



目 录

符号说明	2
第一节 概述	3
一、蒸发及蒸发流程	3
二、蒸发操作的分类	4
三、蒸发操作的特点	4
四、蒸发设备	4
五、蒸发器选型	5
第二节 工艺流程草图	5
第三节 三效蒸发器得工艺计算	5
一、估计各效蒸发量和完成液浓度	5
二、估计各效溶液的沸点和有效总温差	6
(一) 各效由于溶液的蒸汽压下降所引起的温度差损失 Δ'	6
(二) 各效由于溶液静压强所因引起的温度差损失 Δ''	7
(三) 流体阻力产生压降所引起的温度差损失 Δ'''	8
(四) 各效料液的温度和有效总温差	8
三、加热蒸汽消耗量和各效蒸发水量的计算	8
四、蒸发器的传热面积的估算	9
五、有效温差的再分配	10
六、重复上述计算步骤	10
(一) 计算各效溶液浓度	10
(二) 计算各效溶液沸点	10
(三) 各效焓衡算	11
(四) 蒸发器传热面积的计算	12
七、计算结果	12
第四节 蒸发器的主要结构尺寸计算	
一、加热管的选择和管数的初步估计	12
二、循环管的选择	13
三、加热室直径及加热管数目的确定	13
四、分离室直径与高度的确定	13
五、接管尺寸的确定	14
(一) 溶液的进出口	14
(二) 加热蒸气进口与二次蒸汽出口	14
(三) 冷凝水出口	14
第五节 蒸发装置的辅助设备	14
一、气液分离器	14
二、蒸汽冷凝器	15
(一) 冷却水量 $\cdot V_l$	15
(二) 冷凝器的直径	16
(三) 淋水板的设计	16
第六节 主要设备强度计算及校核	17

江苏搏斯威化工设备工程有限公司

技术部: 0514-86821522 86825998

E-mail: jsb@pfhj.com Http: www.pfhj.net



一、蒸发分离室厚度设计	17
二、加热室厚度校核	18

符号说明

英文字母

b – 管壁厚度, m

c – 比热容, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$

d – 加热管的内径, m

D – 直径, m

D – 加热蒸汽消耗量, kg/h

F – 原料液流量, kg/h

f – 校正系数, 无因次

g – 重力加速度, m/s^2

h – 高度, m

h – 二次蒸汽的焓, J/kg

K – 总传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

U – 蒸发体积强度, $m^3/(m^3 \cdot s)$

V_s – 流体得体积流量, m^3/s

V – 分离室的体积, m^3

W – 蒸发量, kg/h

W – 质量流量, kg/h

x – 溶质的质量分率, 无因次

X – 单位体积冷却水的蒸汽质量, kg/m^3

希腊字母

α – 对流川热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

Δ – 温度损失, $^\circ C$

ε – 误差, 无因次



L – 长度, m

M – 单位时间内通过单位管子周边上的
溶液质量, $kg/(m \cdot s)$

n – 管数,

n – 蒸发系统总效数,

p – 绝对压力, Pa

P_r – 普兰特准数, 无因次

q – 热通量, W/m^2

Q – 总传热速率, W

R_e – 雷诺系数, 无因次

r – 汽化潜热, kJ/kg

R – 污垢热阻, $(m^2 \cdot ^\circ C)/W$

S – 传热面积, m^2

t – 溶液的温度 (沸点), $^\circ C$

t – 管心距, m

T – 温度, $^\circ C$

u – 流速, m/s

p – 压力

s – 污垢的

s – 秒

S – 饱和的

η – 热利用系数, 无因次

λ – 导热系数, $W/(m \cdot ^\circ C)$

μ – 粘度, $Pa \cdot s$

σ – 表面张力, N/m

ρ – 密度, kg/m^3

ϕ – 管材质的校正系数, 无因次

ϕ – 水流收缩系数, 无因次

下标

av – 平均的

B – 沸腾的

i – 内侧的

K – 冷凝器的

L – 液体的

m – 平均的

max – 最大的

min – 最小的

o = 外侧的

v – 蒸汽的

u – 体积的

w – 水的

w – 壁面的



蒸发装置设计任务

一、设计题目

NaOH 水溶液蒸发装置的设计

二、设计任务及操作条件

1、设计任务

处理量 (F_0) : 5000 (kg/h)

料液浓度 (x_0) : 5% (wt%) 质量分率

产品浓度 (x_k) : 30% (wt%) 质量分率

加热蒸汽温度 (T_0) 147.3 (°C)

末效冷凝器的温度 (T_k) 65.2 (°C)

2、操作条件

加料方式: 三效并流加料

原料液温度: 15°C

各效蒸发器中溶液的平均密度: $\rho_1=1060\text{kg/m}^3$, $\rho_2=1250\text{kg/m}^3$, $\rho_3=1330\text{kg/m}^3$

加热蒸汽压强: 445kPa (绝压), 冷凝器压强为 28 kPa (绝压)

各效蒸发器的总传热系数: $K_1=1800\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, $K_2=1200\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, $K_3=600\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

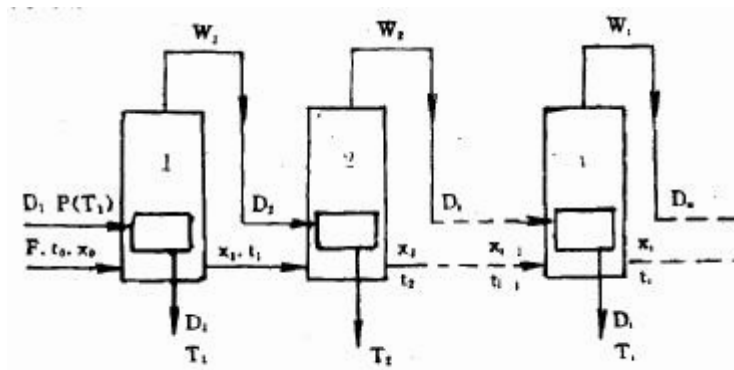
各效蒸发器中液面的高度: 2m

各效加热蒸汽的冷凝液均在饱和温度下排出。假设各效传热面积相等, 并忽略热损失。

3、设备型式 中央循环管式蒸发器



三效蒸发器工艺计算



并流多效蒸发淡碱浓缩工艺流程图

一、估计各效蒸发量和完成液浓度

多效蒸发的工艺计算的主要依据是物料衡算和、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。计算的已知参数有：料液的流量、温度和浓度，最终完成液的浓度，加热蒸气的压强和冷凝器中的压强等。

