

第七章 蒸发

化学工程与工艺研究所

2009-4-26

1

7.1 概述

- (1) 蒸发操作的目的
- (2) 蒸发的流程
- (3) 加热蒸汽和二次蒸汽
- (4) 分类
- (5) 蒸发操作的特点

7.1 概述

(1) 蒸发操作的目的

- ① 获得浓缩的溶液直接作为化工产品或半成品。
- ② 脱除溶剂，将溶液增溶至饱和状态，随后加以冷却，析出固体产物，即采用蒸发，结晶的联合操作以获得固体溶质。
- ③ 除杂质，获得纯净的溶剂。

7.1 概述

(2) 蒸发的流程

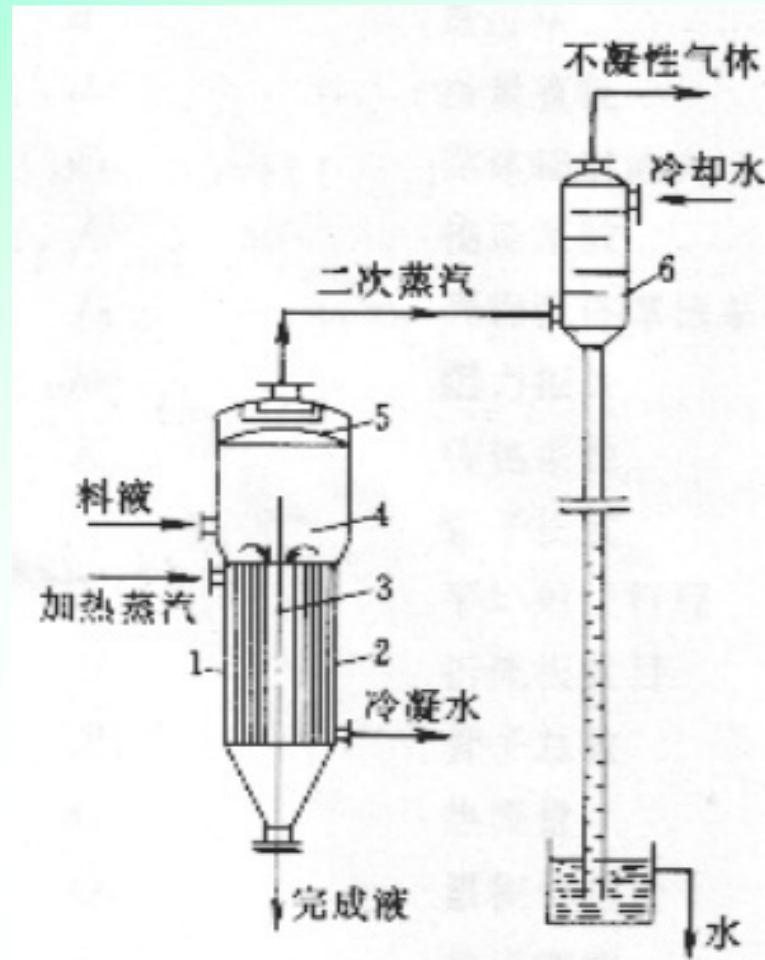


图 7-1 蒸发装置示意图

1—加热室；2—加热管；3—中央循环管；
4—蒸发室；5—除沫器；6—冷凝器

2009-4-26

4

7.1 概述

(3) 加热蒸汽和二次蒸汽

蒸发需要不断的供给热能。工业上采用的热源通常为水蒸气，而蒸发的物料大多是水溶液，蒸发时产生的蒸汽也是水蒸气。为了区别，将加热的蒸汽称为加热蒸汽，而由溶液蒸发出来的蒸汽称之为二次蒸汽。

(4) 分类

- ① 按蒸发操作空间的压力可分为：常压，加压，或者减压（真空）蒸发。
- ② 按二次蒸汽的利用情况可以分为单效蒸发和多效蒸发。

7.1 概述

(5) 蒸发操作的特点

① 沸点升高

蒸发的物料是溶有不挥发溶质的溶液。由拉乌尔定律可知：在相同温度下，其蒸汽压纯溶剂的为低，因此，在相同的压力下，溶液的沸点高于纯溶剂的沸点。故当加热蒸汽温度一定时，蒸发溶液时的传热温差就比蒸发纯溶剂时来得小，而溶液的浓度越大，这种影响就越显著。

② 溶液的性质往往对蒸发器的结构设计提出特殊的要求。

③ 溶剂汽化需吸收大量汽化热，因此蒸发操作是大量耗热的过程，节能是蒸发操作应予考虑的重要问题。

④ 浓溶液在沸腾汽化过程中常在加热表面上析出溶质而形成垢层，使传热过程恶化。

7.2 单效蒸发

7.2.1 单效蒸发的计算

- (1) 物料衡算
- (2) 热量衡算
- (3) 蒸发器传热面积的计算
- (4) 浓缩热和溶液的焓浓图

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

- (1) 溶液的沸点升高和杜林规则
- (2) 液柱静压头和加热管内摩擦损失对溶液沸点的影响
- (3) 因蒸汽流动阻力引起的温度差损失
- (4) 单效蒸发过程的计算

7.2.1 单效蒸发的计算

对于单效蒸发，在给定的生产任务和确定了操作条件以后，通常需要计算以下的这些内容：

- ① 水分的蒸发量；
- ② 加热蒸汽消耗量；
- ③ 蒸发器的传热面积。

要解决以上问题，我们可应用物料衡算方程、热量衡算方程和传热速率方程来解决。

7.2.1 单效蒸发的计算

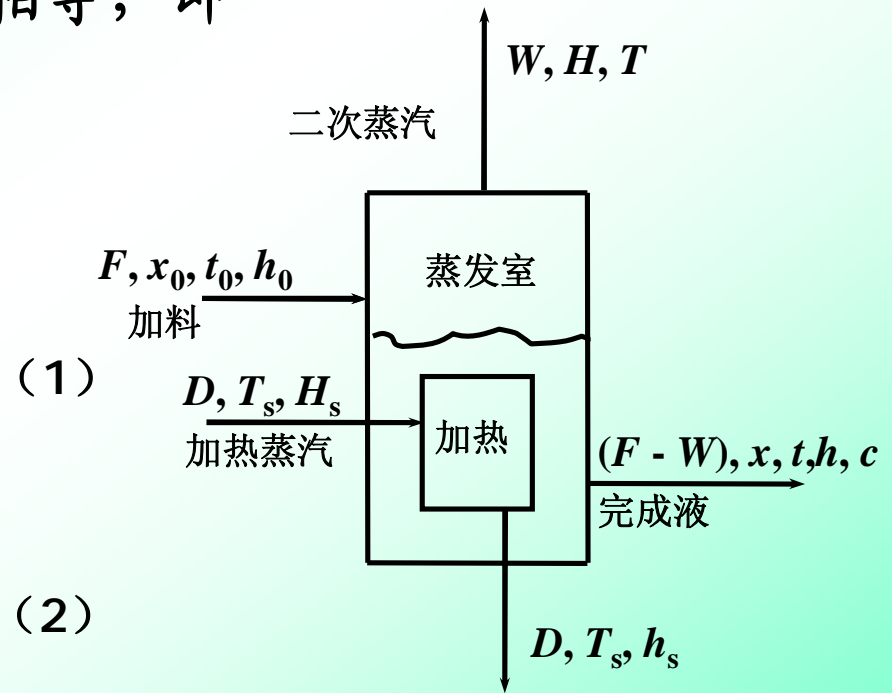
(1) 物料衡算

溶质在蒸发过程中不挥发，且蒸发过程是个定态过程，单位时间进入和离开蒸发器的量相等，即

$$Fx_0 = (F - W)x$$

水分蒸发量: $W = F\left(1 - \frac{x_0}{x}\right)$

完成液的浓度: $x = \frac{Fx_0}{F - W}$



式中 x_0, x ——分别为料液、完成液的质量分数。

7.2.1 单效蒸发的计算

(2) 热量衡算

对蒸发器作热量衡算，当加热蒸汽在饱和温度下排出时，

$$DH_s + Fh_0 = (F - W)h + WH + Dh_s + Q_l \quad (3)$$

$$D(H_s - h_s) = F(h - h_0) + W(H - h) + Q_l \quad (4)$$

式中 D —— 加热蒸汽消耗量，kg/s;
 t_0, t —— 加料液与完成液的温度，℃;
 h_0, h, h_s —— 加料液，完成液和冷凝水的热焓，kJ/kg;
 H, H_s —— 二次蒸汽和加热蒸汽的热焓，kJ/kg。

式中热损失 Q_l 可视具体条件来取加热蒸汽放热量（ DR ）的某一百分数。

7.2.1 单效蒸发的计算— (2) 热量衡算

焓值的计算：习惯上取0℃为基准，即0℃时的焓为零，则有

$$h_s = c^* T_s$$

$$h_0 = c_0 t_0 - 0 = c_0 t_0$$

$$h = ct - 0 = ct$$

代入前面的两式得：

$$D(H_s - h_s) = F(ct - c_0 t_0) + W(H - ct) + Q_l$$

式中 c_0 、 c ——料液和完成液的比热，kJ/kg·K。

7.2.1 单效蒸发的计算— (2) 热量衡算

为了避免使用不同溶液浓度下的比热，可近似认为溶液的比热容和所含溶质的浓度呈加和关系，即

$$c_0 = c^* (1 - x_0) + c_B x_0$$

$$c = c^* (1 - x) + c_B x$$

式中 c^* —— 水的比热， $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$ ；
 c_B —— 溶质的比热， $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$ 。

