

〈論 文〉

직접 접촉식 4단 유동층 열교환기의 압력손실 및 열전달 특성

임동렬* · 박상일** · 이진호*** · 전광민***

(1991년 7월 8일 접수)

The Pressure Drop and Heat Transfer Characteristics of a Direct Contact 4-Stage Fluidized Bed Heat Exchanger

Dong Ryul Lim, Sang Il Park, Jinho Lee and Kwang Min Chun

Key Words : Fluidized Bed(유동층), Heat Exchanger(열교환기), Perforated Plate(다공판), Free Area Ratio(기공률), Pressure Drop(압력손실), Heat Capacity Ratio(열용량율비)

Abstract

In this work, direct contact 4-stage fluidized bed heat exchanger is experimentally studied to develop a new type of heat exchanger which recovers the energy contained in the high temperature waste gas exhausted from the industrial furnaces. A sand is used as a heat transfer medium in this experiment. To determine the optimum operating condition, 11 different perforated plates which have a different free area ratio with different hole diameter are used in the experiment. From the room temperature experiment, the pressure drop which is caused by fluidized bed formation is observed. The high temperature experiment is carried out to seek the optimum operating condition of high heat efficiency at low heat exchanger operation cost. The results of experiment are as following. The pressure drop in the high temperature condition can be predicted from the results of the room temperature experiment. And Nusselt number becomes smaller due to the increased interference between sand particles as Reynolds number increases when the dilute phase fluidized beds are formed in high temperature condition. But heat transfer amount through the total sand surface area become larger due to the large resident amount of sand. Considering the heat transfer amount and the heat exchanger operation cost, perforated plates which have either a 30% or 35% of free area ratio with 15mm of hole diameter are best fitted for our goal of this work. The values of ϕ which is a dimensionless number representing the absorption heat amount per unit sand rate are in the range from 0.4 to 0.5, when Reynolds number of waste gas ranges from 25-30 with these perforated plates.

기 호 설 명

A : 열교환기 유효 단면적 [m^2]
 a : 고체입자의 비표면적 [m^2/Kg]

C : Orifice 계수
 Bi : Biot 수 ($=hr/x_s$)
 c_p : 정압비열 [$J/Kg^{\circ}C$]
 D : 열교환기 직경 [m]
 d_e : 고체입자 직경 [m]
 d_s : 다공판의 구멍직경 [mm]

*연세대학교 대학원

**정회원, 한국동력자원연구소 기기개발연구실

***정회원, 연세대학교 기계공학과

- F_o : Fourier수 ($=\alpha\tau/r^2$)
 g : 중력가속도 ($=9.8\text{m/s}^2$)
 g_c : 중력가속도 상수 ($=9.8\text{Kg m/Kg}_r \text{s}^2$)
 H : 단당 고체입자의 체류량 [Kg/m^2]
 h : 열전달계수 [$\text{J/m}^2\text{s}^\circ\text{C}$]
 k : 열용량올비
 \dot{m} : 질량유량 [Kg/s]
 n : 단수
 Nu : Nusselt수 ($=hd_s/\alpha_g$)
 ΔP_o : 모래에 의한 층 압력손실 [Kg_t/m^2]
 ΔP_o : 다공판에 의한 압력손실 [Kg_t/m^2]
 ΔP_t : 유동층에 의한 압력손실 [Kg_t/m^2]
 Q : 열량 [J/s]
 r : 고체입자 반경 [m]
 Re : Reynolds수 ($=\rho_g v d_s/\mu_g$)
 S : 고체입자 표면적 [m^2]
 t : 온도 [$^\circ\text{C}$]
 Δt_m : 대수평균 온도차 [$^\circ\text{C}$]
 V : 고체입자 체적 [m^3]
 v : 유속 [m/s]
 v_o : 다공판 통과 유속 ($=v/\beta$) [m/s]
 v_t : 고체입자의 종말속도 [m/s]
 W_o : 고체입자의 유량 [$\text{Kg/m}^2\text{s}$]
 Y : 팽창비
- 상첨자**
 α : 열확산도 ($=\alpha_s/\rho_s C_{ps}$)
 β : 기공률
 η_{th} : 열효율
 x : 열전도도 [$\text{J/ms}^\circ\text{C}$]
 μ : 점도 [Kg/ms]
 ρ : 밀도 [Kg/m^3]
 τ : 체류시간 [s]
 ϕ : 단당 고체입자의 단위 유량당 흡수하는 열량

하첨자

- b : 유동층
 g : 가스
 i : 입구
 n : 유동층 단수
 o : 출구
 s : 고체입자

1. 서 론

유동화(Fluidization)란 구멍 뚫린 판(porous plate)이 설치된 수직용기안에 담겨진 일정한 크기를 가진 고체입자들의 층(bed)이 적절한 유속범위 내에서 수직으로 상승하는 유체의 흐름과 만날 때 관측되는 현상이다⁽¹⁾. 매우 낮은 유속에서는 다공판위의 고체입자들은 원래의 정지된 상태로 있게 되고 이들 고체입자 사이로 유체가 올라가게 된다. 이런 상태를 고정상태(fixed state)라고 한다. 유속이 아주 클 때는 다공판위의 모든 고체입자들이 유체의 흐름에 휩쓸려 올라가게 되며 이 상태를 유체전송(hydraulic or pneumatic transport)이라고 한다. 위의 두경우 사이에 있는 적정하고도 실제적인 목적을 얻기에 충분한 유속의 범위에서는 각 고체입자들이 유동내에서 떠올라 움직이게 되나 전체적인 고체입자들은 다공판위에서 일정한 높이의 층을 유지하면서 용기내에 존재하게 되며 이런 상태를 유동화되었다고 한다. 작동유체는 액체-고체, 기체-고체, 액체-고체-고체 등이다. 전술한 유동화의 일반적인 정의는 분말철광석 순환유동층이나 충전탑등과 같이 화학공정에 쓰이는 다공판(perforated plate)의 단수가 하나이고 구멍 직경이 아주 작은 1단 유동층을 위한 개념이다. 그러나 열교환기나 건조기 또는 공기에열기등과 같은 기기의 개발을 위해 유동화의 개념을 도입할 경우에는 1단 유동층으로는 만족할 만한 결과를 얻을 수 없어 구멍크기가 어느 정도 큰 다공판을 여러개 설치한 다단 유동층장치를 고안하게 되었으며 여기에 공기나 폐가스과 같은 고온의 기체가 공급되고 열전달 매개체로서 모래나 알루미나등과 같은 고체 입자가 사용된다. 고체입자를 다단 유동층에서 유동화시킴으로써 가스와 고체입자사이의 열교환을 하는 장치는 약 20여년전부터 몇몇 연구자들에 의해 연구되어 왔으며 대표적인 것으로는 과잉 배출관(overflow pipe)이 있는 다단 유동층장치와 다공판 다단 유동층장치가 있다. 1968년 Toei와 Akao⁽²⁾는 다공판 유동층장치를 연구하였으며 이 장치는 건조기로 개발되었다. 1985년 Flamant와 Gauthier⁽³⁾는 과잉 배출관 유동층장치와 다공판 유동층장치에 대하여 태양광을 이용한 백운석 처리공정에 대한 연구의 한 과제로서 두 장치의 장·단점을 비교하였다. 1988년 Flamant와 Gauthier⁽⁴⁾는 3단과 4단의 다공

