온농도를 가지는 물질보다 적은 수치를 나타내면 Scale이 형성된다는 것을 의미하며 큰수치를 나타내면 Scale이 형성되지 않음을 나타낸다.

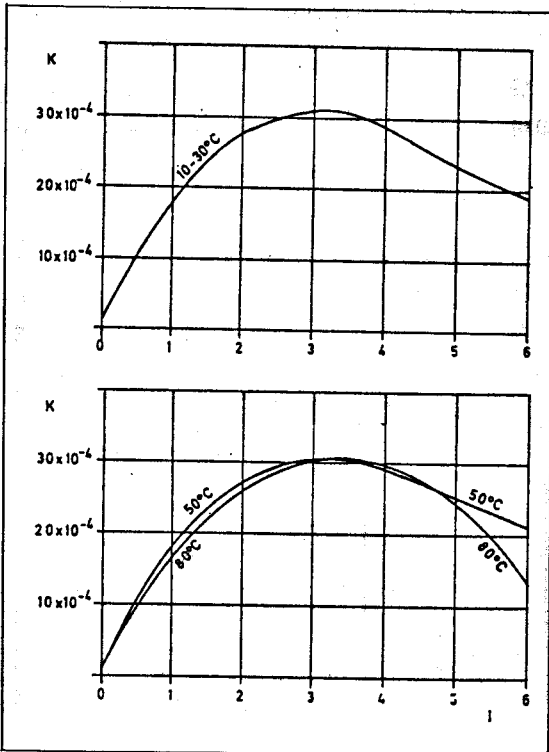


그림 8. CaSO₄ 에 대한 K값과 이온세기와의 관계

4-4. 부식에 의한 Fouling

담수장치의 열전달면 자체 또는 다른곳에서 금

속이온과 염수속에 용존산소이온이 화학반응을 일으켜 형성된 부식물질로 열교환기표면에 부착함으로써 발생하는 Fouling을 말한다. 비합금강 또는 합금강을 사용한 담수장치에 부식을 피하기 위해서는 염수를 탈기(Degassing)하는 것이 중요하다. 탈기의 주요목적은 해수속의 잔류산소량을 줄여 금속의 부식을 방지하는 것으로 용존산소량을 0.05ppm이하로 유지해야 한다. 이 값을 더 낮추기 위해서는 NaSO₄를 첨가하므로 잔류산소량을 더욱 줄일 수 있다.

5. 담수장치에서의 Fouling제어 방법

Fouling을 효과적으로 제어하기 위한 방법들이 연구되어 현장에 적용되어 지고 있다. 일반적으로 기계적인 제거방법은 Fouling 제거에 한계가 있으므로 화학적인 방법으로 수행하고 있는 실정이다. 여기에서는 담수장치에 사용되고 있는 Fouling제거방법의 실례를 제시하고자 한다.

5-1. pH 조절

이 방법은 산처리 방법으로 산을 주입하여 HCO₃⁻ 이온을 완전히 제거하거나 CaCO₃의 용해도 한계범위에 도달하지 못하게 하는 방법이다. 해수의 총알칼리도 T_A는 다음과 같다.

$$T_A = (\text{OH}^-) + (\text{HCO}_3^-) + (\text{CO}_3^{2-}) - (\text{H}^+) \dots\dots\dots (5-1)$$

이 식에서 알수 있듯이 H⁺이온이 증가하므로 총알칼리도가 달라지며 HCO₃⁻ + H⁺ → H₂O + CO₂ ↑와 같이 되어 HCO₃⁻을 제거할 수 있다. 이와같은 반응을 Stoichiometric Chemical Reaction 이라하며 이 반응에서 필요한 산의 양은 해수중에 HCO₃⁻이온량을 확인하며 쉽게 계산되어 진다. 표 4는 pH제어 방법에 사용되는CaCO₃ 100kg과 반응하는데 필요한 양을 나타내는 것으로 황산을 사용하는 것이 가장 경제적이다[7].

