

转盘塔与改进型转盘塔

诸富根 倪信梯 于筛成 周永传 苏元复

(华东化工学院)

一、前 言

转盘塔(RDC)为液液萃取中的重要设备,广泛应用于石油化工、湿法冶金、废液处理、制药、食品以及原子能等工业。在糠醛润滑油精制、汽油馏分中硫醇萃取、丙烷脱沥青、废水脱酚等生产实践中都取得了显著的成功。它具有结构简单、操作方便、处理量大、适应性强与萃取效率高 等许多优点,尤其是借转盘剪切力破碎分散相液滴,与其它搅拌式萃取器相比,消耗外能少,因而受到人们的普遍关注。在能源日益紧张的情况下,更能显示其优越性。

随着转盘塔在萃取分离过程中的采用,国内外学者还在探索进一步提高塔效率的可能性,通过各种不同途径强化传质过程。Misek^[1]发展了偏心型转盘塔(ARD),转轴位置偏离塔的中心线,用定盘取代定环,且增设弯月形水平挡板与圆弧形垂直挡板,从而把每个隔室分割为不对称的混和区域和沉降区域。混和区域内仍利用转盘剪切力破碎分散相液滴;沉降区域具有一定的体积,减少了轴向混和。操作过程中,周期性地产生分散与沉降作用,传质效率有较大的提高。

Krishnaiah^[2]在直径 50 毫米的转盘上于 $\phi 32$ 毫米圆周处开了八个 $\phi 6$ 毫米的小孔,为使转盘中部滞流区域内的液滴分散程度得到增强,相同转速下液滴破碎得比较细小。

作者用煤油-醋酸-水和苯-醋酸-水系统在 250—550 转/分的范围进行测定,基于萃余相的传质单元高度(HTU)_{OR}可降低 20—30%,但滴径较小,生产能力有所下降。

中村昭一、平冢精一^[3]等则把圆片状转盘改为四块圆筒形回转搅拌板,变水平方向剪切力为纵向剪切力,搅拌板内外侧切向运动速度相同,破碎比较均匀;而且增大了剪切面积,分散程度增加,能有较好的传质性能。实验表明:该塔适应性较强,可用于易分离与较难分离的物系。理论级数为 2—9 级/米。

新型的 Scheibel 塔^[4]改变了原先的一层金属丝网与一层搅拌混和室交替组合的结构,用抽吸式旋片代替透平式搅拌器,以少量金属丝网围在搅拌叶的外层,两相流体沿着轴的边缘吸入,经充分混和后流过丝网填料,然后得到分层,以此反复循环。该塔有较高的理论级数,但不宜用于带固体颗粒的悬浮液系统。

Hartland^[5]等在装有搅拌桨的萃取塔中设置蜂窝型凝聚板,其空隙度超过 90%,以减少对流体的阻力,使之不影响生产能力,操作速率至少为 $24 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{小时}$ 。甲苯-丙酮-水系统中,相比为 1:1 时,可达 $50 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{小时}$ 。在相比 1:20 至 20:1 之间,对于界面张力较低的物系仍保持较高的通量。蜂窝板的主要作用是加速分散相液滴的凝聚,从而提高了传质速率。

搅拌式萃取塔中,提高液滴凝聚与再分散频率是强化传质过程的重要途径。RDC内,可通过调节转盘的转速来控制其分散程度,但液滴之间的凝聚仅靠自由碰撞的几率,而且,碰撞后也不都能破膜凝聚。因此,转盘塔中的凝聚作用尚嫌不足,特别是界面张力比较小的系统,分散相液滴间的凝聚就更差,转盘塔操作也变得困难。应该说明,过度的分散,虽能增加两相间的接触面积,在一定条件下有益于质量传递,但随之带来许多不利因素。分散相液滴过细,两相容易发生乳化,液液之间难于澄清分层;小液滴在流动过程中湍动严重,致使轴向混和加剧;液滴直径变小后,液滴内循环减小,成为刚性固球,传质系数下降;随着液滴直径的减小,两相滑动速度减慢,生产能力相应变小。所以,只增加分散程度绝不是提高传质效率的有效方法,甚至适得其反。为此,从传质的基本原理出发,针对RDC的弱点进行改进,设计了用简单的不锈钢丝网装入转盘塔,每两个隔室加装一圈丝网,丝网位置与转盘保持同一平面,而且紧靠塔壁,以加速分散相液滴的凝聚,来提高萃取效率。这样,既保持了利用转盘剪切力破碎液滴而能耗比较低的优点,又有金属丝网加速液滴凝聚、促进表面更新的作用。这种改进型转盘塔简称为MRDC。