판 시스템에 대하여 고체입자의 유동층에서의 체류 시간 분포로부터 가스 및 고체입자 흐름의 비이상적 상태에 관해 연구하였다. 1988년 박영재와 박상일⁽⁶⁾이 모래를 사용하여 dilute phase 유동층을 형성하는 다단 유동층 열교환장치를 연구하였으며, 1990년 박영재와 박상일⁽⁶⁾은 위의 장치를 보완하여 최적의 운전조건을 얻기 위한 pilot-plant 규모의 연구를 하였다.

다단 유동층 열교환기의 장·단점을 살펴보면 다음과 같다. 장점으로는 고체입자가 유동화 됨으로써 액체와 같이 작동이 부드럽고 고체입자의 유량 조절이 용이하며 고체입자가 급격히 혼합되므로 가스와 열평형을 이루기가 쉽다. 또한 가스와 고체입자가 직접 접촉하므로 간접 접촉 방식에서 문제가 되고 있는 전열면의 내열성, 내식성 및 재료의 열전도도의 문제가 없고 열전달율이 높아 열교환기의 크기가 작게되는 잇점이 있다. 그리고 실제 적용할 경우 장점을 생각해 보면⁽⁶⁾ 먼저 일반 열교환기의 열효율은 55% 정도의 수준에 머무르는 것이 보통이나 다단유동층 열교환기는 단수를 10단 이상으로 늘릴 경우 적절한 운전조건하에서 90% 이상의 열효율이 유지될 것으로 기대되며 전열관이 없으므로 청소의 필요성이 없다. 또한 구조가 간단하여 장치비가 적게 들며 열교환기의 크기가 작아 설치면적이 넓지 않아도 된다. 이에 반하여 단점으로는 가스의 유동을 이해하고 해석하기가 곤란하며, 알루미늄이나 유리등의 용해로에 다단 유동층 열교환기를 설치할 경우에는 제품의 비중과 비슷한 비중을 갖는 고체입자를 열전달 매개체로 사용하면 미세한 고체입자가 배기가스와 함께 날려가 제품의 순도를 저하시킬 가능성이 매우 높고 또한 유동화시키기 위한 다공판과 유동층에서의 압력손실이 비교적 커서 송풍기의 가동비가 높아진다.

본 연구에서는 4단 유동층 형식의 가스와 모래의 직접 접촉식 열교환방식을 이용한 열교환기에 대하여 상온과 고온조건에서 실험을 실시하였으며 적은 압력 손실을 유지하면서 높은 전열 효율을 얻고 보다 운전영역이 넓은 다공판의 선정과 최적의 운전조건을 결정하는데 목표를 두었다. 본 연구에서 실험한 4단유동층 열교환기는 압력손실이 큰 유동층(dense phase)을 형성하지 않고 비교적 압력손실이 작은 유동층(dilute phase)을 형성하여 높은 전열효율을 유지하면서 과대한 압력손실을 피할 수 있는 유동화 조건에서 운전되었다. 따라서 완전한

열평형이 이루어지지 않는 유동층에서의 열전달해석방법으로 실험결과로부터 열전달율과 열전달률을 계산하였다. 본 연구에서는 다공판의 단수를 4단으로 하였으며 고체 입자로는 입경이 0.177mm에서 1.41mm까지 변화하며 평균입경이 0.8mm인 모래를 사용하여 이에 대하여 상온실험과 고온실험을 하였다. 상온실험에서는 다공판의 특성인 기공율(다공판 면적에 대한 구멍 총면적의 비)과 구멍의 크기가 유동층의 형성상태와 압력손실의 변화추세에 미치는 영향을 살펴보고 모래유량과 공기유속 등의 적절한 운전범위등에 대하여 알아보았다. 그리고 고온실험에서는 상온실험을 통하여 선정된 다공판을 이용하여 가스의 유속 및 모래의 유량에 따른 압력손실과 열전달율의 변화를 측정하였다. 고온가스의 입구 온도범위는 300°C~400°C로 유지하였고 고온실험의 결과를 상온으로 환산한 계산값과 비교함으로써 공기 유량과 모래유량이 상온실험의 조건과 같을 때 실험온도의 변화가 유동층의 형성상태에 어떤 영향을 주는지 알아보았다.

2. 다단 유동층 열교환기의 이론해석

2.1 다공판과 고체입자에 의한 압력손실 해석

일반적인 유동층에서의 압력손실은 다공판에 의한 압력손실과 형성된 유동층에 존재하는 고체입자들에 의한 압력손실로 나눌 수 있으며 이 두가지의 합으로 나타내어 진다. 즉,

$$\Delta P_t = \Delta P_b + \Delta P_o \quad (1)$$

다공판에 의한 압력손실은 실험장치내에 고체입자가 없는 경우에 유체가 다공판을 통과하면서 생기는 압력손실을 의미한다. 하나의 다공판에서 생기는 ΔP_o 는 Smith⁽⁷⁾에 의하면 orifice계수를 사용함으로써 구할 수 있으며 다음 식으로 나타낼 수 있다.

$$\Delta P_o = \frac{\rho v_o^2 (1 - \beta^2)}{2g_c C^2 Y^2} \quad (2)$$

그러나 여러개의 다공판이 연속적으로 있는 경우에는 각 다공판에서의 유체의 흐름조건이 다르기 때문에 (2)식을 그대로 적용할 수는 없고 직접 실험을 통하여 알아보는 것이 합리적이거나 압력손실의 변화추세는 비슷할 것으로 생각된다.

