

# 食品工程原理课程设计说明书

设计题目：蔗糖水溶液三效并流加料蒸发装置的设计

# 目 录

1.概述	(1)
1.1 蒸发及蒸发流程	(1)
1.2 蒸发操作的分类	(1)
1.3 蒸发操作的特点	(1)
1.4 蒸发设备	(2)
1.5 蒸发器选型	(3)
2.设计任务	(3)
2.1 设计任务	(3)
2.2 操作条件	(3)
3.设计条件及设计方案说明	(4)
4.物性数据及相关计算	(5)
4.1 蒸发工艺设计计算	(5)
4.2 估计各效蒸发量和完成液浓度	(5)
4.3 估计各效蒸发溶液的沸点和有效总温度差	(6)
4.4 加热蒸汽消耗量和各效蒸发水量的初步计算	(8)
4.5 蒸发器传热面积的估算	(9)
4.6 有效温度的再分配	(10)
4.7 重复上述计算步骤	(10)
4.8 计算结果列表	(13)
5.主体设备计算和说明	(14)
5.1 加热管的选择和管数的初步估计	(14)
5.2 循环管的选择	(14)
5.3 加热室的直径以及加热管数目的确定	(15)
5.4 分离室直径和高度的确定	(15)
5.5 接管尺寸的确定	(17)
6.辅助设备的选择	(18)
6.1 气液分离器	(18)

6.2 蒸汽冷凝器 .....	(19)
7. 三效蒸发器主要结构尺寸和计算结果 .....	(21)
7.1 蒸发器的主要结构尺寸 .....	(21)
7.2 气液分离器结构尺寸 .....	(21)
7.3 蒸汽冷凝器主要结构 .....	(21)
8. 心得体会 .....	(22)
9. 参考文献 .....	(22)

# 1 概述

## 1.1 蒸发及蒸发流程

蒸发是采用加热的方法，使含有不挥发性杂质（如盐类）的溶液沸腾，除去其中被汽化单位部分杂质，使溶液得以浓缩的单元操作过程。

蒸发操作广泛用于浓缩各种不挥发性物质的水溶液，是化工、医药、食品等工业中较为常见的单元操作。化工生产中蒸发主要用于以下几种目的：

- （1）获得浓缩的溶液产品；
- （2）将溶液蒸发增浓后，冷却结晶，用以获得固体产品，如烧碱、抗生素、糖等产品；
- （3）脱除杂质，获得纯净的溶剂或半成品，如海水淡化。进行蒸发操作的设备叫做蒸发器。

蒸发器内要有足够的加热面积，使溶液受热沸腾。溶液在蒸发器内因各处密度的差异而形成某种循环流动，被浓缩到规定浓度后排出蒸发器外。蒸发器内备有足够的分离空间，以除去汽化的蒸汽夹带的雾沫和液滴，或装有适当形式的除沫器以除去液沫，排出的蒸汽如不再利用，应将其在冷凝器中加以冷凝。

蒸发过程中经常采用饱和蒸汽间壁加热的方法，通常把作热源用的蒸汽称做一次蒸汽，从溶液蒸发出来的蒸汽叫做二次蒸汽。

## 1.2 蒸发操作的分类

按操作的方式可以分为间歇式和连续式，工业上大多数蒸发过程为连续稳定操作的过程。

按二次蒸汽的利用情况可以分为单效蒸发和多效蒸发，若产生的二次蒸汽不加利用，直接经冷凝器冷凝后排出，这种操作称为单效蒸发。若把二次蒸汽引至另一操作压力较低的蒸发器作为加热蒸气，并把若干个蒸发器串联组合使用，这种操作称为多效蒸发。多效蒸发中，二次蒸汽的潜热得到了较为充分的利用，提高了加热蒸气的利用率。

按操作压力可以分为常压、加压或减压蒸发。真空蒸发有许多优点：

- （1）在低压下操作，溶液沸点较低，有利于提高蒸发的传热温度差，减小蒸发器的传热面积；
- （2）可以利用低压蒸气作为加热剂；
- （3）有利于对热敏性物料的蒸发；
- （4）操作温度低，热损失较小。