7.2.1 单效蒸发的计算— (2) 热量衡算

由式 (3) 或式 (4) 可得加热蒸汽的消耗量为:

$$D = \frac{F(h - h_0) + W(H - h) + Q_l}{H_s - h_s}$$

① 忽略浓缩热时

$$D = \frac{F(ct - c_0t_0) + W(H - ct) + Q_l}{H_s - h_s}$$

② 忽略浓缩热且

$$H - ct \approx r \quad H_s - h_s = R$$

$$D = \frac{F(ct - c_0t_0) + Wr + Q_l}{R}$$

7.2.1 单效蒸发的计算— (2) 热量衡算

③ 沸点进料, $t_0 = t$, 并忽略热损失和溶液浓度较低时,
 $c = c_0$, 则

$$D = \frac{W(H - ct)}{R} \approx \frac{Wr}{R}$$

或

$$\frac{D}{W} = \frac{H - ct}{R} \approx \frac{r}{R}$$

式中称 D/W 为单位蒸汽消耗量, 用来表示蒸汽利用的经济程度 (或生蒸汽的利用率)。

7.2.1 单效蒸发的计算— (2) 热量衡算

由于蒸汽的潜热随温度的变化不大，即溶液温度 t 和加热蒸汽温度 T_s 下的潜热 r 和 R 相差不多，故单效蒸发时，

$$\frac{D}{W} = 1, \text{ 即蒸发1Kg的水, 约需1Kg的加热蒸汽。}$$

考虑到 r 和 R 的实际差别以及热损失等因素，实际的

$$\frac{D}{W} \approx 1.1 \text{ 或稍多。}$$

7.2.1 单效蒸发的计算

(3) 蒸发器传热面积的计算

由传热速率方程得

$$A = \frac{Q}{K\Delta t_m}$$

式中 A ——蒸发器传热面积, m^2 ;
 Q ——传热量, W ;
 K ——传热系数, $W/m^2 \cdot K$;
 Δt_m ——平均传热温差, K 。

由于蒸发过程的蒸汽冷凝和溶液沸腾之间的恒温差传热,
 $\Delta t_m = T_s - t$, 且蒸发器的热负荷 $Q = DR$, 所以有

$$A = \frac{Q}{K(T_s - t)} = \frac{DR}{K(T_s - t)}$$

7.2.1 单效蒸发的计算

(4) 浓缩热和溶液的焓浓图

如图7-3为NaOH水溶液以0℃为基准温度的焓浓图。

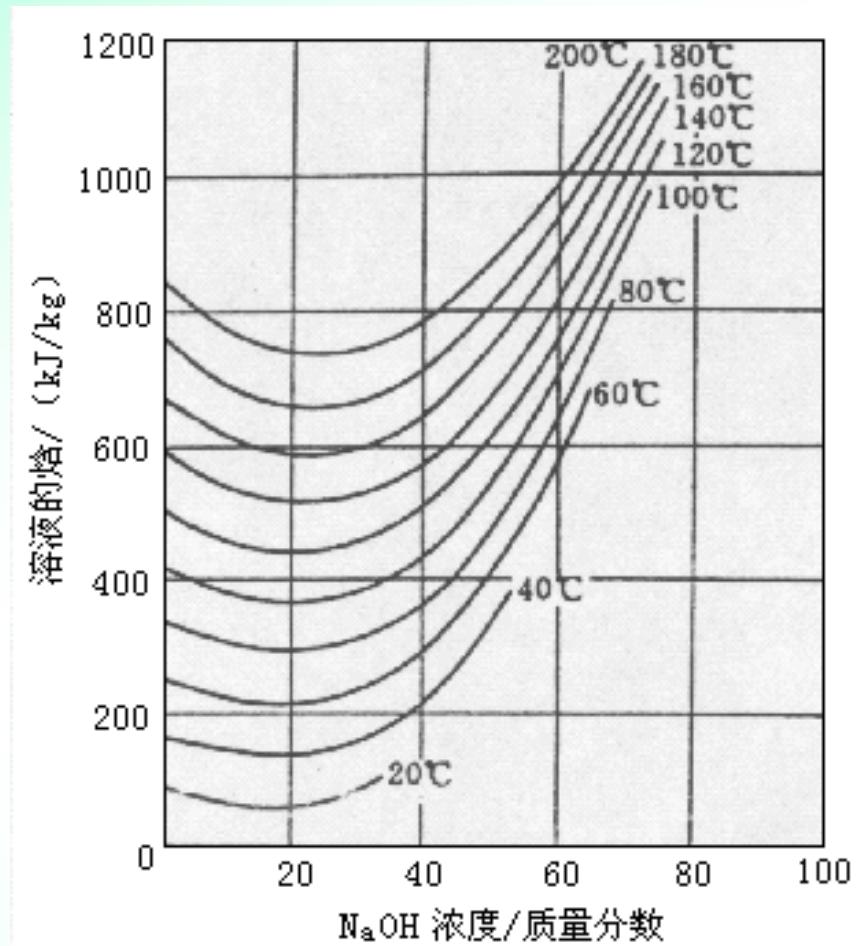


图 7-21 氢氧化钠的焓浓图

2009-4-26

17

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

蒸发器中的传热温差： $\Delta t_m = (T_s - t)$

加热蒸汽的温度： T_s （若为 150°C ）

蒸发室的压力为 1atm 而蒸发的又是水： $t = T = 100^\circ\text{C}$

此时的传热温差最大，用 Δt_T 表示：

$$\Delta t_T = T_s - T = 150 - 100 = 50$$

如果蒸发的是30%的NaOH水溶液，在常压下其沸点是高于 100°C 。若其沸点 $t = 120^\circ\text{C}$ ，则有效传热温差，

$$\Delta t = T_s - t = 150 - 120 = 30$$

Δt 比 Δt_T 所减小的值，称为传热温度差损失，简称**温度差损失**，用 Δ 表示

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

传热温差损失: $\Delta = \Delta t_T - \Delta t = (T_0 - T) - (T_0 - t) = t - T$

溶液沸点: $t = T + \Delta$

有效传热温差: $\Delta t = \Delta t_T - \Delta$

温度差损失的原因:

① 溶液沸点的升高。这是由于溶液蒸汽压较纯溶剂（水）在同一温度下的蒸汽压为低，致使溶液的沸点比纯溶剂（水）高；

② 蒸发器中静压头的影响以及流体流过加热管时产生的摩擦阻力，都导致溶液沸点的进一步上升。

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

(1) 溶液的沸点升高和杜林规则

在相当宽的压强范围内溶液的沸点与同压强的下溶剂的沸点成线性关系：

$$\frac{t_A - t_A^0}{t_w - t_w^0} = K$$

$$t_A = t_A^0 + K(t_w - t_w^0)$$

式中 t_A , t_A^0 —— 某种溶液在两种不同压力下的沸点；

t_w , t_w^0 —— 溶剂在相应压力下的沸点。

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失—（1）溶液的沸点升高和杜林规则

如图7-4为不同浓度NaOH水溶液的沸点与对应压强下纯水的沸点的关系，由图可以看出，当NaOH水溶液浓度为零时，它的沸点线为一条45°对角线，即水的沸点线，其它浓度下溶液的沸点线大致为一组平行直线。

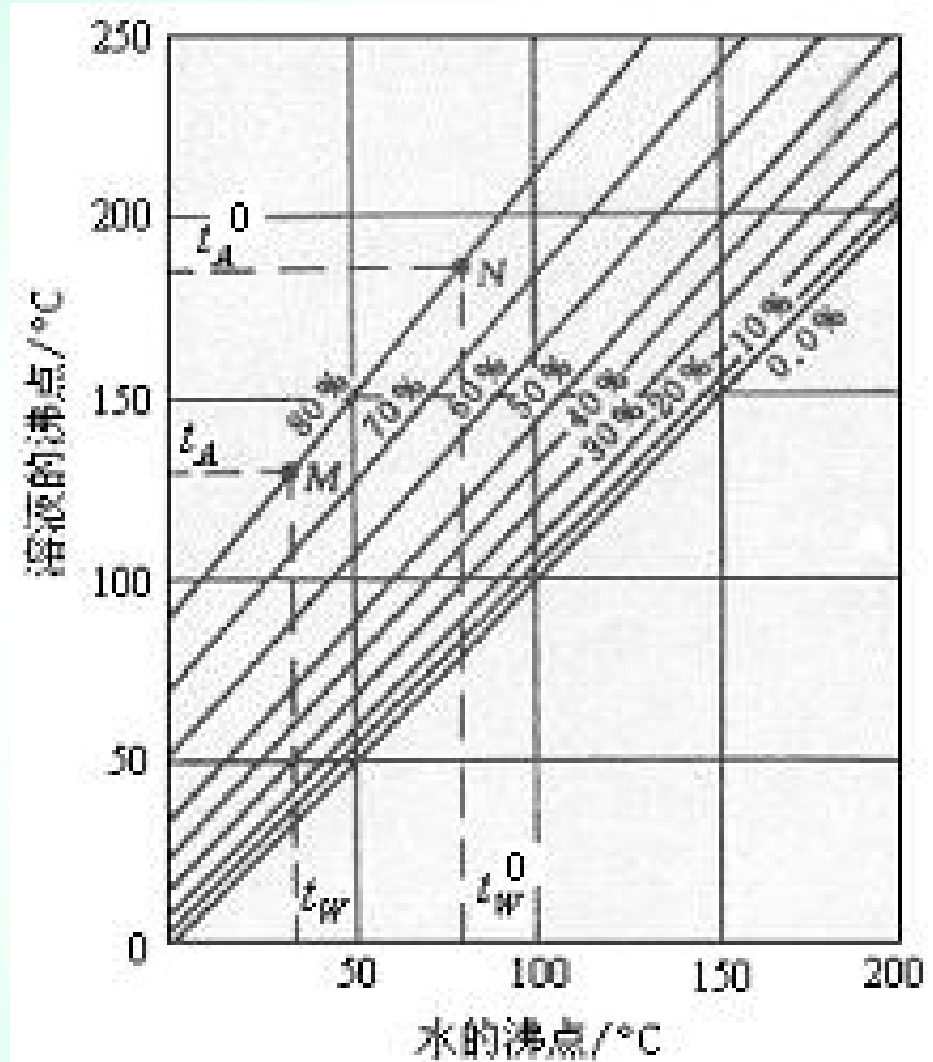


图 7-22 NaOH 水溶液的杜林线图

2009-4-26

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失 — (1) 溶液的沸点升高和杜林规则

由上图可以看出:

① 浓度不太高的范围内, 由于沸点线近似为一组平行直线, 因此可以合理的认为沸点的升高与压强无关, 而可取大气压下的数值;

② 在高浓度范围内只要已知两个不同压强下溶液的沸点, 则其他压强下的溶液沸点可按杜林规则进行计算。

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

(2) 液柱静压头和加热管内摩擦损失对溶液沸点的影响

按液面下处 $L/2$ 溶液的沸腾温度来计算，液体在平均温度下的饱和压力：

$$p_m = p + \frac{1}{2} Lrg$$

式中 p ——液面上方二次蒸汽的压强（通常可以用冷凝器压强代替），Pa；
 L ——蒸发器内的液面高度，m。

液柱静压强引起的溶液温度升高：

$$D'' = t_{(p+Lrg/2)} - t_{(p)}$$

所以沸腾液体的平均温度为： $t = t(p) + \Delta' + \Delta''$

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

(3) 因蒸汽流动阻力引起的温度差损失 Δ'''

在多效蒸发中，二次蒸汽流到下一效的过程中为克服管道阻力使压强降低，引起二次蒸汽的温度降低，由此引起的温度差损失为 Δ''' 。

总的温度差损失 $\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$

过程的传热温度差（有效温度差）： $\Delta t = T_s - t = T_s - t(p) - \Delta$

7.2.2 蒸发设备中的温度差损失

(4) 单效蒸发过程的计算

① 设计型计算：给定蒸发任务，要求设计经济上合理的蒸发器。

已知： F, x_0, t_0, x

设计条件： p_0, p_k

计算目的：根据选用的蒸发器形式确定 K ，计算所需加热面积 A 及加热蒸汽用量 D 。

② 操作型计算：已知蒸发器的结构形式和蒸发面积

给定条件： $A, K, x_0, t_0, x, p_0, p_k$

计算目的：核算蒸发器的处理能力 F 和加热蒸汽用量 D 。

或已知： $A, F, x_0, t_0, x, p_0, p_k$

计算目的：反算蒸发器的 K 并求 D 。

7.2.3 真空蒸发

工业中常使溶液在减压下亦即**真空蒸发**以降低溶液的沸点。

优点:

- 1、在减压下溶液的沸点较常压下的为低，因此可以提高加热蒸汽与沸腾液体间的温度差，于是蒸发器的传热面积可以相应减小；
- 2、可以利用低压蒸汽或者废汽作为加热蒸汽；
- 3、可用以浓缩不耐高温的溶液；
- 4、由于溶液的沸点降低，蒸发器损失于外界的热量较小。

缺点:

- 1、溶液沸点的降低使粘度增大，传热系数有所降低；
- 2、为维持真空操作须添加真空设备费用和一定量的动力费。

7.3 蒸发操作的经济性和操作方式

7.3.1 加热蒸汽的经济性

7.3.2 多效蒸发流程

7.3.3 蒸发设备的生产能力和效数的限制

7.3.4 提高加热蒸汽经济程度的其他措施

7.3.5 蒸发操作的最优化

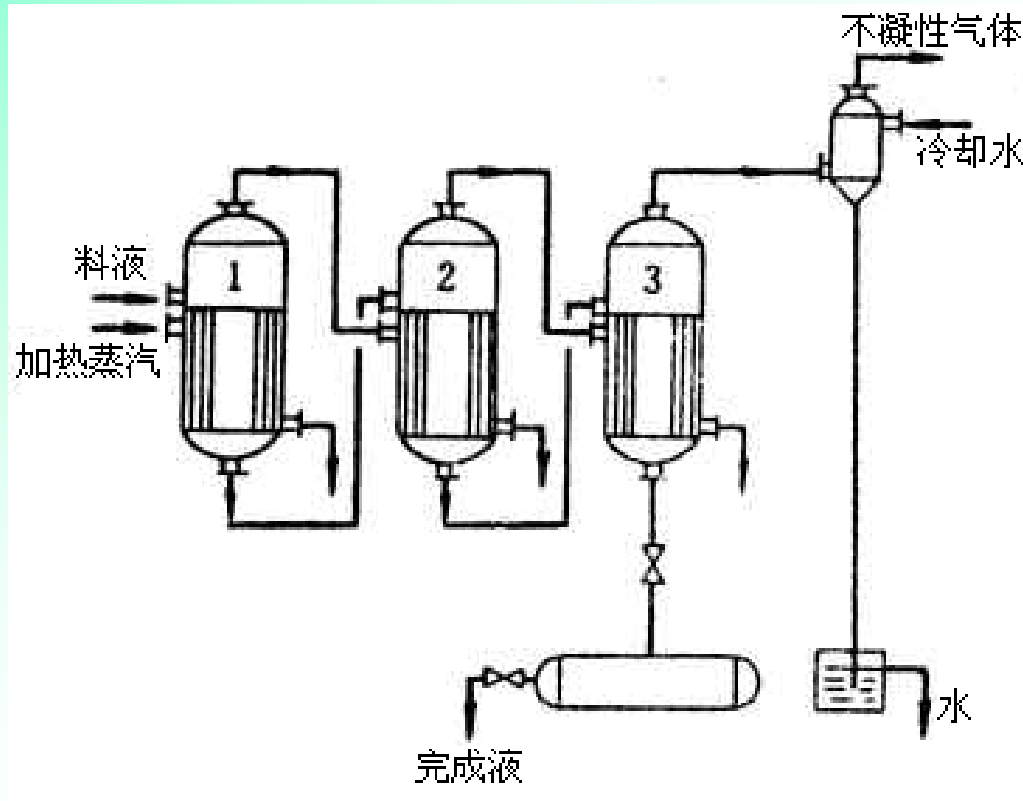
7.3.1 加热蒸汽的经济性

蒸汽的经济性：每1kg加热蒸汽所能蒸发的水量（ W/D ）（或用溶液中蒸发出1kg水所需消耗的生蒸汽的量 D/W 表示蒸汽的利用率）。若物料的水溶液先预热至沸点后加入蒸发器，忽略生蒸汽与产生的二次蒸汽的汽化潜热的差异，不计热损失，则每1kg加热蒸汽可汽化1kg水，即 $W/D = 1$ 。实际上，由于有热损失等原因， $W/D < 1$ 。

怎样才能节省加热蒸汽的消耗量，提高生蒸汽的利用率呢？

- ① 利用二次蒸汽的潜热；
- ② 利用冷凝水的显热。

7.3.1 加热蒸汽的经济性



$$p_1 > p_2 > \mathbf{L} > p_n$$

$$t_1 > t_2 > \mathbf{L} > t_n$$

2009-4-26

29

7.3.1 加热蒸汽的经济性

第一效： $W_1/D=1 \rightarrow D=W_1$ ，

1kg生蒸汽在第一效中可产生1kg的二次蒸汽，将此1kg二次蒸（ W_1 ）引入第二效又可蒸发1kg水，即

第二效： $W_2=W_1=D$ ，1kg生蒸汽在双效中的总蒸发量

$$W = W_1 + W_2 = 2D，$$

则 $W/D=2$

依次类推：

第三效： $W/D=3$ ，...

n 效： $W/D=n$ 。

7.3.1 加热蒸汽的经济性

实际由于热损失，温度差损失等原因，单位蒸汽消耗量不可能达到如此经济的程度，根据生产经验，最大的 W/D 的值大致如下：

效数	单效	双效	三效	四效	五效
$\left(\frac{D}{W}\right)_{\min}$	1.1	0.57	0.4	0.3	0.27
$\left(\frac{W}{D}\right)_{\max}$	0.91	0.175	2.5	3.33	3.70

7.3.2 多效蒸发

多效蒸发操作蒸汽与物料的流向有多种组合，常见的有：

并流：溶液与蒸汽的流向相同，称并流。

逆流：溶液与蒸汽的流向相反，称逆流。

错流：溶液与蒸汽在有些效间成并流，而在有些效间成逆流。

平流：每一效都加入原料液的方法。

7.3.2 多效蒸发

以三效为例加以说明：

- (1) 并流流程 蒸汽流动方向：1→2→3
 溶液流动方向：1→2→3

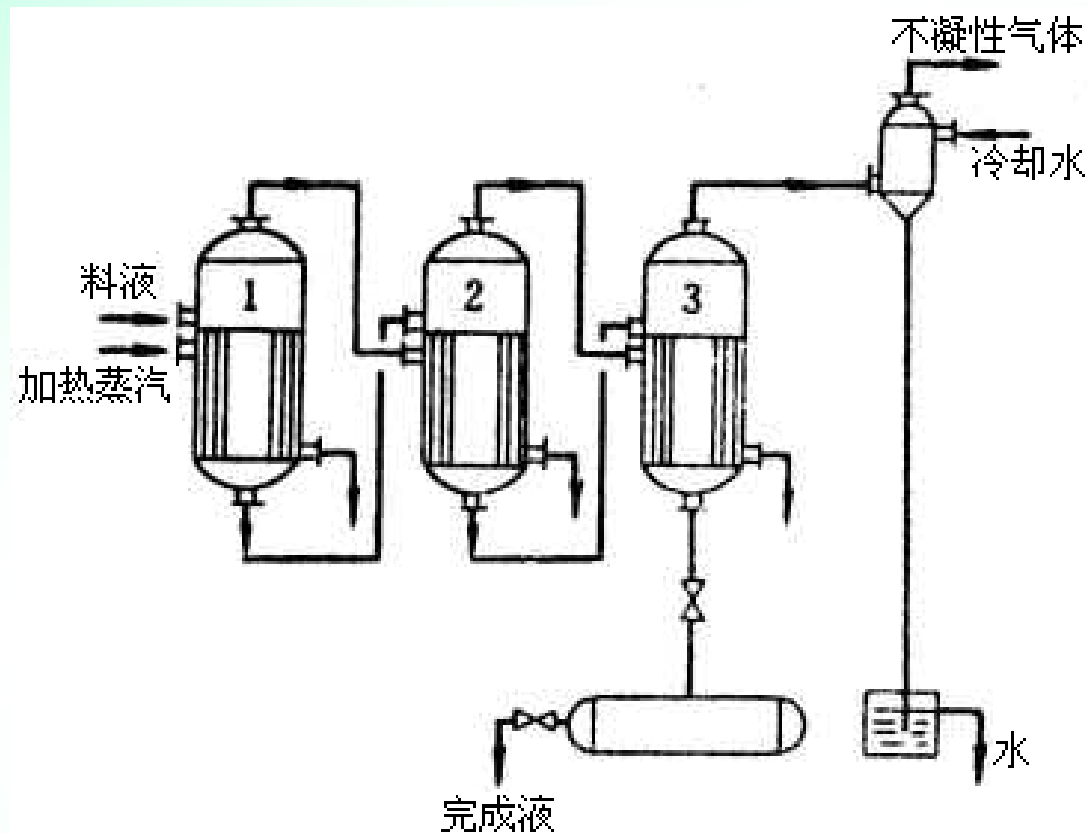


图 7-14 并流加料流程

2009-4-26

33

7.3.2 多效蒸发

优点:

a、由于前效的压强较后效高, $p_1 > p_2 > p_3$, 料液可借此压强差自动地流向后一效而无须泵送;

b、 $t_1 > t_2 > t_3$, 溶液由前一效流入后一效处于过热状态会放出溶液的过热量形成自蒸发, 可产生更多的二次蒸汽, 因此第三效的蒸发量最大。

缺点:

溶液浓度, $x_3 > x_2 > x_1$, $x \uparrow$, $\mu \uparrow$, $\therefore \mu_3 > \mu_2 > \mu_1$;

溶液温度, $t_1 > t_2 > t_3$, $t \uparrow$, $\mu \downarrow$, $\therefore \mu_3 > \mu_2 > \mu_1$ 。

这两个因素使得后一效粘度较前一效双倍提高, $K \downarrow \downarrow$, 在最后的一、二效尤其严重, 使整个系统的蒸发能力降低。

2009-4-26

34

7.3.2 多效蒸发

(2) 逆流流程 蒸汽流动方向: $1 \rightarrow 2 \rightarrow 3$
溶液流动方向: $3 \rightarrow 2 \rightarrow 1$

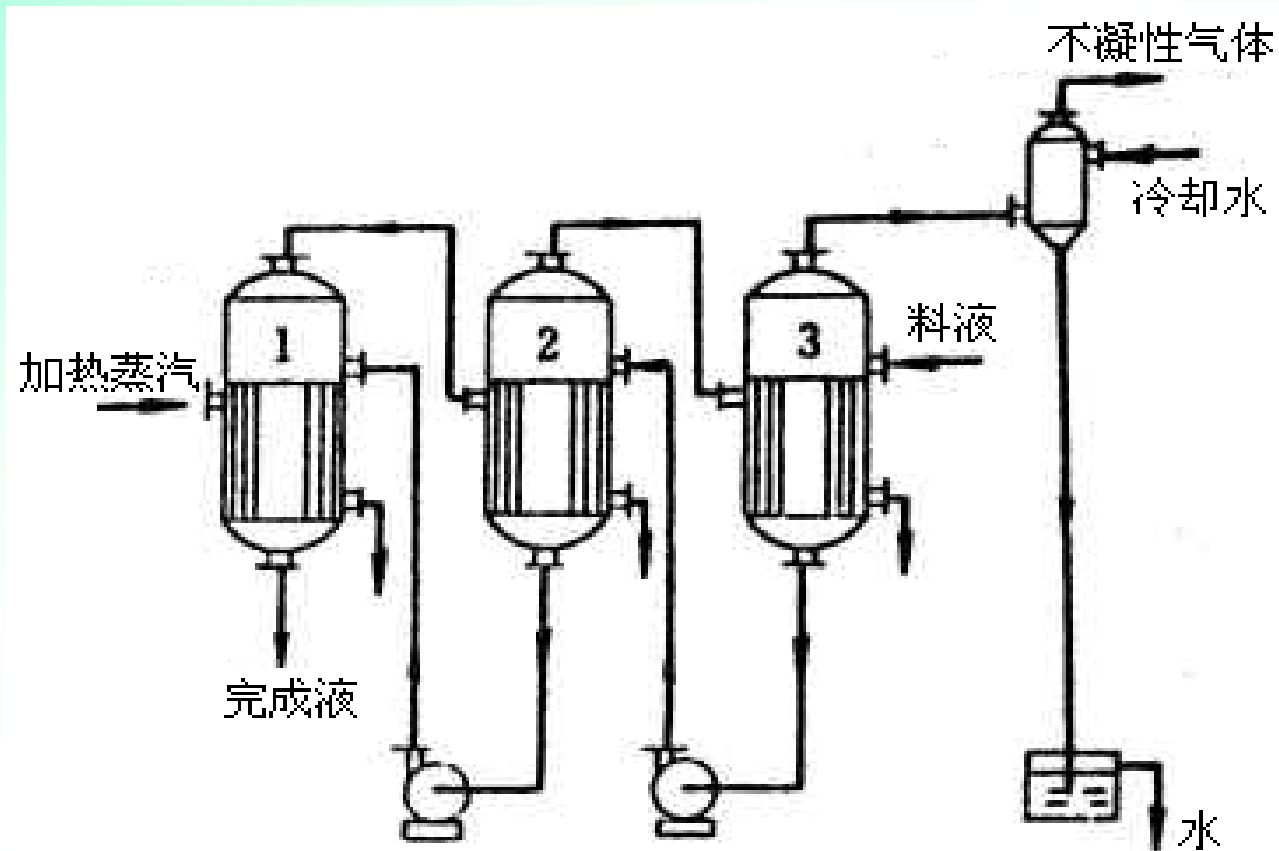


图 7-15 逆流加料流程

2009-4-26

35

7.3.2 多效蒸发

优点:

$x_1 > x_2 > x_3$, $x \uparrow$, $\mu \uparrow$, $\therefore \mu_1 > \mu_2 > \mu_3$;

$t_1 > t_2 > t_3$, $t \uparrow$, $\mu \downarrow$, $\therefore \mu_1 < \mu_2 < \mu_3$ 。

x 、 t 对 μ 的影响大致抵消, 各效的 K 基本不变。

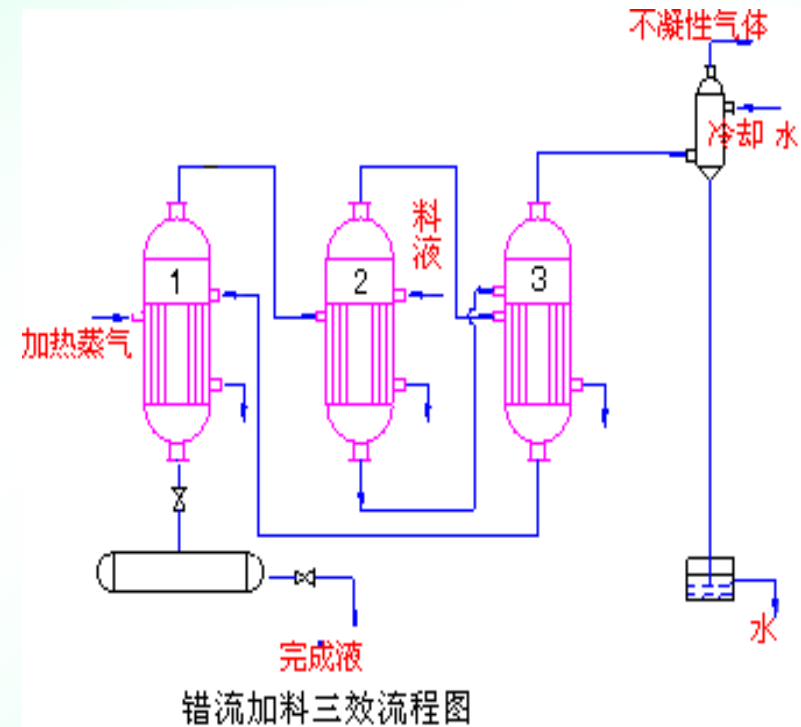
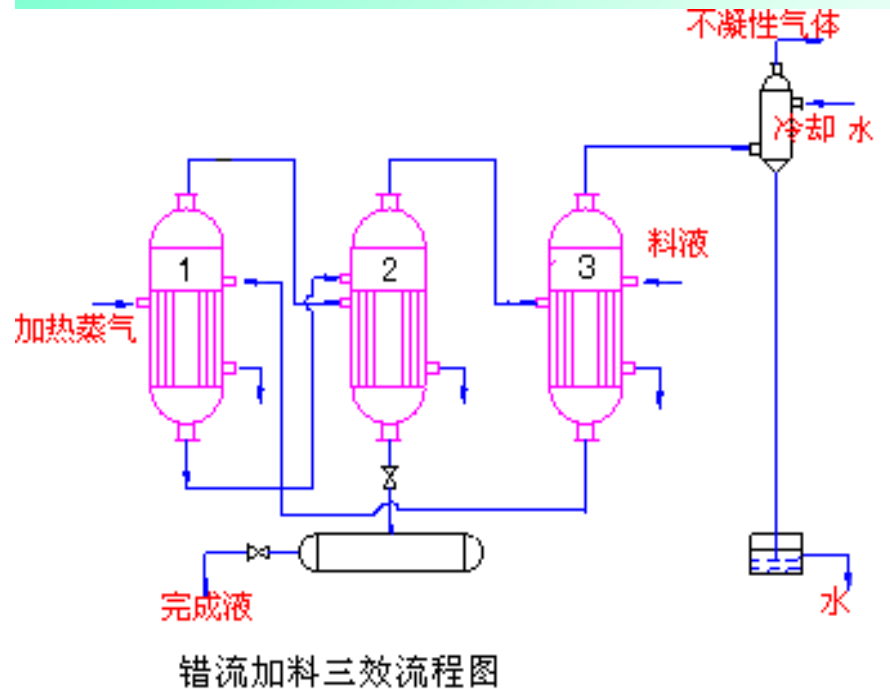
缺点:

a、由于前效压强较后效高, $p_1 > p_2 > p_3$, 料液从后效往前一效要用泵输送。

b、各效进料(末效除外)都较沸点低, 自蒸发不会发生, 故与并流相比, 所发生的二次蒸汽量减少。

7.3.2 多效蒸发

(3) 错流流程 蒸汽流向: 1→2→3



料液 3→1→2

料液 2→3→1

优点: 兼有逆流与并流的优点。

缺点: 操作较复杂。

2009-4-26

37

7.3.2 多效蒸发

(4) 平流流程

各效分别进料并分别出料，二次蒸汽多次利用，对易结晶的物料较合适（因为结晶体不便在效与效之间输送）。

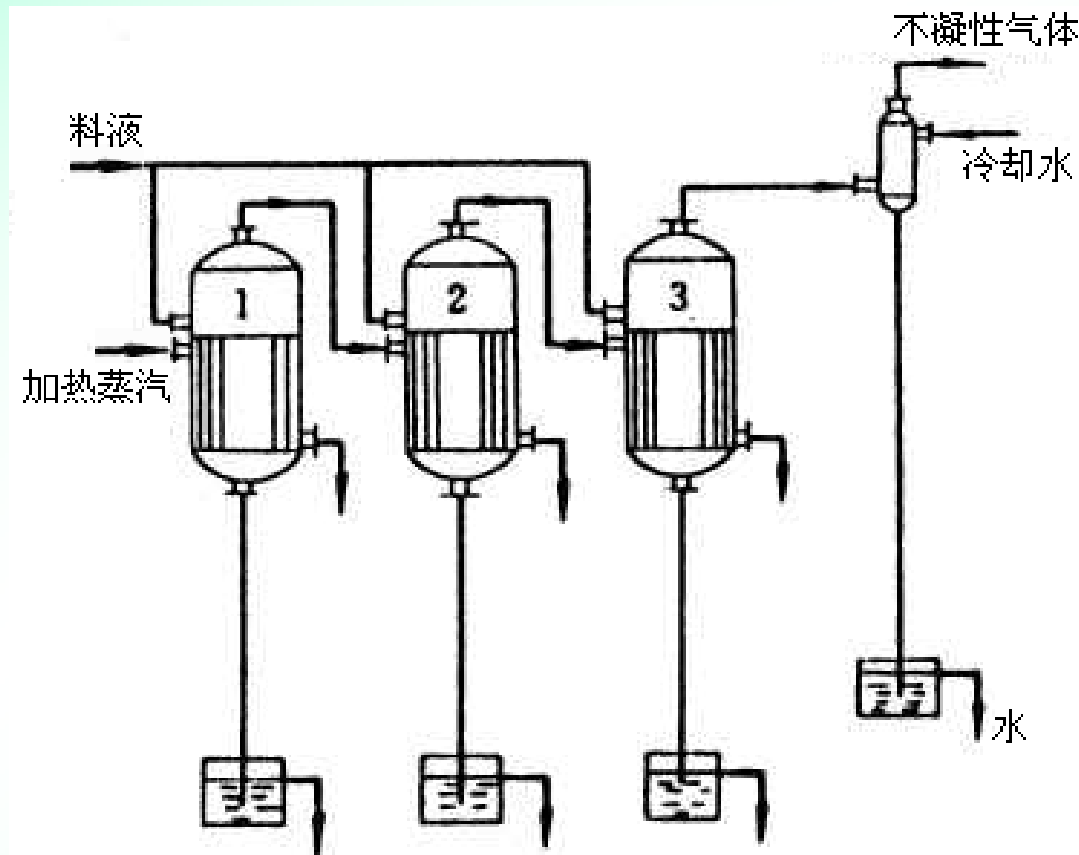


图 7-16 平流加料流程

2009-4-26

38

7.3.3 蒸发设备的生产能力、蒸发强度和效数的限制

(1) 蒸发器的生产能力和蒸发强度

生产能力：单位时间内水分总蒸发量 W ；

生产强度：单位传热面积的蒸发量（ $U = W / A$ ）；

在三效蒸发器中，蒸发器的生产强度为：

$$U_{\text{总}} = \frac{W_{\text{总}}}{A_{\text{总}}} = \frac{W_1 + W_2 + W_3}{A_1 + A_2 + A_3} = \frac{\frac{Q_1}{r_1} + \frac{Q_2}{r_2} + \frac{Q_3}{r_3}}{A_1 + A_2 + A_3}$$

7.3.3 蒸发设备的生产能力、蒸发强度和效数的限制

假设： $A_1 = A_2 = A_3 = A$ ，不考虑温差损失及浓缩热等，且各效蒸发器的传热系数相等， $K_1 = K_2 = K_3 = K$ ， r_1 、 r_2 、 r_3 相差不大，可近似认为相等，即 $Q = DR = Wr$ ，则

$$U_{\text{总}} = \frac{\frac{Q_1}{r_1} + \frac{Q_2}{r_2} + \frac{Q_3}{r_3}}{A_1 + A_2 + A_3} = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3}{3Ar}$$

$$= \frac{K_1 A_1 D t_1 + K_2 A_2 D t_2 + K_3 A_3 D t_3}{3Ar} = \frac{K A D t_T}{3Ar} = \frac{K D t_T}{3r}$$

$$D t_T = D t_1 + D t_2 + D t_3 = T_s - t_n$$

$$W_{\text{单}} = W_3 \quad U_{\text{单}} = \frac{W}{A} = \frac{K D t_T}{r} = 3U_{\text{总}}$$

2009-4-26 实际中， w_3 小于 $W_{\text{单}}$

7.3.3 蒸发设备的生产能力、蒸发强度和效数的限制

(2) 多效蒸发效数的限制

效数增多，设备的生产能力降低，而加热蒸汽经济性提高，因此，必须合理选择效数以便设备费和操作费之和最少。这是一个优化问题。

如图为单效蒸发和双效蒸发传热温差的变化情况。

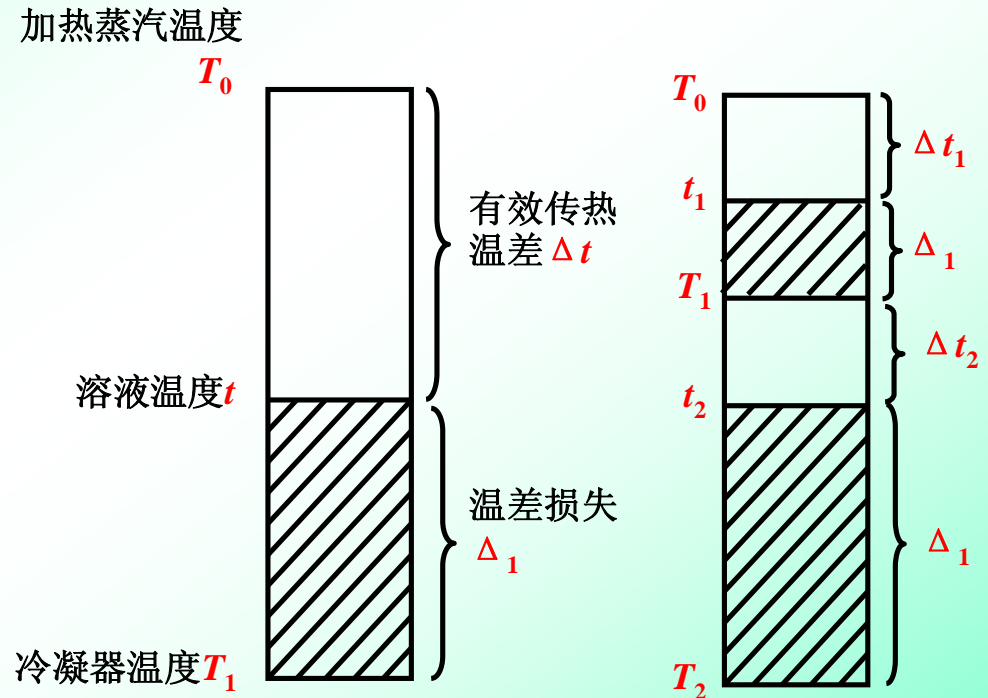


图7-24 单效蒸发改为双效蒸发时，有效温差的变化

7.3.3 蒸发设备的生产能力、蒸发强度和效数的限制

多效蒸发的效数

有效温度差 每效分配到的温度差不应小于 $5\sim 7^{\circ}\text{C}$ ，亦即须使溶液维持在泡核沸腾阶段。

经济问题 当再添加一效蒸发器的设备费用不能与所省加热蒸汽的收益相抵时，就没有必要再增加效数。

7.3.3 蒸发设备的生产能力、蒸发强度和效数的限制

(3) 多效蒸发计算

描述多效蒸发过程的参数很多，但各类参数之间受到一些基本方程的约束，这些基本方程可分为：物料衡算式，热量衡算式，传热速率式及物性函数式（如水蒸气性质，物料热焓及沸点上升等）。

对于设计型计算，一般给定：

原料状态： F, t_0, x_0 ;

完成液浓度： x_n ;

冷凝器温度与加热蒸汽温度： T_n, T_s ;

各效蒸发器的传热系数： K_j ;

求：

加热蒸汽用量： D ;

