1. 폐열회수 열교환기의 활용

김 해 섭 상무

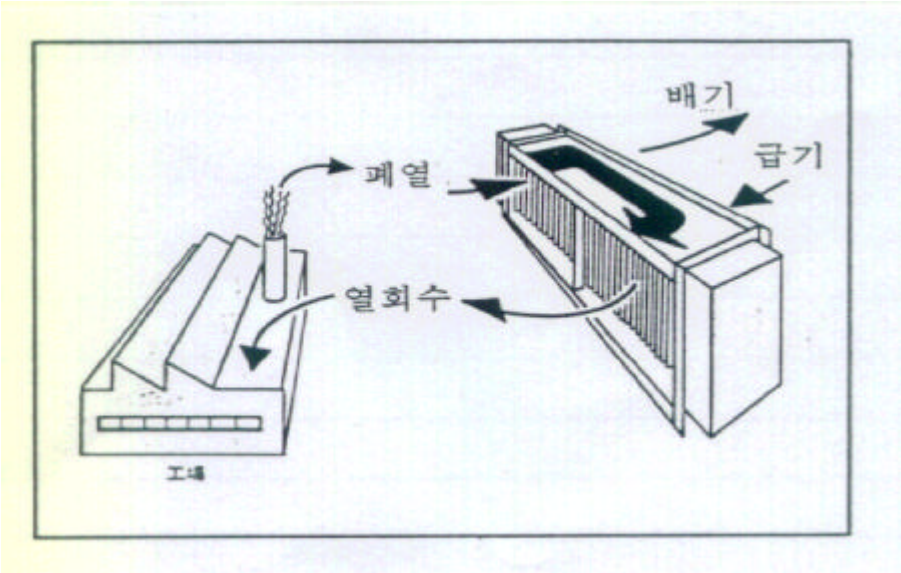
(주)앨라이드이앤씨

(전화:02-571-6085)

폐열회수 열교환기의 활용

I. 개 요

각종 산업에서의 폐열은 폐가스, 폐공기, 폐온수, 폐증기들의 형태로 배출 폐기되고 있고, 주요 설비별 입열기준 폐열 배출 규모는 각종 요로류의 경우 30 60%, 보일러의 경우 8 20%, 각종 건조 설비의 경우 10 50%, 대형 공조 시설의 경우 30 50%로 배출되고 있다. 이와 같은 폐열은 경제적인 차원에서 회수가 어려운 경우도 있겠으나 어떠한 방법으로도 상당수준까지는 줄일 수 있는 대상이라고 생각된다.
폐열 회수의 주요 장애 요인은 투자 경제성 검토 이전에 계열을 회수하여도 지대한 절약 효과를 거두기 어려울 것이라고 쉽게 생각하거나 폐열은 회수하려고 해도 저온부식등에 의한 회수 설비의 내구성 문제, 이물질(DUST등) 부착에 의한 통풍 장애 문제 또한 중저온 폐열은 회수하여도 경제성이 없을 것이라고 간주되기 때문이라고 생각된다.
이와 같은 배경에서 중저온 폐열 및 부식성 배기 폐열 회수에 적용성이 유리한 열교환기의 적용성과 폐열회수 기대효과 산출개념을 소개하였다.



II. Flue gas 폐열 회수 열교환기(내식성 열교환기)

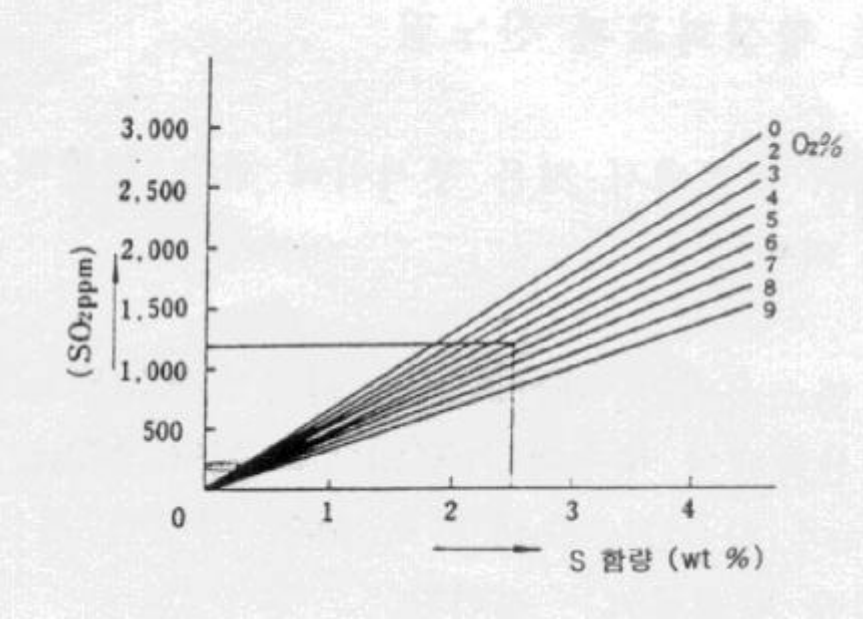
1. Flue Gas 중 황산화물과 산노점

Flue Gas 폐열회수 장치에서 저온 부식이라 함은 일반적으로 산부식(Acid

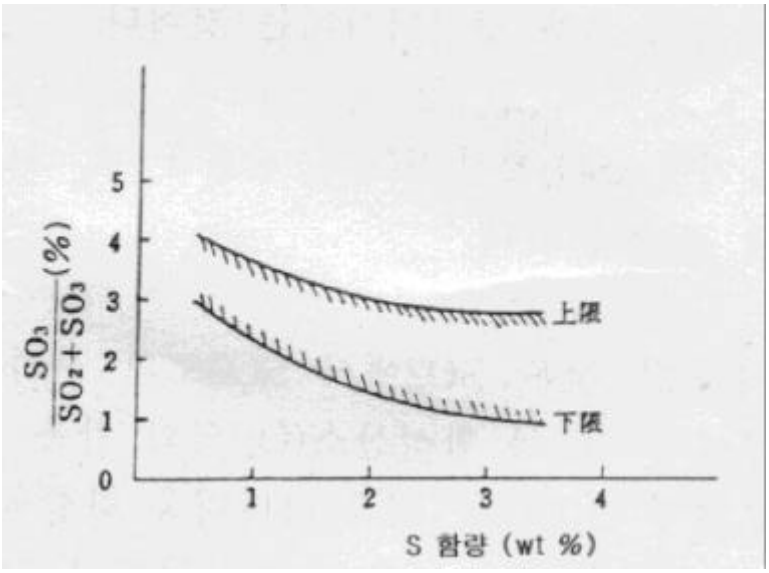
Corrosion)을 의미한다. 황(S)함유 연료를 연소시키면 황산화물인 아황산가스(SO_2)가 발생하고 이의 일부가 다시 산화되어 무수황산(SO_3)으로 된다. SO_3는 배가스중의 수분(H_2O)과 화합하여 황산(H_2SO_4)증기로 되어 이것이 저온 금속 표면에 응축되어 산부식을 발생시키는 것이다.

$S + O_2 = SO_2$ (아황산GAS)
$SO_2 + 1/2O_2 = SO_3$ (무수황산)
$SO_3 + H_2O = H_2SO_4$ (황산 Vapor)

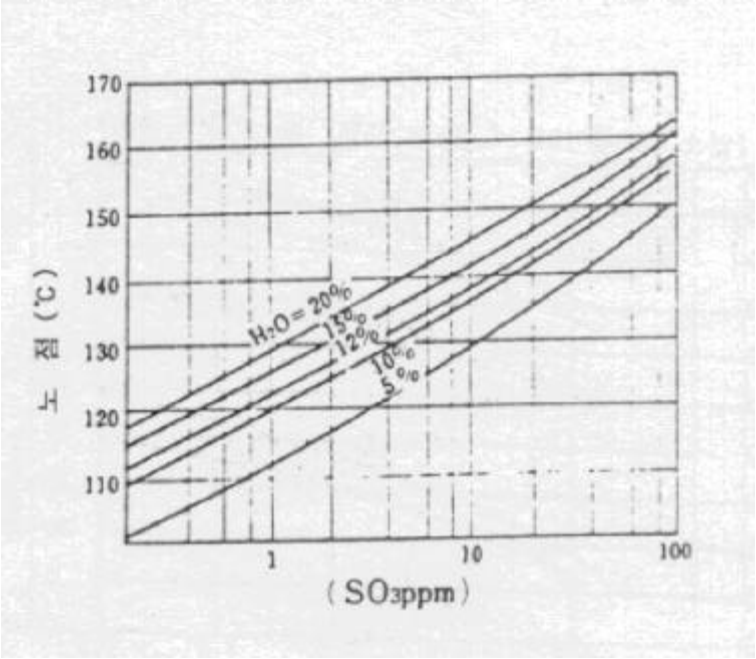
이와 같은 산이 응축되는 최고점의 온도가 산노점(Acid Dew Point)이고, 이 온도는 SO_3의 농도에 의해 결정되어 지는 것이다.
산노점은 <그림-1>, <그림-2> ,<그림 -3> 과 같이 연료중의 황 함유율, 연소 공기비, SO_2에서 SO_3로의 산화전환율이며 이와 같은 전환은 화염부에서 SO_2와 활성산소(O_2)와의 반응 즉, 화염설과 고온부위의 전열관 표면에 존재하는 철과 바나듐 화합물에 의한 촉매 반응설이 있으나 결과론적으로는 SO_2는 고온부에서 일부가 산화되므로 SO_3농도는 연료중의 S함량, 화염온도 및 공기비에 관계가 있다고 할 수 있다.



