

## 管型反應器內的 Static Mixer의 效果

박 태 석 · 김 호 기

韓國科學院

(접수 1976. 1. 29)

## The Effect of Static Mixers in Tubular Reactors

Tae Suk Park and Hoagy Kim

*Korea Advanced Institute of Science, Seoul 131, Korea*

(Received January 29, 1976)

### 要 約

管型反應器에 LPD mixer와 Kenics mixer를 插入했을때 滯留時間分布, 壓力降下, 轉化率 등에 미치는 영향을 非可逆 2次反應에 대해 조사하였다. 가성소오다를 사용한 tracer 實驗으로부터 連續式攪拌槽反應 모델로 simulation 할 수 있었다. 속이 빈 튜브에 대해서는 轉化率が PFR로부터 벗어나는 정도가 같은 滯留時間에 대해 반응기 직경이 증가함에 따라 증가한다. 반면 Static mixer를 삽입했을 때에는 轉化율이 PFR로부터 벗어나는 정도가 反應器 直徑에 관계없이 7%로 일정했다. LPD mixer를 삽입했을 때는 마찰계수가 빈 튜브의 그것보다 20내지 25배 정도 크게 나타났다.

### Abstract

The effect of low pressure drop (LPD) mixer and Kenics mixer inserted in a tubular reactor on the mean residence time distribution, pressure drop, and conversion for an irreversible, second-order reaction were investigated. From the results of the tracer experiment, it was found that the reactor could be simulated with  $n$ -Continuous Stirred Tank Reactors in series model. For empty tube, the deviations in conversion from a plug flow reactor (PFR) increase with the increase in the reactor diameter for the same mean residence time, whereas, with static mixers inserted in the tube the

discrepancy of the conversion from a PFR was found to be 7% regardless the magnitude of the reactor diameter. When a LPD mixer was inserted, the friction factor of the empty tube increased by a factor of 20 to 25.

## 序 論

管型反應器의 效率는 軸方向의 混合 및 半徑方向의 混合 程度에 따라서 크게 左右된다. 管型反應器에 있어서 軸方向의 混合이 全然없고 半徑方向의 混合은 매우 좋아서 半徑方向의 濃度の 勾配가 없을 경우 plug flow 狀態를 얻을 수 있다.

그러나 粘度가 큰 反應物을 使用한다든지 反應器의 直徑이 클 경우 등, plug flow의 條件을 滿足시키지 못할 경우에는 static mixer를 反應器에 挿入시켜 亂流의 效果를 높여주는 것이 좋다.

Hovorka와 Kendall<sup>8)</sup>은 plug flow에 가까운 反應器를 設計하기 위하여 管型反應器의 流體가 흐르는 方向에 대하여 垂直으로 baffle을 裝置하여 亂流를 일으켰다.

그 결과 baffle을 장치한 管型反應器가 plug flow reactor (PFR)와 回分式 反應器의 中間 特性을 나타낸다고 發表하였다.

또 Jagadeesh와 satyanarayana(11)는 motionless inline mixer를 管型反應器에 裝置하여 實驗한 결과 Hovorka 등의 결과와 같은 결과를 얻었다.

本 研究는 1960年代 후반에 美國에서 개발된 static mixer<sup>1, 2, 9, 12)</sup>를 管型反應器內에 裝置할때 管型反應器의 效率에 어떠한 영향을 미치는가를 연구하였다.

管型反應器內의 static mixer의 效果를 高찰하기 위해서 壓力降下, 轉化率, 滯留時間 分布로부터 反應器 模型을 얻어서 轉化率을 豫測하고 反應實驗 結果와 比較하였다.

