

《化工译丛》

化工过程及设备

第五輯

(液-液萃取專輯)

化工过程及设备译丛編译組編

上海市科学技术编译馆

化 工 过 程 及 设 备

第 五 輯

(液-液萃取專輯)

化工过程及设备译丛編译組編

*

上海市科学技术編译館出版

(上海南昌路59号)

上海市印刷三厂印刷 新华书店上海发行所发行

*

开本 787×1092 1/16 印張 6 字数 186,000

1965年10月第1版 1965年10月第1次印刷

印数 1—3,800

編号 15·314 定价(科七) 0.90 元

36194/20

目 录

1. 质量传递的应用.....	1
2. 液液萃取.....	5
3. 用液-液萃取方法浓缩水溶液.....	21
4. 几种萃取设备特性的比较	26
5. 多种用途的新型液-液萃取器.....	30
6. 搅拌萃取器中液-液萃取操作.....	37
7. 一种新型混和-沉降萃取器的放大.....	40
8. 液-液萃取中的循环.....	50
9. 旋转同心圆筒之间的液-液萃取.....	54
10. 转盘式萃取塔的中型试验和放大问题	61
11. 转盘接触萃取器的工厂运转试验	64
12. 具有纵向混和萃取塔的计算	67
13. 筛板萃取塔的计算	72
14. 控制循环萃取	76
15. 脉动筛板溶剂萃取塔中截留量的研究	82
16. 脉动式填料萃取塔的研究	87
17. 卧式多段管形萃取器	91

81.17
125
5:3

1. 质量传递的应用

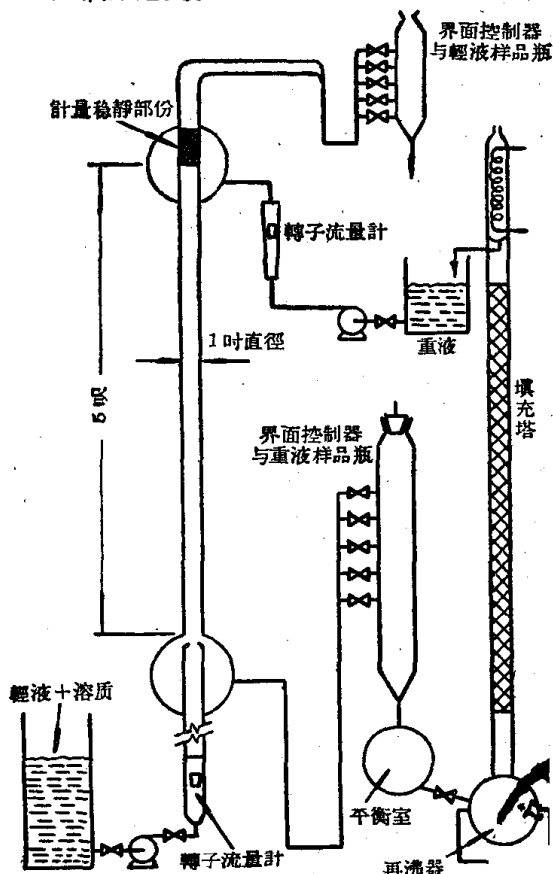
Mass Transfer Applications

F. W. Molyneux

在过去二三十年中，人们对萃取过程中填充塔的性能虽然积累了相当数量的数据，但除 Treybal^[1] 与 Pratt^[2,3] 及其合作者外，很少有其他作者提出供设计用的数据。

在填充塔内的萃取过程中，萃取速率除受由于不同的物理性质而引起的由一系统至另一系统的质量传递速率变化的影响外，还会受下列因素的影响：

- 1) 分散相或连续相的选择；
- 2) 填料是否为分散相所润湿；
- 3) 填料的类型与大小；
- 4) 塔身高度及端效应的影响；
- 5) 萃取的方向；
- 6) 分散相的截留量；
- 7) 液流速度。



用于溶剂萃取中的1吋标准湿壁塔装置示意图

萃取过程的液膜方程式

目前所考查的过程是溶质由萃余相 R 到萃取相 E 的传递，将浓度差加上相反的代数符号即可用同样的关系式来表示溶质的反向传递。

下列萃取过程的方程式引用吸收过程的相应方程式，并以液相及其相应的液膜代替气相与气膜。在稳定状态下的萃取过程中，在连续操作设备内的任一点上，溶质通过液膜的传递为：

$$N = K \cdot A (C_L - C_i) = K \cdot A C_{平均} (x_L - x_i)$$

式中：萃取膜系数 $K = \frac{D_L}{\delta x_m}$ ；

δ = 膜的有效厚度；

$$x_m = \frac{x_L + x_i}{2}$$

所有萃取过程均按通过两层串联液膜的双膜理论进行。总传质膜系数与分传质膜系数间的关系，可根据双膜理论导出：

$$\frac{1}{K_{OE}} = \frac{1}{k_E} + \frac{M}{k_R}$$

$$\frac{1}{K_{OR}} = \frac{1}{k_R} + \frac{1}{M k_E}$$

式中： M 为平衡曲线的斜率。

Sherwood 与 Gordon 曾经指出，总膜系数与分膜系数之间的这些关系经实验证明，对某些系统来说是正确的，并与质量传递的实际机理无关。

确定一液体萃取塔的高度时，先得求取理论级数或传质单元数，其次是求取一个理论级或传质单元的当量塔高。

一般地说，对所有的高塔，曾发现虽然操作是连续的而不是间歇的（例如在层级萃取过程中），但理论级或微分传质单元这两个概念所求得的结果，在数值上差不多相等。

大多数液-液平衡数据均可由三角形坐标形式查到，因此一般可以利用这些数据开始一个塔的设计。

計,并采用任一現成的图解法以求得平衡級数。为确定操作塔的高度,必須設法求得理論級的当量高度 (HETS),而这高度一般得自对该系統預先作的实验。但如果 HETS 与 HTU 之間存在一定的关系从而又与傳质系数有关时,則利用該萃取系統中各組份的現有物理数据便不难算出 HETS。

对稀溶液而言,一个傳质单元的高度 (HTU) 可用下式求得:

$$HTU_{OR} = \frac{R}{K_{OR} a_v \cdot C_{Rav} A}$$

$$\text{式中: } C_{Rav} = \frac{C_R + C_R^*}{2};$$

$$a_v = \frac{\text{界面面积}}{\text{单位容积}};$$

$$HTU_{OE} = \frac{E}{K_{OE} a_v \cdot C_{Eav} A}$$

上面已讲过总膜系数 K_{OE} 及 K_{OR} 与分膜系数有关,而这些系数可用与其他质量傳遞操作一样的方式,从該系統的物理特性估算出。Gayler 与 Pratt^[3] 建議以下列关联式去求取质量傳遞的各該膜系数:

$$\frac{k_d F h_d^{1+m}}{V_d} = 6.4 \times 10^{-5} \text{Re}_d^{0.5} \left[1 + \frac{V_c h_d}{V_d (1-h_d)} \right]^{1.5} \quad (1)$$

$$\frac{k_c F h_d^{1+m}}{V_d} = 5.3 \times 10^{-5} \text{Re}_d^{0.5} \left[1 + \frac{V_c h_d}{V_d (1-h_d)} \right]^{1.5} \quad (2)$$

式中: $m = (0.45 - 0.20) \times \text{液滴直径 } (d_p), \text{ 吋};$

$F = \text{填料的空隙分率};$

$h_d = \text{分散相在填料空隙內的截留量分率};$

$V_c, V_d = \text{連續相与分散相的空塔速度 (以空塔为准), 呎/小时。}$

在气体吸收与蒸餾过程的质量傳遞的进展方面,已有关于应用填料中的质量傳遞机理,与簡式湿壁塔內的质量傳遞相类似的假定去确定傳质膜系数的报道。但由于填料所引起的額外湍流致使其傳质膜系数增大,因此必須乘以与填料有关的特性系数 R_g 。

Brinsmade 与 Bliss^[4] 曾报道湿壁萃取塔的关联式如下:

对中心的液体

$$\frac{k_c d}{D_L} = 1.07 (\text{Re})^{0.67} \left(\frac{\mu}{D_L \rho} \right)^{0.62} \quad (3)$$

对沿壁的液体

$$\left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g} \right)^{1/3} \frac{k}{D_L} = 0.00135 (\text{Re}) \left(\frac{\mu}{D_L \rho} \right)^{0.62} \quad (4)$$