二、两种塔的性能比较

采用煤油-正丁酸-水系统,以直径 $\phi 100$ 毫米高1800毫米装置的RDC与MRDC进行对照。当转盘转速超过一定值后,MRDC就发挥其特殊性能,即进入丝网凝聚作用区域。此时,滞留量增加、液滴平均直径变大、特征速度下降、返混减小、萃取效率大幅度提高。其中流体力学、轴向混和、传质系数等的变化规律也与RDC中的明显不同。而且,适应范围也将变大,RDC适用于中等界面张

力的系统,MRDC对于中等或较小界面张力之物系的萃取分离均很有效。

1. 流通能力

低转速时,RDC和MRDC两种塔内的分散相滞留量基本相同;而转盘达到一定转速后,MRDC中的滞留量随着转速的提高而迅速增加,比RDC中的平均值提高35%左右。Thornton、Logsdail^[6]等在转盘塔内得到了两相通量与滞留量的关系式;

$$u_d/x + u_c(1-x) = u_0(1-x)$$

式中, u_d 、 u_c 、 u_0 分别为分散相、连续相流速及特征速度; x 为滞留量。

用MRDC中的实验数据,以 $u_d + u_c x \cdot (1-x)$ 对 $x(1-x)$ 进行标绘,已不再为直线,而是通过原点向上弯的曲线(见图1)。

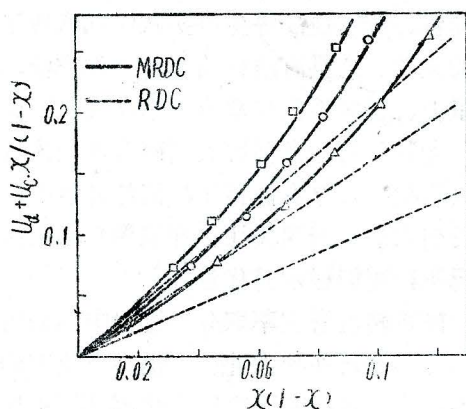


图1 特征速度比较

表明Logsdail式已不能适用丝网作用区域内的流体力学变化规律。这可用“凝聚指数” Z 来加以修正,得到MRDC中的流通能力函数式:

$$u_d/x + u_c/(1-x) = u_0(1-x)\exp(Zx)$$

在煤油-正丁酸-水系统中, $Z=1.8$,与 $d \rightarrow c$ 、 $c \rightarrow d$ 传质方向及无传质过程无关。

2. 液泛通量

MRDC的液泛通量比RDC的有所增加,图2为无传质条件下的两条液泛线。高转速时,分散相液滴已获得足够的动能撞击丝网,液膜易被撕破,液滴之间能迅速发生凝

聚，液滴平均直径较大，通量就将提高；在低转速的非丝网作用区域，丝网还没有明显的凝聚作用，但丝网本身却占据了塔内一部分有效体积，致使低转速范围内反而低于RDC中的通量。因此，两条液泛线有一个相交点。

