

흡수식 열변환기 사이클¹⁾

Absorption Heat Transformer Cycles

K. Stephan²⁾

- 1) 이 내용은 1987년 7월 22일~23일 한국과학재단과 독일과학재단의 후원으로 본 학회와 한국과학기술원이 주최한 열펌프 및 응용기술에 관한 한·독 열공학세미나에서 발표한 Absorption Heat Transformer Cycles를 번역한 것임.
- 2) Karl Stephan 교수는 Karlsruhe대학에서 공학박사 학위를 취득후 Berlin 공대, Ruhr 공대 교수를 거쳐 현재 Stuttgart 공대 교수로 재직중이다. 또한 열역학 및 열공정 기술연구소장직을 맡고 있으며 독일기술자협회(VDI)의 열 및 물질전달 분과위원장으로 열역학, 열전달 분야의 기초연구, 흡수식 열펌프 및 열병합 발전시스템의 물질개발 등에 많은 업적이 있다. 또한 열역학, 열전달 등 6권의 책과 120편 이상의 논문의 저자이다.

1. 서 론

최근 수년동안 에너지절약 분야에서 열변환기 부분의 강도 깊은 연구와 개발에 많은 노력이 투입되었다. 이 분야는 지금까지는 경시되어 왔다. 다만, 원리는 최초 1918년에 Attenkirch¹⁾에 의하여 알려지고 후일 1933년에 Nesselmann²⁾에 의하여 더욱 포괄적으로 확립되었다.

일반적인 용어로 열변환은 저온에서 열을 받아 기계적인 일을 공급하거나 추가적인 열량에 포함된 가용 에너지를 공급함으로써 고온의 열로 변환하는 기기에서 수행된다. 후자의 과정은 열펌프나 소위 말하는 열변환기로 수행할 수 있다. 열펌프와 열변환기의 차이점

은 무엇인가? 열펌프에서 열은 주위온도 T_0 의 저온 열원으로부터 고온열원 T_2 의 열에 의하여 더 높은 온도 T_h 로 공급된다. 온도 T_h 는 T_0 보다 높으나 온도 T_2 보다는 낮다. 이 과정을 열펌프 과정이라고 부른다. 열 변환기에서 온도 T_2 의 열이 과정에 투입되어 더욱 높은 온도 T_2 의 열로 변환된다. 반면 원래의 열의 나머지는 저온방열부, 즉 주위온도 T_0 의 열원으로 전달된다. 여기서 이 과정을 "열 변환"이라고 부른다. 열펌프와 열변환기 과정의 원리가 개략적으로 그림 1에 나타나 있다.

그림 1a에 따르면 고온 T_2 의 열이 필요하며 저온 T_h 의 열로 변환된다. 따라서 제 2법칙의 관점에서 고급의 열이 저급의 열로 변환되는 것이다. 열변환기는 반대방향으로 작용한다

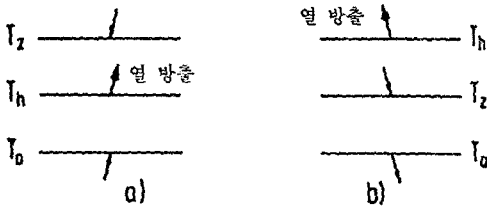


그림 1 열펌프와 열변환기의 원리

즉 온도 T_2 의 저급열이 온도 T_h 의 고급열로 변환되는 것이다. 이 변환과정을 수행하는데 추가적인 열(또는 일)은 필요하지 않으며, 이는 확실히 과정의 주된 이점이 된다. 온도 T_2 의 열이 두 부분, 온도 T_h 와 T_2 의 열로 나누어지므로, 각각이 온도 T_2 의 원래의 열보다 낮다고 말할 수는 없다.

2. 단단과정

단단과정 열변환과정은 흡수식 열펌프의 수정된 형태인 흡수과정으로 수행될 수 있다. 이 상에서는 간단 명료하게 취급하기 위하여 이중 혼합물로 작동하는 단단과정에 대하여 설명하기로 한다. 그림 2의 발생기에서 가벼운 휘발성 매질, 예를들면 암모니아와 물과 같이 구별고 휘발성이 약한 성분으로 구성된 이중 혼합물을 중간온도 T_2 에서 가열한다. 열은 예를들면 40°C 와 70°C 사이의 폐열이 될 수도 있다. 따라서 발생기부에서 가벼운 휘발성 성분이 증발하고 응축기의 저온(예를들면 주위 온도 T_0)에서 응축된다. 응축액인 암모니아는 증발기로 압송되며 여기에서의 압력은 발생기나 응축기에서의 압력보다 높다. 증발기 또한 열원으로부터 중간온도 T_2 에서 가열된다.

액체 암모니아는 증발되어 압력이 증발기와 거의 유사한 흡수기로 흐른다. 한편 발생기에서 증발되어 농도가 낮아진 암모니아는 발생기로부터 흡수기로 압송된다. 이 희석용액이 증발기로부터 오는 순수 암모니아 증기를 흡수한다. 고압에서 일어나는 흡수과정 동안 T_2 보다 높은온도, 예를들면 평균온도 T_h 에서 방출된다. 이 흡수열이 가열원으로 사용되어 온수나 수증기를 생산할 수 있다. 고농도 용액

