

Flat Blade 형 Stirred Bed 反應器의 動特性

朴明惠·李昌雨·李哲洙*

韓國核燃料公團

(접수 1980. 3. 12)

Dynamics of Flat Blade Stirred Bed Reactors

Myung Hae Park, Chang Woo Lee, and Chul Soo Lee*

*Korea Nuclear Fuel Corporation,
Daejon 300, Korea*

(Received March 12, 1980)

要 約

Flat Blade Stirred Bed 反應器의 動特性을 實驗적으로 研究하였다. Pulse 응답법에 의하여 平均移動速度와 分散係數를 決定하고 Blade 의 回轉數(RPM), 反應器의 傾斜度(θ), 注入流量(FR), 空氣流速(U_a)과 같은 變數로 相關關係를 求하였다. Dispersion 모델이 成立함을 確認하였으며, 單一 매개변수 $D \cdot \delta$ 를 使用하여 移動速度와 分散係數를 相關關係式으로 잘 표시할 수 있었다.

Abstract

Dynamics of flat blade stirred bed reactors was studied. The average axial velocity and the axial dispersion coefficient were obtained by the pulse response technique and were correlated using such variables as rotating speed of blade(RPM), slope of reactor(θ), feed rate(FR), air velocity(U_a) and the reactor diameter(D). The dispersion model was found satisfactory and a single parameter $D \cdot \delta$ was found to play an important role for the correlations.

* 現 高麗大學校 化工科

1. 序 論

氣固系 反應裝置의 하나로 여러 形態의 Stirred Bed 反應器가 使用되어 왔으며, 이미 이들 反應器 中 Screw Flight 型에 關한 使用例¹⁾와 製造反應의 解析이^{2,3)} 나와 있다. 한편 Flat Blade 型은 工業적으로 使用되고 있으나 그 特性에 關한 研究結果는 發表된 바가 없었다.

본 研究에서는 反應이 일어나지 않는 系를 擇하여 Flat Blade 型 Stirred Bed 反應器의 動特性을 살펴 보고자 하였으며, 이 結果는 反應速度式과 함께 反應이 일어나는 系의 解析에 應用될 수 있다.

2. 理論의 考察

Dispersion 모델의 解는 이미 잘 알려져 있으며,⁴⁾ Pulse 응답법에 의한 實驗値로 부터 구한 Moment 해석에 의하여 分散係數 D_z 를 計算할 수 있다. closed-closed 系에서는 다음과 같은 式을 使用할 수 있고,

$$\sigma_0^2 = \frac{2}{Pe^2} (Pe - 1 + e^{-Pe}) \quad (1)$$

여기에서

$$\sigma_0^2 = \frac{1}{\bar{t}^2} \frac{\sum (t_i - \bar{t})^2 c_i \Delta t_i}{\sum c_i \Delta t_i} \quad (2)$$

$$\bar{t} = \frac{\sum t_i c_i \Delta t_i}{\sum c_i \Delta t_i} \quad (3)$$

c_i 는 時間 t_i 에서의 出口濃度이고 Pe 는 $U_z L / D_z$ 이며 L 은 特性길이, U_z 는 軸方向의 平均移動速度를 表示한다.

Pe 값이 100 以上이 될 程度로 分散의 影響이 작을 때에는 다음과 같은 近似解가 잘 맞는 것으로 알려져 있으며²⁾, Fig. 2의 計算値는 近似式을 使用하여 計算하였다.

$$C_N = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Pe}{\pi}} \frac{e^{-Pe(1-\sqrt{\theta})^2}}{\theta^{3/4}} \quad (4)$$

여기에서 C_N 은 $C/\int_0^\infty c dt$ 를 θ 는 t/\bar{t} 을 표시한다. (2)식을 使用하여 σ_0^2 를 計算하는 過程에서 出口濃度曲線의 後尾部는 Edward와 Richard-

son에 의한 Exponential Decay 法으로⁶⁾ 處理할 수 있다.