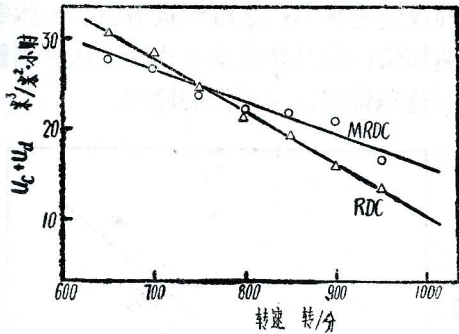


图2 液泛通量比较

3. 特征速度

MRDC中特征速度 u_o 的实验值比RDC中的略低，这是丝网对分散相液滴在塔内自由沉降（或自由上升）起了阻碍作用，使其下降了 $\exp(1.8x)$ 倍。Laddha^[7]等把转盘塔分为两个流体力学区域，在低于临界转速操作时，特征速度与转速基本无关；当高于临界转速时， u_o 与 $(D_R N^2/g)^{-1}$ 成正比。章寿华^[8]等认为在临界转速附近存在着一个过渡区域，此时传质及其方向对 u_o 没有明显影响， u_o 值正比于 $(D_R N^2/g)^{-0.26}$ ，在大通量操作时估计过渡区域的特征速度有一定的实际意义。由于丝网的凝聚作用，MRDC内特征速度的变化有其不同的规律，数学模型列表如下：

	c_1	Fr^{c_2}	$\psi_1^{c_3}$	适用的操作范围	
				$Fr^{-1}\psi_1^{1/2}$	传质方向
$\frac{u_o}{\left(\frac{\sigma \Delta \rho g}{\rho_c}\right)^{1/4} G_f} =$	0.128	$Fr^{-0.88}$	ψ_1^1	≤ 13	d→c
	0.0061	$Fr^{-0.91}$	ψ_1^2	≤ 16	无传质
	0.059	$Fr^{-1.04}$	ψ_1^1	≤ 21	c→d

以上各式中：

G_f 为塔构件几何因数， $G_f = (H/D_R)^{0.95} \times (D_S/D_R)^{2.1} (D_R/D_T)^{2.4}$
 ψ_1 为物性因数， $\psi_1 = (\sigma^3 \rho / \mu_c^4 g)^{0.25} (\Delta \rho /$

$\rho_c)^{0.6}$
 Fr 为Froude数， $Fr = D_R N^2 / g$
 RDC中的特征速度关联式如下：

$\frac{u_o}{\left(\frac{\sigma \Delta \rho g}{\rho_c}\right)^{1/4} G_f} =$	0.11	$Fr^{-1} \psi_1$	d→c	$Fr^{-1} \psi_1^{1/2} \leq 16$
	0.01	$Fr^{-1} \psi_1^2$	无传质	$Fr^{-1} \psi_1^{1/2} \leq 19$
	0.077	$Fr^{-1} \psi_1$	c→d	$Fr^{-1} \psi_1^{1/2} \leq 25$

式中， $G_f = (H/D_R)^{0.9} (D_S/D_R)^{2.1} \times (D_R/D_T)^{2.4}$

4. 轴向混和

测定返混大小可采用脉冲函数法、阶跃函数法或其它函数法。脉冲函数法即在流体入口处瞬间注入一定量的示踪剂，于流体出口处就能检测到示踪剂浓度随时间变化的规律，通常用停留时间分布密度函数 $E(t)$ 来描述。平均停留时间即为 $E(t)$ 函数之数学期望：

$$t = \int_0^\infty t E(t) dt / \int_0^\infty E(t) dt$$

$E(t)$ 的二次矩即方差：

$$\sigma_t^2 = \int_0^\infty (t - \bar{t})^2 E(t) dt / \int_0^\infty E(t) dt$$

用无因次时间来评价分布情况较为方便：

$$\sigma_o^2 = \sigma_t^2 / \bar{t}^2$$

分析RDC中的轴向混合时，通常建立扩散模型：

$$\frac{\partial C}{\partial t} = E \frac{\partial^2 C}{\partial l^2} - u \frac{\partial C}{\partial l}$$

