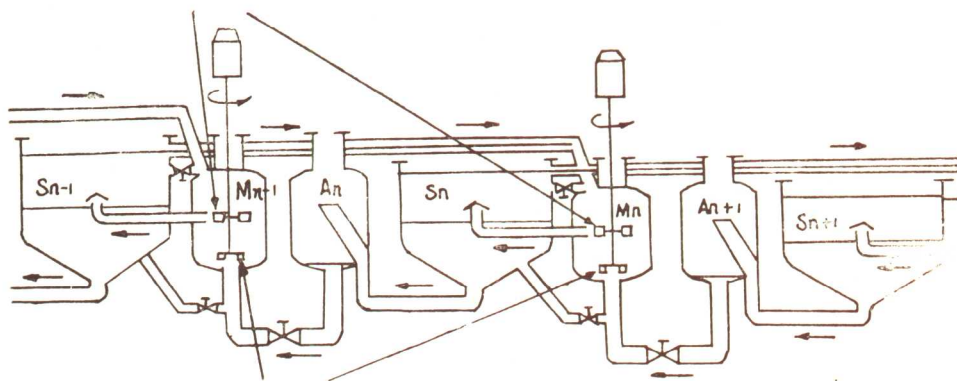


工业液—液萃取设备

罗 德 城



8546121日

金川有色金属公司技术情报室

一九八五年二月

目 录

导 论	(3)
工业萃取器的分类	(4)
萃取器的基本原理	(4)
物质传递速率	(6)
轴向混合对萃取效果的影响	(7)
半工业试验和按比例放大的依据	(8)
半工业试验	(8)
按比例放大的依据	(9)
无搅拌萃取柱	(10)
混合—澄清器	(14)
混合澄清器的种类、应用和性能	(14)
混合澄清器的按比例放大和设计	(20)
脉冲柱	(21)
脉冲充填柱	(22)
脉冲筛板柱	(23)
机械搅拌柱	(27)
旋转搅拌柱	(27)
档板柱	(43)
离心萃取器	(50)
不同的离心接触器	(51)
逐级接触的离心接触器	(52)
实验规模萃取器和各种各样的萃取设备	(53)
工业萃取器的选择	(55)
工业控制和维护	(57)
萃取设计的经济性	(58)

术 語 表

- A_p 脉冲幅度或往复(运动)幅度(半冲程距离), 呎;
 a 比界面积, 呎²/呎³萃取器活化容积;
 a' 活度;
 c' 常数;
 C 浓度 $lb(mol)/ft^3$;
 C^* 当一个液相同另一个液相平衡时, 体系内的溶剂浓度;
 ΔC 浓度差, 磅—(摩尔)/呎³;
 Co 喷咀系数〔0.6, 在方程式(14)内, 无量纲〕;
 D 混合器或萃取柱直径, 呎;
 D' 混合器或萃取柱直径, 厘米;
 d_i 转子或者搅拌桨直径, 呎;
 d'_i 转子或者搅拌桨直径, 厘米;
 do 喷咀, 穿孔或者是孔眼的直径, 呎;
 d'_o 喷咀, 穿孔或者是孔眼的直径, 吋;
 dp 平均液滴的直径, 呎;
 d'_p 平均液滴的直径, 厘米;
 ds 挡板(环形)开口直径; 呎;
 dp 填充尺寸, 呎;
 Dr 分散相内溶剂的扩散度, 呎²/小时;
 E 轴向扩散度, 轴向分散系数, 呎²/小时;
 E' 轴向扩散度, 轴向分散系数, 厘米²/秒;
 Emd Murphree分散相的级效率, %;
 Eo 系列级效率, %;
 f 脉冲频率, 周期/小时;
 F 萃取柱处于工作状态时溢流速度的子项;
 g 重力加速度, 呎/(小时)²;
 gc 重力换算系数, 4.18×10^8 (每磅质量)呎/(每磅力)(小时)²;
 g'_c 重力常数, 32.2呎/秒;
 H 萃取器的有效高度(填充部分的高度等), 呎;
 H_c 室或者塔板空间高度, 呎;
 h_c 见方程式(36);
 H'_c 室或者是塔板空间隔离度, 吋;
 H_c'' 室或者是塔板空间隔离度, 厘米;
 HDU 一个扩散单位高度, 呎;
 $HETS$ 理论级当量高度, 呎;

HETS' 理论级当量高度, 厘米;

HTU 一个传质单位的高度, 呎;

HTU' 一个传质单位的高度, 厘米;

K 整个物质传递系数, 1 磅(摩尔)/小时(呎²)(浓度差);

K_a 整个物质传递系数, 磅(摩尔)/小时·(呎³)(浓度差);

K' 整个物质的传递系数, 厘米/秒;

k 物质传递系数, 磅(摩尔)/(小时)·(呎²)(浓度差);

K'_a 界面面积的产生和特定比例常数, 由方程(2)导出, 参考资料66;

l 一个特性长度, 呎;

m 分配系数, 无量纲;

N 转子速率, 转数/小时;

N' 转子速率, 转数/秒;

N_f 物质传递量, 磅(摩尔)/小时;

N_{gn} 动力数 = $P_{gc}/\rho N^3 d_i^5$, 无量纲;

NTU 传递单位数, 无量纲;

N_{pe} 轴向混合的佩克莱特(Peclet)数 = VH/E ; 无量纲;

P 每一个室的动力, 呎-磅力/小时;

Q 总流量速率(体积), 呎³/小时;