每效传热面积： A_j 。

7.3.4 提高加热蒸汽经济程度的其他措施

(1) 额外蒸汽的引出

不考虑同压力下蒸发潜热的差别，自蒸发的影响和热损失等次要因素，并假设进料是在沸点下进入则可认为每1kg加热蒸汽能蒸发1kg水。

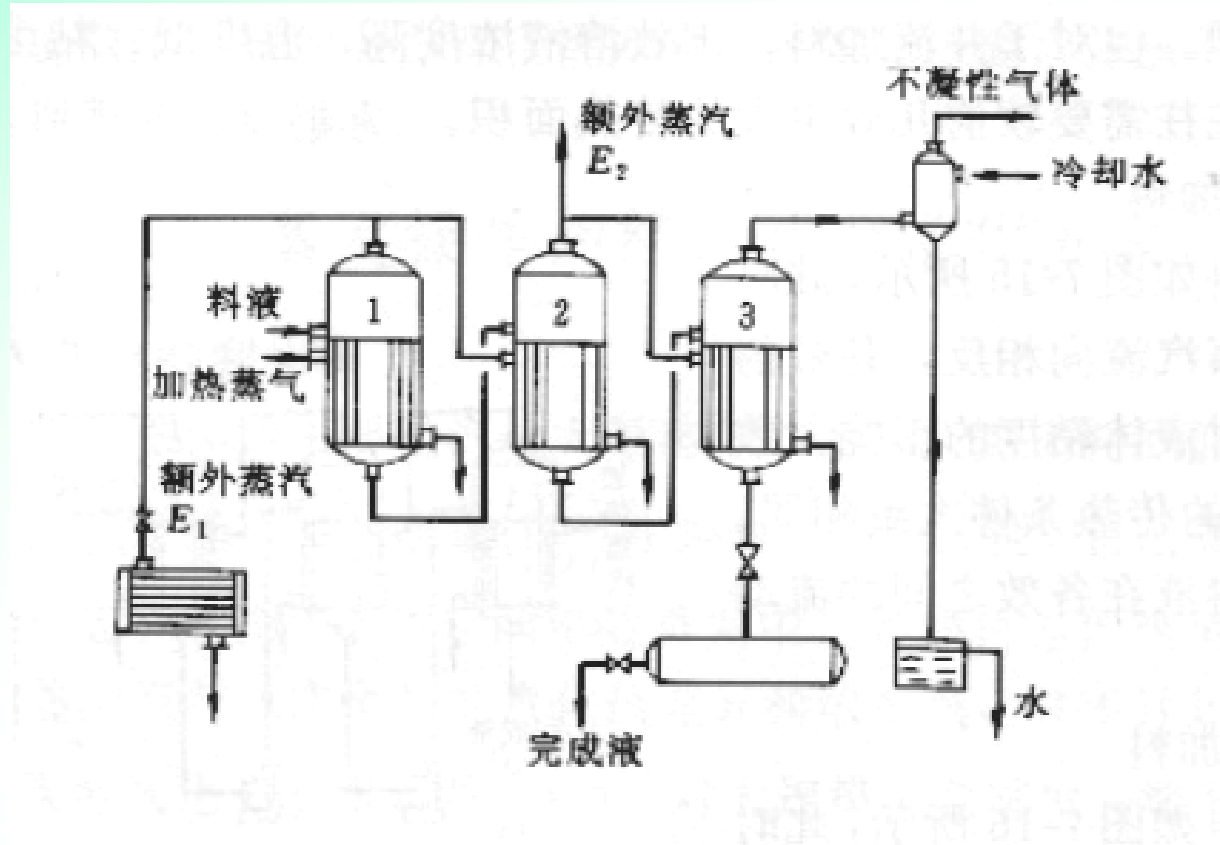


图 7-17 引出额外蒸汽的蒸发流程

2009-4-26

44

7.3.4 提高加热蒸汽经济程度的其他措施

以三效蒸发器为例，

$$W_1 = D$$

$$W_2 = W_1 - E_1 = D - E_1$$

$$W_3 = W_2 - E_2 = D - E_1 - E_2$$

总蒸发水分量： $W = W_1 + W_2 + W_3 = 3D - 2E_1 - E_2$

或
$$D = \frac{W}{3} + \frac{2}{3}E_1 + \frac{1}{3}E_2$$

推广至 n 效：
$$D = \frac{W}{n} + \frac{n-1}{n}E_1 + \frac{n-2}{n}E_2 + \dots + \frac{1}{n}E_{n-1}$$

由上式可以看出：

① 无额外蒸汽引出时， $D = W / n$

② 由于引出额外蒸汽而多消耗的生蒸汽量：

$$DD = \frac{n-1}{n}E_1 + \frac{n-2}{n}E_2 + \dots + \frac{1}{n}E_{n-1}$$

7.3.4 提高加热蒸汽经济程度的其他措施

$$DD = \frac{n-1}{n}E_1 + \frac{n-2}{n}E_2 + L + \frac{1}{n}E_{n-1}$$

而引出的蒸汽总量为：
$$\sum_{i=1}^{n-1} E_i = E_1 + E_2 + L + E_{n-1}$$

比较上面两式：可知， $\Delta D < \sum_{i=1}^{n-1} E_i$ ，即引出额外蒸汽作为其它加热设备的热源所需补充的生蒸汽量等于引出的额外蒸汽的总量，这比从锅炉内引出生蒸汽作为其他设备的加热热源合算。 $\frac{n-i}{n}E_i$ ， $i \uparrow$ ， $(n-i)/n \downarrow$ ， $\Delta D \downarrow$ ，只要二次蒸汽的温度能满足要求，即越后效引出越合算，蒸汽利用率越高。

但是太后效引出的二次蒸汽没有用，因为 $i \uparrow$ ， $p_i \downarrow$ ，

$T_i \downarrow$ 其用途有限。

2009-4-26

7.3.4 提高加热蒸汽经济程度的其他措施

(2) 二次蒸汽的再压缩（热泵蒸发）

经济价值——通过绝热压缩，充分利用加热蒸汽的潜热。

对于沸点升高大的溶液的蒸发，热泵蒸发器的经济程度大为降低

书上例子说明。

所以热泵蒸发器适用于蒸发沸点升高小的溶液时较为有利。

7.3.4 提高加热蒸汽经济程度的其他措施

(3) 冷凝水热量的利用（冷凝水闪蒸）

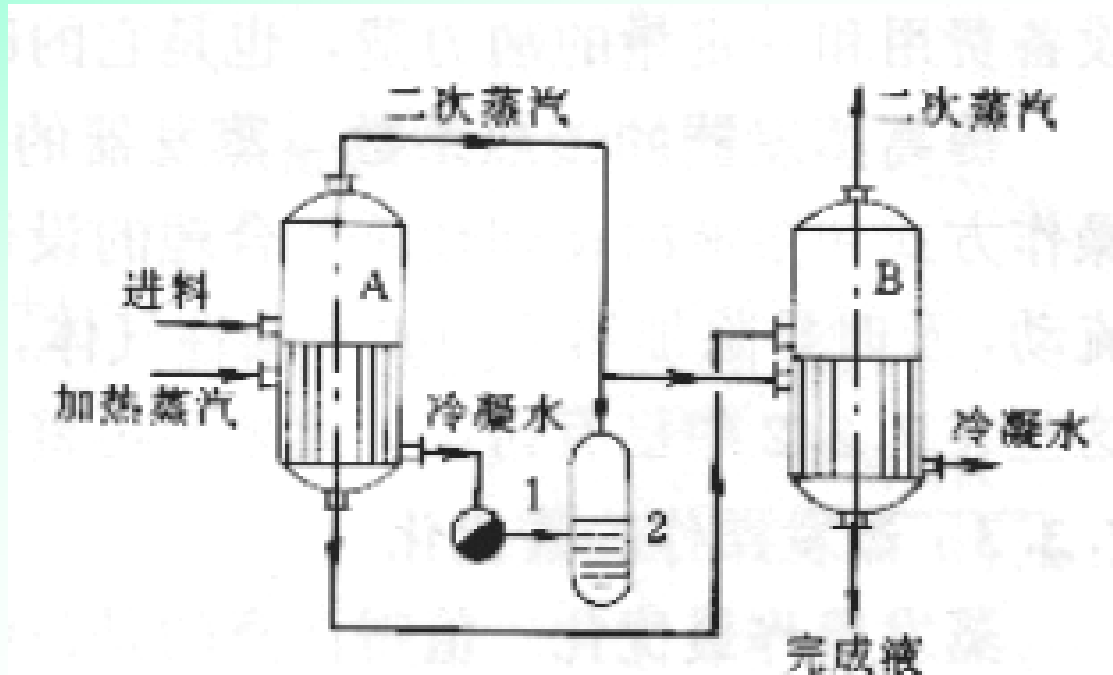


图 7-19 冷凝水自蒸发的应用

A,B—蒸发器；1—冷凝水排出器；

2—冷凝水自蒸发器

7.4 蒸发设备

蒸发设备中包括蒸发器和辅助设备。

7.2.1 蒸发器

蒸发器主要由加热室和分离室组成。加热室有多种多样的形式，以适应各种生产工艺的不同要求。按照溶液在加热室中的运动的情况，可将蒸发器分为循环型和单程型（不循环）两类。