在加压蒸发中，所得到的二次蒸气温度较高，可作为下一效的加热蒸气加以利用。因此，单效蒸发多为真空蒸发；多效蒸发的前效为加压或常压操作，而后效则在真空下操作。

## 1.3 蒸发操作的特点

从上述对蒸发过程的简单介绍可知,常见的蒸发时间壁两侧分别为蒸气冷凝和液体沸腾的传热过程,蒸发器也就是一种换热器。但和一般的传热过程相比,蒸发操作又有如下特点:

(1)沸点升高 蒸发的溶液中含有不挥发性的溶质,在港台压力下溶液的蒸气压较同温度下纯溶剂的蒸气压低,使溶液的沸点高于纯溶液的沸点,这种现象称为溶液沸点的升高。在加热蒸气温度一定的情况下,蒸发溶液时的传热温差必定小于加热唇溶剂的纯热温差,而且溶液的浓度越高,这种影响也越显著。

(2)物料的工艺特性 蒸发的溶液本身具有某些特性,例如有些物料在浓缩时可能析出晶体,或易于结垢;有些则具有较大的黏度或较强的腐蚀性等。如何根据物料的特性和工艺要求,选择适宜的蒸发流程和设备是蒸发操作彼此必须要考虑的问题。

(3)节约能源 蒸发时汽化的溶剂量较大,需要消耗较大的加热蒸气。如何充分利用热量,提高加热蒸气的利用率是蒸发操作要考虑的另一个问题。

## 1.4 蒸发设备

蒸发设备的作用是使进入蒸发器的原料液被加热,部分气化,得到浓缩的完成液,同时需要排出二次蒸气,并使之与所夹带的液滴和雾沫相分离。

蒸发的主体设备是蒸发器,它主要由加热室和蒸发室组成。蒸发的辅助设备包括:使液沫进一步分离的除沫器,和使二次蒸气全部冷凝的冷凝器。减压操作时还需真空装置。兹分述如下:

由于生产要求的不同,蒸发设备有多种不同的结构型式。对常用的间壁传热式蒸发器,按溶液在蒸发器中的运动情况,大致可分为以下两大类:

### (1) 循环型蒸发器

特点:溶液在蒸发器中做循环流动,蒸发器内溶液浓度基本相同,接近于完成液的浓度。操作稳定。此类蒸发器主要有:

a.中央循环管式蒸发器

b.悬筐式蒸发器

c.外热式蒸发器

d.列文式蒸发器

e.强制循环蒸发器

其中,前四种为自然循环蒸发器。

### (2) 单程型蒸发器

特点:溶液以液膜的形式一次通过加热室,不进行循环。

优点:溶液停留时间短,故特别适用于热敏性物料的热敏性物料蒸发;温度差损失较小,表面传热系数较大。

缺点：设计或操作不当时不易成膜，热流量将明显下降；不适用于易结晶、结垢物料的蒸发。

此类蒸发器主要有：

- a. 升膜式蒸发器
- b. 降膜式蒸发器
- c. 刮板式蒸发器

## 1.5 蒸发器选型

本次设计采用的是中央循环管式蒸发器。

**结构和原理**：其下部的加热室由垂直管束组成，中间由一根直径较大的中央循环管。当管内液体被加热沸腾时，中央循环管内气液混合物的平均密度较大；而其余加热管内气液混合物的平均密度较小。在密度差的作用下，溶液由中央循环管下降，而由加热管上升，做自然循环流动。溶液的循环流动提高了沸腾表面传热系数，强化了蒸发过程。

中央循环管式蒸发器结构紧凑，制造方便，传热较好，操作可靠等优点，应用十分广泛，有“标准蒸发器”之称。为使溶液有良好的循环，中央循环管的截面积，一般为其余加热管总截面积的40%~100%；加热管的高度一般为1~2m；加热管径多为25~75mm之间。但实际上，由于结构上的限制，其循环速度一般在0.4~0.5m/s以下；蒸发器内溶液浓度始终接近完成液浓度；清洗和维修也不够方便。