N_{ri} 搅拌雷诺数 = $d_i^2 N \rho / \mu$, 无量纲;

S ϕ 每板的相对自由横截面或自由空间;

V 表面速度, $ft^3/(h)(ft^2) = ft/h$ (呎)/小时;

V' 表面速度, $Cm^3/(Cm^2)(S)$, (厘米³)/(厘米²)秒;

V_k 液滴的特性速度, 呎/小时;

V'_k 液滴的特性速度, 厘米/秒;

V_o $fA_p/S\phi$, 呎/小时;

$\mathcal{E}$ 萃取因素 = V_{Em}/V_R , 无量纲;

δ 操作差别;

ϵ 充填截面中的空间, 体积分数;

λ 函数;

μ 粘度, 磅/(呎)(小时);

ρ 密度, 磅/呎³;

$\Delta\rho$ 纯密度差, 磅/呎³;

$\Delta\rho'$ 纯密度差, 克/摩尔;

σ 界面张力, $lb_{mass}/h^2 = 28,700(\sigma')$;

σ' 界面张力, 达因/厘米;

ψ_f 功率函数, ft^2/h^3 ;

φ 箱内或萃取器空间某种液体的体积百分数;

Z 贯穿各相的距离。

下标字母的意义

A	A相;
av	平均的;
B	B相;
c	连续相;
1	标准柱;
2	被研究的柱;
d	分散相;
E	萃取;
f	溢流;
i	界面;
o	全体的;
Plug	塞流(不返混);
R	萃余液。

导 论

二十多年来,溶剂萃取的工业应用已在迅速增加。简单混合澄清槽、填充柱和无搅拌板塔于三、四十年代就已经在工业性的工艺上广泛应用了。现代多级连续接触器、脉冲柱和机械搅拌柱之类的应用是以输入机械能而实现高效率的传质。它们自四十年代后期就发展起来而到五十年代中期已经得到了广泛的应用。

溶剂萃取是根据物料化学类型而不是按照物理特性(例如蒸汽压)来实现具有独特能力的分离。这种方法允许应用于各种各样的工艺领域,从核燃料的提取和再生肥料制备,从石油精炼到食物加工等等,都有采用萃取工艺的。因此,许多类型的接触器已经为溶剂萃取而发展起来了,为任何其它化学工程单一工序所不及。它们已往往为特殊工艺所采用,而且都倾向于成为与该分离工艺紧密联系的力量。其结果使得那些打算应用新工艺的人们对萃取器选择感到为难。

虽然在中间相扩散和许多接触器内的流体力学上广泛的资料已经得到了积累,但为了任何一个新的工业工艺的设计,在全尺寸(1:1)试验前仍需保持单级试验。在对多级不同的接触器进行级效率(HTU或HETS)计算时,设计人员必须考虑轴向混合。

已有报告叙述了过去十年内各种类型萃取器的有关试验和评论(4~10)。本文叙述这些萃取器的性能、特点、应用和它们将准备在操作方面的设计以及那些对萃取工艺有利的新发展。

工业萃取器的分类

接触器可以根据相的相互分散的应用和产生逆流流程来分类。它们之间无论是根据重力对各相间比重差异的不同作用还是依靠不同的离心力原理都可实现相与相分离。在前一种方法中，它们可以按照应用输入的机械能类型来进一步分类。全部连续多级萃取器又可根据其操作特性大致划分为两种类型，即分级接触和差动接触。前者以混合澄清分离器为代表，在一个室内两相是平衡的，而当它们进入下一级实现新的平衡之前，在另一个室内进行相的分离。在差动接触中，两相是在一个塔内（如喷淋柱或填充柱）进行逆流接触。