(1) 循环型蒸发器

特点：溶液在蒸发器中循环流动，因而可以提高传热效果。由于引起循环运动的原因不同，又分为**自然循环型**和**强制循环型**两类。

自然循环：由于溶液受热程度不同产生密度差引起。

强制循环：用泵迫使溶液沿一定方向流动。

7.4.1 蒸发器—（1）循环型蒸发器

① 垂直短管式

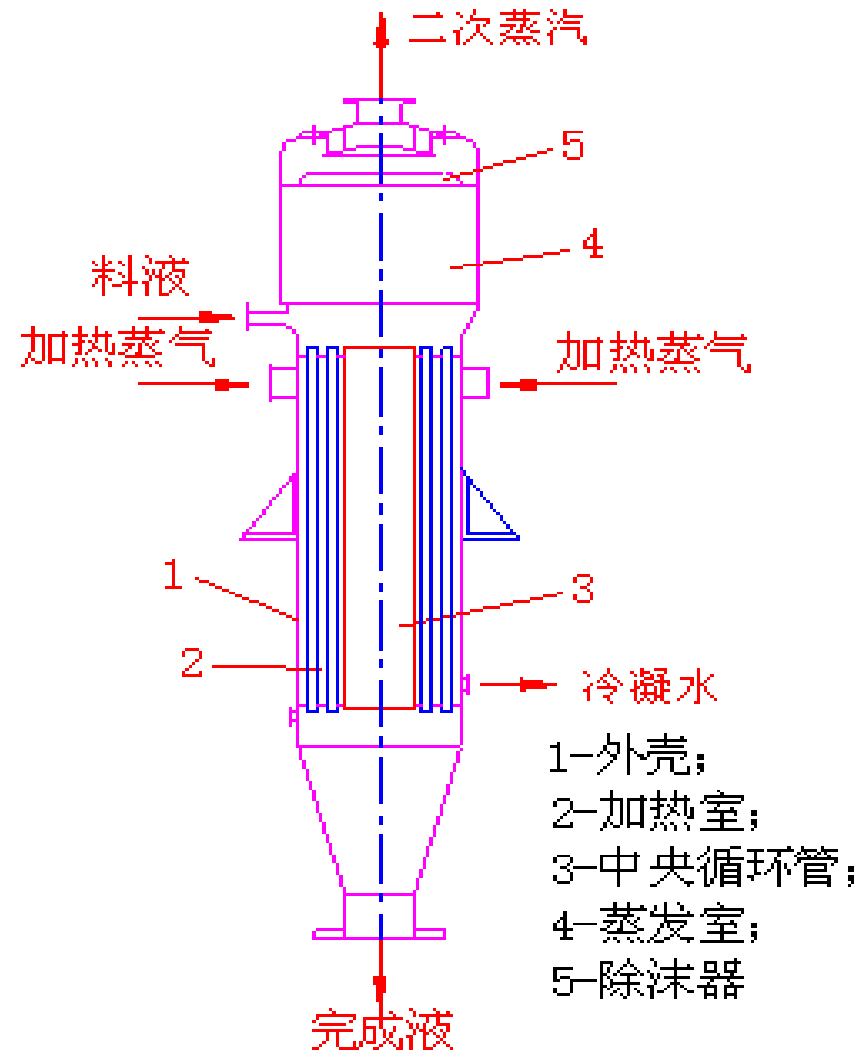


图 7-2 中央循环管式蒸发器

2009-4-26

50

7.4.1 蒸发器—（1）循环型蒸发器

② 外加热式 （加热室与蒸发室分开）

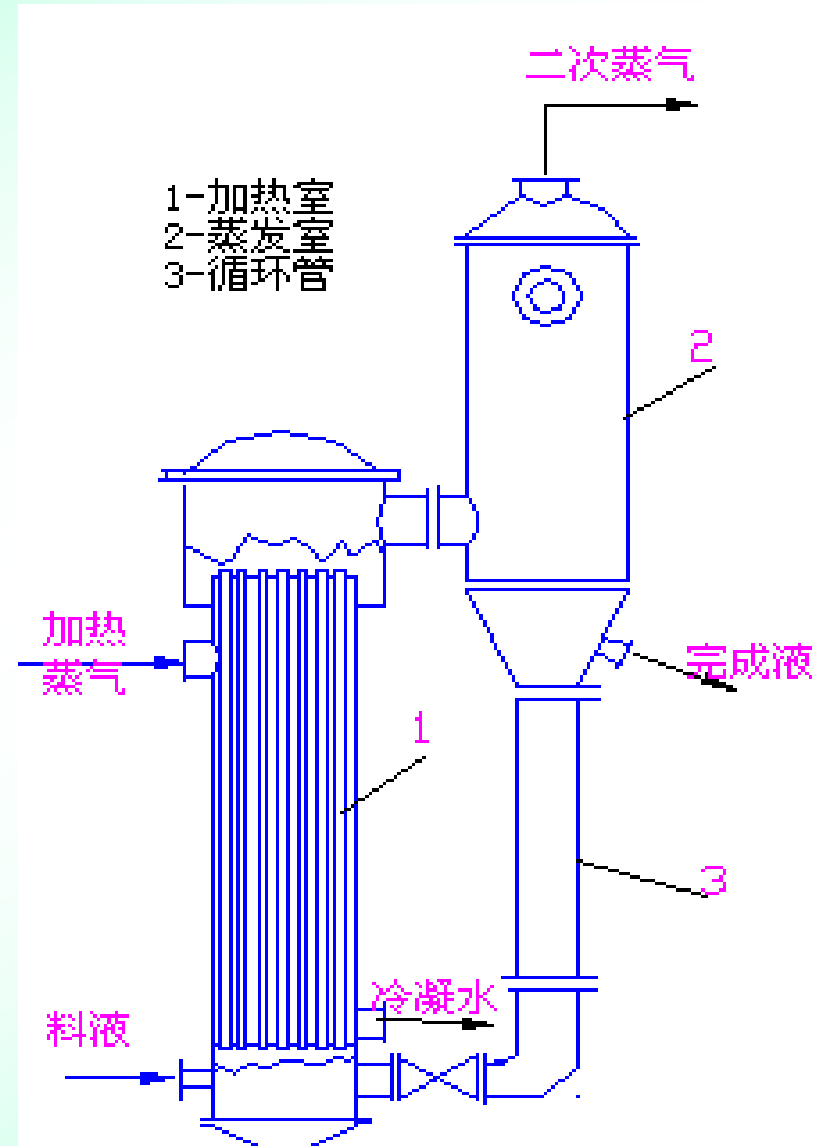


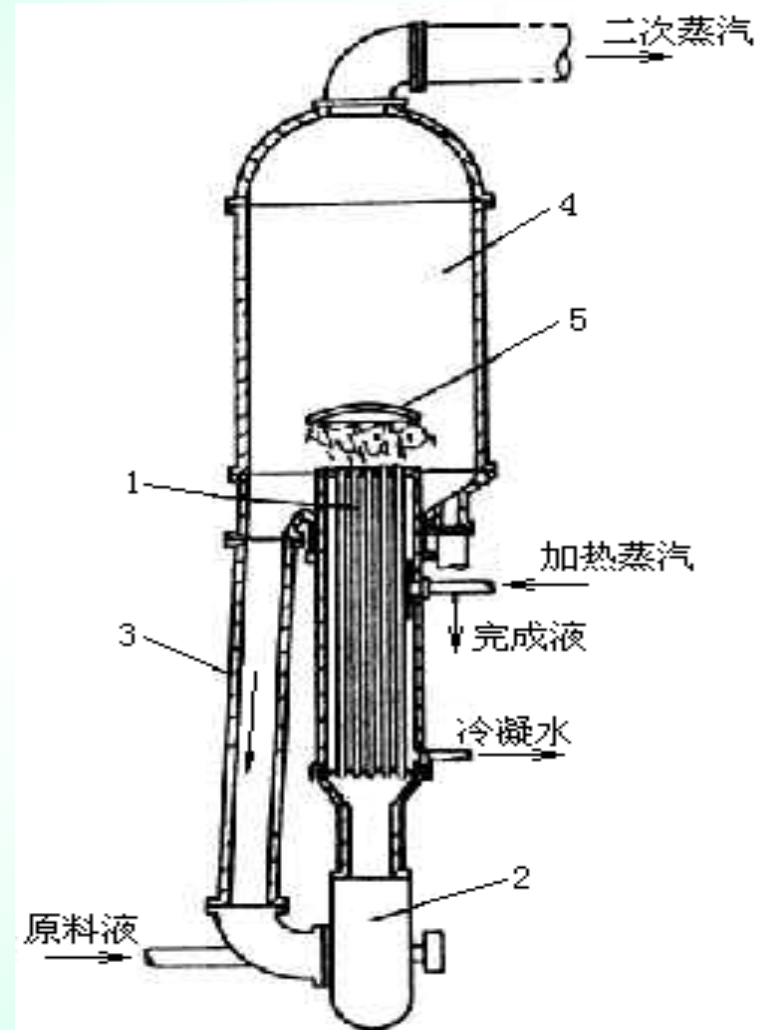
图 7-3 外加热式蒸发器

2009-4-26

51

7.4.1 蒸发器—（1）循环型蒸发器

③ 强制循环蒸发器



1-加热管；2-循环泵；3-循环管；
4-蒸发室；5-除沫器

图 7-4 强制循环型蒸发器

2009-4-26

52

7.4.1 蒸发器

(2) 单程型蒸发器

① 升膜式蒸发器

适用于：蒸发量大（较稀的溶液）热敏性及易起泡的溶液。

不适用于：高粘度，易结晶、结垢的溶液。

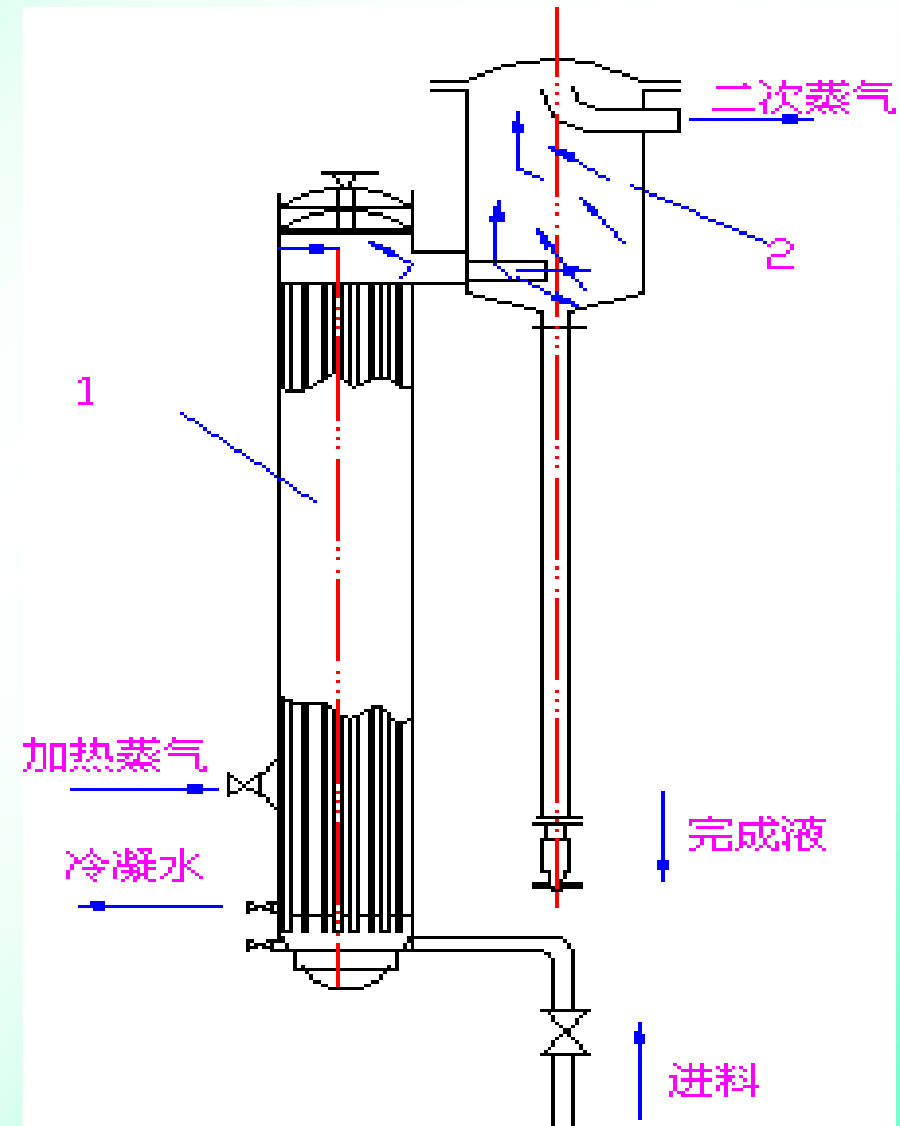


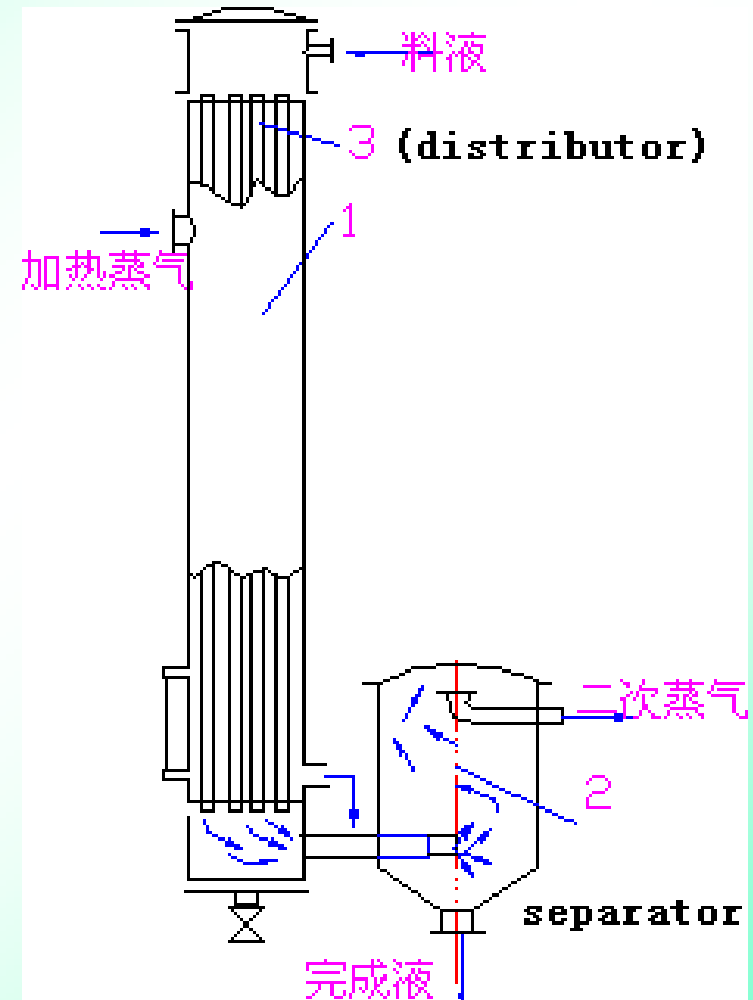
图 7-5 升膜式蒸发器

2009-4-26

7.4.1 蒸发器— (2) 单程型蒸发器

② 降膜式蒸发器

适用于：粘度大的物料；
不适用于：易结晶的物料，
因形成均匀的液膜较难，
 K 不高。



1-加热室 2-分离器
3-液体分布器

图 7-6 降膜式蒸发器

2009-4-26

4

7.4.1 蒸发器—（2）单程型蒸发器

③ 旋转刮片式蒸发器

特点：借外力强制料液呈膜状流动，可适应高粘度，易结晶、结垢的浓溶液蒸发。

缺点：结构复杂，制造要求高，加热面不大，且需要消耗一定的动力。

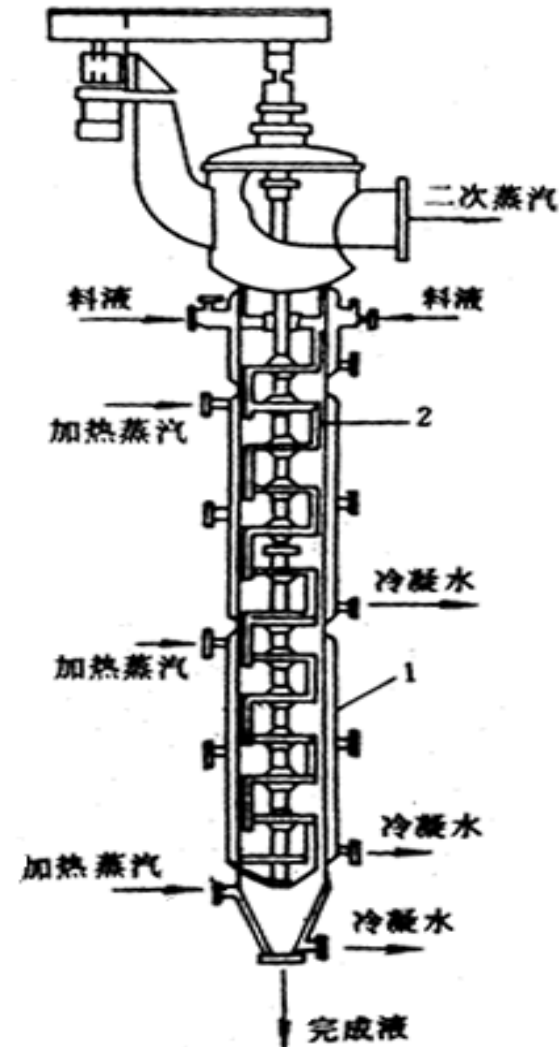


图7-8 刮板式蒸发器（转子式）
1——加热夹套；2——刮板

2009-4-26

55

7.4.2 辅助设备

①除沫器

②冷凝器

③真空泵

7.5 蒸发器生产强度