## 實驗 方法 및 裝置

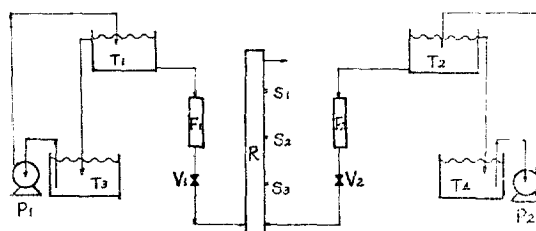
### 1. 實驗 裝置

本 實驗 裝置에 대한 schematic flow diagram을 Fig. 1에 圖示하였다.

反應系의 장치들은 세 部分으로 나눌수 있는데 이들은 反應器, static mixer, 그와 補助裝置들이다.

反應器는 Fig. 2에 나타난 바와 같이 내경 25 mm, 길이 1000mm인 것과 내경 13.5mm, 길이 450mm의 두가지 glass tube를 使用하였다.

Static mixer는 Fig. 3의 Kenics mixer와 Fig. 4의 low pressure drop (LPD) mixer의 두 종류를 使用하였다. Kenics mixer는 두께 0.7mm, 길이 50mm, 폭 24mm의 stainless steel 板을 오른쪽과 왼쪽으로 135°씩 꼬이게 만들어 교대로 수직이 되게 反應器內에 裝置하고, LPD mixer는 두께 1.5mm인 acryl 수지 板으로 만들어 구리판에 epoxy 수지로 부착하였다.



$T_1, T_2$ : Constant head tanks  $T_3, T_4$ : Feed tanks  
 $F_1, F_2$ : Flow meters  $P_1, P_2$ : Pumps  $R$ : Reactor

Fig. 1. Schematic flow diagram for the experimental set up.

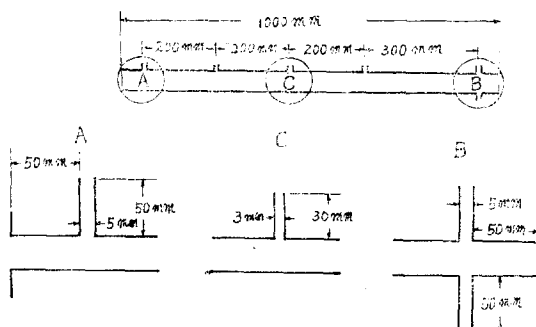


Fig. 2. Reactor geometry.



Fanning friction factor 는 다음 (1)式과 (2)式으로 表示된다.

$$N_{Re} = \frac{D_e V \rho}{\mu} \quad (1)$$

$$f = \frac{\Delta P \rho D_e g_c}{2 L_e G^2} \quad (2)$$

여기서  $D_e$ 는 equivalent diameter 로 다음과 같이 주어진다.

Kenics mixer 의 경우

$$D_e = \frac{\pi D^2/4 - \Delta x l}{\pi D + 2l} \quad (3)$$

LPD mixer 의 경우

$$D_e = \frac{\pi (D^2 - D'^2)/4 - \Delta x l}{\pi (D + D') + 2l} \quad (4)$$

(4)式에 사용되는 mixing element 의 幅  $\Delta x$  는 mixing element 가 일정한 幅으로 되어 있다고 가정하고 구하였다.

測定된 壓力降下와 마찰계수를 Reynolds number 에 대하여 plot 한 것은 Table. 1. 과 Fig. 5 에 나와 있다.

이 결과에서 LPD mixer 를 插入하게 되면 empty tube 보다 마찰계수가 같은 Reynolds number 에서 20~25배 增加하는 것을 알수있고 Kenics mixer 와 LPD mixer 를 比較할때 Kenics mixer 가 LPD mixer 보다 壓力降下가 훨씬 작게 나타났다. 이와같은 이유는 Kenics mixer 가 mixing element 의 曲率이 부드러운 반면, LPD mixer 는 平板이므로 流體가 흐르는 方向과 30° 角度를 이루고 있고 또 LPD mixer 는 Kenics