표 4. pH제어에 사용된 약품과 경제성 비교

산종류	CaCO ₃ 100kg과 반응할 때 필요한 약품량	비용(\$)/100kg
1. H ₂ SO ₄ 98%	100	2.86
2. HCl 32%	228	5.72
3. NH ₂ SO ₃ H	194	2.2~4.4
4. C ₆ H ₈ O ₇	140	4.4~13.2
5. NaHSO ₄	240	4.4
6. FeCl ₃	108.4	16.5

하지만 pH의 작은 변화가 금속의 부식을 야기하므로 CO₂를 제거하기 위한 탈기탑을 사용하고 NaOH를 사용 pH를 조절하면 부식의 문제점을 해결할 수 있을 것이다.

그림 9는 해수의 전처리 공정으로 산처리 과정을 보여주는 것으로 효율적인 운전을 위해서는 운전자가 화학적 지식을 지녀야 할 것이며 계기오차를 최소화함은 물론 화학약품의 누수가 없어야 하겠다.

5-2. Threshold 억제제 사용방법

1949년 Bernard Raistrick는 인산염 분자가 방해석격자(Calcite Lattice) 안에 Ca²⁺ 이온이 정렬되는 것을 발견하여 그 이론을 발표하였다. 이후

인산염은 Fouling을 제어하는 약품으로 사용되어 왔다. 이와같은 억제제는 용액속에 부유입자와 결합 장치내부 표면에 핵을 형성, 결정의 성장을 방해하여 CaCO₃의 침전을 방지할 수 있게 되는데 이러한 현상을 Threshold 효과라 한다. 하지만 CaSO₄의 Scale을 만족하게 제어하는 억제제는 별로 없다.

- Threshold Inhibitor 사용에 있어서 주의해야할 점은 모든 Threshold Inhibitor는 유속이 낮으면 침전되어 지므로 최소 1.5m/s 이상의 유속이 필요하며 주입량은 염수성분에 따라 다르지만 일반적으로 3ppm 정도이며 농축비 1.5로 작동되는 담수 장치에서는 4~5ppm 정도 사용된다.

5-3. 기계적 세정방법

담수장치의 Fouling을 제거하는 기계적인 세정 방법은 크게 Off-Cleaning 시스템과 On-Cleaning 시스템으로 구분되어 진다. 전자의 방법은 담수장치의 운전을 멈추고 부러쉬와 같은 Fouling제거 기구를 이용하여 Fouling을 제어하는 방법으로 제거효율이 극히작아 바람직하지 않다. 후자는 담수장치를 연속적으로 운전하면서 Ball을 이용하여

