

食品工學計算法

卜 裕 亮

<延世大 工大 食品工學科 教授>

5-4. 多重効用 증발기

앞에서 기술한 單一効用증발기에서 발생한 증기를 재이용하기 위해 제 1 효용에서 발생된 증기를 제 2 효용의 열원으로 사용하고, 제 2 효용에서 생성된 증기를 계속 다음 효용에 이용하므로써 수증기를 절약하여 수증기 경제가 증가하도록 여러개의 단일효용증발기를 연결한 것을 다중효용증발기라 한다. 연속적으로 증발기를 연결하려면 제 2 효용의 끓는 점이 제 1 효용보다 낮고 제 3 효용의 끓는 점이 제 2 효용보다 낮도록 해 주어야 하므로 마지막 효용의 압력을 낮게 유지해 주어야 한다.

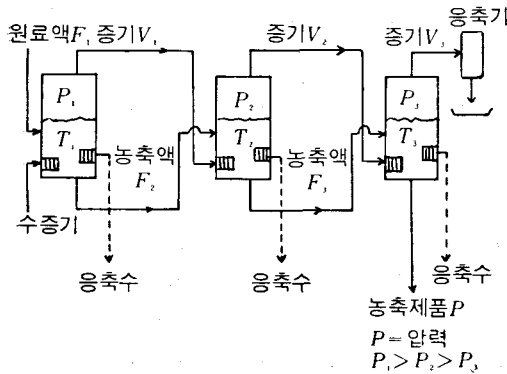


그림 5-3. 純流給液 三重効用증발기

가장 많이 사용되는 純流給液(forward feed)에 의한 3중효용증발기를 그림 5-3에 나타내었다.

또한 다중효용증발기의 급액방법에는 원료액이 증기의 진행방향과 반대인 逆流給液(backward feeding)방법, 증기는 제1, 제2, 제3 효용으로 순차적으로 공급되나 원료액은 각 효용에 독립적으로 공급되는 並流급액방법, 원료액이 증발기의 중간효용에 공급되어 제1, 제3 효용 순으로 이동하는 방식으로 순류와 병류의 장점을 조합한 錯流급액방법이 있다.

일반적으로 역류급액방법은 최종 농축액의 점도가 높은 경우나 원료액의 온도가 낮을 경우에 효율적이고 병류급액방법은 원료액이 포화된 것이나 농축액이 고형결정물일 때 사용되는 것으로 결정기(crystallizer)에서 종종 채택되고 있다.

5-4-1. 다중효용 증발기의 계산

그림 5-3에서 F_1, F_2, F_3 를 각각 제 1, 제 2, 제 3 효용의 질량유량(kg/h)이라 하고, $V_1,$

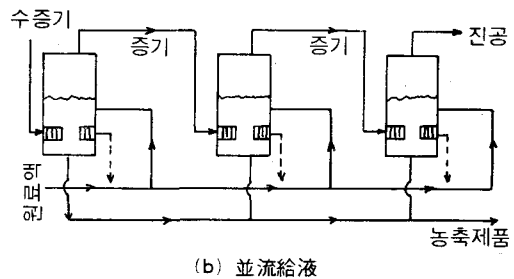
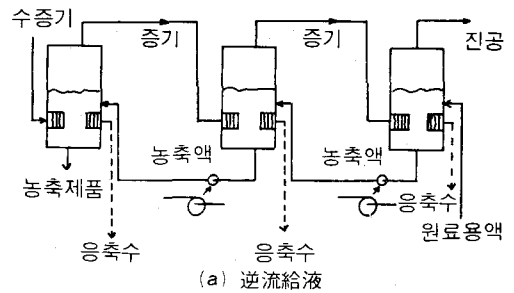