< 그림-1 > 연료 중 황(S)과 배가스 중 SO_2 농도
(자 료: 성에너지 기기사전)



< 그림 2 > 연료 중 황(S)과 SO_2 -> SO_3 전환율
(자 료: 성에너지 기기사전)



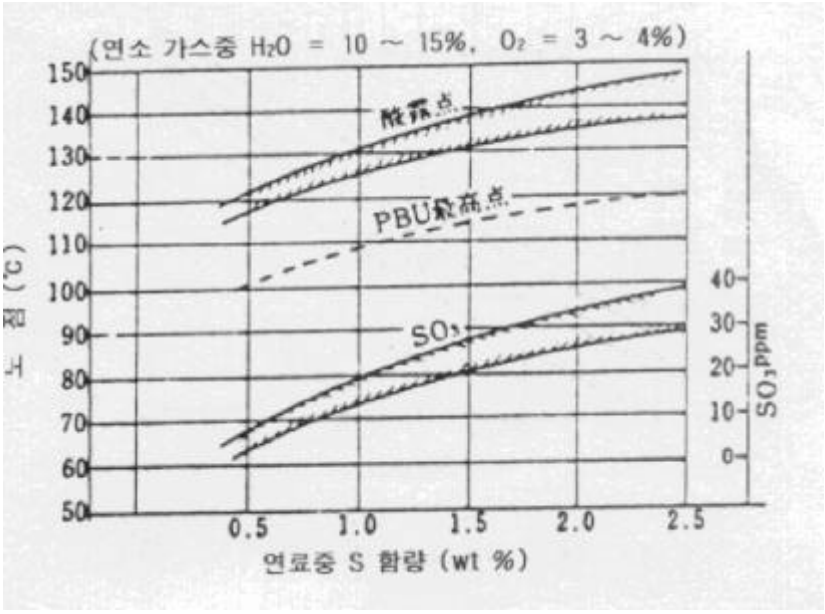
< 그림 3 > 배 GAS 중 수분함량과 산노점
(자 료: 성에너지 기기사전)

2 저온부식과 냉단온도(저온부에서의 전열면 재질온도) 관리

Flue Gas 폐열회수용 열교환기의 냉단온도는 대형발전보일러나 일반 산업용보일러 등 B-C유 사용 열 발생설비의 경우 105 115℃로 관리하고 있다. S함량 1.6% 이상의 고유황 중유를 사용했던 오래 전부터 배GAS 열교환기의 냉단온도는 115℃ 를 넘기지

않았다. 이 온도는 실제적인 산노점 보다 상당히 낮은 값이다. 이와 같은 냉단온도 관리는 산노점 부근에서는 산응축이 거의 일어나지 않고 있으며 실질적으로 산응축에 의한 부식 발생 온도는 산노점보다 약 20C 정도 낮은 수준임을 의미한다.
< 그림-4 >는 일반적으로 적용 될 수 있는 조건 즉, 연소 GAS 중 H_2O가 10 15%, O_2 3 4% 범위에서 연료 중 S함량에 따른 SO_3ppm, 산노점 그리고 실제적으로 산응축이 본격화 되는 R.B.U. (Rate of Build Up)점을 표시하고 있다

… 연료 중 S 0.5% B-C 사용의 경우 : 100℃
… 〃 S 1.0% 〃 : 110℃



< 그림 4 > 연료 중 S함량과 SO_3 농도 및 산노점
(자료 : 화력발전협회 / 화력 발전 Plant 의 부식과 대책 / 일본)

열 발생설비에 있어서 열 손실은 대부분이 배 GAS 열 손실이다. 가급적 배gas 손실을 줄여 연료를 절약하기 위해서는 산부식을 일으키지 않는 범위에서 최저 수준까지 배 gas 온도를 낮게 배출하는 것이다.
그러나, Flue Gas 폐열회수 열교환기(GA/H, Economizer) 설치시

공기예열기(GA/H) 의 경우 저온부 냉단온도는 열교환기(GG/H)입구 공기 온도와 최종 배gas 온도와의 산술 평균값이 되므로 급기 온도 0 20℃ 의 경우 배 GAS 최종 배출 온도는 230 210℃ 로서 연소 입열의 10 12%를 초과 하고 있다.
발전용 Boiler의 경우는 증기식 공기가열기(SA/H)를 설치하여 급기를 예열 공급함으로써 배출GAS 온도를 150 180℃ 범위로 관리하고 있으나 발전용 보일러의 SA/H에 사용하는 저압증기는 터빈 발전기의 추기 또는 배압증기이므로 증기 단가가 일반 생증

기 보다 낮으므로 경제성이 있으나 일반 증기 보일러의 경우는 배가스 폐열회수Merit 보다 SA/H 가열증기비용이 오히려 크게 되므로 채용되지 않고있다.

에코노마이저(Eco.) 는 대부분의 발전 보일러에는 채용되고 있으나, 일반 증기보일러에는 채용되지 않고 있다. 발전보일러의 경우는 급수중의 용존 산소 관리목적의 탈기기(Deaerator) 출구급수온도가 120 ~ 140℃이므로 GA/H 전단에 설치되고 있다. 일반 증기보일러의 경우는 급수 온도가 60 ~ 80℃ 범위이므로 저온 부식을 피하기 위해서는 별도 열원의 급수예열기(Feed Water Preheater)를 설치해야하나 앞서의 GA/h용 SA/H 에서와 같이 회수 Merit는 기대하기 어렵다.

3. 내식성 열교환기(Anti Corrosive Heat Exchanger)

가. 열교환기의 소재와 내식성 재료(자료 : KCA NEWS Vol. 12・11)

폐열회수를 위한 각종 금속제 열교환기의 경우 철강재료의 탄소강 및 저합금강, 주철, 스테인레스강과 기타 합금강, 비철재료인 구리, 알루미늄과 그들의 합금으로 분류할 수 있으며 미국의 Buttele 연구소에서 90여종의 금속재료에 대한 부식실험을 실시한 결과 다음과 같은 재질은 응축형 열교환기 재질로 적합하지 않다는 결론을 얻었다.

- 탄소강, 저합금강, 주철
- 크롬성분이 없는 니켈합금
- 몰리브덴성분이 없는 니켈크롬합금
- 모든 구리 및 알루미늄 합금
- 주석, 아연, 카드뮴

금속재료 중 저온부식현상이 적은 재료로는 규소철, 티타늄, 페라리움, 인코넬, 하스텔로이 등이 있으나 대부분 가격이 고가로서 특수 용도에만 사용하고 있을 뿐이어서 폐열회수용 범용 열교환기로는 경제성이 매우 낮다. 황산 증기나 수용액에 대한 내식성이 강한 비금속 재료로는 세라믹, 유리, 내산법랑, 불소수지코팅재, 에폭시, 플라스틱, 실리콘재료가 있다. 탄화규소직 세라믹은 800℃이상의 고온 폐열회수에 적합하며 유리는 내산성은 우수하나 부스러지는 성질의 극복이 어렵고 내산법랑은 글래스라이닝이라고도 불리며 일반적으로 화학용기 탱크류 등에 많이 사용되고 있으나 대형화된 소성로가 필요하고 제작비용이 많이 들어 폐열회수용 열교환기 재질로는 특수 용도를 제외하고는 부적합하다. 불소수지란 불소원자를 함유한 합성고분자(플라스틱)를 발하며 1938년 미국의 듀퐁사에 의해 테프론이라는 이름으로 소개된 이래 코팅방법에 의해 응용범위가 광범위하게 확산되어 있으며 통산 PTFE, PFA, FEP, EPE, ETFE, PCTFE,

ECTFE, PVDP, PVF 등이 있으며 열교환기 코팅재로는 내열성이 우수한 PTFE, PFA가 주로 사용된다. 불소수지는 표면온도 300℃ 미만의 산성 용액 및 가스 분위기에서 강력한 내산성이 있어 이를 금속표면에 코팅하여 사용하면 금속재가 갖는 구조적 안정성과 테프론이 갖는 내화학성, 내식성, 비전착성, 발액성, 미끄럼성, 전기절연성 등의 장점을 고루 갖추고 있어 내구성이 높은 열교환기를 제작할 수 있어서 부식성 가스 분위기에서의 폐열회수에 널리 이용되고 있다. 폐열회수용으로는 에어후로리히사에서 보일러, 소각로, 배연 탈황장치(FGD)의 벽연방지용 열교환기(GGH), 내식성 배기덕트 등에 내식성 열교환기를 보급하고 있다.

나. 불소수지 코팅 재료의 특성 (KCA NEWS Vol. 12・11)

● 비점착성

불소수지코팅 열교환기는 표면에 물을 떨어뜨려 접촉각을 측정한 결과 접촉각이 매우 커서 보일러 배가스중의 분진 및 SOOT 또는 급수중의 스케일이 잘 달라붙지 않으며 달라붙더라도 물세척 등으로 간단히 제가 할 수 잇어서 장기 사용시에도 전열성능의 저하가 매우 적기 때문에 오염물질이 많은 폐가스 열회수에 매우 적합한 특성을 갖고 있다. 또한 불소 수지 코팅 표면에는 물이나 기름이 잘 묻지 않기 때문에 청소가 용이하고 열팽창계수가 크므로 적은 온도변화에도 신축작용이 크고 장 시간 사용시에도 표면이 오염되지 않아 자동적으로 청결하게 유지된다.

● 내화학성

거의 모든 화학약품에 대하여 반응성이 없고 불활성이므로 어떠한 용제에도 분해하지 않는 이상적인 화학구조를 가지고 있으나 알카리금속에 불소수지를 코팅할 경우에는 알카리금속과 고도의 반응성을 지닌 불소화 합제의 침투가 일어날 수 있으므로 주의가 요구된다.

● 전기적 특성

불소수지는 광대역 주파수에서 높은 절연성, 낮은 손실율과 우수한 표면 저항율을 가지고 있어 정전기 방지 목적의 절연코팅재로도 사용되며 특히 고주파에 대한 특성이 좋아 위성방송부품, 컴퓨터전선 등에도 사용되고 있다.

● 전열성능

불소수지 자체의 전열계수는 강재의 1/100정도로 낮기 때문에 전열성능은 불량하나 불소수지코팅 두께가 1.0mm이하로 극히 얇으므로 총괄전열성능에는 크게 영향을 미치지 않는다.

다. Flue Gas H/E **의 용도별 구조와 적용 범위**

⊙ **공기예열기등** GAS/AIR **및** GAS/GAS **열교환기**

종래형의 관형 공기예열기와 유사한 구조이며 Glass Tube**형**, Teflon **라이닝** Glass Tube**형**, Teflon Tube**형 등 3종류가 있으나 어느 경우이든 최고 사용 안전온도는** 250℃**로 규정하고 있으나** SUS **또는** CS**등과 같은 일반소재와 조합하여** 300℃**이상의 고온 배**GAS**에도 적용 가능하다**.