고체입자의 유동화에 의한 압력손실은 고체입자

의 유동층에서의 체류량으로 나타낼 수 있는데 고체입자 및 유체의 유량이 증가할수록 커지고 기공율이 커질수록 작아진다. 유체유속 및 기공율 그리고 고체유량등과 같은 변수들과 다단 유동층에서의 고체입자에 의한 단당 압력손실과의 관계식은 Toei와 Akao⁽²⁾에 의해 처음으로 다음과 같이 제시되었다.

$$\frac{\left[\frac{\Delta P_m g_c}{\rho_s d_s g}\right]^2}{\cos^2 \varphi} - \frac{29 \left[\frac{v_t - v_o}{u_t}\right]^2}{\sin^2 \varphi} = 8^2 \quad (3)$$

$$\varphi = \left[\frac{30 - N}{60} \right] \pi$$

$$N = 470 \left[\frac{d_s}{D} \right]^{0.6} \left[\frac{W_o}{3600 \beta \rho_s (gD)^{1/2}} \right]^{0.6}$$

여기서 ΔP_m 은 단당 고체입자의 유동화에 의한 압력손실을 나타내며 이 식이 성립되는 범위는 다음과 같다.

$$0.5 \times 10^{-23} m < d_s < 1.4 \times 10^{-3} n$$

$$1.0 < v_o / v_t < 2.0$$

$$d_s / D \beta < 0.18$$

$$\left[\frac{\Delta P_m g_c}{\rho_s d_s g} \right] < 3 - 4$$

그리고 본 연구에서는 고체입자가 모두 휩쓸러 올라갈때의 유속인 종말속도 v_t 를 유동층 형성 현상에 대한 가시화의 곤란과 종말속도 측정실험의 어려움 때문에 직접 측정하지 않았고, Toei와 Akao⁽²⁾의 실험결과로부터 추정하여 평균직경이 0.8mm인 모래의 종말속도를 4.1m/s로 취하였다.

2.2 고체입자에 대한 열전달 해석

각 단의 유동층내에서 고체입자의 온도가 올라가는 것은 고체입자가 일정한 시간동안 균일한 온도 영역에 머무르면서 가열되는 것으로 볼 수도 있다. 유동층내에 있는 고체입자는 대류에 의해 가스로부터 열을 전달받게 되고 열교환기가 작동되는 동안 고체입자와 가스의 열적 성질이 일정하다고 가정하면 간단한 열해석이 가능하다. 다단 유동층에 사용되는 고체입자 자체의 열전도도는 가스의 열전도도에 비해 상당히 높아 Biot수가 0.1보다 훨씬 적으며 따라서 사용되는 고체입자를 내부저항이 없는 고체로 가정할 수 있다. 이 경우의 지배방정식은 다음과 같이 쓸 수 있다⁽⁸⁾.

$$\rho C_p V \frac{dt}{dt} = hS(t_g - t) \quad (4)$$

고체입자를 구형으로 가정하면 이 지배방정식의 해는 다음과 같다.

$$\frac{t_s - t_o}{t_g - t_o} = 1 - \exp(-3Bi \cdot Fo) \\ = 1 - \exp\left(-\frac{3hr}{\rho_s C_{ps} r}\right) \quad (5)$$

여기서 t_o 는 고체입자의 초기온도, 즉 유동층에서의 입구온도이며 Bi는 Biot수이고 Fo는 Fourier수이다. 결과적으로 유동층에서 고체입자의 출구온도를 높여 열효율을 높이기 위해서는 열전달율(h)이 커야하고 고체입자가 유동층내에 머무르는 체류시간(τ)이 길어야 하며 모래입자의 직경($2r$)이 작은 것이 유리하다.

2.3 다단 유동층 열교환기의 성능해석

본 연구에 고려하고 있는 dilute phase 유동층에 대한 열교환기의 성능은 박영재와 박상일⁽⁶⁾이 아래와 같이 해석하였다. 유동층 각 단에서 고체입자와 가스사이의 열평형과 열전달률을 고려하면 다음의 식이 성립한다⁽⁹⁾. 여기에서 열교환기 외벽으로의 전열손실과 복사에 의한 전열은 무시하였다.

$$Q_n = \dot{m} C_{pg} (t_{gi} - t_{go}) = \dot{m}_s C_{ps} (t_{so} - t_{si}) \quad (6)$$

$$Q_n = haHA \Delta t_m \quad (7)$$

여기서 대수 평균 온도차(logarithmic mean temperature difference) Δt_m 은

$$\Delta t_m = \frac{(t_{gi} - t_{so}) - (t_{go} - t_{si})}{\ln \left[\frac{(t_{gi} - t_{so})}{(t_{go} - t_{si})} \right]} \quad (8)$$

이고 (8)식에서 $\Delta t_n = t_{gi} - t_{so}$, $\Delta t_{n-1} = t_{go} - t_{si}$ 라고 하면 식(6)과 식(7)으로부터 아래와 같은 관계식을 유도할 수 있다.

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_{n-1}} = \exp \left[\left\{ \frac{haHA}{\dot{m}_g C_{pg}} \right\} \left\{ 1 - \frac{\dot{m}_g C_{pg}}{\dot{m}_s C_{ps}} \right\} \right] \quad (9)$$

이 식은 각단에 대하여 똑같이 성립하므로

$$\frac{\Delta t_n}{\Delta t_o} = K_g^n \quad (10)$$

여기서

$$K_g = \exp \left[\left\{ \frac{hfCA}{\dot{m}_g C_{pg}} \right\} \left\{ 1 - \frac{\dot{m}_g C_{pg}}{\dot{m}_s C_{ps}} \right\} \right] \quad (11)$$

이다. (10)식을 보면 다단 유동층에서의 입출구 온

도는 열전달율과 가스 및 고체 입자의 유량에 따라 변화하는 것을 볼 수 있으며, 2.2절에서 유도한 (5)식을 인용하여 이들의 관계를 다음과 같이 전개해 보았다.

$$\frac{t_s - t_o}{t_g - t_o} = \theta = 1 - \exp\left(-\frac{3hr}{\rho_s C_{ps} r}\right) \quad (5)$$

여기서 θ 는 유동층에서의 고체입자와 가스사이의 열평형정도를 나타내는 지수이고, $\theta=1$ 인 경우에는 유동층내의 고체입자의 온도와 가스의 출구온도가 같게 되므로 완전한 열평형이 이루어 진다고 볼 수 있으며 $\theta=0$ 인 경우는 전혀 열교환이 없는 상태를 나타낸다. 또한 고체입자의 유동층에서의 체류시간과 비표면적은 다음과 같다.