그림 5-4. 多重効用증발기에서 給液方法

V_2, V_3 를 각각 제 1, 제 2, 제 3 효용에서 증발되는 증기의 질량유량(kg/h), P 를 농축제품의 질량유량(kg/h), x_f, x_p 를 각각 원료액과 농축제품의 고형물 함량, $\lambda_s, \lambda_{v1}, \lambda_{v2}$ 를 수증기의 응축잠열, H_{v1}, H_{v2}, H_{v3} 를 증기의 엔탈피, $C_{pf}, C_{p2}, C_{p3}, C_{pp}$ 를 각각 제 1, 제 2, 제 3 효용에 공급되는 원료, 농축제품의 열용량, T_f 를 원료액의 온도, T_1, T_2, T_3 를 각각 제 1, 제 2, 제 3 효용의 끓는 점이라 하면, 다음과 같은 기본 수지식을 쓸 수 있다.

$$\text{전체 물질 수지 } F_1 = V_1 + V_2 + V_3 + P \quad (5-11)$$

$$\text{고형물 수지 } F_1 x_f = P x_p \quad (5-12)$$

엔탈피 수지

$$\begin{aligned} F_1 C_{pf} T_f + W_s \lambda_s &= V_1 H_{v1} + F_2 C_{p2} T_1 \\ F_2 C_{p2} T_1 + V_1 \lambda_{v1} &= V_2 H_{v2} + F_3 C_{p3} T_2 \\ F_3 C_{p3} T_2 + V_2 \lambda_{v2} &= V_3 H_{v3} + P C_{pp} T_3 \end{aligned} \quad (5-13)$$

열전달속도식

$$\begin{aligned} q_1 &= U_1 A_1 (T_s - T_1) = W_s \lambda_s \\ q_2 &= U_2 A_2 (T_1 - T_2) = V_1 \lambda_{v1} \\ q_3 &= U_3 A_3 (T_2 - T_3) = V_2 \lambda_{v2} \end{aligned} \quad (5-14)$$

만약 원료가 끓는 점에서 공급되고, 열손실과 끓는점 상승을 무시하면, 정상상태에서 제 1 효용의 전열면적 A_1 를 통하여 전달된 열량은 전부 증기 V_1 에 잠열로 공급되고, 또한 증기 V_1 은 제 2 효용에서 응축되면서 이 잠열을 방출하므로 다음과 같은 근사식이 성립된다.

$$q_1 = q_2 = q_3 = q \quad (5-15)$$

실제 일반적으로 각 효용의 면적이 같으므로 식(5-16)이 성립한다.

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3 = q/A \quad (5-16)$$

따라서 각 효용의 온도차는 식(5-17)으로 구할 수 있으며,

$$\begin{aligned} \Delta T_2 &= \frac{U_1}{U_2} \Delta T_1, \quad \Delta T_3 = \frac{U_1}{U_3} \Delta T_1 \\ \Delta T_1 \left(1 + \frac{U_1}{U_2} + \frac{U_1}{U_3} \right) &= \sum \Delta T = T_s - T_3 \end{aligned} \quad (5-17)$$

각 효용의 끓는점 T_1, T_2, T_3 는 끓는점 상승을 무시하였으므로 식(5-18)으로 구할 수 있다.

$$\begin{aligned} T_1 &= T_s - \Delta T_1, \quad T_2 = T_1 - \Delta T_2, \\ T_3 &= T_2 - \Delta T_3 \end{aligned} \quad (5-18)$$

그리고 식(5-14)와 식(5-15)에 의하여 (5-19)식이 성립한다.

$$W_s \lambda_s = V_1 \lambda_{v1} = V_2 \lambda_{v2} = V_3 \lambda_{v3} \quad (5-19)$$

일반적으로 다중효용증발기의 설계에서는 수증기의 소요량, 전열면적, 각 효용에서의 온도, 최종 증발기에서 배출되는 증기량을 구해야 하는데 이러한 값들을 계산하는 방법은 위에서 설명한 것과 같이 $q_1 = q_2 = q_3$ 라 가정하고 구하는 근사계산법(approximation method)이 있고, 열손실을 무시할 수 없어 식(5-15)을 이용할 수 없는 경우는 단계적 계산법(step-by-step calculation method)를 이용해야 한다.