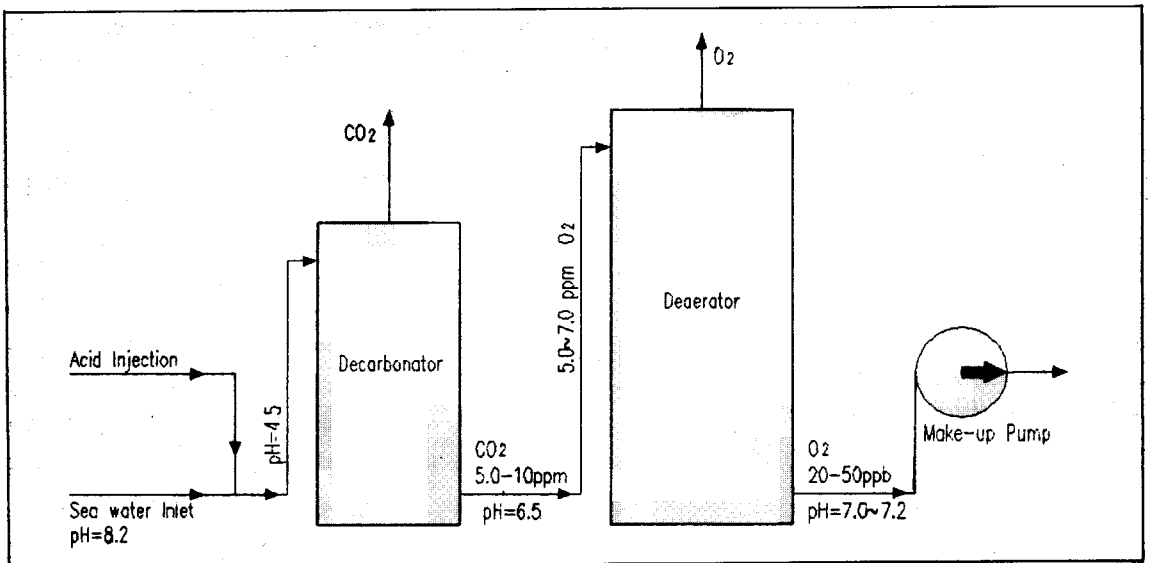


그림 9. 담수장치에서의 산처리 방법

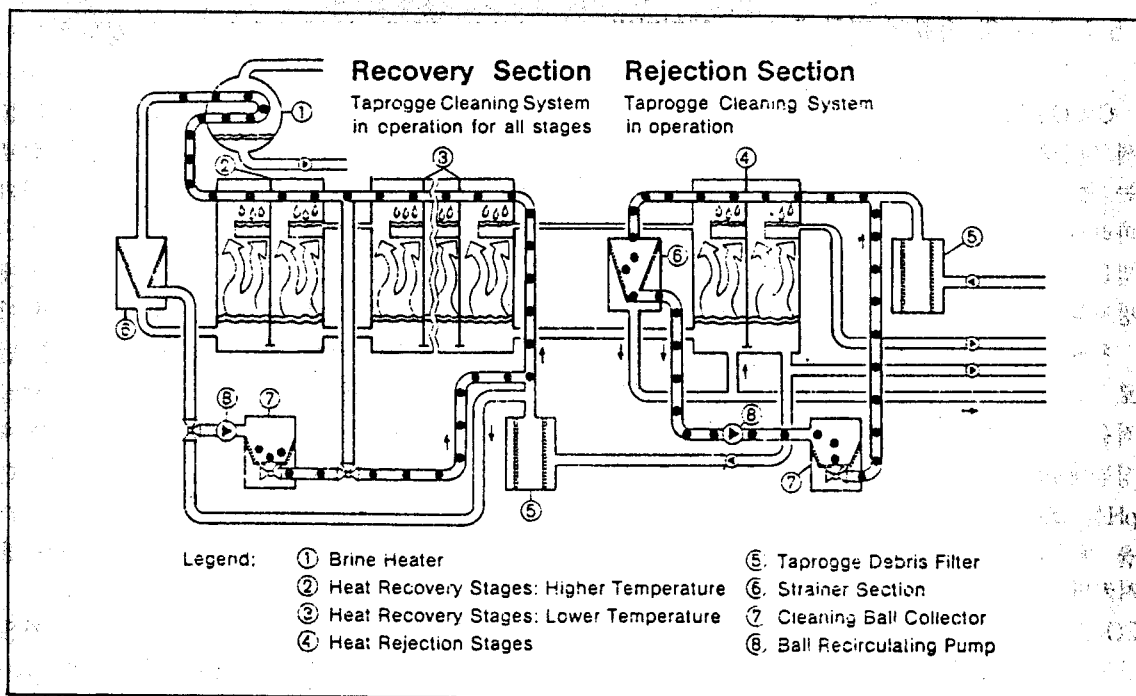


그림 10. Taprogge 세정 시스템의 원리

Fouling을 제거하는 방법이다.

그림 10은 1978년 독일의 Taprogge사에서 개발한 튜브세정 시스템으로 튜브내경보다 약간 큰 스폰지 볼을 사용하여 운전중 튜브를 연속적으로 세정하는 시스템이다. 여기에서 사용되는 스폰지 볼의 수는 열교환기 튜브수의 1/3이며 순환펌프, 볼 수집장치, 볼을 순환시킬수 있는 순환펌프와 볼을 모을 수 있는 장치가 추가된다. 이 시스템은 연속적으로 또는 간헐적으로 작동하며 스폰지 볼의 직경이 튜브의 내경과 같으면 교환한다.