蒸发器的设计计算步骤多效蒸发的计算一般采用试算法。

- (1) 根据工艺要求及溶液的性质，确定蒸发的操作条件（如加热蒸气压强及冷凝器的压强），蒸发器的形式、流程和效数。
- (2) 根据生产经验数据，初步估计各效蒸发量和各效完成液的浓度。
- (3) 根据经验假设蒸气通过各效的压强降相等，估算个效溶液沸点和有效总温差。
- (4) 根据蒸发器的焓衡算，求各效的蒸发量和传热量。
- (5) 根据传热速率方程计算各效的传热面积。若求得的各效传热面积不相等，则应按下面介绍的方法重新分配有效温度差，重复步骤(3)至(5)，直到所求得各效传热面积相等（或满足预先给出的精度要求）为止。

总蒸发量:

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_3}\right) = 5000 \left(1 - \frac{0.05}{0.30}\right) = 4167 \text{ kg/h}$$

并流加料蒸发中无额外蒸汽引出,可设

$$W_1 : W_2 : W_3 = 1 : 1.2 : 1.3$$



$$W=W_1+W_2+W_3=3.5W_1=4167\text{kg/h}$$

由以上两式可得:

$$W_1=1191\text{kg/h};$$

$$W_2=1429\text{kg/h};$$

$$W_3=1547\text{kg/h};$$

$$X_1 = \frac{F \times X_0}{F - W_1} = \frac{5000 \times 0.05}{5000 - 1191} = 0.067;$$

$$X_2 = \frac{F \times X_0}{F - W_1 - W_2} = \frac{5000 \times 0.05}{5000 - 1191 - 1429} = 0.105;$$

$$X_3=0.30$$

二、估计各效溶液的沸点和有效总温差

设各效间的压强降相等, 则总压强差为:

$$\sum \Delta P = P_1 - P'_k = 445 - 28 = 417\text{KPa}$$

各效压力差

$$\Delta P_i = \frac{\sum \Delta P}{3} = \frac{417}{3} = 139\text{KPa}$$

式中 ΔP ---各效加热蒸汽压强与二次蒸汽压强之差 KPa,

P_1 ----第一次加热蒸汽的压强 KPa

P'_k -----末效冷凝器中的二次蒸汽的压强 KPa

由各效的压力差可求得各效蒸发室的压力, 即

$$P'_1 = P_1 - \Delta P_i = 445 - 139 = 306\text{KPa}$$

$$P'_2 = P_1 - 2\Delta P_i = 445 - 2 \times 139 = 167\text{KPa}$$

$$P'_3 = P'_k = 28\text{KPa}$$

由各效的二次蒸汽压强, 从手册中查得相应的二次蒸汽温度和汽化潜热列与下表中:

效数	第一效	第二效	第三效
----	-----	-----	-----

江苏搏斯威化工设备工程有限公司

技术部: 0514-86821522 86825998

E-mail: jsb@pfhj.com Http: www.pfhj.net



二次蒸汽压强 P_i' (KPa)	306	167	28
二次蒸汽温度 T_i' (°C)			
(即下一效加热蒸汽温度)	134.0	114.3	65.2
二次蒸汽的汽化潜热(即下一效 加热蒸汽的 r_i') (kJ/kg)	2166	2221	2338

多效蒸发中的有效传热总温度差可用下式计算:

有效总温度差

$$\sum \Delta t = (T_1 - T'_{\kappa}) - \sum \Delta$$

式中 $\sum \Delta t$ -----有效总温度差, 为各效有效温度差之和, °C。

T_1 -----第一效加热蒸汽的温度, °C。

T'_{κ} -----冷凝器操作压强下二次蒸汽的饱和温度, °C。

$\sum \Delta$ -----总的温度差损失, 为各效温度差损失之和, °C,

$$\sum \Delta = \sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta'''$$

式中 $\sum \Delta'$ ----- 由于溶液的蒸汽压下降而引起的温度差损失, °C,

$\sum \Delta''$ -----由于蒸发器内溶液的静压强而引起的温度差损失, °C,

$\sum \Delta'''$ -----由于管道流体阻力产生压强降而引起的温度差损失, °C,

(一) 各效由于溶液的蒸汽压下降所引起的温度差损失 Δ'

杜林规则 (Dühring's rule): 某种溶液的沸点和相同压强下标准液体 (一般为水) 的沸点呈线性关系。



根据各效二次蒸汽温度（也即相同温度压力水的沸点）和各效完成液的浓度 x_i ，由氢氧化钠水溶液的杜林线图可查的各效溶液得沸点分别为：

$$t_{A1}=136^{\circ}\text{C};$$

$$t_{A2}=117^{\circ}\text{C};$$

$$t_{A3}=81^{\circ}\text{C};$$

则各效由于溶液蒸汽压下降所引起的温度差损失为：

$$\Delta_1' = 136 - 134 = 2.0^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta_2' = 117 - 114.3 = 2.7^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta_3' = 81 - 65.2 = 15.8^{\circ}\text{C}$$

所以

$$\sum \Delta' = 2.0 + 2.7 + 15.8 = 20.5^{\circ}\text{C}$$

（二）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：

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

式中 P_{av} —蒸发器中 液面和底层的平均压强，pa

P' —二次蒸气的压强，即液面处的压强，pa

ρ_{av} —溶液的平均密度，

L —液层高度

g —重力加速度，

根据

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



又因液位高度为 2 米

由 NaOH 水溶液比重图可得下列数据:

NaOH 水溶液密度(Kg/m³) $\rho_{av1} = 1.060, \rho_{av2} = 1.250, \rho_{av3} = 1.330$

$$P_{av1} = P'_1 + \frac{\rho_{av1}gL}{2} = 306 + \frac{1.060 \times 9.81 \times 2}{2} = 316 \text{KPa}$$

$$P_{av2} = P'_2 + \frac{\rho_{av2}gL}{2} = 167 + \frac{1.250 \times 9.81 \times 2}{2} = 179 \text{KPa}$$

$$P_{av3} = P'_3 + \frac{\rho_{av3}gL}{2} = 28 + \frac{1.330 \times 9.81 \times 2}{2} = 41 \text{KPa}$$

