

# 矩鞍形填料萃取塔的研究

华东化工学院 于筛成 倪信娣 周永传

## 一、前言:

随着萃取过程的研究与开发,尤其在石油、化工、医药、食品等工业上日益广泛的应用,证明了液—液萃取在许多领域具有重要作用。作为实现两液相之间质量传递的萃取设备,目前在工业上采用的已达三十余种。各种设备具有不同的特性,而且萃取过程及萃取体系中各种因素的影响也是错综复杂的。对一个理想的工业萃取设备来说,应该具有:

1. 通量大,即单位时间、单位塔截面上的物料处理量要大;

2. HETS或者HTU要低,也就是一个理论级的当量高度或传质单元高度要低;

3. 投资费用要小;

4. 操作费用和维修费用要小。

然而,要在上述四个方面都比较优越较难实现。

填料萃取塔是一种常见的萃取设备,随着高效填料的开发和应用,使塔内的填料有助于提高连续相的局部速度,并限制连续相的再循环及返流;同时,由于填料的作用,促进了分散相的分散,减小了轴向混和,增加了相际接触面积,使得传质速率得以提高。本文试图通过对新疆制药厂麻黄素生产中 $\varnothing 800\text{mm}$ 的矩鞍形填料萃取塔进行研究测试,以期从现有年产20吨的水平到年产150吨的萃取设备的设计,提供有价值的依据。

填料塔早在十九世纪已开始用于生产<sup>[1]</sup>,由于当时对填料床内两相流动情况的研究较少,塔的优秀性尚未全部发挥。随着石油、化工、肥料等工业的飞速发展,人

们对填料塔的认识才日趋加深,多种填料的开发和新型高效填料的应用,使填料塔的研究和应用取得了很大的发展,尤其是近一、二十年来,更是如此。

Eckert<sup>[2]</sup>首先推荐矩鞍形填料,其次为鲍尔环填料。Lewis<sup>[3]</sup>指出:

如果使用的填料尺寸大于临界填料尺寸,则分散相的平均液滴 $d_c$ 几乎与填料的大小和形状无关,而仅仅取决于流率。他提出的临界填料尺寸为:

$$d_{pc} = 2.42 \left( \frac{\delta}{\Delta\rho g} \right)^{1/2} \quad (1)$$

为防止液体在填料床中的沟流,Reisinger<sup>[4]</sup>建议填料尺寸不应大于塔径的 $1/8$ ,即选用的填料要符合下列关系:

$$d_T 1/8 > d > d_{pc} \quad (2)$$

Steinor<sup>[5]</sup>等人提出了计算滞留量的关联式:

$$\bar{u}_r = \frac{u_d}{ex} + \frac{u_c}{e(1-x)} = u_c(1-x) \quad (3)$$

使用此式的条件为 $d > d_{pc}$ 。

Degaleesan和Krishnan<sup>[6]</sup>以拉西环为填料,研究了传质条件下的滞留量,他们提出了下列关联式:

$$c \rightarrow d: \left( \frac{u_d^2 a}{ge^3} \frac{\rho_c}{\Delta\rho} \right)^{1/2} \left( \frac{u_d}{u_c} + \frac{x}{1-x} \right) = 0.637x(1-x) \quad (4)$$

$$d \rightarrow c: \left( \frac{u_c^2 a}{ge^3} \frac{\rho_c}{\Delta\rho} \right)^{1/2} \left( \frac{u_d}{u_c} + \frac{x}{1-x} \right) = 0.82x(1-x) \quad (5)$$

Sitaranayya和Degaleesan<sup>[7]</sup>提出了下列关联式,以求取传质条件下的液滴特征速度 $\bar{u}_c$ :

$$\bar{u}_0 = C \left( \frac{a}{ge^3} \frac{\rho_c}{\Delta\rho} \right)^{-1/2} (6)$$