$$\tau = \frac{HA}{\dot{m}_s}, \quad a = \frac{6}{\rho_s d_s} \quad (12)$$

따라서

$$\theta = 1 - \exp(-\phi) \quad (13)$$

로 나타낼 수 있으며 (13)식에서 ϕ 는

$$\phi = \frac{haHA}{\dot{m}_s C_{ps}} \quad (14)$$

이고 각 단에서의 고체입자의 단위유량당 흡수하는 열량을 나타낸다. (11)식과 (13)식으로 부터 열평형지수는 ϕ 만의 함수로 표현될 수 있으며 열전달율이 클 수록 그리고 모래유량이 적을수록 열평형지수는 1에 가까와 진다. 즉 ϕ 의 값이 커질수록 완전한 열평형에 근접하게 된다. 또한 (11)식은 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$K_g = \exp[-(1-1/k)\phi] \quad (15)$$

여기서

$$k = \frac{\dot{m}_g C_{pg}}{\dot{m}_s C_{ps}} \quad (16)$$

이고 고체입자와 가스의 열용량율비(heat capacity ratio)를 나타낸다. 그리고 (10)식과 (15)식으로부터 다단 유동층 열교환기의 열효율을 유도하면 $k \neq 1$ 인 경우 다음과 같은 식으로 표시할 수 있다.

$$\eta_{th} = \frac{k(K_g^n - 1)}{K_g^n - k} \quad (17)$$

여기서

$$\eta_{th} = \frac{t_{so} - t_{si}}{t_{gi} - t_{si}} \quad (18)$$

이다. 그리고 $k=1$ 인 경우에는 (6)식으로 부터 가스와 고체입자의 입·출구 온도 차가 같게 되므로 대수 평균 온도차를 쓸 수 없으며 다단 유동층 열교환기의 열효율은 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$\eta_{th} = \frac{M}{1+M} \quad (19)$$

여기서

$$M = \frac{\phi \cdot n}{k} = \frac{haHAn}{\dot{m}_g C_{pg}} \quad (20)$$

이다. 따라서 다단 유동층 열교환기의 성능을 지배하는 주요변수는 각 단에서의 모래의 단위유량당 흡수하는 열량을 나타내는 ϕ 값과 모래와 가스의 열용량율비인 k 값 그리고 유동층의 단수인 n 이라고 볼 수 있다. (17)식과 (18)식으로 나타낸 k 값의 변화에 따른 다단유동층 열교환기의 열효율 η_{th} 와 ϕ 와의 관계를 단수가 4단인 경우 Fig. 1에 도시하였다. 그림을 보면 k 값이 일정할 경우 ϕ 값이 0.5이하에서는 열교환기의 열효율은 ϕ 의 변화에 따라 민감하게 변화하나 ϕ 값이 0.5이상에서는 ϕ 의 증감에 따른 열효율의 변화추세는 둔화된다. 본 연구는 박영재와 박상일 (6)의 실험결과를 토대로 $k=1$ 부근에서 실험하였다.

3. 실험장치 및 방법

직접 접촉식 다단 유동층 열교환기에 대한 실험은 상온에서의 유동층형성상태를 알아 보기위한 압력손실 측정실험과 고온에서의 열교환기 성능실험으로 나눌 수 있고 두 경우 모두 같은 실험장치를 사용하여 실험하였다.

다단 유동층 열교환기의 전체적인 실험장치를 Fig. 2에 나타내었고 Fig. 3에 실험 부분인 상단 유동층 열교환기를 나타내었다. 상단 열교환기에는 직경 208mm인 다공판을 200mm간격으로 4개를 설치하였으며 기공율은 25%, 30%, 35%, 40%의 네 가지 경우를 택하였고 각 기공률의 다공판마다 구멍의 지름은 10mm(기공률 40%인 경우는 제외), 15mm, 20mm를 선택하여 다공판의 종류는 총 11가지이다. 하단 열교환기는 직경 300mm이고 높이 1200mm이며 공기에열을 위해 설치되었고, 기공률 40%, 구멍지름 20mm인 다공판을 50mm간격으로 10개 설치하였다. 송풍기는 5마력짜리 원심형을 사

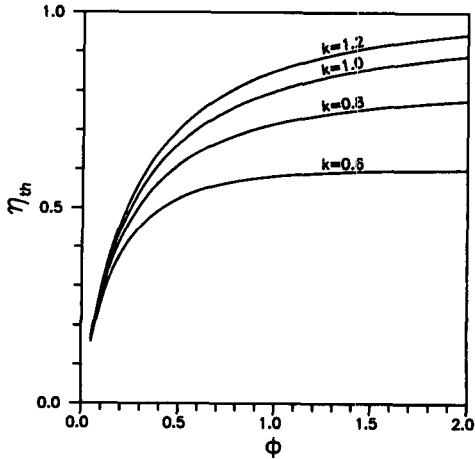


Fig. 1 Variation of theoretical thermal efficiency of a 4-stage fluidized bed heat exchanger with ϕ

1. Upper sand tank
2. Valve
3. Upper heat exchanger
4. Lower heat exchanger
5. Pyrex tube
6. Lower sand tank
7. Bucket elevator
8. By-pass tube
9. Combustion chamber
10. Blower
11. Flow meter

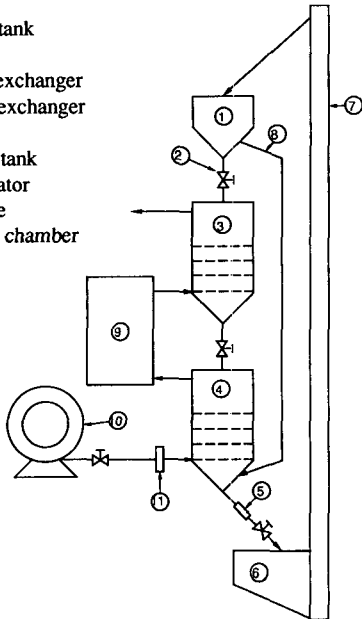


Fig. 2 Schematic diagram of a 4-stage fluidized bed heat exchanger

용하였고 풍압은 600mmAq, 최대 송풍량은 15m³/min이다. 송풍량은 송풍기의 바로 뒤에 설치한 유량조절밸브로 조절하였으며 송풍량의 측정은 Flow Cell사의 모델명이 FLT-100A인 유량계[유량범위 : 160~800m³/hr(상온실험), 80~400m³/hr(고온실험)]로 하였다. 각 위치에서의 온도는 Alumel-Chromel 열전대를 사용해서 Hybrid 기록계(금성, DPR500)와 Data-logger(Fluke, 2280A)를 이용하여 측정하였으며 Hybrid 기록계로 측정한 시간에

