

Flat 및 Screen Bladed Turbine Impeller 를 利用한 Rushton 型 抽出機에서의 連續相의 Intermix Flow Ratio 에 관한 研究

崔 青 松

姜 雄 基

한국 원자력 연구소

고려대학교 이공대학 화학공학과

(접수 1975. 5. 21)

The Intermix Flow Ratio of the Continuous Phase in a Rushton-type Extractor Agitated by Turbine Impellers with Flat and Screen Blades

Cheong Song Choi and Woong Ki Kang

Korea Atomic Energy Research Institute, Seoul 132-02, Korea

and

Department of Chemical Engineering, Korea University, Seoul 132, Korea

(Received May 21, 1975)

요 약

인접된 단(stage) 사이에 상호 혼합류를 갖는 혼합계에 대해 이론적인 모델을 수립하고 동시에 실험결과를 얻었다. 상호 혼합류비는 교반기의 회전속도, 연속상과 분산상의 유량비 그리고 screen opening 의 크기에 따라 측정하고 이들 결과로부터 impeller 의 형태로서 screen blade 가 flat blade 보다 더 효율적이라는 결론을 얻었다.

Abstract

A theoretical study was carried out for a system of mixing cells in series with intermix flow between adjacent stages and the results were combined with experimental data obtained from an extractor. Intermix flow ratio was measured as a function of the impeller rotational speed, the flow rates of the continuous phase and the dispersed phase, and the screen opening. It may be concluded that the screen blade is more effective than the flat blade in an extractor.

1. 서 론

단위장치의 동특성을 취급하는데에는 장치속에서 완전히 혼합된다고 생각하는 완전혼합모델과 역혼합이 전혀 없다고 생각하는 피스톤흐름(piston flow) 모델의 두가지의 이상 모델^{1,2,3,4)}에서 얼마나 벗어나는가를 생각하는 것이 통상적인 방법이다.

실제의 장치는 하나의 장치라 할지라도 완전혼합과 피스톤흐름의 복합으로 생각할 수 있으며 이상적인 모델의 여러 가지 복합에 대하여 Levenspiel³⁾ 등이 체제시간 분포에 대하여 연구하였으며 Kang⁵⁾ 등은 비료함성탑의 동특성연구에서 완전혼합모델과 dispersion 모델의 복합을 사용하였다. Gibilaro⁶⁾는 이론적인 recyclic flow mixing model 을 제시하였으며 Kojima⁷⁾ 등은 plug flow 를 가정해서 up and down flow 사이에서의 유체의 교환에 대한 혼합모델을 만들어 이들에 대한 응답현상을 나타내었다. Aris⁸⁾와 Bischoff⁹⁾는 완전한 impulse tracer 를 사용하지 않아도 충전탑내에서 D_L (longitudinal dispersion coefficient)을 결정하는 방법을 제시하였고 이것을 이용하여 유체의 D_L 을 연구한 예^{10,11)}가 많다. 그리고 Trambouze¹²⁾ 등은 dispersion 모델과 tanks-in-series 모델을 비교연구하여 각각의 응답곡선의 관련성을 수식화하였다. 이들 외에 역혼합에 관한 이론적인 연구로는 Klinkenberg¹³⁾, Miyauchi¹⁴⁾, 그리고 Sleicher¹⁵⁾ 등이 있고 이에 대한 실험적인 연구^{16,17)}도 많이 있다.

동특성을 위해 체제시간 분포에 대한 연구는 그외에 Stokes¹⁸⁾ 등은 연속교반조에서 Letan¹⁹⁾ 등은 dye tracer technique 로서 Spray column 에서 그리고 sinclair²⁰⁾ 등은 jet stirred vessel 에서 출입구의 노즐의 내경을 변화시키고, 그리고 vessel 의 길이와 내경을 변화시키면서 체제시간 분포함수를 구하였고 Choi²¹⁾ 등은 체제시간 분포로 반응기의 동특성을 해석하였다.

다단장치의 동특성을 이해하려면 각 단위장치의 동특성에 대한 이해가 선행되어야 하고 이에 대한 연구는 각종의 장치에 대하여 활발이 진행되어 왔으나 대부분 각 단위장치가 연속되어 있다는 전제아래 동특성이 취급되어 왔다. 그러나 각 단위단꺼리에 서로 흐름이 있는 경우에 대해서 이론과 실험이 병행된 결과는 없다.