图1是根据上述分类法对工业萃取器的主要类型进行分类。

萃取器的基本原理

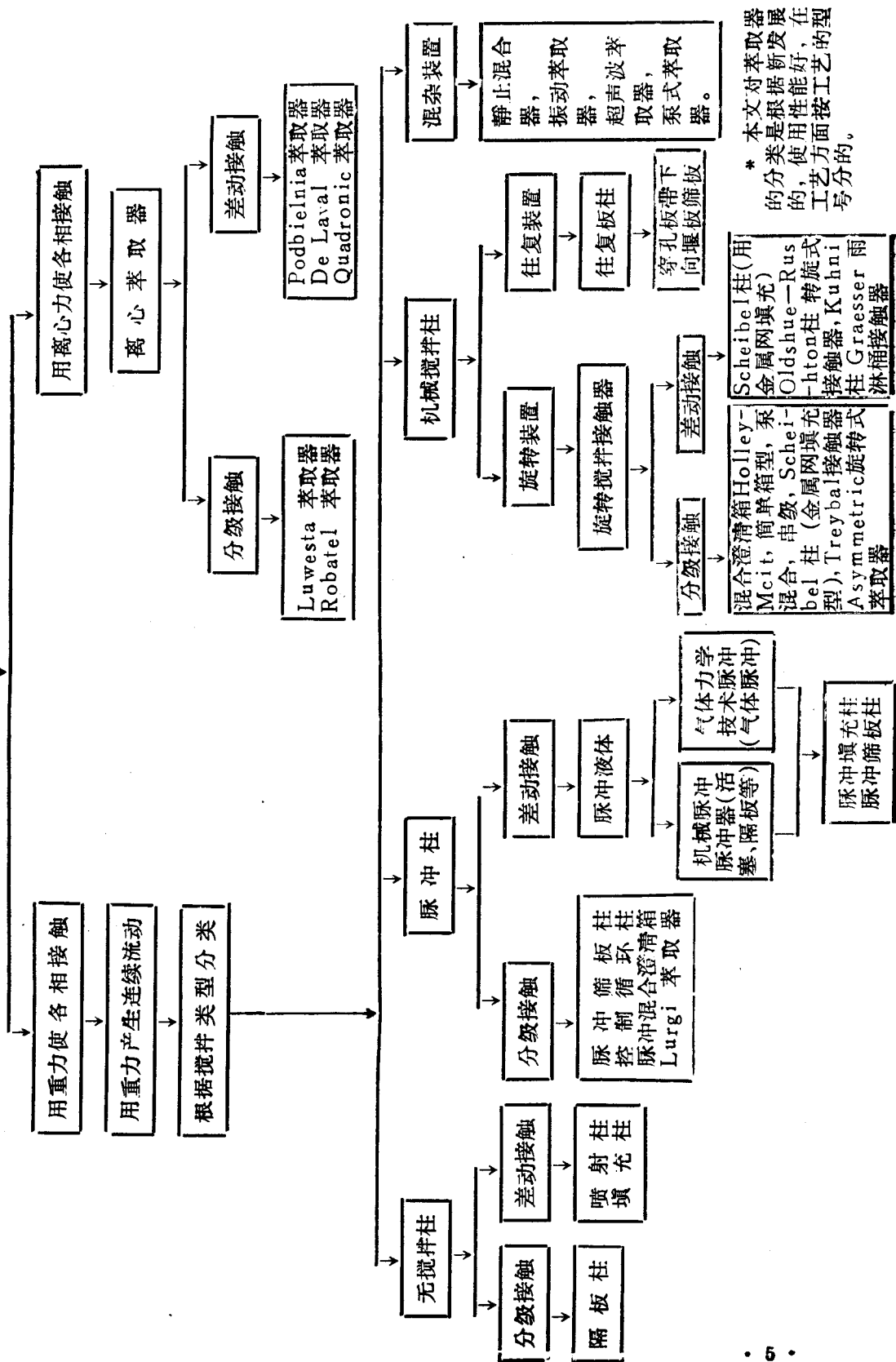
一个理想的工业萃取器将具备：（1）高通量和低理论级当量高度或传质高度；（2）低成本；（3）低操作和管理费用。一个萃取器的效能可以用容积效率来衡量，其值是用HETS去除通量而获得的。数字越大，则完成给定萃取工作量所需要的萃取柱容积越小。

大多数工业分离工艺要求高容量的多级接触，对一个萃取器的设计程序要求作下述计算和估价：

- △ 满足分离的平衡级数或传递单元的数目；
- △ 级效率—传质单元高度或理论级当量高度；
- △ 通量或容积流通量。

一个萃取器的容积流通量决定于搅拌的类型，向柱内输入机械能的程度和该接触器内部结构的设计。分级接触器的设计基于分离所需的平衡级数和这些级的级效率。在差动接触器中，两相从来不是平衡的。必须知道：①微粒有效分离所要求的平衡级数；②达到了平衡时的传质率；③按规定通量达到平衡所必须的级的尺寸。设计有时可以用所需要的平衡级数和理论级当量高度为基础。

工业萃取器的全部型号*



* 本文对萃取器的分类是根据发展的好的,使用性能好的,工艺方面按工艺的类型的。

混合澄清箱Holley-
Mcint, 简单箱型, 泵
混合, 串级, Schei-
bel柱 (金属网填充
型), Treybal接触器
Asymmetric旋转式
萃取器

• 5 •

传质率

那种经典的两薄膜理论已经阐明了两液相间溶质的传质机理。这种理论提出在界面两相是平衡的，因而界面对传质无阻力，而在界面两侧的薄膜内则有对传质的阻力。由于形成旋涡和分子扩散的结果，各相内的浓度假定是均匀的。界面内物质传递的浓度梯度见图2，考虑到溶质由溶液A向溶液B内传递的速率，可列出下列反应方程式：

$$N_f = K_{AA} (C_A - C_{Ai}) = K_{BA} (C_{Bi} - C_B) \dots\dots\dots (1)$$

$$N_f = K_{AA} (C_A - C_A^*) = K_{BA} (C_B^* - C_B) \dots\dots\dots (2)$$

式中

K = 特定相的膜传质系数；

A = 界面的表面积；

C = 某相溶液内溶质浓度；

C_i = 邻近界面的相内溶质浓度；

K = 对两相体系适用的总传质系数；

C^* = 体系内一相同其它相达到平衡时

溶质的浓度；

m = 分配系数。

总传质系数与个别膜中传质系数的关系

符合下面的方程式：

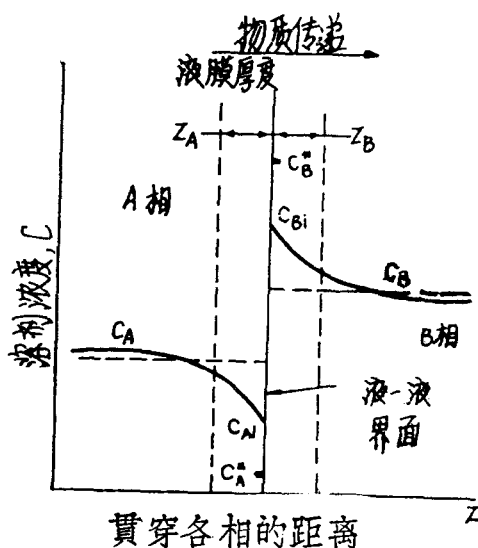


图2 界面物质传递引起的浓度变化

$$\frac{1}{K_A} = \frac{1}{K_{AA}} + \frac{1}{mk_B} \dots\dots\dots (3)$$

一个萃取器内相传质的严密机理要比上述简略的情况复杂得多。根据界面湍动(11, 12, 13)和微粒的聚合与再弥散(14, 16)的复杂湿法动力学对传质率是很有影响的。尽管如此，两膜理论仍可用来解释影响传质率的各个萃取参数。