式中C无传质时为0.683, c→d为0.637,  
d→c为0.820。

Venkataraman 和 Laddha<sup>[8]</sup> 综合了自己的数据和已经发表的数据, 提出了下列计算液泛滞留量的关联式:

$$x_f = 0.753 \left( \frac{u_d^2 a}{ge^3} \frac{\rho_d}{\Delta\rho} \right)^{0.111}$$

此式的平均偏差为15.7%, 最大偏差为±36%。

chandrsekaran<sup>[9]</sup> 在液泛条件下, 对各种填料, 不同的液体系统进行了研究, 得到了下式:

$$x_f \sqrt{1-x_f} = c_1 \left( \frac{u_d^2 a}{ge^3} \frac{\rho_c}{\Delta\rho} \right)^n (8)$$

为了安全起见, 使 $x_f$ 为最小, 我们取 $c_1 = 0.4679$ ,  $n = 0.0742$ 。

Laddha和Degaleesan<sup>[7, P132]</sup> 用下式求取液泛滞留量:

$$x_f = \frac{(1 + 8 \left( \frac{u_d}{u_c} \right)_f^{0.5} - 3)}{4 \left( \frac{u_d}{u_c} \right)_f - 4} (9)$$

Houliham 和 Laddha<sup>[10]</sup> 提出下列关联式, 以求取液泛速率:

$$1 + 0.835 \left( \frac{\rho_d}{\rho_c} \right)^{0.25} \left( \frac{u_d}{u_c} \right)^{0.5} = c \quad 1.06$$

$$\left( \frac{u_d^2 a}{ge^3} \frac{\rho_c}{\Delta\rho} u_c^{0.25} \right)^{0.25} = 0.25 (10)$$

此式适用条件为 $d_f > 3$ 时,  $d_f/d \geq 6$ , 式中 $c = 1.02e^{0.0008/a^{0.048}}$

## 二、直径 800mm 矩鞍形填料萃取塔的工业性试验与讨论:

### 1. 苯提工段的流程

苯提工段是麻黄素生产工艺的中心环节之一, 此工段的操作好坏, 萃取和反萃取效率的高低, 溶剂损失的大小都直接影响产品的产量、质量及经济效益。

苯提工段的流程见图2-1, 它由萃取塔

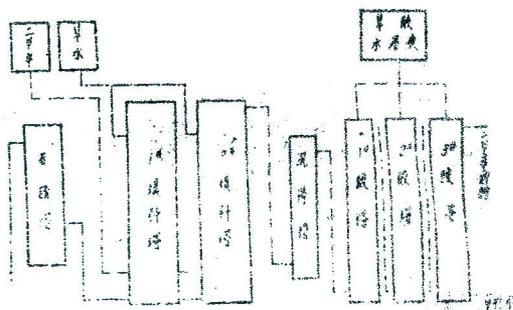


图2-1 苯提工程的流程

和反萃取塔等装置组成。草水和二甲苯由各自的高位槽分别从塔的顶部和底部流入塔内, 经过两相传质后, 从塔的底部排出的退水经石蜡塔后, 排入下水道; 塔顶溢出的萃取相经缓冲缸除去夹带的草水进入反萃取塔。反萃取塔共三台, 串联操作。萃取相连续通过三个反萃取塔后, 其中的麻黄素被草酸基本上中和了。再生后的二甲苯用泵打到苯高位槽供循环使用。当提取麻黄素的草酸水溶液PH接近7时(即为中性水时), 就将中性水放入后段工序。

### 2. 填料萃取塔的结构和尺寸:

苯提工段共有四台 $\varnothing 890\text{mm}$ 的填料萃取塔, 详细结构和尺寸见图2-2。

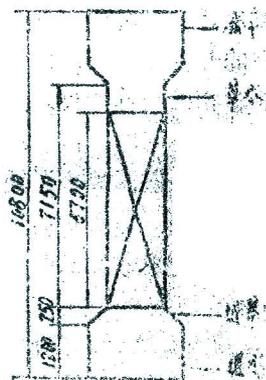


图2-2 填料萃取塔的尺寸

填料萃取塔共分三段, 上沉降段、下沉降段和装有填料的有效萃取段。设置上沉降

段是为了使两相分层并减少草水的夹带，设置下沉降段的目的是为了降低二甲苯的夹带，以减少二甲苯的损失。有效萃取段中的填料采用50×7mm(名义尺寸)的矩鞍形填料，填料层高度为5.7米。填料的特性见表2—1。

