

转盘塔与改进型转盘塔

诸富根 倪信娣 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Φ32毫米圆周处开了八个Φ6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]改变了早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米³/米²·小时。甲苯-丙酮-水系统中,相比为1:1时,可达50米³/米²·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）。

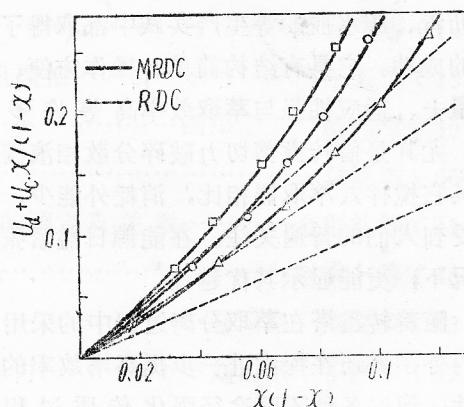


图 1 特征速度比较

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。

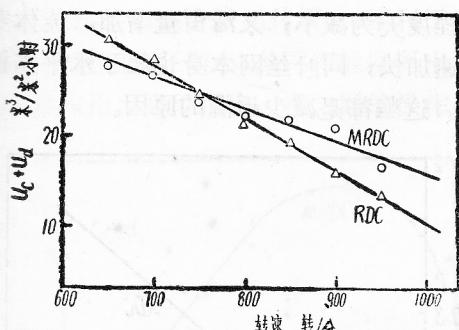


图2 液泛通量比较

3. 特征速度

MRDC 中特征速度 u_* 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_* 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_* 没有明显影响， u_* 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
$\frac{u_*}{(\frac{c \Delta \rho g}{\rho_c})^{1/4} G_f l}$ =	0.128	$Fr^{-0.88}$	ψ_1^{1}	≤ 13	$d \rightarrow c$
	0.0061	$Fr^{-0.91}$	ψ_1^{2}	≤ 16	无传质
	0.059	$Fr^{-1.04}$	ψ_1^{1}	≤ 21	$c \rightarrow d$

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， $\psi_1 = (\sigma^3 \rho / \mu_c^4 g)^{0.25} (\Delta \rho /$

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

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：

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

$$\rho_e)^{0.6}$$

Fr 为 Froude 数， $Fr = D_R N^2/g$

RDC 中的特征速度关联式如下：

$E(t)$ 的二次矩即方差：

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

用无因次时间来评价分布情况较为方便：

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

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_t^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：

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

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。

$$t = n/\lambda$$

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

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。

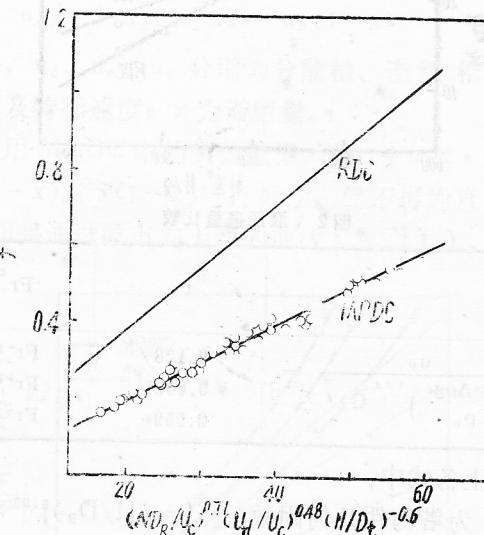


图 3 连续相返混比较

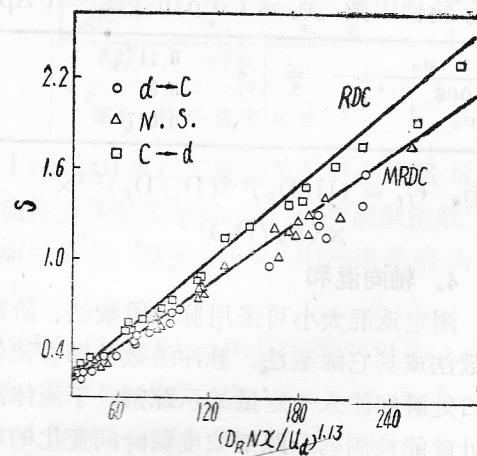


图 4 分散相返混比较

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，

右，
测得
的预
相与
可以
，其
体实
挡板

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，塔效率能提高 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，在相同的操作条件下