<**적용범위**> Flue Gas **온도 기준** 250C**이하** 250C**이상의 경우는 다단**(Pass**수**)**으로 설계하여** SUS **또는 탄소강소재와 조합사용**

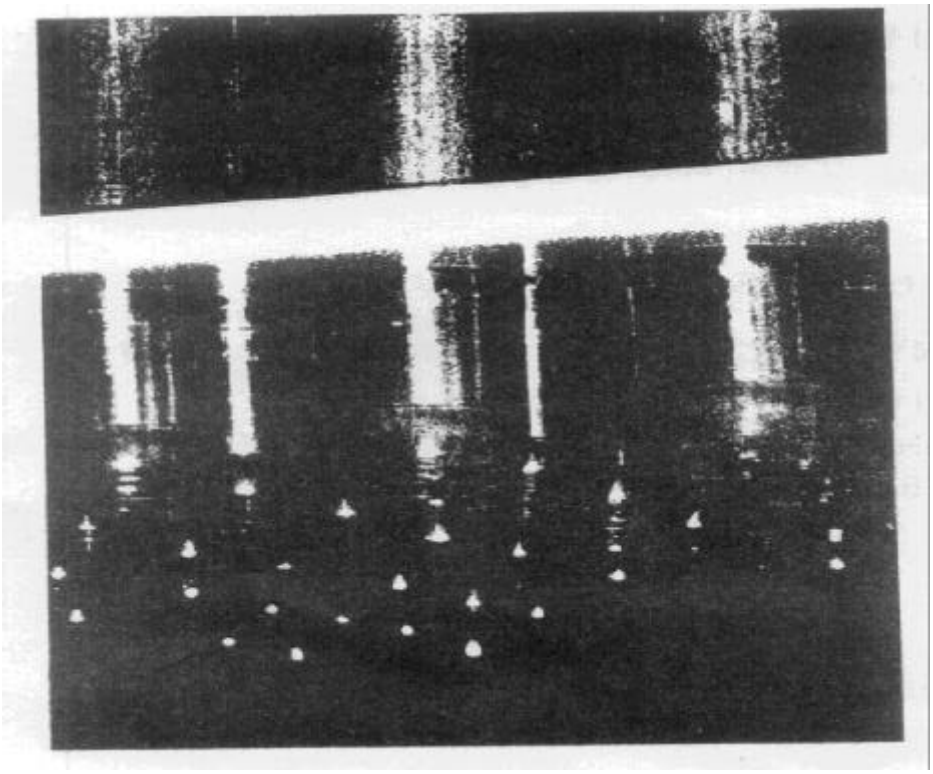
⊙ **에코노마이저등** GAS/WATER **열교환기**

종래형의 Tublar **형과 전혀 다른 구조적 특징을 갖고 있다**.

종래형은 헤더, **튜브**, U **벤드등의 용접**, **일체형으로 되어있으나** Teflon Lining **신기술의 에코노마이저는 상부** Header Plate **에만 용접되고 하부는** Cap **으로** Sealing **처리되어 열응력을 받지 않고 내식 소재**(Teflon)Lining**을 완벽하게 처리할 수 있는 구조로서 부식에 의한 설비사고는 발생되지 않고 있다**.

< **적용범위** > Flue Gas **측** : 250℃ **이하**

Water **측** : 150℃ **이하** 40kg/cm^2 **이하**



< **그림** 5 > **에코노마이저** Tube (Teflon Lining SUS Tube)

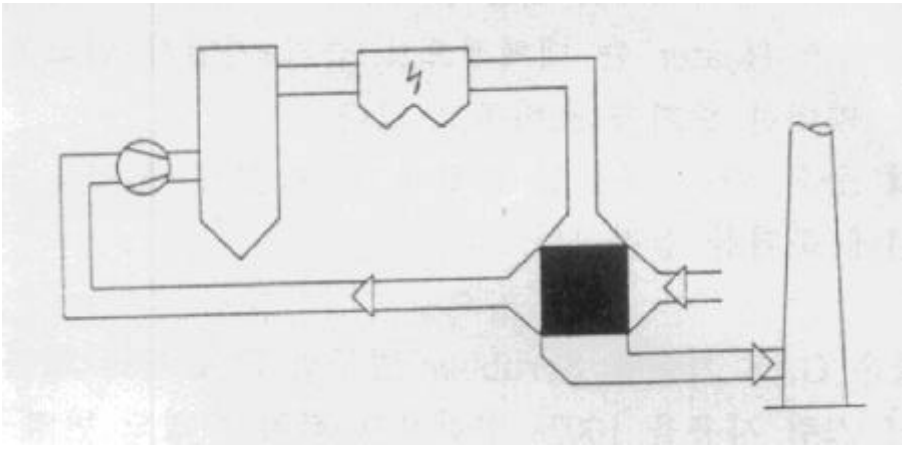
⊙ **백연 방지** Heater (GGH, Steam / GH 등)

현재에도 FGD(**배연 탈황 시설**)**등 각종 소각 배기 세정** Scrubber**의 세정 배기는 백연 방지 대책으로 백연 방지** Heater**를 설치하여 습구온도보다** 40 50℃ **정도 높게 가온, 배출하고 있으나 국내의 경우** GAS **세정** Scrubber **의 가스** Heater **는 대체적으로 증기 가열석 열교환기가 채용되고 있으므로 막대한 증기를 소비하고 있다. 또한, 세정 배기 중의 잔존 부식성 물질에 의한 부식 문제로** Heater**의 수명은** 2 3 **년에 불과한 실정이다.** GGH**는 이와 같은** GAS **가온을** Scrubber **입구의** Flue Gas **폐열을 이용 하므로써 기존의 스팀 사용을** 100%**절감하고 장치 수명도 반영구적으로 유지할 수 있는 이점이 있다.**

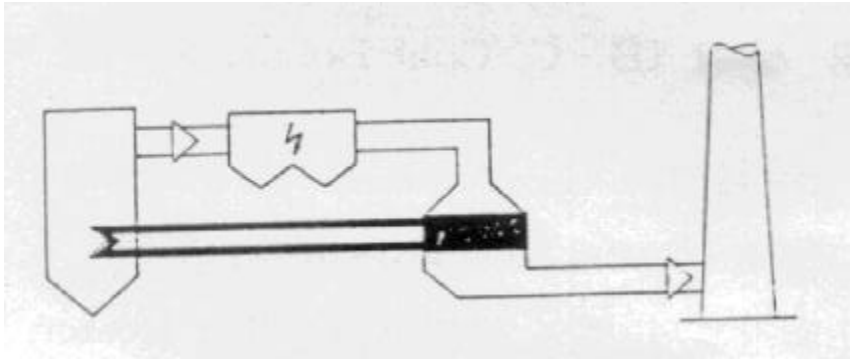
GGH **및** Steam Gas / Heater **의** Flue Gas **접촉부위는** Teflon Tube **및** Teflon **으로** 100%Lining **처리되고, 세정후** Clean Gas **접촉 부위**(Tube Plate **등**)**도 고내식재료인 하스테로이 씨 합금** (Hastelloy C 22) **으로 제작된다.**

라. 주요적용 대상 (B-C**유**, Coal Boiler **및 각종 소각 폐열**)

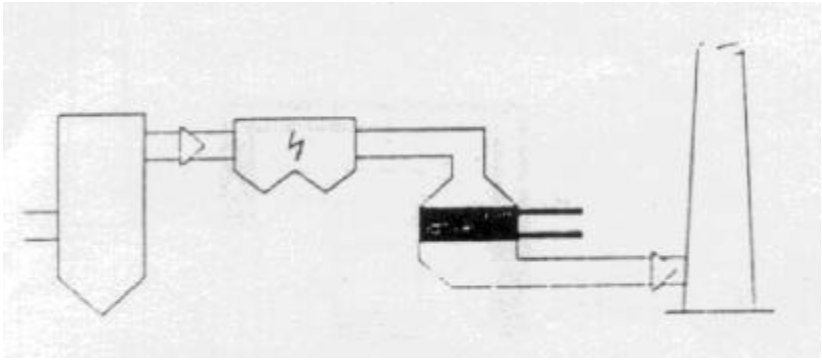
●**보일러의 급수예열기** (Economizer) **및 공기예열기** (Air Preheater)
●**각종 소각로, 요로류의 폐열회수 장치**
●**보일러 및 소각로의 백연 방지** (Gas Gas Heater, Steam Gas Heater)
●**각종** DeNOx **리엑터의 폐열회수** (Steam Gas Heater, Gas Gas Heater)



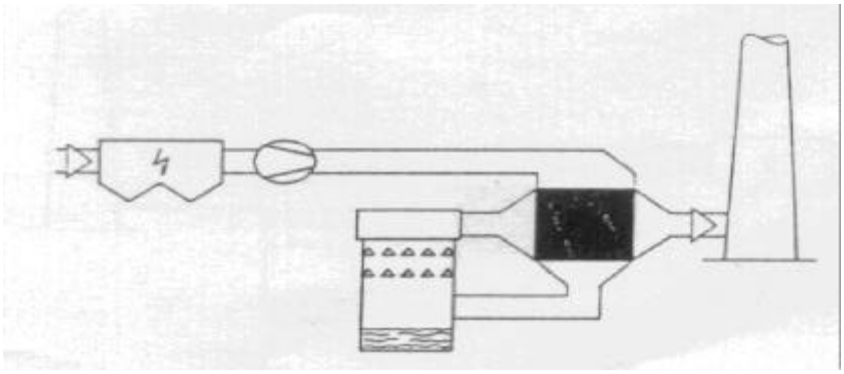
< **그림** 6 > **공기 예열기** (GA/H)



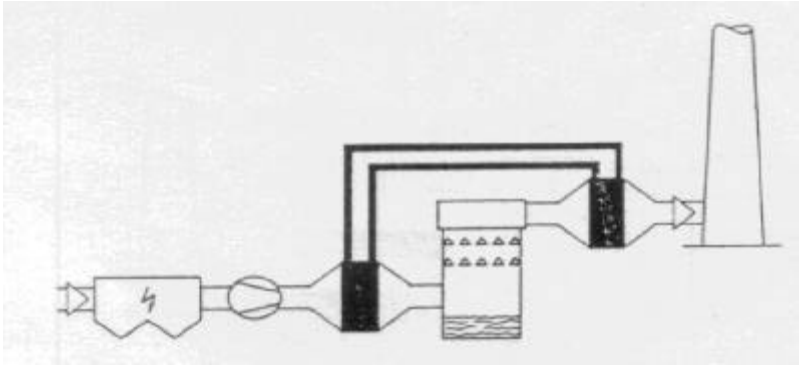
< **그림** 7 > **급수 예열기** (Eco.)