物 质 传 递 速 率

△ 传质系数。传质系数是由下列因素影响的；

△ 相组份——确定扩散度和界面湍动情况；

△ 温度——它影响扩散率；

△ 搅动的程度和型式——确定膜的厚度和界面湍动情况；

△ 传质方向——决定于扩散的相；

体系的物理性质（密度、粘度、界面张力等等）影响界面面积。界面面积由下述因素所决定：

- △ 相组份——它影响相的密度和表面张力，
 - △ 温度——它影响界面张力；
 - △ 搅动的程度和方式——造成两相间更完全的扩散。
 - △ 相比
 - △ 体系的物理性质——表面张力等。
- 浓度势， ΔC ，浓度势取决于：
- △ 两相溶体中溶质的浓度；
 - △ 分配系数——确定 C_{Ai} 和 C_{Bi} ；
 - △ 温度——影响分配系数。

搅拌或机械能的输入

由上述因素的考虑，由机械能输入到体系所造成的两相间相互扩散，是决定传质率的一个重要参数。因此，搅拌程度和搅拌方式可以显示其重要影响——减少传质膜层厚度（因而增加有效传质膜系数）和通过造成两相间更完全的扩散而增加界面面积。然而，持续增强搅拌可能使界面面积反而减少。用搅拌增加传质率几乎是成为其它因素难比的重要因素，确信将来倾向于用搅拌来加强传质率。若分散相液滴尺度减少，则界面涡流减少和液滴内流动循环量度到抑制，直至液滴最终象刚性球一样活动。液滴内部整个传质是靠其分子扩散而缓慢进行的，这就使得分散相的传质系数减少。由于过分搅拌的结果，液滴的形态非常细微，也会减弱它们在传质过程中的相互作用，因而使传质系数降低。但这些可以因为获得增加界面面积而得到补偿。因此，物质传递的观点希望采用最佳搅拌程度以获得最大的总传质率。

轴向混合对萃取效果的影响

标准萃取器的设计以下述假设为基础，即：假设流动形态是每相都具有理想单向流动的逆流运动。事实上，这种假设很不真实，已发现了由轴向混合引起的偏差。轴向混合的结果是减少了有利于中间相传质的浓度势，使之低于在标准设计程序中所假设的值。因此，增加传质单位高度或理论级当量高度值，见示意图 3。

在两相萃取器中（液—液），轴向混合或经线分散的现象应该是各种因素综合的结果，它随着所用接触器的类型和其内部液流条件而变化。正如Sleicher对此所作的讨论(17)，在连续相中，轴向混合可以产生于以下两种效应：

1. 轴向中真正的涡流和分子

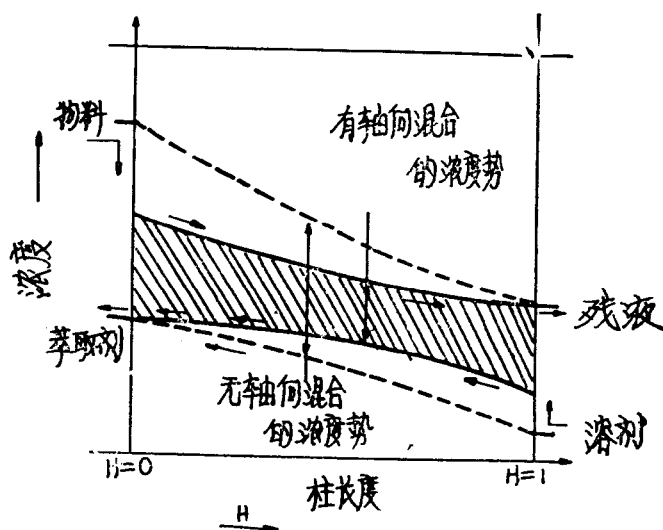


图3 逆流萃取柱中轴向混合对浓度变化的影响

扩散。这又可能起因于下列情况：

- △ 垂直的环流；
- △ 在分散液滴尾流导致的旋涡中的混合；
- △ 连续相中分散液滴的带走物；
- △ 接触器内的旋涡、或脉冲或振动所产生的强制回混作用；
- △ 应用特殊接触器或填充结构时产生的沟流；

2. 非均匀速度和因此而产生的散射式混合或泰勒（Taylor）扩散。这种扩散在那些没有或者只有轻微机械搅拌的接触器，例如喷射柱内，比之涡流扩散占有压倒优势。

分散相也可作为轴向混合来研究。它亦有助于整个经线长度的混合。因此，这种效能一般不是很明显的，除非萃取器是接近溢流点操作。分散相的轴向混合可由下述原因产生：

- △ 连续相Local速度涡流，它携带液滴向着分散相主液流作逆向运动；
- △ 由液滴的尺寸分布所产生的正向混合；
- △ 密集液滴内停留时间的分配（取决于液滴粒度的分配和液滴上升速度的分配）；
- △ 由特殊接触器或填充装置产生的沟流效应。各种类型的萃取设备中都产生轴向混合现象。但一般来说，差动式接触器内这种倾向更大。一些工业萃取器的情况是，萃取效率中90—75%为径向混合（18）。如果轴向混合的影响在设计中得不到充分考虑，那么这一设备将会极不合理。各种工业接触器的轴向混合情况已经由Ingham（18）所评述。许多用于评价轴向混合的数学方法和计算接触器效率（考虑径向混合）的方法，Misek和Rod（19）也已作了评述。

