



湖南石油化工职业技术学院

Hunan Petrochemical Vocational Technology College

学生毕业设计成果

设计题目： 12000kg/h NaOH 水溶液三效并流加热蒸发装置的设计
专业名称： 石油化工技术
班级名称： 石化 3172 班
学生名称： 关惠倩
指导教师： 贺清芳
责任领导： 刘 芬

二〇二〇年四月

学生毕业设计成果真实性承诺书

本人郑重承诺：我所递交的毕业设计材料，是本人在指导老师的指导下独立进行完成的；除文中已经注明引用的内容外，不存在有作品（产品）剽窃和抄袭他人成果的行为。对本设计的共同完成人所做出的贡献，在对应位置已以明确方式标明。若被查出有抄袭或剽窃行为，或由此所引起的法律责任，本人愿意承担一切后果。

学生（确认签字）：*吴惠倩*

签字日期：*2020.4.16*

指导教师关于学生毕业设计成果真实性审核承诺书

本人郑重承诺：已对该生递交的毕业设计材料中所涉及的内容进行了仔细严格的审核，其成果是本人在的指导下独立进行完成的；对他人成果的引用和共同完成人所做出的贡献在对应位置已以明确方式标明。不存在有作品（产品）剽窃和抄袭他人成果的行为。若查出该生所递交的材料有学术不端的行为，或由此所引起的法律责任，本人愿意承担一切责任。

指导教师（确认签字）：*李芳*

签字日期：*2020.4.16*



honor 8X

目 录

一、成果简介.....	3
(一) 12000kg/h NaOH 水溶液三效并流加热蒸发装置计算结果汇总.....	3
(二) 三效蒸发加料方式的流程及优缺点.....	3
二、设计思路.....	4
三、设计过程.....	4
(一) 操作参数.....	4
(二) 计算过程.....	4
1、估算各效蒸发量和完成液浓度.....	4
2、初算各效溶液沸点和有效总温度差.....	5
3、计算加热蒸汽消耗量和各效蒸发水量.....	7
4、蒸发器的传热面积.....	7
5、有效温差的再分配.....	8
6、重复上述计算步骤.....	8
四、成果特点.....	10
五、收获与体会.....	11
(一) 收获.....	11
(二) 体会.....	11
参考文献.....	12

12000kg/h NaOH 水溶液三效并流加热蒸发装置的设计

一、成果简介

本设计根据设计任务及基本参数，查阅化工原理书和设计手册进行三效并流蒸发器的尺寸计算及其辅助设备的设计。具体成果如下：

(一) 12000kg/h NaOH 水溶液三效并流加热蒸发装置计算结果汇总

表 1 温度差更新分配后各效温度情况

	第一效	第二效	第三效
加热蒸汽温度/°C	$T_1=151.7$	$T'_1 = 138.4$	$T'_2 = 116.6$
有效温度差/°C	$\Delta t'_1 = 9.6$	$\Delta t'_2 = 13.9$	$\Delta t'_3 = 29.8$
料液温度（沸点）/°C	$t_1=142.1$	$t_2=124.5$	$t_3=86.8$

表 2 三效蒸发工艺计算结果数据表

效次	第一效	第二效	第三效	冷凝器
加热蒸汽温 $T_i/^\circ\text{C}$	151.7	136.9	116.6	60.1
操作压力 p_i/kPa	340	180	20	20
溶液温度（沸点） $t_i/^\circ\text{C}$	142.1	124.5	86.8	
完成液浓度 $x_i/\%$	15.1	20	30	
蒸发量 $W_i/\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	2332.0	2425.0	2444.6	
蒸汽消耗 $D/\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	2507.5			
传热面积 S_i/m^2	84.26	84.26	84.26	