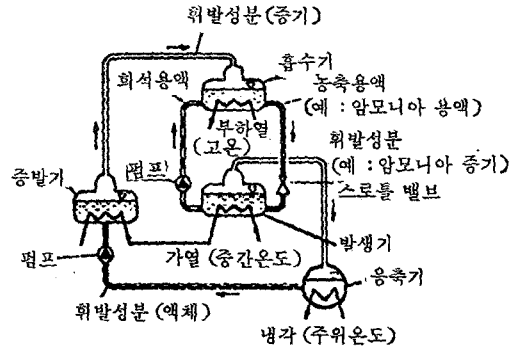


그림 2 흡수식 열변환기

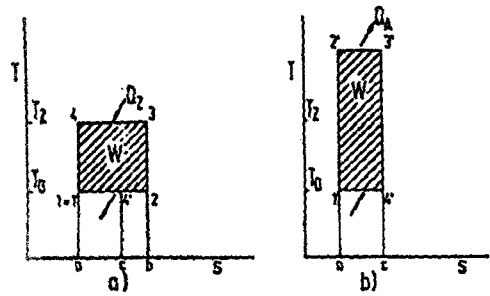


그림 3 흡수식 열변환기 과정의 T-s 선도

은 흡수기로부터 팽창밸브를 통하여 발생기로 흐르고, 여기에서 과정이 다시 시작한다.

이 과정동안 열은 중간온도에서 증발기와 발생기로 전달됨을 알 수 있다. 이 열의 일부는 응축기에서 냉각액으로 방출되며, 일부는 흡수기에서 고온부의 열흡수부, 즉 부하로 전달된다. 전기나 기계에너지 또는 증기를 가열함으로써 추가적인 가용에너지를 필요로 하는 열 펌프와는 달리 열변환기에서는 펌프작동용 에너지를 제외하고는 추가의 가용에너지를 필요로 하지 않는다. 그러나 펌프 일은 대부분의 경우 흡수기에서 부하로 전달되는 에너지에 비하여 무시할만 하다.

온도-엔트로피 선도(그림 3)에서 이러한 과정이 제 2법칙에 위배되지 않는다는 것을 설명한다. 첫째 사이클 a에서 사이클 1234는 중간온도 T_2 와 주위온도 T_0 사이에서 작동하며 일 W가 과정중에 발생된다. 둘째 사이클 1'2'3'4'(그림 3b)에서 이 일 W와 주위온도 T_0

로부터의 열이 고온 T_h 로 변환된다. 첫째 사이클에서는 주위 온도 T_o 의 열원으로 전달된 열이 사각형 12ab로 표시되며, 둘째 사이클에서는 열원으로부터의 열이 사각형 1'4'ac로 나타난다. 따라서 함께 고려하면 사각형 4'2cb로 표시된 열이 열원으로 전달되는 것이다. 중간온도에서 주어진 전체 열의 나머지는 고온 T_h 의 열원으로 전달되고 있는 것이다. 중간온도에서 주어진 전체 열의 나머지는 고온 T_h 의 열원으로 전달되고 있는 것이다. 가역과정에서의 열의 비 Q_A/Q_z 는 그림 3a와 그림 3b에서 수행한 일 W 가 동일함을 고려하여 다음과 같이 구할 수 있다.

$$W = (T_z - T_o) \Delta S_{ab} = (T_h - T_o) \Delta S_{ac}$$

$$\frac{\Delta S_{ac}}{\Delta S_{ab}} = \frac{T_z - T_o}{T_h - T_o}$$

또한

$$Q_z = T_z \Delta S_{ab} \text{ and } Q_A = T_h \Delta S_{ac}$$

이므로 다음의 관계를 구할 수 있다.

$$\zeta_{id} = \frac{Q_A}{Q_z} = \frac{T_h}{T_z} \frac{T_z - T_o}{T_h - T_o} \dots\dots\dots (1)$$

$\log p-1/T$ 선도와 $h-\xi$ 선도의 과정 평형상태의 압력과 온도는 그림 4의 $\log p-1/T$ 선도로부터 쉽게 구할 수 있다.

그러나 이 선도로부터 상평형상태에서의 온도와 압력만을 읽을 수 있다. 상평형이 아닌 펌프후의 과정은 이 선도로 나타낼 수 없다. 그러나 흡수기, 응축기, 증발기와 발생기의 출구단면에서 상평형을 가정하면 그림 4의 점들이 평형상태를 나타낸다. 따라서 주위의 온도에서 저압 P_o 를 결정하고, 중간온도 T_z 로부터 고압 P_1 과 암모니아 희석용액의 질량분률 ξ_p 를 정하게 된다. 고온 T_h 에서는 농용액의 질량분률 ξ_r 를 계산하며, 만약 T_h 대신에 농도차 $\xi_r - \xi_p$ 가 알려진다면, 온도 T_h 는 $\log p \xi-1/T$ 선도로부터 읽을 수 있다.

그림 2의 단순과정은 상당히 개선될 수 있다. 흡수기에서 유출하는 농용액은 발생기에서 오는 희석용액 보다 고온에 있다. 또한 발생기로부터 응축기로 흐르는 순수증기는 응축기에서 증발기로 압송되는 액체보다 고온에 있다.

따라서 발생기에서 흡수기로 압송되는 희석용액을 예열하는 열교환기와 응축기에 유입되기 전에 암모니아 증기를 예냉하고 동시에 응축기에서 증발기로 압송되는 액체를 예열하는 제 2의 열교환기로서 효율을 개선할 수 있을 것이다. 이 장치의 배치를 그림 5에 나타낸다. 이 과정을 $\log p-1/T$ 선도로 나타내면 아무 변화가 없다.

과정을 엔탈피-농도선도로 나타낸 것이 그림 6이다. 이 선도에서 응축기와 발생기의 압력 P_o 에 대한 비등 및 노점곡선을 나타냈으며 흡수기와 증발기의 압력 P_1 에 대한 것이다. 또한 액체상태에서의 등온선 T_o , T_z 와 T_h 를 표시하였다.