根据初始条件及边界条件求解二阶偏微分方程，得到Peclet数与方差 σ_o^2 的关系。

对于“闭式”容器:

$$\sigma_o^2 = (2/Pe) - 2(1/Pe)^2[1 - \exp(-Pe)]$$

对于“开式”容器:

$$\sigma_o^2 = (2/Pe) + 8(1/Pe)^2$$

对于“开-闭式”容器:

$$\sigma_o^2 = (2/Pe) + 3(1/Pe)^2$$

Strand^[9]根据实验数据关联出RDC中的连续相返混函数式:

$$\frac{E_c(1-x)}{u_c H} = 0.5 + 0.09 \left(\frac{D_R N}{u_c} \right) \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^2 \times \left[\left(\frac{D_S}{D_T} \right)^2 - \frac{D_R}{D_T} \right] (1-x)$$

Rod^[10]使用经过筛选的固体颗粒代替分散相液滴,然后测试轴向混和大小,得到分散相返混的关联式:

$$\frac{E_d x}{u_d H} = 0.7 + 0.02 \left(\frac{D_R N}{u_d} \right) x \cdot B$$

式中, B为转盘塔自由截面分数。

MRDC中,由于丝网的作用,不同浓度的液滴微团之间碰撞凝聚现象加剧,丝网部位成为函数的间断点,就不能应用微分模型,轴向混和数据则必须按“返流模型”分析处理。

$$\bar{t} = n/\lambda$$

$$\sigma_o^2 = \frac{1}{n} \left[1 + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{2(n-i)}{n} \left(\frac{\varphi}{\lambda + \varphi} \right)^i \right]$$

λ 、 φ 分别为进料速率、返回速率与一个隔室内的体积之比。得到 λ 、 φ 后即可计算“返流比” φ/λ 的实验值。

利用电子计算机求算模型参数,进而关联出预测“返流比”的数学模型:

连续相

$$f = 0.144 \left(\frac{N D_R}{u_c} \right)^{0.71} \left(\frac{u_d}{u_c} \right)^{0.48} \times \left(\frac{D_S^2 - D_R^2}{D_T^2} \right)^{0.6} \left(\frac{H}{D_T} \right)^{-0.6} \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^{2.5}$$

分散相

$$S = 0.134 \left(\frac{N D_R x}{u_d} \right)^{1.13} \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^2 \left(\frac{D_S^2 - D_R^2}{D_T^2} \right)$$

对于MRDC,连续相返流比f仅为

Murakami^[11]等的RDC值的50%左右,如图3;分散相返流比S约为作者自己测得RDC值的85%,但远大于Strand^[9]等的预测值,见图4。实验表明:MRDC中连续相与分散相轴向混和均比RDC中的要小。可以认为小液滴经丝网作用后凝聚为大液滴,其湍动程度大为减小;又滞留量增加,流体实际流速加快;同时丝网本身也起了水平挡板作用。这些都是减少返混的原因。