(二) 三效蒸发加料方式的流程及优缺点

图 1 三效蒸发加料方式的流程及优缺点

加料方式	并流法
流程示意	
料液与蒸汽的流向	料液的流动方向和蒸汽的相同，都是从第一效顺序流到末效，末效底部流出蒸发后的完成液。
优点	1. 凭借各效之间所存在的压力差来进行自动进料，不需额外加泵；

	2. 前一效的温度比后一效的温度高，进料料液是处于过热的一种形态，可进行和停止自蒸发，各效间不需要设置换热器。
缺点	后效温度较低且后效溶液的浓度高，导致了物料液体的粘度变大，且传热系数下降了。
应用范围	粘度不高的物料。

二、设计思路

1、查阅资料：经过调查的 NaOH 水溶液三效并流加热蒸发安装装置生产工艺的各种文献资料，综合目前已有的成熟工艺，对 NaOH 加热浓缩的生产工艺有了进一步的了解。

2、确定 NaOH 水溶液加热蒸发工艺的基本参数：选择了三效并流法作为 NaOH 水溶液加热生产工艺前提下，了解 NaOH 溶液的物化性质及需要的工艺条件，完全掌握并流蒸发操作的计算流程，紧接着进行工艺计算。

3、制作图表：根据资料，通过 CAD 绘图软件进行 NaOH 水溶液蒸发装置的流程图的绘制。

4、综合设计过程成果，最后完成毕业设计成果报告的编制。

三、设计过程

（一）操作参数

1、处理能力：12000kg/hNaOH 水溶液

2、设备形式：中央循环管式蒸发器

3、操作条件：

(1) NaOH 水溶液作为进料，其品质分数为 12%，从三效蒸发器流出的完成液质量分数为 30%，第一效蒸发器里物料的沸点温度和原料液的温度相同；

(2) 第一效蒸发器的加热蒸汽压力为 500kPa（绝压），冷凝器的相对压力为 20kPa；

(3) 各效蒸发器的总传热系数分别为① $K_1=1800\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ，② $K_2=1200\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ，③ $K_3=600\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ；

(4) 原料液中的恒压比热容为 $3.77\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ；

(5) 中央循环管式蒸发器里物料的液层高度为 1.2m；

(6) 各效装置的加热蒸汽经过冷凝后的液体，在饱和温度下从装置排出，假设各效装置的传热面积相等，热损失便能够疏忽不计。

（二）计算过程

1、估算各效蒸发量和完成液浓度过

蒸发量： $F=12000\text{kg/h}$

总蒸发量:

$$W = F \times (1 - x_0/x_3) = 12000 \times (1 - 0.12/0.30) = 7200\text{kg/h}$$

初部估算各效的蒸发流量, 对于并流蒸发器来说, 取 $W_1:W_2:W_3=1:1.1:1.2$

所以, $W = W_1+W_2+W_3=7200\text{kg/h}$, 得:

$$\begin{cases} W_1 = 2181.82\text{kg/h} \\ W_2 = 2400.00\text{kg/h} \\ W_3 = 2618.18\text{kg/h} \end{cases}$$

W_i ——各效蒸发量, kg/h

初算各效浓度:

$$x_1 = \frac{F \times x_0}{F - W_1} = \frac{12000 \times 0.12}{12000 - 2181.82} = 0.1467$$

$$x_2 = \frac{F \times x_0}{F - W_1 - W_2} = \frac{12000 \times 0.12}{12000 - 2181.82 - 2400.00} = 0.1941$$

$$x_3 = \frac{F \times x_0}{F - W_1 - W_2 - W_3} = \frac{12000 \times 0.12}{12000 - 2181.82 - 2400.00 - 2618.18} = 0.30$$

2、初算各效溶液沸点和有效总温度差

加热蒸汽: $P_1=500\text{kPa}$

末效冷凝器的压力为 $P'_3 = 20\text{kPa}$

总压降为: $\Delta P = 500 - 20 = 480\text{kPa}$

假设各效的压降相等, 即: $\Delta P_1 = \Delta P_2 = \Delta P_3 = \frac{\Delta P}{3} = 160\text{kPa}$