[예제 5-10] 순류식 3중효용증발기의 전열계수가 제 1 효용에서 1800, 제 2 효용에서 1400, 제 3 효용에서는 1000 kcal/m²·hr·°C이다. 제 1 효용의 가열용 수증기는 0.3 kg/cm² gauge, 제 3 관의 진공도는 660 mmHg이라 하면, 각 효용의 끓는점을 구하라. 단, 각 관의 가열면적은 같으며, 대기압은 765 mmHg으로 한다.

(풀이) 제 1, 제 2, 제 3 효용의 전열량을 q_1, q_2, q_3 kcal/hr, 전열계수를 U_1, U_2, U_3 kcal/m² hr·°C, 온도차를 $\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t_3$ °C, 가열면적을 A_1, A_2, A_3 m²라 하면

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1, \quad q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2, \quad q_3 = U_3 A_3 \Delta T_3,$$

근사적으로 $q_1 = q_2 = q_3 = q$ 로 하면

$$q = U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3$$

$$A_1 = A_2 = A_3 \text{이므로 } U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3$$

$$\Delta T_1 (1 + U_1/U_2 + U_1/U_3) = T_s - T_3$$

T_s 는 1.34 kg/cm² abs에서 107.6°C, T_3 는 105 mmHg abs에서 52.6°C이므로 $\Delta T_1 = (107.6$

$$- 52.6) / \left(1 + \frac{1800}{1400} + \frac{1800}{1000} \right) = 13.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = \frac{U_1}{U_2} \Delta T_1 = \frac{1800}{1400} \cdot 13.5 = 17.3^\circ\text{C},$$

$$\Delta T_3 = 24.2^\circ\text{C}$$

따라서 $T_1 = T_s - \Delta T_1 = 107.6 - 13.5 = 94.1^\circ\text{C}$

$$T_2 = T_1 - \Delta T_2 = 94.1 - 17.3 = 76.8^\circ\text{C}$$

$$T_3 = T_2 - \Delta T_3 = 76.8 - 24.2 = 52.6^\circ\text{C}$$

[예제 5-11] 3중효용증발기에서 10% 설탕용액 500 kg/h를 30%로 농축하려고 한다. 수증

기의 압력은 2.1kg/cm²gauge이고 최종증발기의 내압은 0.7kg/cm²abs, 제 1, 제 2, 제 3 증발기의 총괄열전달계수는 2000, 1700, 1200kcal/m²·h·°C이다. 끓는점 상승은 없는 것으로 가정하고 수증기 소요량, 수증기경제, 각 증발기의 전열면적 및 증발온도를 구하라.

(풀이) 수증기표에서 수증기의 응축온도는 134°C, 증발잠열은 516kcal/kg이고 최종증발기에서 증발온도는 89.5°C, 증발잠열은 545kcal/kg이다. 만약 $A_1=A_2=A_3$ 이면 $\Delta T_2=\Delta T_1 U_1/U_2$, $\Delta T_3=\Delta T_1 U_1/U_3$, $\Delta T_1(1+U_1/U_2+U_1/U_3)=\Delta T=(134-89.5)=44.5$

따라서 $\Delta T_1=11.6^\circ\text{C}$, $\Delta T_2=13.6^\circ\text{C}$, $\Delta T_3=19.3^\circ\text{C}$ 각 증발기에서 증발온도와 잠열은

