

流動層 熱交換技術과 그 應用

Fluidized Bed Heat Transfer Technology and It's Applications

徐 正 閔*
Jeong Yun Seo

記 號 說 明

A : 面積(m^2)
 A_r : Archimedes 數
 C_p : 比熱($J/Kg \cdot K$)
 d_p : 粒子徑(m)
 d_h : 管徑(m)
 h : 熱傳達係數($W/m^2 \cdot K$)
 L_o : 靜止層높이(m)
 L_f : 流動層높이(m)
 L_h : 分散板에서 傳熱管下端까지의 距離(m)
 L : 加熱面길이(m)
 Nu : Nusselt 數
 K : 熱傳導率($W/m \cdot K$)
 Q : 熱交換量(W)
 Re : Reynold 數
 Pr : Prandtl 數
 T : 溫度(K)
 U_{mf} : 流動化開始速度(m/s)
 p : 피치(mm)
 u : 速度(m/s)
 ΔP : 壓力損失(Pa)
 ϵ : 空隙率
 ρ : 密度(Kg/m^3)
 τ : 時間(s)
 μ : 粘度($Pa \cdot s$)
 S : 平均面積 Stirrling factor

δ : 層두께(mm)
 ϵ_{mf} : 活動化開始의 空隙率

<添 字>

f : 流動層 또는 流體
 s : 固體
 m : 粒子集合體
 w : 壁面
 T : 튜브
 L : 局部
 $F.C$: 強制對流
 i : 入口 또는 瞬間
 g : 氣體
 e : emulsion
 p : 粒子

1. 緒 論

流動層은 固體粒子(粉粒體)를 氣體로 浮어 올려서 浮遊 流動시키는 것이며 이 때 最大 特徵인 粉粒의 流體化와 심한 混合作用을 利用하여 化學工學의 分野에서는 固氣·固體反應操作의 方法으로서 發展해 왔으며 1940年代에 石油의 流動接觸 分解의 應用에 成功한 以來, 開發이 本格化하여 乾燥, 焙燒, 燃燒, 粒子的 分級, 造粒 등 광범위하게 利用되고 있다. 그러나 1960年代가 지나면서 經濟의 急

* 正會員, 仁荷大學校 機械工學科

成長과 石油波動이 契機가 되어 에너지節約이라는 觀點에 따라 流動層의 利用은 그 가치를 다시 인정받게 되었다.^{1),2),3)}

현재는 機械工學의 새 課題라는 認識下에서 研究가 進行되고 있으며, 排熱回收를 위한 利用 등에 시도되고 있다. 流動層은 流動하는 粉粒體에 대한 操作을 目的으로 하는 것이었지만 熱交換器에 있어서는 단지 傳熱促進의 手段으로 粒子를 利用하는 觀點이 다르며, 따라서 지금까지와는 다른 각도에서 研究를 進행해야 하며 아직도 確立되어 있지 않은 分野라고 할 수 있다.

流動層 熱傳達問題는 表 1 과 같이 多樣하다.

表 1 流動層 熱傳達의 各種問題

	系		實 例	特 徵
	I	層·傳熱面間傳熱	鉛直傳熱管	① 觸媒反應器 ② FBC 壁面傳熱
水平傳熱管			① FBC 層內傳熱 ② free board 內傳熱管	
高速流動層內傳熱			① 循環型 FBC	壁面上의 粒子下降流間의 傳熱 負荷變動에 對應한 熱傳達係數의 變化가 必要
II	層·(粒子/物體)間傳熱	① 流動層燃燒燒却 ② pyrolysis ③ 其他固體處理	基本的으로는 層·傳熱面間의 問題와 같다. 粒子 또는 物體의 徑이 層粒子徑에 接近하면 오히려 粒子 가스間 傳熱問題가 된다.	
III	粒子의 混合에 의한 層內 有效熱傳導	① FBC 負荷變動 ② 加壓 FBC ③ 氣相重合	① 負荷變動은 水平方向 粒子의 混合에 의한 「火焰」速度에 依存 ②③에서는 高發熱密度 때문에 hot spot가 形成되기 쉽다.	
IV	[流動層 噴流部/ 噴流層] 傳熱	① 高發熱觸媒反應 ② 灰造粒型 가스化 ③ 流動層 CVD	噴流周圍의 移動層 흐름과 噴流內의 氣流層 흐름에 의해 不均一한 溫度場이 形成되기 쉽다.	
V	粒子·가스間 傳熱	① 가스導入部 ② 發·吸熱 反應 粒子	迅速. 通常의 流動層過程을 律速하는 因子가 되지 않는다. 또 ①은 噴流部 問題로 ②는 層 粒子間 傳熱問題로 귀착된다.	

특히 I의 層-傳熱面間 傳熱은 熱交換型 流動層設計의 核心이 된다. 따라서 流動層 傳熱問題의 特徵은 그 복잡한 混相構造에 있게 된다. 流動化粒子는 어떤 경우에는 流體와 같이 連續體의 性質을 갖는 한편, 粒徑이나 接觸時間에 따라서는 粒子로서의 現象이 支配點이 된다.

또 粒子間을 흐르는 流體의 效果도 壓力, 粒徑 등의 條件에 따라 크게 변한다. 또한 氣泡의 存在, 傳熱面近傍에서의 空間率分布의 特殊性, 傳熱管群의 層內 插入時의 氣泡의 舉動의 變化, 高流速條件下에서의 氣泡의 消滅과 亂流-高速狀態로의 移行, 粒徑分布의 效果 등

다양한 因子가 있다.

觸媒反應器內의 傳熱問題와 比較하여 所定의 蒸氣의 製造를 主目的으로한 보일러用 水平管群에서의 傳熱問題에서는 流動層-傳熱面間 熱傳達係數 h_w 의 推算에 높은 精度가 요구된다. 또 從來의 觸媒粒子보다 큰 B, D 粒子(Geldart⁴⁾의 分類에 따른 것임)의 特性이나 加壓效果가 중요한 研究課題로 되고 있다(그림 2 參照).