또한 액체교반에서 사용되는 가장 보편적인 장치는 넓은 점도범위에 걸쳐 사용 가능한 flat blade turbine impeller 이다. 그러나 turbine impeller 를 추출조작에 사용하는 경우에는 다단인 경우가 보통이다. 특히 희토류나 고분자물질의 추출에는 30단이상의 경우도 있

다. 최근 이러한 다단 추출장치로서 pulse column, scheibal extractor, rotating disk contactor 등이 개발되어 많이 사용되고 있으나 이들은 각각 큰 규모의 조업에 부적합, 장치의 복잡성 고회전 속도등의 단점들을 갖고 있다. 이상의 관점에서 본 연구에서는 이론적으로는 인접된 단꺼리의 상호혼합류를 갖인 연속 mixing cell 모델²¹⁾을 보완하고 실험에는 Rushton extractor 에 flat 및 50mesh 와 12mesh 로된 screen blade 를 사용하였으며 상호혼합류 비율을 비교검토하였다. 또한 같은 조업조건에서의 체제량(hold up)을 정량적으로 측정하여 실험결과를 효과적으로 해석하였다.

2. 이론적 모델 및 해

본 연구에서는 다음의 가정하에서 연속상에 혼합류를 갖인 연속 mixing cell 모델을 사용하였다.

1. 각 cell 의 부피는 같고 체제량도 일정하다.
2. 완전혼합의 연속 cell 로 이루어져 있다.
3. impulse 에 의한 부피변화는 무시한다.
4. 인접된 cell 간에 상호혼합류를 갖는다.

Fig. 1 은 이론적 모델을 나타낸 것이며 각 단에서의 물질수지식은 다음과 같다.

$$\frac{1}{N} \cdot \frac{dc_1}{d\theta} = c_0 - (1+r)c_1 + rc_2 \quad (1)$$

$$\frac{1}{N} \cdot \frac{dc_2}{d\theta} = (1+r)c_1 - (1+2r)c_2 + rc_3 \quad (2)$$

$$\vdots$$

$$\frac{1}{N} \cdot \frac{dc_n}{d\theta} = (1+r)c_{n-1} - (1+2r)c_n + rc_{n+1} \quad (3)$$

$$\vdots$$

$$\frac{1}{N} \cdot \frac{dC_{N-1}}{d\theta} = (1+r)C_{N-2} - (1+2r)C_{N-1} + rC_N \quad (4)$$

$$\frac{1}{N} \cdot \frac{dC_N}{d\theta} = (1+r)C_{N-1} - (1+r)C_N \quad (5)$$

$$\text{여기서 } r = \frac{P}{H}, \tau = \frac{V(1-\phi)}{H}, \theta = \frac{t}{\tau}$$

그리고 초기조건은

$$C_0(\theta) = \delta(\theta). \quad (6)$$

$$C_1(0) = C_2(0) = \dots = C_N(0) = 0 \text{ 이다.} \quad (7)$$

이들 초기조건으로부터 구한 $C_N(\theta)$ 는 Fig. 1 에서 설명한 그 system 의 체제시간 분포함수 $f(\theta)$ 를 뜻한다. Fig. 2 는 11단으로 이루어진 추출기의 출구에서 상호혼합류 비율에 따른 체제시간 분포함수를 나타낸 것이고 Fig. 3 은 상호혼합류 비율이 0.7 일때 각 단에서의 체제시간 분포함수의 변화를 나타낸 것이며 이들결과를 computer 에 의한 것이다.