表2—1 矩鞍形填料的特性 (1, P238)

比表面积 a m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	空隙率 e m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	每m <sup>3</sup> 填料个数	堆积密度 ρ <sub>p</sub> kg/m <sup>3</sup>	填料因子 φ m <sup>-3</sup>
120	0.79	9.4×10 <sup>3</sup>	532	130

### 3. 填料萃取塔的操作:

塔的操作是以不互溶两相从相反的方向通过填料而实现的。为了能使两相在填料床层空隙中逆流流动，两相必须具有足够的重度差，在草水和二甲苯进口处各装有一只液体分布器。分布草水的重相分布器主要起到均布液体，减小向壁偏流和沟流的作用；分布二甲苯的轻相分布器起到均匀地分散液体的作用，生产操作时，连续相首先充满塔内，并优先润湿填料，使分散相以液滴的形式通过连续相。草水作为连续相从塔的上部进入，二甲苯作为分散相从塔的底部进入。两相通过逆流接触进行传质。通过控制草水出口流量来调节两相界面于塔顶某一位置，界面由液面计显示。

### 4. 填料的尺寸和性能:

填料萃取塔中使用的填料为瓷质矩鞍形填料，名义尺寸为50×7mm，由式(1)可得：

$$d_{pc} = 2.42 \left( \frac{\delta}{\Delta\rho g} \right)^{1/2} = 0.0037m$$

因此，实际所使用的填料，即大于填料的临界尺寸，又小于塔径的1/6，适合于该塔的使用。

矩鞍形填料为一种高效填料<sup>[11]</sup>，但价格较贵，在填料床内比拉西环容易打碎。它的优点是不易结窝，不易使填料床层堵塞，床层较为均匀，对大多数物系来说，具有较低的传质单元高度。由于草水是从植物麻黄草中浸取而得，草水中往往含有较多的纤维、泥浆等许多固形物，所以很适合于草水

——二甲苯系统的应用。只是使用时间长了以后，会使填料的特性发生变化，如污物积于填料床层内，影响填料的空隙率。

### 5. 草水——二甲苯相平衡的测定:

本系统溶剂与草水基本上不互溶，因而可用较为简单的直角坐标系来表示它们的相平衡关系。由于温度对溶剂的溶解能力有影响，一般测定时需温度恒定。样品的配制一般有两种方法<sup>[12]</sup>，相比变化与相比不变。本试验从生产过程中直接取草水和二甲苯，采用相比变化的方法测定平衡数据。草水和二甲苯中的麻黄碱含量分别用全量法和反萃法<sup>[13]</sup>。

测得的70±3℃时，草水——二甲苯的平衡数据见表2—2及图2—3。草水——二甲苯的平衡关系为：

$$y = 5.85x \quad (10)$$

相关系数  $\gamma = 0.986$

表2—2 草水——二甲苯平衡数据70±3℃

草水中麻黄素含量 x g/l	二甲苯中麻黄素含量 y g/l	草水中麻黄素含量 x g/l	二甲苯中麻黄素含量 y g/l
0	0	0.634	3.800
0.183	1.161	0.684	3.878
0.234	1.512	0.840	5.266
0.256	1.823	0.984	5.745
0.259	1.867	1.021	5.841
0.312	1.821	1.153	6.589
0.340	2.624	1.286	8.002
0.530	3.301	1.479	8.961

### 6. 物性数据的测定:

为了计算液泛通量，需测定必要的物性数据，如连续相和分散相的密度  $\rho_c$ 、 $\rho_d$ ，界面张力  $\delta$ ，两相的粘度  $\mu_c$ 、 $\mu_d$  等。严格地说，测定物性的温度和萃取温度相同，但由于条件限制，只能测定常温下的物性数据。