本稿에서는 먼저 流動層의 概念을 簡略히 說明하고 熱交換器로의 應用方法과 그의 研究에 대한 例示를 하고, 또 流動層의 새로운 熱交換技術에 관한 展望을 해 보기로 한다. 그리고 流動層에서는 固氣, 固液이 있으며 또 氣體에서도 여러가지 있는데 여기서는 氣體에 국한시켜서 주로 空氣를 中心으로 論하기로 한다.

2. 流動層의 概要

流動層 熱交換器를 論하기에 앞서 流動層의 構造, 特徵, 機構 등의 基本的인 事項에 대해서 記述하기로 한다.

2.1 構造

그림 1은 排熱을 溫水에 交換하는 例를 표시한다. 基本構造는 粉粒體를 均一하게 流動化시키는 分散板과 粒子和 傳熱管, 粒子的 出入用 裝置가 主가 되어 構成된다. 그리고 應用形에는 多段, 氣體의 脈動, 裝置를 振動시키는 것 등이 있다.

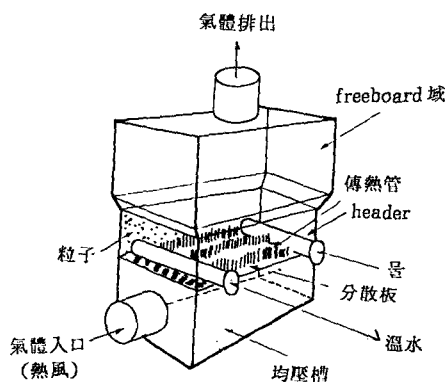


그림 1 流動層熱交換器

氣體는 分散板 앞의 均壓槽에 들어가서 分散板의 구멍을 통하여 위로 噴出하며 粒子를 浮遊 流動시킨다. 또 粒子가 浮遊하는 一定한 空間(free board 域)에서는 反應 또는 熱交換이 이루어진다.

2.2 特徵

流動粒子徑의 크기는 數 μm 에서 數 mm 까지의 範圍에 있으며 種類에도 모래, 石炭, 鑛石 등 다양한 種類가 있다. 特定粉體를 流動化할 때 그 粉體의 固有의 流動化樣相(mode)를 알면 매우 편리하다. 이러한 目的에 따라 Geldart⁴⁾는 粉體의 分類을 위해 그림 2와 같이 境界를 표시했으며 各 Group의 境界의 決定法은 表 2와 같다. 以上은 常壓・常溫의 경우이며 加壓下・高溫下에서의 流動化에는 직접 適用할 수는 없다. 따라서 이에 대한 앞으로의 研究가 기대된다.

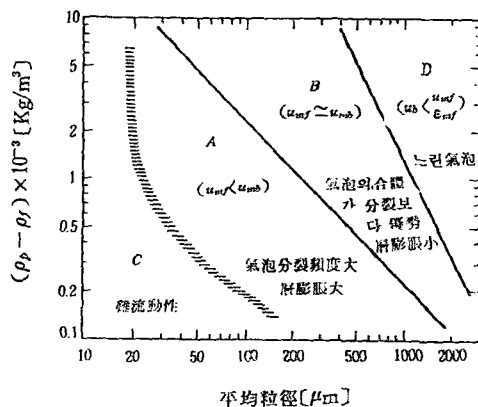


그림 2 流動化特性에 따른 粉體의 分類(常壓, 空氣에 의한 流動化의 경우)

熱交換器에서 應用되는 範圍는 A에서 B 領域인 $\rho_p \sim \rho_f$ 가 작은 範圍(500~1000 부근)가 된다.

流動層의 主要 長短은 다음과 같다.

(長 點)

(1) 粉粒體의 流動化로 流體와 같은 취급을 할 수 있다.

(2) 層內의 氣體, 粒子的 溫度가 같으며 따라서 層內가 거의 均一하게 된다.

(3) 粒子和 氣體와의 接觸이 良好하므로 混合, 擴散이 잘된다.

(4) 層內에 傳熱管 등의 插入이 容易하며 그 表面에서 氣體와의 熱傳達係數가 높다.

(短 點)

(1) 粒子의 均一流動에 어려움이 있으며 摩 耗가 있게 된다.

(2) 粒子의 排出에 있어서 粒子가 갖는 顯 熱損失이 있다.

(3) 粒子處理量이 增加하면 流動化의 送風 動力이 增大한다.

熱交換器의 경우에는 短點으로 지적되는 問題의 解決이 특히 필요하다.

表 2 4 個의 粉體 group과 固有의 流動化 特性

Group	粒徑과 密度	代 表 例	性 質
A	$d_p \leq 40 \mu\text{m}$ $\rho_p < 1400 \text{kg/m}^3$	流動接觸 分解用觸媒 (FCC)	均一相流動化領域이 存在($u_{mb} > u_{mf}$)層膨脹大. 全 氣泡가(u_{mf}/ϵ_{mf}) 보다 빠른 速度로 上昇. 氣泡의 分裂과 合體의 頻度가 큼. 最大氣泡徑이 存在. 小氣泡($< 4 \text{cm}$)의 上昇速度는 氣泡의 直徑과 無關하며 0.3~0.4 m/s 약간의 氣泡가 存在하면 層全體의 大循環이 일어난다. 濃厚相內 가스의 逆流가 存在
B	$40 < d_p < 500 \mu\text{m}$ $1400 < \rho_p < 4000 \text{kg/m}^3$	모 래 glass bead	均一相流動化領域이 存在하지 않음($u_{mb} \cong u_{mf}$) 層膨脹小 大部分의 氣泡가 u_{mf}/ϵ_{mf} 보다 빨리 上昇 氣泡의 分裂보다 合體쪽이 우세 最大氣泡徑의 存在는 분명치 않다. 氣泡徑은($u_o - u_{mf}$)와 層의 높이에 의해서 決定된다. 濃厚相內 가스의 逆流는 적다.
C	$d_p < 20 \mu\text{m}$	Cement	附着性이 크다. 流動化는 困難, Chennelling이 일어나기 쉽다.
D	$500 \mu\text{m} < d_p$	大 粒 子	大半의 氣泡가(u_{mf}/ϵ_{mf}) 보다 늦은 速度로 上昇 濃厚相內 가스의 速度가 크다. 氣泡의 直徑은 Group B의 粒子와 마찬가지로 ($u_o - u_{mf}$)와 層높이의 函數이다. 氣泡는 分散板上 0.05 m 以上 되는 곳에서 發生 噴流層의 形成이 容易 약간의 附着性이 있는 粒子라도 粒子의 慣性力이 크기 때문에 流動化가 可能