한편 U_z 의 相關關係를 알기 위하여 다음과 같이 생각하자. Hold-up이 一定할 때 各 粒子는 Blade에 依하여 올려져서 수직으로 떨어진다고 볼 수 있으며, 이때 U_z 는 $D \tan \theta$ 와 RPM (回轉數)에 比例하게 된다. D 는 反應器 直徑을 θ 는 傾斜度를 意味한다.

$$U_z \propto D (\tan \theta - \alpha U_a) (RPM) \quad (5)$$

위의 式에서 空氣가 粒子들의 移動方向과 반대 方向으로 流速 U_a 로 흐른다고 할 때 空氣의 影響을 나타내는 項 αU_a 를 고려하였으며 α 는 常數이다.

또한 粒子群에 對하여 平均체재시간은 길이를 U_z 로 나눈 값이고 同時에 Hold-up을 注入流量으로 나눈 값이므로

$$U_z \propto \frac{(FR)}{(HU)} \quad (6)$$

여기에서 FR 은 注入流量, HU 는 Hold-up을 表示한다. 注入流量과 Hold-up間에는 어떤 相關關係가 예상되며 $(FR)^{1-\alpha} = (HU)$ 를 假定하고 (5)와 (6)식을 함께 表示하면

$$U_z \propto D (\tan \theta - \alpha U_a) (RPM) (FR)^\alpha \quad (7)$$

(7)식은 Flat Blade 型 Stirred Bed 反應器의 運轉條件(θ , U_a , RPM, FR)과 裝置直徑(D)의 變化에 따른 U_z 의 變化를 간략한 모델에서 설명해주고 있다.

分散係數 D_z 는 Taylor 型의 分散을 假定한다면 U_z 와 關係가 있을 것이고 따라서 $D(\tan \theta - \alpha U_a) (RPM) (FR)^\alpha$ 와 같은 因子로 說明될 수 있을 것이다.

3. 實 驗

實驗에 使用된 Flat Blade 型 Stirred Bed 반응기를 Fig. 1에 圖示하였다. 裝置는 兩端의 상대적인 높이를 調節하여 傾斜度를 調節할 수 있도록 製作하였으며, 材質은 주로 아크릴 수지를 使用하였다. Table 1에 使用된 4개의 장치에 대하여 諸元 材質 및 운전조건을 정리하여 표시하였다. 變速 Motor를 使用하여 Blade의 回

