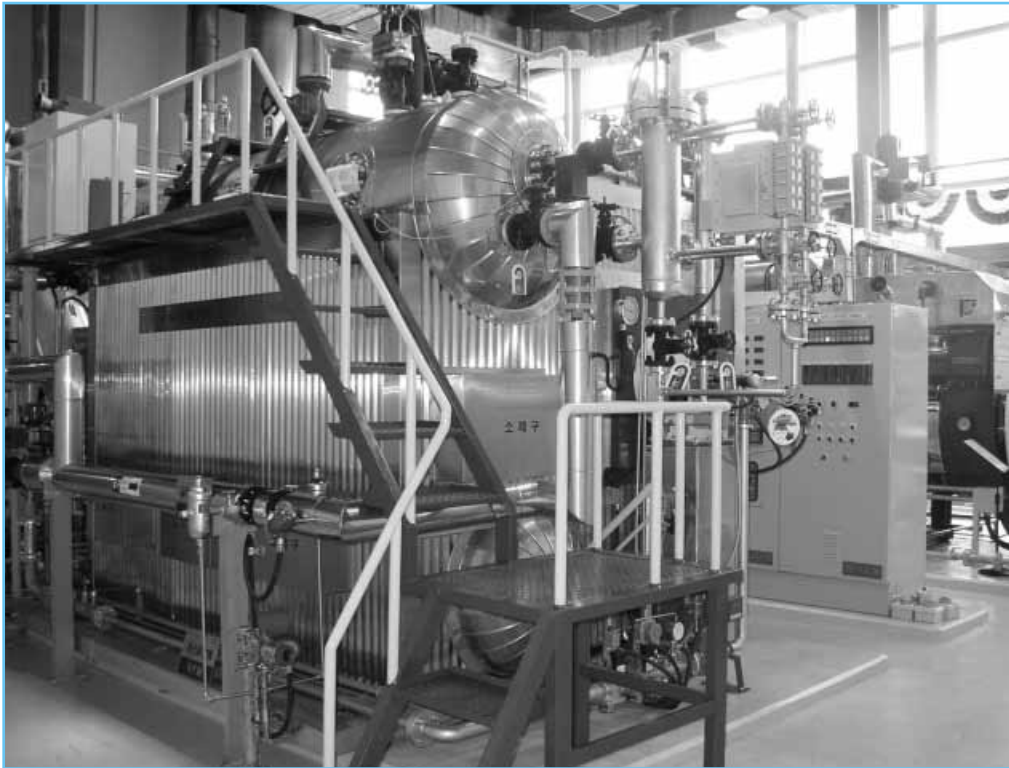


본 Steam People의 모든 내용은 인터넷 홈페이지 <http://www.spiraxsarco.com/kr>에서도 만나실 수 있습니다.
본문 내용에 대한 문의사항이 있을 경우 홈페이지 Q & A 코너를 이용하시기 바랍니다.

spirax/sarco 데모용 보일러실



이제 듣는 교육에서 실제로 체험할 수 있는 교육으로 바꾸었습니다. 고객의 교육을 위한 신개념의 첨단화된 데모용 보일러실에는 국내 최초로 보일러 드럼 내부상태를 관찰할 수 있는 CCTV장치와 보일러의 수위제어 및 연소제어, 기타 여러가지 자동제어 시스템 등을 설치하여 보일러에 대한 기술지식을 한차원 더 향상시킬 수 있도록 하였습니다. 스파이렉스사코 기술 연수원을 찾는 고객여러분에게 증기 시스템의 실무에 필요한 모든 것을 직접 보여드리고 보다 가까이에서 살아있는 지식을 전달해 드리겠습니다.



데모용 증기보일러 모습 (3 T/H × 22 bar g × 가스버너)

■ 무엇을 배워갈 수 있는가 ?

• 보일러 부하변동에 따른 수위변화 및 수위제어 특성	• 보일러 드럼내부 보일러 현상 관찰
• 수위제어 시스템 구성 방법(1요소, 3요소)	• 증기건도 측정원리 및 방법
• 전자식 자동 연소제어 시스템 구성 및 제어 원리	• 청관제 공급 시스템
• 보일러 상하부 블로우다운 시스템	• 유량측정 원리 및 시스템(급수, 증기, 가스)
• 보일러 폐열회수 시스템(A/H, ECO, FV, HE 등)	• 순간온수 가열 시스템(Steam to water)
• 급수펌프 출구 압력제어 시스템	• 중온수 열교환 시스템(Water to water)

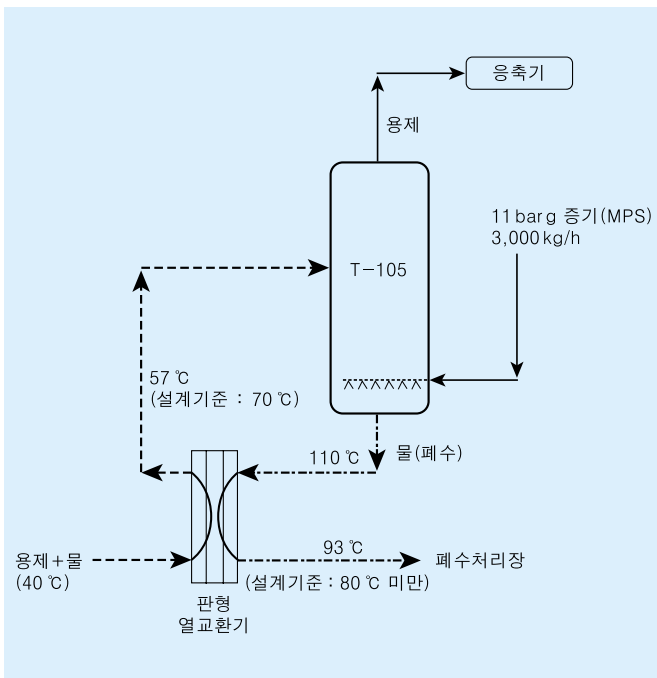
간접 가열 방식을 통한 에너지 절감 개선안

회 사 명 : 울산 K 화학
설 비 명 : 용제회수공정
증기 사용압력 : HPS 25 bar g, MPS 11 bar g, LPS 3.5 bar g

시스템 개선 추진 배경 : 이 공장은 석유화학공장으로 스파이렉스사코가 추진하는 SSC(증기시스템 클리닉) 진단을 추진하게 되어 스팀트랩의 관리 시스템 구축외에도 증기 시스템에 대한 진단을 추진하면서 에너지 절약 가능 포인트를 찾는 중에 발견한 에너지 절약 개선안이다.

공정 개요 : 본 공정은 1달에 약 20일 정도 가동하는 연속 공정으로 물과 용제가 혼합된 액을 T-105 탱크 내로 공급하고 11 bar g의 증기를 직접 분사하여 110℃까지 가열하여 용제는 상부로 증발시키고 물은 하부로 배출하여 버린다. 시간당 사용하는 증기의 양은 약 3,000 kg/h이다.

T-105로 공급하는 용제와 물을 예열하기 위하여 탱크 하부로 배출되는 폐수와 열교환하고 있는데 공정에 공급되는 혼합액(용제+물)은 40℃에서 57℃까지 가열하며 폐수는 110℃에서 93℃까지 떨어진 후 배출되고 있다. 폐수 중에는 일부 이물질이 있어 열교환기 전열면의 오염 원인이 되고 있다.



현재시스템

■ 현재 시스템의 문제점

- 1) 현재 공정에서 배출되는 폐수의 온도가 93℃로 너무 높다. 현장에서 확인 결과 설계기준은 혼합액을 40℃에서 70℃까지 가열하고 폐수온도는 80℃ 미만으로 낮추는 것이나 인력부족으로 공정이 정지시에도 열교환기의 청소를 적기에 하지 못하여 온도가 높다.
- 2) 공정의 온도가 110℃인데 증기 압력은 11 bar g로 상대적으로 높게 유지하여 증기분사량이 많을 수 있고 일부 고압의 증기가 용제 회수 배관으로 함께 유입되어 후처리공정에서 수분을 제거하는 비용이 추가될 수 있다.
- 3) 증기를 직접분사하는 것은 물이 가지고 있는 열량은 물론 물 자체도 이용하기 위한 경우에 주로 사용하는 방식인데 폐수로 버리기 위하여 증기를 직접 분사하는 것은 에너지 뿐만 아니라 유용한 물도 버리는 낭비요소가 된다.