2.3 流動層의 機構

粒子가 마치 流體와 같이 流動하여 混合하며 또한 內部에 發生하는 氣泡가 混合을 促進한다는 것이 판명된 후부터는 流動層의 研究

가 급속히 進展하게 되었다. 粒子層을 낮게 하여 壓力損失을 抑制하면 氣泡가 없는 流動層이 되는데 이 層을 從來의 流動層을 氣泡系라고 부르는 것과 구별하여 浮遊系라고 하며 最近 이 系에 대한 研究가 시작되고 있다.

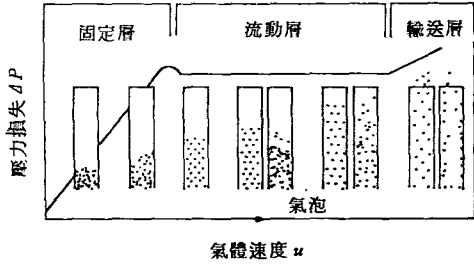
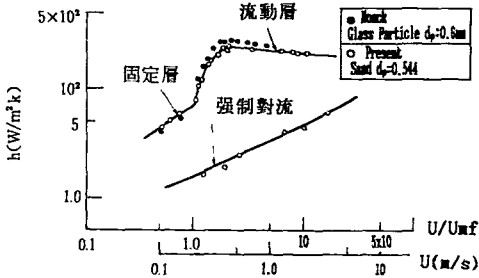
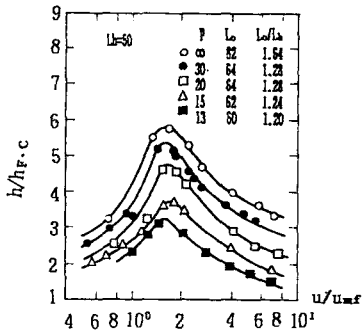


그림 3 壓力損失推移



(a) 氣泡系



(b) 浮遊系(記號그림 10)

그림 4 流動層의 熱傳達推移

氣體의 流速 U 와 壓力損失 및 熱傳達係數와의 關係는 各各 그림 3, 그림 4에서 說明하기로 한다. 그림 3에 의하면 氣體의 流速 U 가 낮으면 粒子는 움직이지 않고 氣體가 粒子 사이를 흐르는 固定層을 形成하며 流速 U 에 對應하여 壓力損失은 변한다. 다시 流速 U 가 增大하면 粒子는 움직이기 시작하여 層全體는 膨脹한다. 작은 氣泡가 發生하기 시작하면서 全體는 浮遊懸濁狀態가 된다. 즉 流動層을 形成하게 된다. 流動層에서는 氣體의 速度가 增

加하여도 壓力損失은 변하지 않는다. 그러나 層의 膨脹은 增大하여 氣泡의 發生도 왕성해진다. 여기서 다시 流速 U 가 커지면 粒子가 날아가는 輸送層이 생기는데 이것은 高氣二相流의 범주에 속하게 된다.

그리고 熱傳達의 關係는 그림 4와 같으며 그림 4(a)⁵⁾의 氣泡系와 그림 4(b)⁶⁾의 浮遊系에서 그 變化의 傾向은 서로 近似함을 알 수 있는데 流速 U 가 增大하면 熱傳達係數는 增加한다. 그리고 固定層에서 流動層이 되어도 그 값은 增加를 계속하여 한곳에서 最大値가 나타나며 以後부터 減少하여 輸送層에서는 強制對流와 同一하게 된다. 流動層에서는 流速 U 와 關係없이 壓力損失은 一定하며 또 熱傳達의 最大値가 나타나는 現象이 特徵인데 이것들은 氣泡, 流動化의 開始速度 및 流動層이 消滅하여 輸送層으로 變하는 速度 등의 考察을 통해서 說明된다.

(1) 氣泡

氣泡가 X線 등으로 詳細하게 觀察되면서 그림 5와 같은 model이 提案되고 있다. 즉 半圓球의 氣泡后流內에 粒子를 끌어들이어 移動混合시키거나, 氣泡內의 循環流가 粒子層內까지 미치는 등의 粒子의 활발한 움직임은 氣泡의 움직임에 기인하는 바가 매우 크다.

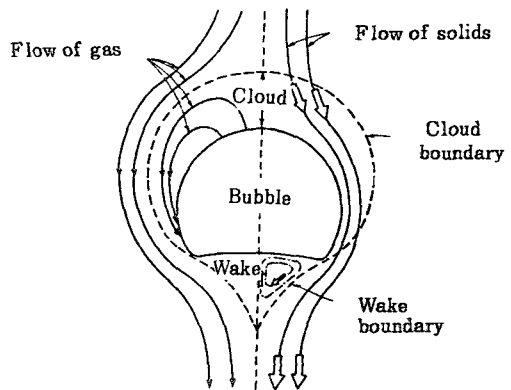


그림 5 氣泡의 움직임

(2) 流動化 開始速度

流動化 開始時는 粒子에 作用하는 流體力(壓力損失)과 무게가 平衡하여 이것이 固定層의 壓力損失과 同一해질 때 시작된다. Wen-

Yu⁷⁾는 平均粒子直徑이 0.05~50 mm의 各種 粒子에 對해서 Reynolds 數로 표시하여 다음 式을 提示하였다. 이 式의 精度는 ± 35 % 以 內이다.