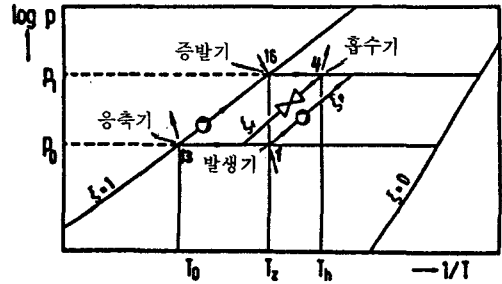
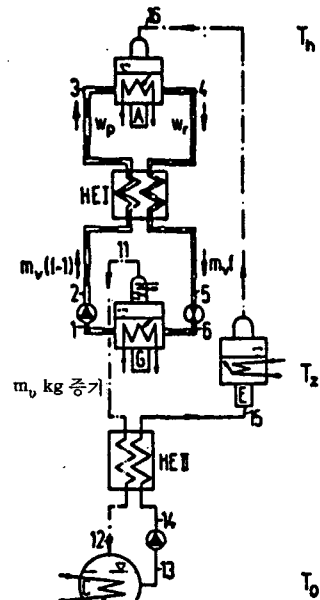


그림 4 열변환기의 $\log p-1/T$ 선도



A : 흡수기, G : 발생기, E : 증발기, C : 응축기, HE I : 열교환기 I, HE II : 열교환기 II

그림 5 내부열교환이 있는 단단과정

먼저 희석 및 농용액의 농도 ξ_p 와 ξ_r 을 결정한다. 가정에 따라 열흡수는 온도 T_h 에서 전달된다. 따라서 농용액은 포화조건인 T_h 에서 흡수기를 나간다. 이 상태는 그림 6에서 등온선 T_h 와 흡수기압력 P 의 비등곡선의 교점(점 4)으로 나타나 있다. 농용액은 열교환기 HEI 를 통과하여, 그림 6에 점 5로 주어지는 온도로 냉각된 다음, 엔탈피와 질량분률이 변화하지 않는 스로틀밸브에서 팽창한다. 점 5는 아래와 같이 결정된다. 따라서 스로틀링 후의 점 6 과 스로틀링 전의 점 5는 동일하게 나타나나 상태 5와 상태 6은 상이하다. 그 이유는 점 5는 압력 P_1 에 속하는 과냉상태이고, 점 6은 압력 P_0 의 상태로서, 질량분률 ξ_6' 의 포화액과 질량분률 ξ_6'' 의 포화증기로 구성된 혼합물이기 때문이다. 발생기에서 가벼운 휘발성 성분은 증발된다. 이 과정은 용액의 온도가 열원의 온도 T_s 와 동일하게 될때까지 진행된다. 발생기를 떠나는 희석용액의 상태는 점 1로 주어지고, 압력 P_1 으로 압축된다. 새로운 상태는 점 2로 주어지며 점 1과 거의 일치하는데, 이는 농도 ξ_p 가 일정하고 비엔탈피가 극히 약간만 증가되기 때문이다. 다음 희석용액은 열교환기 HEI에서 상태 3까지 가열되며, 이때의 온도는 흡수기를 떠나는 농용액(점 4)의 온도 T_h 보다 약간 낮다. 따라서 흡수기로 유입되는 희석용액의 상태는 온도 T_h 아래의 선 ξ_p 위에 있게 된다.

또한 열교환기에서 유출되는 농용액의 상태 5를 열교환기의 에너지 균형으로부터 결정할 수 있다.

$f = m_L / m_V$ 를 단위 kg의 증기에 대하여 순환하는 액체의 양이라고 하자. 액체 f kg이 발생기(상태 6)로 유입될 때, 증기 1kg이 생성되고 액체(상태 1) $1-f$ kg이 유출된다. f kg의 액체가 열교환기 HEI의 한쪽에 흐르고, 다른쪽에 $f-1$ kg이 흐른다는 것을 감안하면, 열균형은 다음과 같다.

$$f(h_4 - h_5) = (f-1)(h_3 - h_2) \dots\dots\dots (2)$$

반면 발생기의 질량균형은

$$f \xi_r = \xi_v + (f-1)\xi_p$$

즉

$$f = (\xi_v - \xi_p) / (\xi_r - \xi_p) \dots\dots\dots (3)$$

로 된다. 이 식을 식(2)에 대입하면 다음이 구해진다.

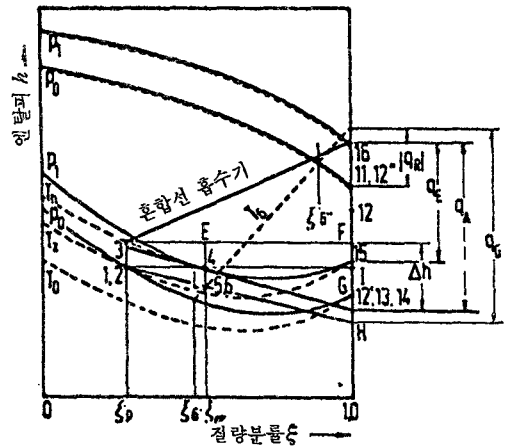


그림 6 단단과정의 엔탈피-농도선도

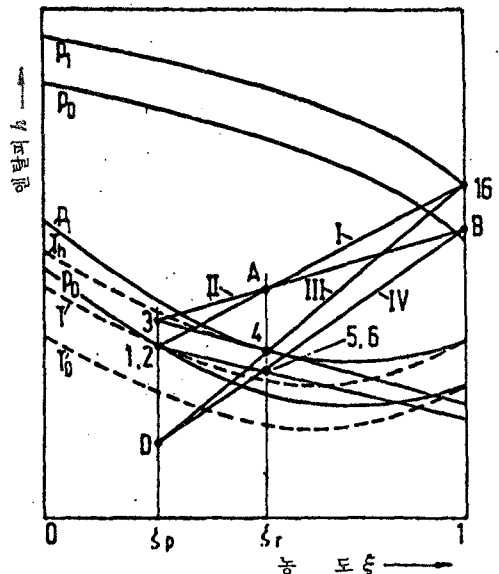


그림 7 열교환기 HEI에서 용액의 상태(그림 5와 6의 점 5)(선은 I, II, III, IV의 순서로 작성하여야 한다)

$$\frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p}(h_4 - h_5) = \frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p}(h_3 - h_2) \dots\dots(4)$$