总之，现代的萃取器是遵循上述内容实现高容量，高传质率和低轴向混合的基本原则发展的。

半工业试验和按比例放大的依据

半 工 业 试 验

因为在一个萃取器体系内，关联传质与流体力学的各种因素是特别复杂的，在工业生产中溶剂和原料混合情况下尤其如此，所以对于任何新的工业工艺的设计，几乎不可避免地要顶先进行半工业试验，为生产用的接触器的设计提供依据。这种试验将为按比例放大和萃取器的设计提供下列定性和定量的参数数值：

- △ 总的通量和搅拌速度；
- △ 至一个理论级当量高度或传质单位高度；
- △ 级效率；
- △ 流体动力学条件——液滴分散，相分离，溢流，乳化层形成等。
- △ 分散相或者传质方向的选择；
- △ 溶剂——物料的分配；
- △ 结构材料和它的润湿性能；

△ 可行性分离的论证（在一些情况下尚未获得各种平衡数据）。

对于化学工艺的研究，本文在后面论述的各种实验室规模或多级台架试验都适于这一目的。不过，对于一个大型萃取器的设计，半工业试验所用萃取器应与将来工业规模所采用的萃取器类型相同。由混合澄清箱或脉冲柱获得的试验资料，很难为机械搅拌柱或离心萃取器的设计提供依据。一般说来，制造厂家能为按比例放大的试验工作提供半工业试验设施。但是，对于工艺发展或者更细致的研究，一般地应以用户为依托，设计和安装一个半工业体系。

半工业试验的条件及其设备材质应与设计采用的条件和选用的萃取器的结构材料相同。试验中要使用符合工艺实际的原料和溶剂。这一点很重要，因为实际工艺的料流通常都含有杂质。即使是微量表面活性剂的存在，也会因减少传质系数而降低传质速率。试样和萃取器参数的测量只有在每次达到稳定阶段后进行。提及半工业研究对流体速率和相比应有较宽的试验范围，并预先准备溶剂再生和循环的措施。溶剂在循环过程中会变化其性质并对萃取器的性能产生明显影响。为了确保微量杂质的缓慢积累不致影响萃取器的性能，溶剂应在合理的时间限度内循环使用。如果溶剂有污染和萃取器效率下降，则应采取脱除杂质的措施。这些在设计综合流程时应综合考虑。最终要进行连续操作以验证最佳工艺。

按 比 例 放 大 的 依 据

影响按比例放大的因素很多，其中重要的有：

- △ 流动体系的性质；
- △ 总流量；
- △ 溶剂与物料的比率；
- △ 传质的方向（由连续相到分散相或者相反）；
- △ 分散相（例如水相或有机相）；
- △ 结构材料和它的湿润性能；
- △ 机械搅拌的程度和类型；
- △ 液滴尺度及其尺度分布；
- △ 液滴聚合和再分散的比率；
- △ 器壁和端面效应；
- △ 轴向混合或纵向分散。

因为物质传递是由体系的流体力学控制的，直接按比例放大要求小型和大型萃取器之间的动力学和几何形状基本是一致的。但是，复杂的动力学因素很难保持相似性，这是由于即使在同样的流动体系中，规模不同时，雷诺数($1V\rho/\mu$ 控制传质速率)和Weber数($1V^2\rho/6$, 控制液滴尺度及其分布)，在两个规模上也明显地达不到一致(20, 21)。通过模拟大萃取器的一个部件或垂直部分进行按比例放大的作法已经有报告(22)。但是，对于机械搅拌接触器尚无这方面的实践和没有确凿的可靠性。

在大型工业萃取器的设计实践中，设计者们经常面临下述一些问题：

1. 关于级效率，文献中出现的单位传质高度和理论级当量高度的资料一般是在小型实验

室条件下应用纯溶剂体系所获得。各类大型萃取器的流动性能资料尚嫌不足。收集按比例放大的各种资料还限于液体体系和狭窄的范围。设计和按比例放大一个新的工业工艺时,用这些资料将应谨慎和加以判断。例如,将3英吋直径柱和1呎直径的柱二者按比例放大资料是在M I B K—醋酸—水系的试验基础上获得的。但是,当要为新的工艺设计一个5呎直径柱时,仍应获得半工业试验数据,并认真判断后按比例进行放大。

2. 对液滴尺度及其分配和轴向混合等资料的摸索,是一套冗长的工序,需要专门技巧和复杂的仪表器械,时间长消耗大。因此,它们一般在半工业试验计划中都不予安排。对于一些萃取器的设计,这些资料是非常重要的,轴向混合对规模的依赖性比其它任何因素都突出,对此已经有报告(23)。

3. 只有整个容体的传质系数 K_a' 或平均级效率是在半工业试验中测量。而个别传质系数 K_s' 和容器界面面积 a ,则要藉助于其组分和柱内的流体力学解决,它们一般沿柱体强烈变化。不完全了解柱内的 K_s' 和 a ,按比例放大将出现可怕的问题。