제 1 효용 $T_1=134-11.6=122.4^\circ\text{C}$,

$$\lambda_{v1}=524\text{kcal/kg}$$

제 2 효용 $T_2=122.4-13.6=108.8^\circ\text{C}$,

$$\lambda_{v2}=534\text{kcal/kg}$$

제 3 효용 $T_3=108.8-19.3=89.5^\circ\text{C}$,

$$\lambda_{v3}=545\text{kcal/kg}$$

열손실과 각 증발기에서의 현열의 변화를 무시하면 $W_S \lambda_S = V_1 \lambda_{v1} = V_2 \lambda_{v2} = V_3 \lambda_{v3}$

$$516W_S = 524V_1 = 534V_2 = 545V_3$$

물질수지에서 증발한 총 수분량을 구하면,

$$(0.1)(500) = 0.3P, P = 167\text{kg/h}$$

$$\text{증발한 총 수분량} = 500 - 167 = 333\text{kg/h}$$

따라서 $V_1 + V_2 + V_3 = 333$

$$V_1 = 113\text{kg}, V_2 = 111\text{kg}, V_3 = 109\text{kg}, W_S = 115\text{kg}$$

$$\text{수증기 소요량} = 115\text{kg}$$

수증기경제 = $333/115 = 2.9\text{kg 증발수분/kg 수증기}$

$$\text{전열면적} = (2000)(A_1)(134-122.4) = (115)(516)$$

$$A_1 = A_2 = A_3 = 2.6\text{m}^2, \text{ 총 전열면적} = 7.8\text{m}^2$$

[예제 5-12] 비휘발성의 용질을 포함한 수용액을 증량기준으로 5%에서 50%까지 연속적으로 이중효용증발기에 의해 농축하고 있다. 예열된 급액이 응축수증기에 의해 230°F로 가열된 제 1 단의 증발기로 유입되고 있다. 그리

고 여기에서 나온 액은 제 2 단 증발기로 들어가게 되는데, 제 2 단 증발기에서는 물이 100°F에서 비등할 수 있는 진공도가 유지되고 있다. 제 1 단 증발기와 제 2 단 증발기의 끓는점 상승은 각각 1.4°F, 28.6°F이고, 열전달계수는 각각 200, 50Btu/h·ft²·°F이다. 물의 기화잠열은 어떤 온도에서나 1,000Btu/lb라 가정한다. 주위에 대한 열의 손실을 무시할 때 1시간당 소비되는 수증기량과 급액량을 구하라.

$$(풀이) q_1 = q_2 = U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2$$

$$A_1 = A_2 = A_3 \text{라 하면}$$

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2, 200 \Delta T_1 = 50 \Delta T_2$$

$$\Delta T_1 + \Delta T_2 = 230 - 100 - 1.4 - 28.6 = 100^\circ\text{F}$$

따라서 $\Delta T_1 = 20$, $\Delta T_2 = 80$

$$T_1 = T_s - \Delta T_1 = 230 - 20 = 210^\circ\text{F}$$

$$T_2 = T_1 - \Delta T_2 - BPR_1 = 210 - 1.4 - 80 = 128.6^\circ\text{F}$$

하나의 증발기에서 1,000ft²당의 증발속도는

$$\frac{U_1 A_1 \Delta T_1}{\lambda} = \frac{200 \times 1,000 \times 20}{1,000} = 4,000\text{lb/hr}$$

$q_1 = q_2$ 이므로 이 장치의 증발속도는 8,000lb/h이므로 물질수지에서

$$F = 8,000 + P, 0.05F = 0.5P$$

따라서 급액속도는 8,880lb/h이다.

단계적계산법 (step-by-step calculation method)에 대하여 간략하게 설명하면 다음과 같다.

물질수지식에서 $V_1 + V_2 + V_3$ 를 구한 다음 $V_1 = V_2 = V_3$ 라 가정하여 각 효용의 물질수지 $F_1 = V_1 + F_2$, $F_2 = V_2 + F_3$, $F_3 = V_3 + P$ 에서 F_2 와 F_3 를 구하고 고히물수지에서 x_1, x_2, x_3 를 구한다. 그 다음 $\Delta T_1 = \Sigma \Delta T \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3}$ 에서 각 온도차 $\Delta T_1, \Delta T_2, \Delta T_3$ 를 계산한다. 이때 끓는점 상승이 존재하면 $\Sigma \Delta T$ 를 보정하여 다시 위 식에서 $\Delta T_1, \Delta T_2, \Delta T_3$ 를 구해야 한다. 그리고 엔탈피수지식에서 전단계에서 구한 F_2, F_3 를 이용하여 V_1, V_2, V_3 를 계산하여 가정된 V_1, V_2, V_3 와 같은지의 여부를 확인하고 만약 같다면 열전달 속도식에서 A_1, A_2, A_3 를 구한