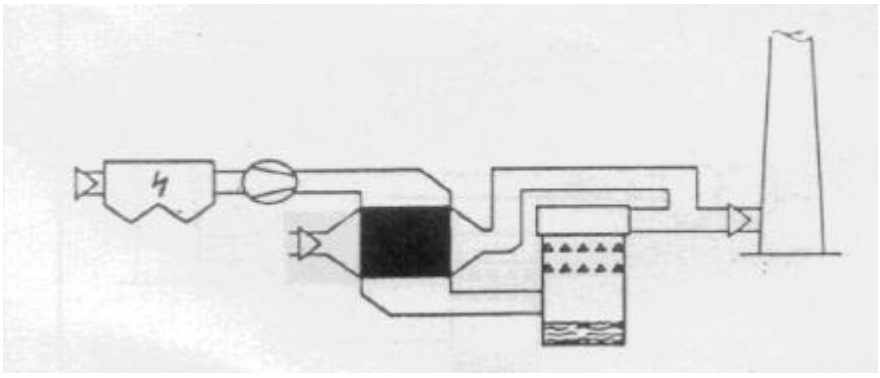
< **그림** 8 > **지역 난방 및 온수 발생 열교환기**



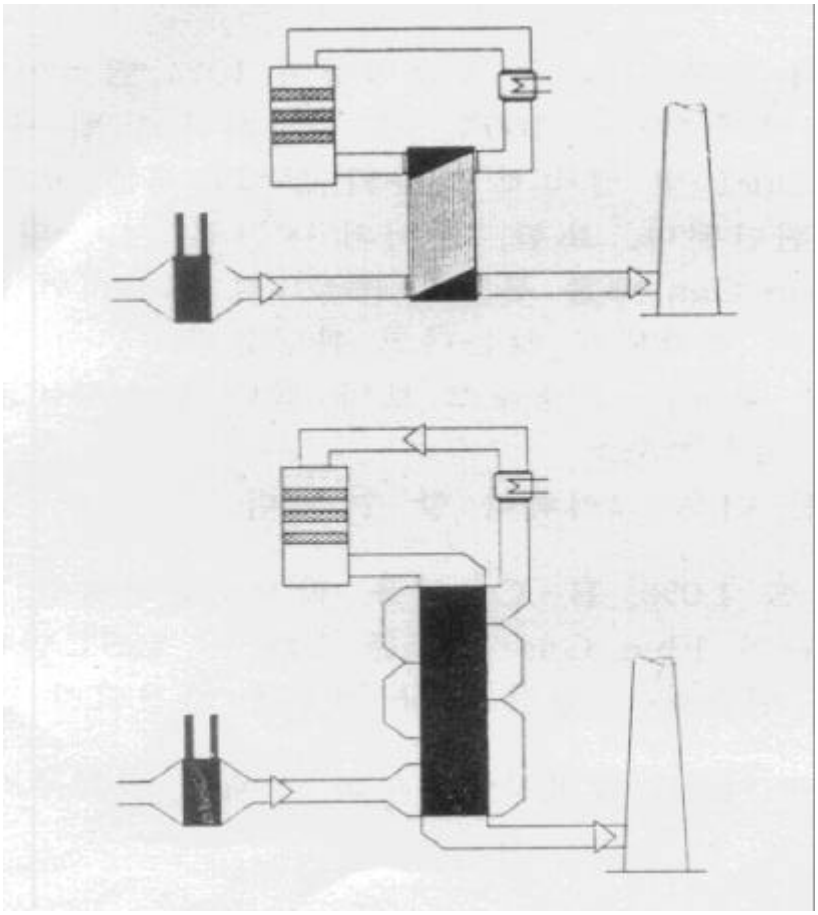
< **그림** 9 > **배연 탈황장치**(FGD)**의** GG/H (**직접열교환식**)



< **그림** 10 > **배연탈황 장치** (FGD)**의** GG/H (**간접 열교환식**)



< 그림 11 > 배연 탈황 장치(FGD)의 GG/H (Hot Air 혼합식)



< 그림 12 > 탈 질소 산화물(DeNOx) 리액터의 Steam Gas Heater 및 GG/H

마. Flue Gas **의 적정 폐열회수 온도와** Duct **부식**

열교환기의 소재 특성에서 언급된 바와 같이 열교환기는 완벽한 내식 특성을 갖고 있으므로 저온 영역에는 제한이 없다. 따라서 FGD**나** DeNOx **설비의** GG/H **용도의 경우는 회수 온도에 제한이 없다. 그러나 일반** Flue Gas **폐열회수의 경우는 열교환기 후단**

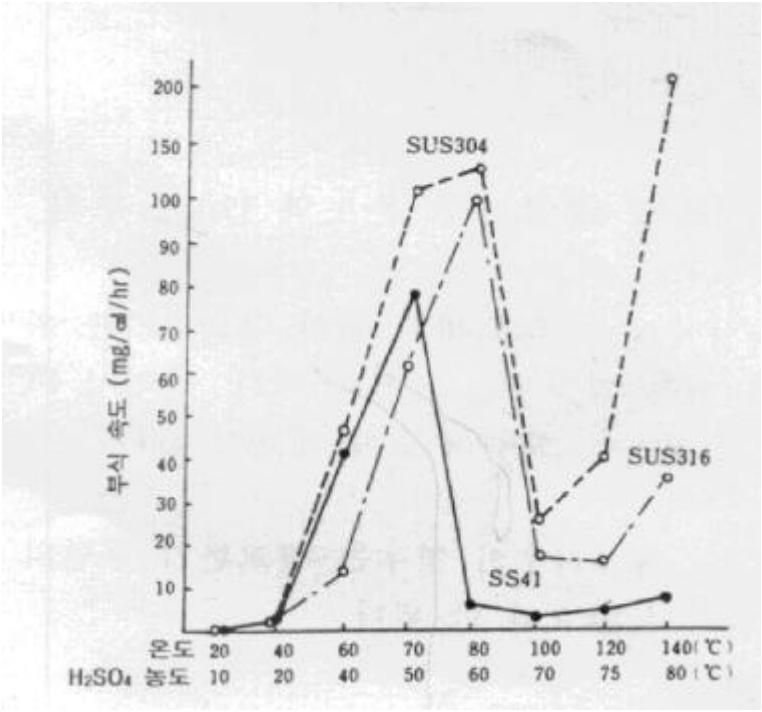
의 연도와 연돌의 부식 문제를 고려하지 않으면 안 된다. 또한 지나친 폐열 회수는 연돌에서의 백연 발생을 수반하므로 Flue Gas의 수증기 노점보다 40 50℃ 높은 온도로 배출될 수 있도록 계획되어져야 한다.

B-C유 연소 Flue Gas의 경우 Gas중 수분함량이 10% 범위이므로 수증기 노점(약 50℃)을 고려하여 90 100℃ 가 적정하다고 할 수 있으나 열 교환기 후단의 배기 Duct 및 금속제 연돌의 부식문제를 고려하여 110℃ 이상이 타당하다고 판단된다. 또한, 앞서의 <그림 4> 와 같이 배기 Duct 보온의 경우 Flue Gas 배출 온도는 PBU 점 이상이면 부식에 의한 Duct 수면 단축은 크게 염려되지 않는다고 판단된다.

Duct 및 연돌의 금속 재질은 스텐레스 보다 일반 탄소강(Carbon Steel)이 유리하다. <그림 13 참조>

특히, 90C 이상에서는 더욱 그러하다 할 수 있다.

국내 H사의 경우 S 1.0%, B-C유사용 발전보일러에서 SA/H 없이 GA/H (Tubular형) 후단의 Flue Gas 온도를 105 ~ 125℃ 범위로 수년간 운전해왔으나 Duct나 연돌에 특별한 이상 징후는 발견되지 않고 있음

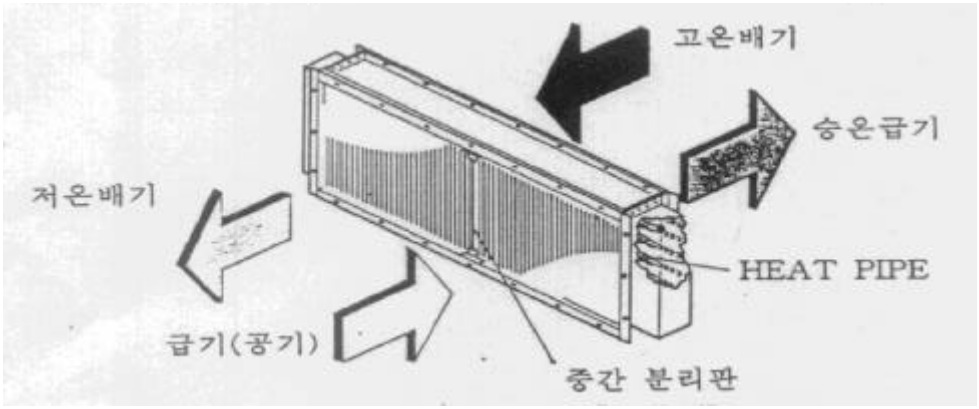


<그림 13 > 황산 수(H_2O) 평형상태에서의 소재별 침적부식 시험결과

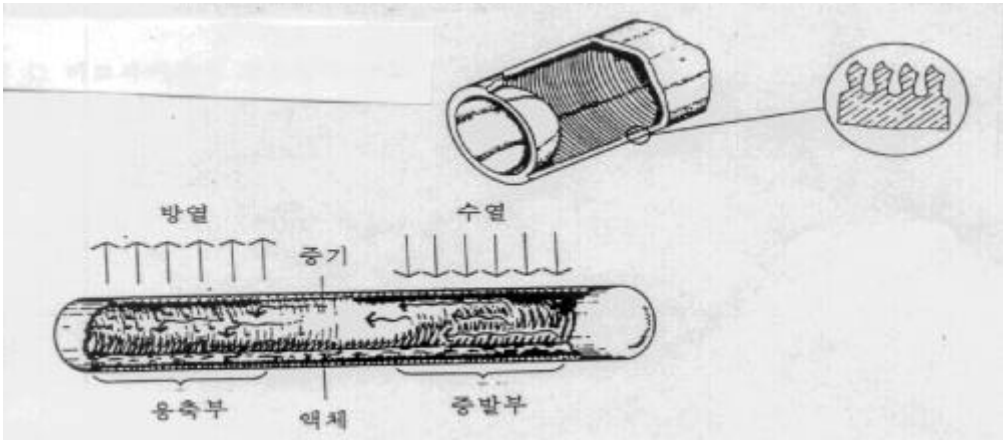
III. 히트파이프(HEAT PIPE)식 열교환기

1. 구조 및 작동 원리

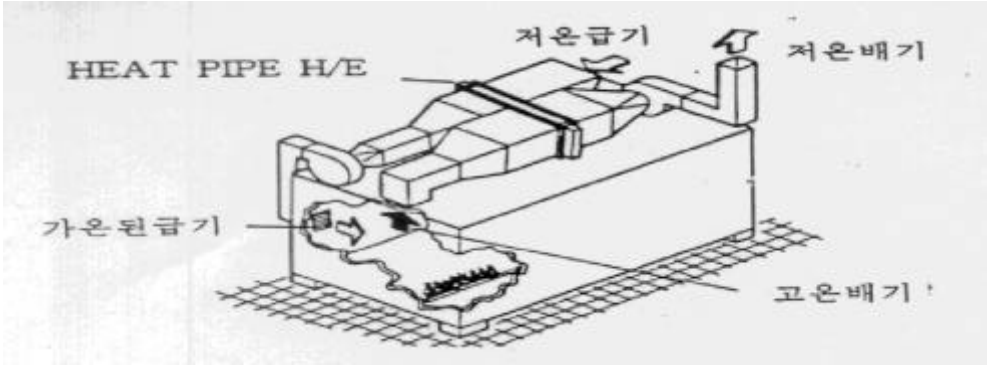
히트파이프식 열교환기는 <그림 1>과 같이 외부 형태는 Cooling Coil 이나 Heating coil과 유사한 특징을 갖고 있다. 즉, 일반적인 Fin Tube 열교환기는 각 튜브가 Header 에 연결되어 증기 또는 냉수가 튜브 내부를 통과하도록 되어있으나 히트파이프식은 <그림 2>와 같은 Heat Pipe 가 각각 독립되어 있다.