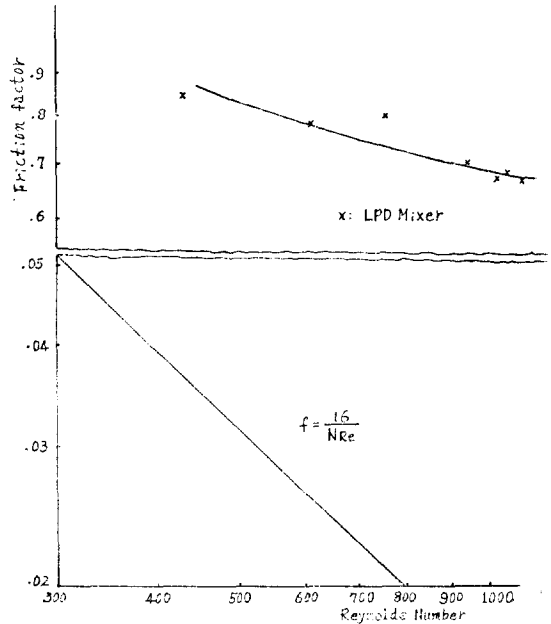


Fig. 5. Friction factor as a function of Reynolds number.

mixer 와 달리 Fig. 1 의  $S_1$  과  $S_2$  部分과 같이 反應器 斷面積이 적은 部分과 큰 部分이 있기 때문이다.

따라서 壓力降下가 empty tube, Kenics mixer, LPD mixer 順으로 增加하므로 LPD mixer 보다 Kenics mixer 를 使用하는 것이 좋다.

## 2. 滯留時間 分布

流量이 적은 Reynolds number 110 근처에서의 Kenics mixer, LPD mixer, empty tube 를 使用한 反應器의 체류시간 分포를 比較한 것이 Fig. 6에 圖示되어 있다.

Fig. 6 에서 보는 바와같이 Kenics mixer 와 LPD mixer 사이에는 별 차이가 없으나 이 둘과 empty tube 와는 많은 차이가 난다.

앞의 壓力降下와 滯留時間 分布로부터 Kenics mixer 가 LPD mixer 보다 더 우수하다는 것이 나타난다.

또 流量을 210ml/min 로 하고 Kenics mixer 를

Table 1. Pressure drop and friction factor.

	Flow rate (ml/min)	Pressure drop (mm CCl <sub>4</sub> cm H <sub>2</sub> O)		$N_{Re}$	$f$
LPD mixer	700	2	0.32	415	0.827
	1030	4	0.64	610	0.757
	1250	6	0.96	740	0.778
	1560	8	1.28	915	0.675
	1680	9	1.43	985	0.650
	1740	10	1.59	1030	0.658
	1800	10.5	1.67	1060	0.653
Kenics mixer	1800	1	0.16	940	0.07
Empty tube	1800	0	0		

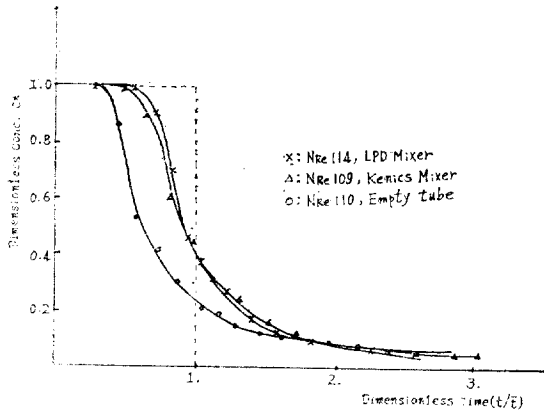


Fig. 6. Comparison of residence time distribution.