# 2 设计任务

## 2.1 设计任务

(1)蒸发器处理能力为年产 10000 吨蔗糖水溶液；

## 2.2 操作条件

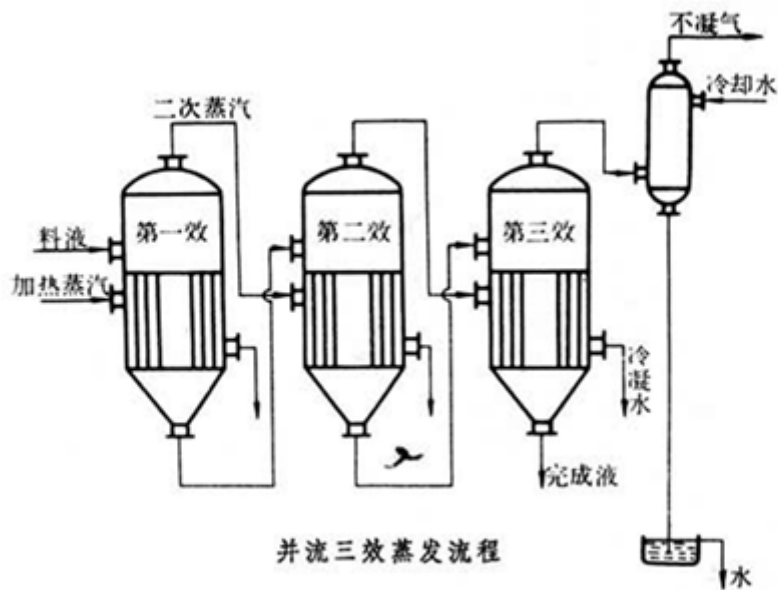
- (1) 原料液浓度 10%，完成液浓度 70%；原料液温度第一效沸点温度；原料液比热容 3.768kJ/kg·°C；
- (2) 加热蒸汽压为.200kPa（绝压），冷凝器压强为 15kPa（绝压）。
- (3) 各效蒸发器的总传热系数： $K_1=1500W/（m^2·°C）$ ； $K_2=1000W/（m^2·°C）$ ； $K_3=500W/（m^2·°C）$ ；
- (4) 各效蒸发器中液面的高度 1.5m；
- (5) 各效加热蒸汽的冷凝液均在饱和温度下排出。各效传热面积相等，并忽略浓缩热和热损失。
- (6) 每年按 300 天计，每天 24 小时连续运行。
- (7) 厂址：大庆

### 3 设计条件及设计方案说明

本次设计要求采用中央循环管式蒸发器，在工业上被称为标准蒸发器。其特点是结构紧凑、制造方便、传热较好及操作可靠等。它的加热室由垂直的加热管束组成，在管束中央有一根直径很大的管子，称为中央循环管。

在蒸发操作中，为保证传热的正常进行，根据经验，每效分配到的温差不能小于 5~7℃。通常，对于沸点升高较大的电解质溶液，应采取 2~3 效。由于本次设计任务是处理  $\text{KNO}_3$  溶液。这种溶液是一种沸点升高较大的电解质，故选用三效蒸发器。另外，由于  $\text{KNO}_3$  溶液是一种粘度不大的料液，故多效蒸发流程采用并流操作。

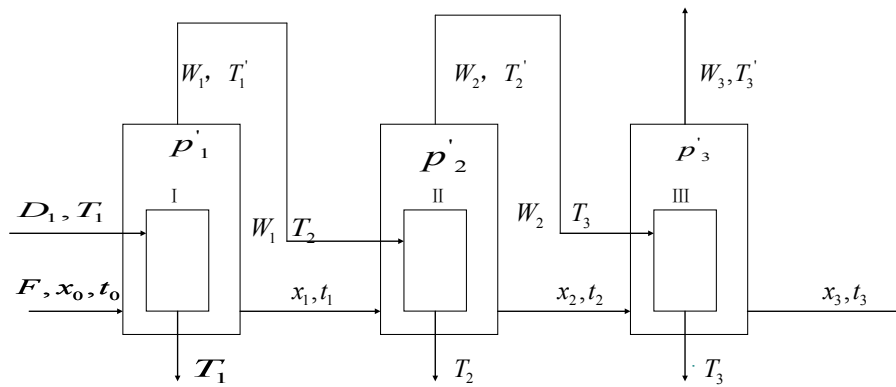
多效蒸发器工艺设计的主要依据是物料衡算、热量衡算及传热速率方程。计算的主要项目有：加热蒸气(生蒸气)的消耗量，各效溶剂蒸发量以及各效的传热面积等。多效蒸发器的计算一般采用迭代计算法。



### 4. 物性数据及相关计算

#### 4.1 蒸发工艺设计计算

## 并流加料三效蒸发的物料衡算 和热量衡算示意图



年产量：： 10000 吨 ， 且每年按照 300 天计算， 每天 24 小时。

$$F = \frac{(10000 \times 10^3)}{300 \times 24} = 1389 \text{kg/h}$$

总蒸发量：

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_3}\right) = 1389 \times \left(1 - \frac{0.1}{0.7}\right) = 1190.5 \text{kg/h}$$