■ 개선방향

- 1) 공정 폐수의 열량을 보다 많이 회수하고 T-105 탱크로 유입되는 온도를 최대한 높게 한다.
- 2) 가열 방식을 직접분사에서 간접가열방식으로 변경하여 T-105 입구에 열교환기를 추가로 설치하고 증기 압력도 11 bar g에서 3.5 bar g로 변경하여 응축수는 회수한다.

■ 개선시 고려할 사항

- 1) 용제와 물의 혼합액에서 열교환기의 전열면에 오염물질의 제거를 쉽게 하는 방안이 필요하다.
- 2) 간접 가열시 T-105 내에서 물의 교반 효과가 상실되는데 문제가 없는지 검토한다. T-105 탱크는 하나의 빈 탱크로 기수분리기 역할을 하는 것이므로 공정액이 탱크로 유입되면서 용제는 상부로 벤트되고 물은 하부로 배출되므로 간접가열로 하여도 문제는 없다.
- 3) 간접 가열시 직접 분사에 비하여 증기 사용량이 증가하는데 전체적인 에너지 비용이 증가하는 것은 아닌가 ?

■ 개선안

- 1) 공정에 사용하는 열교환기는 판형 열교환기로 쉽게 분해하여 청소가 쉬운 구조로 되어 있다. 그러나 인력 부족으로 청소를 할 수 없는 경우이므로 추가로 CIP(Cleaning in Place) 시스템을 설치하여 공정이 종료되면 자동으로 CIP 시스템을 가동하여 청소를 하도록 한다.
- 2) 증기 직접분사 대신에 간접 가열 열교환기를 설치하여 공정을 110℃까지 가열하면 이때 사용하는 열교환기 역시 판형 열교환기로 하고 위에서 지적한 CIP 시스템에 함께 연동하여 전열면을 항상 깨끗하게 유지하도록 한다.
- 3) 열교환기에 공급하는 증기는 LPS를 사용하며 응축수는 회수한다. 그러나 증기를 간접 가열하므로 증기 공급량은 동일한 조건에서 직접 분사의 경우에 비하여 약 10% 증가하는 것은 확실하다. 그러나 공정의 온도가 110℃ 이므로 증기를 직접분사할 때 149 kcal/kg의 응축수가 110℃로 낮아지면서 약 39 kcal/kg의 열량을 추가로 사용한다. 그러나 증기를 발생하기 위하여 20℃의 급수를 100℃까지 가열하는데 필요한 열량은 80 kcal/kg이 된다. 그러나 응축수를 회수하고 회수하는 응축수의 온도를 100℃라고 하면 결국 약 40 kcal/kg의 열량이 절감되어 에너지 절약이 된다. 따라서 간접 가열 방식이 유리하다.

	직접 분사방식 (개선 전)	간접 가열방식 (개선 후)
증기압력	11 bar g	3.5 bar g
잠열	474 kcal/kg	506 kcal/kg
현열	191 kcal/kg	149 kcal/kg
온도	188℃	148℃
(용제 + 물)의 공급량	62,490 kg/h	62,490 kg/h
(용제 + 물)의 온도상승	57℃→110℃	70℃→110℃
(용제 + 물)의 비열	0.5 kcal/kg-℃로 가정	0.5 kcal/kg-℃로 가정
온도상승에 필요한 열량	1,656,000 kcal/h	1,249,800 kcal/h
증기 사용량	3,000 kg/h	2,470 kg/h
응축수 회수량	0 kg/h	2,470 kg/h
응축수 회수에 의한 에너지 절감량	0 kcal/h	368,030 kcal/h
보일러에서 공급해야 하는 에너지량	1,656,000 kcal/h	882,000 kcal/h

온도상승(용제+물)에 필요한 열량
= 비열 × 온도차 × 공급량

$$\text{증기사용량 (직접 분사방식)} = \frac{\text{온도상승에 필요한 열량}}{\text{비열} \times \text{온도상승} + \text{잠열}}$$

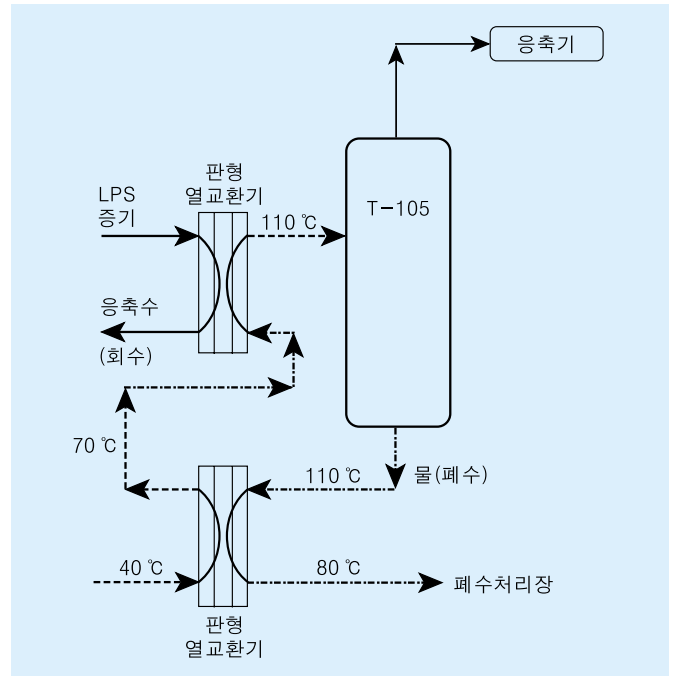
$$\text{증기사용량 (간접 가열방식)} = \frac{\text{온도상승에 필요한 열량}}{\text{잠열}}$$

■ 개선효과

- 1) MPS 증기를 직접 분사하던 부분을 간접 가열방식으로 변경함으로써 증발하는 용제속에 섞인 수분의 양을 최소로 줄일 수 있어 후속 공정에서 냉각부하가 감소하고 동시에 분리를 위한 추가 작업비용이 감소한다.
- 2) 폐수와 공급액과의 열교환을 최대로 늘려 폐수의 온도가 떨어지므로 폐수처리가 용이하다.
- 3) 응축수를 회수하므로 보일러의 보충수 사용량을 줄일 수 있으며 응축수가 가지고 있는 열량에 의해 급수의 가열에 필요한 열량을 줄여 에너지 절약이 된다.

■ CIP(Cleaning in Place) 시스템

CIP 시스템은 열교환기나 배셀등의 청소를 하는데 장비를 일일이 분해하여 청소하지 않고 세제와 약품을 열교환기 내부에 순환시켜 청소를 하는 방식이다. 이 시스템은 공정의 청소를 아주 빈번하게 해야 하는 경우에는 영구적으로 설치하여 사용하기도 하고 1년에 1~2회 청소하는 경우에는 이동식 시스템을 이용하여 청소하기도 한다. 대표적인 사례는 보일러 세관을 하는 경우이며 석유화학공장에서 연간 정비 기간 중에 판형 열교환기 또는 쉘 튜브형 열교환기의 청소에도 많이 활용하고 있다.



개선시스템

증기 사용량 계산

- 64호에 이어서 -

- 1 증기 사용량 계산의 개요
- 2 열전달 기본식을 이용한 증기 사용량의 계산
- 3 설비의 정격 용량을 이용한 증기 사용량 계산

2 열전달 기본식을 이용한 증기 사용량의 계산

열전달 계산, AMTD 또는 LMTD?

- AMTD(Arithmetic mean temperature Difference)
: 산술평균온도차
- LMTD(Logarithmic mean temperature Difference)
: 대수평균온도차

열전달면적을 결정하기 위해, ΔT 값이 사용되는 것으로 보인다. 위의 모든 계산은 산술평균값을 이용하여 계산되었다. 다음 그림은 증기와 제품 사이의 산술평균 온도차(AMTD)를 나타낸다.

T_s 는 평균 증기온도이며 t_m 은 제품 온도의 평균이다.
그러므로, $t_m = (t_1 + t_2) / 2$

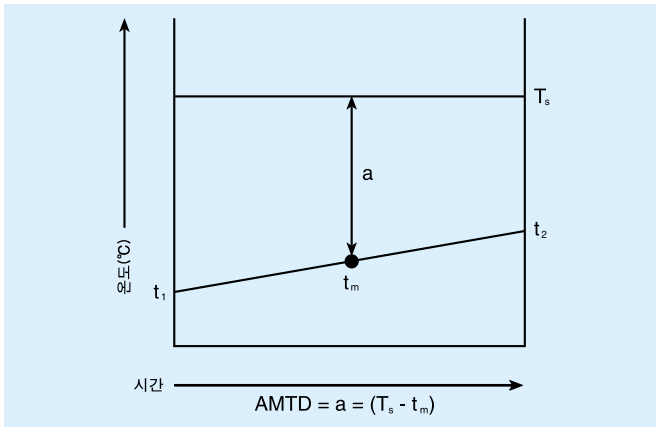


그림 14. AMTD의 개념

• ΔT 를 AMTD로 사용

포화증기가 1차 열원일 때, 증기의 온도는 일반적으로 가열 표면에서 일정한 것으로 간주할 수 있기 때문에 AMTD를 사용해도 대부분의 경우 정확한 결과가 나온다. AMTD를 사용하는 방법은 수계산이 가능하여 사용하기 쉬우며, 대부분의 열전달 계산에서 만족스러운 결과가 나온다.