$$Re_{mf} = [(33.7)^2 + 0.0408Ar]^{1/2} - 33.7 \quad (1)$$

여기서 Ar는 Archimedes 數이며

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu_f^2}$$

ρ_f : 氣體의 密度 (Kg/m³)

(3) 流動終末速度

粒子가 靜止流體中에 落下하면 粒子의 沈降 速度가 最終的으로 到達하는 一定速度가 있는 데 流體速度가 이 速度 以上이 되면 粒子는 流體와 同伴하게 된다. 이 速度를 終末速度라 하며 Reynolds 數로 표시하면 다음과 같다.³⁾

$$Re_s = \begin{cases} Ar/18 & (Ar \leq 104) \\ 0.26Ar & (104 < Ar \leq 9.43 \times 10^4) \\ 1.74Ar & (9.43 \times 10^4 < Ar < 3 \times 10^9) \end{cases} \quad (2)$$

그리고 壓力損失이란 粒子의 무게 그 自體 이며 粒子가 있는 한 一定하다. 또 熱傳達은 작은 氣泡의 발생이 활발한 동안 높아지지만 氣泡가 커지면 傳熱面은 氣泡만으로 덮이게 되어 粒子가 減少하게 되므로 低下한다.

2.4 流動層의 異常現象

流動層의 異常現象에 對해서는 다음과 같이 說明된다(그림 6 參照).

(1) slugging : 流動層의 徑에 比해서 固體 粒子의 量이 너무 많은 경우에는 局部的 혹은 斷續的으로 形成된 氣泡가 管斷面積 가득히 擴散하여 粉體層을 塊狀으로 밀어 올려 氣泡의 炸裂, 崩壞에 의해서 層이 落下하는 piston 形態의 往復運動을 反復하게 되는데 이때의 現象을 slugging 이라고 한다. slugging 에 의한 流動層과 傳熱面間의 熱傳達係數는 크게 低下하지 않는다.

(2) channelling : 粒子層의 一部에 不規則한 通路(홈모양의 空隙)가 形成되면 空氣는 均一하게 全體的으로 擴大하지 못하고 이 通路를 지나게 되는데 이와같이 局部的으로 流動하는

現象을 channelling 이라고 하며 流動化의 初期 附近에 가끔 나타난다. 따라서 流動의 活潑性이 떨어지며 壓力損失과 傳熱性能도 떨어진다.

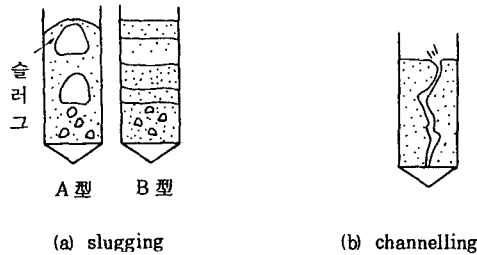


그림 6 流動層內의 異常流動

3. 熱交換器에서의 應用과 研究動向

3.1 熱交換器에 對한 要求事項

대략 다음과 같이 大別된다.

- (a) 高性能
- (b) 小型化
- (c) 輕量
- (d) 動力損失의 極小化
- (e) 耐久性(耐蝕)
- (f) 補修의 容易性

등을 들 수 있다.

특히 (a)~(d)項은 相互關聯性이 있으며 따라서 낮은 壓力損失下에서 性能向上을 도모하는데 거결된다고 할 수 있다. 특히 送風機의 騒音은 風量과 壓力이 自乘에 比例하며 따라서 중요한 評價項目이 된다.

3.2 熱傳達係數

流動層의 熱傳達係數는 다음과 같이 分類하여 考察한다.

(1) 粒子와 氣體의 熱傳達

計測이 어려우며 여러가지 研究가 되고 있지만 定說은 없다. 이에 관한 推算式을 例示하면 다음과 같다.

Ranz-Marshall⁸⁾의 式은

$$Nu_p = 2.0 + 0.6 Pr^{1/3} Re_p^{1/2} \dots \dots \dots (3)$$

Kunii⁹⁾의 式은

$$Nu_p = 0.03 Re_p^{1.3} \dots \dots \dots (4)$$

여기서 Nu_p 는 Re_p^n 와는 $n=0.5 \sim 1.3$ 의 관계가 있음을 알 수 있다.

熱交換器와 直接 關係가 없으므로 詳細한 것은 省略하기로 한다.

(2) 傳熱面과 氣體의 熱傳達(解析)

流動層의 熱傳達을 고려하는데 있어서 매우 重要하다.

① 境膜型 model (그림 7)

壁面附近에 가스境膜 또는 粒子群의 外觀上의 境膜을 고려하여 傳熱速度가 이들 境膜에 의해서 支配된다고 생각한 Wicke¹⁰⁾ 등의 model 인데 初期에 提出되었다.

壁面에서부터 流動層 主流를 향하여 氣體境膜, 粒子境膜, 主流로 나누며 各層의 熱傳達係數를 고려한다. 그런데 이 model 에서는 粒子의 격심한 움직임이 고려되지 않고 있다.

② 粒子 또는 粒子群 更新 model (그림 8 a, b, c)

粒子(群)가 主流의 溫度가 되어 壁面에 移

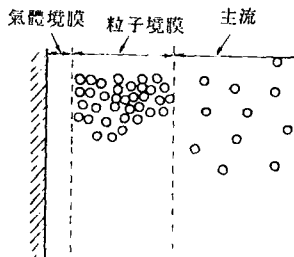


그림 7 境膜모델

動 接觸하여 τ 時間內에 熱을 非定常的으로 傳達한다(그림 8 a). 그리고 粒子更新 model 은 1~數個의 粒子가 壁面에 τ 時間 接觸한 後 流動層 本體中의 粒子와 置換한다는 傳熱機構를 고려한 model 이며 比較적 큰 粒子의 流動層의 傳熱에 適用된다. 한편 粒子群更新 model 및 壁面 境膜抵抗을 고려한 粒子群更新 model 에서는 粒子群으로의 熱의 浸透와 그의 更新에 의한 熱移動에 주목한 model 이며 比較적 작은 粒子의 流動層의 傳熱을 설명하는데 適用된다. Mickleley¹¹⁾ 등은 粒子群의 움직임을 層 model 化하여 slug 流(그림 8 b) 混合流(그림 8 c)로 보고 解析하여 다음과 같은 結果를 얻었다.