그림 11은 최근 KIST에서 개발된 순환유동층 열교환기의 형상이다. 이 열교환기는 유리구슬입자를 열교환기의 상승관과 하강관내를 자연순환시켜 열교환기의 표면을 두드리면서 Fouling을 제거하는 방법이다. 이방법은 Fouling의 제어뿐만 아니라 상승관의 유속이 1m/s 이하에서 열경계층을 교란하여 열전달을 향상시키기도 한다. 또한 최근에는 초음파의 음향진동을 이용하여 열교환기관에 생성되는 Fouling을 억제하는 기술이 개발되고 있는데 이방법은 열교환기

의 구조에 대한 제한이 없어 앞으로 많은 연구와 적용이 기대된다.

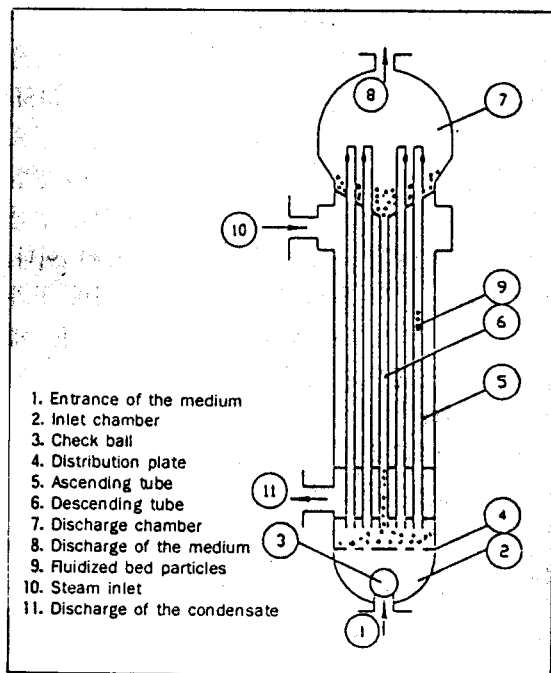


그림 11. 경사면을 이용한 순환유동층 열교환기

5-4. Scale의 종류에 따른 Fouling 제거방법

CaCO₃, Mg(OH)₂는 담수장치의 운전매개변수로써 염수의 온도에 의해 생성되어지는데 Mg(OH)₂는 높은 온도와 높은 pH에서 잘 형성되어진다. 따라서 Alkaline 스케일에 의한 Fouling의 제거방법은 온도와 pH를 조절하거나 첨가제를 주입하여 방지할 수 있다.

첫째방법은 담수장치의 최대 작동온도를 71.1℃로 제한하는 방법으로 열교환장치의 많은 전열면적을 효과적으로 사용하지 않으므로 담수장치의 성능계수(열적효율)가 감소하게 한다. 두번째는 pH를 조절하는 방법으로 pH값을 낮추어 스케일을 제거하는 것으로 해수의 pH를 4.3이하로 감소시키면 탄산염이 물과 이산화탄소로 치환되어 CO₂를 탈기 시킬 수 있다. 이같은 처리과정으로 탄산염이온을 제거하여 CaCO₃ 스케일을 제어할 수 있다. 또한 pH7.5이하에서는 OH가 제한되어 Mg(OH)₂ 스케일을 억제하게 된다. 대부분의 담수장치에서는 Brine의 pH를 8에서 7.5로 낮추기 위해 산을 주입한다. 이렇게 pH를 조절하므로써 담수장치의 온도는 121.1℃까지 상승시켜 성적계수를 높일 수 있지만 과도한 약품비용과 부식발생의 원인이 되기도 한다. Brine을 재순환하는 MSF 담수장치에서는 담수 1m³당 산 239~478g이 필요하다. 마지막 방법으로는 첨가제를 주입하는 방법으로 사용되는 약품은 1950년부터 사용해온 인산염과 1970년부터 사용한 중합체(Polymer)이다. 이 방법의 문제점은 화학약품비가 고가이며 첨가제의 화학적특성으로 담수장치의 운전온도를 제한하여 성능계수가 낮아지고 담수생산비용이 높아지게 된다.