式 (3) 与 1 吋标准湿壁塔中获得的气膜系数的公式相似,而式 (4) 則与标准碟式塔內获得的液膜系数的

相应公式非常相似。Morris 与 Jackson^[5] 曾利用强化因数 R_g 将此两膜系数与填充塔中求得的膜系数連系起来。上述方程式中, d 为湿壁塔的直径,計算雷诺准数 (Re) 所用的速度是一流体对另一流体的相对速度,实际上也就是空塔中的連續相速度 V_c 。除以填料的空隙分率 ϵ 。

液膜系数与 HTU

填充萃取塔內連續相的质量速度 V_c , 可由 Dell 与 Pratt^[2] 所获得的液泛关联式求得。操作速度可取为液泛速度的 50%。分散相的空塔速度 V_d 可根据相应于 V_c 值的塔徑計算。然后利用 Brinsmade 与 Bliss^[4] 的公式求取膜系数 k_c 与 k_d 如下:

1) 从 $v_c = \frac{V_c}{\epsilon}$ 計算連續相在填料中的速度 v_c , 式中 ϵ 为空隙分率。

2) 計算分散相的灌注速率

$$= \frac{\text{分散相的液体流量, 呎}^3/\text{小时}}{\text{填料的总周界 (呎)}}$$

填料的总周界 = $4 \times \text{填料单位容积的面积 } a_v$ 。因此,

$$v_d = \frac{V_d}{4a_v}$$

3) 雷诺准数 Re 所用的相对相速 $V = v_c + v_d$ 。

4) 确定 1 吋标准塔內 ($d = 1/12$ 呎) 連續相的膜系数 k_c :

$$k_c = 12.7 D_{Lc} \left(\frac{V \rho_c d}{\mu_c} \right)^{0.67} \left(\frac{\mu_c}{D_{Lc} \rho_c} \right)^{0.62}$$

5) 确定 1 吋标准塔內 ($d = 1/12$ 呎) 分散相的膜系数 k_d :

$$k_d = 0.00135 D_{Ld} \left(\frac{\rho_d^2 g}{\mu_d} \right)^{1/3} \left(\frac{V \rho_d d}{\mu_d} \right) \left(\frac{\mu_d}{D_{Ld} \rho_d} \right)^{0.62}$$

6) 用 Morris 与 Jackson^[5] 附表中所查出的强化因数 R_g 去乘 1 吋标准塔中所求得的上述膜系数。

7) 用下式求取以連續相或分散相为基准的总质量傳遞系数:

$$\frac{1}{K_{oc}} = \frac{1}{k_c} + \frac{M}{k_d}$$

$$\frac{1}{K_{od}} = \frac{1}{k_d} + \frac{1}{M k_c}$$

8) 由下式計算相应的傳遞单元高度:

$$HTU_{oc} = \frac{E}{K_{oc} a_v A}$$

$$HTU_{od} = \frac{R}{K_{od} a_v A}$$

HTU 与 HETS 的相互关联

对作用在一个传递单元中及作用于一个理论级上的推动力加以比较后,遂可获得 HTU 与 HETS 的关系。在后者情况下,推动力可以在分配坐标上作为 (y^*-y) 与 $\frac{mE}{R}(y^*-y)$ 之间的对数平均值而算出。理论级的速率方程为:

$$E(y^*-y) = K_{oc} a_v \frac{\left(\frac{mE}{R} - 1\right)(y^*-y)}{\ln\left(\frac{mE}{R}\right)} \times HETS$$

可以简化为:

$$HTU_{oc} = \frac{\left(\frac{mE}{R} - 1\right)}{\ln\left(\frac{mE}{R}\right)} \times HETS$$

$$\frac{R}{mE} = \frac{\text{操作线的斜率}}{\text{平衡线的斜率}} = \frac{1}{r}$$

由于此两斜率在萃取塔中从增浓段与提馏段的上部至下部均在变化,因此加料处与塔的任一端的

比例平均值被取为该段之值。于是 HETS 可由下式决定:

$$HETS = HTU \ln \frac{r}{r-1} \quad (r > 1)$$

$$HETS = HTU \ln \frac{1}{1-r} \quad (r < 1)$$

$$HETS = HTU \quad \text{若 } r = 1$$

萃取过程质量传递的有效面积

在计算传递单元 (HTU) 高度的所有式子中,其分母均含有因数 a_v (代表发生质量传递的表面积)。

Pratt 与其他研究者对填充萃取塔所做的实验工作指出,填料的作用在于增加分散相所分散成的小液滴,从而增加了质量传递的面积。兹发现液滴的这种分散有赖于填料的型状更甚于其表面积,因此说明许多填料之所以成功[例如 Schiebel 填料,是由可再入的物质 (Mass of re-entrants) 组成],同时也说明雷氏圈 (Raschig ring) 的最小尺寸为 1/2 吋直径之原因。

表 塔填料的强化因数 (R_g)

类 型	材 料	大 小 吋	空 隙 率 ϵ	单 位 体 积 的 面 积 a_t 呎 ² /呎 ³	連 續 相 的 强 化 因 数	分 散 相 的 强 化 因 数
任意堆积的雷氏圈	金 属	$2 \times 2 \times \frac{1}{16}$	0.92	30	0.67	3.3
		$1 \times 1 \times \frac{1}{16}$	0.86	59.0	0.90	3.0
		$\frac{1}{2} \times \frac{1}{2} \times \frac{1}{32}$	0.87	115	0.88	3.1
	瓷 质	$3 \times 3 \times \frac{3}{8}$	0.72	20.0	0.60	2.5
		$2 \times 2 \times \frac{1}{4}$	0.74	28.0	0.65	2.7
		$1 \frac{1}{2} \times 1 \frac{1}{2} \times \frac{3}{32}$	0.73	38.0	0.75	2.7
		$1 \times 1 \times \frac{3}{32}$	0.80	56.0	0.88	2.7
		$\frac{3}{4} \times \frac{3}{4} \times \frac{3}{32}$	0.74	72.0	0.88	2.7
		$\frac{1}{2} \times \frac{1}{2} \times \frac{1}{16}$	0.73	115	0.88	2.7

利用下列关系式可以成功地估算出这表面积的值。

$$\frac{a}{a_t} = \theta \left(1 - \exp - 0.4 \frac{V_d}{\rho_d} \right) \left(\frac{\gamma_c}{\gamma_d} \right)^{1/4}$$

式中: a = 每单位体积的有效传质面积, 呎²/呎³;

a_t = 每单位体积内的填料总表面积, 呎²/呎³;

θ = 球形度 = $\frac{\text{当量体积的球体表面积}}{\text{填料的表面积}}$;

V_d = 分散相的速度/空塔截面积, 呎³/呎²时;
 ρ_d = 分散相的密度, 磅/呎³;
 γ_d, γ_c = 分别为分散相与連續相的表面張力, 达因/厘米。

結 論

溶质在适当溶剂中的液体扩散系数 D_L 值可用 Ibrahim 与 Kuloor^[7] 最近提出的方法和所导出的关系式来确定:

$$D_L = \frac{\mu V_m}{4.5M}$$

式中: D_L = 扩散系数, 厘米²/秒;

M = 溶质的分子量;

V_m = 溶质的分子容积;

μ = 气态粘度(泊), 以下式求取:

$$\mu = \frac{0.00270M^{1/2}T_c^{1/2}}{V_m^{2/3}} \cdot \frac{T_r^{3/2}}{T_r + 1.47\theta}$$

$\theta = T_b/T_c$;

T_c = 临界温度;

T_r = 对比温度;

T_b = 正常沸点。

用上述方法所求得的某些 $HETS$ 值与 Morello 与 Poffenberger^[8] 所提供的一些实验数值进行比较, 其一致性可达 $\pm 10\%$ 之内, 并说明此法仍值得作进一步的研究, 特别在考虑到 Morris^[6] 氏在蒸馏方面利用类似方法所得到的结果时更然。

符 号 說 明

S = 塔的横断面积, 呎²
 A = 相间总界面, 呎²
 a = 塔单位体积的界面积, 呎²/呎³
 c = 各相内的溶质浓度, 磅分子/呎³
 k = 分傳质膜系数, 磅分子/呎²·小时
 K = 总傳质膜系数, 磅分子/呎²·小时
 $HETS$ = 理論級的当量高度, 呎
 HTU = 傳递单元的高度, 呎
 m = 平衡时的分配系数 y/x
 R = 包含溶质的萃余液, 磅分子/小时
 Re = 雷诺准数
 Sc = 斯密特准数
 V = 空塔速度, 呎³/呎²·小时
 v = 萃余相或萃取相速度, 呎³/呎²·小时
 x = 萃余液中溶质的衡分子份数, 溶质磅分子数/萃余液磅分子数
 y = 萃取液中溶质的衡分子份数, 溶质磅分子数/萃取液磅分子数