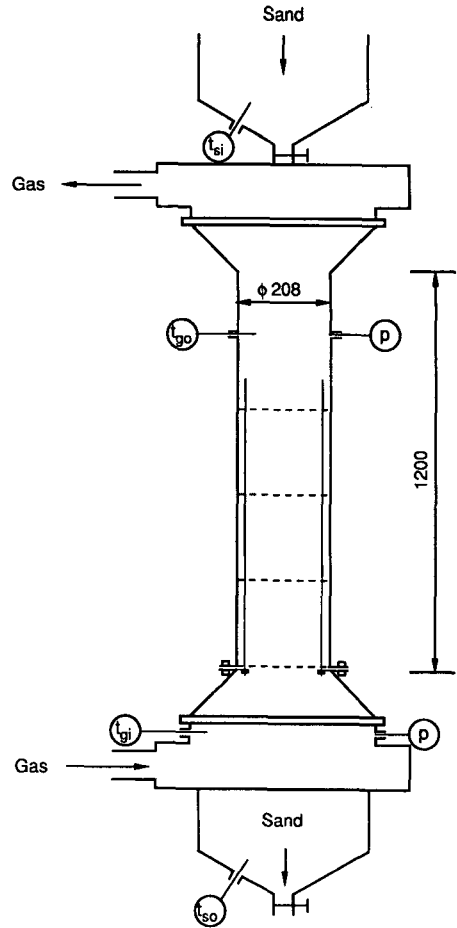


Fig. 3 Schematic diagram of an upper fluidized bed heat exchanger

따른 온도변화로 부터 정상상태에 도달한 것을 확인한 후 측정하였다. 공기의 유속범위는 상온실험시 1.3m/s~3.3m/s이고 고온실험에서는 0.8m/s~2.6m/s정도였으며, 모래의 질량유량은 60g/s를 기준으로 하였고 일부의 실험은 모래와 가스의 열용량비인 k 의 영향을 보기 위하여 30g/s~50g/s와 70g/s~99g/s에서 실시하였다. 모래의 질량 유량은 하단부로 유출되는 모래를 일정시간 동안 받아 그 무게를 측정하여 결정하였다.

4. 결과 및 고찰

4.1 다공판에 의한 압력손실에 관한 고찰

다공판에 의한 압력손실 측정실험은 bucket elevator를 작동하지 않아 모래의 공급이 중단된

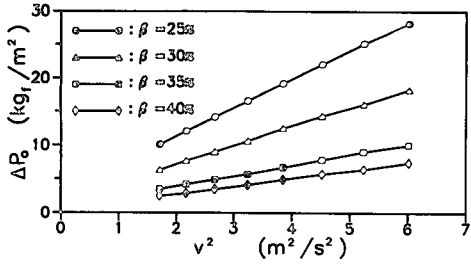


Fig. 4 Variation of pressure drop through perforated plates with square air velocity for $d_h=15\text{mm}$

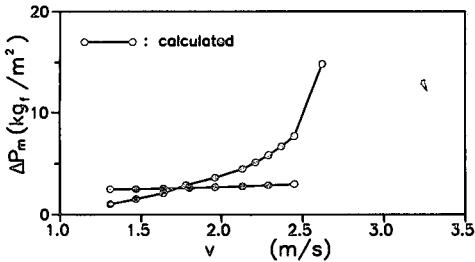


Fig. 5 Variation of pressure drop through a fluidized bed with air velocity for $\beta=30\%$ of $d_h=20\text{mm}$

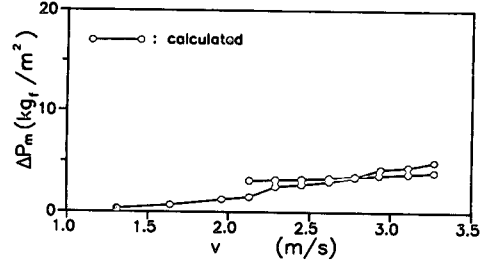


Fig. 6 Variation of pressure drop through a fluidized bed with air velocity for $\beta=35\%$ of $d_h=15\text{mm}$

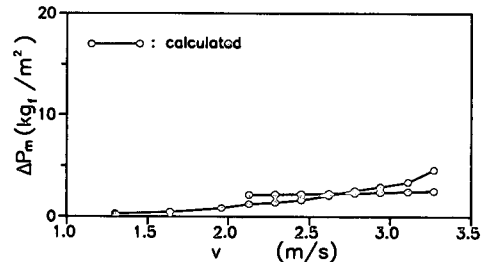


Fig. 7 variation of pressure drop through a fluidized bed with air velocity for $\beta=40\%$ of $d_h=20\text{mm}$

상태에서 공기유량을 20m³/hr씩 증가시키면서 160 m³/hr에서 300m³/hr까지 실시하였으며 11가지 종류의 모든 다공판에 대하여 실험하였다.

Fig. 4에 다공판의 구멍직경이 15mm일 때 기공율의 차이가 압력손실의 증가 추세에 어떤 영향을 주는지 나타내었다. 그림을 보면 2.1절에서 예측한 바와 같이 압력손실은 공기유속의 제곱에 대해서는 거의 직선적으로 변화하고, 같은 공기유속일 경우에는 기공율이 클수록 압력손실이 일정한 크기로 작아지는 것을 뚜렷히 알 수 있다. 또한 구멍직경이 10mm와 20mm인 경우에도 Fig. 4와 경향이 비슷하다.