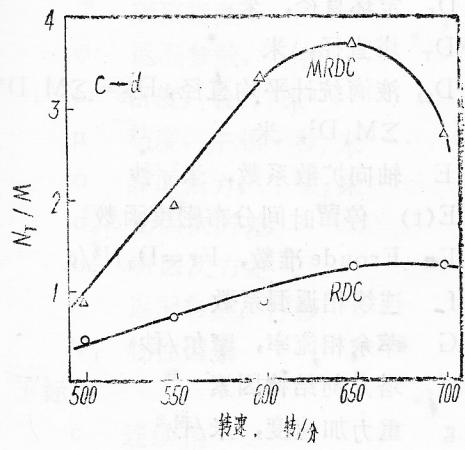


图 5 塔效率比较

下，两种萃取塔的功率消耗基本不变，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。

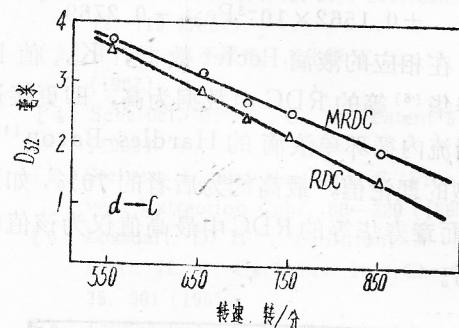


图 6 液滴直径比较

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 $K_{o,d}$ 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 $N_{o,x}$ ：

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

进而求取基于分散相的真实传质总系数 $K_{o,d}$ ：

$$\begin{cases} K_{o,d} = N_{o,x}/al \\ L(X_{i-1} - X_i) + Lf(X_{i+1} - 2X_i + X_{i-1}) = K_{o,x} aV(X_i - X_i^*) \\ G(Y_i - Y_{i+1}) - GS(Y_{i+1} - 2Y_i + Y_{i-1}) = K_{o,x} aV(X_i - X_i^*) \end{cases}$$

边界条件：

$$\begin{cases} L(X_{i=1} - X_1) + Lf(X_2 - X_1) = K_{o,x} aV(X_1 - X_1^*) \\ G(Y_1 - Y_2) - GS(Y_2 - Y_1) = K_{o,x} aV(X_1 - X_1^*) \quad i=1 \\ Y_1 = Y_{o,u}, \\ L(X_{n-1} - X_n) + Lf(X_{n+1} - X_n) = K_{o,x} aV(X_n - X_n^*) \\ G(Y_n - Y_{n+1}) - GS(Y_{n+1} - Y_n) = K_{o,x} aV(X_n - X_n^*) \quad i=n \\ X_n = X_{o,u}, \end{cases}$$

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 $K_{\text{d}, \text{v}}$ ，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 $K_{\text{d}, \text{s}}$ 之比用液滴 Peclet 数 $(D_{32}u_s/D_d)$ 关联，得出：

$$\begin{aligned} K_{\text{d}, \text{v}}/K_{\text{d}, \text{s}} &= 0.2574 \times 10^{-14} \text{Pe}_{\text{d}, \text{r}}^3 - \\ &- 0.9202 \times 10^{-9} \text{Pe}_{\text{d}, \text{r}}^2 + \\ &+ 0.1562 \times 10^{-3} \text{Pe}_{\text{d}, \text{r}} - 0.2769 \end{aligned}$$

在相应的液滴 Peclet 数时， $K_{\text{d}, \text{v}}$ 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%。

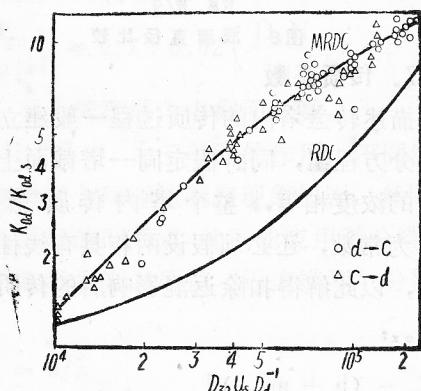


图 7 传质系数比较

三、结 论

- 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。
- 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。
- 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。
- 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， $D_{32} = \sum M_i D^3 / \sum M_i D^2$ ，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 _d	基于分散相传质总系数，米/秒
K _{d,s}	基于分散相静止球模型传质总系数，米/秒
K _{d,v}	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， $m = C_d / C_s$
N	转盘转速，1/秒
N _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_i	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

【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

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 3,389,970 (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. P. 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).

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.