• ΔT 를 LMTD로 사용

그러나, 평균온도차인 ΔT 의 실제적인 표현으로는 대수평균값(LMTD)을 사용해야 한다. AMTD 그림에서, 제품의 온도는 시간에 선형적으로 증가하는 것으로 나온다. 그러나 실제로는 제품의 온도는 운전시간 동안에 그림 15에서와 같은 곡선으로 증가한다. 이 곡선은 다음 예제에서 수학적으로 표현된다.

• AMTD와 LMTD의 비교

동일한 오일 탱크에서 AMTD와 LMTD를 비교해 보자.

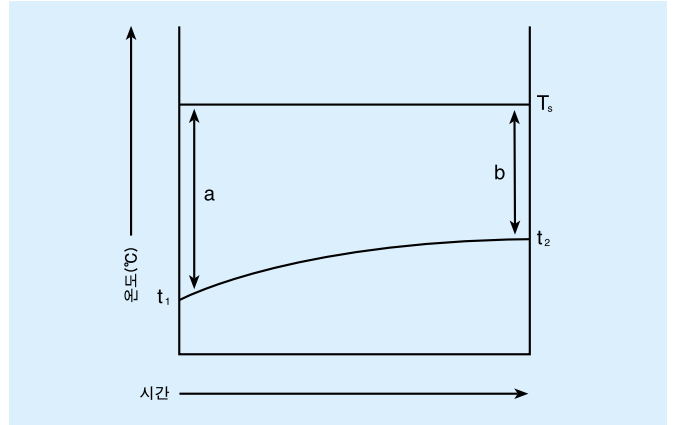


그림 15. LMTD의 개념

여기서,

$$T_s = 133\text{ }^\circ\text{C}, t_1 = 30\text{ }^\circ\text{C}, t_2 = 40\text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_m = (t_1 + t_2) / 2 = 35\text{ }^\circ\text{C}$$

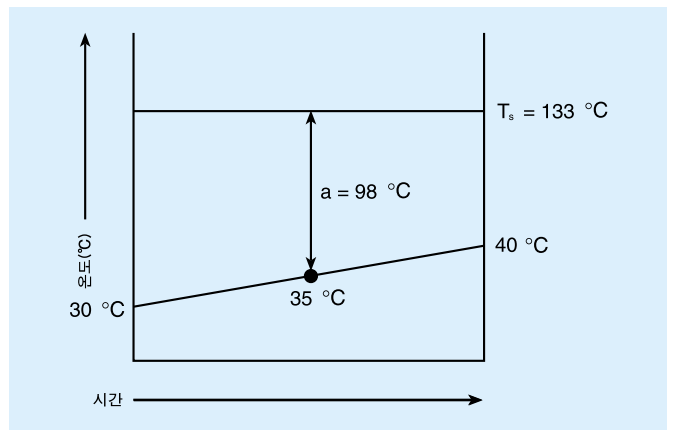


그림 16.

$$\text{AMTD} = \Delta T_{\text{AM}} = a = t_s - t_m = (133 - 35)\text{ }^\circ\text{C} = 98\text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{LMTD} = \Delta T_{\text{LM}} = \frac{a-b}{L_n \frac{a}{b}} = \frac{(133-30)-(133-40)}{L_n \frac{133-30}{133-40}} = 97.9\text{ }^\circ\text{C}$$

이 비교에서, $\Delta T_{AM}(98^\circ\text{C})$ 은 $\Delta T_{LM}(97.9^\circ\text{C})$ 에 매우 근접한 것으로 보인다. 이것은 증기와 제품의 온도차에 비해 제품의 온도 상승이 상대적으로 작기 때문이다. 이 경우, ΔT_{AM} 은 신뢰성을 가지고 사용될 수 있다.

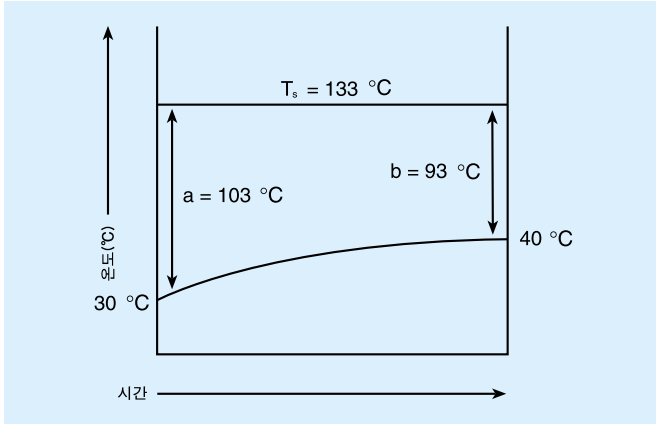


그림 17.

그러나, 공정 온수 탱크의 경우와 같은 제품의 온도 상승이 더 클 경우,

여기서,

$$T_s = 133^\circ\text{C}, t_1 = 15^\circ\text{C}, t_2 = 95^\circ\text{C}, t_m = 55^\circ\text{C}$$

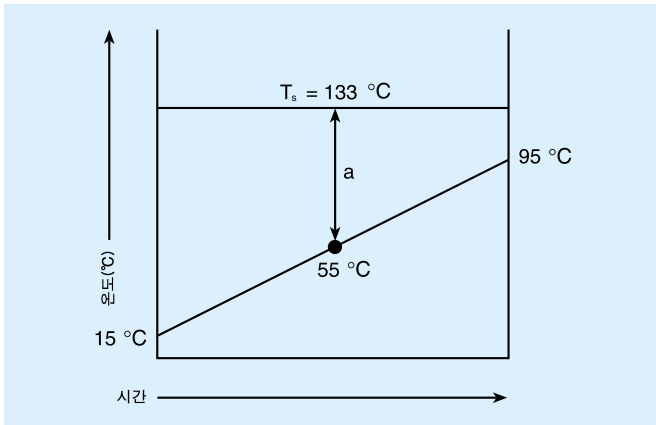


그림 18.

그러면, ΔT_{AM} 과 ΔT_{LM} 의 차는 더욱 커질 것이다.

$$\begin{aligned} \text{AMTD} &= \Delta T_{AM} = a = T_s - t_m = (133 - 55)^\circ\text{C} \\ &= 78^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \Delta T_{LM} = \frac{a-b}{L_n} = \frac{(133-15)-(133-95)}{L_n} = \frac{133-15}{133-95} = 70.6^\circ\text{C}$$

AMTD(78 °C)와 LMTD(70.6 °C)의 차가 앞의 예 보다는 약간 크게 보인다. 이 경우, 가열코일의 구경을 선정할 때 AMTD를 사용하면 계산된 ΔT 는 실제의 값보다 커져 열전달 표면적이 필요한 일을 수행하기 위해 필요

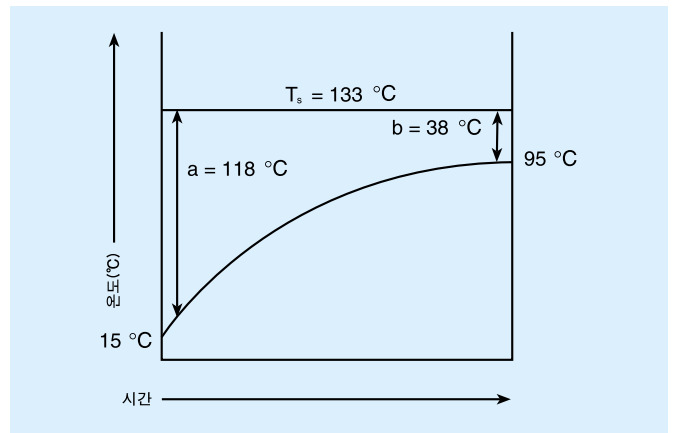


그림 19.