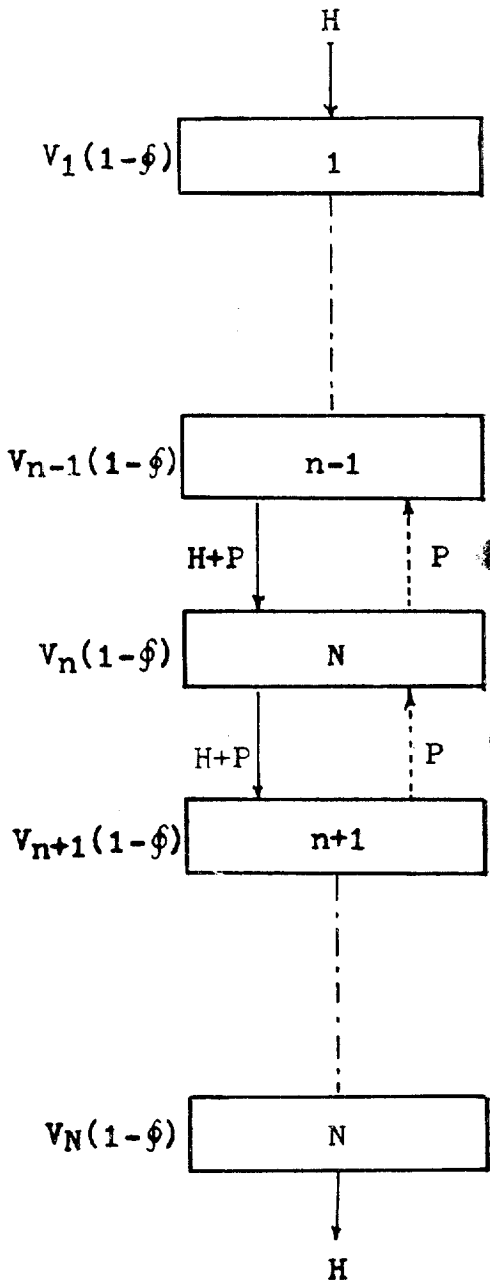


Fig. 1. Theoretical model

3. 실험

3-1. 체재량측정 및 결과

체재량을 측정하기 위하여 사용한 장치는 Fig. 4에 표시된 바와 같다. 즉 체제시간 분포 실험에 사용하는

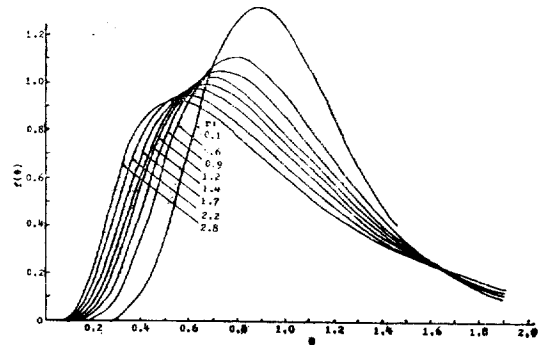


Fig. 2. Residence time distribution for various values of intermix flow ratio.

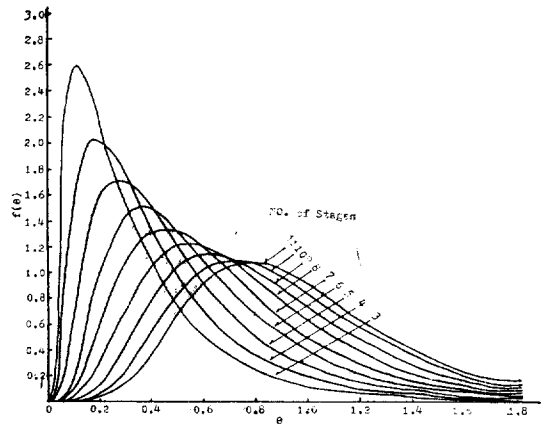
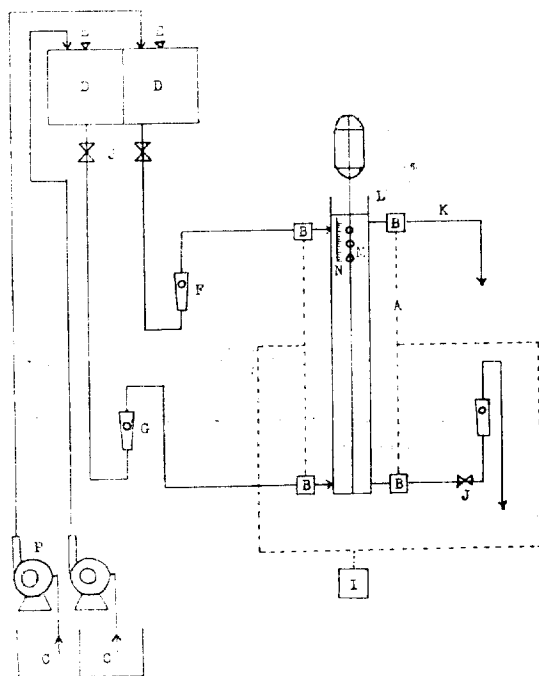


Fig. 3. Residence time distribution for each stage.

장치에 연속상과 분산상의 흐름을 순간적으로 차단하기 위하여 test section(A)의 출입구 각각에 solenoid valve(B)를 부착시켰다. 이들 solenoid valve 들을 같은 전원(I)에 연결시켜 동시에 동작하도록 하였으며 두상의 유량과 혼합이 정상상태에 도달했을때 solenoid valve 에 있는 전원을 끄면 두상의 흐름이 순간적으로 중단되고 분리된 두상의 높이를 눈금(N)을 통해 읽은 후 sampling hole(M)을 통해 윗층의 kerosene 을 채취하여 부피를 측정해서 체제량을 비교 계산하였다.

Figures 5, 6 및 7은 교반기의 형태를 flat blade, 50mesh 그리고 12mesh screen blade 로 하고 교반기의 회전속도를 200rpm 에서 400rpm 까지 변화시키고 연속상과 분산상의 유량을 각각 100ml/min 에서 400ml/min 까지 변화시키면서 얻은 drop 의 체제량을 나타낸 결과이다.



- | | |
|-----------------------|------------------|
| A. Test section | H. Pump |
| B. Solenoid valve | I. Switch box |
| C. Storage tank | J. Needle valve |
| D. Constant head tank | K. Overflow line |
| E. Float switch | L. Separator |
| F. Water rotameter | M. Sampling hole |
| G. Kerosene rotameter | N. Scale |

Fig. 4. Schematic diagram of experimental apparatus.