<그림 1> 히트파이프식 열교환기 구조



<그림 2> 히트파이프의 구조 및 작동 원리



<그림 3> 히트파이프 열교환기 설치도

히트파이프에서의 열회수(열교환)는 <그림 1>에서와 같이 중간 분리판을 경계로하여 폐열(배기)과 급기가 통과하게 되면 열교환기에 내장된 각각의 히트파이프가 <그림 2>에서와 같이 폐열 통과 부위에서는 가온되어 파이프 내부의 작동 유체도 승온, 증발된다. 가온 증발된 증기(Vapor)는 히트파이프 전체를 가온하게 되므로 급기는 가온된 히트 파이프를 통과하면서 승온된다. 급기 통과 부위의 히트파이프는 급기에 의해 열을 방출하게 되므로 작동 유체(Vapor)는 잠열을 토해내고 응축된다. 응축된 작동 유체는 wick의 모세관력에 의해 다시 배기측(고온부)으로 환류하게 된다. 이롸 같은 히트파이프 매부에서의 증발, 응축, 환류 작용이 연속적으로 일어나게 되므로서 폐열이 급기측으로 이동(열회수)하게 된다. 이러한 전열과정에서 작동 유체의 환류작용을 원활하게 하기 위해 필요한 경우 고온부(폐열측)를 저온부(급기측)보다 낮게 경사도를 주어 중력에 의한 환류 작용을 원활하게 해준다.
경사 각도는 비교적 저온 공정 및 공조 폐열의 경우 0 3°, 산업용의 경우는 6° 이상 으로 설치되고 있다.

2. 히트파이프 열교환기의 특성

히트파이프식 열교환기는 기체와 기체와의 열교환 분야에서 다른 어떠한 형식의 열교환기보다도 유리한 적용 성능을 갖고 있다.

주요 특성의 다음의 8개항으로 요약할 수 있다.

1) 콤팩트하고 경략이다 (종래형의1/3 크기) 히트파이프의 내부 전열성능은 7,000 10,000kcal/m^2h℃ 로서 일반적인 열교환기와 비교할수 없는 매우 큰 값이 되고 Sheet Fin 형상으로 제작되어 단위용적당 전열 면적을 대폭적으로 증가시켰기 때문에 종래의 공기예열기의 1/3 크기 및 중량으로도 종래형이상의 열호수가 가능하므로 설치공간이 좁은 장소에도 설치 가능하다.
2) 열회수율이 높다 (50 80%)
TRU의 폐열 회수 성능은 배가스 폐열의 종류 및 회수 희망 범위에 따라 50 80%로 높게 설계, 제작되나 투자 경제성 측면에서는 50 60%가 적정 수준이다. 이 경우 TRU의 폭(배가스 통과 거리)은 25 35Cm 범위이다.
3) GAS의 누설이 없다.
회전재생에서와 같은 급배기의 상호 누설이 없도록 중간 분리판이 설치되어 있다. 공조 및 대형 보일러의 경우 IDF, FDF 의 동력절감 및 석탄보일러의 경우 집진기용량축소의 이점이 있다.
4) 내식성이 높다
일반적으로 관형이나 로타리형의 공기 예열기에서는 배가스 출구측 즉 공기 입구

측 전열면이 국부적으로 낮아져 저온 부식을 피할 수 없다. LNG 보일러의 경우도 전열면 온도가 배가스의 수증기 노점이하로 될 경우 국부적인 저온부 부식은 발생 될 수 있다. 히트파이프는 국부적인 저온부가 생기지 않으므로 종래형에 비교하여 월등한 내식 성능을 갖게 된다.

(완벽한 내식성이 요구되는 배기의 경우 (Sox, HCL, 기타) Heresite 코팅처리됨)

5) 중저온의 폐열도 효과적으로 회수 가능하다.
TRU는 온도 효율(회수율)이 높기 때문에 일반적인 배가스 폐열 뿐만 아니라 공조 배공기 폐열 회수에도 적용 될 수 있다.

6) Draft 손실이 적다.
배가스 및 공기의 통과 거리가 30Cm 내외이므로 풍압손실은 10 15 mmAq정도이다.

7) 유지 비용이 없다.
TRU는 구동부가 없어 동력이 불필요하고, 재료의 마모, 고장 등의 염려가 없어서 maintenance가 불필요하다.

8) 사용목적에 대하여 최적의 모델을 선택 적용할 수 있다. TRU는 사용 목적에 따라 Fin 및 Tube 의 형상, 재질, 크기, 내식 코팅등을 임의로 선택 적용시킬 수 있다.

3. 히트파이프식 열교환기의 계산

- 기호표시

NCMH	:	Nm^3/H
SCMH	:	Standard 상태 (70 °F)풍량
Tee/Tel	:	배기 입구/출구 온도
Tse/Tsl	:	급기 입구/출구 온도

- 계산 수순

첨부의 도표 <표 1 2>, <그림 4 6 >을 활용하여 다음 순서로 열교환기의 제원과 성능을 산정할 수 있다.

① 급, 배기 풍량을 Standard (70 °F) 상태(SCMH)로 환산한다.

$$SCMHe = NCFHe \times \frac{273 + 21.1}{273} = A\ CMHe \times \frac{273 + 21.1}{273 + tee}$$

② 전면 풍속(SFV)을 가정해서 열교환기의 전면 면적(FA)를 구한다.
(일반적으로 2 3m/sec)

$$FA\ approx = \frac{SCMHe + SCFHs}{3600 \times FA}$$

③ <표 1>에서 실제의 전면 면적 FA를 결정하여 SFV를 산출한다.

$$SFV = \frac{SCMHe + SCMHs}{3,600 \times FA}$$

④ 열교환기의 Fin Pitch와 열수를 결정하여 회수율을 구한다.
<그림 5>에서 풍량이 적은 쪽 온도 효율임 =Ra)

⑤ 급, 배기 출구 온도를 구한다.

$$Tsl = Tse + Ra \times (Tee - Tse)$$

⑥ 회수 열량(Q)을 구한다.

$$q = NCMHs \times Cp \times (Tsl - Tse)$$

奥行 (W) (mm)		
列数	AP及びCP	SP
2	—	152
3	203	203
4	254	305
5	305	356
6	343	406
7	394	508

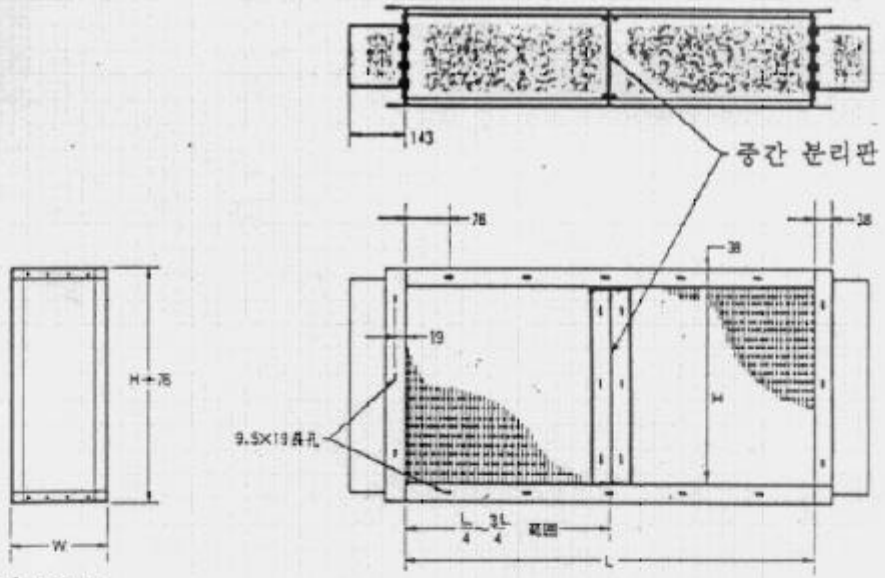


표 1) 전면 면적(FA) 와 SIZE

ユニット寸法と前面面積 (㎡)																
L (mm) \ H (mm)		AP/CP								SP						
		13.5	20.3	27	33.8	40.5	47.3	54	60.8	330	533	686	838	1041	1194	1346
		343	514	686	857	1029	1200	1372	1543							
24	610	0.209	0.314	—	—	—	—	—	—	0.204	0.325	—	—	—	—	—
36	914	0.314	0.470	0.627	0.784	—	—	—	—	0.307	0.492	0.632	0.771	—	—	—
48	1219	0.418	0.627	0.836	1.046	1.254	1.463	—	—	0.400	0.650	0.836	1.022	1.273	1.459	—
60	1524	0.523	0.784	1.045	1.306	1.568	1.829	2.090	—	0.502	0.818	1.050	1.282	1.589	1.821	2.053
72	1829	0.627	0.941	1.254	1.568	1.881	2.195	2.508	2.822	0.604	0.975	1.254	1.533	1.904	2.183	2.462
84	2134	—	1.097	1.463	1.829	2.195	2.560	2.926	3.292	—	1.143	1.468	1.793	2.220	2.545	2.871
96	2438	—	1.254	1.672	2.090	2.508	2.926	3.344	3.762	—	1.301	1.672	2.044	2.536	2.908	3.279
108	2743	—	1.411	1.881	2.351	2.822	3.292	3.762	4.232	—	1.468	1.886	2.304	2.861	3.279	3.697
120	3048	—	—	2.090	2.613	3.135	3.658	4.180	4.703	—	—	2.090	2.555	3.177	3.642	4.106
132	3353	—	—	2.299	2.874	3.449	4.023	4.598	5.173	—	—	2.304	2.815	3.493	4.004	4.515
144	3658	—	—	2.508	3.135	3.762	4.389	5.016	5.643	—	—	2.508	3.066	3.809	4.366	4.924
156	3962	—	—	2.717	3.396	4.076	4.755	5.434	6.114	—	—	—	—	—	—	—
168	4267	—	—	—	3.658	4.389	5.121	5.852	6.584	—	—	—	—	—	—	—
180	4572	—	—	—	3.919	4.703	5.487	6.270	7.054	—	—	—	—	—	—	—
192	4877	—	—	—	4.180	5.016	5.852	6.688	7.524	—	—	—	—	—	—	—
204	5182	—	—	—	4.441	5.330	6.218	7.106	7.995	—	—	—	—	—	—	—
216	5486	—	—	—	4.703	5.643	6.584	7.524	8.465	—	—	—	—	—	—	—
228	5791	—	—	—	4.964	5.957	6.950	7.942	8.935	—	—	—	—	—	—	—
240	6096	—	—	—	5.225	6.270	7.315	8.360	9.405	—	—	—	—	—	—	—