한 것 보다 약 10 % 작게 계산될 것이다. 이것은 실제의 값보다 작은 열부하가 계산되어, 코일 및 관련된 장비의 구경이 작게 선정되는 결과가 발생한다. 전체적으로 코일에서 필요한 증기가 부족하여 기대되는 것보다 가열시간이 길어지는 결과가 발생한다.

식으로만 보면 LMTD에 의한 정확한 전열면적의 계산이 필요하지만, 실무적으로는 정확한 계산이 요구되지는 않는다. 응용처에서 컨트롤 밸브를 정확하게 맞추는 것은 현실적으로 불가능하다. 일반적으로 시스템 설계자는 오염 인자(fouling factor)와 같은 다른 요인에 대한 약간의 대책을 필요로 하기 때문에 컨트롤 밸브를 약간 크게 선정한다. AMTD로 계산하여 가열코일이 약간 작게 선정된 경우, 컨트롤 밸브의 구경을 크게 선정하기 때문에 일반적으로 AMTD로 계산하여 작게 나와도 수용 가능하다. 또한 증기가 1차 열원일 때, 컨트롤 밸브로 공급되는 증기압력을 높이는 것이 가능하기 때문에 가열코일에서 증기의 온도 상승이 가능하여 열전달 표면적의 한계점에 대한 보상이 가능하다.

• AMTD, LMTD 중 어떤 것을 사용할 것인가

열원이 증기일 때, 1차측 온도는 일정하기 때문에 AMTD를 사용하는 것이 가능하고 실제 계산에서 ΔT 의 예측이 가능하다. 이는 수계산에 의해서도 쉽게 증기 코일과 2차측을 통해 일정 속도로 유체가 흐르는 열교환기를 선정할 수 있다는 것을 의미한다. 그러나 제품의 온도 상승폭이 클 경우에는 AMTD에 의한 값이 실제값과는 차이가 많이 나기 때문에, LMTD를 이용해 계산해야 한다.

3 설비의 정격 용량을 이용한 증기 사용량 계산

건설이 완료된 공장의 일부 장치는 출력(thermal output)에 대한 정보와 함께 공급된다. 이 값은 도움이 될 수도 오류를 불러 일으킬 수도 있다.

정격 용량은 일반적으로 특정 압력의 증기를 사용하여 공기, 물 또는 다른 유체의 일정량을 주어진 온도까지 가열하기 위한 열량이다. 이 정격 용량은 일반적으로 열전달면에서의 오염(fouling)을 감안하여 안전율을 포함하고 있다.

어떤 요소를 변경하면 예측된 열 출력이 바뀌기 때문에 증기 사용량도 변한다. 유입되는 유체나 공기의 온도가 설계 당시보다 낮을 경우 증기의 사용량이 증가하여 증기의 압력이 설계 당시보다 떨어지기 때문에 열전달 능력을 저하시킨다. 온도와 압력은 일반적으로 쉽게 측정될 수 있기 때문에 변경이 가능하다. 공기, 물 및 기타 유체의 유량은 측정하기가 더욱 어렵고, 팬 벨트가 벗겨지거나 펌프의 임펠러가 마손된 것이 발견되지 않은 경우 유량을 추측했다라도 실제량과는 달라질 수 있다. 또한 설계 당시보다 펌프와 팬의 저항이 작은 경우 유량이 설계값보다 커질 수 있다.

더욱 일반적인 오류의 원인은 설비의 정격 용량이 실제 부하와 동일하다는 가정에서 나온다. 열교환기는 주어진 용량과 같거나 클 수 있으나, 실제 부하는 단지 이 용량의 일부분일 수 있다.

분명히 공장의 열 정격 용량에 대한 정보를 가지고 있는 것은 유용하지만 이것을 열부하와 연관시킬 때 주의해야 한다.

■ 측정에 의한 증기 사용량 계산

유량계로 증기유량을 측정할 수 없는 경우는 상대적으로 드물다. 그러나 증기압력을 고려해야 하고 다른 보정계수도 간과되지 않아야 한다.

설계된 정격 용량을 이용하여 증기 사용량을 추정할 수 있다. 그러나 응축수의 무게를 직접 측정하면 증기 사용량을 확실히 알 수 있다. 더욱 자세한 방법은 “측정에 의한 증기 사용량” 편에서 다룰 예정이다.

증기 사용량을 측정하는 다른 방법은 펌프트랩이나 펌프 몸체에 단순히 카운터를 장착하여 응축수량을 측정하는 것이다. 펌프의 토출 회수는 카운터에 의해 기록되고 1회 토출시의 용량을 알고 있기 때문에, 일정 기간동안 증기사용설비에서 응축된 증기의 양을 쉽게 알 수 있다. 대기로 벤트되는 리시버에 설치된 펌프의 경우, 재증발되는 증기가 벤트되어 대기로 배출된다는 것이 고려되어야 한다.

일부 스팀트랩의 경우 대략적인 증기 사용량을 유추할 수 있다. 써모다이내믹 스팀트랩은 주기를 가지고 작동한다. 즉, 배출할 때 완전히 열리고 배출하지 않을 때 완전

히 닫힌다. 트랩에서의 차압과 총 사이클 시간에 비례하여 열려있는 시간을 측정하면 사이클 당 배출되는 응축수량을 예측할 수 있다.

■ 컨트롤 밸브와 응축수 배출장치의 구경 선정

이 자료의 예제는 컨트롤 밸브와 응축수 배출장치의 구경을 선정하기 위한 일반적인 참고자료이다. 이 자료가 공장의 증기 사용량 계산과 관련 있다고 하여도, 이 내용에서 컨트롤 밸브와 스팀트랩핑 장치를 분리하는 것은 좋지 않다. 3가지가 하나의 시스템으로 고려되어야 한다.

• 컨트롤 밸브

설비에서 예상되는 가장 높은 부하 조건을 기준으로 하여 컨트롤 밸브의 구경을 선정해야 한다. 배치 공정(탱크 코일, 자켓 팬 등)의 경우 초기 가동시의 부하가 일반적으로 가장 크고, 연속 공정(열교환기, 에어히터 배터리 등)의 경우 피가열체의 유량과 온도가 설계값에 도달했을 때 부하가 가장 크다.

또한 컨트롤 밸브의 구경 선정은 공정이 운전될 수 있는 최소 부하를 고려할 필요가 있다. 이것은 밸브가 작동해야 하는 범위인 부하조정비(turndown ratio)를 결정하기 때문이다. 이것은 밸브와 컨트롤 시스템의 조화에 영향을 준다.

컨트롤 밸브의 구경 선정에 대한 예는 “증기를 사용하는 공장의 일반적인 예”에서 볼 수 있다.

• 응축수 배출장치 - 스팀트랩과 펌프트랩

스팀트랩과 펌프트랩은 두 가지 설비에서 사용된다.

- 증기공급 압력이 일정한 설비
- 온도가 조절되는 설비

■ 스팀트랩 - 증기공급 압력이 일정한 설비

압력이 일정한 증기사용설비에 설치된 스팀트랩은 일반적으로 단순히 운전되는 차압(운전 증기압력 - 응축수 배압)에서 “평균 응축수 발생량×2”로 구경을 선정한다.

스팀트랩에서의 차압이 대단히 낮다고 하여도, 일반적으로 초기 가동시 응축수 온도가 포화온도 보다 대단히 낮기 때문에 이 방법이 통한다. 초기 가동시 2차측 배관에서 재증발증기는 생성되지 않기 때문에, 트랩 오리피스에서 흐름에 대한 저항은 공정이 뜨거워졌을 때 발생하는 것 보다 상당히 작게 발생한다.

부가적으로, 일부 스팀트랩에 장착된 자동 에어벤트는 비응축성 가스를 배출할 뿐만 아니라 응축수가 포화증기 온도보다 낮은 초기 가동시 다량의 응축수를 통과시킨다.

■ 스팀트랩 - 온도가 조절되는 설비

온도가 조절되는 증기사용설비에 설치된 스팀트랩은 안전율을 사용해 구경을 선정해서는 안된다. 이것은 스팀트랩에서의 차압이 컨트롤 밸브의 작동에 의한 부하 변화에 의해 바뀌기 때문이다. 어떠한 안전율도 열부하를 차압과 증기온도에 만족스럽게 연관시킬 수 없다.

초기 가동시와 부하가 낮은 조건에서 응축수 배압이 증기 공간의 압력과 같거나 클 때 스팀트랩에 0 또는 -의 차압이 발생한다. 이에 따라 응축수가 흐르지 못하여 응축수 정체조건(Stall condition)이 발생한다. 구경과 설계에 상관없이 어떠한 스팀트랩도 이 조건을 해결할 수 없고, 이 경우 응축수를 제거하기 위해서는 다른 방법을 사용해야 한다.