根据各效溶液平均压强查得对应的饱和溶液温度为:

$$T'_{pav1} = 135.1^\circ\text{C};$$

$$T'_{pav2} = 116.4^\circ\text{C};$$

$$T'_{pav3} = 75.6^\circ\text{C}$$

根据 $\Delta'' = t'_{pm} - t_p$

式中 t'_{pm} —根据平均压强求取的水的沸点 $^\circ\text{C}$, t_p —根据二次蒸气压强求得水的沸点 $^\circ\text{C}$, 所以

$$\Delta''_1 = T'_{pav1} - T_1 = 135.1 - 134.0 = 1.1^\circ\text{C}$$

$$\Delta''_2 = T'_{pav2} - T_2 = 116.4 - 114.3 = 2.1^\circ\text{C}$$

$$\Delta''_3 = T'_{pav3} - T_3 = 75.6 - 65.2 = 10.4^\circ\text{C}$$

$$\sum \Delta'' = 1.1 + 2.1 + 10.4 = 13.6^\circ\text{C}$$

(三) 流体阻力产生压降所引起的温度差损失 Δ'''

取经验值 1°C , 即 $\Delta'''_1 = \Delta'''_2 = \Delta'''_3 = 0^\circ\text{C}$, 则

$$\sum \Delta''' = 0^\circ\text{C}$$

故蒸发装置得总的温度差损失为

$$\sum \Delta = \sum \Delta' + \sum \Delta'' + \sum \Delta''' = 20.5 + 13.6 + 0 = 34.1^\circ\text{C}$$



(四) 各效料液的温度和有效总温差

由各效二次蒸气压力 P'_i 及温度差损失 Δ_i ，即可由下式估算各效料液的温度 t_i ，

$$t_i = T'_i + \Delta_i$$

$$\Delta_1 = \Delta_1' + \Delta_1'' + \Delta_1''' = 2.0 + 1.1 + 0 = 3.1^\circ\text{C}$$

$$\Delta_2 = \Delta_2' + \Delta_2'' + \Delta_2''' = 2.7 + 2.1 + 0 = 4.8^\circ\text{C}$$

$$\Delta_3 = \Delta_3' + \Delta_3'' + \Delta_3''' = 15.8 + 10.4 + 0 = 26.2^\circ\text{C}$$

各效料液得温度为：

$$t_1 = T'_1 + \Delta_1 = 134.0 + 3.1 = 137.1^\circ\text{C},$$

$$t_2 = T'_2 + \Delta_2 = 114.3 + 4.8 = 119.1^\circ\text{C},$$

$$t_3 = T'_3 + \Delta_3 = 65.2 + 26.2 = 91.4^\circ\text{C}$$

有效总温差为

$$\sum \Delta t = (T_s - T'_k) - \sum \Delta$$

由手册查的 445Kpa 饱和蒸气的温度为 147.3°C ，气化潜热为 2127KJ/kg,所以

$$\sum \Delta t = (T_s - T'_k) - \sum \Delta = 147.3 - 65.2 - 34.1 = 48.0^\circ\text{C}$$

三、加热蒸汽消耗量和各效蒸发水量的计算

第 i 效的焓衡算式为：

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

$$\eta = 0.94 - 0.7 \Delta x \quad (\text{式中 } \Delta x \text{ 为溶液的浓度变化，以质量分率表示})。$$

第 i 效的蒸发量 W_i 的计算式为

$$W_i = \eta_i \left[D_i \frac{r_i}{r'_i} + (F c_{p0} - W_1 c_{pw} - W_2 c_{pw} - \dots - W_{i-1} c_{pw}) \frac{t_{i-1} - t_i}{r'_i} \right]$$

式中 D_i -----第 i 效的加热蒸汽量，当无额外蒸汽抽出时 $D_i = W_{i-1}$

r_i ----- 第 i 效加热蒸汽的汽化潜热

r' -----第 i 效二次蒸气的汽化潜热



c_{p0} -----原料液的比热

c_{pw} -----水的比热

t_i, t_{i-1} -----分别为 第 i 效及第 $i-1$ 效溶液的沸点

η_i -----第 i 效的热利用系数, 无因次,

对于沸点进料, $t_0 = t_1$, 考虑到氢氧化钠溶液溶液浓缩热的影响, 则

$$\eta_1 = 0.98 - 0.7 \times (0.066 - 0.05) = 0.9688$$

由前面可知道, $r_1 = 2127 \text{ kJ/kg}, r'_1 = 2166 \text{ kJ/kg}$, 代入

$$W_1 = \eta_1 \frac{D_1 r_1}{r'_1} = 0.9688 D_1 \frac{2127}{2166} = 0.951 D_1 \quad \dots\dots\dots(a)$$

第二效的热衡算式为:

$$W_2 = \eta_2 \left[\frac{W_1 r_2}{r'_2} + (F c_{p0} - W_1 c_{pw}) \frac{t_1 - t_2}{r'_2} \right]$$

$$\eta_2 = 0.98 - 0.7 \Delta x_2 = 0.98 - 0.7 \times (0.105 - 0.066) = 0.9527$$

由前面可知道, $r_2 = 2166 \text{ kJ/kg}, r'_2 = 2221 \text{ kJ/kg}$, 所以

$$W_2 = 0.9527 \times \left[\frac{2166}{2221} W_1 + (5000 \times 3.98 - 4.187 W_1) \frac{137.1 - 119.1}{2221} \right] = 0.897 W_1 + 153.7 \quad \dots\dots(b)$$

第三效的热衡算式为:

$$\eta_3 = 0.98 - 0.7 \Delta x_3 = 0.98 - 0.7 \times (0.3 - 0.105) = 0.8435$$

$$W_3 = \eta_3 \left[W_2 \frac{r_3}{r'_3} + (F c_{p0} - W_1 c_{pw} - W_2 c_{pw}) \frac{t_2 - t_3}{r'_3} \right]$$