3 쌍(반응기 길이 30cm), 9 쌍(반응기 길이 90 cm)을 각각 사용하여 얻은 滯留時間 分布 實驗值과  $n$ -CSTR in series model의 理論値와 比較한 것이 Fig. 7이다. 여기서 사용된 理論式은 다음과 같다.

$$\frac{C}{C_0} = C^* = e^{-n\theta} \left[ 1 + n\theta + \frac{(n\theta)^2}{2!} + \dots + \frac{(n\theta)^{n-1}}{(n-1)!} \right] \quad (5)$$

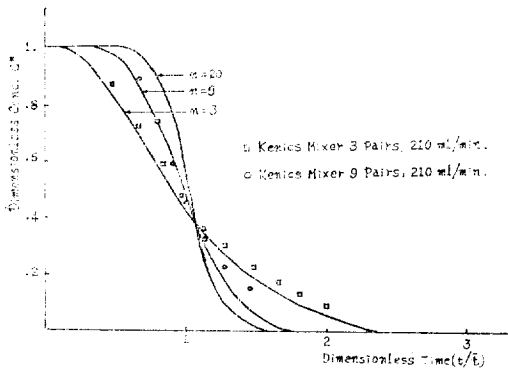


Fig. 7. Comparison of experimental RTD's with  $n$  CSTR in series model.

위의 결과에서 보면 18개의 mixing element가 들어있는 反應器는 9個의 回分式 反應器가 連結된 것으로 假定할 수 있다.

### 3. 反應

Empty tube 反應器와 static mixer를 挿入한 反應器의 차이를 보기 위해 plug flow reactor를 기준으로 한 百分比 轉化率를 Fig. 8에 圖示하였다.

여기서 empty tube인 경우 反應器 直徑이 25 mm일때 PFR로 부터 벗어나는 程度가 約 13%

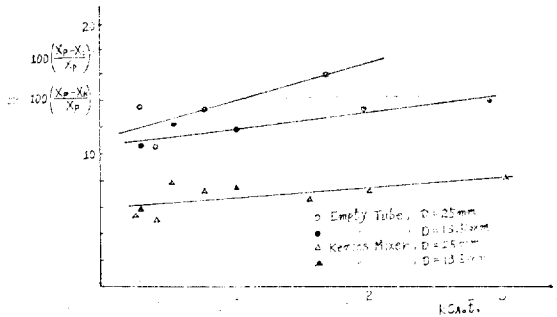


Fig. 8. Experimental deviation from the PFR conversion as function of  $KC_{A0}\bar{t}_0$ .

이고 直徑이 13.5mm일때 約 11%로 平均 12% 程度가 되며, static mixer를 삽입한 反應器의 경우는 直徑에 관계없이 約 7% 程度로 PFR轉化率로 부터 벗어나는 것을 볼수 있다. 따라서 empty tube 反應器보다 static mixer를 挿入한 反應器가 PFR에 더 近接한다.

또 static mixer를 反應器에 挿入했을때  $kC_A\bar{t}$ 와 百分比 轉化率를 圖示한 것이 Fig. 9에 나타나 있다. 여기서 9-CSTR in series model의 理論的 轉化率은 (6)式으로 계산한 것으로 實驗値와 잘 일치하는 것을 볼수 있다.

$$X_A = 1 - \frac{1}{2kC_{A0}\bar{t}_i} \left( -1 + \sqrt{-1 + \dots + 2\sqrt{1 + 4kC_{A0}\bar{t}_i}} \right) \quad (6)$$

여기서  $\bar{t}_i = \bar{t}/n$

Fig. 9로 부터 LPD mixer와 Kenics mixer에 있어서의 轉化率에 차이가 없다는 것을 알수 있다.

化率을 豫測할 수 있다.

### 사용기호

- $C$  concentration, mole/min.  
 $C^*$  dimensionless concentration,  $c/c_0$   
 $D$  diameter, cm  
 $D'$  diameter of copper tube, cm  
 $D_e$  equivalent diameter, cm  
 $f$  friction factor, dimensionless  
 $G$  mass velocity of fluid,  $\text{gr}/\text{cm}^2\text{-min}$   
 $g_c$  gravitational conversion factor, dimensionless  
 $k$  reaction rate constant, liter/mole-min  
 $L_t$  distance between pressure tapping, cm  
 $l$  width cm  
 $n$  number of CSTR'S  
 $\Delta p$  pressure drop,  $\text{dyne}/\text{cm}^2$   
 $t$  time, sec  
 $\bar{t}$  mean residence time of fluid in a flow  
 $V_{\text{vector}}$ , sec  
 $V$  velocity,  $\text{cm}/\text{sec}$   
 $X$  fraction of reactant converted dimensionless  
 $\Delta x$  thickness  
 $\rho$  density,  $\text{gr}/\text{cm}^3$   
 $\theta$  dimensionless time,  $t/\bar{t}$