E = 包含溶质的萃取液, 磅分子/小时

d = 塔徑, 呎

D = 扩散系数, 呎²/小时

h = 填料空隙間的截留量分率

M = 溶质分子量

T = 绝对温度; T_c = 临界温度; T_r = 对比温度;

T_b = 沸点温度

N = 质量傳递, 磅分子溶质

下标

t = 总面积的

c = 連續相的

d = 分散相的

E = 萃取相的

R = 萃余相的

i = 界面的

o = 总的

av = 平均的

v = 塔的单位体积的

$*$ = 平衡值的

L = 液体的

m = 平均的

希腊文符号

μ = 粘度, 呎磅小时

ρ = 密度, 磅/呎³

$\epsilon = F$ = 空隙分率

δ = 膜的有效厚度

θ = 填料的球形度 = $\frac{\text{当量体积的球体表面积}}{\text{填料的表面积}}$

γ = 表面張力, 达因/厘米

参 考 文 献

- [1] Treybal, R. "Liquid-liquid Extraction", McGraw-Hill, New York.
- [2] Dell and Pratt. Trans. Inst. Chem. Engrs., 1951, **29**, 2.
- [3] Gayler and Pratt. Trans. Inst. Chem. Engrs., 1953, **31**, 1.
- [4] Brinsmade and Bliss. Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 1943, **39**, 679.
- [5] Morris and Jackson. "Absorption Towers", Butterworth's Scientific Publications.
- [6] Ibrahim and Kuloor. Brit. Chem. Eng., 1960, **5**, 11.
- [7] Morello V. C. and Poffenberger. N. Ind. Eng. Chem., 1950, **42**, 1021.
- [8] Morris, G. "Mass Transfer in Distillation", Symposium Inst. Chem. Eng., May, 1960.

楊庆賢譯

譯自 "British Chem. Engr." **6**, No. 10, 692~695 (1961)

2. 液 液 萃 取

Liquid-Liquid Extraction

A. G. Oberg, S. C. Jones

萃 取 系 統

液-液萃取所涉及的系統可分为两大类,即其中质量傳遞是由于純物理性的溶解度而发生的那种;以及化学变化在其中帮助了物料傳遞的那一种。

在后一情况中,与萃取相的化学反应,通常在溶液酸度被調节好的情况下,可使溶质溶解在另一相中。

严格的质量傳遞的萃取包括大多数用有机溶剂进行的有机溶质的萃取;工业上的例子就如用丙烷进行的催化裂化原料的脫瀝青那样的分离,以及用二甘醇-水混合溶剂自重整物中萃取芳香族化合物的过程。化学变化的系統包含萃取冶金的那种系統。工业上的例子为鈾及其他金属矿的加工,稀土元素的分离,以及原子能領域中从用鋁作覆盖层的廢燃料元素中把鈾分离出来。在这些过程中已經証明螯合的形成特別重要。

对于适当地介紹基本的化学及描述液-液萃取有放射性的及普通化学性质的金属的設備,需要另作一报告。

质量傳遞的萃取

在质量傳遞的萃取中,具有最大魅力,且成长最快的是芳香族化合物的回收。这里涉及的化合物是苯,以及結構和苯有关的那些化合物。在这些化合物中只有苯、甲苯、二甲苯、萘以及它們的衍生物有重大的工业重要性。

直到 1950 年左右,大多数芳香族化合物都获自煤焦油及焦炉产物。但从那时起,石油衍生的芳香族化合物的量就一直增加,到現在已成为最重要的来源了。由石油制造芳香族化合物的工业受到了辛烷值提高及催化重整发展的促进,在催化重整中环烷烴及某些鏈烷烴脫氫生成芳香族化合物。

这些低沸点、高純度的化合物的生产通常有以下三个步驟:

(1) 初步分餾来濃縮芳香族化合物和它們的前身,使成极少数的几种餾份。

(2) 将前身轉化为芳香族化合物。

(3) 分离芳香族化合物,继而再进行純化。

由于重整法生产芳香族化合物,所以分离过程是必需的。蒸餾对于处理这种物料則不能令人滿意,因为沸点接近,并有共沸点混合物存在。

甲醇共沸点混合物的有意識形成虽是回收苯的一种方法,但不能完全令人滿意。共沸(甲基乙基甲酮)蒸餾及萃取(酚)蒸餾二者均已用于甲苯的回收。

虽然已經提出了若干萃取方法,但只有使用 SO_2 及甘醇的两种方法在工业上获得了最广泛的应用。 SO_2 溶剂已用于較重的芳香族化合物。它在习用的工作温度下,和大多数餾份能获得形式接近的相图;因而不能由簡單的萃取来产生純的芳香族餾份。輕的鏈烴回洗或甲醇共沸蒸餾或可用来克服这个缺点。另一方面,甘醇萃取却已証明是十分适合于苯-甲苯-二甲苯的生产和辛烷值的改善(根据某些作者对于这些化合物用 Sulfolane 为溶剂比用二甘醇为优)。这里的討論就将以二甘醇作溶剂者为限,因为它已經获得了很大的工业应用;并且将用二甘醇-苯-正庚烷的分离來說明液体萃取的理論和实践。

二甘醇萃取获得成功的一些理由是^[12]:

(1) 若干芳香族化合物可同时萃取,然后用蒸餾或結晶加以分离。

(2) 这种溶剂无腐蝕性,并且比較能抗降解。

(3) 原料不必絕對干燥,因为水要用在溶剂中,以予以某种性质。

(4) 二甘醇对芳香族化合物具有高度選擇性。

(5) 其揮发度低,允許由蒸餾来分离。

(6) 它在水中的溶解度高,容許用水洗法来分离。

(7) 溶剂的組成能加以变更,使萃取及蒸餾只要簡單地改变压力就可在同一温度下进行。

(8) 芳香族化合物可高度地溶解于二甘醇中。

在芳香族化合物的生产中，对甘醇萃取单位投入的原料是普通的重整过的直馏汽油。当有需要时，其他能够应用的原料是：經重整加氢的热裂解或催化裂解的汽油；未饱和的石脑油；重整的天然汽油；重整、裂解的中馏份。

在萃取以后，萃取相中絕大多數是芳香族化合物，它們可由粘土处理来除去烯烴及硫化物。然后再用蒸餾方法来分离芳香族化合物。

数据及溶剂

大多数工业上重要的萃取操作都牵涉到两种以上的組份。例如在三元系中，就包括在組份 A 及 B 之間用溶剂 S 来分离。

三元系相間关系的表示，以用直角三角形坐标来完成較為方便，图 1 所示，就是在 125°C 下的甘醇、苯、正庚烷系的相图。其他的表示方法虽然也可应用，但这种方法仍旧是最普通的，因为它可让人使用直角坐标紙。被萃取的物质（苯）以及溶剂（二甘醇）的濃度均在这坐标图上。正庚烷的濃度是由 100 减去（苯及二甘醇%之和——譯注）而获得。