4.2 모래에 의한 단당 압력손실에 관한 고찰

모래에 의한 압력손실은 일정한 모래유량에서 공기유량을 160m³/hr로부터 300m³/hr~400m³/hr까지 적당한 유량차이로 증가시키면서 측정하였다. 단당 모래의 유동화에 의한 압력손실은 (1)식에 따라 측정된 유동층에 의한 총 압력손실에서 다공판에 의한 압력손실을 뺀 값을 총 단수로 나누어 구했다. Fig. 5~Fig. 7에 기공률30%, 구멍직경 20mm인 다공판과 기공률35%, 구멍직경 15mm인 다공판, 그리고 기공률40%, 구멍직경 20mm인 다공판에 대한 유속의 증가에 따르는 단당 모래에 의한

압력손실의 증가추세를 나타내었다. 또한 Toei와 Akao(2)의 실험식인 (3)식으로부터 계산한 단당 모래에 의한 압력손실과 본 실험의 결과를 비교해보면, (3)식의 조건에 부합하는 기공율과 구멍직경을 가진 7가지의 다공판에 대해서 측정된 모래에 의한 단당 압력손실은 (3)식의 결과와 비슷하게 나타남을 위의 그림을 통하여 알 수 있다. 그리고 다공판의 특성(기공율과 구멍직경)에 따라 측정값과 계산값의 차이가 일정하지 않음은 실험식인 (3)식을 만들기 위해 고려된 조건의 다양성(다공판의 직경, 다공판의 간격, 구멍직경, 구멍배열, 가스유속의 범위, 고체입자의 크기와 유량등)에 기인한다고 생각된다.

4.3 유동층에 의한 총 압력손실에 관한 고찰

(1) 기공률 25%

기공률이 25%인 Fig. 12를 보면 동일한 모래유량과 같은 공기유속일 경우 구멍 직경이 커질수록 압력손실이 작아짐을 알 수 있고, $d_h=15\text{mm}$ 인 경우의 측정치를 보면 예상된 결과이나 같은 유속에서 모래유량을 줄이면 압력손실이 작아진다. 그리고 기공율이 25%인 경우 압력손실의 증가추세를 보면 $d_h=10\text{mm}$ 인 경우 유속 1.46m/s이후에는 적은 유속의 증가에도 압력손실의 급격한 상승이 생

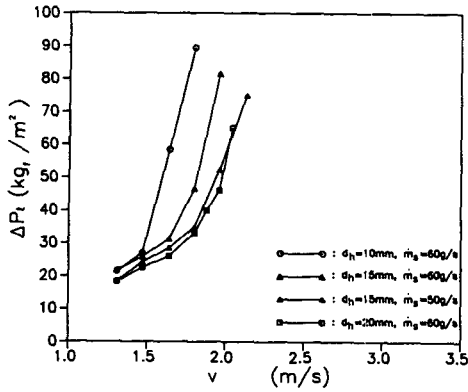


Fig. 8 Variation of total pressure drop through fluidized beds with air velocity for $\beta=25\%$

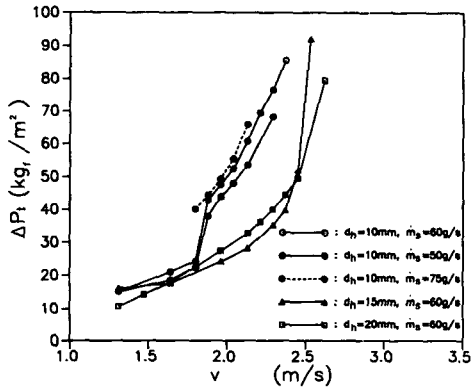


Fig. 9 Variation of total pressure drop through fluidized beds with air velocity for $\beta=30\%$

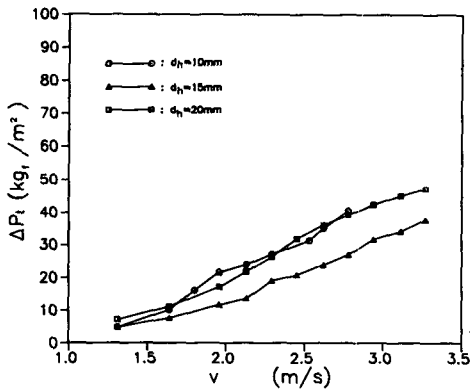


Fig. 10 Variation of total pressure drop through fluidized beds with air velocity for $\beta=35\%$

기고 $d_h=15\text{mm}$ 와 $d_h=20\text{mm}$ 인 경우에는 유속 1.64m/s이후에 압력손실이 급격히 상승한다. 이러한 압력손실의 급격한 변화의 원인을 박영재와 박상일⁽⁶⁾의 실험결과로부터 고찰해 보면 유동층내의

모래의 체류량이 증대하면서 dilute phase유동층에서 dense phase유동층으로의 천이가 일어나고 있다고 생각된다. 따라서 기공률이 25%인 경우에는 원하는 유속구간에서 안정된 dilute phase유동층 영역이 좁아, 즉 다공판위에서 국부적으로 모래의 체류시간이 긴, 따라서 압력손실이 큰 dense phase유동층이 형성되어 본 실험의 목적에 적당하지 않다고 생각되므로 기공률 25%인 다공판은 고온실험에서 제외하였다.

(2) 기공률 30%

Fig. 9에 기공률이 30%인 경우의 압력손실 측정값을 나타내었다. 먼저 $d_h=10\text{mm}$ 일 때의 유속에 따른 압력손실의 변화를 보면 유속 1.8m/s이후 급격히 압력 손실이 증가하고, 유속 1.9m/s~2.05 m/s의 적은 유속범위에서 단당 모래에 의한 압력 손실이 5Kgf/m²~10Kgf/m²인 준안정적인 증가추세를 보이다가 다시 급격한 압력손실의 증가를 보인다. 위의 준안정 구간의 존재는 다른 기공판의 실험결과에서는 볼 수 없는 특이한 결과로 모래유량과 실험장치의 일부분을 바꾸어 실험을 하여도 준안정 구간이 나타났다. 이 구간의 모래에 의한 단당 압력손실의 크기가 본 실험의 목적에는 적합한 것으로 생각되나 안정된 열교환기 작동을 위한 유속구간이 너무 작아 운전조건의 적은 변화에도 압력손실이 급격한 증감이 예상된다.

$d_h=15\text{mm}$ 인 경우를 보면 유속 1.3m/s에서 1.65m/s까지는 단당 모래에 의한 압력손실이 작은 것으로 보아 완전한 dilute phase유동층이 형성되지 않고 모래가 자유낙하하는 형태인 것으로 추측되며 유속 1.65m/s에서 2.3m/s사이에서 안정된 dilute phase유동층이 형성되며 유속 2.3m/s이후에는 dense phase유동층으로의 천이가 시작된다. $d_h=20\text{mm}$ 인 경우에는 $d_h=15\text{mm}$ 인 경우와 압력손실의 증가 추세는 유사하나 모래에 의한 단당 압력손실이 조금 더 크고 dense phase유동층으로의 천이가 2.45m/s이후에서 일어난다.