测定的方法如下<sup>[14]</sup>：

- I 界面张力 $\delta$ 用滴重法测定；
  - II、两相的密度用弗氏天平测定；
  - III、两相的粘度用毛细管粘度计测定。
- 物性数据的测定结果见表2—3。

表2—3 物性数据的测定结果  $T=25^{\circ}\text{C}$

物性 性料	密度 克/厘米 <sup>3</sup>	粘度厘泊	界面张力 达因/厘米 <sup>3</sup>
草水	1.0256	1.1990	3.3850
二甲苯	0.8758	0.6614	

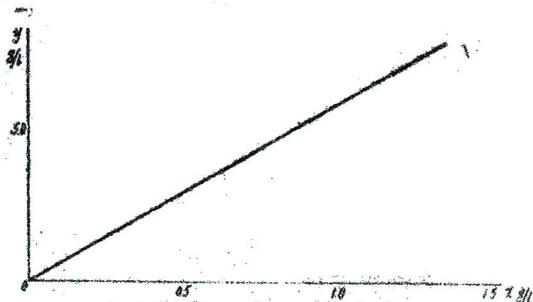


图2—3 草水—二甲苯平衡的线图

### 7. 两相进出口浓度的测定及流量的估算：

填料塔的操作稳定后，分别从两相进出口同时取样，按前述分析方法进行分析，结果见表2—4。

由于本装置中未装流量计，故通过物料衡算间接求得两相流量，即先测出草水出口流量 $V_w$ ，然而根据测得的两相进出口浓度进行物料衡算：

$$V_c(X_p - X_w) = V_d(y_E - y_F) \quad (11)$$

根据上式即可求得分散相的流量 $V_d$ ，求得结果也列于表2—4。

表2—4 两相浓度及流量的测定

	草水 g/l $X_p$	出苯 g/l $y_E$	退水 g/l $X_w$	进苯 g/l $y_F$	$V_c$ m <sup>3</sup> /hr	$V_d$ m <sup>3</sup> /hr
1.	1.602	0.488	0.048	0	1.80	5.73
2.	2.496	1.731	0.114	0.133	1.80	2.68
3.	2.370	1.066	0.085	0.107	1.80	4.29
4.	1.680	0.587	0.175	0.011	1.80	4.70
5.	2.411	0.731	0.190	0.024	2.00	6.33
6.	1.797	0.523	0.010	0.011	2.25	7.85

### 8. 分散相滞留量的测定及特征速度的估算：

测定滞留量的方法有两种，一种是排泄法，另一种就是比较通用的方法——置换法。由于在工业装置中直接用上述方法测定滞留量比较困难，为了减少测定工作对生产的影响，我们在塔的操作处于稳定状态时，标志界面位置，然后同时关闭两相进出口阀门，此时界面位置开始下降，得界面稳定后，记录界面下降的距离，以此求得分散相体积，将此体积与塔内有效段的实际空间体积之比，就谓分散相滞留量。即：

$$X = V_{\text{滞}} / V_{\text{有效}} \quad (12)$$

$$V_{\text{滞}} = 0.785 \times d^2 \times L \quad (13)$$

$$V_{\text{有效}} = 0.785 \times 0.8^2 \times 7.15 + (0.785 \times 1.2^2 - 0.785 \times 0.8^2) \times 0.25 = 3.80 \text{M}^3$$

分散相滞留量的测定结果列于表2—4中。我们对测定的三个滞留量所求得特征速度与其他关联式所求得特征速度、滞留量等进行了比较，结果也列于表2—5中。所谓“特征速度”的物理意义就是：液滴群通过塔的平均速度。当物性一定时，完全由设备的特性所决定。