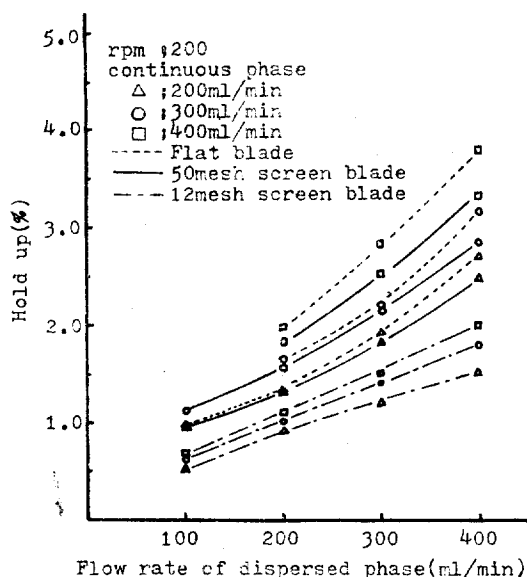


Fig. 5. Drop hold up with 200 rpm.

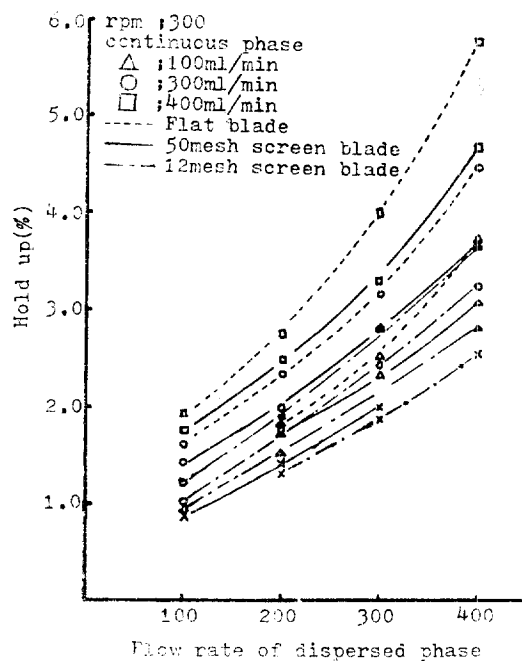


Fig. 6. Drop hold up with 300 rpm.

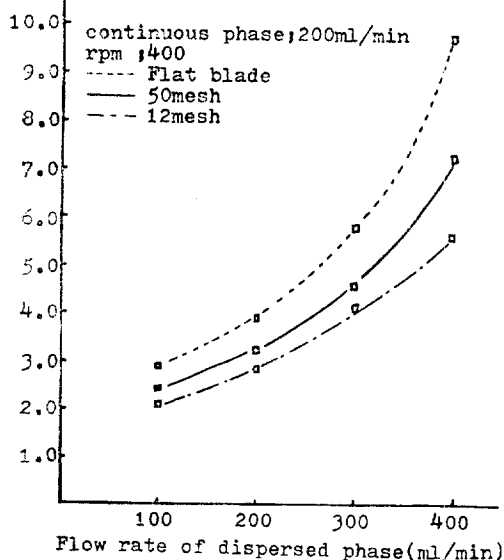


Fig. 7. Drop hold up with 400 rpm.

3-2. 체재시간 측정

본 연구에서 사용한 Rushton 형태의 column은 길이를 임의로 조절할 수 있고 세척하기 쉽게 하도록 양단에 flange를 부착시켜 제작하였으며 변화하는 내부현상을 관찰할 수 있도록 투명한 아크릴제 원통을 선택하였다. 추출공정에서는 각단의 local mixing은 좋으면서

전체적으로는 back mixing이 적어야 추출효율이 높다. 다만추출기에서는 두 교반기 사이의 간격이 달라짐에 따라 flow pattern이 현저히 달라지며 일반적으로 Fig. 8와 같은 형태의 flow pattern을 가지며 착색액에 의한 관찰로서 Fig. 8의 flow pattern을 확인하였다.

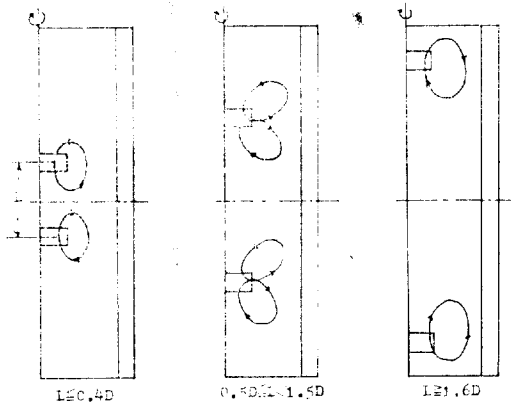


Fig. 8. Flow pattern for two impeller systems.