식(4)에 따르면 점 5는 다음의 방법으로 구할 수 있다. 점 1과 16을 연결하는 직선이 점 A(그림 7)의 ξ_r 선과 교차하고 점 3에서 A로의 직선이 점B에서 종축과 교차한다. 그림 7의 삼각형 1, 3, A와 삼각형 A, 16, B의 상사성으로부터

$$\frac{h_{16} - h_B}{\xi_v - \xi_r} = \frac{h_3 - h_2}{\xi_r - \xi_p}$$

즉

$$h_{16} - h_B = \frac{\xi_v - \xi_r}{\xi_r - \xi_p}(h_3 - h_2)$$

이 구해진다. 그러므로 $h_{16} - h_B$ 는 식(4)의 우변과 같다.

반면 점16과 점4의 직선이 ξ_p 선과 점D에서 교차하고, 점D와 점B의 직선은 점5에서 ξ_r 선과 교차한다. 이는 삼각형 D, 4, 5와 삼각형 D, 16, B의 상사성에서 구해지며, 그 결과로

$$\frac{h_4 - h_5}{\xi_r - \xi_p} = \frac{h_{16} - h_B}{\xi_v - \xi_p}$$

또는

$$\frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p}(h_4 - h_5) = h_{16} - h_B = \frac{\xi_v - \xi_r}{\xi_r - \xi_p}(h_3 - h_2)$$

가 구해지며, 이는 식(4)와 일치한다.

질량분률 ξ_p (상태 3)의 희석용액 $f-1$ kg과 상태16의 증기 1 kg이 흡수기로 유입된다. 흡수열 q_A (증기 단위 kg에 대한 kJ 단위)가 전달되고 질량분률 ξ_r 의 농용액(상태 4) f kg이 흡수기에서 유출된다. 따라서 에너지 균형 식은

$$(f-1)h_3 + h_{16} = q_A + fh_4 \dots\dots\dots(5)$$

와 같이 되며 식(3)에서 다음의 결과가 주어진다.

$$\frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p}(h_3 - h_4) = q_A - (h_{16} - h_3) \dots\dots(6)$$

또한 흡수열 q_A 는 식(6)의 좌변이 그림 6에서 Δh 로 주어지므로 엔탈피-농도선도로부터

쉽게 결정할 수 있다. 이 관계식은 그림 6의 삼각형 3, 4, E와 삼각형 3, F, G의 상사성으로부터 구해지며

$$\frac{\Delta h}{\xi_v - \xi_p} = \frac{h_3 - h_4}{\xi_r - \xi_p}, \therefore \Delta h = \frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p}(h_3 - h_4)$$

의 관계가 있다.

$h_{16} - h_3$ 을 더하여 주면, 그림 6에 나타난 q_A 가 구해진다. 최종적으로 발생기에 대하여 고려하면, 발생기로 유입되는 농용액의 상태는 점6(그림 5와 6)으로 나타낼 수 있다. 액체의 일부는 점6에서 증발되어, 포화액 ξ_6' 과 포화증기 ξ_6'' 으로 구성된 포화증기-액의 혼합물이 된다. 발생기는 거의 순수한 암모니아 증기를 얻기 위하여 정류탑과 조합되어 흡수열을 증가하고 물이 응축기에 축적되지 않아서 증발기에서의 열전달의 감소를 피할 수 있는 것으로 가정한다. 이 이유는 잘 알려져 있듯이 혼합물에서 비등열전달은 순수성분에서의 열전달보다 낮기 때문이다.

정류탑이 있는 발생기의 개략도가 그림 8에 나타나 있다.

전체적인 에너지 균형에서

$$f h_6 + q_G = (f-1) h_2 + h_{11} + |q_R|$$

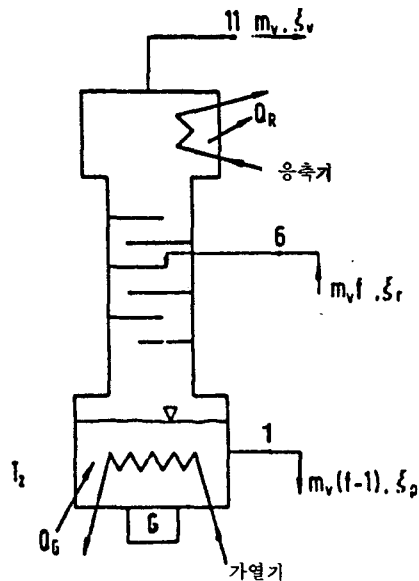


그림 8 정류탑 부착 발생기

이 구해지고, 식(3)을 고려하면 다음 식이 성립한다.

$$\Delta h^* = \frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p} (h_2 - h_6) + (h_{11} - h_2)$$

$$= q_G - |q_R| \dots\dots\dots (7)$$

식(7)의 좌변은 그림 6에서 쉽게 구할 수 있다. 점 1과 6을 지나는 직선이 점H에서 증축을 교차한다. 점 1을 지나는 평축에 평행한 선이 ξ_r 선과 점L(그림 6의 점 4와 우연히 일치)에서 교차하고 증축과는 점I에서 교차한다. 삼각형 H, I, 1과 삼각형 L, 6, I가 상사이므로 다음식이 구해진다.