증발법을 이용한 해수담수화장치의 설계에 있어서 CaSO₄·½H₂O의 용해도 한계에 주의해야 하는데 이 한계이상에서는 Fouling을 야기하는 Scale물질의 침전을 피할 수 없다. 대부분의 MSF

방법을 이용한 담수장치에서는 높은 성능비를 얻기 위하여 Brine의 온도를 높이거나 Brine을 재순환한다. 하지만 CaSO₄·½H₂O의 용해도 한계를 볼 때 농도계수 2이하에서는 운전온도 120℃이하로 제어하는 것이 필요하다. 실질적으로 MSF방식의 담수장치 설계시 농도계수는 1.7정도이며 운전온도는 110℃이다. 그러나 MSF방식의 담수장치에서는 CaSO₄의 Scale은 발생될 수 밖에 없으며 이에 대한 적절한 제어방법이 필요하다. 또한 한 번 형성된 Scale은 제거하기가 극도로 어렵고 스케일이 단단하여 기계적으로 제거하여야만 한다. 현재 담수화장치에서의 CaSO₄ 스케일을 제어하기 위한 어떠한 약품도 없으며 이 스케일을 피할 수 있는 방법은 Brine의 작동온도와 농축비로 조절하는 방법밖에 없다.

CaSO₄ 스케일 형성과 스케일에 따른 문제점을 최소화하기 위한 또다른 방법은 CaSO₄ 핵(Seed)을 사용하여 Brine을 순환하기 전단계에서 침전시키는 방법이다. 이 방법은 1961년 OSW(The Office of Saline Water)에서 수직형 다중효용법 실험장치를 적용하였다. 기타 방법으로는 1978년 Veenman et al은 작은 입자를 순환시켜 Fouling을 제어하였으며 1979년 De Maio는 이온교환방법으로 해수의 Ca²⁺, SO₄ 이온을 제거하는 방법을 제시하였다.

5-5. 액막에 의한 Fouling의 제어

담수화 장치의 개발 및 설치가 가장 활발하였던 1960년대 중동지방의 조건과 최근 국내의 조건중 크게 다른 점은 대상 염수의 급격한 오염이다. 이와 같은 오염된 염수에는 다양한 크기의 입자가 존재하게 된다. 이와 같은 입자의 제거를 위하여 시스템의 앞단에 Filter를 설치한다. 그림 12는 각 입자의 크기별로 제거할 수 있는 프로세스를 나타낸다.

Substances in the Process Water		Range in μm		0.001	0.01	0.1	1.0	10	100		
		Ionic Range		Molecular Range		Macromolecular Range		Colloidal Range		Macro Particle	
Molecular Weight		100	200	1000	10000	20000	100000	500000			
Relative Size of Substances		Metal Ion		Humic acids Monosaccharides		Lignins Lignosulphonates Wood extractives		Coating pigments			
		Sulfates Chlorides		Tensides Synth.dye		Virus		Hemicellulose Latices, Binders Bacteria			
Separation Process		Reverse Osmosis		Ultrafiltration		Microfiltration		Particlefiltration			
		Evaporation		Nanofiltration							

VOITH SULZER
PAPIERTECHNIK

그림 12. 각 프로세스 별로 제거 가능한 입자[8]

그림 12에서 주목할 것은 Particle Filtration의 입자제거 영역($1.0 \mu\text{m}$ 이상)과 Evaporation이나 Reverse Osmosis에 의한 입자제거 영역($0.01 \mu\text{m}$ 이하)과의 불일치이다. 즉 Particle Filtration에 의하여 $1.0 \mu\text{m}$ 이상 입자는 제거할 수는 있으나 $0.01 \mu\text{m} \sim 1.0 \mu\text{m}$ 의 입자는 담수화 장치의 입자부착에 의한 Particulating Fouling을 형성하게 된다. 이와 같은 입자 부착에 의한 Fouling을 방지하기 위하여 최근 도입되고 있는 방법은 충격 유하식이라고 부르는 방식이다. 즉 열교환기 튜브의 외벽에 열교환과 Fouling 억제에 가장 이상적인 액막을 형성하도록 염수 순환량을 조정하는 방식이다. 그림 13은 수평원관 외벽에서 증발이, 내벽에서 응축이 일어나는 Evaporator-Condenser 형식의 담수화 시스템을 나타낸다.

이와 같은 시스템에서는 열전달을 증가시키기 위해서는 증발이 일어나는 외벽에 흘러내리는 액체막의 열저항이 적어야 한다. 이와 같이 열저항을 줄이기 위해서는 액막의 두께가 얇아야 하는데 실제로는 액막의 두께의 변화에 따라 유동형상이 액적에서 기동, 기동에서 액막의 형태로 천이되어지므로 무한정 액막을 얇게 할 수 없다.