### Subscript

- $\theta$  inlet condition  
 $A$  reactant A  
 $B$  reactant B  
 $i$  i'th CSTR

### 참고문헌

1. C. E. Grace, *Chem. Process Eng.*, 52 (1970), 57.
2. E. W. Pitera and S. Middleman, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 12(1973),

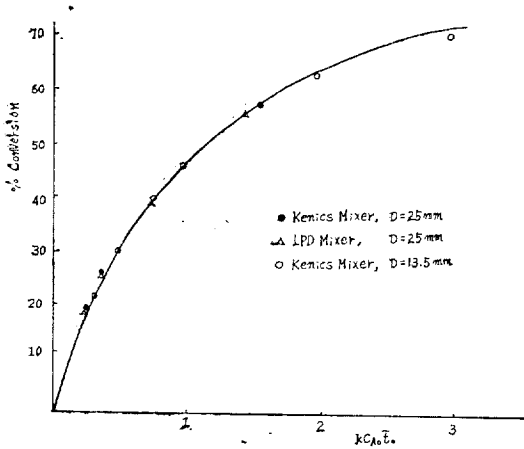


Fig. 9. Conversion as a function of  $KC_A \bar{t}_i$ .

그러므로 壓力降下, 滯留時間 分布, 反應 等の 實驗으로부터 Kenics mixer가 LPD mixer 보다 유리한 것으로 나타난다.

### 結 論

Static mixer를 管型反應器內에 挿入할때 壓力降下, 滯留時間 分布, 轉化率에 미치는 영향은 다음과 같다.

1. LPD mixer는 마찰계수가 empty tube에 비해 20~25배가 크다.
2. Empty tube의 경우 反應器 直徑이 클수록 PFR에서 많이 벗어 나지만 static mixer를 挿入하면 PFR에서 벗어나는 程度가 反應器 直徑에 관계없이 일정하게 된다.
3. Static mixer를 使用할때 轉化率이 PFR로부터 벗어나는 相對的 百分率은 反應器 直徑에 관계없이 7%, empty tube인 경우는 平均 12%로 나타난다.

4. LPD mixer가 Kenics mixer에 비해 壓力降下가 크지만 轉化率에는 차이가 없다.

5. 本 實驗에서 18個의 mixing element를 使用한 反應器는 9-CSTR in series model로써 轉

- 52-53.
3. J. H. Perry, *Chemical Engineers' Handbook*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1963, p. 5-15.
  4. J. M. Smith, *Chemical Engineering Kinetics*, McGraw-Hill, New York, 1956
  5. M. Abramowitz and I. A. Stegun, *Handbook of mathematical functions*, Dover Publication INC, New York, 1970, p. 299
  6. O. Levenspiel and K. B. Bischoff, *Ind. Eng. Chem.*, **52**(1959), 1431-1434.
  7. O. Levenspiel and K. B. Bischoff, *Ind. Eng. Chem.*, **53**(1961), 313-314.
  8. R. B. Hovorka and H. B. Kendali, *Chem. Eng. Prog.*, **56**(1960), 58-62.
  9. S. J. Chen and A. R. MacDonald, *Chem. Eng.*, March 19, 1973, 105-112.
  10. S. J. Chen, L. T. Fan and C. A. Watson, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **12**(1973), 42-45.
  11. V. Jagadeesh and M. Satyanarayama, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **11**(1972), 520-525.
  12. W. D. Morris and P. Misson, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **13**(1974), 270-271.