$$IH = \frac{\xi_v - \xi_p}{\xi_r - \xi_p} (h_1 - h_6)$$

따라서 식(7)의 좌변은 그림 6의 증축상에 있는 선 11, H로 주어진다. 발생기에서 전달된 열 q_G 는 식(7)에 따라서 증기 단위질량 당의 열 $|q_R|$ 에 의존한다. 열 q_G 는 가급적 작게 유지하여야 하며, 따라서 $|q_R|$ 또한 작아야 한다. 정류탑의 이론으로부터 그림 9에 따라 소위 말하는 운전선으로부터 열 q_R 을 결정하는 것으로 알려져 있다. 여기서 π' 와 π 는 소위 말하는 운전선의 극이다. 정류이론에서 알려져 있듯이(예를들면[3]), 발생기에 가해진 열 q_R 과 열 q_G 는 그림 9에 따라 그래프의 방법

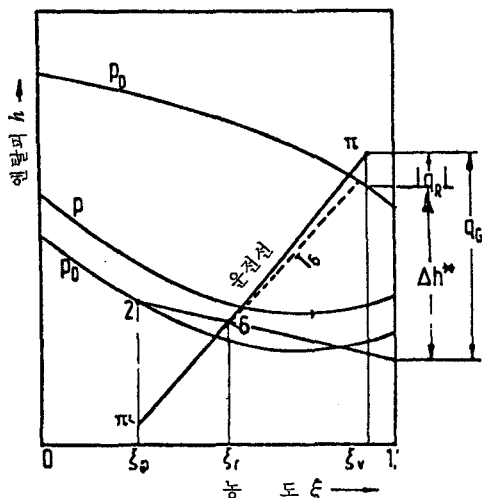


그림 9 $|q_R|$ 과 q_G 의 산출

으로 계산된다. 또한 정류이론에서 이 운전선이 포화등온선, 여기서는 등온선 T_6 보다 경사가 급하게 되어야 한다는 것이 알려져 있다. 그림 9로부터 최소값 $|q_R|$ 과 q_G 는 운전선과 등온선 T_6 가 일치할때 구해지는 것이 분명하다. 이 극한의 경우 역시 그림 6에 표시되어 있다.

그러므로 발생기의 열 q_G 와 $|q_R|$ 은 그림 9와 그림 6에 각각 나타낸 것과 같이 구한다.

정류탑을 나온 증기는 실제로 순수한 가벼운 휘발성 성분(암모니아)으로 구성된다. 이는 압력 P_0 의 포화증기(상태 11)이다. 이의 일부는 열교환기 HEII에서 응축(상태 12)되고, 최종적으로 응축기에서 완전히 응축된다. 응축기에서 제거한 열은

$$q_C = h_{12} - h_{13}, \dots\dots\dots (8)$$

으로 표시되며, 증발기의 유입열은 다음 식으로 주어진다.

$$q_E = h_{16} - h_{15}, \dots\dots\dots (9)$$

q_C 와 q_E 는 모두 그림 6에서 쉽게 읽을 수 있다.

열의 비 ξ 는

$$\xi = \frac{q_A}{q_G + q_E}$$

로 주어진다.

q_A 가 과정으로 유입되는 열 $q_G + q_E$ 의 일부이고, 나머지는 주위로 전달되므로, 이 값은 1보다 작다. 그림 6에서 정성적으로 나타내듯이, $\xi < 1$ 이다. 따라서 변환기 과정의 엔탈피-농도선도로부터 모든 파라미터를 쉽게 산출할 수 있다. 주된 이점으로는 선도로부터 과정을 전반적으로 곧 알 수 있을 뿐 아니라, 결정적인 파라미터의 변경, 예를들면 온도나 열플럭스의 변경이 전체 과정을 어떻게 변화시키는가를 알 수 있다.

좀 더 상세한 설계를 위하여는, 열교환기에서의 유한온도차를 고려하여, 전산프로그램이 유용할 것으로 보인다. 이러한 프로그램은 암모니아-물의 작동유체에 대하여 저자와 공동 연구자에 의하여 개발되었다. 결과는 이 논문

의 4 장에서 다루어진다.

3. 2 단과정

그림 4의 $\log p-1/T$ 선도에서 쉽게 볼 수 있듯이 단단과정에서 온도 T_h 에는 상한이 존재한다. 주위온도 T_0 와 중간온도 T_2 가 주어진다고 가정할때 점 13, 16 과 1이 그림4에서 고정된다. 그러면 유한한 질량분률차 $\xi_r - \xi_p$ 에 대하여, 점 4 역시 고정된다. 이론적인 최소분률차인 0에 대하여, ξ_r 과 ξ_p 의 곡선은 함께 만나며, T_h 에 대한 상한이 구해진다.

더 높은 온도 T_h 는 2 단 또는 다단에 의하여만 얻어질 수 있다. 다단과정에서의 열의 비는 분명히 열역학적 이유로 다단과정에서 보다 낮아져야 한다. 그 이유는 그림 3a 와 그림 6에 따라서 온도 T_h 가 증가할 때 주위로 부터의 열이 작아지며(그림 3a 참조), 따라서 주위로 전달되는 전체 열은 증가하기 때문이다. 그러므로 고온으로 변환된 비율은 작아진다. 작동온도 T_2 를 증가시키기 위하여는 열의 비가 낮아져야 하며 더욱 복잡한 고가장비를 필요로 한다. 그럼에도 2 단과정의 열효율은 비교적 합리적이다(아래참조). 그러나 3 단 또는 그 이상의 다단과정은 고가의 장비문제 외에도, 가용에너지의 손실이 전체 변환과정을 무용화시키게 된다. 따라서 여기서는 2 단과정만을 다루기로 한다. 이러한 과정은 최초 1956년 Altenkirch 와 Niebergall⁴⁾에 의하여 제안되었다.