由前面可知道, $r_3 = 2221 \text{ kJ/kg}, r'_3 = 2338 \text{ kJ/kg}$, 所以

$$W_3 = 0.8435 \left[W_2 \frac{2221}{2338} + (5000 \times 3.98 - 4.187 W_1 - 4.187 W_2) \frac{119.1 - 91.4}{2338} \right] \quad \dots\dots(c)$$

$$W_3 = 0.760 W_2 + 198.9 - 0.042 W_1$$

$$\text{又因 } W_1 + W_2 + W_3 = 4167 \quad \dots\dots(d)$$

联立(a),(b),(c),(d)式,解得:

$$W_1 = 1453 \text{ Kg/h}$$



$$W_2 = 1462 \text{ Kg/h}$$

$$W_3 = 1252 \text{ Kg/h}$$

$$D_1 = 1530 \text{ Kg/h}$$

四、蒸发器的传热面积的估算

任意一效的传热速率方程为

$$S_i = \frac{Q_i}{K_i \Delta t_i}$$

式中 Q_i ---第 i 效的传热速率, W。 K_i ----第 i 效的传热系数, W/(m², °C)。

Δt_i ----第 i 效的传热温度差, °C S_i ----第 i 效的传热面积, m²

在三效蒸发中, 为了便于制造和安装, 通常采用各效传热面积相等的蒸发器, 即

$$S_1 = S_2 = S_3 = S$$

各效蒸发器的总传热系数: $K_1 = 1800 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$, $K_2 = 1200 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$, $K_3 = 600 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$

$$Q_1 = D_1 r_1 = 1530 \times 2127 \times 10^3 / 3600 = 0.904 \times 10^6 \text{ W Kg/h}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_1 = 147.3 - 137.1 = 10.2 \text{ °C}$$

$$S_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{0.904 \times 10^6}{1800 \times 10.2} = 49.2 \text{ m}^2$$

$$Q_2 = W_1 r_1' = 1453 \times 2166 \times 10^3 / 3600 = 0.87 \times 10^6 \text{ W}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_2 = T_1' - t_2 = 134.0 - 119.1 = 14.9 \text{ °C}$$

$$S_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{0.87 \times 10^6}{1200 \times 14.9} = 48.9 \text{ m}^2$$

$$Q_3 = W_2 r_2' = 1462 \times 2221 \times 10^3 / 3600 = 0.90 \times 10^6 \text{ W}$$

$$\Delta t_3 = T_3 - t_3 = T_2' - t_3 = 114.3 - 91.4 = 22.9$$

$$S_3 = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3} = \frac{0.90 \times 10^6}{600 \times 22.9} = 65.6 \text{ m}^2$$

误差为 $1 - \frac{S_{\min}}{S_{\max}} = 1 - \frac{48.9}{65.6} = 0.255$, 误差较大, 应调整各效得有效温度, 重复上述计算过程。



五、有效温差的再分配

平均传热面积:

$$S = \frac{S_1 \Delta t_1 + S_2 \Delta t_2 + S_3 \Delta t_3}{\sum \Delta t} = \frac{49.2 \times 10.2 + 48.9 \times 14.9 + 65.6 \times 22.9}{48.0} = 48.9 m^2$$

重新分配有效温度差:

$$\Delta t_1' = \frac{S_1}{S} \cdot \Delta t_1 = \frac{49.2}{56.9} \times 10.2 = 8.8^\circ C$$

$$\Delta t_2' = \frac{S_2}{S} \cdot \Delta t_2 = \frac{48.9}{56.9} \times 14.9 = 12.8^\circ C$$

$$\Delta t_3' = \frac{S_3}{S} \cdot \Delta t_3 = \frac{65.6}{56.9} \times 22.9 = 26.4^\circ C$$

六、重复上述计算步骤

(一) 计算各效溶液浓度

$$x_1 = \frac{F x_0}{F - W_1} = \frac{5000 \times 0.05}{5000 - 1453} = 0.070 ;$$

$$x_2 = \frac{F x_0}{F - W_1 - W_2} = \frac{5000 \times 0.05}{5000 - 1453 - 1462} = 0.120 ,$$

$$x_3 = 0.3 ,$$

(二) 计算各效溶液沸点

末效溶液沸点和二次蒸汽压强保持不变, 各种温度差损失可视为衡值, 故末效溶液的沸点 $t_3 = 90.2$

$^\circ C$. 而 $\Delta t_3' = 27.5^\circ C$, 则第三效加热蒸汽温度 (即第二效二次蒸汽温度) 为



$$T_3 = T'_2 = t_3 + \Delta t'_3 = 91.4 + 26.4 = 117.8^\circ\text{C}$$

由于第二效二次蒸汽温度为 $T'_2 = 117.8^\circ\text{C}$, 再由 $X_2 = 0.120$ 查杜林曲线得: $t_{A2} = 121.7^\circ\text{C}$,

所以第二效料液的温度为

$$t_2 = t_{A2} + \Delta''_2 + \Delta'''_2 = 121.7 + 2.1 + 0 = 123.8^\circ\text{C}$$

同理

$$T_2 = T'_1 = t_2 + \Delta t'_2 = 123.8 + 12.8 = 136.6^\circ\text{C}$$

再由 $T'_1 = 136.6^\circ\text{C}$, $X_1 = 0.07$, 查杜林曲线得: $t_{A1} = 138.5^\circ\text{C}$

$$t_1 = t_{A1} + \Delta''_1 + \Delta'''_1 = 138.5 + 1.1 + 0 = 139.6^\circ\text{C}$$

说明溶液的温度差损失变化不大, 不必重新计算, 故有效温度差为

$$\sum \Delta t = 48.0^\circ\text{C}$$

温度差重新分配后, 各效温度情况列于下表:

效次	I	II	III
加热蒸气温度, $^\circ\text{C}$	$T_1 = 147.3$	$T_2 = 136.6$	$T_3 = 117.8$
有效温度差, $^\circ\text{C}$	$\Delta t'_1 = 8.8$	$\Delta t'_2 = 12.8$	$\Delta t'_3 = 26.4$
料液温度 (沸点), $^\circ\text{C}$	$t_1 = 139.6$	$t_2 = 123.8$	$t_3 = 91.4$

(三) 各效焓衡算:

$$T_1 = 136.6^\circ\text{C} \quad r'_1 = 2159 \text{ kJ/kg}$$

$$T_2 = 117.8^\circ\text{C} \quad r'_2 = 2211 \text{ kJ/kg}$$

$$T_3 = 65.2^\circ\text{C} \quad r'_3 = 2338 \text{ kJ/kg}$$

第一效: $\eta_1 = 0.98 - 0.7 \times (0.07 - 0.05) = 0.97$

$$W_1 = \eta_1 \frac{D_1 r'_1}{r'_1} = 0.97 D_1 \frac{2127}{2159} = 0.95 D_1 \quad (1)$$