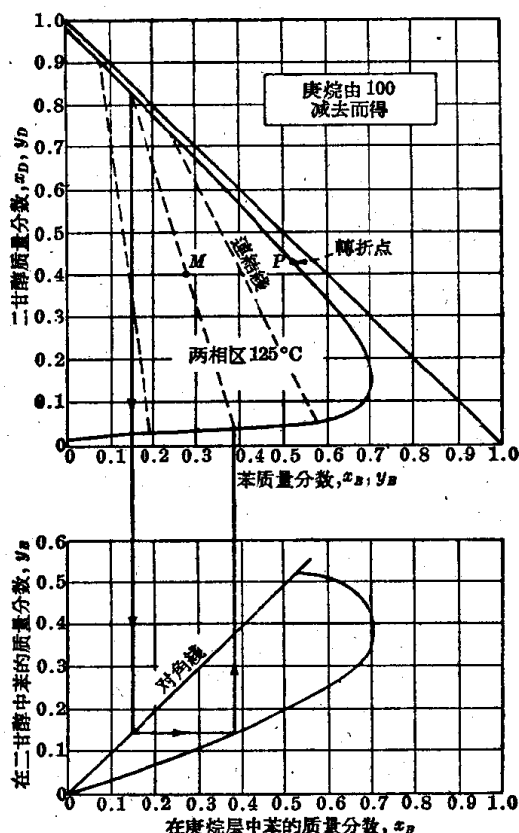


图 1 苯-正庚烷-二甘醇系相图
一对部分溶混的液体

以下为液-液萃取中值得注意的三元系的四种类型。

类型 特点

1. 形成一对部分地可溶混的液体。
2. 形成二对部分地可溶混的液体。
3. 形成三对部分地可溶混的液体。
4. 有固相形成。

图 1 表示第 1 类的系統，因为在二元組份的整个范围内，苯与二甘醇，以及苯与正庚烷可形成可溶混的系統。但二甘醇与正庚烷在它們的二元組成內則仅为部分可溶混的。

任何落入二相区中的組成，就象 M 点，都位在系綫上。这个組成将分为二相并具有以下的組成：

14.5% (重量) 苯	38% (重量) 苯
2.3% (重量) 正庚烷	58% (重量) 正庚烷
83.2% (重量) 二甘醇	4% (重量) 二甘醇

在相間綫（溶解度或双結点曲綫）內的面积可以設想是无限根連結綫来充实的；这些連結綫逐漸地改变其斜率，直到轉折点 P 处消失。

第 2 类在 75°C 下的三元液体平衡曲綫，如图 2 所示。和图 1 相比，可以表明温度对这一系統的影响*。这二元的正庚烷-苯仍旧是完全可溶混的。但二元的正庚烷-二甘醇实际上是不可溶混的，同时二甘醇-苯二元系也只是部分地可溶混的。

在这种型式的图中，也能沒有轉折点。帶內的区域表示能形成两个液体层的混合物，它們的組份

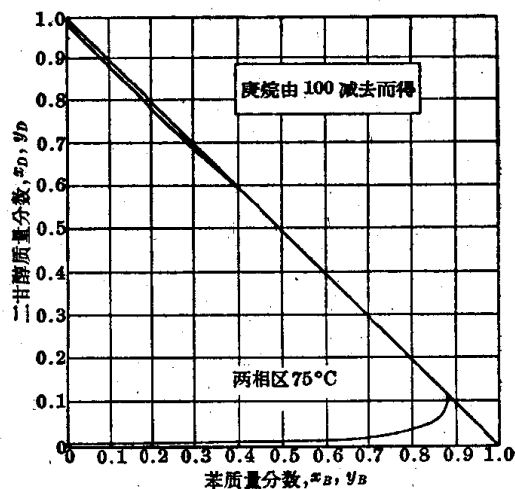


图 2 低温度改变了相图，得到二对部分地可混溶的液体

* 虽然压力比起温度来对液-液平衡的影响較小，但是它所能有的任何影响都能用 Le Chatelier's 原理来定性予以預示：如果組份的溶解伴有容积的增加，那末增加了的压力就会促使溶解度降低，反之亦然

是在系綫的两端,这样的系統能容許溶质跟稀釋液更完全的分離。

三对部分地可溶混液体的形成較为难得,而且这种系統可以变得很复杂。这种情况在工业萃取中很少遇到。

包括一种固相的平衡也要牽涉到一些复杂系統,因而在本文范围之內。

溶质的分布

溶质在萃余液与溶剂之間的分配是由一种或一种以上的机理所致;这些机理是^[30]:

(1) 氢与溶剂分子的有擇鍵合。

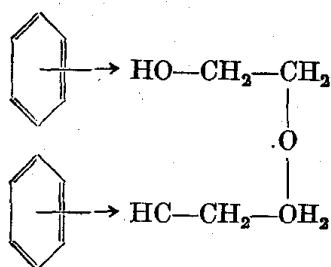
(2) 与溶剂或其組份之一发生化学反应,形成一种可优先地溶解于溶剂中,或者在两种液相中都不溶解的物质。

(3) 配位絡合物的形成,諸如:简单的配位絡合物,在其中,金属离子与若干配合基(具有与更換的水分子符号相同或相反的符号的有机分子)相結合;杂多酸型配位絡合物,在其中金属离子并入酸的結構中;螯合型配位絡合物,在其中离子被强力地保持着。

包含二甘醇、苯和正庚烷的系統就是第一种机理的一个例子。

溶剂的选择

二甘醇对芳香族化合物的有擇溶解度是由于有氢鍵所致。二甘醇含有一些相似于水的分子那样締合起来的分子。在苯与甘醇(glycol)之間的氢鍵可表示如下:



在苯环的 π -电子及极性二甘醇分子之間的弱的相互作用是表示出来的。在亲电子的(寻求电子的)原子以及苯环的任何特定的碳原子之間沒有固定的鍵。甲苯与二甲苯有較少的 π -电子,并形成較弱的鍵。

当温度升高时,氢鍵就变弱了。这种效应示于图1及2中。在温度从75°C升高到125°C时,轉折点退后,而二相有可能分离的濃度要降低。

液体已按照可能的氢鍵合的程度分成五类,并列表說明混合物与理想偏离的程度^[30],如表1及2所示。

表1 按氢鍵来分类的液体

- 第1类: 能形成强氢鍵的三維网状結構的液体,如水、甘醇、甘油、氨基醇、羥氨、羥酸、多酚、酰胺化物。
- 第2类: 由含有活性氢原子及給予体原子(氧、氮、氟)的分子构成的別种液体,如醇、酸、酚、伯胺及仲胺、肟、带有 α 氢原子的硝基化合物、带有 α 氢原子的亚硝基化合物、氨、肼、氟化氢、氰化氢。
- 第3类: 由含有活性原子,但不含活性氢原子的分子組成的液体,如醚、酮、醛、酯、季胺类(包括吡啶型),以及不带 α 氢原子的硝基和亚硝基化合物。
- 第4类: 由含有活性氢原子,但无給予体原子的分子組成的液体。这些液体的分子中有二到三个氢原子,象一个氢原子那样地会在同一个碳原子上,或是一个氢原子在同一个碳原子上,以及一个或較多的氢原子在邻接的碳原子上,就象 CHCl_3 , CH_2Cl_2 , CH_3CHCl_2 , $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CH}_2\text{Cl}$, $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CHCl}-\text{CH}_2\text{Cl}$ 。
- 第5类: 所有其他液体,即沒有形成氢鍵的可能性的液体,如烴类、二硫化碳、硫醚、硫醇、不属第4类的卤代烴、非金属元素象碘、磷及硫。

表2 以氢鍵为基础的液体混合物与理想的偏差

液体类别	氢 鍵	与理想的偏差*
1与5 2与5	仅有氢鍵断裂	常为正偏差; 1与5, 溶解度經常有限制
3与4	仅形成氢鍵	常为負偏差
1与4 2与4	氢鍵会断裂和形成, 但第1及第2类液体的离解是更重要的效应	常为正偏差; 1与4, 溶解度經常有限制
1与1 1与2 1与3 2与2 2与3	氢鍵会断裂和形成	通常是正偏差, 极为复杂的組合, 有些負偏差可产生最高共沸点混合物
3与3 3与5 4与4 4与5 5与5	不含有氢鍵	似理想系統, 常为正偏差或接近理想; 共沸点混合物, 即使有的話, 也是最低的共沸点混合物

* 正偏差表明活度系数大于1, 負偏差表示小于1。活度系数类似于在把理想气体方程式用于非理想气体时所用的压缩因数

被认为可用来萃取芳香族化合物的溶剂如下：

甘醇类	第1类
SO ₂	第3类
(Sulfolane)	第3类
糠醛	第3类
胺类	第2类

饋入組份象飽和烴類及苯(及其衍生物)属于第5类。两表至少能定性地指出,由于有优先的氢键合,那些飽和烴類,芳香族化合物,及二甘醇的混合物就会构成可分离的混合物。

临界温度的概念

临界溶解温度的概念是考虑溶剂选择问题的另一途径。

二元系的相图可示如图3。具有較高的临界溶解温度的系統显示溶解度会随温度而增高,因此各相在較高临界溶解温度下就并合了。在温度的这一点以上,是形成一个单一相,且与組成无关。在这点以下,存在一相,还是二相,要由組成和温度二者来决定。如图3b)及c)所示,一个系統可以具有一个較低的临界溶解温度,或者同时具有一个較高及一个較低的临界溶解温度。如果一个二元系并未显有一个临界溶解温度,那末在达到較低的临界溶解温度以前,必然会有一固相出現,或者在达到較高的临界溶解温度以前,一定会有蒸汽出現。这些效应是依系統及压力而定的。