从上述各种因素的讨论可知,设计方法似乎不能直接套用由半工业试验的资料按比例放大为大规模装置。而要随对引入设计的部件的研究而发展。这些情况都清楚后,将有可能直接进行大型萃取器的设计。在这方面尚有许多研究工作要做。

在现有的知识条件下,对工业规模大型萃取器的按比例放大的可靠性一直是以对大量半工业试验和涉及广泛溶液体系之大型萃取器的性能资料进行综合研究作为基础的。遗憾的是文献中对少数几种新型工业萃取器只能获得有限的资料。

根据上述理由,以后各章节所述设计的一般规则只能用于粗略估算,设计中应打入足够的安全系数。

无 搅 拌 萃 取 柱

三种简单的无搅拌柱见图4。

喷射柱在构造上是最简单的,但它的效率非常低,因为相接触很差,并且在连续相中产生过份的回混。它们常采用一级或两级(24)。一个直径为2.7米(9呎),高24米(80呎)的隔板塔,用来处理含丙烯的渣(脱沥青),据报告只有3至3.5个理论级(5)。因为它的结构简单,喷射柱一直还用在洗涤、加工和中和等简单操作中,经常只要求一两个理论级。近年来,据报导已有大量研究欲将它用于直接的液—液传热(25)。

填充萃取柱有较好的效率。因为它的接触有所改善并减少了回混。对于这种设备,很重要的一点是:填充材料被连续相所润湿,这可避免分散相的聚合。减少流沟影响和使液体内部稳定,通常是把萃取柱做成长形。填充尺寸小于萃取柱直径的八分之一,这可减少器壁效应和达到足够的填充密度。广泛的传质数据来自各种型号的萃取柱,柱径大至150 mm(6吋),所用充填料或萃取体系也各不相同,这些都已报告(3)。一个直径为3.6 m(12呎)和高为30 m(100呎)的填充塔已用于润滑油生产中的糠醛萃取,有报告(5)提及它有六个理论级当量。

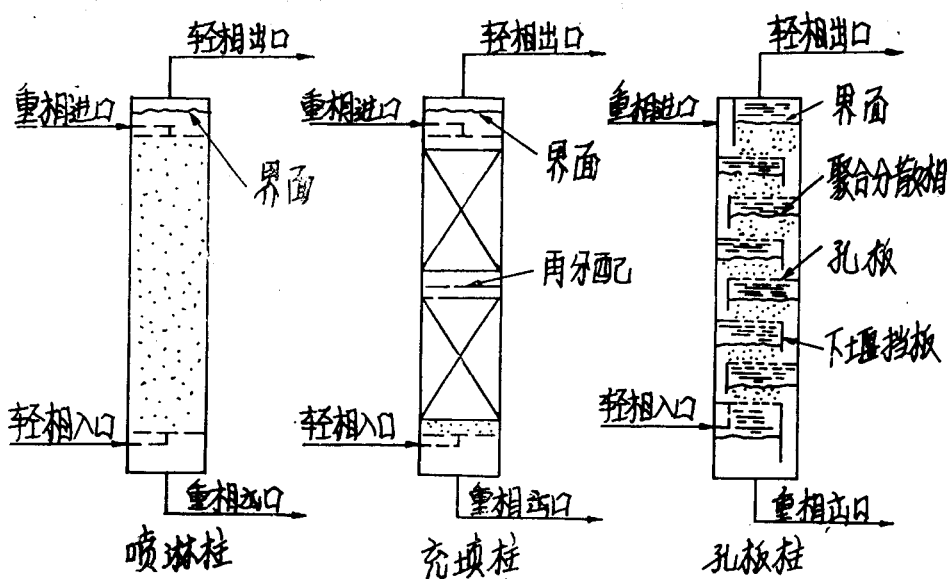


图4 无搅拌柱萃取器

图5所示为整个传递单元高度与有关萃取因素的典型函数关系。它的萃取作业是将二乙基胺由水萃至甲基苯(26)。Vermtulen等人总结了他们所收集的有关资料,简略地示于图6。在逐级放大到工业规模过程中,半工业试验数据应通过处理相同的液体体系并采用相同的填充料和操作方法而获得。传质单元的整体高度在按比例放大中,应考虑轴向分离而加以修正。为了设计柱的尺寸,要详细处理标准试验数据。

筛板萃取柱是半分级性装置,具有较好的适应性和效率。如果轻相是分散的,这些轻的液体流过每板的孔并分散地进入液滴,液滴升起通过连续相。连续相水平地流经每块板并通过下堰板流向下层,如图4示意。如果重相是分散相,萃取柱则采取相反的装置,用上堰板对连续相导向。一个直径为2.1米(7呎),高24米(80呎)的筛板柱已用于芳香族的萃取,有报告提及它的当量理论级数为10(5)。筛板柱放大到直径为225mm(9吋)的各种类型,用于不同的萃取体系所获得的传质资料已经有概述(3)。它们的传递单元总高度一般