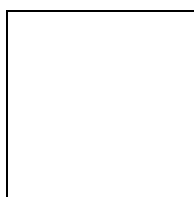
第二效: $\eta_2 = 0.98 - 0.7 \times (0.120 - 0.07) = 0.945$

$$W_2 = \eta_2 \left[\frac{W_1 r'_2}{r'_2} + (F c_{po} - W_1 c_{pw}) \frac{t_1 - t_2}{r'_2} \right]$$



$$W_2 = 0.945 \times \left[\frac{2159}{2211} W_1 + (5000 \times 3.98 - 4.187 W_1) \frac{139.6 - 123.8}{2211} \right] = 0.894 W_1 + 134.4 \quad (2)$$

第三效: $\eta_3 = 0.98 - 0.7 \Delta x_3 = 0.98 - 0.7 \times (0.3 - 0.120) = 0.854$



...(3)

又因为: $W_1 + W_2 + W_3 = 4167 \text{ Kg/h} \quad \dots(4)$

联解 (1) ~ (4), 得

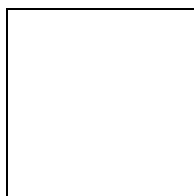
$$W_1 = 1463 \text{ Kg/h}$$

$$W_2 = 1442 \text{ Kg/h}$$

$$W_3 = 1262 \text{ Kg/h}$$

$$D = 1540 \text{ Kg/h}$$

与第一次热量恒算所得结果:



计算的相对误差均在 0.05 允许范围之内股计算得各效蒸发面积合理。其各效溶液浓度无明显变化不必再算。

(四) 蒸发器传热面积的计算

$$Q_1 = D_1 r_1 = \text{[Empty Box]} \text{ Kg/h}$$

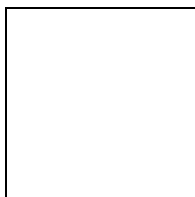


°C

°C

误差计算得:

; 所以误差允许, 取平均传热面积:



七、计算结果

效数	1	2	3	冷凝器
加热蒸汽温度(°C)	147.3	136.6	117.8	65.2
操作压强 P_i (KPa)	329	186	28	28
溶液沸点 t_i °C	139.6	123.8	91.4	
完成液浓度(%)	7	12	30	
蒸发水量 W_i Kg/h	1463	1442	1262	
生蒸汽量 D Kg/h	1540			
传热面积 S_i m ²	56.8	56.8	56.8	

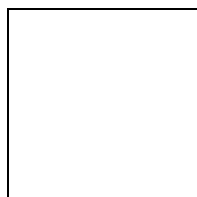
表中操作压强

按

查得，

按

查得，



第四节 蒸发器的主要结构尺寸计算

一、加热管的选择和管数的初步估计



蒸发器加热管选取:

的无缝钢管

S——蒸发器的传热面积, m^2

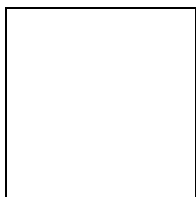
L——加热管长度, m;

d_0 ——加热管外径, m;

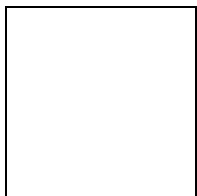
当加热管的规格与长度确立后, 可由下式初步估算所需管子数 n' , 因加热管固定在管板上, 考虑管板厚度所占据的传热面积, 则计算 n' 时的管长应用 $(L-0.1)$ m.

二、循环管的选择

中央循环管式蒸发器的循环管截面积可取加热管总截面积的 40%—100%。加热管的总截面积可按 n' 计算。循环管内径以 D_1 表示, 对于加热面积较小的蒸发器, 应去较大的百分数, 取加热管的面积 70%, 则



选取管子的直径为: 循环管管长与加热管管长相同为 2.0m。



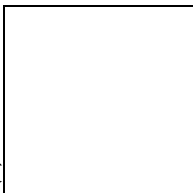
三、加热室直径及加热管数目的确定

加热室的内径取决于加热管和循环管的规格、数目及在管板撒谎能够的排列方式。

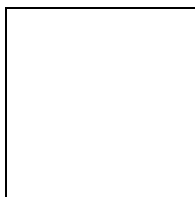
加热管在管板上的排列方式有三角形排列、正方形排列、同心圆排列。



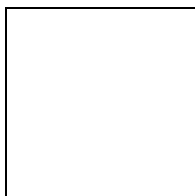
查表 4-4，加热管的管心距



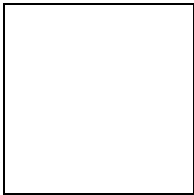
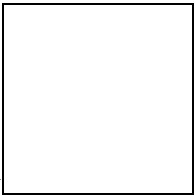
管子按正三角形排列，管束中心线上管数

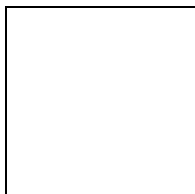


初步估算加热室内径，即

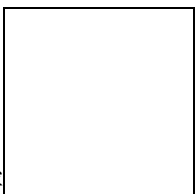
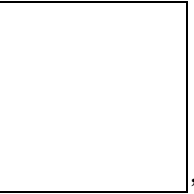
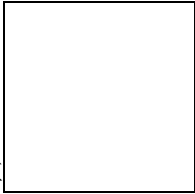




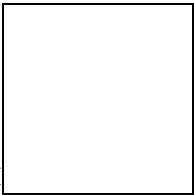
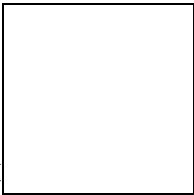
其中  取  。则