$$\text{生产强度: } U = \frac{Q}{Ar} = \frac{1}{r} K \Delta t$$

根据工艺条件确定效数和选取了蒸发器的型式后，为提高生产强度 U ，可通过以下两个措施：

- ① 增大有效传热温差 Δt
- ② 提高 K

7.5 蒸发器生产强度

增大有效传热温差

有效温度差，除了和温度差损失有关外，主要还取决于加热蒸汽的压力和冷凝器压力之差。但加热蒸汽压力增加，常受工厂具体用汽条件（锅炉额定压强）限制；冷凝器中真空度的提高，要考虑真空泵功率的消耗，且随着真空度的提高，溶液沸点降低、粘度增大，传热系数有所降低，对溶液的沸腾传热产生不利影响。因此，对一般物料的蒸发，加热蒸汽压力常不超过4~5atm（表压），冷凝器中压力不小于0.1~0.2【大气压（绝对压）】。故有效温度差的增大是有限制的。

7.5 蒸发器生产强度

提高 K

K 主要取决于蒸发器的结构、操作方式和溶液的物
理性质。合理的设计蒸发器结构以建立良好的溶液循环
流动及时排除加热室中不凝性气体，经常清除污垢等均
可提高 K 。

7.5 蒸发器生产强度

(1) 蒸发器的热阻分析

增大传热系数的主要途径是减小各部分的热阻。

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \frac{d}{l} + R_i + \frac{1}{a_2}}$$

① 管外蒸汽冷凝热阻 $1/\alpha_1$ 一般很小，但须注意及时排除加热室中不凝性气体，否则不凝性气体在加热室内不断积累，将使此项热阻明显增加；

② 管壁热阻 δ/λ 一般可以忽略；

7.5 蒸发器生产强度

③ 管内壁液体一侧的垢层热阻 R_i 取决于溶液的性质及管内液体的运动状况。降低垢层热阻的方法是定期清理加热管，加快流体的循环速度，或加入微量阻垢剂以延缓形成垢层；在处理有结晶析出的物料时可加入少量晶种，使结晶尽可能地在溶液的主体中，而不是在加热面上析出；

④ 管内沸腾给热阻 $1/\alpha_2$ 主要决定于沸腾液体的流动情况。

7.5 蒸发器生产强度

(2) 管内汽液两相流动形式

在蒸发器、冷凝器或再沸器中，常出现管内气液两相同时流动的情况。在不同的设备条件、操作条件和物性下，管内呈现不同的流动型式。垂直管内汽液两相流动的型式有：

a、气泡流； b、塞状流； c、翻腾流； d、环状流； e、雾流。

不同的流动型式对管内的流动阻力和给热系数带来不同的影响。

(3) 管内沸腾给热

谢 谢!

2009-4-26

63