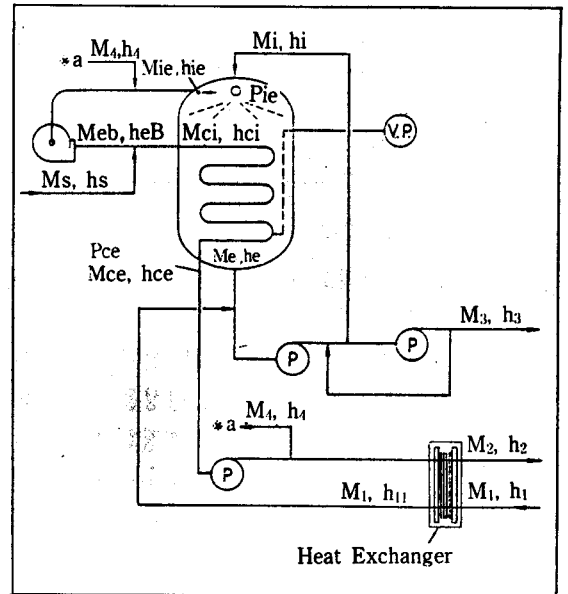


그림 13. Evaporator-Condenser 형식의 담수화 시스템

그림 14는 수평원관 주위의 유동형태를 보여주고 있다[9]. 이들이 천이되는 Reynolds 수는 각각 $150 \sim 200$, $315 \sim 600$ 그리고 $800 \sim 4000$ 이다.

일반적으로 열전달을 향상시키려면 순환수의 유동이 기동이나 액막형태로 유지되는 것이 바람

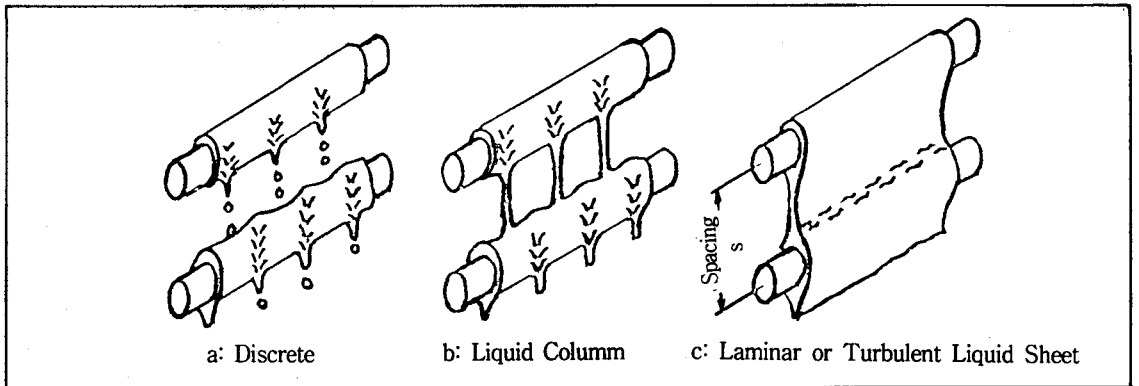


그림 14. 인접한 수평원관 사이의 액막형상

직하며 이 경우 순환수가 70℃의 물이라고 가정
하면 Re와 Γ 는 각각 800~4000, 0.08~0.40kg/ms
이다.

여기서 Re와 튜브 단위길이당 유량의 1/2 인
 Γ 는 다음과 같이 정의 된다.

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \dots\dots\dots (5-2)$$

$$\Gamma = \frac{n M_e}{2 L Z} \dots\dots\dots (5-3)$$

여기서 n, L 그리고 Z는 증발기의 형상을 결정
하는 변수로서 각각 튜브군의 층수, 튜브길이 그
리고 총 튜브갯수를 나타낸다. 본 설계에서 사용
된 Γ 는 시스템의 최적조건과 안정성을 고려하여
기존 시스템의 Γ 와 같은 값으로 결정한다.