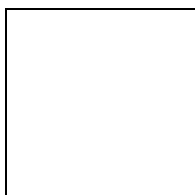
查国家标准压力容器公称直径表和表 4-5

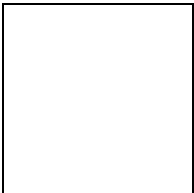
选取加热室壳体内径   ，壁厚 

按加热管的排列方式和管心距作图

通过作图，求得加热管数  ，而初步估算 

其相对误差



所以误差不大，计算合理，所以循环管的规格一次选定  。

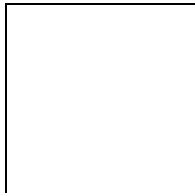
四、分离室直径与高度的确定

分离室的直径与高度取决于分离室的体积，而分离室的体积又与二次蒸汽的体积流量及蒸发体积强度有

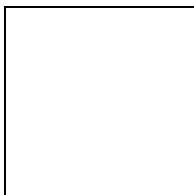


关。

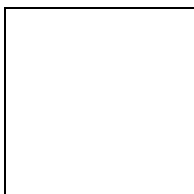
分离室体积的计算式为



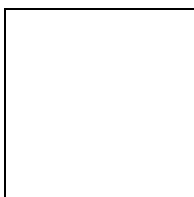
式中



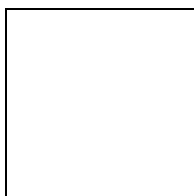
-----分离室的体积, m^3 ;



-----某效蒸发器的二次蒸汽量, kg/h ;



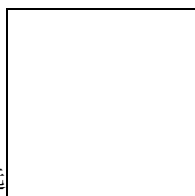
-----某效蒸发器二次蒸汽密度, Kg/m^3



-----蒸发体积强度, $\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$;。一般用允许值为

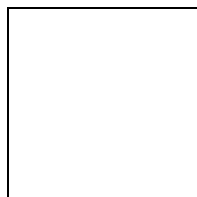


为方便起见, 各效分离室的尺寸取一致。分离室体积宜取其中较大者。

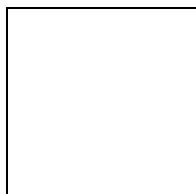


蒸发强度选

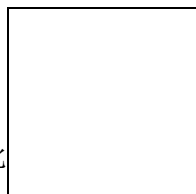
因为末效体积最大, 故分离室体力为



确定了分离室的体积，其高度与直径符合下列关系，



利用此关系确定高度和直径时应考虑如下原则：



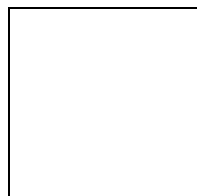
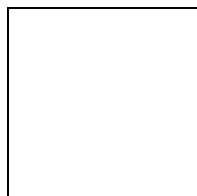
(1) 分离室的高度与直径之比 $\frac{H}{D}$ 。对于中央循环管式蒸发器，其分离室一般不能小于 1.8m，

以保证足够的雾沫分离高度。分离室的直径也不能太少，否则二次蒸汽流速过大，导致雾沫夹带现象严重。

(2) 在条件允许的情况下，分离室的直径尽量与加热室相同，这样可使结构简单制造方便。

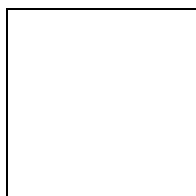
(3) 高度和直径都适于施工现场的安放。

故选

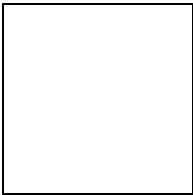


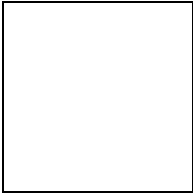
五、接管尺寸的确定

流体进出口的内径按下式计算





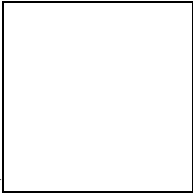
式中  -----流体的体积流量 m^3/s ；

 -----流体的适宜流速 m/s ，

估算出内径后，应从管规格表格中选用相近的标准管。

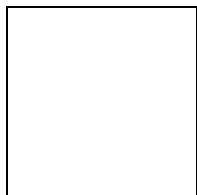
（一） 溶液的进出口

对于并流加料的三效蒸发，第一效溶液流量最大，各效设备尺寸一致，根据第一效溶液流量确定接管。取流体的流速为 0.8 m/s ；

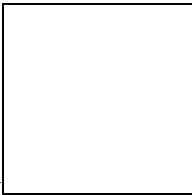
所以取  规格管。

（二） 加热蒸气进口与二次蒸汽出口

各效结构尺寸一致二次蒸汽体积流量应取各效中较大者。第 III 效体积流量最大，故

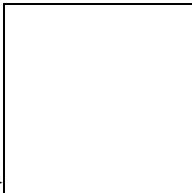




所以取  规格管。

(三) 冷凝水出口

冷凝水的排出一般属于液体自然流动，接管直径应由各效加热蒸气消耗量较大者确定。

所以取  规格管。

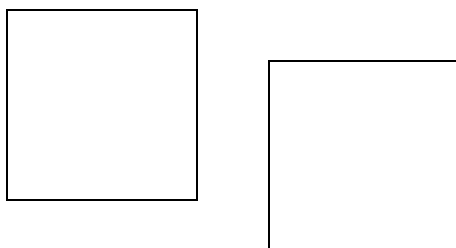
第五节 蒸发装置的辅助设备

一、气液分离器

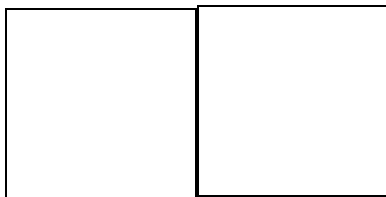
蒸发操作时，二次蒸汽中夹带大量的液体，虽在分离室得到初步的分离，但是为了防止损失有用的产品或防止污染冷凝液，还需设置气液分离器，以使雾沫中的液体聚集并与二次蒸汽分离，故气液分离器或除沫器。

选择惯性式除沫器，其工作原理是利用带有液滴的二次蒸汽在突然改变运动方向时，液滴因惯性作用而与蒸汽分离。

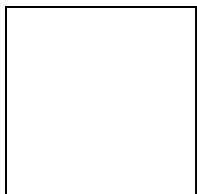
在惯性式除沫器的主要尺寸关系：



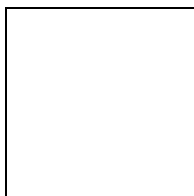
由加热蒸气进口与二次蒸汽出口接管尺寸，



所以



所以



二、蒸汽冷凝器

蒸汽冷凝器的作用是用冷却水将二次蒸汽冷凝。

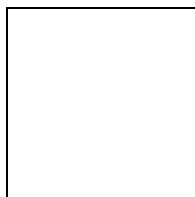
二次蒸汽与冷却水直接接触进行热交换，其冷却效果好，结构简单，操作方便，价格低廉，因此被广泛采用。