因并流加料， 蒸发中无额外蒸气引出， 可设

$$W_1 : W_2 : W_3 = 1 : 1.1 : 1.2 \quad W_1 + W_2 + W_3 = 3.3W_1$$

$$W_1 = \frac{1190.5}{3.3} = 360.75 \text{kg/h}$$

$$W_2 = 1.1 \times 360.75 = 396.8 \text{kg/h}$$

$$W_3 = 1.2 \times 360.75 = 423.9 \text{kg/h}$$

$$x_1 = \frac{Fx_0}{F - W_1} = \frac{1389 \times 0.10}{1389 - 360.5} = 0.135$$

$$x_2 = \frac{Fx_0}{F - W_1 - W_2} = \frac{1389 \times 0.10}{1389 - 360.75 - 396.8} = 0.22$$

$$x_3 = 0.70$$



### 4.3 估计各效蒸发溶液的沸点和有效总温度差

设各效间压力降相等，则总压力差为

$$\sum \Delta P = P_1 - P_k' = 200 - 15 = 185 \text{ kPa}$$

$$\text{各效间的平均压力差为 } \Delta P_i = \frac{\sum \Delta P}{3} = \frac{185}{3} = 61.7 \text{ kPa}$$

由各效的压力差可求得各效蒸发室的压力，即

$$P_1' = p_1 - \Delta P_i = 200 - 61.7 = 138.3 \text{ kPa}$$

$$P_2' = P_1 - 2\Delta P_i = 200 - 2 \times 61.7 = 76.6 \text{ kPa}$$

$$P_3' = P_k' = 15 \text{ kPa}$$

由各效的二次蒸气压力，从手册中可查得相应的二次蒸气的温度和气化潜热列于下表中。

表 4-1 二次蒸气的温度和气化潜热

效数	I	II	III
二次蒸气压力 $P_i'$ , kPa	138.3	76.6	15
二次蒸气温度 $T_i'$ , °C (即下一效加热蒸汽的温度)	109	93	53.5
二次蒸气的气化潜热 $r_i'$ , kJ/kg (即下一效加热蒸汽的气化潜热)	2234	2275	2370

#### (1) 各效由于溶液沸点而引起的温度差损失 $\Delta'$

蒸发操作常常在加压或减压下进行，从手册中很难直接查到非常压下的溶液沸点。所以用以下方法估算。

$$\Delta' = f \Delta'_a$$

$$f = \frac{0.0162(T_i' + 273)^2}{r'}$$

$\Delta'_a$ —常压下(101.3kPa)由于溶质引起的沸点升高，即溶液的沸点-水的沸点 常压下水的沸点为 100°C。

查表得常压下不同质量分数的蔗糖沸点如下表

质量分数 kg/l	13.5%	22%	70%
沸点 °C/ $t_{Ai}$	100.1	100.3	105.1

经查表知 200 kPa 下饱和蒸汽温度为 120.2°C，气化潜热为 2204.6 kJ/kg

$$\Delta'_a = t_{Ai} - 100$$

$$\Delta'_1 = f\Delta'_a = \frac{0.0162 \times (109 + 273)^2}{2234} \times (100.1 - 100) = 0.11^\circ\text{C}$$

$$\Delta'_2 = f\Delta'_a = \frac{0.0162 \times (93 + 273)^2}{2275} \times (100.3 - 100) = 2.86^\circ\text{C}$$

$$\Delta'_3 = f\Delta'_a = \frac{0.0162 \times (53.5 + 273)^2}{2370} \times (105.1 - 100) = 3.72^\circ\text{C}$$

所以温差损失为：

$$\sum \Delta = \Delta'_1 + \Delta'_2 + \Delta'_3 = 0.11 + 2.86 + 3.72 = 6.69^\circ\text{C}$$