이 경우 “스팀트랩과 자동펌프의 조합”이나 “펌프트랩”을 필요로 한다. 그러나, 히터 출구의 배관이 중력으로 기울기를 가지고 “대기로 벤트되는 시스템”으로 연결되어 응축수를 드레인하는 경우, 후로트식 스팀트랩과 에어벤트를 사용하는 것도 가능하지만 드레인을 돕기 위해 코일측에 진공해소장치를 설치해야 한다.

온도 조절되는 설비(압력이 일정한 설비와는 반대로)

에서는, 부하가 가장 낮고 차압이 가장 작을 경우인 악조건을 기준으로 스팀트랩의 구경을 선정해야 한다. 이런 조건을 기준으로 구경이 선정된 스팀트랩은 높은 차압 조건에서 높은 부하를 만족시킬 수 있다.

예를 들어, 규모가 큰 보온이 되지 않은 탱크에서 탱크 내용물이 요구되는 온도가 되었을 때, 탱크 구조물의 방열 손실로 인해 아직 열수요가 존재한다. 이 경우 컨트롤 밸브가 거의 닫혔을 때 발생한 낮은 차압 조건에서 응축수를 원활히 배출할 수 있는 스팀트랩이 선정되어야 한다.

■ 스팀트랩의 구경 선정

- 이상적으로 응축수 배출 정지조건(Stall condition)에서 트랩의 구경을 선정한다. 만일 조건을 모른다면 스파이렉스사코에 문의한다. 또는,
- 안전율을 주어 계산할 때, 설계 증기압력에서 “초기 부하×2”로 트랩의 구경을 선정한다.

스팀트랩 구경 선정 예제는 다음의 “공장의 증기 사용량 계산 예” 편에서 자세히 다룬다.

이것은 또한 “응축수 및 재증발증기 회수” 및 “열교환기에서 응축수 회수” 자료에서 다뤄진다.

기술자료 II

식품공정의 가열 방식을 온수에서 증기 가열시스템으로 변경한 개선사례

■ 온수의 간접가열 장치에 대하여

주로 식품 공장에서 제품을 목적에 맞추어 가열할 때 고형물 포장 제품, 용기 제품 등은 주로 온수 또는 증기에 의한 직접 가열방식을 택하고 있다. 반면 유제품, 주류, 음료, 간장 등 액상 제품의 경우에는 각종 열교환기를 이용하여 간접가열을 하는데 그 가열원으로 증기 또는 온수를 사용하고 있다.

그러나 각각의 공정별, 장치별로 특성이 있으나 동일 제품을 생산하는 동일 공장 내에서도 어느 장비는 증기 시스템으로, 어느 장비는 온수 시스템으로 운전하고 있는 경우가 있다. 그 이유가 무엇인가?

1) 왜 온수 시스템을 사용하는가?

증기 시스템과 온수 시스템을 비교하여 볼 때 열교환 효율면에서는 분명히 증기 시스템 쪽이 우수하다. 그럼에도 불구하고 온수 시스템을 채택하는 이유를 들어보면 대부분이 공정액과 가열면의 접촉부위에서 늘어붙음과

타는 현상이 발생하여 품질에 문제가 발생함은 물론, 늘어붙은 부분을 청소하고 정비하는 것 역시 큰 문제가 되고 있다.

이런 문제 때문에 온수 가열방식이 증기 가열방식에 비하여 효율이 떨어지고 열 손실도 많으며, 장치와 제어 시스템이 복잡하다는 것을 인정하면서도 온수 가열방식을 채택하는 경우가 많다.

2) 언제 늘어붙는 현상이 발생하는가?

식품 공정의 가열면에서 늘어붙고 타는(술의 경우는 술 그 자체에서 단내가 난다고 한다) 현상이 발생하는 온도 조건에 대한 사례를 조사하여 종합한 결과 재료의 종류나 다른 조건에 따라 차이는 있지만 일반적으로 가열면의 온도가 104~106℃가 되면 이런 현상이 발생하는 경우가 많다. 이것은 증기를 직접 분사하여 제품을 직접 가열하는 경우의 온도조건과 거의 유사하다.

술 등의 알코올 제품의 “최종 가열 공정”의 경우 가열 온도가 높으면 술 그 자체가 타서 단내가 나게 되어 품질

저하의 문제가 되므로 온도 조건을 좀더 낮게 유지할 필요가 있다. 80~90℃의 가열온도가 최적이라고 하는 경우도 있고 100℃의 온수 온도에서 제품액의 온도를 65℃로 가열해야 한다는 경우도 있어 품질면에서 최적인 온도 조건을 명확하게 확인할 필요가 있다.

제품을 최대한 균일하게 원하는 온도까지 신속하게 승온을 하는 것이 품질면이나 생산성 면에서도 바람직하다. 그 때문에 품질에서 문제가 발생하지 않는 최고온도를 설정하도록 한다. 그 온도가 열교환 효율을 높이기 위한 조건이 된다. 그 온도에서 증기 열교환기를 이용하는 것이 최선의 방식이라고 할 수 있으나 앞에서 이야기한 늘어붙음, 타는 현상 등의 문제로 온수 방식을 채택하고 있다.

■ 증기를 이용한 간접 가열방식으로는 안되는가?

1) 적정한 증기 압력은 얼마가 되는가?

알코올 제품의 “최종 가열 공정”에 대해서는 나중에 별도로 검토하기로 하고 일반적으로 늘어붙음, 타는 현상 등이 제일 큰 문제가 되는 공정에 대하여 먼저 검토하여 보기로 한다.

늘어붙음, 타는 현상이 발생하는 가열면의 온도조건이 104℃인 경우 증기를 이용하는 간접 가열에서 온도가 104℃가 되는 포화 증기압력은 약 0.19 kg/cm²g가 된다.

그러나 열교환은 금속을 사이에 두고 액과 접촉하는 것이므로 금속의 재질, 두께, 가열 시간 등에 따라 약간의 온도 강하가 있으므로 실제 증기 압력은 약 0.22~0.25 kg/cm² 정도로 약간 높게 되어야 한다. 즉 공정의 처음부터 끝까지 증기가 약 0.2 kg/cm² 전후의 압력을 유지하면서 안정되게 공급되면 늘어붙음, 타는 현상이 발생하지 않고 온도를 유지할 수 있다.

2) 적정한 온도 컨트롤이 필요하다.

공정액의 온도는 가동 초기에는 낮았다가 시간이 지나 감에 따라 상승하게 된다. 액체의 온도가 낮을 때 열교환량은 최대가 되고 액체의 온도가 상승하면서 열교환량은 감소하게 된다. 이것은 공급하는 증기온도 즉 증기압력이 항상 일정한 상태에서 시간이 지남에 따라 열량이 변화하는 즉 부하변동이 발생함을 의미하며 변동하는 부하에 적절하게 대응하여 공정 온도를 컨트롤 해야 하는 것을 의미한다. 결국 증기압력과 유량의 관계는 항상 다음과 같이 유지하여야 한다.

- 컨트롤 밸브 1차측의 증기압력(증기온도)을 일정하게 한다.
- 증기 유량은 부하변동에 따라 적정하게 변동시킨다.

이 2가지 조건을 충분히 이행하면 증기에 의한 가열 방식도 전혀 문제가 될 것이 없다. 이 조건을 바탕으로 하여 열교환 장치의 적정한 시스템, 공급하는 증기의 적

정한 제어 시스템을 구축하는 것이 필수적이다.

3) 증기 시스템 도입을 어려워하는 이유는?

온수 시스템, 열수 순환시스템을 채택하고 있는 공장의 경우에 대부분 증기 열교환 시스템을 도입하려고 하지 않는다. 어떤 경험많은 운전자나 엔지니어도 이렇게 0.2 kg/cm²g 전후의 증기압력으로 운전한 경험이 거의 없다.

실제로 테스트하기로 한 공장에서도 장치를 보면 0.2 kg/cm²g의 낮은 조건으로 운전할 수가 없다. 또는 현재 상태에서 0.2 kg/cm²g로 압력을 낮추는 경우 증기 공급배관의 구경이 충분하게 크지 않아 원래 필요로 하는 충분한 양의 증기를 공급할 수 없는 경우가 대부분이다. 따라서 원래 필요로 하는 증기 유량을 공급하기 위하여 증기 압력을 높이지 않을 수 없고 결국 가열온도도 함께 상승하여 늘어붙음, 타는 현상 등 여러 가지 문제가 발생하게 되며 결국 증기 열교환 시스템은 문제가 많다고 결론을 내리게 된다.