所以，选用多孔板式蒸气冷凝器。

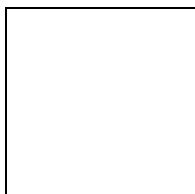


(一) 冷却水量

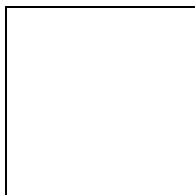
根据冷凝器入口蒸汽压强和冷却水进口温度可由图表 4-13 可查得。



式中，



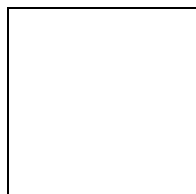
-----冷却水量 m^3/h ;



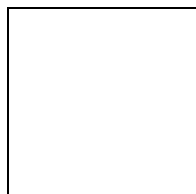
-----所需冷凝的蒸汽量, Kg/h



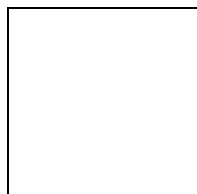
因为计算值 值偏低，故设计时取



查图 4-13，



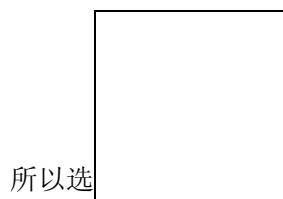
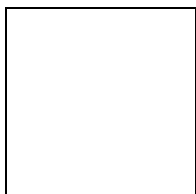
实际取





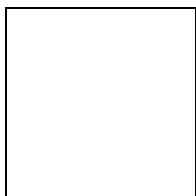
(二) 冷凝器的直径

根据进入冷凝器的二次体积流量，用流量公式求出冷凝器直径



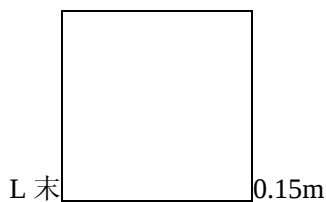
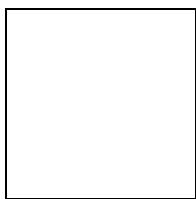
(三) 淋水板的设计

(1) 淋水板数:

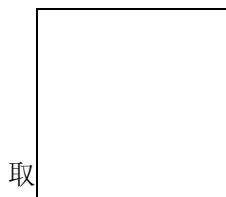


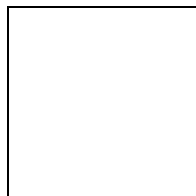
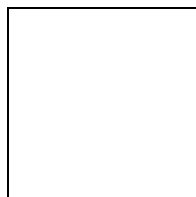
, 淋水板取 4 块

(2) 淋水板间距:

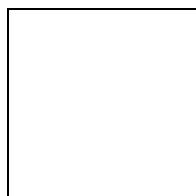


又 $L_0 = D + (0.15 \sim 0.3)m$





所以取



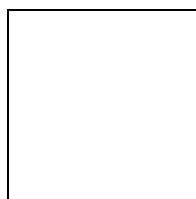
(3) 弓型淋水板的宽度:



最上面一块 $= (0.8 \sim 0.9) D$,

其他各淋水板 $B = D/2 + 0.05 \text{ m}$

所以



(4) 淋水板堰高 h :

$D = 300 \text{ mm} < 500 \text{ mm}$, 所以

$h = 40 \text{ mm}$

(5) 淋水孔径:

冷却水循环使用, 取 $d = 10 \text{ mm}$

(6) 淋水孔数:



淋水孔冷却水流速

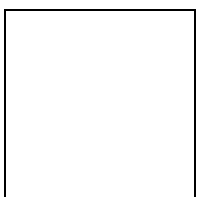
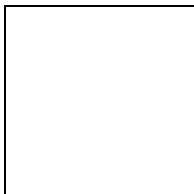
考虑到长期操作易堵,最上一板孔数为

其他各板孔数为

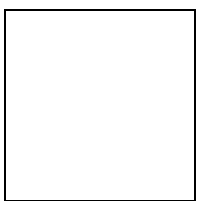


第六节 主要设备强度计算及校核

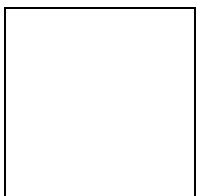
筒体厚度计算公式设计厚度



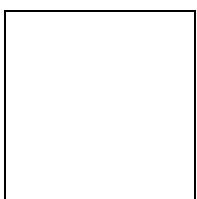
:设计压力;



:焊缝系数;

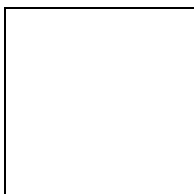


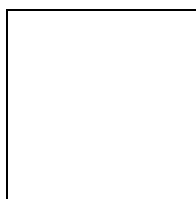
:筒体内径;



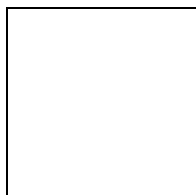
材料的许用应力,MPa

压力实验选用水压试验,公式为





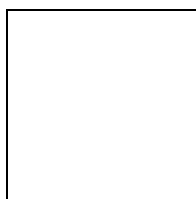
---容器的有效厚度;



---圆筒焊缝系数



---试验时容器承受压力;



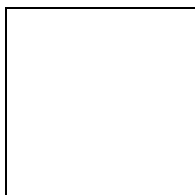
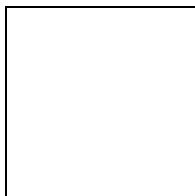
---设计温度下屈服极限