그 기본개념은 주어진 분률차 $\Delta\xi = \xi_r - \xi_p$ 에 대한 온도 T_h 를 좀더 낮은 온도 T_0 로 증가시키는 것이다. 이 효과는 T_0, T_2 와 $\Delta\xi$ 가 주어진 과정을 고려할 때 쉽게 이해할 수 있다(그림 10의 쇄선참조). 이 과정에서 도달할 수 있는 흡수기 온도는 T_h 이다. 대신 T_2 와 $\Delta\xi$ 가 변화없고 더 낮은 온도 $T'_0 < T_0$ 가 있을 때 그림 10(실선)에 따라 온도 $T'_h > T_h$ 가 구해진다.

온도 T_0 를 감소시키기 위하여, Altenkirch 와 Niebergall 은 압축식 열펌프를 열변환기와 조합할 것을 제안하였다(그림 11). 열펌프의 증발기를 열변환기의 응축기와 조합하는 것이

다. 그리하여 열변환기의 작동물질을 응축시키는 열을 사용하여 열펌프 사이클의 작동매질을 증발한다. 열펌프 사이클의 응축기 C_1 에서 방출한 열은 주위온도 T_0 의 열흡수부로 전달된다. 예를들면 $T_0 = 10^\circ\text{C}$, $T_2 = 40^\circ\text{C}$ 와 $\Delta\xi = 0.05$ 를 가정할 때, 암모니아-물의 경우 $T_h = 70^\circ\text{C}$ 를 얻을 수 있다. 만약 T_2 와 $\Delta\xi$ 의 변화없이 T_0 를 $T'_0 = 0^\circ\text{C}$ 로 감소시키면, 온도 T'_h

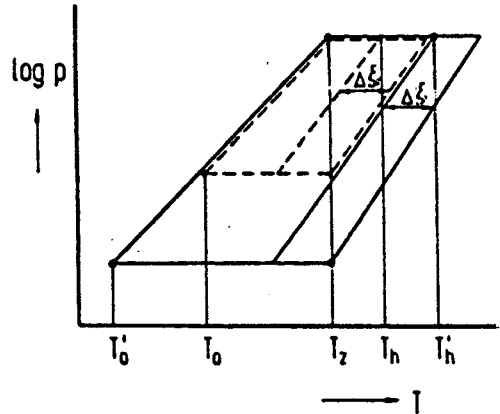


그림 10 온도 T_0 가 $T_0 - T'_0$ 으로 감소할 때 $T_h - T'_h$ 의 증가

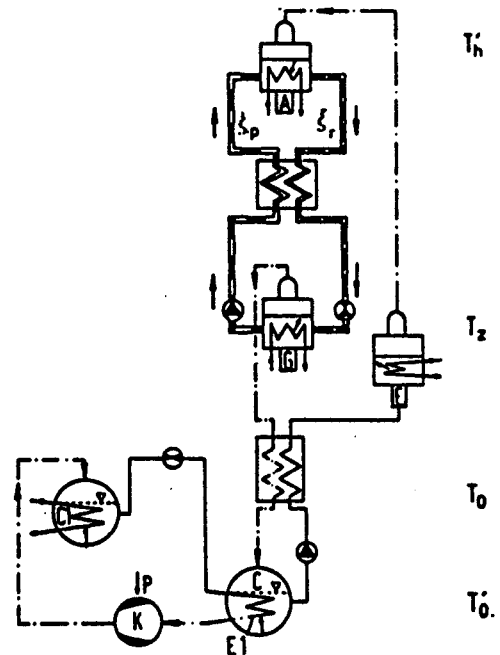


그림 11 열펌프와 조합된 흡수식 열변환기

= 78 °C를 얻을 수 있다. Altenkirch와 Niebergall은 열펌프로 사용되는 위의 과정을 제안하였다. 여기서 T_z 는 땅이나 우물의 물온도이고 T_0 는 보통의 낮은 주위공기의 온도이다. 이들은 흡수기로 전달되는 열이 그림 1에서 분명하듯이 외기공기온도 T_0 가 낮아지면 증가하는 효과를 설명하였다. 따라서 이러한 형태의 열펌프는 외기온도가 낮아질때 더 많은 열을 공급한다. 그러므로 보통의 압축식 열펌프가 저온에서 기계적 에너지의 증가로 인하여 비효율적이 되는데 비하여, 그 효율이 증가한다. 이 기기의 불리점은 분명히 상이한 온도 T_z 와 T_0 의 두 열원이 필요하다는 사실에 있다.

추가적으로 기계적 에너지가 소요된다. 그러나 이 에너지는 대단히 적다. $T'_0 = 0^\circ\text{C}$, $T_0 = 10^\circ\text{C}$, $T_z = 40^\circ\text{C}$, $T_h = 78^\circ\text{C}$ 사이에서 작동하는 가역과정에서 $P = 0.0156(Q_G + Q_E)$ 일 뿐이다. 여기서 Q_G 는 발생기로 흐르는 열, Q_E 는 증발기로 흐르는 열을 뜻한다. 가역과정의 가정하에 열의 비는 다음과 같다.

$$\zeta_{id} = \frac{Q_A}{Q_G + Q_E} = 0.57$$

실현가능한 값은 대략 0.25에서 0.3으로 추산된다.