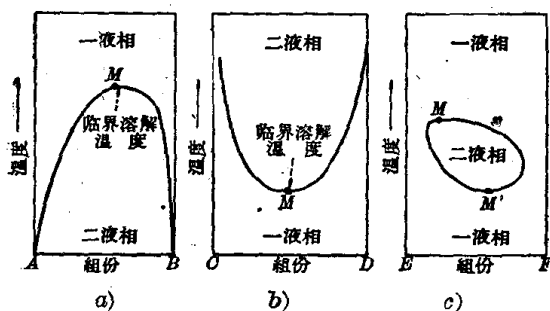


图3 溶剂的选择可取决于溶质临界溶解温度的大小及类型

- a) 溶解度随温度而升高; b) 溶解度随温度而降低;
c) 溶解度随温度升高或降低均有最大溶解度

Francis^[8,9] 曾用临界溶解温度的概念来估计不同溶剂对若干烴类的相对亲和力。一种溶液与不同的烴類在临界溶解温度方面的差别是看作那种溶剂对烴類选择性的尺度。

Francis 的研究包括从石油中找到的大多数烴类的代表。他指出,在芳香烴及二甘醇之間的二元系临界溶解温度随芳香烴分子量增加而增高。临界

溶解温度似乎和烷基在苯环上的位置无关。他也指出,对于任何特定的芳香烴,临界溶解温度随甘醇分子量增加而降低。Francis 的数据已被总结于图4中,該图指出,二甘醇、苯及庚烷的混合物一定形成可分离的混合物(分为二相)。

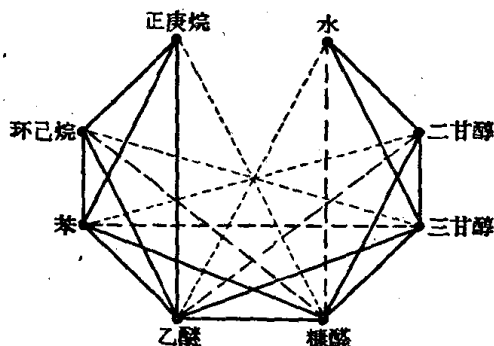


图4 溶剂对碳氢化合物的亲和力能在网络图上表示出来

- 完全溶混的; ---- 高溶解度的
..... 低溶解度的; 无綫 实质上不溶解的

一些变数的影响

当甘醇的分子量增加时,只要双結点曲綫始終在开启型范圍中,它的萃取能力也就提高。而随分子量的增加,最后就会造成一条封閉的双結点曲綫,对应于萃取能力的降低。与此同时,不需要的烴類会出现在甘醇萃取液中。图5a及b在这方面对二甘醇与四甘醇(原文作 Tetra-ethylene glycol, 誤——譯注)进行了比較。

在一已知系統上,改变温度,也会达到同样的一般的效应。图5c及d說明了这个关系。两相区的广狹决定了萃取的限度。

在二甘醇中加水,就可改变其性质。图5e及f說明8% (重量)的水对二甘醇-苯-正庚烷系統的平衡曲綫的影响。增加到某一濃度,水就会改进溶剂的选择性,而它溶解芳香族化合物的能力則略有减小。但一超过某一数量,加入的水就不会起有益的作用,溶剂选择性及溶解能力二者就都要降低。实际上,要用的水量約为7% (重量)。水可使甘醇在烴萃余液中的溶解度减少,从而使溶剂損失以及任何所需的分离成本达到极小的限度。

混合溶剂也可采用。在同样純度下,使用三甘醇可較二甘醇造成更好的苯的容量,并增加甲苯及二甲苯的回收。如果采用二者的混合物,那末就可期望輕的和重的芳香族化合物的回收均会提高。实际上,甘醇的混合物可用来使某些芳香族化合物的回收达到最高值,而使其他的芳香族化合物的回收达

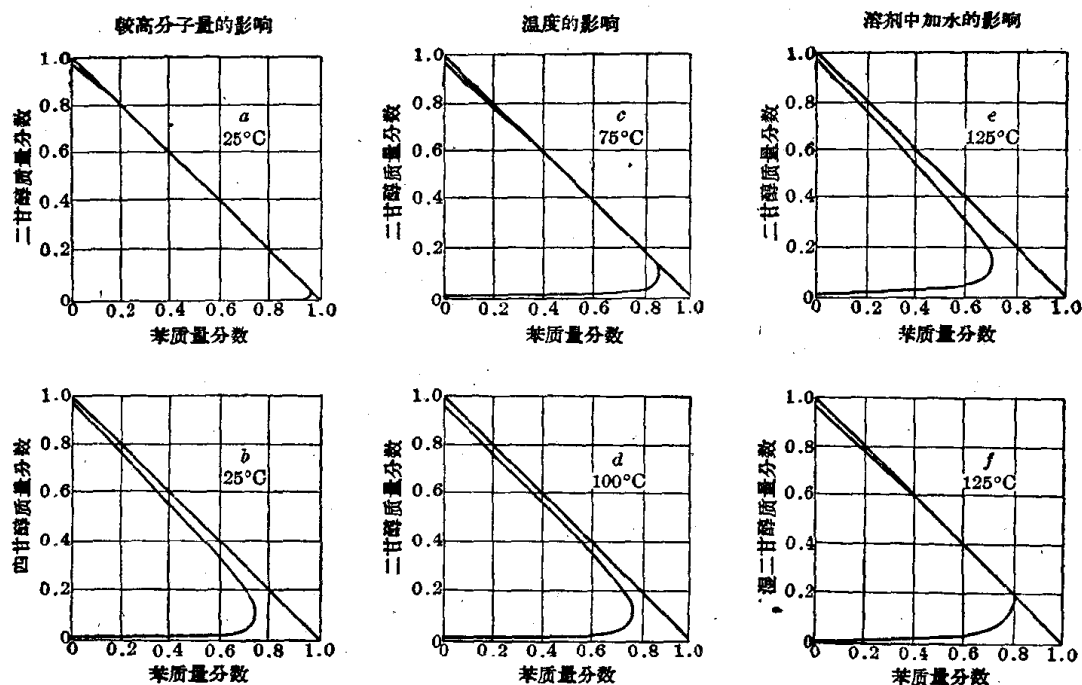


图5 一些变数对溶剂(二甘醇)萃取能力的影响

表3 商业性液-液萃取过程所用的标准溶剂

萃取剂	萃取时原始溶液	溶剂及特点	萃取剂	萃取时原始溶液	溶剂及特点
化学过程萃取 异丁烯	自催化裂解器或蒸汽裂解器得来的C ₄ 馏份	溶剂: 50% H ₂ SO ₄ 特点: 用蒸馏法自酸中除去异丁烯	植物油		溶剂: 糠醛, 丙烷或己烷
			药物		溶剂: 以醋酸戊酯为典型
磷酸	磷酸盐岩浸渍于HCl中	溶剂: 异戊醇或正丁醇 特点: 以色列采矿工业流程。能制得高达56% P ₂ O ₅ 之酸。以往用“湿法”所得的最佳结果为51%	核金属萃取 用铝覆盖的 废燃料中的 铀	酸不足的 HNO ₃ 溶液 (酸度低于把存在的盐类溶解于水中时所得的酸度)	溶剂: 甲基异丁基甲酮(异己酮) 特点: 还原-氧化过程。Al(NO ₃) ₃ 为盐析剂。进入原料的使酸不足是因为加入了盐基或允许一氧化氮逸出
异戊间二烯 生产所需的 异戊烯	汽油	溶剂: H ₂ SO ₄ 水溶液 特点: Sinclair 流程。第二步萃取到脂族烟中, 以及用蒸馏法回收, 这就消除掉回收异戊烯时酸的稀释过程	用不锈钢覆盖的 废燃料中的 浓缩铀	3克分子量 HNO ₃	溶剂: 5% 三丁基磷酸在煤油型稀释剂中。 特点: Darex 流程, 将二氧化铀-不锈钢燃料元件溶入稀王水中回收铀
醋酸	深层发酵液	溶剂: 乙酸乙酯	矿石中提出的 铀	硫酸浸取液	溶剂: 3% 十二烷基磷酸于煤油中 特点: 用HCl将铀自溶剂中洗出。十二烷基磷酸在厂中生产
醋酸及醋酸酐	纸浆厂黑液	溶剂: 甲基乙基甲酮 特点: 萃取器高100呎		低质量的硫酸浸取液	溶剂: 仲胺及叔胺之混合物 特点: Amex 过程
镍, 钴	硫酸盐溶液	溶剂: 二壬基苯磺酸于煤油中	矿石中提出的 铀	水溶液	溶剂: 1.115克分子量水杨酸于糠醛中 特点: 钴可跟铅分离
煤焦油酸	煤焦油	溶剂: 链烷烃类溶剂——丙烷→己烷 特点: 萃出的酸类的分子量大体上依溶剂分子量而定	重金属螯合物		