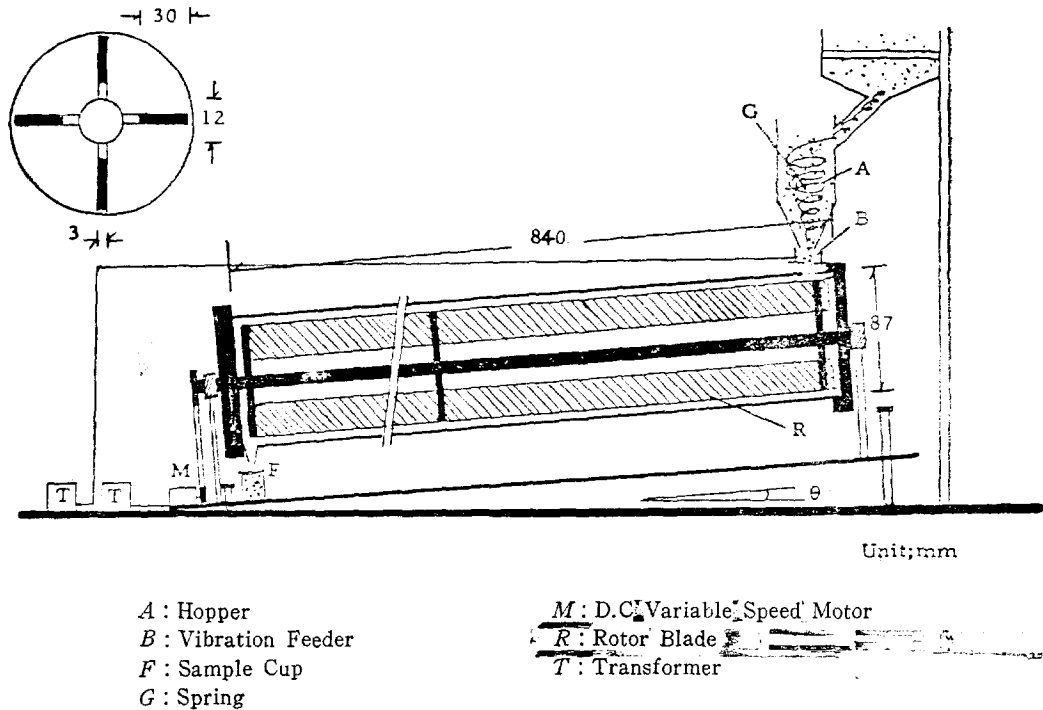


Fig. 1. Experimental Apparatus

轉數를 調節하였고, Blade 는 壁과의 間격을 調節할 수 있도록 注入하였다. 試料物質은 Vibration Feeder 로 注入하였다.

試料物質은 Alumina 粉末이었으며 Sieve Analysis 를 하여 270~325 Mesh 分을 使用하였다. Bulk Density 는 0.75 g/cm^3 정도이었고 使用前 3 시간 동안 200°C 에서 乾燥하여 使用하였다. Tracer 物質로는 Acetone 에 Dupont Red Oil 을 용해시켜 着色시킨 Alumina 粉末을 使用하였으며 이를 乾燥後 1 회에 2~3 g 정도를 使用하였다.

一定한 注入流量, 傾斜度 및 回轉速度에서 Tracer 物質을 包含하지 않는 Alumina 粉末을 通過시키며 정상상태에 도달하기를 기다린 후에 Tracer 物質을 한번에 Pulse 형으로 注入한 후 反應器 出口에서 20 초 내지 1 분 間격으로 試料를 채취하여 이를 분석, 과도응답을 측정하였다.

각 시간 間격으로 채취된 시료를 주의하여 混合한 후 一定量을 다시 채취하고 이를 Acetone

에 녹여 Dupont Red Oil 을 추출한 다음 Spectrophotometer 를 使用하여 赤色染料의 量을 測定하였다. Tracer 量은 既知量을 測定하여 얻은 Calibration Curve 에 의하여 決定하였다.

다른 裝置에서는 Slurry Feeding 을 하였으며 이때는 Vibration Feeder 대신 혼합조와 Peristaltic Pump 를 使用하였고 Slurry 의 乾燥實驗의 一部로 動特性을 研究하였다.

4. 結果 및 檢討

먼저 Dispersion 모델의 使用可能性을 검토하기 위하여 (1)식에서 求한 D_z 값과 측정된 U_z 를 使用하여 (4)식에 의한 出口濃度變化曲線의 計算值를 求하고 이를 測定値와 대비하여 Fig. 2 에 圖示하였다. 예상되는 바와 같이 Dispersion 모델이 適用됨을 確認할 수 있었다. 出口濃度變化曲線의 後尾部는 實驗値대로 처리하거나 Exponential Decay 法을⁶⁾ 使用하거나 비슷한 값을

Table 1. Summary of Equipments used and the operating conditions

No.	Shell			Blade		Slope	RPM	Air Velocity (cm/min)	Remark
	Length (mm)	Diameter (mm)	Material	Width (mm)	Material				
I	840	87	Acryl	30	Acryl	1.5~3.5°	3~20	0	Dry Powder Feeding
II	780	50	Acryl	12	Acryl	1.5~5.5°	3~20	0	"
III	780	46	Glass	9	Stainless Steel	3°	10~100	0~150	Slurry Feeding
IV	1270	53	Stainless Steel	13	Stainless Steel	1.5°	20~80	0	Dry Powder Feeding