(3) 기공률 35%

기공률이 35%인 경우에는 Fig. 14에서 알 수 있듯이 압력손실의 증가추세가 전반적으로 가장 안정된 dilute phase유동층이 형성되고 운전가능한 유속구간도 넓다. $d_h=10\text{mm}$ 일 때는 1.9m/s~2.5m/s, $d_h=15\text{mm}$ 는 2.3m/s~3.3m/s, $d_h=20\text{mm}$ 인 경우는 2.5m/s~3.3m/s의 유속범위에서 안정된 dilute phase유동층이 형성된다. 그리고 본 실험의

유속범위에서는 dense phase 유동층으로의 천이구간이 나타나지 않는다.

(4) 기공률 40%

기공률 40%경우의 유속 증가에 따른 압력손실의 증가추세를 Fig.11에 나타내었다. 그림을 보면 유속이 1.9m/s 아래에서는 유동층이 형성되지 않고 모래가 자유낙하하는 형태를 나타내며 그 이후부터 dilute phase 유동층이 형성되며 본 실험의 운전범위내에서는 완만한 압력손실의 증가추세를 나타내고 있으나 전반적으로 단당 압력손실이 작아, 즉 단당 모래의 체류량이 적어 본 실험의 목적에 적당하지 않는 것으로 판단된다.

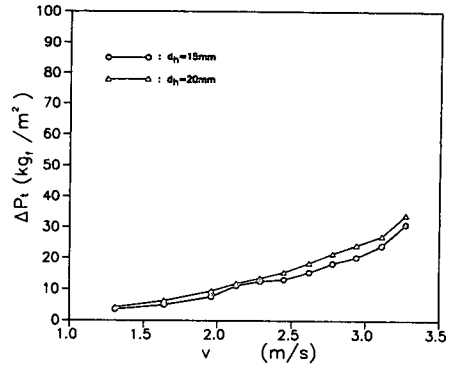


Fig. 11 Variation of total pressure drop through fluidized beds with air velocity $q_p=40\%$

4.4 고온에서의 압력손실 측정값에 대한 고찰

다단 유동층에서의 단당 고체입자의 유동화에 의한 압력손실에 대한 실험식은 Toei와 Akao⁽²⁾에 의하여 (3)식으로 제시되었다. 이 식은 건조기에 대하여 제시된 것이니 실험장치의 구성이 유사하여 유동층의 형성은 비슷할 것으로 생각되므로, 고온 실험에서 측정된 유동화에 의한 총 압력손실의 결과와 이 결과를 상온조건으로 환산하여 (3)식으로부터 계산한 총 압력손실값을 비교하여 Fig. 12에 나타내었다. 그림을 보면 고온실험의 압력손실 측정값과 $v=v(t) \cdot \{\rho(t)/\rho\}^{1/2}$ 의 관계로부터 상온조건으로 환산하여 계산한 압력손실과의 오차범위는 대략 25%정도이나 동층에 대한 실험자체의 오차범위가 크고 4.2절에서 고찰한 바와 같이 측정값과 실험식인 (3)식으로부터 계산한 값과는 유속구간에 따라 일정한 범위 내에서 차이가 나고 있기 때문에 고온실험의 결과로부터 상온조건에 대한 압력손실의 변화추세를 대략적으로 알 수 있다고 생각된다. 이 결과를 역으로 해석하면, 실험결과를 얻기 위해서 많은 어려움이 수반되는 고온조건에서의 압력손실 측정실험을 실시하지 않아도 된다는 것이다. 즉 상온실험의 압력손실 측정결과로부터 고온조건에서의 압력손실을 예측할 수 있다는 것이다.

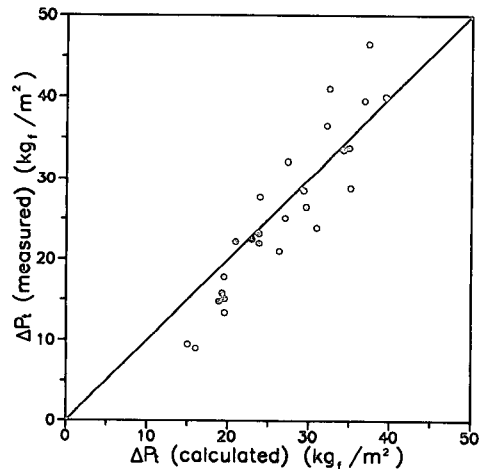


Fig. 12 Comparison of the calculated total pressure drop and measured total pressure drop in high temperature experiment

4.5 열전달 성능에 대한 고찰

(1) Nu수와 Re수와의 관계

다단 유동층 열교환기의 전열성능을 알아보기 위하여 각 기공률에서 열전달율의 가스유속에 대한 변화를 Nu수와 Re수의 관계로 Fig. 13에 나타내었다. 여기에서의 Nu수와 Re수는 유동층내에서의 모래입자를 직경 0.8mm인 구형으로 가정했을 때,

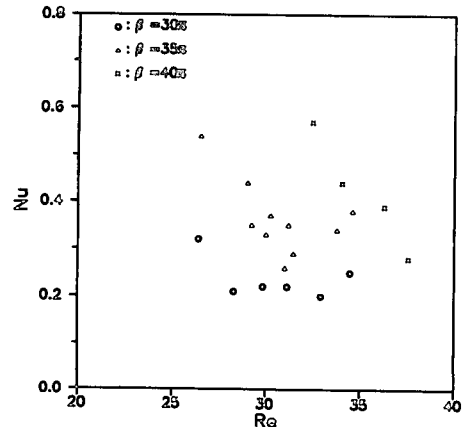


Fig. 13 Variation of Nusselt number with Reynolds number

모래입자에 대한 열전달률과 배기가스의 유속을 나타내는 무차원수이다. Fig. 13을 보면 전반적으로 Nu수가 하나의 고체입자가 무한공간내에서 가열될 경우의 Nu수의 최소값인 2.0보다 상당히 작으며 또한 Re수의 증가에 따라 감소하는 것으로 나타났다. 이것은 본 실험의 4단 유동층에서 가스의 유속 증가에 따라 압력손실이 증가되면서 유동층내에 존재하는 모래의 양이 증가하기 때문이다. 즉 가스의 유속이 적은 영역에서는 모래의 체류량이 적으며 모래입자 사이의 간섭이 적으므로 모래입자가 고온의 가스에 노출될 가능성이 높으며 따라서 열전달률이 커지게 되나 가스유속이 증가하면 압력손실이 커져 유동층내의 모래의 체류량이 늘어나게 되므로 모래입자 사이의 간섭현상이 심해져 전체 모래체류량의 전열면적에 대한 열전달률은 작아지게 된다. 이러한 경향은 다공판의 기공율이 클 때 더욱 심하며 기공율이 30%경우는 Nu수가 다른 경우 보다 작고 Re수에 관계없이 일정한 경향을 보이고 있다.