第一效二次蒸汽的压强为: $P'_1 = P_1 - \Delta P_1 = 500 - 160 = 340\text{kPa}$

第二效二次蒸汽的压强为: $P'_2 = P'_1 - \Delta P_2 = 340 - 160 = 180\text{kPa}$

第三效二次蒸汽的压强为: $P'_3 = P'_2 - \Delta P_3 = 180 - 160 = 20\text{kPa}$

从饱和水蒸气表中, 依据计算所得的各效二次蒸汽压强可以查得与之相对应的二次蒸汽的温度及其汽化潜热, 列于下表中:

表 3 蒸汽性质表

	第一效	第二效	第三效
二次蒸汽压强 P' / (kPa)	340	180	20
二次蒸汽温度 T' / ($^{\circ}\text{C}$)	137.7	116.6	60.1
二次蒸汽汽化潜热 r' / (kJ/kg)	2155	2214	2355

(1) 溶液蒸汽压降低引起的温度差损失 Δ'_1

根据从各效装置流出的完成液浓度及各效装置里二次蒸汽的温度, 通过 NaOH 的杜林线图可查得各效装置里溶液的沸点为: $t_{A1}=143^{\circ}\text{C}$, $t_{A2}=125^{\circ}\text{C}$, $t_{A3}=78^{\circ}\text{C}$ 。

由此可知, 得出由于各效装置里溶液蒸汽压力下降而造成的损失 (温度差):

$$\Delta'_1 = 143 - 137.7 = 5.3^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta'_2 = 125 - 116.6 = 8.4^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta_3' = 78 - 60.1 = 17.9^\circ\text{C}$$

因此, $\sum \Delta_i' = \Delta_1' + \Delta_2' + \Delta_3' = 5.3 + 8.4 + 17.9 = 31.6^\circ\text{C}$

(2) 溶液静压强引起的温度差损失 Δ_i''

由于 $P_m = P' + \frac{1}{2} \rho_m g L$, 液层高度为 1.2m

由 NaOH 水溶液比重图可得:

表 4 NaOH 水溶液比重表

浓度/ (%)	14.67	19.41	30
密度/ (kg/m ³)	1120	1290	1460

$$\therefore P_{m1} = 340 + \frac{1120 \times 9.81 \times 1.2}{2 \times 10^3} = 346.6 \text{ kPa}$$

$$P_{m2} = 180 + \frac{1290 \times 9.81 \times 1.2}{2 \times 10^3} = 187.4 \text{ kPa}$$

$$P_{m3} = 20 + \frac{1460 \times 9.81 \times 1.2}{2 \times 10^3} = 28.6 \text{ kPa}$$

所以, $T'_{Pm1} = 138.5^\circ\text{C}$, $T'_{Pm2} = 118.1^\circ\text{C}$, $T'_{Pm3} = 67.9^\circ\text{C}$

$$\Delta_1'' = T'_{Pm1} - T'_{P1} = 138.5 - 137.7 = 0.8^\circ\text{C}$$

$$\Delta_2'' = T'_{Pm2} - T'_{P2} = 118.1 - 116.6 = 1.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta_3'' = T'_{Pm3} - T'_{P3} = 67.9 - 60.1 = 7.8^\circ\text{C}$$

$$\sum \Delta_i'' = \Delta_1'' + \Delta_2'' + \Delta_3'' = 0.8 + 1.5 + 7.8 = 10.1^\circ\text{C}$$

(3) 因为流体在设备内流动会产生流动阻力, 但是流动阻力会引起热量的损失, 导致温度下降, 所以 (温度差损失) Δ_i''' 取经验值 1°C ,

即 $\Delta_1''' = \Delta_2''' = \Delta_3''' = 1^\circ\text{C}$, 所以, $\sum \Delta_i''' = 3^\circ\text{C}$