본 연구에서는 인접된 단(stage)끼리의 혼합률 관계를 알기 위하여 column의 내경은 $L=D$ 로 하였다. 이들 dimension은 Table 1.에 표시되어 있다.

Table 1. Dimensions of column(cm)

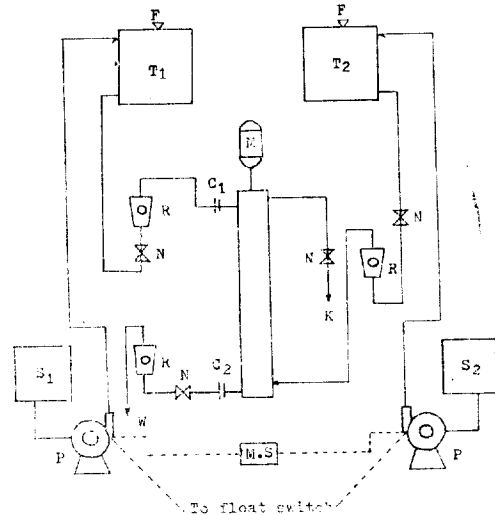
Diameter of impeller	:	2.2
Diameter of column	:	6.6
Length of column	:	82
Number of impeller	:	11
Distance between two impellers	:	6.6
Width of impeller blade	:	0.5×0.5
Width of baffle	:	0.5

Column 내부기벽에 0.5cm 넓이를 갖는 방해판을 수직으로 90° 간격으로 부착시켰으며 유량을 정상상태로 유지시키는 것은 중요한 것이다. 한 run에서 보통 30분에서 90분 정도의 시간이 소요되므로 연속상(증류수)과 분산상(kerosene)의 정상흐름을 위해 간단한 level control system을 사용하였다. 유량은 보정된 rotameter로 측정하였고 직류모터에 의한 impeller의 회전속도는 powerstat로 조절하였으며 회전속도는 stroboscope로 측정 보정하였다. 교반기의 회전속도

는 100에서 400rpm까지 변화시켰다. 교반기는 flat bladed turbine impeller와 screen blade (50mesh와 12mesh)를 사용하여 실험하였다.

두 상중 연속상의 물질수지를 일정히 유지하기 위하여 needle valve로 조절하여 연속상의 입구와 출구의 유량을 두 rotameter의 보정곡선에 맞추어서 정상상태를 유지하도록 하였다. 연속상과 분산상의 유량은 100 ml/min에서 400ml/min까지 변화시키면서 행하였다.

체제시간 분포를 측정하기 위하여 conductivity cell을 출입구에 reference cell과 measuring cell을 각각 설치하였으며 이들의 흐름의 공정은 Fig. 9에 나타나 있다.



C_1, C_2 : Conductivity cell P : Pump
F : Float switch R : Rotameter
K : Kerosene S : Storage tank
M : Motor T : Constant head tank
N : Needle valve W : Water

Fig. 9. Flow diagram.

본 실험에서 사용한 연속상은 150,000 Ω -cm인 증류수이고 분산상은 kerosene을 사용하였다. 연속상에 사용한 tracer는 0.1ml의 20%, NaCl 용액이며 이는 column으로 들어가는 입구에 고무 plug로 봉한곳에 주사기로 주입한다. conductivity probe는 4mm \times 4mm 두개의 평행한 stainless steel 판으로 되어 있으며 두 평행한 판의 거리는 4mm이고 직경 9mm인 유리관에 수직으로 중심부에 고정시켰으며 probe의 안쪽면을 제외한 나머지 부분과 연결된 구리줄은 부도성 epoxy resin(상품명 plastic steel)으로 모두 피복시켰

다.

출구의 농도는 dynamic strain amplifier(TOA DPM-6CT)를 거쳐 recorder로 연속적으로 기록하였다.

3-3. 체제시간 실험결과 및 고찰

물과 kerosen 을 서로 역류시켜 정상상태에 도달했을 때 물을 연속상으로 하여 입구에 NaCl 용액을 주사기로 어떤 순간에 주입시켜 conductivity cell로 농도변화를 시간에 따라 연속적으로 기록하여 이것으로부터 체제시간 분포를 얻었다. 12mesh 교반기의 회전속도를 200rpm으로, 연속상을 200ml/min로 각각 고정시키고 분산상을 100ml/min에서 300ml/min까지 변화시키면서 얻은 체제시간 분포를 Fig. 10-a에 나타내었다. Fig. 10-a에서 보는 바와같이 분산상의 유량이 증가함에 따라 분포함수의 peak가 왼쪽으로 기울어지는 것을 알 수 있다.