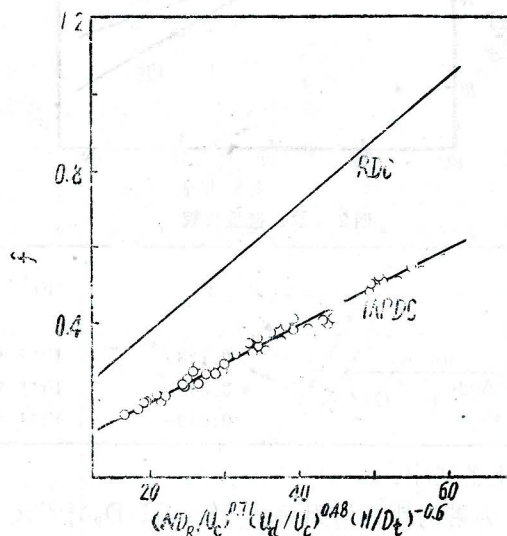


图3 连续相返混比较

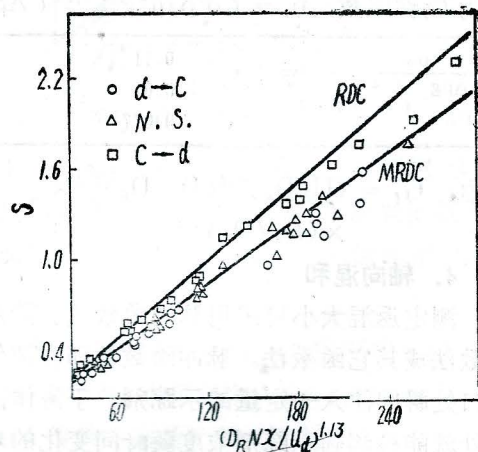


图4 分散相返混比较

5. 萃取效率

不锈钢丝网对分散相液滴产生破膜凝聚作用,使两相界面不断得到更新,加之轴向混和的减小,MRDC的萃取效率显著提高,

比 RDC 的提高程度, 随传质方向而异。若以煤油为分散相, 正丁酸从煤油传到水中时, 萃取效率能提高 10% 左右; 若传质方向相反, 则可提高效率 100~150% (见图 5)。分散相向连续相传质过程中, 液滴间易于凝聚, 液滴直径比较大, 丝网的凝聚作用就不够明显; 而在连续相向分散相传质时, 不利于液滴凝聚, 分散相滴径较小, 丝网即能发挥出显著的凝聚作用。必须指出, 在相同的操作条件

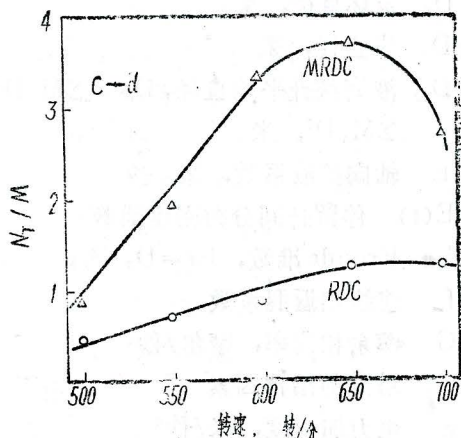


图5 塔效率比较

下, 两种萃取塔功率消耗基本不变, 得到不增加能耗而提高效率的结果。

6. 液滴直径

MRDC 中分散相液滴的平均直径要比 RDC 中的大, 图 6 为分散相向连续相传质时液滴直径大小的变化曲线, 随着转盘转速的增加而变化。低转速时, 两种塔内的平均滴径很接近; 而在高转速时, 则差别较大, 这些现象在连续相向分散相传质时更为明显。

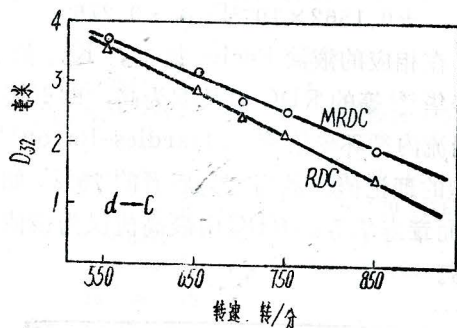


图6 液滴直径比较

7. 传质系数

描述转盘塔内的传质过程一般建立二阶常微分方程组, 同时假定同一塔截面上两相各自的浓度相等, 整个塔内传质总系数 K_{od} 为常数, 还必须假设两相具有线性平衡关系, 以此解得扣除返混影响后的传质单元数 N_{ox} :

$$\begin{cases} \frac{d^2 C_x}{dl^2} - Pe_x \frac{dC_x}{dl} = N_{ox} Pe_x [C_x - (b + mC_y)] \\ \frac{d^2 C_y}{dl^2} - Pe_y \frac{dC_y}{dl} = N_{ox} Pe_y [C_x - (b + mC_y)] \frac{u_x}{u_y} \end{cases}$$

进而求取基于分散相的真实传质总系数 K_{od} :

$$K_{od} = N_{ox} / al$$

$$\begin{cases} L(X_{i-1} - X_i) + Lf(X_{i+1} - 2X_i + X_{i-1}) = K_{ox} aV(X_i - X_i^*) \\ G(Y_i - Y_{i+1}) - GS(Y_{i+1} - 2Y_i + Y_{i-1}) = K_{ox} aV(X_i - X_i^*) \end{cases}$$