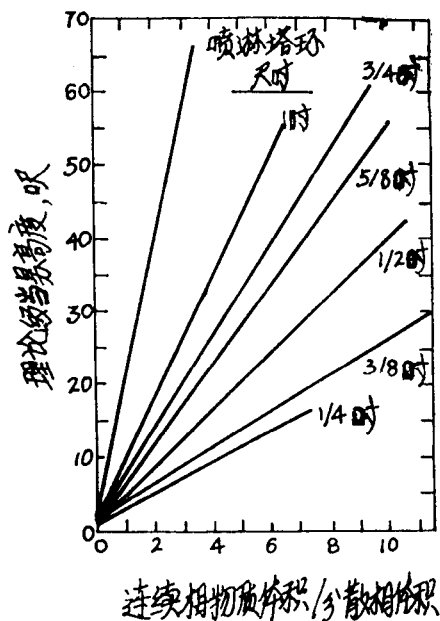
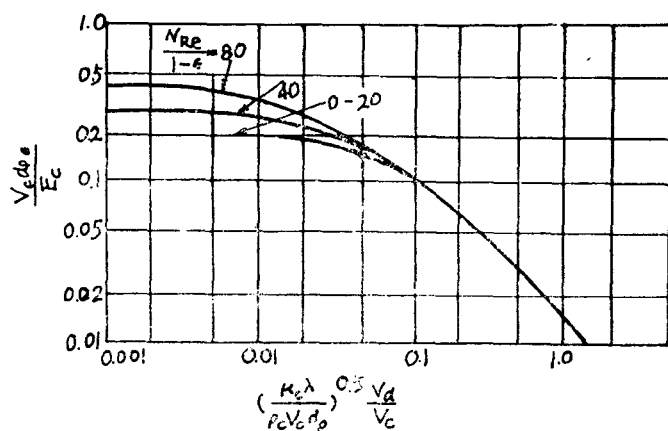


图5 由水到甲苯的二乙基胺的萃取

是与特定柱体和体系中连续相及分散相的流动速度相关的。根据迄今得到的资料(1)找到了下述估算总级效率的经验方程式:



球体—0.75吋; $\epsilon=0.32$ 至 0.41 ; 0.50吋, $\epsilon=0.62$

拉希格圈—0.50吋, $\epsilon=0.62$; 0.75吋, $\epsilon=0.65$

马鞍形填料—1.0吋 ϵ , $=0.67$

图6 充填柱内连续相的轴向分离

$$E_o = \frac{89560 H_v^{0.5}}{\delta_{gc}} \left(\frac{V_d}{V_c} \right)^{0.42} = \frac{0.9 (H_c')^{0.5}}{\delta'} \left(\frac{V_d}{V_c} \right)^{0.42} \dots\dots\dots (4)$$

Krishnamurty和Rao(28)提出如果将此式右面乘以 $0.1123/d_o^{0.35}$ 的系数,其使用将得到改善。

对于筛板柱的基本设计可以有各种变化。有关资料(1, 3)对此作了详细叙述。

因为充填和孔板柱结构简单和成本低,尽管它们的效率低,仍为不同大型萃取工艺所用,特别是在要求理论级数少的过程和腐蚀性体系中常用,因为它们不用机械运动装置是有益的。一个直径为12米(40呎)的孔板柱(两级之间用下向堰板)已为石油精工艺所用(29)。

无搅拌柱萃取器的特点和应用情况见表1。

各种工业萃取器的性能和工业应用范围

表1

萃取器类型	一般特点	工业应用范围
无搅拌柱	生产成本低 加工费用低 结构简单 适应腐蚀性物料	石油化工, 化工。

混合——澄清箱	级效率高 适应溶剂比率宽， 高容量， 伸缩性好， 按比例放大的可靠性好 适应高粘度溶液	石油化工， 核能， 肥料， 冶金。
脉冲柱	理论级当量高度 低， 无内部传动机构，可以改变级数	核能， 石油化工， 冶金。
回转——搅拌柱	适度的容量， 适度的理论级当量高度， 可以改变级数 适度的成本结构，加工费用低。	石油化工， 冶金，医药， 肥料。
往复移动板柱	高通量， 低理论级当量高度， 大的适应性和伸缩性， 结构简单， 适宜于含悬浮固粒物的液体， 适应有乳化倾向的混合物。	医药， 石油化工，冶金， 化工。
离心萃取器	对不稳定的物料所需接触时间短， 要求空间小， 适应易乳化的物料， 适应于液体内部密度差异小的体系。	医药，核能， 石油化工。

混 合—澄 清 器

混合澄清器——一直广泛地用于化工工艺，因为它们有许多具有吸引力的性能(见表1)。它们特别好操作(例如，洗涤和中和法)和经济，这些操作容量高，级数少(少于三级)。具有22740升/分钟(6000加仑/分钟)大通量的简单混合澄清萃取器已用于采矿工业，混合澄清萃取器的明显缺点是所占空间大和设备内槽有物料多。过去十年间，用了很大努力来改善这种萃取器的设计，据报导已经有了许多新的结构形式。

混合澄清器的种类、应用和性能

搅拌槽因结构简单而一直大量用于间歇操作或连续操作的工业过程。这个设计原理正在用于许多装置。折流板搅拌槽用一个旋转叶轮浸入液体内，完成混合和分离，萃取或化学反应是在简单的单室槽内进行。多级萃取可以用逆流操作实现。在连续萃取中，澄清室是同混合槽合并在一块的，其尺寸可根据停留时间的需要来确定，搅拌槽对高粘度的液体是适用的，也适用于要求高的液体流动速率的体系。

简单的箱形混合—澄清萃取器(30, 31)见图7，其首先应用者为Holley和Mott(32)。这个设计采用相互隔开的箱式结构，避免使用联结管，也不使用串联泵。流体的运动是依靠各级间的密度差简单地驱动的。它的多级单元安装在一个箱内。各单元在操作上简单而十分可靠。它已经广泛用于不列颠的原子能当局，用以分离和净化钍和钍(33)。这种接触器类型的主要缺点在于它的体形庞大，因为它的流动驱动力是与设备的深度成正比的。