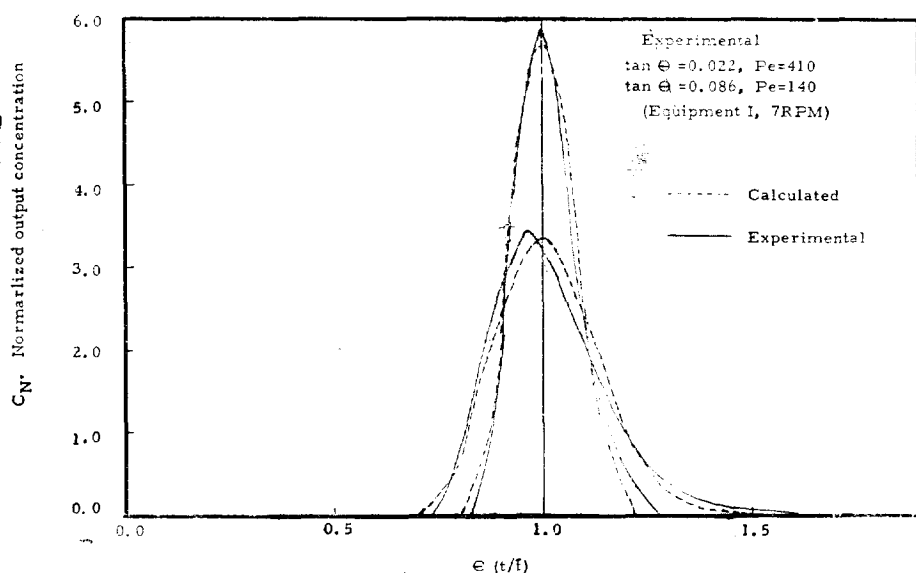


Fig. 2. RTD Curves for Stirred Bed Reactor

나타나었다.

다음은 (7)식을 유도하기 위하여 세운 (FR)과 (HU)의 상관관계에 대한 假定을 檢討하기 위하여 Fig. 3에 이들 관계를 圖示하였다. 같이 表示된 直線은 기울기 1/2의 直線이며 (7)식의 α 값은 1/2이 됨을 알 수 있다.

이제 (7)식을 다시 쓰면

$$U_z \propto D \cdot \delta \quad (8)$$

$$\delta = (\tan \theta - \alpha U_z) (RPM) (FR)^{1/2} \quad (9)$$

이 식에서 α 값은 Alumina 粒子 325 Mesh 基準으로 計算하면 10^{-5}sec/cm 정도가 되어 實驗법

위에서 αU_z 값은 $\tan \theta$ 에 比하여 충분히 작으므로 無視할 수 있다고 볼 수 있으나 형태상으로는 (9)식을 그대로 使用하였다.

U_z 를 $D \cdot \delta$ 의 函數로 表示한 Fig. 4의 結果는 (8)식에서와 같이 두 값사이에 比例관계가 있다는 것을 나타내지는 않으나 여러 操業 조건과 서로 다른 장치에 대하여 指數型으로 잘 表示됨을 알 수 있다. Fig. 4에 表示된 直線은 다음 式으로 나타낼 수 있으며