(3) 各效由于溶液静压强所因引起的温度差损失为简便计算，以液层中部点处的压力和沸点代表整个液层的平均压力和平均温度，则根据流体静力学方程，液层的平均压力为：

$$P_{av} = P' + \frac{\rho_{av} g L}{2}$$

$$P_{av1} = P'_1 + \frac{\rho_{av1} g L}{2} = 138.3 + \frac{1.120 \times 9.81 \times 1.5}{2} = 146.5 \text{ kPa}$$

$$P_{av2} = P'_2 + \frac{\rho_{av2} g L}{2} = 76.6 + \frac{1.290 \times 9.81 \times 1.5}{2} = 86.1 \text{ kPa}$$

$$P_{av3} = P'_3 + \frac{\rho_{av3} g L}{2} = 15 + \frac{1.460 \times 9.81 \times 1.5}{2} = 25.7 \text{ kPa}$$

由平均压力可查得对应的饱和温度为：

$$T'_{p_{av1}} = 110.4^\circ\text{C}$$

$$T'_{p_{av2}} = 95.2^\circ\text{C}$$

$$T'_{p_{av3}} = 63.7^\circ\text{C}$$

所以

$$\Delta''_1 = T'_{p_{av1}} - T'_1 = 1.4^\circ\text{C}$$

$$\Delta''_2 = T'_{p_{av2}} - T'_2 = 2.2^\circ\text{C}$$

$$\Delta''_3 = T'_{p_{av3}} - T'_3 = 10.2^\circ\text{C}$$

$$\sum \Delta = \sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta''' = 13.8^\circ\text{C}$$

(4) 由流动阻力而引起的温差损失  $\Delta'''$  取经验值 1°C，

$\Delta_1''' = \Delta_2''' = \Delta_3''' = 1$ , 则  $\sum \Delta''' = 3^\circ\text{C}$  故蒸发装置的总损失温度差损失为:

$$\sum \Delta = \sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta''' = 6.69 + 13.8 + 3 = 23.49^\circ\text{C}$$

(5) 各效料液的温度和有效总温差

由各效二次蒸气  $P_i'$  及温度差损失  $\Delta_i'$ , 即可由下式估算各效料液的温度  $t_i$ :

$$t_i = T_c' + \Delta_i$$

$$\Delta_1 = \Delta_1' + \Delta_1'' + \Delta_1''' = 0.11 + 1.4 + 1 = 2.51^\circ\text{C}$$

$$\Delta_2 = \Delta_2' + \Delta_2'' + \Delta_2''' = 2.86 + 2.2 + 1 = 6.06^\circ\text{C}$$

$$\Delta_3 = \Delta_3' + \Delta_3'' + \Delta_3''' = 3.72 + 10.2 + 1 = 14.92^\circ\text{C}$$

各效料液温度为

$$t_1 = T_1' + \Delta_1 = 109 + 2.51 = 111.51^\circ\text{C}$$

$$t_2 = T_2' + \Delta_2 = 93 + 6.06 = 99.06^\circ\text{C}$$

$$t_3 = T_3' + \Delta_3 = 53.5 + 14.92 = 68.42^\circ\text{C}$$

有效总温度差

$$\sum \Delta_t = (T_s - T_k') - \sum \Delta$$

由手册可查得 200kPa 饱和蒸汽的温度为  $120.2^\circ\text{C}$ 、气化潜热为  $2204.6\text{kJ/kg}$ , 所以

$$\sum \Delta_t = (T_s - T_k') - \sum \Delta = 120.2 - 53.5 - 22.3 = 44.4^\circ\text{C}$$

#### 4.4 加热蒸汽消耗量和各效蒸发水量的初步计算

第  $i$  效的热量衡算式为

$$Q_i = D_i r_i = (F c_{p0} - W_1 c_{pw} - W_2 c_{pw} - \dots - W_{i-1} c_{pw})(t_i - t_{i-1}) + W_i r_i'$$

当无额外蒸汽抽出时  $D_i = W_{i-1}$

由上式求得第  $i$  效蒸发水量  $W_i$  的计算式

$$W_i = \eta_i \left[ \frac{D_i r_i}{r_i'} + (F c_{p0} - W_1 c_{pw} - L - W_{i-1} c_{pw}) \frac{t_{i-1} - t_i}{r_i'} \right]$$

对于沸点进料,  $t_0 = t_1$ , 考虑到蔗糖溶液浓缩受热的影响, 热利用计算式为

$0.98 - 0.7 \Delta x_i$ , 其中  $\Delta x_i$  为第  $i$  效蒸发器中料液溶质质量分数的变化

第 I 效的蒸发水量  $W_1$  为

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。

如要下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/466105115055010122>