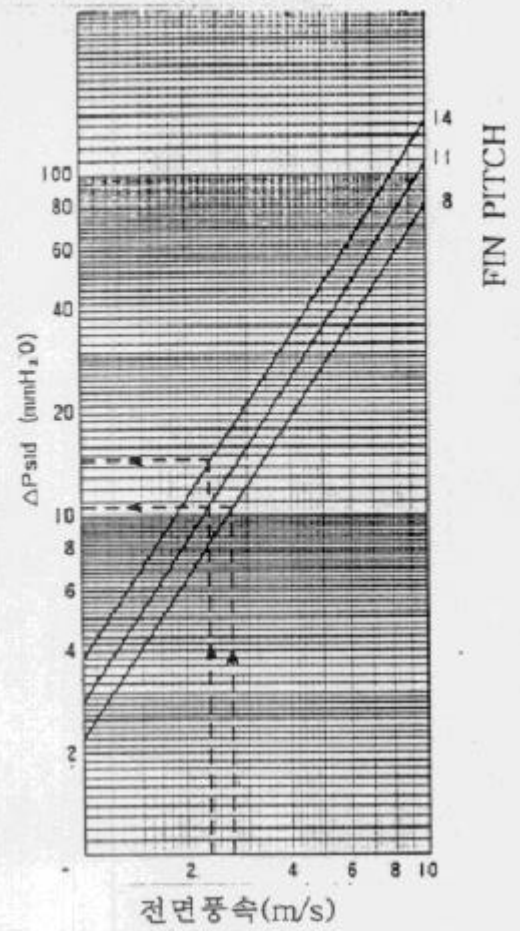
표 2) SIZE 별 중량

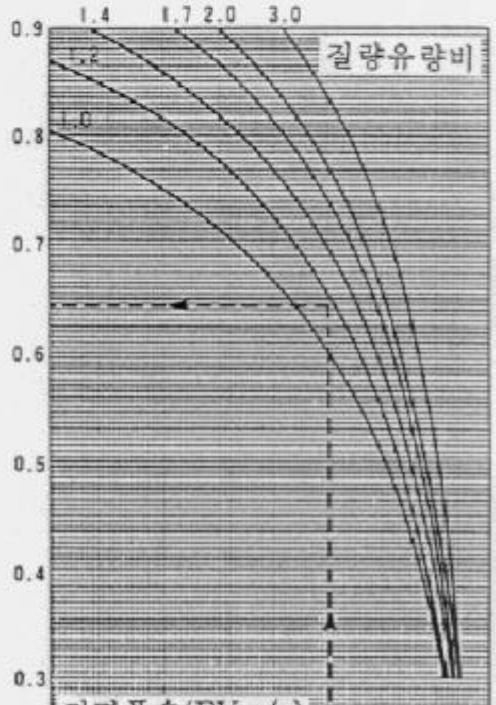
寸法		標準重量 Wstd (kg)							
L (mm) \ H (mm)		13.5	20.3	27	33.8	40.5	47.3	54	60.8
		343	514	686	857	1029	1200	1372	1543
24	610	42.1	57.9	—	—	—	—	—	—
36	914	57.9	79.8	102.1	123.9	—	—	—	—
48	1219	73.7	102.1	130.0	158.4	186.7	215.1	—	—
60	1524	89.5	123.9	158.4	192.8	227.2	261.6	296.1	—
72	1829	105.3	146.2	186.7	227.2	267.7	308.6	348.7	389.2
84	2134	—	168.1	214.6	261.6	308.2	355.2	401.8	448.3
96	2438	—	190.3	243.0	296.1	348.7	402.2	454.8	507.5
108	2743	—	212.6	270.9	330.5	389.2	448.7	507.5	566.6
120	3048	—	—	299.3	365.3	430.1	495.7	560.5	625.7
132	3353	—	—	327.6	399.7	470.6	542.3	613.6	684.8
144	3658	—	—	355.6	434.2	511.1	589.3	666.2	744.0
156	3962	—	—	384.0	468.6	551.6	636.2	719.3	803.1
168	4267	—	—	—	503.0	592.1	682.8	772.3	862.2
180	4572	—	—	—	537.4	632.6	729.8	825.4	921.4
192	4877	—	—	—	571.9	673.5	776.4	878.0	980.5
204	5182	—	—	—	605.5	714.0	822.5	931.1	1039.6
216	5486	—	—	—	639.9	754.5	869.1	984.1	1098.7
228	5791	—	—	—	673.9	795.0	916.1	1036.8	1157.9
240	6096	—	—	—	708.3	835.5	962.7	1089.8	1217.0

WEIGHT CORRECTION FACTORS, WCF	
ROWS	WCF row
2	0.43
3	0.62
4	0.81
5	1.00
6	1.19
7	1.38
TYPE	WCF type
AP	1.00
CP	1.96
SP	3.33
APT	1.23

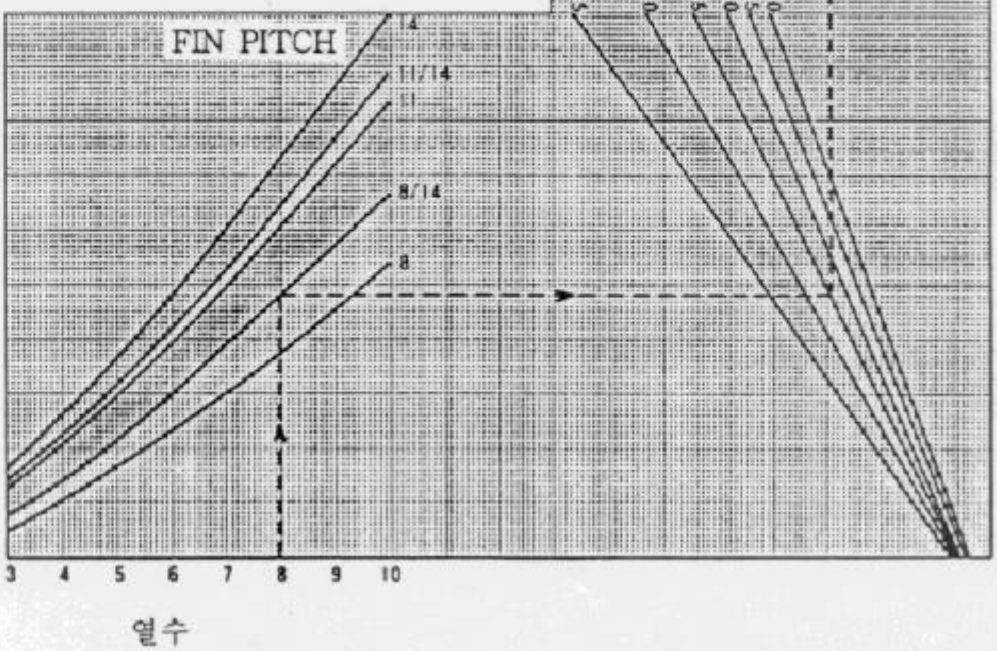
FIN SPACING		WCF fin
AP/CP	8/8	0.88
	8/11	0.94
	8/14	1.00
	11/11	1.00
	11/14	1.07
	14/14	1.12
SP/APT	5/5	0.76
	5/8	0.88
	8/8	1.00

(그림 6) 풍풍 손실 AP/CP (5열)





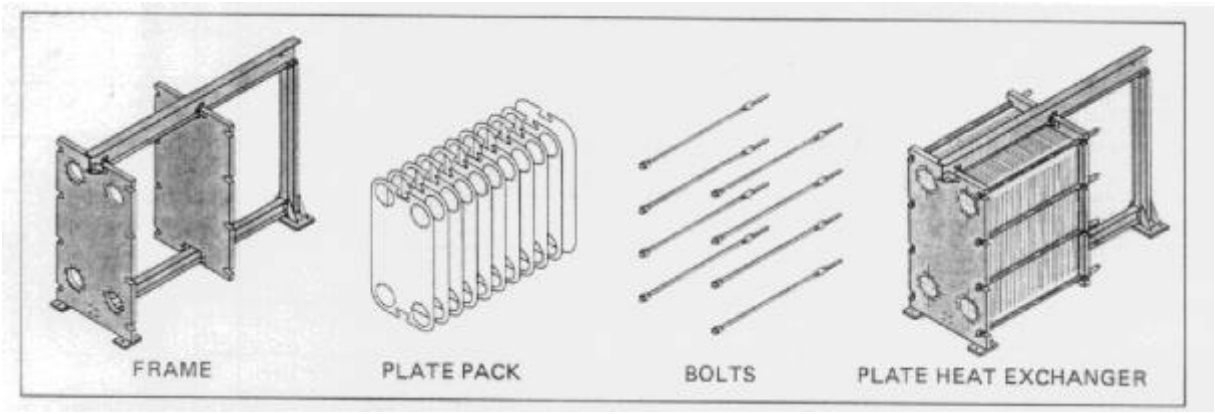
(그림 5) 열 회수율 (Ra)



IV. 판형 열교환기

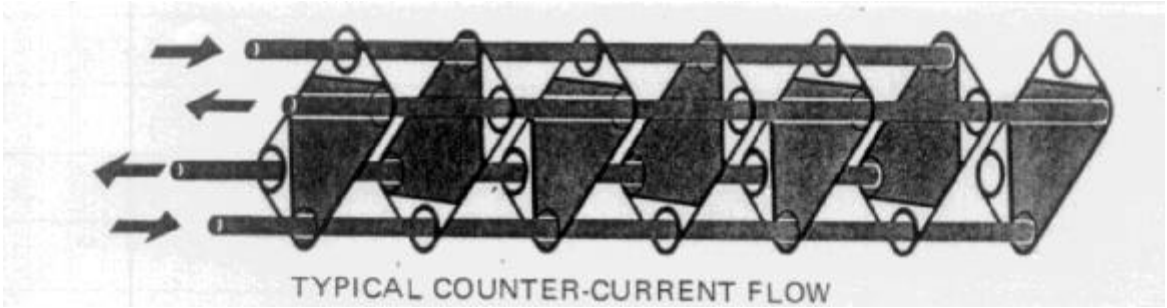
1. 구조 및 특징

○ 판형 열교환기는 Frame, Plate pack, Tie bolt로 구성되며 독립된 판(Plate)을 안내봉에 취부하고 고정판(Frame) 및 이동판 사이를 Tie bolt로 체결, 조립된다.