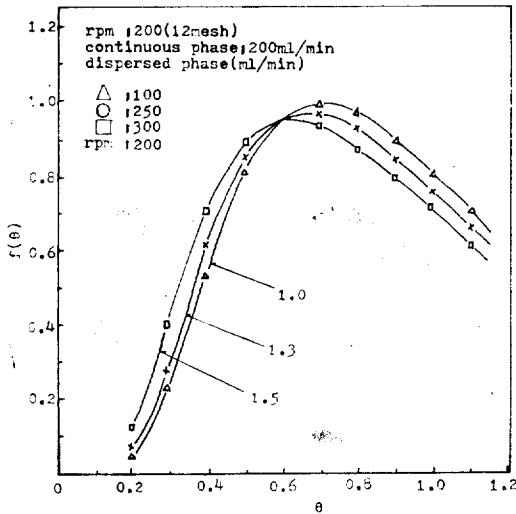


Fig. 10-a. Residence time distribution for continuous phase (Experimental); 12mesh screen blade.

이러한 경향은 이론모델에서 얻은 결과와 잘 일치한다. 즉 낮은 교반기의 회전속도에서는 분산상의 drop의 크기가 커서 상승속도가 빠르다. 그러므로 이를 drop에 의한 연속상의 entrainment 효과가 존재하며 동시에 상대적으로 증가하는 분산상의 유량은 더욱 이 효과를 증대시킨다. 그러므로 이 효과가 우세한 낮은 교반기 속도에서는 분산상의 유량이 증가할수록 상호 혼합류 비율이 증가한다. Fig. 10-b는 실험결과와 이론모델에서 얻은 결과를 비교한 것이다.

이론모델에서 얻은 곡선의 선택을 실험에서 얻은 분

포함수의 최대 $f(\theta)$ 에 해당하는 θ 와 같은 값의 이론곡선을 택하여 비교한 것이다. Fig. 10-b에서 보는 바와같이 이들 곡선들은 제시한 이론모델과 잘 일치하는 것을 나타내고 있다.

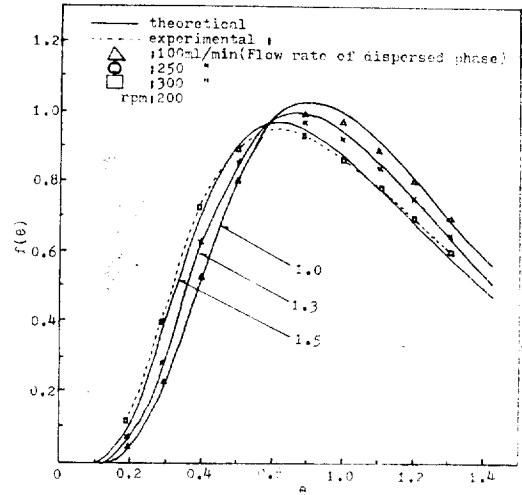


Fig. 10-b. Residence time distribution for continuous phase.

Figures 11, 12, 및 13에서 나타낸 바와같이 연속상과 분산상의 같은 유량에 대해서 비교하면 교반기의 회전속도가 빠른 300rpm 쪽이 그리고 screen blade에서는 mesh No.가 높은쪽이 인접된 단(stage)간에 높은 상호 혼합류 비율을 갖는다.

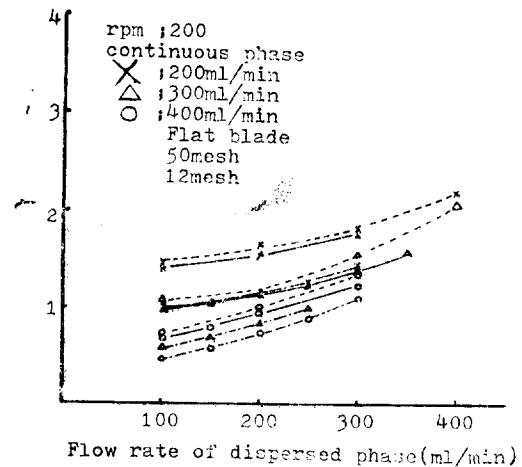


Fig. 11. Intermix flow ratio versus the flow rate of dispersed phase. (200 rpm).

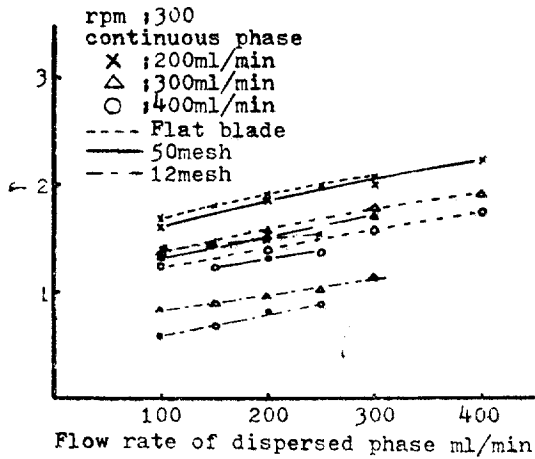


Fig. 12. Intermix flow ratio versus the flow rate of dispersed phase (300rpm).