各效总的温度差损失为: $\sum \Delta_i = \sum \Delta_i' + \sum \Delta_i'' + \sum \Delta_i''' = 31.6 + 5.3 + 3 = 44.7^\circ\text{C}$

得出各效装置里溶液的沸点及有效温差是:

$$t_1 = T_1' + \Delta_1 = 137.7 + 5.3 + 0.8 + 1 = 144.8^\circ\text{C}$$

$$t_2 = T_2' + \Delta_2 = 117.0 + 8.4 + 1.5 + 1 = 127.5^\circ\text{C}$$

$$t_3 = T_3' + \Delta_3 = 60.1 + 17.9 + 7.8 + 1 = 86.8^\circ\text{C}$$

总的有效传热温差:

$$\sum \Delta t = \Delta t_T - \sum \Delta_i$$

$$\Delta t_T = T_1 - T_3'$$

查表得, 在 500kPa 的压力下, 蒸汽的饱和温度是 151.7°C , 汽化潜热是 2113 kJ/kg , 于是

$$\Delta t_T = 151.7 - 60.1 - 44.7 = 46.9^\circ\text{C}$$

3、计算加热蒸汽消耗量和各效蒸发水量

第一效的热量衡算式为：

$$W_1 = \eta_1 \left(D_1 \frac{r_1}{r_1} \right), \quad D_1 \text{——所消耗加热蒸汽的量 kg/h;}$$

热利用系数 η_1 取：

$$\eta_1 = 0.98 - 0.7\Delta x = 0.98 - 0.7 \times (0.1467 - 0.12) = 0.96131$$

$$W_1 = 0.96131 \times D_1 \times \frac{2113}{2155} = 0.94D_1 \quad (1) \text{ 式}$$

第二效的热量衡算式为：

$$W_2 = \eta_2 \left[W_1 \frac{r_2}{r_2} + (Fc_{po} - W_1 c_{pw}) \frac{t_1 - t_2}{r_2} \right]$$

热利用系数 η_2 取：

$$\eta_2 = 0.98 - 0.7\Delta x_2 = 0.98 - 0.7 \times (0.1941 - 0.1467) = 0.94682$$

$$W_2 = 0.94682 \left[\frac{2115}{2214} \times W_1 + (12000 \times 3.77 - 4.187W_1) \frac{144.8 - 127.5}{2214} \right]$$

$$= 0.874W_1 + 334.7 \quad (2) \text{ 式}$$

第三效的热量衡算式为：

$$W_3 = \eta_3 \left[W_2 \frac{r_3}{r_3} + (Fc_{po} - W_1 c_{pw} - W_2 c_{pw}) \frac{t_2 - t_3}{r_3} \right]$$

热利用系数 η_3 取：

$$\eta_3 = 0.98 - 0.7\Delta x_3 = 0.98 - 0.7 \times (0.30 - 0.1941) = 0.9059$$

$$W_3 = 0.9059 \left[\frac{2214}{2355} \times W_2 + (12000 \times 3.77 - 4.187W_1 - 4.187W_2) \frac{127.5 - 86.8}{2355} \right]$$

$$= 0.686W_2 + 708.3 - 0.0656W_1 \quad (3) \text{ 式}$$

又因为 $W_1 + W_2 + W_3 = W = 7200 \text{kg/h}$ (4) 式

联立 (1)、(2)、(3) 和 (4) 式，求得：

$$D_1 = 2618.7 \text{kg/h}$$

$$W_1 = 2461.5 \text{kg/h}$$

$$W_2 = 2486.1 \text{kg/h}$$

$$W_3 = 2413.8 \text{kg/h}$$

4、蒸发器的传热面积

任意一效的传热速率方程为 $S_i = \frac{Q_i}{K_i \Delta t_i}$

公式中， Q_i : 蒸发流程第 i 效的蒸发量为 W ;

K_i : 第 i 效装置的传热系数为 $W / (m^2 \cdot ^\circ C)$;

Δt_i : 第 i 效装置的传热温度差为 $^\circ C$;