다. 일반적으로 $A_1=A_2=A_3$ 이므로 계산된 면적 A_1, A_2, A_3 가 서로 같은지의 여부를 확인하여 만약 같다면 계산이 완료된다. 그러나 A_1, A_2, A_3 가 같지 않다면,

$$\Delta T_1' = \frac{\Delta T_1 A_1}{A_m}, \quad \Delta T_2' = \frac{\Delta T_2 - A_2}{A_m},$$

$$\Delta T_3' = \frac{\Delta T_3 - A_3}{A_m}, \quad A_m = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3}$$

을 이용하여 온도차를 다시 계산하여 엔탈피 수지식에서 부터 다시 계산해야 한다.

[예제 5-13] 순류식 3중효용증발기가 10%설탕용액을 50%까지 농축하기 위해 사용된다. 용액의 끓는점 상승은 x 가 설탕의 질량분률일 때 $BPR^\circ\text{C} = 1.78x + 6.22x^2$ 에 의한다. 205.5 kPa의 포화증기가 이용된다. 마지막 증발기의 압력이 13.7kPa로 유지된다. 원료액이 22,680 kg/h로 공급되고 원료액의 온도는 26.7°C이다. 용액의 열용량은 $C_p = 4.19 - 2.35x \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$ 이고 열전달계수는 제 1, 제 2, 제 3 증발기에서 각각 3123, 1687, 1136 W/m²·K이다. 각 증발기의 전열면적이 같을 때 사용된 증기의 량과 전열면적을 계산하라.

(풀이) 단계 1 : 수증기표에서 13.7kPa의 포화온도는 51.67°C이고 $x_p = 0.5$ 일 때 제 3 증발기의 끓는점 상승은 $1.78(0.5) + 6.22(0.5)^2 = 2.44^\circ\text{C}$, 따라서 $T_3 = 51.67 + 2.44 = 54.11^\circ\text{C}$

단계 2 : $F_1 = 22,680 = P + V_1 + V_2 + V_3$
 $0.1(22,680) = 0.5P, P = 4536 \text{ kg/h}$

따라서 $V_1 + V_2 + V_3 = 18,144 \text{ kg/h}$
 $V_1 = V_2 = V_3 = 6,048 \text{ kg/h}$ 라 가정하여 각 증발기에 대한 물질수지를 쓰면

$$F_1 = 22,680 = V_1 + F_2 = 6,048 + F_2,$$

$$F_2 = 16,632 \text{ kg/h}$$

$$F_2 = 16,632 = V_2 + F_3 = 6,048 + F_3,$$

$$F_3 = 10,584 \text{ kg/h}$$

$$F_3 = 10,584 = V_3 + P = 6,048 + P,$$

$$P = 4,536 \text{ kg/h}$$

각 증발기의 교형물수지에서
 $22,680(0.1) = F_1 x_1 = 16,632(x_1),$

$$x_1 = 0.136$$

$$16,632(0.136) = F_2 x_2 = 10,584(x_2),$$

$$x_2 = 0.214$$

$$10,584(0.214) = p \cdot x_p = 4,536(x_p),$$

$$x_p = 0.500$$

단계 3 : 각 증발기의 끓는점 상승은

$$BPR_1 = 1.78(0.136) + 6.22(0.136)^2 = 0.36^\circ\text{C}$$

$$BPR_2 = 1.78(0.214) + 6.22(0.214)^2 = 0.65^\circ\text{C}$$

$$BPR_3 = 1.78(0.5) + 6.22(0.5)^2 = 2.45^\circ\text{C}$$

$$\text{유용한 전체 온도차} = 121.1 - 51.67 - (0.36 + 0.65 + 2.45) = 65.97^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T = \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3}$$