(續表)

萃 取 剂	萃 取 时 原始溶液	溶 剂 及 特 点	萃 取 剂	萃 取 时 原始溶液	溶 剂 及 特 点
鑷族元素的 金属	熔 融 的 鉍-鎂混合物	溶剂: $MgCl_2-NaCl-KCl$ 低 共熔混合物 特点: La 氧化为 $La(III)$, 萃取到盐中。Mg (III) 还原。其他裂 变产物相似地自鉍鉍 液体燃料中移除	含硫的化 合物及环化 合物	柴油, 煤油, 潤滑油	溶剂: 糠醛 特点: 溶剂可代替 SO_2 。这 种处理能改进十六烷 值及燃烧质量
鉛	鉛-鉛溶液	溶剂: 异己酮及 NH_4ONS 特点: 生产反应堆級規格的 鉛	不飽和的环 化合物及含 硫化合物	潤滑油	溶剂: 酚及水的混合物, 其 比例按进入原料而 定 特点: 使用的溶剂对油的比 例为 1:1 到 2.5:1。每 次蒸汽提酚损失为 0.04%
鉍及鉍	混合氟化物: (1) 高酸度 (2) 低酸度	溶剂: 异己酮 特点: 二者皆在高酸度时萃 取, 而鉍則在低酸度 时反萃取到水溶液中	苯、甲苯、二 甲苯	重整产物	溶剂: 二甘醇-水 特点: Udex 法。回收芳族 化合物 91~99%; 純 度 96~99.8%。溶 剂的选择性大体上正 比于組份的 C-H 比, 而反比于其沸点
鉍	10 当量 HF 浸出液	溶剂: 100% 磷酸三丁酯 (TBP) 特点: 最佳萃取是加入 5 当 量的 H_2SO_4	鏈烷烴, 环烷 烴	粗餾出物	溶剂: 丙烷及甲酚-酚混 合物 特点: Duo-Sol 法应用分步 抽提。丙烷溶解鏈烷 烴; 用甲酚-酚混合物 除去环烷烴
石油精炼的 萃取 含硫及芳香 族化合物	柴油、潤滑 油、噴气式 发动机燃料 等等	溶剂: 液态 SO_2 特点: Edelenan 法。最初建 立于 1911 年, 改进的 工厂現已投入生产	焦油酸, 芳香 族化合物	自低温碳化 得来的褐煤 焦油	溶剂: 己烷; 75% 的甲醇; 25% 的水 特点: Battelle 法。己烷溶 解芳族化合物等。甲 醇溶液溶解焦油酸。 不溶解物 (5%) 在釜 底移除
潤滑油	重质粗殘油	溶剂: 丙烷 特点: 瀝青及树脂状物不溶 于丙烷中。溶剂极易 回收, 因为它的挥发 度很高			
油类杂质	含腊餾出液	溶剂: 丙烷或酮类、苯和甲 苯的混合物 特点: 溶剂脫脂法。腊結 晶, 并滤除			

某些混合溶剂和它們在石油加工中的应用

流 程	溶 剂	溶 剂 的 作 用	流 程	溶 剂	溶 剂 的 作 用
溶剂脫腊	甲苯-甲基 乙基甲酮	甲苯溶解油及腊。甲基乙基 甲酮*为腊的不良溶剂	糠醛精制	含水糠醛	水*降低了总溶解度, 但改进 了对芳香族化合物的选择性
Duo-Sol	丙烷 + Se- lecto (一种 酚及甲酚的 混合物)	Selecto 优先地溶解瀝青和 不需要的色体、萘和芳香族 化合物。丙烷*对萃余液是 有选择的, 但拒絕重的物质	甘醇萃取	含水二甘醇	水*降低了溶解能力, 但增强 了选择性
改良的 SO_2 萃取	SO_2 -苯	苯降低萃余液产量, 但由于 除去了萘类, 而改进了殘液 的鏈烷烴含量。 SO_2 对芳 香族化合物有高度选择性, 但 拒絕萘	Sulfolane 萃取	含水 Sulfo- lane	水*降低了溶解能力, 但对于 选择性达到 5% 重量的只有 很小的影响
			甘醇萃取	复合甘醇类	較重的甘醇可增加重芳香族 化合物的回收

* 抗溶剂

到最低值。此外,水也可以按这个方式加以应用,使甘醇溶剂常是一种复合的“訂制”的混合物。对一多組份系统,当溶剂在芳香族化合物中变濃时,就会有让已飽和的組份进入萃取液中的較大趋势。这个降低萃取液純度的趋势能在某种程度上适当的采用不同的甘醇和水来克服。

工业溶剂(包括混合溶剂在內)的一覽表如表3所示。

設 备

用于液-液萃取的设备型式极多,但能按其結構及操作特性来分类如下^[23](范围更为广泛的表可来自参考文献中,但下列各項已足供参考):

分級接触器

混和-沉降器

- 水平或豎直的
- 非机械性的(无攪拌)多层塔
- 多孔板塔
- 泡罩塔
- 級联塔板塔

微分接触萃取器

- 非机械性的重力分离塔
- 噴雾塔
- 擋板塔
- 填充塔

机械性的重力分离塔

- 轉盘接触器
- 脉动塔

机械性的离心分离接触器

- Podbielniak 萃取器
- Luwesta 萃取器

設備的选择

为分离过程选择一特定的萃取器仍在很大程度上是以經驗为基础的,是有一定程度的危险的。

一般地說,这里必須确定为規定的流速所需的和可能的溶质回收(該系统的化学及物理性质为已知)。也必須处理由固体、乳状液、以及容易发生降解的物料引起的复杂情况了。最后,必須对一台最接近于滿足所有要求的萃取器,估計其装置的成本、维护和運轉的费用。

混和-沉降器、分級萃取器有很多的类型。混和器可采用机械(或气体)攪拌*,而沉降器可由开口槽直到內有挡板、填料(或者也能使用离心机)的复杂

容器。

由于沉降器通常不能造成完全的分离,所以需要某种型式的聚結器,如玻璃羊毛、陶瓷填料、多孔隔膜、或静电場来消除混浊。在一設計良好的混和-沉降器中,就可在一尽可能简单的单元中获得一个合理的高效率。

Peck^[22]、Rushton 等^[25]、Treybal^[37,38]及Holland^[16]都曾从經濟、混和效率、放大、設計以及功率要求的角度研究了混和过程。