4) 증기 열교환 시스템의 이점

- ① 물을 사용하지 않게 되므로 폐수처리비용이 감소한다.
- ② 펌프가 필요 없어 전기비용도 절감되고 소음도 감소한다.
- ③ 장비 및 시스템이 간단해지고 설치공간도 감소한다.
- ④ 압력 및 진동이 감소하여 장치 및 기기의 마손, 정비도 감소하므로 유지보수 비용이 감소한다.
- ⑤ 에너지절약 부분이 의외로 아주 크다. 응축수의 회수도 가능하다.
- ⑥ 장치 효율이 향상되어 생산성이 좋아진다.
- ⑦ 보온 작업도 약간 쉬워진다.
- ⑧ 근로 환경이 개선된다.

5) 증기 시스템을 도입할 때 고려할 사항

증기 시스템으로 전환하는 경우에 배치 시스템, 연속시스템 모두 기본적인 고려사항은 같으나 연속시스템의 경우는 섹션별로 온도조건, 부하조건에 기초한 전열면적, 컨트롤 시스템, 증기 배관시스템을 구성하는 것이 필수적이다.

특히 안정되고 정밀한 감압밸브, 부하변동에 따라 적절하게 제어하는 자동 온도컨트롤 밸브도 아주 중요하다.

일반적으로 메인 공정 장치를 제일 중요하게 생각하고 컨트롤 시스템은 부수적인 것으로 안이하게 생각하는 경우가 있으나 어떤 형태로든 이들도 장치 못지않게 중요하다는 점을 재 인식하여야 한다.

■ 온수 가열 시스템에서 증기 가열 시스템으로 전환한 사례 소개

1) 아이스크림의 살균(파스테라이저) 공정

① 공정소개

유제품, 아이스크림을 제조하는 중소공장에서는 가열, 용해, 살균 혼합장치로 그림1과 같은 배치식 파스테라이저를 이용하고 있다.

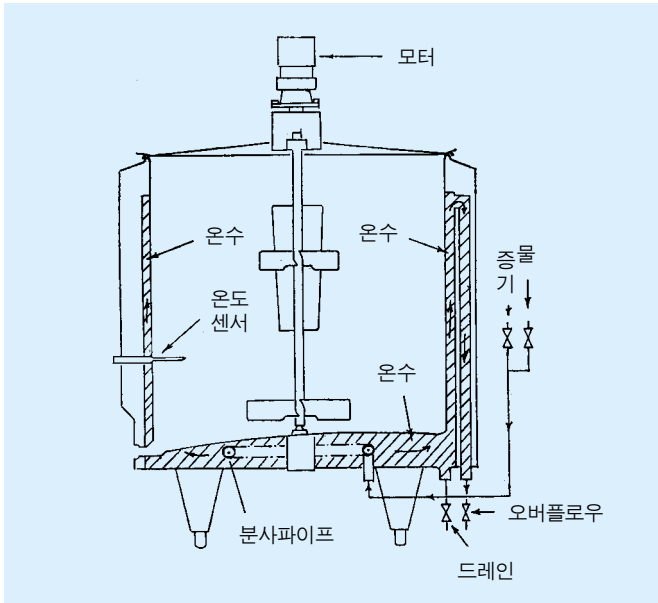


그림 1.

가열원으로 증기를 이용하고 있으나 장치 밖에서 물을 증기와 혼합하여 장치 내 가열 공간으로 공급한다. 증기압력은 3~5 kg/cm²이고 수압은 2 kg/cm² 전후로 대부분 수동 조작을 하고 있다. 가열에 따라 소비되는 증기는 응축하여 가열공간에서 오버플로우되어 배수되고 있다.

이 온수의 배수는 회수하여 재이용하지 않고 폐수로 버리는 경우가 많다. 에너지 손실은 물론 물의 낭비도 있다. 또 수동 컨트롤 시스템으로 되어 있어 작업자의 경험에 따른 운전으로 품질에도 미묘한 차이가 발생한다.

이들 문제점을 개선하기 위하여 증기 가열 방식을 검토하게 되었다.

② 운전 조건

- 재료 : 아이스크림 원료(우유, 크림, 감미료, 유화제, 안정제, 기타 부원료를 계량하여 혼합)
- 생산량 : 1회당 1,000 리터, 비열 : 0.92 kcal/kg °C
- 제품 온도 조건 : 35 °C → 75 °C
- 처리 시간 : 약 20분 가열 후 냉각한다.
- 가열 온도 : 100~102 °C
- 공급증기 압력 : 3 kg/cm²
- 수압 : 2 kg/cm², 수온 18 °C
- 온도 컨트롤 시스템 : 수동 제어, 액체의 온도가 75 °C 가 되면(약 20분 후) 가열용 증기 공급을 중단하고 냉각수로 바꾸어 공급한다.
- 장치에는 보온을 하지 않았고 자켓 부분이 이중구조로 되어 있다. 외기온도 20 °C
- 오버플로우되는 배수 온도 : 80~100 °C(평균 92 °C)
- 자켓부분 보유 수량 : 80 리터

③ 현재 제어방법

현재 상태에서는 액체의 온도를 보면서 물 공급 밸브의 개도를 어느 정도 일정하게 유지하고 증기 공급 밸브를 적

당하게 조정하여 가열시간을 가능한 한 짧게 단축하도록 조작하고 있다. 이 때문에 배수온도는 원래 80 °C였으나 100 °C까지 상승하였다.

④ 증기 소비량

- 유제품의 가열에 필요한 열량 72 kg/회
- 장치 가열에 필요한 열량 7 kg/회
- 장치에서의 방열량 3~5 kg/회
- 급수 가열에 필요한 열량 20 kg/회
- 총합계 92-100 kg/회

이들의 가열 처리에 소비되는 온수의 평균온도 92 °C, 온수량 "174 리터/회"가 폐기되고 있다.

현재 장치에 증기유량계나 다른 계량기가 없어 정확한 측정을 할 수 없었으나 보일러의 연료사용량과 생산량을 비교하여 유추한 사용량이다.

⑤ 증기 가열 시스템으로 개선

현재의 온수 가열 시스템을 증기 가열 시스템으로 변경하는데 곤란한 점이 많았다. 신규제작을 하면 이상적인 구조와 시스템을 반영할 수 있으나 현재 상태에서 수정을 해야 하는 기술적인 문제 외에도 실패할 경우 원래 상태로 복귀해야 하는 리스크의 보장 등의 제약도 있었다.

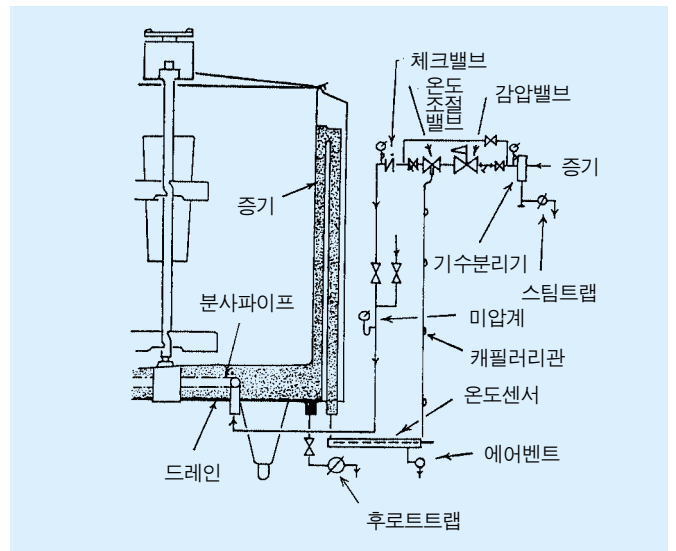


그림 2.

가) 개선 내용

- 장치의 증기공급 배관 구경을 확관
- 증기 분사관으로 이상적인 형태로 변경
- 자켓 상부의 2곳에 자동 에어벤트 설치
- 청소용 드레인 부분에 후로트형 스팀트랩 설치
- 기수분리기, 감압, 온도조절 시스템 설치
- 온도조절 시스템의 센서는 오버플로우의 출구 부분에 설치하고 이곳에 에어벤트도 설치
- 냉각으로 전환할 때 에어벤트, 스팀트랩등을 차단하기 위한 스톱밸브와 전환용 스톱밸브를 설치하였다. 추후 전자동식을 도입할 때는 전자식 밸브 설치 예정

- 온수 시스템도 공급이 가능하도록 하였다.