$$= \frac{(65.97)(1/3123)}{(1/3123) + (1/1987) + (1/1136)}$$

$$\Delta T_1 = 12.4^\circ\text{C}, \quad \Delta T_2 = 19.50^\circ\text{C},$$

$$\Delta T_3 = 34.07^\circ\text{C}$$

그러나 찬원료액이 공급되므로 제 1 증발기에서 보다 많은 열을 필요로 할 것이다. 그러므로 비례적으로 ΔT_1 을 증가, ΔT_2 와 ΔT_3 를 감소시켜 주어야 한다. 이 때 전체 온도차에는 변화가 없도록 한다.

$$\Delta T_1 = 15.56^\circ\text{C}, \quad \Delta T_2 = 18.34^\circ\text{C},$$

$$\Delta T_3 = 32.07^\circ\text{C}$$

각 증발기에서의 실제 끓는점 T_1, T_2, T_3 와 각 증발기에서 증발되는 증기의 온도 T_{s1}, T_{s2}, T_{s3} 를 구하면,

제 1 증발기	제 2 증발기
$T_s = 121.1^\circ\text{C}$	$T_{s1} = 105.18$
$T_1 = 105.54$	$T_2 = 86.84$

제 3 증발기	응축기
$T_{s2} = 86.19$	$T_{s3} = 51.67$
$T_3 = 54.12$	

단계 4 : 각 효용의 열용량은 $C_p = 4.19 - 2.35x$ 에 의해 구할 수 있다.

F_1 에서 $C_p = 4.19 - 2.35(0.1) = 3.950 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$, 마찬가지로 F_2, F_3, P 에서 각각 3.869, 3.684, 3.015 kJ/kg이다.

엔탈피는,

$$\text{제 1 효용} : T_1 = 105.54^\circ\text{C}, \quad T_{s2} = 105.18^\circ\text{C},$$

$$BPR_1 = 0.36,$$

$$T_{s1} = 121.1$$

$$H_{V1} = H_{s1}(T_{s1} \text{에서 포화엔탈피}) + 0.36^\circ\text{C} \text{과}$$

$$\begin{aligned} \text{열} &= 2,684 + 1.884(0.36) = 2,685 \text{kJ/kg} \\ \lambda_s &= H_s(T_s \text{에서 포화엔탈피}) - h_s(T_s \text{에서 액체 엔탈피}) \\ &= (2,708 - 508) = 2,200 \text{kJ/kg} \\ \text{마찬가지로 하면,} \\ \text{제 2 효용 : } H_{V_2} &= 2,654 + 1.884(0.65) \\ &= 2,655 \text{kJ/kg,} \\ \lambda_{V_1} &= 2,685 - 441 = 2,244 \text{kJ/kg} \\ \text{제 3 효용 : } H_{V_3} &= 2,595 + 1.884(2.45) \\ &= 2,600 \text{kJ/kg} \\ \lambda_{V_2} &= 2,655 - 361 = 2,294 \text{kJ/kg} \end{aligned}$$

엔탈피수지에서

$$\begin{aligned} V_1 &= 22,680 - F_2, \quad V_2 = F_2 - F_3, \quad V = F_3 - 4, \\ &536 \text{이므로 } 22,680(3.950)(26.7 - 0) + S(2,200) \\ &= F_2(3.869)(105.54 - 0) + (22,680 - F_2)(2,685) \\ &F_2(3.869)(105.54 - 0) + (22,680 - F_2) \\ &(2,244) = F_3(3.684)(8,684 - 0) + (F_2 - F_3) \\ &(2,655) \\ &F_3(3.684)(86.84 - 0) + (F_2 - F_3)(2,294) \\ &= 4,536(3.015)(54.12 - 0) + (F_3 - 4,536) \\ &(2,600) \end{aligned}$$

에서 $F_2 = 17,078 \text{kg/h}$, $F_3 = 11,068 \text{kg/h}$, $P = 4,536 \text{kg/h}$ 를 구할 수 있다.