从上表中可以看到，Steinour提出的关联式中，没有考虑到传质方向对特征速度 $u_c$ 的影响，而Sitasamayya等人提出的关联式，只考虑了填料特性和传质方向的影响，而没有考虑到塔变量如相比，滞留量等的影响。因此，这两个关联式都有一定的缺陷。

从上表中还可以看到，用Sitarumayya提出的关联式求取 $u_c$ ，再代入Steinour提出的关联式求取滞留量 $x$ ，差异是很大的。而用degaleesan提出的关联式求取滞留量却又介于这两者之间。在传质条件下，对于相同的液体系统来说，滞留量方面的差异表明了有其他因素的存在如界面骚动、液滴在塔内的特征等因素。这是由传质本身所引起的。其次，在传质条件下，液滴的凝聚和再分散，也会引

表2—5 不同关联式所计算的滞留量与特征速度的比较

关联式 实际滞留量 编号	作者	Steinour [5]	Degaleesan [6]	Steinour [5]	Steinour [5]	Sitaranayya [7]
			$u_0$ 米/秒 $\bar{u}_0(1-x) = \frac{u_d}{ex} + \frac{u_c}{e(1-x)}$	$\frac{x}{( \frac{u_0^2 a}{ge^3} \frac{\rho_c}{\Delta\rho} )^{1/2}}$ $( \frac{u_d}{u_c} + \frac{x}{1-x} )$ $= 0.637x(1-x)$	$\bar{u}_0$ 米/秒 $\bar{u}_0(1-x) = \frac{u_d}{ex} + \frac{u_0}{e(1-x)}$	$x$ $\bar{u}_0(1-x) = \frac{u_d}{ex} + \frac{u_c}{e(1-x)}$
1			0.072	$6.1483 \times 10^{-2}$	0.094	$4.8875 \times 10^{-2}$
2			0.033	$6.0125 \times 10^{-2}$	0.042	$4.8875 \times 10^{-2}$
3			0.053	$6.1226 \times 10^{-2}$	0.068	$4.8875 \times 10^{-2}$
4	0.031	$1.1085 \times 10^{-1}$	0.058	$6.1426 \times 10^{-2}$	0.076	$4.8875 \times 10^{-2}$
5	0.026	$1.7513 \times 10^{-1}$	0.080	$6.1400 \times 10^{-2}$	0.105	$4.8875 \times 10^{-2}$
6	0.027	$2.1079 \times 10^{-1}$	0.103	$6.1422 \times 10^{-2}$	0.136	$4.8875 \times 10^{-2}$

起滞留量方面的差异<sup>[6·P264]</sup>，不少学者把这种现象归属于 Maragoni 效应。但是，主要原因还有：

I、测定滞留量时，由于没有用连续相进行置换，填料层空隙中的分散相不能被驱出，而仅仅测定的是靠密度差上升的分散相体积，实际上只是动滞留量<sup>[6·P258]</sup>，滞留量偏低，又直接引起特征速度偏大。

II、由于所处理的物系内，泥浆等杂质较多，加上前处理的过滤又不好，而进入填料床，改变了填料的空隙率，这样也使得特征速度偏大。

### 9. 生产能力的校核：

校核生产能力一般先计算液泛通量，取其 50% 或 40%，与实际操作时的通量相比较，就可知道实际操作的合理性如何。在测定过程中，由于无法测定  $\varnothing 800$  直径填料塔的液泛滞留量，因此，只能根据各学者所发表的液泛滞留量关联式进行估算，并对各种关联式进行比较。表2—6列出了几种液泛滞留量关联式的计算结果。

从表中可见 Laddha，提出的关联式所

求得的液泛滞留量为最大，Venkataraman 和 Chandrasekara 所提出的关联式，所得结果基本相同。他们提出的关联式考虑了填料塔中的填料特性和系统的物性，而 Laddha 提出的关联式不受任何塔型的限制，可用来计算任何塔型的液泛速率<sup>[7·P132]</sup>只是该式只考虑了相比，而没有考虑其它的因素。从安全设计的角度来说，以前两者的关联式所得结果为好。