나) 설비 개선후의 결과

- 늘어붙음, 타는 현상의 문제도 전혀 없고 품질면에서 온수방식보다 안정적이었다.
- 운전 시간이 단축되었다. 나중에 100 % 부하 운전시에 특히 큰 이점이 될 것이다.
- 조작성 및 작업이 단순화 되었다. 특히 자동화 시스템을 도입할 생각을 하게 되었다.
- 에너지 절약 45~50 %, 응축수 회수에 따라 10 % 전후의 추가 절감이 있다.
- 나중에 판명되었지만 1회당 물 소비량은 약 250 리터 전후이었고 물 사용량의 절감, 폐수처리의 절감이 되었다.
- 이 결과에 따라 품질관리, 비용절감 의식이 향상되었다. 이 1대의 성공적인 테스트 결과에 따라 나머지 장치도 모두 개선하였다.

2) 술의 “최종가열 장치”

① 공정 소개

정종, 맥주, 간장 등의 공정 마무리 단계에서 살균, 숙성, 기타의 작업을 목적으로 “최종가열공정”을 거친다. 대형 공장에서는 판형 열교환기를 이용한 증기 간접 가열방식을 채택하고 있으나 일부에서는 온수 순환 간접 가열방식을 이용하는 경우도 많다.

중소 공장에서는 과거의 방식에 따라 나무통에 물을 넣고 아래 부분에 증기를 분사하여 80~90 °C의 온수를 만들고 그 속에 설치한 코일 형태의 스텐레스 파이프 속으로 술을 통과시켜 액체의 온도를 55~65 °C까지 가열하는 “최종 가열” 작업을 하는 경우도 많다.

가열온도 및 최종 액체의 온도를 볼 때 품질 면에서 최적의 온도는 불명확하지만 열수지(Heat Balance)면에서 생각해 볼 때 단 1 °C라도 낮출 수 있으면 낮추는 것이 에너지 절약과 직결된다고 할 수 있다.

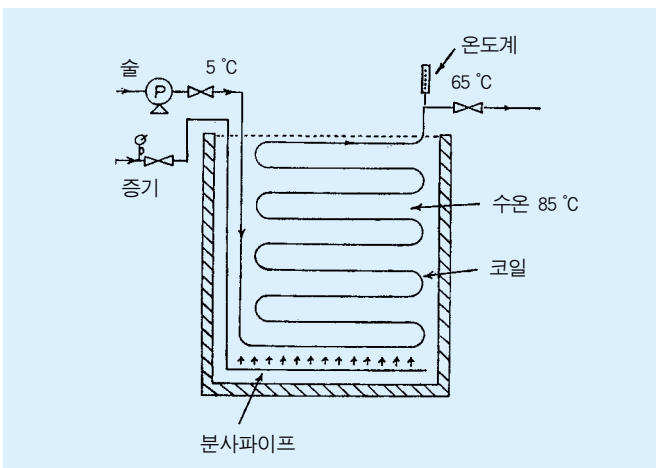


그림 3.

가열온도와 액체의 온도가 어느 일정한 온도를 넘어서 운전될 때 술이 타는 또는 단내가 발생하는 품질 저하가 발생하게 된다. 미묘한 온도 조건이 품질에 큰 영향을 주는 하나의 사례라고 할 수 있다.

이 “최종 가열” 공정에 온수를 이용하는 경우에 온도 컨트롤도 수동으로 이루어지고 있어 대량의 에너지와 물의 손실이 수반된다.

이를 품질관리, 에너지 절약, 생산성, 합리화 등의 측면에서 검토하여 증기 시스템으로 전환하게 되었다.

② 온수 가열 시스템에서 증기 시스템으로 전환

그림 3과 같이 온수를 이용한 “최종 가열 장치”가 있는데 동일한 장치에서 온수 부분을 증기실로 만들고 동일한 온도조건이 유지 되도록 하였다.

증기 시스템 내부의 온도를 85 °C로 유지하는 것은 자동 온도조절 밸브로 제어하면 가능하다.

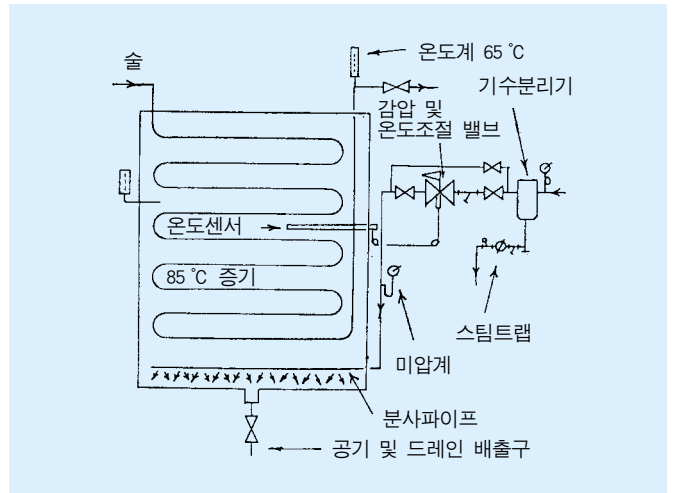


그림 4.

③ 개선 결과

개선 결과는 에너지 절약, 기타 작업시간이 단축되는 등 약 30 % 이상 절감되었다.

열교환으로 응축되던 온수를 회수하여 재활용하는 것을 고려하면 추가로 10 % 전후의 에너지 절약 효과가 있다.

물을 온수로 가열하기 위하여 필요한 예열부하 및 준비 시간이 대폭 단축되었고 작업 종료 후 온수의 폐기 작업 등이 없어 지는 등 2차적, 3차적인 파급효과도 가져왔다.

본 자료는 일본 스파이렉스사코에서 식품 공장을 대상으로 온수 가열 시스템을 증기 가열 시스템으로 전환한 사례를 소개한 것입니다.

Q&A

컨트롤 밸브 구경 선정

문

1차 7 bar g, 2차 2 bar g로 증기를 감압하여 사용하려고 합니다. 사용처는 컨디셔너에 사용하려고 하는데 증기의 전열을 사용해 사료의 원료에 직접 분사하여 약 80~90 °C의 온도로 사용하려고 합니다.

시간당 사료 7톤 생산 / 함수율은 13 % / 초기온도 22 °C / 요구온도 80 °C / 비열 0.3 kcal/kg°C / 증기 건도 98 % / 보온재 두께는 50 mm / 배관길이는 30 m입니다.

1, 2차 배관 구경을 어떻게 해야 하는지요? 사코 공압식 컨트롤 밸브를 설치하려고 하는데 구경은 몇 mm입니까?

답

먼저 컨디셔너에 필요한 열량을 구하는 식은 다음과 같습니다.

$$\dot{Q} = \dot{m} \times C_p \times (T-t)$$

- \dot{Q} : 필요 열량(kcal/h)
- \dot{m} : 사료 유량(kg/h)
- C_p : 사료 비열(kcal/kg °C)
- T : 가열후 온도(°C)
- t : 가열전 온도(°C)

1. 가열전 온도/가열후 온도 : 22 °C / 80 °C
2. 사료 유량 : 7,000 kg/h
3. C_p : 0.3 kcal/kg °C - 함수율 13 %인 제품의 평균비열로 간주하여 계산합니다.

$$\begin{aligned} \dot{Q} &= 7,000 \text{ kg/h} \times 0.3 \text{ kcal/kg} \cdot \text{°C} \times (80-22) \text{ °C} \\ &= 121,800 \text{ kcal/h가 필요하게 됩니다.} \end{aligned}$$

필요한 포화증기의 유량은 가열에 필요한 열량을 포화증기가 사료로 전달해 주는 열량으로 나누면 구할 수 있습니다.

$$\text{필요한 증기량} = \frac{\text{필요 열량}}{\text{포화증기가 사료에 전달해 주는 열량}}$$

포화증기가 사료에 전달해 주는 열량
= 증기 전열 - 가열후 온도(80 °C)에서의 포화수 현열

2 bar g 포화증기에서 전열은 650.8 kcal / kg이고
2 bar g 포화수의 현열은 134.3 kcal / kg이므로
건도 98 % 2 bar g 포화증기의 전열은
 $134.3 + 0.98(650.8 - 134.3) = 640.5 \text{ kcal / kg}$ 입니다.

$$\text{증기량은} \frac{121,800 \text{ kcal/hr}}{(640.5 - 80) \text{ kcal/kg}} = 217 \text{ kg/h입니다.}$$

따라서 이 시스템에 필요한 증기량은 시간당 217 kg입니다.
배관내 증기 속도를 25 m/s로 정할 경우
7 bar g 배관은 25 mm, 2 bar g 배관은 50 mm를 선정하게 됩니다.