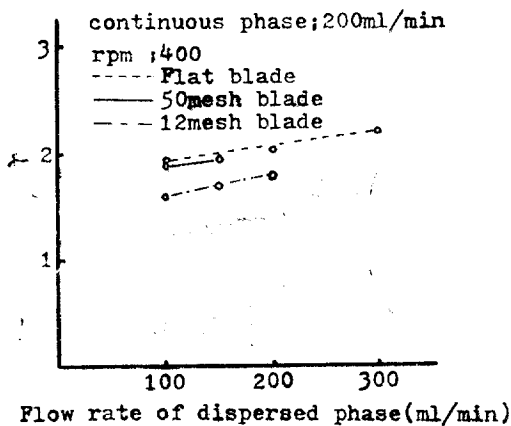


Fig. 13. Intermix flow ratio versus the flow rate of dispersed phase (400 rpm).

이는 교반기의 회전속도가 증가 함으로서 그리고 screen의 mesh No.가 높을수록 분산상의 평균 drop의 크기가 작아지므로 entrainment 효과가 작아져서 역혼합이 감소하겠으나 교반기의 회전속도 증가로 인한 impeller pumping rate 효과가 우세하기 때문이며 더욱 높은 교반기의 회전속도에서는 entrainment 효과는 거의 무시되고 교반기의 회전속도에 따른 pumping rate 효과가 더욱 지배적인 것으로 생각하는 것이 타당하다. Figures 11, 12, 및 13에서 보는 바와 같이 교반기의 회전속도가 200rpm에서 보다 300rpm 쪽이 그리고

screen의 mesh No.가 높은쪽이 상호 혼합류 비율의 상승도가 완만하다. 이는 교반기의 회전속도가 높아지고 screen의 mesh No.가 높아짐에 따라 drop의 크기가 작아져서 상승속도가 느려지고 entrainment 효과가 줄어드는 반면 pumping rate가 증대하여 back flow rate가 증가하는 효과와 서로 상쇄되는 원인에 기인되는 것으로 생각할 수 있다. 이러한 경향은 Fig. 13에서 더욱 뚜렷하다. 즉 연속상을 200ml/min로 고정시키고 교반기의 회전속도를 400rpm으로 하고 분산상을 100 ml/min에서 300ml/min까지 변화시키는 동안 인접된 단(stage)간의 상호혼합류 비율의 상승도가 더욱 완만하다.

본 실험에서 이루어진 연속상에 대한 상호혼합류 비율은 교반기의 회전속도와 각 단(stage)의 직경과 높이에 대한 교반기 직경의 크기, 분산상과 연속상의 유량비, 체재량 그리고 column의 dimension의 함수가 될 것이며 (8)식과 같은 차원 그룹의 함수식으로 나타낼 수 있다.

$$\frac{rV_c}{NA\phi_c d_i} = K \left(\frac{Nd_i^3}{u_c Dh} \right)^m \left(\frac{V_d}{V_c} \right)^n \left(\frac{a}{A} \right)^2 \quad (8)$$

이들 무차원 그룹에서 $\left(\frac{Nd_i^3}{u_c Dh} \right)$ 항의 Nd_i^3 은 교반기의 pumping rate에 대한 것이고 Dh 는 단(stage)의 방향의 단면적이므로 이 항은 유체의 순환되는 평균유량을 의미하여 $\left(\frac{a}{A} \right) = 1$ 이므로 (8)식은

$$\frac{rV_c}{NA\phi_c d_i} = K \left(\frac{Nd_i^3}{u_c Dh} \right)^m \left(\frac{V_d}{V_c} \right)^n \quad (9)$$

로 된다.

상수 K 와 지수 m 및 n 은 최소자승법에 의하여 구하였으며 blade의 형태에 따른 이들 값들은 다음과 같다.

Table 2. Parameter values for Eq. (9).

상수 및 지수	K	m	n
교반기 형태			
Flat blade	8.8×10^{-2}	-0.644	0.204
50mesh screen blade	7.5×10^{-2}	-0.598	0.231
12mesh screen blade	3.5×10^{-2}	-0.362	0.316

이들 결과를 Fig. 14와 Fig. 15에 나타내었다.