图8所示是設計得最簡單的水平混和-沉降器的一个例子。重相由于重力作用在該級联系中流下,而輕相是用泵打到下一接触器中的。

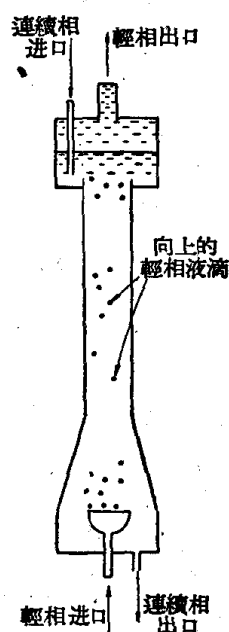


图6 噴雾塔是一种简单的接触装置

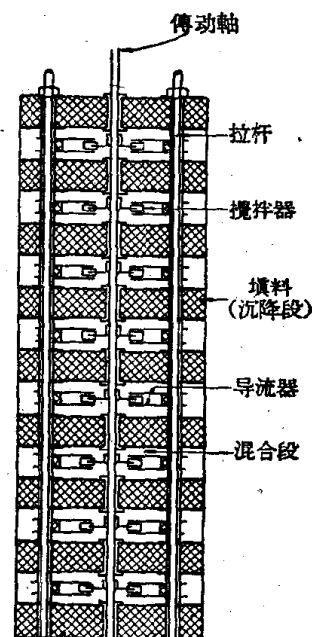


图7 垂直的混和-沉降器具有交替的混和及沉降室

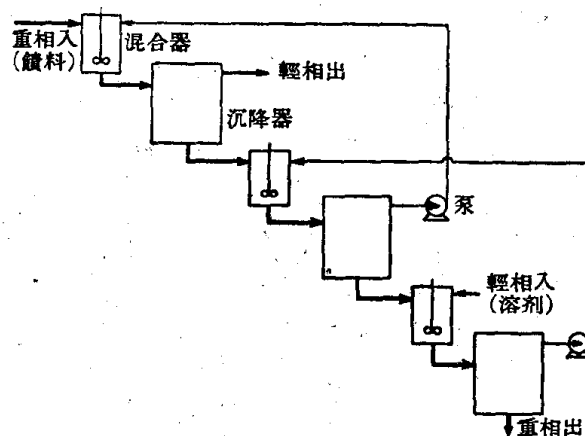


图8 水平的混和-沉降器,包括依靠重力流动作用的一串連的元素

* 在标准混和容器之外,有用流动混和器或称“管道”混和器、泵、噴嘴、銳孔、噴射器將一液体分散到另一液体中者

Scheibel 塔 (图7) 是一种具有高效率的垂直的混和-沉降器。全部重力流通过更迭的混和及沉降段。攪拌器設在每个混和段的中心。它附在一根普通的傳动軸上。各相在沉降段中经历了逆流流动, 因此, 除相的分离外, 还可获得若干程度的額外萃取。一段較混和段大的填充段, 可获得比它們同样大小时較佳的总級效率, 这个結果一部分也是由于在沉降时的額外萃取。

多层塔

多孔板塔是非机械性的多层塔的一个例子。

萃取塔是由一系列钻成某种特定模式的塔板所組成的 (图9)。实际上, 多孔板塔可看作是一連串的噴霧塔, 因为质量傳遞是由从聚結的分散相穿过塔板时重复形成的液滴来实現的。

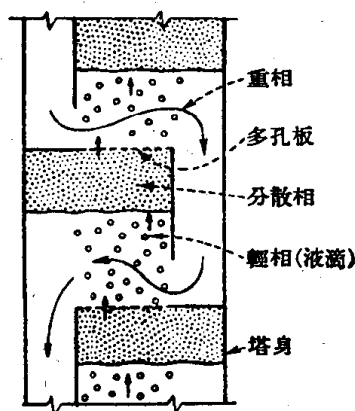


图9 孔板象銳孔一样使輕相形成小液滴

为了設計上的一些目的, 小孔大小以直径为 $1/8$ 至 $1/4$ 吋者为合适。板上的总自由面积应尽可能地大, 但在各孔太靠近一起时, 要受到液滴出現时聚結作用的限制, 正常范围是自由面积的 $15 \sim 25\%$ 。

塔直径的控制因素是在每层塔板下面聚結的分散相的高度。在很多情况下, 这个高度可粗略地定为 $3/4$ 至 $1\frac{1}{2}$ 吋。这一层的高度取决于为了保持通过小孔所需的速度要求的压头、为了形成液滴所需的压头、以及为了在下流管或上升管中克服連續相損失而需要的压头。輕液相的液滴通过銳孔上升, 穿过連續相, 而后集結在下一块較高的塔板下。

多孔板塔的高度取决于效率、液滴的聚結以及塔板間距。这个間距通常采用 1 呎。

这种孔板可用于潤滑油的精炼中, 还有其他的一些应用, 一般都是能令人滿意的。

泡罩塔已被发现对于萃取是很少或没有什么工业意义。其主要的缺点是要实现一次理論接触需要 5 到 10 块塔板。这就意味着, 除非塔板間距非常靠

近就需要过高的塔, 而这样紧的間距却又会使維修困难。

微分萃取器

就简单的程度來說, 噴霧塔 (图6) 是沒有匹敌的。它包括一圓柱形塔身, 其中充滿重相。这重相液是在塔頂以低的局部流速引入的。而輕相則是在塔底作液滴状引入的。在塔頂的沉降段保持着一个二相界面。这是, 这种設備虽然能作大容量处理, 但萃取時間短、分散相的分布不良、以及液滴在穿过塔中时会聚結。所以它的效率是不高的。

挡板塔也是一种简单的萃取装置。在一种型式中, 流动的方向是“边到边”; 而在另一种型式中是“边到中心到边”。挡板可使垂直循环减少, 并提供一定的停留時間。板效率是低的, 每块挡板約相当于 0.05 到 0.1 理論塔板, 但間距則可尽量靠近, 以获得一合理的总的塔效率。挡板塔的生产能力是受二相所流經的挡板間开口处的液泛所限制的。

这种塔的优点之一是当饋入原料澄清时, 维护費用低。

填充塔

填充塔是具有栅板支承着填料的垂直塔, 并装有适当的液体分布器。填料 (Berl 或 Intalox 鞍, 拉西环, Lessing 或 Pall 环) 切断連續相的再度环流 (这是噴霧塔中的一个問題), 重新分散液滴, 以及形成扩展的薄膜。

填充塔是普遍适用的, 尽管可能要用几呎高的填料才能等于一个理論級。填充塔广泛地用于以 SO_2 萃取来回收芳香族化合物; 以及用糠醛、酚或 SO_2 来精炼潤滑油方面。多孔板常用来作为填料支持器及再分布器。当这样使用它們时, 要象整个塔中都是用多孔板构成的那样地决定其大小。对于腐蝕性流体, 如 SO_2 , 填充塔是有用处的, 因为填料事实上可用任何耐腐蝕的材料制成。

用于填充塔方面的不同的液泛关联式已有人提出^[2], 并已有足够的數據表明有某种程度的符合, 但是要說已有完全滿意的关联式, 那是不够的。

为了防止过早的液泛, 饋料嘴必須穿过填料支持器 1 至 2 吋; 而填料支持器必須具有尽可能大的自由面积, 以尽量减小压力降及沟流的趋势。一般地說, 填料的大小必須不大于塔直径的 $1/8$ 。

轉盘接触器

轉盘接触器是机械性重力-分离塔 (图10) 的一例。这种单元設備含有若干由一系列定子环組成的間格。轉子附着在一根公共的豎直軸上, 安設在各

間格的中心。在大型設備中，料液和溶劑均按旋轉方向切向地注入，以盡量減小塔中流型的破壞。在一般情況下，還有一個額外的有柵的定子要設在壳体中，以分隔進口區和沉降室。

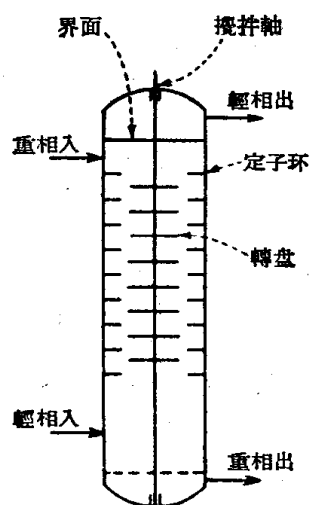


图 10 轉盘接触器，具有若干轉盘及定子環組成的間格

轉盘接触器由轉子速度及盘的特性維持其分散作用，而不需要象在許多機械性的接触器中那樣，沉降後作高度湍動的分散。整個液體質量均有按轉子旋轉方向移動的趨勢。定子和轉子薄片分別誘使液流自壁至軸，以及由軸至壁地流動。

對於用在某些不同的煙-水系統中的轉盘接触器，Strand、Olney 和 Ackerman^[31] 已獲得其生產能力和截留量的關係。

一般地說，塔直徑是定子片的內徑的 1.3 至 1.6 倍，轉子直徑的 1.6 至 2.2 倍。間格高度約為塔直徑/塔直徑^{1/3}。例如，如轉盘接触器的直徑為 2 呎，則其間格之高為 5 至 7 吋。

脉动塔，离心机

脉动萃取塔是 Van Dijk 于 1935 年發明的，但直到有了核燃料加工的需要，它才在工業中獲得應用。對這些塔中的液體所施的機械攪拌可提供較多的傳質單元，以提高回收率，縮小設備，使塔中截留量及輻射防護減至最少，以及經濟上的提高效率。

亂堆的填料會導致操作中摩擦和溝流的麻煩，而多孔板塔板則是常被採用的（圖 11）。在 3 至 24 吋直徑的塔中，塔板的間距為 2 吋，並鑽有足量的 1/8 吋按三角形排列的孔，使自由面積約為 25%。

實際上，可很方便地把塔板裝在 3 呎筒中，脉動的振幅在 1/4 至 1 吋之間，而頻率為 2 至 4 周/秒，是有用的。脉動可由一無閥式泵、一隔膜或一折箱來產生。摺箱可用機械或空氣來振盪。雖然半方形