边界条件:

$$\begin{cases} L(X_{i_n} - X_i) + Lf(X_2 - X_1) = K_{ox} aV(X_1 - X_1^*) \\ G(Y_1 - Y_2) - GS(Y_2 - Y_1) = K_{ox} aV(X_1 - X_1^*) \\ Y_1 = Y_{ou} \end{cases} \quad i=1$$

$$\begin{cases} L(X_{n-1} - X_n) + Lf(X_{n-1} - X_n) = K_{ox} aV(X_n - X_n^*) \\ G(Y_n - Y_{i_n}) - GS(Y_{n-1} - Y_n) = K_{ox} aV(X_n - X_n^*) \\ X_n = X_{ou} \end{cases} \quad i=n$$

MRDC 中, 把每个隔室看作一级全混釜, 级间存在着有限返混, 按多级串联同样可建立物料平衡方程组:

用电子计算机进行数值解, 得到体积传质系数 $K_{o,x}a$, 从平均滴径计算总界面面积 aV , 即可求出传质总系数的实验值。再与单液滴传质的理论模型值 $K_{o,d,s}$ 之比用液滴 Peclet 数 ($D_{32}u_s/D_d$) 关联, 得出:

$$K_{o,d}/K_{o,d,s} = 0.2574 \times 10^{-14} Pe_{d,r}^3 - 0.9202 \times 10^{-9} Pe_{d,r}^2 + 0.1562 \times 10^{-3} Pe_{d,r} - 0.2769$$

在相应的液滴 Peclet 数时, $K_{o,x}$ 值比章寿华^[8]等的 RDC 中数据为高, 即更接近于湍流内循环单液滴的 Hardles-Baron^[12]模型的理论值, 最高约为后者的 70%, 如图 7。而章寿华等的 RDC 中最高值仅为该值的 40%。