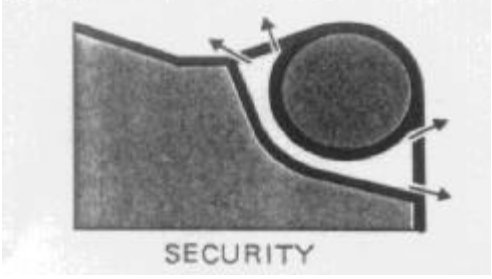


<그림 1> 판형 열교환기 구조

○ 열교환 유체의 기밀 유지를 위해 port 주위에는 이중구조의 gasket로 되어 있으므로 누설 발생시 유체의 혼합을 방지하고 이중구조 gasket 사이의 공간은 외부와 통해져 있으므로 누설 유체는 외부로 vent되어 누설 부위를 확인 할 수 있다.

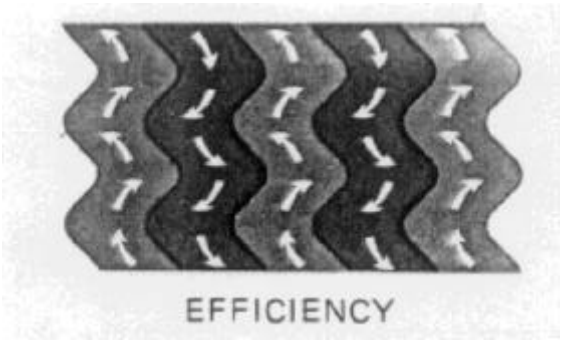


<그림 2> 유체흐름과 gasket



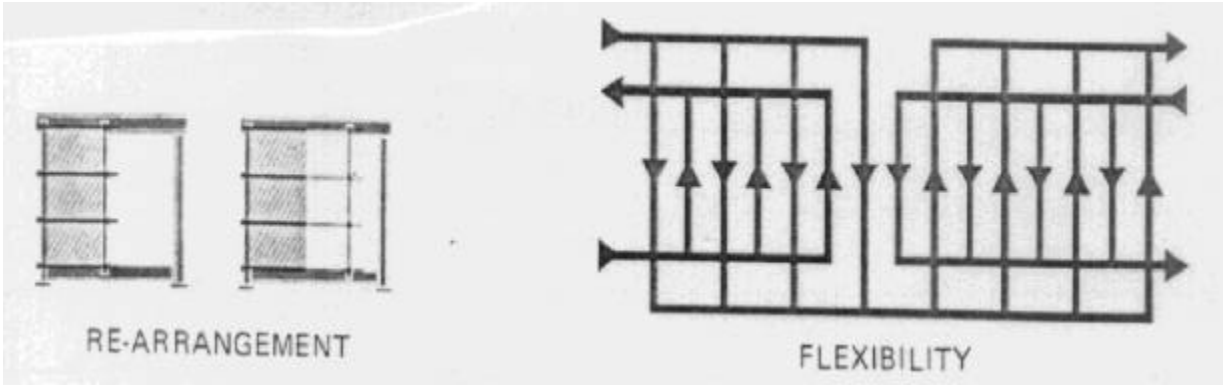
<그림 3> 누설시 외수 venting 가스켓 구조

○ **두개의 판형으로 구성된 유로는** plate**에 형성된 돌기부에 의해 난류와 와류현상으로 이상적인 열교환 및 스케일 생성 방지 효과가 있다.** (u-value : 2,000 6,000kcal/$m^2h°C$)



<그림 4> **유체의 흐름**

○ **적용성 측면에서 전열면적 증감이 용이하며** 1**기의 열교환기로 다양한 열교환이 가능하다.**



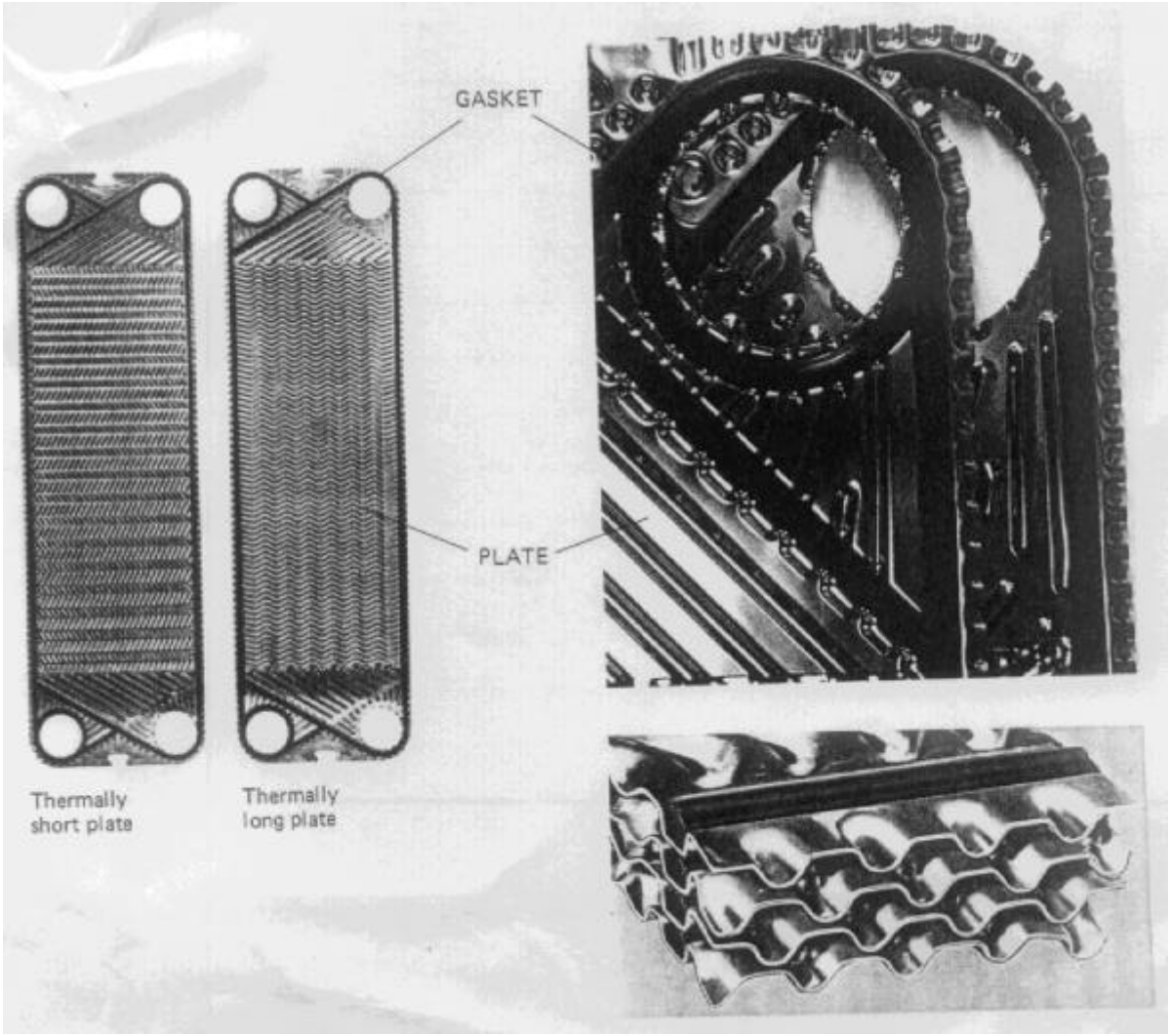
2. **재질**

○ Plate **및** gasket**는 열교환 유체의 종류에 따라 다양한 재질로 선택 할 수 있다.**

Plate : sus 304, 316, 316L, HASTELLOY, NICKEL TANTALUM, TITANIUM, TITAN-PALLADIUM **등**

Gasket : SBR - **비유지성 일반유체**
NBR - **일반유체 및 유지성유체**
Resim cured bulyl - **일반화학유체**
Silicone - **고온 및 부식성 일부체**

Fluoroelastomer - **일부유기 용제**
Compressed asbestos fiber - **고온 또는 방향족 용제**
EPDM - **고온의 일반유체**
Acid resistant fluoroelastomer -**고농도 무기산**



V. 기대효과 계산

1. Flue Gas Heat Exchanger(GAS/AIR, GAS/WATER)

폐열 회수 기대 효과 / 연료 절감율

연료 사용 설비에서

Hl : **연료의 연소열** (kcal/kg)
Qa : **유효열** (kcal/kg)
Le : **배** GAS **손실열** (kcal/kg)
Lr : **기타 방열 손실열** (kcal/kg)
Qs : **폐열 회수 열** (kcal/kg)
Qb : **폐열 회수후 유효열** (kcal/kg)
Qa = HI - Le - Lr
Qb = HI - Le - Lr + Qs = Qa + Qs

·생산(증기발생, 가열, 건조등)에 필요한 유효열 X**를 얻기 위한 연료 소요량** F(kg/h)**는**

- **폐열 회수전** $Fa = \frac{X}{Qa}$ (kg·**연료**/h)

- **폐열 회수후** $Fb = \frac{X}{Qb} = \frac{X}{Qa + Qb}$

※연료 절감율(X) $= 1 - \frac{Fb}{Fa} = 1 - \frac{\frac{X}{Qa + Qs}}{\frac{X}{Qa}}$

$= 1 - \frac{Qa}{Qa + Qs}$

$= \frac{Qs}{Qa + Qs} = \frac{Qs}{Hl - Le - lr + Qs}$

$\fallingdotseq \frac{Qs}{Hl - Le + Qs}$

폐열 회수 기대 효과 산출 / 에너지 절감율 및 절감 (예)