和鋸齒形的波形在犧牲流通量的情況下會給予某種性能的改進，然而仍以正弦波形為合適。空化的防止最為重要。

在液-液萃取中，以巨大的離心力來代替重力流動，可使流速高，萃取器容積小成為可能。除了節省空間以外，這種離心萃取器還可降低溶劑儲量及縮短停留時間（在萃取某些抗菌素時是重要的）。其缺點為最初投資及維修費用大。

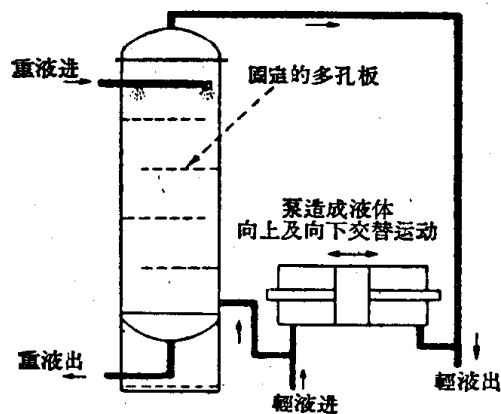


图 11 脉动塔可由脉动装置提供机械搅拌

這種萃取器的典型為 Podbielniak 設計，它的轉動是繞一水平軸進行的；還有 Luwesta 萃取器，轉子的轉動是繞垂直軸進行的。Podbielniak 機具有一些鑽有圓孔或長槽的同心圓柱體，液體就在離心力的作用下通過這些孔或槽流動。

這方面的工作繼續朝着更為有效和方便的萃取器發展。

平衡級

平衡級的概念適用於所有間歇的萃取過程。為了我們的目的，可用苯-庚烷-二甘醇系方面的特定資料來加以說明。

當苯在正庚烷中的溶液，於間歇操作中與溶劑二甘醇充分混合時，苯就分溶於庚烷及二甘醇液體中。這是一個一級操作。如果分配尽可能地完全，那末它就是一個平衡級的操作。

平衡數據^[17] 連同相當的三元系圖已重改於圖 1 上。該數據是在 125°C (257°F) 的溫度下的，因為工業萃取設備大約都在這個溫度下操作。

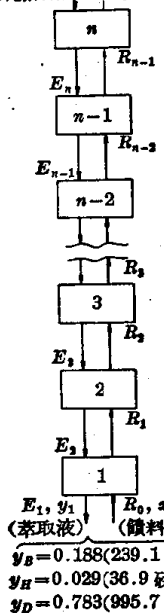
從一單平衡級中流出液流的計算可按通常方式^[7]，應用物料衡算，以圖解或數字計算來完成。在很多情況下，特別是多級操作，圖解計算更為方便，並更節省時間。對一個簡單的三元系，圖解計算可以

$$x_B = 0.050 (11.4 \text{ 磅})$$

$$x_H = 0.930 (212.3 \text{ 磅})$$

$$x_D = 0.020 (4.6 \text{ 磅})$$

y_0, E_0 (純溶剂)
 x_n, R_n (萃余液)



条件:
 $R_0 = 500 \text{ 磅}, (x_B)_0 = 0.500$
 $E_0 = 1000 \text{ 磅}, (y_D)_0 = 1.00$
 $(x_B)_n = 0.050$

求解:
(1) 平衡級数
(2) R_n 及 E_1 的量和組成

图解:
(1) 用三元图
(2) 在 $y-x$ 图上用 McCabe-Thiele 结构

B=苯
H=正庚烷
D=二甘醇

$$E_1, y_1 \text{ (萃取液)}$$

$$R_0, x_0 \text{ (原料)}$$

$$y_B = 0.188 (239.1 \text{ 磅})$$

$$y_H = 0.029 (36.9 \text{ 磅})$$

$$y_D = 0.783 (995.7 \text{ 磅})$$

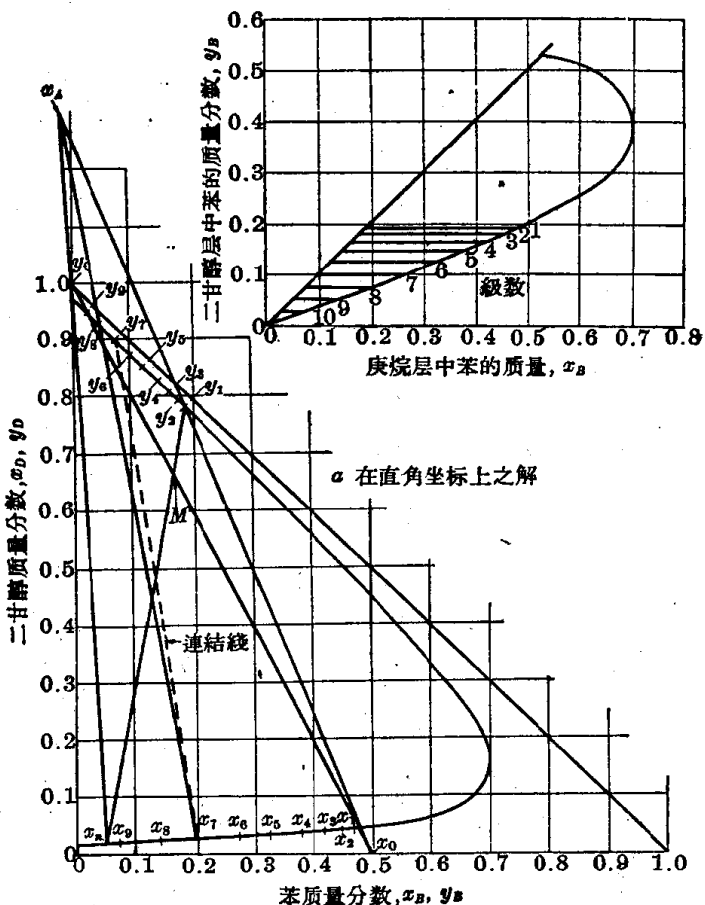
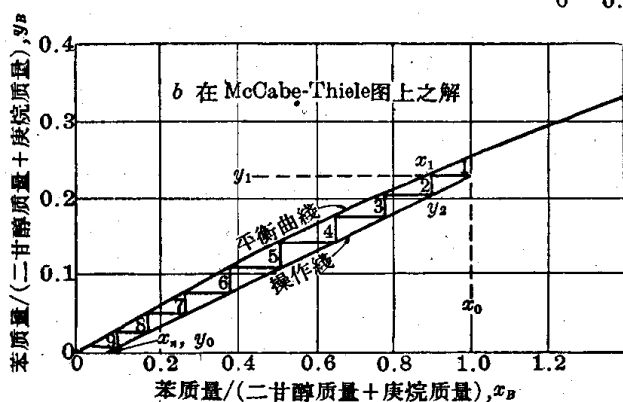


图 12 連續逆流逐級萃取的图解方法

很容易地在直角坐标圖紙上标繪平衡数据来完成。輔助分配图的繪制可为使用 McCabe-Thiele 作图法进行图解,提供 $x-y$ 数据。

为了便于說明,图 12 所示为一个可能的萃取过程,其中包括一三元系,在这里是把萃余溶液(庚烷及苯)在 125°C 下带入系統与溶剂(二甘醇)逐級逆流地接触,以获得更純的萃余液。图中表明有九个平衡級,来产生最終的萃余液,而苯可回收 90%。当然,实际上所需的級数是取决于各級的性能效率的。

在图 12a 中, x_0 (料液), y_0 (溶剂) 以及 $(x_B)_n$ (所規定的苯在萃余液中的量)均为已知。現在利用物料衡算或应用反杆臂定則* (inverse lever-arm

rule), 就可决定萃取液的組成 y_1 了[7]。

4 点是用級联萃取器末端濃度来定位的。这个 4 点位在通过 x_n, y_0 及 x_0 及 y_1 繪成的直綫上。在其后各級中,二相的組份的确定現在就可在三元平衡图上(如图 12a 所示),交替地使用平衡数据及 4 点来进行。当 y_1 已經定位后, x_1 就能从連結綫求得,而 y_2 在曲綫上的位置則可由連結 x_1 与 4 点的直綫求得。級数的决定也表示在溶质于萃余液层及萃取液层中的濃度的平衡图中(图 12a 中)。

* 如混合物 L_0 加到另一混合物 V_2 中,則組合物組成将会落在兩原有組份之間的一條直綫上,以致于质量比 L_0/V_2 能等于組成 V_2 到結合点的距离除以 L_0 到这点的距离