열변환기와 조합된 압축식 열펌프 사이클 대신에 역시 흡수식 열펌프가 자연스럽게 조합될 수 있다. 다시 냉동흡수과정을 수정하여 얻을 수 있는 다른 2단과정이 그림 12에 설명되어 있다. 농도 ξ_1 의 혼합물은 온도 T_z 의 발생기 G에서 가열하고, 증기 ξ_2 (그림 13 참조)이 재흡수기 R에서 응축되고 희석용액 ξ_3 에 의하여 흡수된다. 재흡수기로부터의 농용액 ξ_4 는 가열기(발생기) G1으로 압송되고, 여기서 가열되어 순수증기와 희석용액 ξ_5 로 분리되어 스톱밸브를 역류하여 재흡수기로 흐른다. 다음 발생기로부터의 순수증기는 응축기 C에서 응축된다. 용액은 고압으로 압송되어 증발기 E에서 증발된다. 이로부터 증기는 흡수기 A로 흐르고, 증발기에서 희석용액 ξ_6 에 의하여 흡수된다. 그림 13에 $\log p-1/T$ 선도에서의 과정을 표시한다. 화살표는 열유속의 방향을

나타낸 것이다. 발생기 G에서 발생기 G1에서보다 더 많은 증기가 생성된다. 결과적으로 증기가 역류하는 것보다 많은 양이 그림 12의 흡수식 사이클의 왼쪽으로부터 오른쪽으로 이송될 것이다. 이를 보상하기 위하여, 2단이 관으로 연결되고 관에 의하여 희석용액 ξ_5 의 일부가 역이송된다.

이 장에서 설명한 과정 이외에 많은 다른 2단장치를 생각할 수 있다. 어떤 과정이 더 우선적이 되어야 하는가에 대한 일반적인 규칙은 없다. 과정의 선택은 주로 만족하여야 할 조건, 예를들면, 온도범위와 온도 T'_0 , T_0 와 T_z 에서의 3종의 열원과 열침체원 또는 온도 T_0 와 T_z 에서의 2종의 열원, 침체원인이 존재하는가의 여부에 따라 결정된다.

두 온도 T_0 와 T_z 의 열원과 열침체원의 경우에 $\log p-1/T$ 선도(그림 14)에 표시되어 있듯이 잘 알려진 2단 냉동사이클을 수정하여 사용할 수 있을 것이다. 온도 T_h 를 상승시키는 다른 하나의 대단히 유용한 방법은 흡수식 열

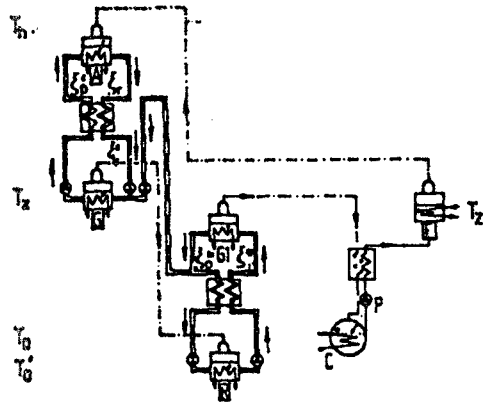


그림 12 재흡수기가 있는 2단과정

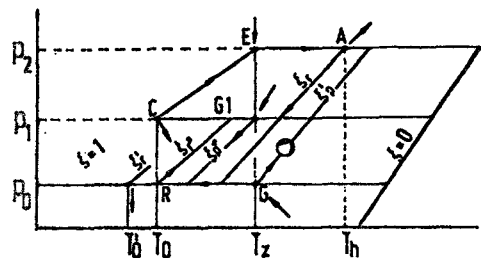


그림 13 그림 12 2단과정의 $\log p-1/T$ 선도

TABLE 1. 그림 14에 의한 1 단 및 2 단과정의 자료

$\Delta T = 0K (T_z = 313K)$

1 단	$T_o K $	273	273	278	278	283	283	288	288
	$\Delta \xi %$	5	8	5	8	5	8	5	8
	$T_{h1} = T_{z2} K $	351	346	345	341	339	335	334	330
	ζ_1	0.478	0.487	0.478	0.486	0.478	0.485	0.477	0.485
	η_{ex1}	0.795	0.781	0.792	0.774	0.787	0.763	0.784	0.751
2 단	$T_h = T_{h2} K $	431	414	412	398	393	379	377	363
	ζ_2	0.440	0.460	0.454	0.469	0.463	0.476	0.467	0.479
	η_{ex2}	0.657	0.700	0.693	0.722	0.721	0.738	0.737	0.745
	$\zeta = \zeta_1 \zeta_2$	0.210	0.224	0.217	0.228	0.221	0.231	0.223	0.232
	$\eta_{ex} = \eta_{ex1} \eta_{ex2}$	0.522	0.547	0.548	0.559	0.567	0.563	0.578	0.559

$\Delta T = 3K (T_z = 313K)$

1 단	$T_o K $	273	273	278	278	283	283	288	288
	$\Delta \xi %$	5	8	5	8	5	8	5	8
	$T_{h1} = T_{z2} K $	338	334	332	328	327	324	—	—
	ζ_1	0.446	0.446	0.450	0.469	0.449	0.467	실제 온도 증가	
	η_{ex1}	0.646	0.650	0.631	0.625	0.608	0.608	거의 없음	
2 단	$T_h = T_{h2} K $	391	377	372	358	355	345	—	—
	ζ_2	0.417	0.450	0.428	0.459	0.440	0.461	—	—
	η_{ex2}	0.606	0.650	0.621	0.648	0.627	0.633	—	—
	$\zeta = \zeta_1 \zeta_2$	0.186	0.210	0.193	0.215	0.198	0.215	—	—
	$\eta_{ex} = \eta_{ex1} \eta_{ex2}$	0.392	0.423	0.392	0.405	0.381	0.385	—	—