식에서와 같이 순환량은 증발기에서 수평관군
의 형태, 튜브길이, 튜브층수, 그리고 튜브갯수에
의해서 결정되는 변수이다.

문헌에서 보고된 최적 유동형태 조건은 다음과
같은 범위이다.

$$Re = 800 \sim 4,000$$

$$\Gamma = 0.08 \sim 0.40\text{kg/ms}$$

이로부터 실제 시스템에 선정된 값들을 예로
들면 다음과 같다.

$$\Gamma = 0.1064\text{kg/ms}$$

$$Re = 1,053.3$$

이때의 Re 와 Γ 의 값이 최적의 유동형태에 해
당되므로 순환수 양을 결정할 수 있다.

실제 다음과 같은 시스템에서 구체적인 사양을
선정하는 가정은 다음과 같다.

(1) Evaporator-Condenser

- 형 식 : 수평 유하막식
- 전 열 면 적 : 120m²
- 재 질 : 구리(Cu)
- Tube 사양 : O.D - 27.4mm
I.D - 25.4mm
길이(L) - 2.87m
개수(Z) - 501개
배열 - 지그재그형, 37층
- 운 전 압 력 : - 600mmHg(160Torr)

(2)순환펌프

순환수의 유량, M_e 는

$$M_e = \frac{2\Gamma LZ}{m}$$

$$= \frac{2 \times 0.1064 \times 2.87 \times 501}{37}$$

$$= 8.27\text{kg/s}(= 29,772\text{kg/hr})$$

순환수를 순환시키는 펌프의 용량은 순환수의 온도를 고려하여야 하는데 순환수의 온도를 70℃로 가정, 체적유량을 구하면

$$M'_e = \frac{8.27}{977.5} \\ = 8.46 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} (= 30.5 \text{ m}^3/\text{hr}) \text{ 이다.}$$

- 펌프사양 : 유량 - 60m³/hr
 수두 - 10m
 Seal - 외장용, Mechanical Seal
 동력 - 5.5kW

6. 결론

담수장치에서 Fouling은 염수의 물리화학적 특성에 의해 발생된다. 발생한 Fouling은 초기 투자비 뿐만아니라 운전비용을 증가시키게 되어 에너지 소비가 많은 담수장치에서는 근본적으로 Fouling을 제어하는 기술개발 및 연구가 필요하다.

복잡한 염수의 물리화학적 특성 때문에 Fouling의 예측이나 제어하는 방법이 간단하지는 않다. 담수장치 설계시 이용하고자 하는 염수의 특성을 잘 이해하여 담수장치 시스템에 적절한 처리방법을 구성해야 할 것이다. 열시스템 관련 설계자들의 주요관심인 Fouling에 대한 연구가 체계적으로 이루어져 효율적인 Fouling제어 기술이 개발되어 다가오는 물의 시대에 대비함이 바람직하다 하겠다.

참 고 문 헌

1. 배관기술, "파워플랜트에 병설, 해수담수화 장치의 방식과 효율", pp.88~93, 1990. 10.
2. Knudsm, J.G., "Fouling in Heat Exchangers", in Hemisphere Handbook of Heat Exchangers Design, Edited by G.F. Hewitt, Hemisphere Publishing Corp. 1990.
3. The U.S.A. I.D. Desalination Manual, CH-2M Hill International Corp. pp.2-1~2-9, 1980. 8.
4. Wade, N.M., "Proceeding of International Congress of Desalination and Water Reuse, Nizza, 1979.
5. Held, H.D., Kuhlwasser Essen : Vulkan-Verlag., 1984.
6. O.C Nedelmann, Saline Water Processing, Edited by Hans-Gunter Heitmann, pp.45~53, V..H.C Verlagsgesellschaft mbH, 1990.
7. Atif Abdul Aziz Mohamed Mokhtar, A Comparative Study of the Method of Treatment of Sea Water in MSF Desalination Process, AL-Azhah University, 1984.
8. Umwelttechnologieforum, Weitergehende Abwasserreinigung, pp.121, 1996.
9. J. Mitrovic, " Heat Transfer from a Horizontal Smooth Tube to a Laminar Falling Film", The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 64, pp. 1023~1026, December, 1986