여기에 보온재를 50 mm로 사용한 경우 배관경 50 mm 길이 30 m인 배관에서 시간당 2.4 kg의 응축수가 생성됩니다. (*자세한 내용은 스파이렉스사코에 문의하세요)

따라서 필요한 증기량은 약 220 kg/h가 됩니다.

유체가 포화증기일 경우 유량계수 K_v 를 구하는 공식은 2차측의 압력에 따라 아래와 같이 임계압력 이상과 미만으로 나뉘어집니다.

(임계압력 : 1차측 절대 압력의 58 %)

■ 2차측 압력이 임계압력 이상인 경우

$$K_v = \frac{W}{12 \times P_1 \times \sqrt{1 - (5.67 \times (0.42 - X))^2}}$$

- W = 증기유량(kg/h)
- P_1 = 1차측 절대압력(bar a)
- P_2 = 2차측 절대압력(bar a)
- X = 압력강하율 $\frac{P_1 - P_2}{P_1}$

■ 2차측 압력이 임계압력 미만인 경우

$$K_v = \frac{W}{12 \times P_1}$$

- W = 증기유량(kg/h)
- P_1 = 1차측 절대압력(bar a)

이 경우 2차측 압력이 1차측 압력 8.013 bar a의 37.6 %이어서 임계압력 미만이므로 2식을 적용하면

$$K_v = 220 / (12 \times 8.013) = 2.3 \text{으로 계산됩니다.}$$

계산된 K_v 값에 가장 근접한 K_v 값을 갖는 상용 밸브는 K_{vs} 값 4인 15 mm 밸브입니다. 따라서 컨트롤 밸브 구경은 15 mm($K_{vs} = 4$)로 선정하시면 됩니다.

최근 스파이렉스사코에서는 ...

■ 연수원 데모용 보일러하우스 오픈 기념행사

지난 11월 6일에 당사 남동공단에 위치한 연수원에서 100여명의 고객을 모신 가운데 새로이 증축한 데모용 보일러하우스(Spirax Sarco Boiler House for Demonstration)의 준공을 겸한 오픈 기념행사를 하였습니다. 이번에 준공한 신개념의 보일러하우스는 지하에 설치하는 기존 개념과는 달리 지상 1층에 설치하였으며, 보일러 자동운전을 위한 자동블로우다운, 수위제어, 폐열회수, 수처리 등 최신의 보일러 제어시스템으로 구성하였습니다. 또한 증기를 이용한 순간온수가열시스템과 최근 증가하고 있는 증온수 열교환시스템을 하나의 패키지로 구성하여 당사 연수원을 방문한 고객 여러분의 교육과 세미나시 견학코스로서 준비를 하였습니다. 오픈 기념행사에는 설비설계사, 종합건설사 및 당사의 제품을 사용하고 계시는 고객들께서 참석하였으며, 한국스파이렉스사코(주) 박인순 사장의 인사에 이어 보일러실의 기계설비 설계를 하신 한일엠이씨의 김문정 사장님과 대열보일러(주)의 신춘식 회장님께서 축사를 해주셨습니다. 더불어 보일러실 견학과 함께 연수원 로비에서 “가을 작은 음악회”라는 제목으로 깊어가는 가을을 느껴보는 행사도 갖었습니다.

■ 대한설비공학회 2003 스파이렉스사코상 수상자 발표

• 삼신설계 김석완 상무, 용도엔지니어링 이동락 이사
대한설비공학회는 지난 11월 26일 제32회 정기총회학회 특별상의 하나인 2003년도 스파이렉스사코상 수상자에 삼신설계 김석완 상무와 용도엔지니어링의 이동락 이사를 선정하여 상패와 상금을 수여하였습니다. 스파이렉스사코상은 1996년도부터 한국스파이렉스사코(주)가 출연한 기금에 의해 매년 신기술 및 에너지 절약적 건물의 설계자를 대상으로 학회 상훈 심사위원회에서 엄정한 심사를 거쳐 수여하는 상으로서 김석완 상무는 “강원랜드 카지노 리조트”로, 이동락 이사는 “대

구민지역사/백화점”의 기계설비분야를 설계하여 수상 하였습니다. 두분께 진심으로 축하를 드립니다.

■ 2004년도 증기실무연수교육(SUMC) 일정안내

회수	일자	과 정 명	교육비 (VAT 별도)
SUMC 0401	03.11~12 1박 2일	정비 과정	240,000
SUMC 0402	03.24~26 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0403	05.19~21 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0404	06.03~04 1박 2일	정비 과정	240,000
SUMC 0405	06.09~11 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0406	06.17~18 1박 2일	석유화학 과정	240,000
SUMC 0407	06.23~25 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0408	07.07~09 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0409	08.23~27 4박 5일	증기실무기초 종합 과정	650,000
SUMC 0410	09.08~10 2박 3일	보일러 컨트롤 과정	350,000
SUMC 0411	09.15~17 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0412	09.21~23 2박 3일	에너지 절감과 유량 모니터링 시스템	350,000
SUMC 0413	10.06~08 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0414	10.14~15 1박 2일	선박 과정	240,000
SUMC 0415	10.21~22 1박 2일	정비 과정	240,000
SUMC 0416	10.27~29 2박 3일	일반 과정	350,000
SUMC 0417	11.03~05 2박 3일	증기시스템에서의 계장 과정	350,000
SUMC 0418	11.10~12 2박 3일	일반 과정	350,000

- (주) 1) 상기 일정은 당사 사정에 따라 변경될 수 있습니다. 참가전에 확인 하시기 바랍니다.
2) 전국을 대상으로 개방되어 있으니 원하시는 일정에 신청하여 주시기 바랍니다.
3) 정규과정 이외에 고객의 요청에 따라 단위회사별로 별도로 기획하는 특별과정도 실시하오니 영업사원에게 문의하여 주시기 바랍니다.

■ 신청방법

참가신청서를 작성하여 FAX로 신청하여 주십시오.
한국스파이렉스사코(주) 영업지원부 SUMC 담당자
Tel (02)525-5755, FAX (02)525-5764, 5766

증기 및 유체제어 전문가



- 보일러컨트롤시스템
- 가 슥 시 스템
- 스팀 트랩핑
- 온도조절시스템
- 기 수 분 리 기
- 자동밸런스밸브
- 벨로즈실스톱밸브
- 자동제어시스템
- 체크 밸브
- 후 레 쉬 베 쉘
- 음속수확시스템
- 차 압 밸브
- 감 압 시 스템
- 안 전 밸브
- 유량측정시스템
- 순간온수가열기
- 에 어 벤 트
- 펌프컨트롤밸브

한국스파이렉스사코(주) <http://www.spiraxsarco.com/kr>

본사 : 서울 서초구 서초동 1552-8(정우빌딩 3층) / TEL(02) 525-5755, FAX: 525-5766
공장 : 인천 남동구 고잔동 640-13 남동공단 71B 14L / TEL(032) 820-3000

- 대구영업소 : 대구광역시 북구 산격2동 1629 산업용재판 업무동 3층
TEL: (053)382-0771, FAX: 384-1137
- 광주영업소 : 광주광역시 서구 농성동 415-24(청송빌딩 6층)
TEL: (062)367-8727, FAX: 367-8728
- 경남영업소 : 경남 김해시 전하동 438번지 국민건강보험공단 3층
TEL: (055)332-5755, FAX: 332-3399
- 울산영업소 : 울산광역시 남구 신정4동 872번지
TEL: (052)258-5744, FAX: 258-5725
- 대전영업소 : 대전광역시 동구 가양동 426-4(대우제약빌딩 6층)
TEL: (042)636-4342, FAX: 636-4344
- 전주영업소 : 전북 전주시 완산구 중화신동 2가 577-2(서림빌딩 1층)
TEL: (063)226-1408, FAX: 226-1409
- 여수영업소 : 전남 여천시 신기동 12-9(호남계기 3층)
TEL: (061)682-1208, FAX: 681-2655
- 인천영업소 : 인천광역시 남동구 고잔동 640-13 남동공단 71B 14L
TEL: (032)820-3050, FAX: 814-3898
- 수원영업소 : 수원시 영통구 원천동 471(삼성테크노파크 704호)
TEL: (031)214-5955, FAX: 212-2772
- 청주영업소 : 충북 청주시 흥덕구 봉명2동 2161번지
TEL: (043)268-8040, FAX: 268-8044