$$U_z = A(D \cdot \delta)^B \quad (10)$$

여기에서 $A=1.05$, $B=0.62$ 이고 이때 U_z 는

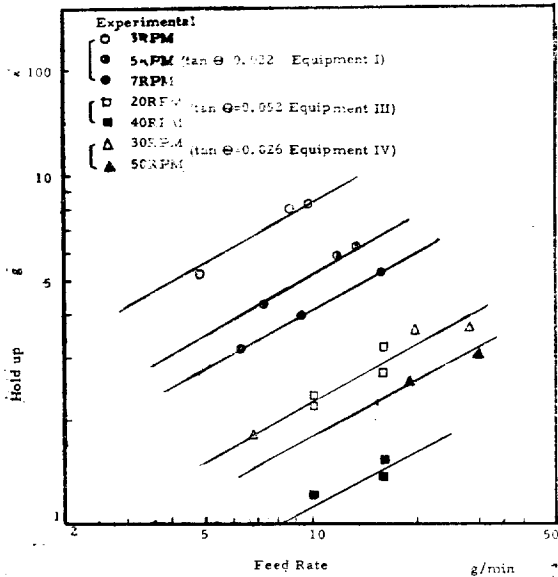
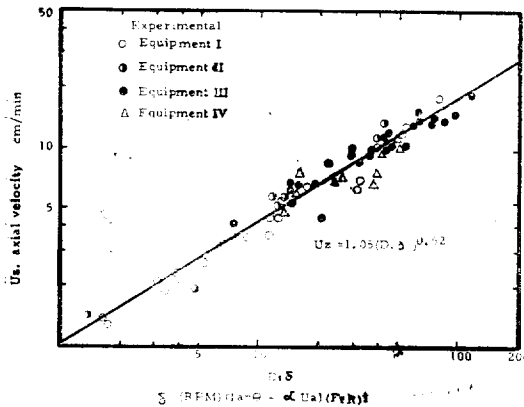


Fig. 3. Effect of feed rate on hold up

Fig. 4. Plot of axial velocity vs. $D \cdot \delta$

cm/min, D 는 cm이고 δ 중의 (FR)은 g/min의 單位를 가진다.

(10)식은 理想化된 粒子運動을 假定한 (8)식에 粒子群의 非理想性을 考慮하여 補正을 한 것으로 생각할 수 있다. (10)식에서 같은 變數 $D \cdot \delta$ 를 使用할 수 있었음은 흥미있는 일이다.

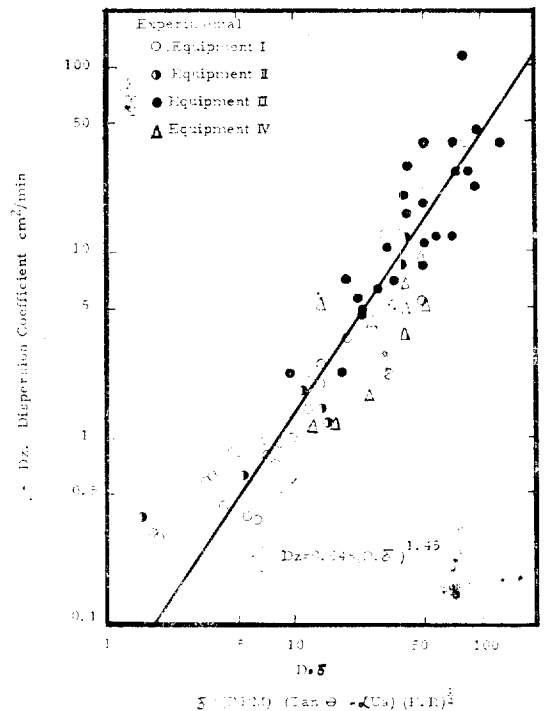
實驗值들은 Slurry를 注入하여 乾燥시키는 過程을 포함한 여러 操業條件과 서로 다른 크기의 4개의 反應器에서 얻어 졌으므로 얻어진 常數

A 및 指數 B 에 대하여 다음과 같이 말 할 수 있다. Blade의 轉수는 粒子群의 運動에 影響을 줄 것이므로 이 轉수가 變하면 B 의 값이 變할 것이다. 그러나 Blade의 幅이는 實驗值가 보여 주는 바와 같이 큰 影響이 없으며, 이는 아마도 보통 Blade의 幅이를 粒子들이 쌓여있는 깊이 보다는 넓게 하기 때문인 것으로 생각된다. 試料物質이 變하거나 크기가 變하면 아마도 A 값과 B 값에 전부 影響을 줄 것이나 식의 形態는 유지될 것이다. 끝으로 실험에서 1 mm 정도의 壁과의 Clearance를 준 경우와 거의 Clearance가 없는 경우에 대한 실험치가 잘 一致하였으므로 이 程度의 Clearance범위 내에서는 A 값과 B 값은 影響을 받지 않는다고 볼 수 있다.