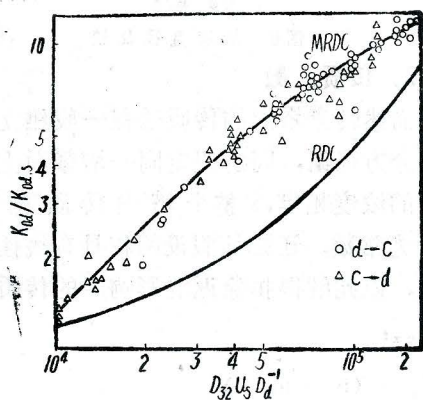


图 7 传质系数比较

三、结 论

1. 通过对 RDC 与 MRDC 两种塔的特性比较, 可以表明提高凝聚作用是改进转盘塔效率、强化传质过程的有效途径。

2. 加装不锈钢丝网的 MRDC 具有不增加外能而大幅度提高萃取效率的优良性能, 但必须在丝网作用区域内操作。

3. MRDC 比 RDC 有较宽的适用范围, 对于中等及较小界面张力的物系均很有效。

4. MRDC 在流体力学、轴向混和及传质等方面都有其独特的变化规律。

符 号 说 明

- a 单位体积中两相界面积, 米²/米³
- B 塔自由截面分数
- b 平衡线方程中截距
- C 溶质或示踪剂浓度, 摩尔/米³
- c_1, c_2, c_3 方程式中常数
- D_d 分散相扩散系数, 米²/秒
- D_R 转盘直径, 米
- D_s 定环直径, 米
- D_T 塔直径, 米
- D_{32} 液滴统计平均直径, $D_{32} = \sum M_i D_i^3 / \sum M_i D_i^2$, 米
- E 轴向扩散系数, 米²/秒
- $E(t)$ 停留时间分布密度函数
- Fr Froude 准数, $Fr = D_R N^2 / g$
- f 连续相返混系数
- G 萃余相流率, 摩尔/秒
- G_f 塔几何结构因素
- g 重力加速度, 米/秒²
- H 隔室高度, 米
- i 混和级序号数
- $K_{o,d}$ 基于分散相传质总系数, 米/秒
- $K_{o,d,s}$ 基于分散相静止球模型传质总系数, 米/秒
- $K_{o,x}$ 基于萃余相传质总系数, 米/秒
- L 萃取相流率, 米/秒
- l 转盘塔轴向长度, 米
- M 液滴数
- m 分配比, $m = C_d / C_c$
- N 转盘转速, 1/秒
- $N_{o,x}$ 基于萃余相的传质单元数
- N_T 理论级数
- n 混和级数
- Pe Peclet 准数, $Pe = u l / E$
- $Pe_{d,r}$ 液滴 Peclet 准数, $Pe_{d,r} = D_{32} u_s / D_d$
- S 分散相返混系数
- t 时间, 秒

$\bar{t}$	平均停留时间, 秒
u	速率, 米/秒
u_0	特征速度, 米/秒
u_s	滑动速度, 米/秒
V	每个隔室体积, 米 ³
x	滞留率
X	萃余相浓度, 摩尔/米 ³
X^*	平衡时萃余相浓度, 摩尔/米 ³
Y	萃取相浓度, 摩尔/米 ³
Z	凝聚指数
φ	返混参数, 1/秒
ρ	密度, 公斤/米 ³
μ	粘度, 牛顿·秒/米 ²
σ	界面张力, 牛顿/米
σ_0^2	无因次方差
σ_t^2	有因次方差
λ	返混参数, 1/秒
Ψ_1	物性因素

下标

c	连续相
d	分散相
x	萃余相
y	萃取相
n	第 n 级

i	序号数
in	进
out	出

参 考 文 献

- [1] Misek, T., and Marek, J., Brit. Chem. Eng., 15, 202 (1970).
- [2] Krishnaiah, M. M., et al., Brit. Chem. Eng., 12, 719 (1967).
- [3] 中村昭一、平冢精一, 化学工场, 11, [4], 49 (1967).
- [4] Scheibel, E. G., U. S. Patent 3,369, 970 (1968).
- [5] Steiner, L., and Hartland, S., Proc. Int. Solvent Extraction Conf., 80-229 (1980).
- [6] Logsdail, D. H., Thornton, J. D., and Pratt, H. R. C., Trans. Inst. Chem. Eng., 35, 301 (1957).
- [7] Laddha, G. S., et al., Can. J. Chem. Eng., 56, 137 (1978).
- [8] S. H. Zhang, X. D. Ni and Y. F. Su, Can. J. Chem. Eng., 59, 573 (1981).
- [9] Strand, C. P., Olney, R. B. and Ackerman, G. H., AIChE J., 8, 252 (1962).
- [10] Rod, V., Coll. Czech. Chem. Comm., 33, 2855 (1968).
- [11] Murakami, A., and Misonou, A., Intern. Chem. Eng., 18, [1], 16 (1978).
- [12] Handlos, A. E., and Baron, T., AIChE J., 3, 127 (1957).

【上接第18页】

为 22 毫米, 相当于每米柱高具有 45 块理论板的分离能力。

3. 五级单柱级联的级联总长约 16 米, 常压操作时的总浓缩倍数为 101 倍。平衡时间约需 40 天。

4. 热扩散柱的能耗较大, 单柱运行能耗为 0.6 千瓦时。

5. 热扩散柱单柱的生产能力较低。要

增加产量缩短开工时间, 应按级联理论增加各级并联柱的数量。

参 考 文 献

- [1] 邓颂九, “有机恒沸点混合物的热扩散精馏”, (1973).
- [2] 陈仙送, 李昌舜, 稳定性同位素, [2], 34 (1981).
- [3] Jones, R. Z., W. H. Furry, Reviews of Modern Physics, 18, [2], 151~224 (1946).
- [4] Nier, A. O., Phys. Rev., 57, 30 (1940).
- [5] MLM-1104.