从液泛滞留量的计算中，我们已得液泛滞留量约为  $x_f = 0.357$ 。在液泛条件下：

$$\left( \frac{\delta u_c}{\delta x} \right)_f = \left( \frac{\delta u_d}{\delta x} \right)_f = 0 \quad (14)$$

应用方程式(2)进行转换，可得：

$$u_{cf} = \bar{u}_0(1-x_f)^2(1-2x_f) \quad (15)$$

将  $x_f = 0.357$ ， $\bar{u}_0 = 6.1180 \times 10^{-2}$  米/秒，代入上式，

$$u_{cf} = 6.1180 \times 10^{-2} \times 3600 (1-0.357)^2 (1-2 \times 0.357) = 26.04 \text{ 米/时}$$

相当于液泛流量为：

$$V_{cf} = u_{cf} \times 0.785 \times d^2 = 26.04 \times 0.785 \times 0.8^2 = 13.08 \text{ 米}^3/\text{时}$$

表2-6 液泛滞留量的比较

作者 关联式 编号	Venkataraman [8]	Chandrasekaran [9]	Laddha [7]
		$x_f = 0.753 \left( \frac{u_d^2 a \rho_d}{g e^3 \Delta \rho} \right)^{0.11}$	$x_f \sqrt{1-x_f} = c_1 \left( \frac{u_d^2 a \rho_c}{g e^3 \Delta \rho} \right)^n$ $c_1 = 0.4679 \quad n = 0.0742$
1	0.3671	0.367	0.4103
2	0.3106	0.315	0.3620
3	0.3444	0.346	0.3931
4	0.3514	0.352	0.3987
5	0.3746	0.374	0.4096
6	0.3934	0.393	0.4154
均值	0.3569	0.358	0.3982

同样，从液泛速率关联式，亦可求得液泛通量，表2-7就是按照关联式(11)所求得的液泛通量，式中 $c=0.8289$ 。

表2-7 液泛速率的计算结果

作者 关联式 编号	Houlihan和Laddha [10]	
		$1 + 0.835 \left( \frac{\rho_d}{\rho_c} \right)^{0.25} \left( \frac{u_d}{u_c} \right)^{0.8} = 1.06$
	$u_{ef}$ 米 <sup>3</sup> /米 <sup>2</sup> 时	$\sqrt{V_{ef}}$ 米 <sup>3</sup> /时
1	25.77	12.95
2	38.88	19.53
3	30.38	15.26
4	28.81	14.47
5	26.02	13.07
6	24.39	12.25
均值	29.04	14.59

从两种不同的方法，求取最大液泛速率，前者为13.08米<sup>3</sup>/时，后者为14.59米<sup>3</sup>/时，两

者还是比较接近的，显然这个结果是可信赖的。一般说来，在填料塔中，相比不宜超过0.5—2的范围[7, P292]，而滞留量应在0.15—0.25之间是较为合适的[8, P292]。尤其是草水—二甲苯系统的界面张力很低。因此，滞留量控制在0.15—0.20之间是适宜的。

从目前的计算中可知：目前的处理量为1.8—2.25米<sup>3</sup>/时，尚有较大的潜力可挖。如果塔内的填料床层特性不改变的话，生产能力可以提高到4—5米<sup>3</sup>/时，相比以 $u_d/u_c=2$ 为宜。为了避免塔内过早地引起液泛及使分散相液滴不致于难以进入填料床层，需将分散相液体直接引入填料层内，通常深入填料层25—50mm处[16, P228]。

#### 10. 传质单元数和传质单元高度的测定：

填料塔的有效高度 $Z$ 可以用下面两式进行计算：

$$Z = \frac{V_0}{k_{oc} a \Lambda} \int_{x_w}^{x^1} \frac{dx}{x-x^*} \quad (16)$$

$$Z = \frac{V_d}{k_{od} a \Lambda} \int_{y^E}^{y^0} \frac{dy}{y^*-y} \quad (17)$$