Fig. 5에는 D_z 값과 $D \cdot \delta$ 값의 相關關係를 表示하였다. 같이 표시된 直線은 다음과 같이 나타낼 수 있으며,

$$D_z = E(D \cdot \delta)^F \quad (11)$$

여기에서 $E=0.048$, $F=1.45$ 이고 D_z 의 單位

Fig. 5. Plot of Dispersion Coefficient vs. $D \cdot \delta$

는 cm^2/min 이고 $D \cdot \delta$ 는 (10)식에서와 같다. F 값이 B 의 두배보다 조금 크다는 점을 생각하면 外形上으로는 Taylor 分散을⁷⁾ 연상시키나 分散 메카니즘에서의 類似性을 찾기는 힘든 것으로 보인다. E 와 F 의 여러 因子들에 對한 依存度는 A 와 B 의 境過와 같을 것으로 생각된다.

얻어진 相關函數들의 성질로 보아 反應速度식만 알려지면 주어진 반응기 半徑에 대하여 여러 操業變數들이 變할 때 이에 따른 反應器解析이 可能하다는 것을 알 수 있다.

5. 結 論

네개의 Blade 를 가진 Flat Blade Stirred Bed 反應器의 動特性에 對하여 다음과 같은 結論을 얻었다.

(1) 本反應器의 動特性은 Dispersion 모델을 使用하여 規定할 수 있었다.

(2) 實驗적으로 決定된 Hold-up 과 注入流量間의 相關關係를 利用하여 粒子들의 平均移動速度 U_z 를 다음 式을 使用하여 計算할 수 있다.

$$U_z = 1.05(D \cdot \delta)^{0.62}$$

$$\delta = (\tan \theta - \alpha U_a) (RPM) (FR)^{1/2}$$

(3) 軸方向의 分散係數 D_z 는 다음과 같은 經驗式을 使用하여 計算할 수 있다.

$$D_z = 0.048(D \cdot \delta)^{1.45}$$

Nomenclature

A	a constant related with operating conditions
a	a constant related with particle properties
B	a constant related with solid hold up
C	tracer concentration in solid flow
C_i	tracer concentration in solid flow at

time t_i

C_N normalized tracer concentration in solid flow

D diameter of reactor shell in cm

D_z axial dispersion coefficient in cm^2/min

FR solid feed rate in g/min

HD solid hold up in g

L characteristic length in cm

MRT mean residence time of solids in min

Pe Peclet Number $(= U_z \cdot L / D_z)$

t time

\bar{t} mean time $(= \int t dc / \int dc)$

U_a superficial air velocity in cm/sec

U_z solid flow rate in g/min

α a constant related with air flow effect
 $\delta = (RPM) (\tan \theta - \alpha U_a) (FR)^{1/2}$

θ slope of reactor when used as trn θ

θ dimensionless time $(= t / \bar{t})$

σ_s $(= \sum (t_i - \bar{t})^2 c_i \Delta t_i / \{\bar{t}^2 \cdot \sum c_i \cdot \Delta t_i\})$

參考 文獻

1. C.D. Harrington and A.E. Ruehles, "Uranium Production Technology," Van Nostrand, N.Y., 1959.
2. R.F. Taylor and F.R. Dell, Trans. Inst. Chem. Engrs., **44**(1966), T 105.
3. R.F. Taylor and F.R. Dell, Trans. Inst. Chem. Engrs., **44**(1966), T 97.
4. E.T. Van der Laan, Chem. Eng. Sci., **7** (1958), 187.
5. J.C. Mecklenburgh and S. Hartland, "The Theory of Backmixing," Wiley, London, 1975, p. 75.
6. M.F. Edwards and J.F. Richardson, Chem. Eng. Sci., **23**(1968), 109.
7. G.I. Taylor, Proc. Royal Soc. of London, Series A, **219**(1953), 186.