(2) Re수에 따른 ϕ 값의 변화

유동층 각 단에서의 단위유량당 모래가 흡수하는 열량을 나타내는 ϕ 값의 Re수에 대한 변화를 다공판의 기공율을 기준으로 Fig. 14와 Fig. 15에 나타내었다.

그림을 보면 먼저 알 수 있는 것은 전술한 Nu수와 Re수와의 관계가 반대의 현상을 보이고 있다는 것이다. 즉 Nu수는 Re수의 증가에 따라 감소하는데 ϕ 의 값은 Re수가 증가할 수록 커진다. 이러한 경향은 가스의 유속이 증가함에 따라 압력손실이 커지게 되어, 즉 유동층에서의 모래의 체류량이 늘어나게 되어 모래입자 사이의 간섭현상에 의해 열전달률이 감소함에도 불구하고 실제로 고온의 가스로부터 고체입자 전표면적을 통한 열전달량은 커지기 때문이다. 또한 이 결과는 모래의 유량을 고정시켰을 때의 변화이며 가스유속의 증가에 비례하여 모래의 유량을 증가시킬 경우 열전달량은 더욱 증가할 것으로 예상된다.

기공률과 구멍크기에 대한 ϕ 값의 변화를 보면 기공률 30%와 기공률 35%의 구멍직경 15mm인 경우에 Re 수 25에서 30사이에서 ϕ 값이 대략 0.4~0.5정도로 가장 높게 나타난다. 상온실험의 결과로부터 Re수 25에서 30사이의 위의 두가지 다공판에 대한 압력손실의 증가경향이 안정적이므로 위의 Re수 범위에서 이 두 경우의 다공판이 열

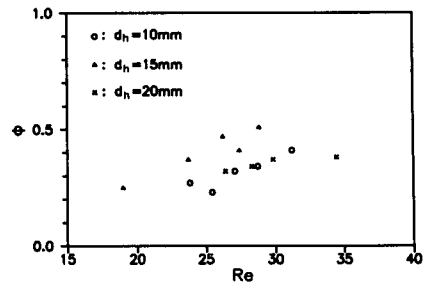


Fig. 14 Variation of ϕ with Reynolds number for $\beta = 30\%$

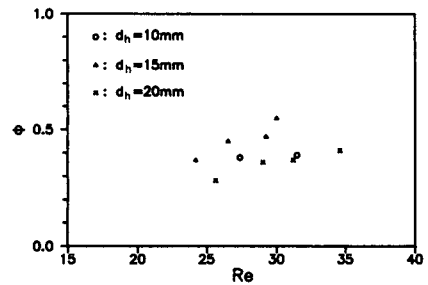


Fig. 15 Variation of ϕ with Reynolds number for $\beta = 35\%$

교환에 가장 적합하다고 판단된다.

5. 결 론

본 연구에서는 모래가 열전달 매개체로 사용되는 직접 접촉식 4단 유동층 열교환기를 대상으로 11가지의 다공판에 대한 상온실험을 통하여 다공판의 기공률과 구멍직경의 변화가 공기유속에 따른 유동층 형성으로 인한 압력손실의 변화추세에 어떤 영향을 주는지 알아 보았고, 7가지 다공판에 대한 고온실험으로부터 다음과 같은 결론을 얻었다.

(1) 고온실험에서 측정된 유동층에 의한 압력손실 값을 상온으로 환산하여 고온실험의 측정값과 비교해 본 결과, 상온실험으로부터 고온조건의 압력손실을 예측할 수 있음을 보였다.

(2) Dilute phase유동층이 형성될 때 Re수가 증가하면, 압력손실의 증가로 인하여 유동층내의 모래의 체류량이 늘어나기 때문에 모래입자 사이의 간섭현상이 커져 모래입자에 대한 Nu수는 감소하나 고온의 가스로부터 모래입자 전표면적을 통한 열전달량은 증가한다.

(3) 최적의 운전조건이 유지되는 다공판은 Re수 25~30구간에서 약 0.4~0.5정도의 ϕ 값을 갖고 안

정된 압력손실 증가추세를 보이는 기공률 30%와 기공률 35%의 구멍직경 15mm인 다공판이라고 판단된다.

참고문헌

- (1) Davidson, J.F. and Clift, R., 1985, "Fluidization," 2nd Ed., Academic Press, London, pp. 1~5.
- (2) Toei, R. and Akao, T., 1968, "Multistage Fluidized Bed apparatus with Perforated Plates," Inst. Chem. Engrs. Symp. Series 30, pp. 34~42.
- (3) Flamant, G. and Gauthier, D., 1985, "Multistage Fluidized Bed Heat Exchanger : Comparison Between the Perforated Plates System and the Overflow Pipe System Up To 500," I.C.H.M. T Sysposium, Dubrovnik, Yougoslavia, Sep.
- (4) Gauthier, D. and Flamant, G., 1988, "Heat Recovery by Perforated Plate Multistaged Fluidized Bed Exchangers", Heat Recovery System & CHP Vol. 8, No. 1, pp. 9~21.
- (5) 박영재, 박상일, 1988, "모래 열교환기의 특성에 관한 연구", 동력자원연구소 보고서 KE-88(B)-3.
- (6) 박영재, 박상일, 1990, "고체입자를 이용한 직접 접촉 열교환기 개발(1)", 동력자원연구소 보고서.
- (7) Smith, P. L. and Winkle, M. V., 1958, "Discharge Coefficients through Perforated Plates at Reynolds Numbers of 400 to 3000," AICHE Journal, Vol. 4, No. 3, p. 266.
- (8) Eckert, E. G. and Drake, R. M., 1972, "Analysis of Heat and Mass Transfer," McGraw-Hill Co., pp. 38~39.
- (9) Incropera, F. P. and DeWitt, D. P., 1985, "Introduction to Heat Transfer," John Wiley and Sons, New York, pp.471~472.