从上两式可以看出：塔高 $Z$ 由二部分的乘积

所组成。积分号内代数式的分母是传质推动力，所以 $dx/(x-x^*)$ 实际上是表示单位传质推动力时所引起的浓度变化，这是衡量萃取过程难易程度的一个尺度。积分上、下限则表示了分离要求。因此，整个积分式综合表示了分离要求和分离难易两方面的因素。它的数值是根据体系的平衡关系、工艺要求及操作条件等决定的，亦称为传质单元数，用NTU表示。这样就有：

$$NTU_w = \int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{x-x^*} \quad (18)$$

$$NTU_o = \int_{y_{Eo}}^{y^B} \frac{dy}{y^*-y} \quad (19)$$

式中 $NTU_w$ 为水相总传质系数， $NTU_o$ 为有机相总传质系数。对于萃取要求高，而传质推动力小的体系，所需的传质单元数较多；对于萃取要求低，而传质推动力较大的体系，所需的传质单元数较少。

通常又把式(16)和式(17)中积分号外的部分称为总传质单元高度，用 $HTU$ 表示，

$$HTU_w = \frac{V_o}{k_{oc}aA} \quad (20)$$

$$HTU_o = \frac{V_d}{k_{od}aA} \quad (21)$$

$HTU_w$ 和 $HTU_o$ 分别表示了水相总传质单元高度和有机相总传质单元高度。传质单元高度反映了塔内的传质动力学特性，它的数值反映了传质速率的大小，传质速率越大，则传质单元高度越小；此流速越大，则完成一定分离要求所需的传质量越大，相应的传质单元高度也越大。

### 三、结论：

通过对矩鞍形填料萃取塔的研究测试，我们可得以下结果：

1. 矩鞍形填料，确为高效填料，适合于草水——二甲苯系统的使用，而且具有较低的传质单元高度。

2.  $\varnothing 800\text{mm}$ 的填料萃取塔的生产能力约可达 $4-5\text{m}^3/\text{时}$ ，能提高约一倍。但随着泥浆等杂物在填料中的积聚，使填料特性发

表2—8 传质单元数和传质单元高度的计算结果

	草水 g/l $x_F$	退水 g/l $x_w$	NTU	$HTU = \frac{5.7}{NTU}$
1	1.602	0.048	4.23	1.35
2	2.496	0.114	3.72	1.53
3	2.370	0.085	4.01	1.42
4	1.680	0.175	2.73	2.09
5	2.411	0.190	3.03	1.86
6	1.797	0.010	6.26	0.91
均值			4.00	1.53