Mickleley¹¹⁾ 등은 粒子群의 움직임을 層 model 化하여 slug 流(그림 8 b) 混合流(그림 8 c)로 보고 解析하여 다음과 같은 結果를 얻었다.

(a) 瞬間熱傳達을 熱平衡에서 구하여 局部 瞬間熱傳達係數를

$$h_i = (1/\sqrt{\pi})\sqrt{K_m \cdot \rho_m \cdot C \tau^{-1/2}} \dots\dots\dots (5)$$

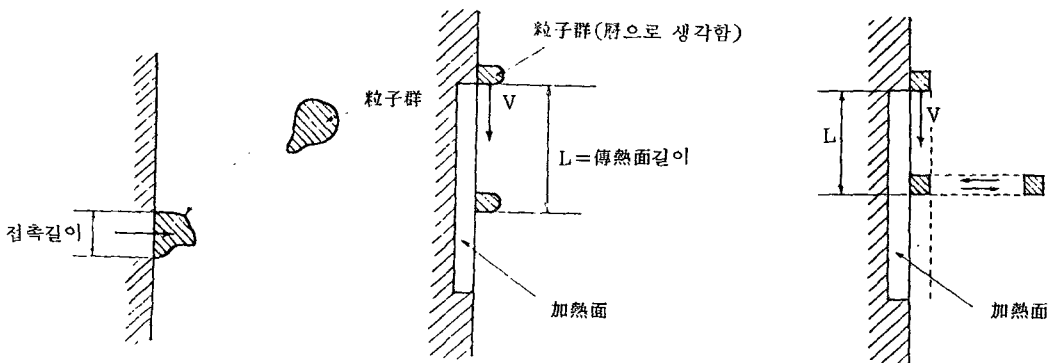
로 表示하고

(b) slug 流에서는 平均 壁 길이에 대해

$$h = (2/\sqrt{\pi})\sqrt{K_m \cdot \rho_m \cdot C (u/L)^{1/2}} \dots\dots (6)$$

(c) 混合流에서는 粒子(群)의 置換度數(Stirring factor)를 S로 하여 局部平均時間에 대해

$$h_L = \sqrt{K_m \cdot \rho_m \cdot C \cdot S} \dots\dots\dots (7)$$



(b) 壁과의 非定常熱傳達

(b) slug 流모델

(c) 混合流

그림 8 粒子(群) 更新모델

로 각각 표시하였다.

③ ①과 ②의 혼합 model의 修正

壁面の 粒子運動의 觀察結果에 의하면 現象은 더 複雜하다고 보고 Kunii⁹⁾ 등은 그림 9와 같은 model을 提案하여 다음과 같이 說明하였다.

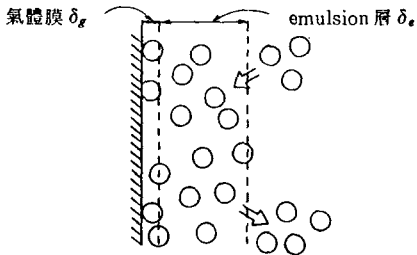


그림 9 混合모델

- (a) 氣體膜 δ_g 가 存在한다. 다만 部分의 氣泡나 粒子와 氣體의 emulsion層에 의해서 두께가 影響을 받는다.
- (b) 壁面과 接觸하여 非定期的으로 熱을 傳達하는 粒子도 있다.
- (c) 壁과 平行하게 移動하는 두께 δ_e 의 emulsion層이 있다.
- (d) emulsion層은 主流로부터 移動해오는 氣泡에 의해서 새 emulsion層으로 置換된다.

Yoshida¹²⁾ 등은 이 概念을 써서 두께가 δ_e 인 emulsion層은 임의롭게 置換하며 또한 壁面에서의 變化는 均一하다고 보고 다음 式을 얻었다.

$$h_c = 2(K_e \cdot \rho_e \cdot C_{ps} / \pi \tau)^{1/2} \quad (\tau \text{가 작을 때}) \quad (8)$$

$$h_c = K_e / \delta_e \quad (\tau \text{가 클 때의 平均}) \quad (9)$$

以上을 綜合하면 粒子群의 更新回數, 壁面에 接觸하는 時間이 問題가 되며 粒子(群)을 運搬하는데 氣泡가 關係된다는 說이 있다. 그런데 氣泡가 發生하지 않는 浮遊系에서는 이 部分을 어떻게 說明할 것인가가 關心거리인데 아직 發表된 것은 없다.

(3) 傳熱面과 氣體의 熱傳達係數(實驗式)

많은 實驗式이 발표되어 있지만 實驗範圍(管徑, pitch, 粒子의 크기, 密度 등)가 좁으며 一般化 된 式은 없는 실정이다.

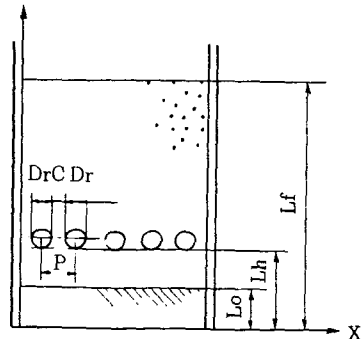
다음에는 몇가지 代表例를 列舉하기로 한다.

① 單一水平管

永橋⁵⁾ 등은 熱交換器에서 비교적 거칠은 粒子(0.4~1.5mm)를 써서 傳熱管徑 0.3~3.5cm에 대해서 調査하였다. hw_{max} 는 粒子徑 dp , 管徑 dh 의 약 -0.3乘에 比例함을 확인하였으며 Vreedenberg의 式도 $dh/dp < 12$ 에서는 誤差가 크다는 것을 밝혔다. 圓管, 非圓管(Lenz形, 橢圓形)에서 局部狀況을 氣泡系, 浮遊系에 대해서 상세히 調査하여 粒子가 停滯하지 않는 形態가 重要하다는 시사를 하고 있다.