Figures 14 및 15에서 나타내는 바와 같이 상호혼합류 비율이 같은 교반기의 회전수에서는 소요동력이 많은 flat blade가 screen blade보다 교반기의 pumping rate에 대한 효과가 크고 entrainment 효과는 이것과

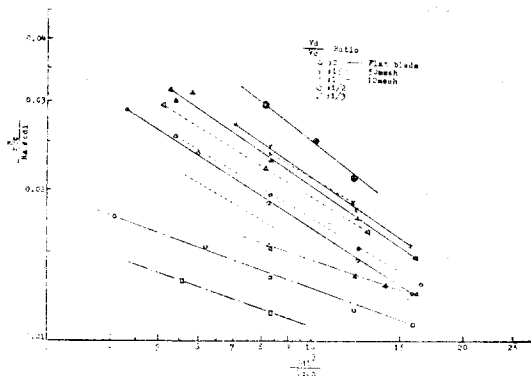


Fig. 14. Correlation of intermix flow ratio(A)

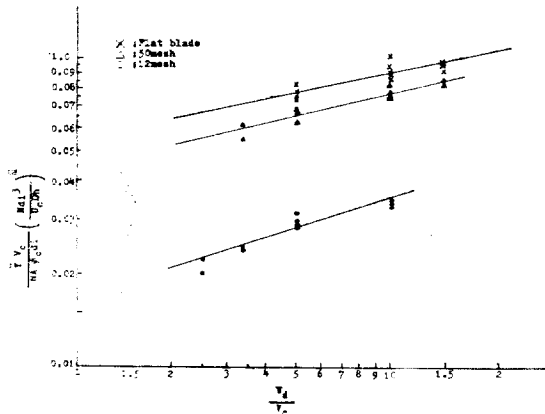


Fig. 15. Correlation of intermix flow ratio. (B).

반대의 현상을 나타내고 있으므로 앞에서 drop의 크기, 체재량, 상승속도 그리고 pumping rate로 상호혼합류 비율에 대한 경향을 설명한 것과 잘 일치하고 있다.

4. 결 론

1) 각 단간의 값을 일정히 하고 각 단내의 완전혼합을 가정한 연속혼합모델이 실험결과와 잘 일치한다.

2) 교반기형태가 flat blade인 것보다 screen type blade가 더 효율적이다.

3) 상호혼합류비 r 와 관련변수간의 무차원식은 (9) 식으로 주어지며 각종 blade에 대한 계수 K 와 지수 m 및 n 의 값은 Table 2에 나타난 바와 같이 산출되었다.

사 용 기 호

- a Free area in baffles between compartments
- A Cross sectional area of column
- C Concentration
- C_0 initial concentration of impulse
- D diameter of Column
- d_i diameter of impeller
- $f(\theta)$ residence time distribution function
- h height of stage
- H heavy phase flow rate
- N rotational speed
- P back flow rate of heavy phase
- r intermix flow ratio
- U_c linear velocity of continuous phase
- V_c Volumn flow rate of continuous phase
- V_d Volumn flow rate of dispersed phase
- θ dimensionless time
- τ mean residence time
- ϕ drop hold up

고 문 참 헌

- 1) O. Levenspiel, "Chemical Reaction Engineering" pp. 99-118 John Wiley & Sons.
- 2) J.M. Smith, "Chemical Engineering Kinetics", 2nd ed., pp. 105-114. McGraw-Hill, N.Y., 1970.
- 3) O. Levenspiel and K.B. Bischoff, "Pattern of Flow in Chemical Flow Vessels", Advances in Chemical Engineering Vol. IV, pp. 95-199, Academic Press, N.Y., 1964.
- 4) K.G. Denbigh, "Chemical Reactor Theory", pp. 3-10, Cambridge Univ. Press, London, 1965.
- 5) W.K. Kang and I.C. Lee, *J. Kich E.*, 2 (1964), 106.
- 6) L.G. Gibilaro, *Chem. Eng. Sci.* 26 (1971), 299.
- 7) E. Kojima, T. Akehata and T. Shirai, *J. of Chem. Eng. of Japan*, 5 (1972), 182.
- 8) R. Aris, *Chem. Eng. Sci.* 9 (1959), 266.
- 9) K.B. Bischoff, *Chem. Eng. Sci.* 12 (1960), 69.
- 10) M.F. Edward, and J.F. Richardson, *Chem. Eng. Sci.* 23 (1968), 109.
- 11) H. Brenner, *Chem. Eng. Sci.* 17 (1962), 229.
- 12) O. Levenspiel, *Chem. Eng. Sci.* 17 (1962), 575.

- 13) A. Klinkenberg, *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **5** (1966), 283.
- 14) Miyauchi, Terukatsu, and T. Vermeulen, *ibid*, **2** (1963), 304
- 15) C.A. Sleicher, *A.I.Ch.E.J.* **6** (1960), 529.
- 16) E.B. Gutoff, *ibid*, **11** (1965), 712.
- 17) R.E. Bibaud, and R.E. Treybal, *ibid*, **12** (1966), 472.
- 18) R.L. Stokes and E.B. Nauman, *ibid*, **48** (1970), 723.
- 19) R. Letan and E. Kehat, *A.I.Ch.E.J.* **15** (1969), 4.
- 20) C.G. Sinclair and K.J. Mc naughton, *Can. J. Chem. Eng.* **48** (1970), 411.
- 21) C.S. Choi, W.K. Kang and D.S. Doh, *J. KICChE*, **11** (1973), 24