⊙ **보일러** (S 0.5% **연료 사용의 경우**)

Ⓐ SA/H **없는 경우** (180℃ → 110℃ **회수**)

Qs = { Go + Ao (m - 1)} x Cp x (tg1 -tg2)

= {11,635 + 10,859 x (1.2 - 1)} x 0.33 x (180 - 110)

= 319(kcal/kg・연료)

$$Sr = \frac{Qs}{Qi \times yb + Qs} \times 100(\%)$$

$$\fallingdotseq \frac{Qs}{Hl - Le + Qs} \times 100(\%)$$

$$= \frac{319}{9870 - 729 + 319} \times 100$$

$$\fallingdotseq 3.4(\%)$$

$$Fs = \sum F \times Sr$$

주) Qs : 회수열량(kcal/kg・연료)

Go : 이론배가스량 (Nm^3/kg・연료)

Ao : 이론공기량(")

m : 공기비

tg1 : 회수전 배가스 온도 (℃)

tg2 : 회수후 배가스 온도 (℃)

Cp : 비열 (Kcal/Nm^3℃)

Sr : 연료 절감율 (%)

HI : 연료발열량 (kcal/kg・연료)

Le : 회수전 배가스 손실 (kcal/kg・연료)

Fs : 년간 연료 절감량

$\sum F$: 회수 대상 설비의 연간 연료 사용량 (K1/년)

Ⓑ GA/H, SA/H 가 있는 경우 (180 → 110℃ 회수)

Qs = { Go + Ao (m - 1) + Ao mℓ } x Cp x (tg1 - tgw)

= {11.635 + 10,859 x (1.2 - 1) + 10,859 x 1.2 x 0.2} x 0.33 x (180 - 110)

= 379 (kcal/kg・연료)

주) ℓ : GA/H 누설율 20% (일반적으로 10 30%임)

$$Sr = \frac{379}{9,870 - 867 + 379} \times 100$$

= 4.0 (%)

※ 실제의 에너지 절감은 SA/H를 철거하므로 회수전 SA/H 용 증기 절감 +α(추가 회수열량)으로 나타내므로

・SA/H 증기 절감 (100%) AIR 20℃ → 80℃ 의 경우

Ss = (Ao m + Ao mℓ) x 0.31x (ta2 - ta1) x 1/r
= (10,859 x 1.2 x 1.2) x 0.31 x (80 - 20) x 1/510
= 291 x 1/510 = 0.57(kg/kg・연료)

주) r: SA/H 공급 증기 잠열 (3KG : 510kcal/kg)

※ 회수 에너지 계산 예 (100 T/h 용량, B-C, 7,500kg/h 의 경우)

・SA/H 증기 절약 : 7,500 x 0.57 = 4,275kg/h

・추가회수에너지

Qs'= Qs - Ss・r
= 379 - 291 = 88 (kcal/kg)

$$Sr' = \frac{88}{9870 - 867 + 88} \times 100$$

= 0.96 (%)

Fs = 7500 x 0.0096 = 72kg/h(75.8ℓ/h)

Ⓒ 저온 Economizer (180→110℃ 회수)

○ 탈기기(Deaerator) 없는 경우
연료 절감율: 3.4% (Case Ⓐ Qs, Sr 과 동일)
4.0% (GA/H, SA/H 있는 경우)

○ 탈기기가 있는 경우 (탈기온도 140℃ 의 경우)
탈기용 STEAM 절약 (탈기용 STEAM h" = 660kcal/kg, r = 512.1kcal/kg)

주) 계산조건
보일러 증발량 : 100T/h
연료사용량 : 7,500kg/h
탈기기 입구 급수 : 70℃

・현재 탈기용 증기 사용량 (X T/h)

100 x 140 = 70 x (100 - X) + 660X
X = 12T/h

· **회수후 급수 온도** (tw)

$$tw = 70 + \frac{F\,Qs}{F\,w}$$

$$= 70 + \frac{7,500 \times 379}{(100 - 11.86) \times 1,000 kg/T}$$

$$= 102.3(℃)$$

· **회수후 탈기용 증기 사용량** (X' T/h)

100 x 140 = 102.3 x (100 - X') + 660X'

X'=6.76T/h

Remark) **저온** Economizer **입구 급수 온도와 투자비와의 관계**

- H/E**의 투자비는 전열 면적에 비례하므로 저온** Economizer **의 입구 급수 온도가 낮을수록** LMTD**는 증가하므로** H/E**의** COST (**전열면적**)**는 감소함**

< 참고 > 투자 Merit 검토 (예)

1) 저온 Economizer (GAS/WATER)

		Case A	Case B	Case C	Case D
OUTSIDE	***Flue gas***				
Mass Flow	kg/h	22'850	66'184	116'691	181'975
Temperature inlet	℃	210	170	153	210
Temperature outlet	℃	130	115	115.1	130
Pressure drop	mbar	2.86	5.01	5.28	9.19
INSIDE TUGE	***Feed water***				
Mass flow	kg/h	20'000	35'000	80'000	96'000
Temperature inlet	℃	60	80	60	39.5
Temperature outlet	℃	83.8	106.7	74.3	79
Pressure drop	mbar	368	106	331	303
GENERAL					
Heat Transfer cap.	Mcal/h	476	940	1'140	3'786
Mean temp. - diff.	K	95	47	66	108
MERIT	TOE/Y	446.7	882.2	1'070	3'553.2
	10^6₩/Y	72	142.6	172.9	574.2
COST (About)	10^6₩	96.0	196.0	158	240
PAY - BACK	YEAR	1.4	1.4	0.9	0.4

Remark)Merit 산출기준

회수 열량을 B-C OIL로 환산

Yb : 90% (보일러 효율)

Hl : 9‘870kcal/kg

r : 0.95kg/ℓ

단가 : 160원/ℓ

2) 저온 GA/H, GGH

		Case E	Case F	Case G	Case H
OUTSIDE	***Flue gas***				***Clean gas***
Mass Flow	kg/h	9'032	8'052	72'636	119'769
Temperature inlet	℃	282.9	338	168	60.0
Temperature outlet	℃	109.8	109.4	105.7	100.0
Pressure drop	mbar	2.19	2.87	5.82	5.11
INSIDE TUBE	***Air***				***Flue gas***
Mass flow	kg/h	8'405	7'275	68'103	116'692
Temperature inlet	℃	20	20	20	153.0
Temperature outlet	℃	220.6	293	91.1	112.6
Pressure drop	mbar	6.83	7.48	8.95	10.5
GENERAL					
Hear Transfer cap.	(Qs)Mcal/h	409	485	1'166	1'213
Mean temp. - diff.	K	65.2	64.7	75	52
MERIT	TOE/Y	384	455	1'094	1'138
	10^6₩/Y	62.0	73.5	176.8	304.4
COST (About)	10^6₩	98.0	144	190	487.0
PAY - BACK	YEAR	1.6	2.0	1.1	1.6

Remark) Merit 산출 기준 (Case H)

Clean Gas Heating Steam 절약

압력 : 3kg/cm^2G (r = 510kcal/kg)

단가 : 16'000원/TON

Merit(10^6₩/Y)

$= \frac{Qs}{r} \times$ 단가 $\times$ 운전시간

2. 공정 폐열 회수(급기/배기, 액/액, 액/증기)

폐열회수 기대효과 / 증기절감, 연료절감

증기 사용 설비에서

r : **급기 가열 증기의 잠열**(kcal/kg)
yb : **보일러 열효율** (%)
x : **보일러 증발배수** (kg/kg)
Qs : **회수 열량** (kcal/h)
Ss : **증기 절감량** (kg/h)
Fs : **연료 절감량** (kg/h)

・가열, 건조, 열처리등 열풍이용 공정에서의 배기 폐열 회수 효과

$$Ss = \frac{Qs}{r} \quad (\text{kg/h } \textbf{증기})$$

$$Fs = \frac{Ss}{x} \quad (\text{kg/h } \textbf{연료})$$

또는

$$Fs = \frac{Qs}{Hl \cdot yb} \quad (\text{kg/h})$$

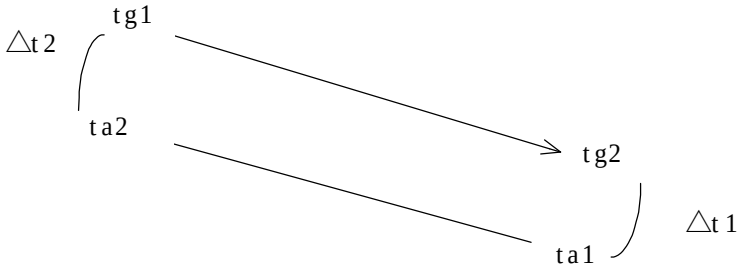
3. 열교환기 검토상 유의점

가. 회수율(y_t)**와** LMTD

- ○ **단위 전열 면적당 회수열량**(Qs)**는** LMTD**가 클수록 유리하다.**
- ○ LMTD**는 회수율에 반비례 하므로 열교환기 검토시에는 적정 회수율로 계획하여야한다.**
- ○ **회수율은 열교환유체의 열교환 온도효율이므로** Flue gas **폐열의 경우는 저온 부식문제도 고려되어야 한다.**
- ○ Flue gas **및 배기 폐열의 경우는 통풍**(Draft)**손실을 고려해야한다.**

<**참 고**>

・LMTD $= \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{In(\Delta t2/\Delta t1)} \times f$



• $y_{st} = \frac{tg1 - tg2}{tg1 - ta1} \times 100(\%)$

• **투자비** ∝ A(**전열면적**)= $\frac{Qs}{u \cdot LMTD}$

나. **적정 회수율** (m · Cp **가 유사한 유체의 경우**)

- Flue gas **폐열** : 40 60%
- **배공기 폐열** : 50 70%
- **폐온수 폐열** : 80 95%

다. **회수온도**(LMTD)**와 투자비** (**전열면적**)

< **조건** >

Flue gas : 89,000Nm^3/h x 190℃

Feed water : 102,000kg/h x 70℃

• A= $\frac{Qs}{u \cdot LMTD}$ **에서** u**값은 일정하므로**

회수온도별 LMTD **와** A**는 다음과 같이 변한다**.

회수온도(℃)	LMTD(K)	A(**지수**)
190→75(115)	28.7	(195)
190→100(90)	56	(100)
190→110(80)	64	(88)
190→120(70)	72	(78)

※ 190 → 100℃**기준시**

75℃**까지 회수의 경우** 2**배의 전열면적소요**

120℃ 〃 22%**의 전열면적감소**