② 水平管群

熱交換器의 基本이 되는 그림 10과 같은 1列管群 또는 그림 11과 같은 多列管群에 대해



Lo: 靜止層 높이

그림 10 水平一列管群

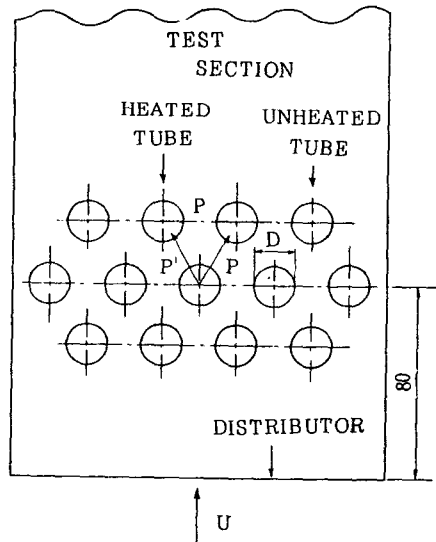


그림 11 加熱·非加熱圓管配列(多列管群)

서 많은 實驗式이 있지만 管徑範圍, 粒子의 種類, 傳熱管의 設置方法 등에 있어서 아직 불충분하므로 이들 式의 使用에 있어서는 유의해야 한다.

各種內插物壁面에서의 內部熱傳達係數의 實驗式 中에서 보통 사용되고 있는 式은 Andeen¹³⁾이 Vreedenberg의 式을 수정하여 $dp < 0.8\text{mm}$ 에서는

$$Nu = 900(1-\epsilon) \left(\frac{u \cdot d_h \cdot \rho_p}{\mu_f} \cdot \frac{\mu_f}{d_p^3 \cdot \rho_p^2 \cdot g} \right)^{0.326} \cdot Pr^{0.3} \dots\dots\dots (10)$$

또 $dp > 0.8\text{mm}$ 에 대해서는 Glicksman¹³⁾의 式을 들 수 있다.

$$Nu = (1 - \epsilon_b)(9.3 + 0.042 Re \cdot Pr) \dots (11)$$

다만 ϵ_b 는 氣泡容積分率이며, 層膨脹의 實驗整理式에서 결정된다.

그림 11과 같이 多列管에서는 關¹⁴⁾ 등은 管群의 最大熱傳達係數에 관한 實驗式을 다음式과 같이 제시하였다.

$$4.4 < [(p - d_h)/dp] < 100 : \\ Nu_{max} = 3.31 \times 10^{-1} Ar^{0.23} (dp/d_h)^{-0.93} \\ \{ (p - d_h)/dp \}^{0.15} \dots\dots\dots (12)$$

$$[(p - d_h)/dp] < 100 \text{ 및 單管} : \\ Nu_{max} = 6.63 \times 10 Ar^{0.23} (dp/d_h)^{-0.93} \dots\dots (13)$$

다만 $1.0 \times 10^2 \leq Ar \leq 9.9 \times 10^4$, $4 \times 10^{-3} \leq dp/d_h \leq 1.2 \times 10^{-1}$ 이며 流體는 空氣이므로 Pr-andtl 數는 除外하였다.

以上은 傳熱管의 粒子層에 埋沒된 氣泡系에 관한 것이며 그림 10과 같이 停止粒子層의 높이 L_0 內에 管子 埋沒되지 않은 浮遊系에 대해서는 아직 정리된 式이 없다.

③ fin이 붙은 管群과 fin pitch의 影響
流動層內에서의 fin이 붙은 傳熱管에 대해서는 그 研究例가 비교적 적다. Bartel¹⁵⁾ 등은 helical fin이 붙은 水平管群에 대해서(그림 12 參照)

$$Nu = \frac{7.34 \left[1 - \frac{0.027 + 4.3l_f^{1.5}}{l_p^{(1.12+3.2l_f^{0.6})}} \right]}{1 + \left[\frac{0.00102 + 0.0047l_f^{0.8}}{Re_p^{(0.33+0.4l_f^{0.33})}} \cdot dp^{(1.23-0.57l_f^{0.23})} \right]^{0.8}} \dots\dots (14)$$

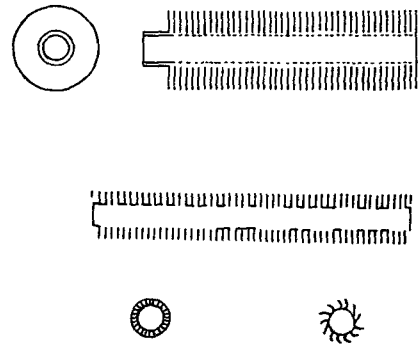
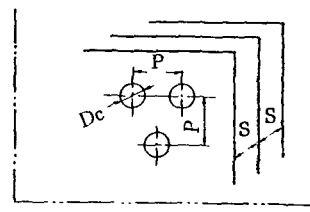


그림 12 헬리컬 환

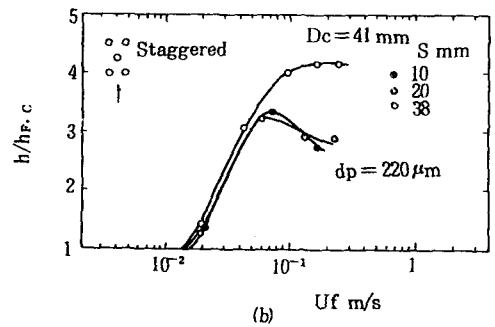
여기서 l_f = fin의 높이
 l_p = fin의 pitch

와 같은 複雜한 實驗式을 제시하였다. 이밖에 약간의 式이 있지만 實驗諸元에 따라 이들의 式의 값은 $\pm 15\%$ 程度의 精度를 갖는다.