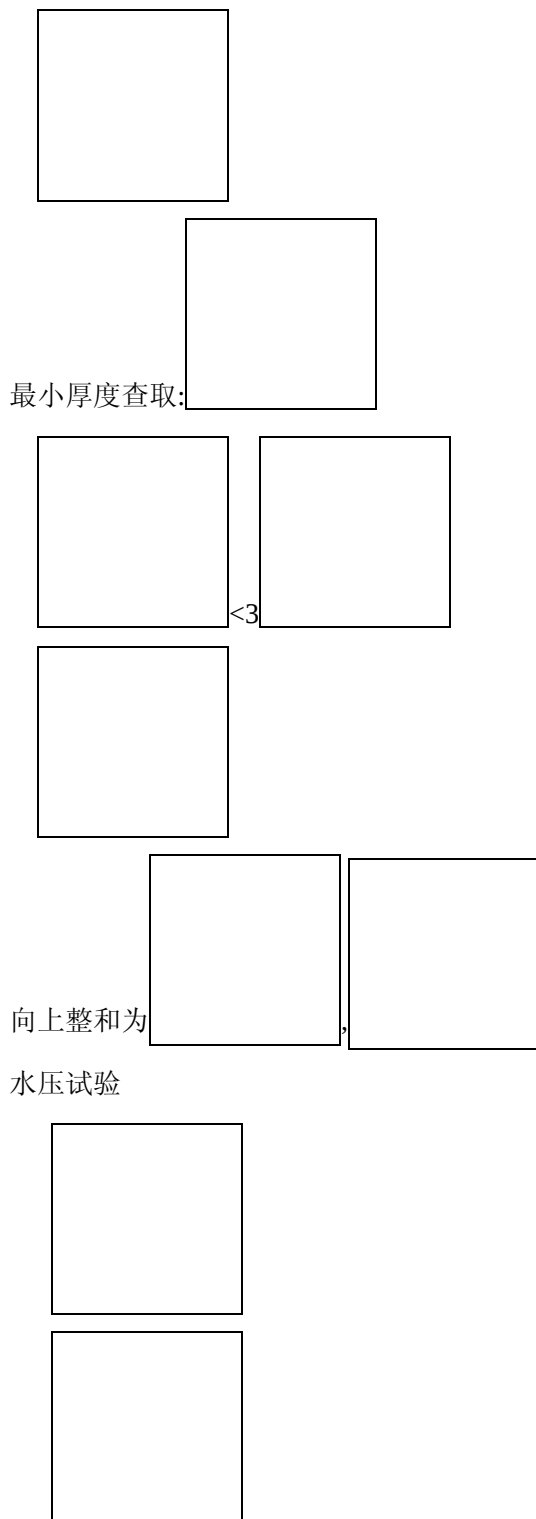
一、 蒸发分离室厚度设计

分离室壳体材料选用

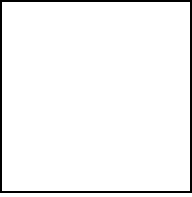


,查表得设计温度下

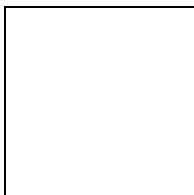






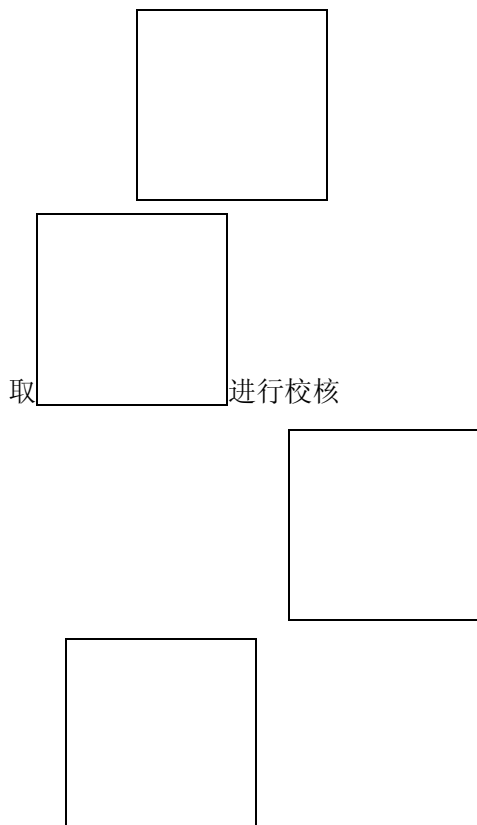
所以强度符合，按标准管当 $D_1=1200\text{mm}$ 时  取 12mm 符合要求

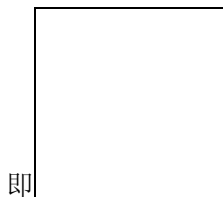
封头选用椭圆型封头,则厚度



为焊接方便取封头厚度和筒体厚度相等即:12mm

二、加热室厚度校核





所以水压实验强度符合要求查标准管，内径为 1200mm,最小壁厚为 12mm,强度符合要求。

【参考文献】

1. 陈敏恒, 丛德兹等. 化工原理(上、下册)(第二版). 北京: 化学工业出版社, 2000
2. 大连理工大学化工原理教研室. 化工原理课程设计. 大连: 大连理工大学出版社, 1994
3. 柴诚敬, 刘国维, 李阿娜. 化工原理课程设计. 天津: 天津科学技术出版社, 1995
4. 时钧, 汪家鼎等. 化学工程手册, 北京: 化学工业出版社, 1996 年
5. 上海医药设计院. 化工工艺设计手册(上、下). 北京: 化学工业出版社, 1986

各效蒸发量的估算

并流多效蒸发各效蒸发量的估算

二效时: $W_1: W_2: W_3=1: 1.1$

三效时: $W_1: W_2: W_3=1: 1.1: 1.2$

四效时: $W_1: W_2: W_3: W_4=1: 1.1: 1.2: 1.3$

各效蒸发水量之估计



蒸发流程		各效蒸发水量之比			
		I	II	III	IV
三效	顺流加料	1	1.1	1.25	
	逆流加料	1	0.85	0.67	
四效	顺流加料	1	1.07	1.15	1.25
	逆流加料	1	0.9	0.8	0.67
四效 三体		2	1	1	1



销售热线
0514 - 86821522
xsb@pfhj.com

售后服务
0514-86821724
shfw@pfhj.com

技术支持
0514-86825998
jsb@pfhj.com

联系我们

江苏搏斯威化工设备工程有限公司
 销售部：0514-86821522
 邮 箱：xsb@pfhj.com
 技术部：0514-86825998
 邮 箱：jsb@pfhj.com
 售后服务部：0514-86821724
 邮 箱：shfw@pfhj.com
 地 址：江苏扬州江都仙女镇工业区
 公司网址：www.pfhj.net
 工厂网址：www.pfhj.com



江苏搏斯威化工设备工程有限公司

技术部：0514-86821522 86825998

E-mail: jsb@pfhj.com Http: www.pfhj.net