따라서 $S = 8,930$, $V_1 = 5,602$, $V_2 = 6,010$, $V_3 = 6,532$

여기서 계산한 V_1, V_2, V_3 가 가정한 V_1, V_2, V_3 와 거의 같으므로 계산을 반복할 필요가 없다.

단계 5 : 각 효용의 전열면적 A_1, A_2, A_3 를 구하기 위해 $q = S\lambda_s = UA\Delta T$ 에서

$$A_1 = \frac{5,460 \times 10^6}{(3123)(15.56)} = 112.4 \text{m}^2$$

$$A_2 = \frac{3.492 \times 10^6}{(1987)(18.34)} = 95.8 \text{m}^2$$

$$A_3 = \frac{3.830 \times 10^6}{(1136)(32.07)} = 105.1 \text{m}^2$$

평균면적 $A_m = 104.4 \text{m}^2$

단계 6 : 온도차 ΔT 의 새로운 값을 계산하면,

$$\Delta T_1' = \frac{\Delta T_1 A_1}{A_m} = \frac{(15.56)(112.4)}{104.4}$$

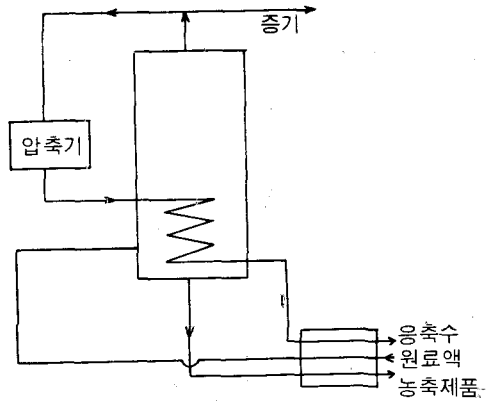


그림 5-5. 기계적 증기압축식을 이용한 증발기

$$= 16.77^\circ\text{C}, \quad \Delta T_2' = 16.86^\circ\text{C},$$

$\Delta T_3' = 32.34^\circ\text{C}$ 이 $\Delta T_1', \Delta T_2', \Delta T_3'$ 는 앞에서 의 $\Delta T_1, \Delta T_2, \Delta T_3$ 와 별 차이가 없으므로 다시 계산할 필요가 없다. 따라서 수증기 소요량은 $8,936 \text{kg/h}$ 이고 수증기경제는 $\frac{5602 + 6010 + 6532}{8936} = 2.03$ 이고, 각 증발기의 전열면적은 104.4m^2 이다.

5-5. 증기 압축(vapor recompression)

증발기에서 발생한 증기가 가지고 있는 열량을 재사용하여 증발효율을 향상시키는 방법에는 다중효용증발기 이외에 증기를 압축시켜 열원으로 사용하는 방법이 있다. 증기를 압축시키는 방법에는 그림 5-5에서의 같이 압축기를 사용한 기계적 압축식(mechanical recompression)과 그림 5-6에서의 같이 고압수증기를 이용한 열 압축식(thermorecompression)이 있다. 이와 같이 단일효용증발기에서도 증기를 압축하여 재사용함으로써 수증기를 상당히 절약할 수 있다.

[예제 5-14] 어떤 증발장치로써 $18,144 \text{kg/h}$ 의 급액을 처리하여 고체농도를 5%로부터 40%까지 농축하고 있다. 증기압축식증발과 다중효용증발의 소요열량을 증발된 물 1kg 당의

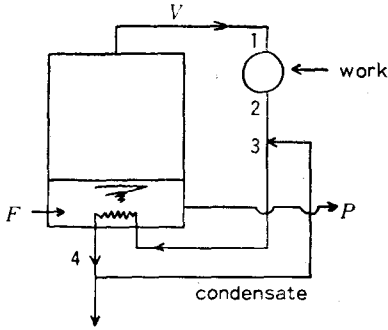


그림 5-6. 열압축식을 이용한 증발기

kJ값과 비교하여라. 증기경제는 효율판 1단당 0.9로 가정한다

압축은 단열상태로 이루어지고, 응축액을 도입하여 과열상태를 제거한다. 비점상승은 무시된 것으로 하고, 증기코일중의 수증기는 137.9kPa로서 증발관 중의 압력은 103.4kPa이다.