$\Delta T = 5K (T_z = 313K)$

1 단	$T_o K $	273	273	278	278	283	283	288	288
	$\Delta \xi %$	5	8	5	8	5	8	5	8
	$T_{h1} = T_{z2} K $	330	326	324	321	—	—	—	—
	ζ_1	0.420	0.453	0.430	0.455	실제 온도 증가			
	η_{ex1}	0.548	0.564	0.530	0.534	거의 없음			
2 단	$T_h = T_{h2} K $	357	352	347	336	—	—	—	—
	ζ_2	0.405	0.443	0.409	0.451	—	—	—	—
	η_{ex2}	0.555	0.591	0.544	0.566	—	—	—	—
	$\zeta = \zeta_1 \zeta_2$	0.170	0.201	0.176	0.205	—	—	—	—
	$\eta_{ex} = \eta_{ex1} \eta_{ex2}$	0.304	0.333	0.288	0.302	—	—	—	—

변환기를 압축식 열펌프와 조합하는 것이다. 온도 T_h 의 흡수기에서 방출한 열이 압축식 열펌프의 증발기로 흐르고, 압축기에 공급한 기계적 에너지에 의하여 더 높은 고온 T_h 의 열로 변환한다.

4. 결과 및 결론

열변환기가 추가적인 가용에너지의 필요없이 저온열의 질을 상승시키는 가장 효과적인 방법이며, 기본개념이 Altenkirch¹⁾와 Nesselmann²⁾에 의하여 이미 반세기이상 이전에 알려졌음에도 불구하고, 지금까지 연구와 개발이 별로 이루어지지 않았다. 에너지의 수요증가와 동시에 에너지저장의 증가가 이제 이 상황을 극적으로 전환시키기 시작하고 있으며 최근 열변환기술 분야에서도 세계 수개처에서 활동이 시작되고 있다. 희망적으로 이 과정을 기술응용에 실현시키는 것이 현실적으로 과히 멀지 않다. 더구나 대부분의 과정이 일반적으로 기술적으로 잘 알려진 것이기 때문이다. 또한 합리적인 효율이 실현될 것으로 보인다. 과정에서 도달되는 열의 비 ξ 를 그림 15에 나타낸다. 이 값은

$$\xi = \zeta_{id} \eta$$

로 계산하며, ζ_{id} 는 가역과정에 대한 열의 비 (식(1)),

$$\zeta_{id} = \frac{T_h T_z - T_0}{T_z T_h - T_0}$$

이고, η 는 전효율로서 $\eta = 0.6$ 으로 가정하였다. 또 상부온도 $T_h = 80^\circ\text{C}$ 와 $T_h = 140^\circ\text{C}$ 에 대한 곡선 ξ_{id} 는 쇄선으로 나타나 있다. 선도가 나타내듯이, 주어진 주위온도 T_0 에서 열의 비는 중간온도 T_z 가 증가할 때 함께 증가한다. 주어진 온도 T_z 와 일정한 값 T_0 에 대하여 더 높은 온도 T_h 가 필요할 때 열의 비는 낮아진다. 암모니아-물 혼합물에 대한 좀 더 실제적인 수치를 표 1에 나타내었다. 이 값은 암모니아-물 혼합물의 상태식을 사용한 전산프로 그램으로 유한온도차를 고려하여 계산한 것이다. 함께 그림 14에 따른 2 단과정에 관한 값도 주어져 있다. 이 결과의 경향은 그림 15에

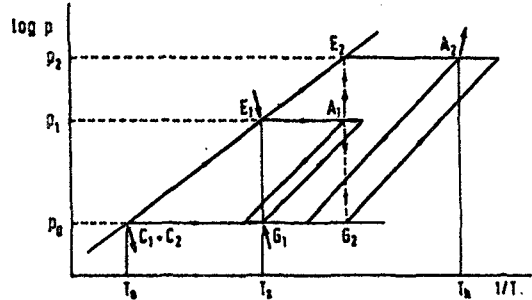


그림 14 온도 T_h 의 단일열원과 온도 T_0 의 단일열침체원에서 2 단과정의 $\log p - 1/T$ 선도

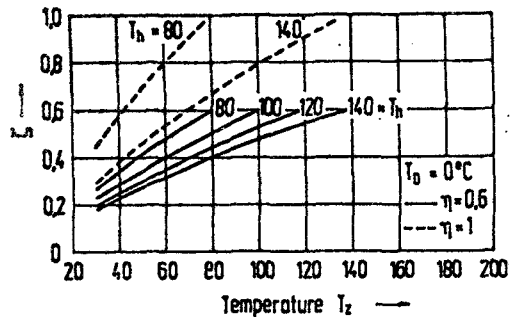


그림 15 열변환기의 열 비 $Q_A / (Q_E + Q_G)$... ξ_{id}

서 나타낸 것과 동일하다. 그러나 이 결과 또한 효율은 열교환기에서의 온도차에 영향을 많이 받으므로, 열교환기가 잘 설계되어야 함을 분명히 나타내고 있다. 반면, 단단 또는 2 단과정에서 도달되는 효율과 온도는 대단히 희망적이다. 따라서 열변환기 과정에 대한 연구와 개발을 활성화하는 것은 가치있는 일로 생각된다.

참 고 문 헌

1. Altenkirch, E. Zeitschrift f. d. gesamte Kälteindustrie 25(1918) no. 7, 49-53. no. 8 pp. 57~60.
2. Nesselmann, K. 12Wissensch. Veröffentl. Siemens Konzern(1933), no. 2, 89-109.
3. Bosnjakovic Technische Thermodynamik Vol. II (Dresden Steinkopf-Verlag, 1971)
4. Altenkirch, E.; Niebergall, W., DB Pat 95 3378.