生变化，此时生产能力亦相应减小。

3.  $\varnothing 800\text{mm}$ 的填料萃取塔的传质单元数为4；传质单元高度为1.53。

4. 分散相的进料分布器应直接插入填料层内，其插入深度以25—50mm为宜。

符号说明：

A—塔截面积， $\text{m}^2$ 。

a—填料比表面积， $\text{m}^{-1}$ 。

c—常数或连续相。

d—填料名义尺寸，mm或分散相。

$d_p$ —液滴尺寸，m。

$d_{pc}$ —填料临界尺寸，m。

$d_T$ —塔径，m。

e—填料空隙率。

g—重力加速度， $\text{米}^2/\text{时}$ 。

$HTU_w$ —以水相表示的总传质单元高度，m。

$HTU_o$ —以有机相表示的总传质单元高度，m。

$NTU_w$ —以水相表示的总传质单元数。

$NTU_o$ —以有机相表示的总传质单元数。

r—相关系数。

$\bar{u}$ —特征速度，米/时或米/秒。

$\bar{u}_r$ —相对滑动速度，米/时或厘米/时。

$u_c$ —连续相速率，米/时。

$u_{cf}$ —连续相液泛速率，米/时。

$u_d$ —分散相流率, 米/时。  
 $u_{dr}$ —分散相液泛速率, 米/时。  
 $V_{滞}$ —滞留量体积, 米<sup>3</sup>。  
 $V_{有效}$ —塔的有效体积, 米<sup>3</sup>。  
 $V_c$ —连续相体积流率米<sup>3</sup>/时。  
 $V_d$ —分散相体积流率, 米<sup>3</sup>/时。  
 $V_{er}$ —连续相液泛体积流率, 米<sup>3</sup>/时。  
 $V_{dr}$ —分散相液泛体积流率米<sup>3</sup>/时。  
 $x$ —水相浓度或分散相滞留量。  
 $x_F$ —水相进口浓度。  
 $x_w$ —水相出口浓度。  
 $x_r$ —分散相液泛滞留量。  
 $x^*$ —与 $x$ 相平衡的水相浓度。  
 $y$ —有机相浓度。  
 $y_E$ —有机相出口浓度。  
 $y_{E_0}$ —有机相进口浓度。  
 $y^*$ —与 $y$ 相平衡的有机相浓度。  
 $Z$ —塔高, 米。  
 $\rho_c$ —连续相的密度, 公斤/米<sup>3</sup>。  
 $\rho_d$ —分散相的密度, 公斤/米<sup>3</sup>。  
 $\Delta\rho$ —两相密度之差, 公斤/米<sup>3</sup>。  
 $\mu_c$ —连续相的粘度, 厘泊。  
 $\mu_d$ —分散相的粘度, 厘泊。  
 $\delta$ —界面张力, 达/厘米。

参考文献:

1. 上海化工学院编, 《化学工程》, 第二册, P235 (1980)。
2. Eckert, J. S, Hydrocarbon Process 55 (3), 117 (1976)。

(上接第42页)

$$= 0.4615$$

$$\beta_0 = 0.6793$$

$$\beta = \frac{0.6793}{2} \left\{ 1 + [1 - 0.675(0.4615^2) - 2.5\sqrt{0.6793 + 20(0.4615)^2}]^{1/2} \right\}$$

$$\beta = 0.6525$$

$\beta$  值比完全收敛值 0.6416 大约高 1.7% ; 此

3. Lewis, J. B, H. R. C. Pratt, Transact, Inst. chem. Eng. 29, 126(1951)。
4. Reissinger, K. H, chem. Eng. (NY), 85 (25), 109 (1978)。
5. Steinour, H. H, Ind. Engng. chem. 36, 618 (1944)。
6. G. S. Laddha, "Transport Phenomena in liquid Extraction" McGraw-Hill co, P265 (1978)。
7. Tch. C. Lo, "Handbook of solvent Extraction" A Wiley-Interscience Publication P133 (1983)。
8. Venkataraman, G, Laddha, G, S, A. I. chem. J. 6, 355 (1960)。
9. Chandrasekaran, P, "Studies in Liquid-Liquid Extraction" M. Sc. thesis, university of Madras (1963)。
10. Houlihan, R, Laddha, G. S, Can. J. chem. Eng. 52, 758 (1974)。
11. 美国 EE. 络德维希编著, 《化工装置的工艺设计》(1983)
12. 华东化工学院编, 《液液萃取过程和设备》P2—10, (1983)。
13. 苏元复, 周克昌等, 《化工学报》No 1, P24 (1958)。
14. 傅鹰译, 《乳状液理论和实践》
15. Treybal, R. E "Mass-Transfer Operation" Zed. McGraw-Hill co, P418 (1968)

作图法得到的值约低 2.0%。

方程式测试范围在  $1.0 \leq \Delta P \leq 50$  磅/时<sup>2</sup>, 绝对压强; 和  $5 \times 10^4 \leq N_{Re} \leq 10^6$ ; 在这些情况下当  $0.25 \leq \beta \leq 0.72$  与完全收敛值比较, 平均的偏差大约是 0.9%, 最大偏差约为 1.7%。方程式(7)已是很精确了, 完全可以应用; 而方程式的迭代法则能得到更精确的值。

黄南薰 译自 C, E, Feb, 1985