Priebe¹⁶⁾, 平田¹⁷⁾ 등은 fin pitch의 影響에 대해서 다음과 같이 설명하였다. 즉 fin은 粒子의 管軸方向의 움직임을 抑制하며 따라서 熱傳達係數가 低下한다고 하였으며 Priebe는 fin pitch S가 粒徑 dp의 10배 以內가 되면 급격히 떨어진다고 하였다. 平田 등은 그림 13(a)와 같은 plate fin & tube에서는 $S/dp = 100$ 以上이 되게 할 필요가 있다고 하였다.



(a)



(b)

그림 13 환 튜브

熊田¹⁸⁾ 등은 그림 14(a)와 같은 直四角形管에 대한 實驗에서 C/d_p 가 5 정도에서부터 熱傳達이 저하하며(그림 14(b) 參照) Priebe의 helical fin의 경우와 같은 結果를 얻고 있다.

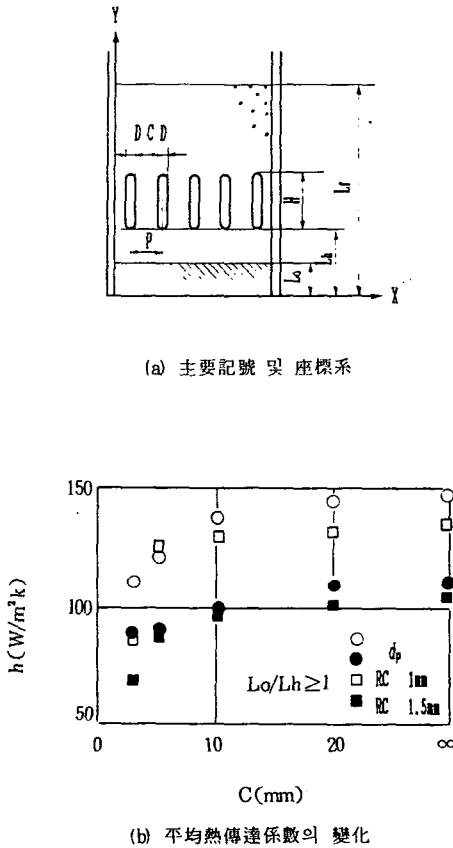


그림 14 直四角形管群(pitch의 影響)

3.3 壓力損失

流動層에서는 流動化가 계속되는 한 壓力損失은 U와 關係없이 一定하며 거의 粒子의 무게에 의해서 決定된다. 따라서 低壓損失化는 粒子의 低密度化와 停止層의 높이 L_o 를 낮게 함으로서 가능하다.

·流動層熱交換器에서는 粒子의 크기는 傳熱促進에 필요한 最小限의 크기가 좋다. 즉 靜止層의 높이는 그림 15에서와 같이 $L_o/L_h \approx 1$ 이면 熱傳達이 충분함을 熊田⁶⁾ 등은 提示하였으며, 그림 16은 空氣動力 $E_{std} = u\Delta P$ 와 標準熱傳達係數 h_{std} 에 관해서 整理한 것인데

壓力損失 ΔP 는 L_o 에 比例하여 변하므로 그 效果는 크다. 相原¹⁹⁾ 등은 이것을 거듭 檢討하여 熱交換器의 크기와 연관시켰다.

($h_{std} = (NQ'/A)/\Delta T$ 이며, N : 傳熱管數, Q' : 傳熱管 1個當 傳熱率(W)이다).

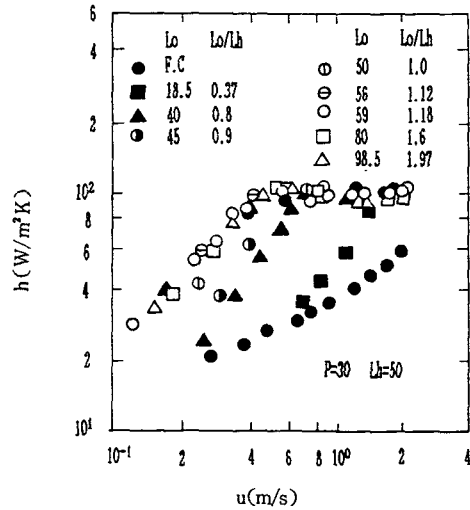


그림 15 靜止層높이의 影響

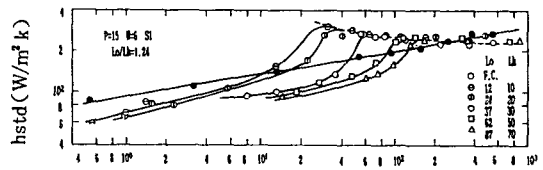


그림 16 空氣動力과 熱交換能力

送風動力 parameter를 ζ 로 表示하여 다음 式으로 表示하였다.

$$\zeta = P(T_w - T_i)/Q = \Delta P \cdot u_f / h_{fi} \dots \dots \dots (15)$$

여기서 P 는 動力(W)이다. 熱交換器의 正面面積을 A_f 로 할 때 熱傳達은

$$A_f = Q/h_{fi} \cdot (T_w - T_i) \dots \dots \dots (16)$$

$$\zeta \approx h_{fi} = A_f (T_w - T_i)/Q$$

이것들을 圖示하면 그림 17과 같으며 ζ 에 의해서 流動層의 크기가 여러가지로 변한다. 그래서 流速이 낮고 ζ 가 작을 때에는 $Kum-$

ada^{5),6)} 등의 流動層의 경우 A_f 를 작게 할 수 있지만 ζ 가 클 때는 相原¹⁶⁾의 流動層熱交換器의 경우가 約 1/2의 正面面積으로 設計條件을 만족할 수 있다. 결국 ζ , A_f 를 더 減少시킬 수 있는 可能性을 시사하고 있다.