[풀이] 수증기표에서 137.9kPa의 포화수증기에 대해서는 $T=109^{\circ}\text{C}$, $H_g=2689.6\text{kJ/kg}$, $\lambda_{sg}=2233\text{kJ/kg}$, $S_g=7.347\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$

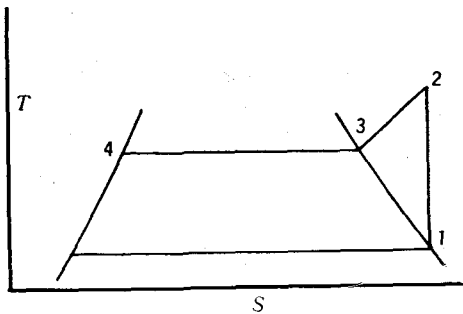


그림 5-7 열압축식 증발장치의 온도-엔트로피관계도

그림 5-6과 그림 5-7로부터 점 3은 137.9kPa의 포화수증기, 점 1은 103.4kPa의 포화수증기. 점 2는 137.9kPa의 과열수증기.

점 2의 과열수증기의 엔탈피를 구하기 위해 압축이 단열가역적이라고 생각하면 점 1과 점 2 사이의 엔트로피변화는 0이다. 따라서 압력과 엔트로피를 알게 되면 수증기의 상태를 알아냄으로써 수증기표로부터 엔탈피를 읽을 수 있다. 이 경우에

$$S_{g1}=S_{g2}=7.347\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$$

$S_g=7.347$ 일 때 $P=103.4\text{kPa}$, $h_g=2726.5\text{kJ/kg}$, $T=126.7^{\circ}\text{C}$ 이다. 따라서 과열은 $2726.5-2689.6=36.9\text{kJ/kg}$

압축기주변의 에너지수지로부터

$$\text{일} = W_x = h_2 - h_1 = 2726.5 - 2676.8 = 49.7\text{kJ/kg}$$

수증기경제 (steam economy)는

$$\frac{\text{수증기 kg}}{\text{증발된 물의 kg}} = \frac{1}{0.9} = 1.11\text{kg}$$

따라서 수증기의 0.11kg, 즉 $0.11 \times 2233 = 245.63\text{kJ}$ 은 다른 열원에서 온 것이어야 한다. 과열과 점 3으로부터의 응축액에 의해서 약간의 여분의 수증기가 있다(그림 5-6) 이 열원으로부터 $36.9 / (2689.6 - 421.2) = 0.016\text{kg}$ 가 있다. 여기서 응축액의 h_f 는 421.2kJ/kg 이다. 이에 따라 외부열원으로부터의 에너지는 $(0.11 - 0.016) \times 2233 = 209.9\text{kJ}$ 임에 틀림없고 소요전에너지는 $49.7 + 209.9 = 259.6\text{kJ}$ 이다.

만일 10단의 효율판과 0.9의 수증기경제를 가진 증발장치를 고려하면, 증발되는 물 1kg 당의 최초 수증기로부터의 kJ값은 $2233 / (10 \times 0.9) = 248.1\text{kJ}$ 이다. 따라서 설정된 열적조건을 가진 재압축장치는 대체로 10단의 효율판에 상당하는 것으로 보여진다. <다음호에 계속>

우리나라가 선진경제를 향한 빠른 전진을 위해서는 우리사회에 공공연히 유통, 사용되고 있는 부정외래품을 말끔히 추방해야 합니다.