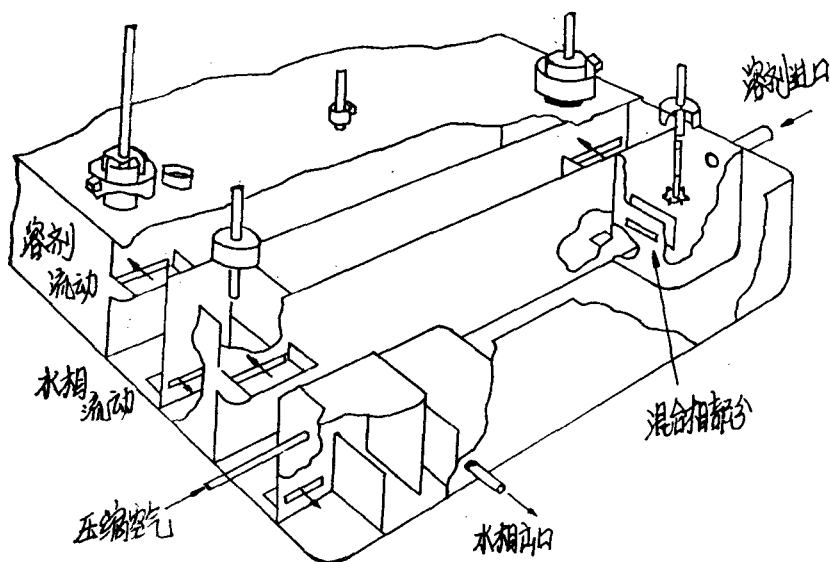


图7 箱形混合澄清器

由Hanson和Kaye发展的(34, 35)垂直型混合—澄清萃取器, 见图8, 它力图减少空间尺度和在不用输送泵的情况下增加每个单元体积的通量。Treybal也已经准备了一个垂直式混合—澄清萃取箱, 其设计的目的在于保持最小的回混。

泵式混合型萃取器首先由Coplan等研制, 它用传输泵作动力, 可以克服简单重力混合—澄清萃取器在流量上的限制。这种设备已经主要在核燃料工艺上应用了。这是设计一种箱式结构可以大大减少对单元伸缩性的要求; 例如, 相比和流速的任何一种变化都可通过对输送泵的准确调整而得到匹配, 从而可以防止某一相从澄清室全部被排出而造成其它相的大量回混。Hanson和coworkers(34, 38)作了一个设计, 如(图9), 串级流动由设计的一个简单的提升装置代替输送泵来驱动。

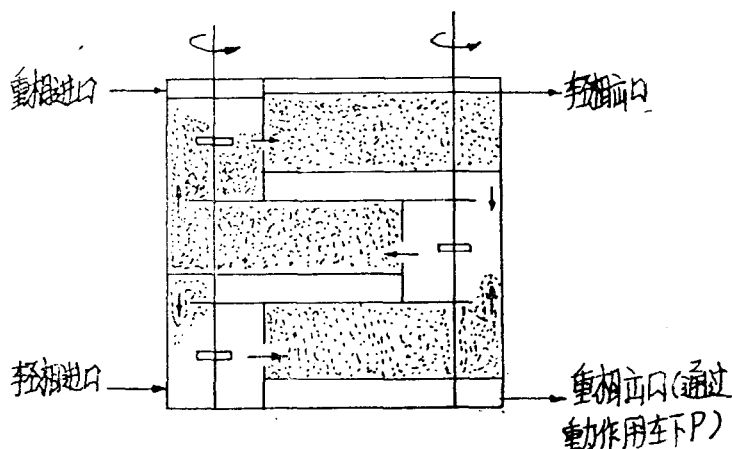


图8 垂直形混合澄清器

一个IMI泵—混合—澄清新型萃取器已在Israel采矿研究所问世(图10a), 适用于高容积通量。这种设备已经广泛用于许多工业过程。一个处理能力为8333升/分钟(2200加仑/分钟)的设备已经用于磷酸厂(41)。这种设计的独到之处是不用泵来达到混合的目的, 而是用一个独立叶轮, 这个叶轮安装在与泵的驱动装置同一根轴上。因此, 混合和泵的运行分开, 实现很好的最佳化操作。它的澄清室也是一个新奇的设计。分离是在澄清室的中心进行。它的外形是圆的, 流体呈辐射形向外运动。它的与涡流方向相反的折流隔板可以增加沉淀速率。

General Mills混合—澄清萃取器(42)(图11)是另一种类型的泵—混合设备, 由制造厂家设计, 用于冶金萃取。该设备有一个带隔板的柱状混合室, 混合室内装有板状螺旋机对所得液体进行混合与泵送。它的澄清室是一个浅的矩形槽, 可以保持最小的溶液存槽量。

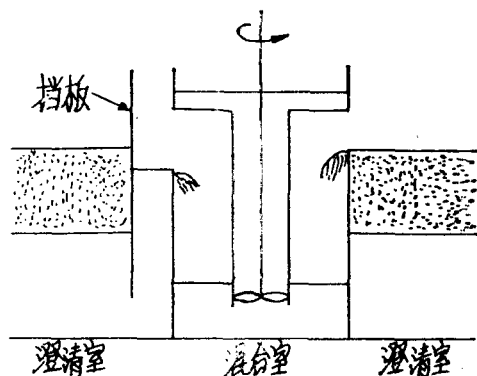


图9 Hanson和coworkers混合澄清器