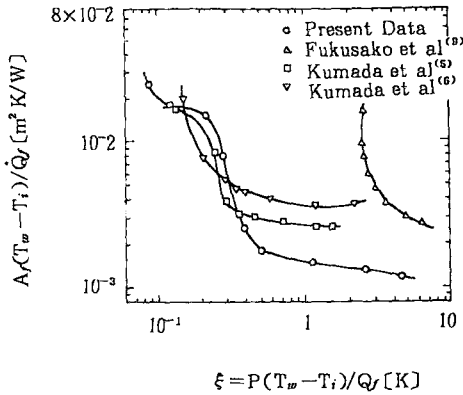


그림 17 各種流動層熱交換器特性

4. 粒子的 種類와 影響

粒子的 徑, 密度 등에서는 徑의 影響이 크다.

永橋⁵⁾에 의하면 徑의 效果는 그림 18과 같으며 여기서 徑이 작을것이 良好하다는 것을 알 수 있으며 $0.414 \leq dp \leq 1.45 \text{ mm}$ 에서는 h_{max} 는 $dp^{-0.3}$ 에 比例함을 알 수 있다.

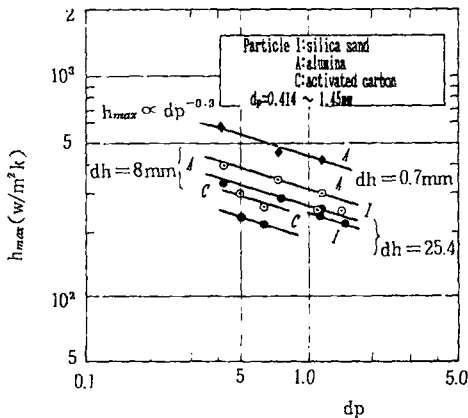


그림 18 粒子徑의 影響

5. 가스分散板(多孔板式)

流動層의 水平方向의 h 의 分布를 斷面積에 대한 平均 값을 \bar{h} 로 표시하고 u/u_{mf} 를 橫軸에 취하여 가스分散用 多孔板의 開口比(層의 全斷面積에 대한 分散板의 開口部의 面積의 比) R_A 에 의한 影響을 조사해보면 그림 19와 같다. u/u_{mf} 의 값이 增大하면 開口比 R_A 의 影響은 거의 찾아볼 수 없지만 流速이 낮아지면 \bar{h} 는 低下하며, 특히 開口比 R_A 가 큰 경우일수록 \bar{h} 는 현저하게 떨어진다.

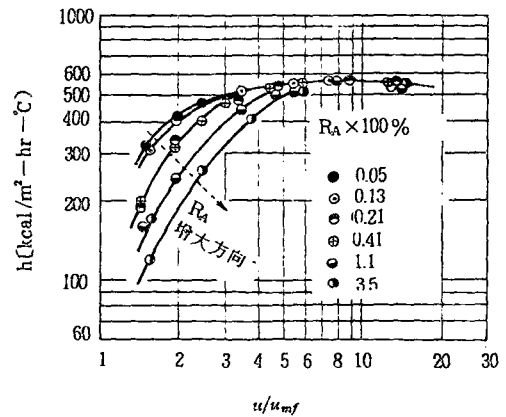


그림 19 가스分散板의 開口比 R_A 의 影響

이와 같은 傾向은 傳熱問題 뿐만아니라 化學反應이나 物質移動의 경우에도 마찬가지로 가스分散板의 構造에 따라 가스의 反應率 등이 상당한 影響을 받는 경우가 많다. 이 그림에서는 開口比 R_A 가 작을수록 熱傳達係數 h 가 增大하고 있으며 가스分散板은 一般的으로 어느 정도의 流通抵抗 ΔP_i 가 있는것이 良好하다고 한다.

그러나 이것도 程度問題이며 裝置構造나 操作條件에 따라서도 變化한다. 그리고 주어진 u/u_{mf} 에 대해서 粉體層에서의 壓力降下 $\Delta P_f = L_f P_s (1-\epsilon)$ 와 가스分散板의 流通抵抗 ΔP_i 와의 사이에는 最適比($\Delta P_f / \Delta P_i$)가 存在한다.

3. 結 論

流動層은 새로운 熱交換技術로서 綜合해 볼 때 粒子的 流動을 더욱 活性化하여 보다 높은

熱傳達係數를 얻는다는 方向에서 앞으로 研究開發을 하면 發展할 것이다. 流動空間이 필요하므로 小型化가 어렵지만 傳熱管 pitch의 稠密化 등을 함으로써 解決의 길은 열릴 것이다. 또 粒子의 流動에 의한 管의 洗滌作用으로 附着된 서리(霜)를 落下시키는데 使用하는 등 그 用途도 여러가지로 생각할 수 있다.

參 考 文 獻

1. Richardoson, Fludization, Academic Press, New York, 1971.
2. 白井, 流動層, 科學技術社, 1958.
3. 鞭, 流動層의反應工學, 倍風館, 1984.
4. Geldart, Powder Tech., 7, 285, 1973.
5. 永橋·平山, 日械論(B), 49, 446(昭58) 2163.
6. 熊田 外 3名, 日械論(B), 53, 487 (昭62), 1024.
7. Wen, C. Y., Y. H. Yu, AIChE J., 12, 610, 1966.
8. Ranz, W. E., W. R. Marshall, Jr., Chem. Eng. Progr., 48, 141, 173, 1952.
9. Kunii, D. O., Levenspiel, "Fludization Engineering", p.217, John Wiley, 1969.
10. Wicke E., F. Fetting, Chem. Eng. Tech., 26, 301, 1954.
11. Mickley, AIChE J., 374, 1955.
12. Yoshida, Int. J. Heat & Mass Transfer., 12, 529, 1969.
13. Andeen, Glicksman, ASME-AIChE Heat Trans. Conf., 1976, Paper 76 HT67
14. 福迫, 關, 日機論(B) 51, 470 (昭60), 889.
15. Bartel, Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 69, No. 128, 85, 1973.
16. Priebe, Ph. D Thesis, Montana State Univ. Bozeman, 1975.
17. 平田, 第18回 傳熱シンポジウム, 1981-6.
18. 熊田外 3名, 日械論(B), 53, 487 (昭62), 1032.
19. 相原, 第24回 傳熱シンポジウム(1987-6).