S_i : 第 i 效装置的传热面积为 m^2 。

由操作条件得，各效装置的总传热系数分别为： $K_1 = 1800 W / (m^2 \cdot ^\circ C)$ ， $K_2 = 1200 W / (m^2 \cdot ^\circ C)$ ， $K_3 = 600 W / (m^2 \cdot ^\circ C)$;

$$S_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{D_1 r_1}{K_1 (T_1 - t_1)} = \frac{2618.7 \times 2113.2 \times 1000}{3600 \times 1800 \times (157.1 - 144.8)} = 69.43 \text{m}^2$$

$$S_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{W_1 r_2}{K_2 (T_2 - t_2)} = \frac{2461.5 \times 2155.5 \times 1000}{3600 \times 1200 \times (137.7 - 127.5)} = 120.41 \text{m}^2$$

$$S_3 = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3} = \frac{W_2 r_3}{K_3 (T_3 - t_3)} = \frac{2486.1 \times 2214.3 \times 1000}{3600 \times 600 \times (116.6 - 86.8)} = 85.52 \text{m}^2$$

计算误差得, $1 - \frac{S_{\min}}{S_{\max}} = 1 - \frac{85.52}{120.41} = 0.29$, 误差比较大, 需要重新进行分配各效装置的有效温差, 重复进行上述的计算。

5、有效温差的再分配

平均传热面积:

$$S = \frac{S_1 \Delta t_1 + S_2 \Delta t_2 + S_3 \Delta t_3}{\sum \Delta t} = \frac{69.43 \times 12.3 + 120.41 \times 10.2 + 85.52 \times 29.8}{52.3} = 88.54 \text{m}^2$$

重新有效分配温差:

$$\Delta t'_1 = \frac{S_1}{S} \Delta t_1 = \frac{69.43}{88.54} \times 12.3 = 9.6^\circ\text{C}$$

$$\Delta t'_2 = \frac{S_2}{S} \Delta t_2 = \frac{120.41}{88.54} \times 10.2 = 13.9^\circ\text{C}$$

$$\Delta t'_3 = \frac{S_3}{S} \Delta t_3 = \frac{85.52}{88.54} \times 29.8 = 29.8^\circ\text{C}$$

6、重复上述计算步骤

(1) 计算各效溶液浓度

$$x_1 = \frac{F x_0}{F - W_1} = \frac{12000 \times 0.12}{12000 - 2461.5} = 0.151$$

$$x_1 = \frac{F x_0}{F - W_1 - W_2} = \frac{12000 \times 0.12}{12000 - 2461.5 - 2486.1} = 0.20$$

$$x_1 = \frac{F x_0}{F - W_1 - W_2 - W_3} = \frac{12000 \times 0.12}{12000 - 2461.5 - 2486.1 - 2413.8} = 0.30$$

(2) 计算各效溶液沸点

由于二次蒸汽压强和末效装置溶液的沸点保持不变, 所有温差损失可以当做是恒定值; 因此, 末效装置物料溶液的沸点仍然是 86.8°C , 即 $t_3 = 86.8^\circ\text{C}$, 那么第三效装置加热蒸汽温度 (即第二效装置二次蒸汽温度) 为 $T'_2 = t_3 + \Delta t'_3 = 86.8 + 29.8 = 116.6^\circ\text{C}$ 。

因为第二效液浓度 (0.20) 及第二效二次蒸汽温度 (112.7°C); 通过查杜林图, 可得: 第二物料液体的沸点温度为 122°C 。因为流体的流动阻力及装置里存在的液柱静压力所产生的温差损

失可以当做是不变的，故第二效装置里物料液体的温度为

$$t_2 = t_{A2} + \Delta_2'' + \Delta_2''' = 122 + 1.5 + 1.0 = 124.5^\circ\text{C}$$

同理可得， $T_2 = T_1' = t_2 + \Delta t_2' = 124.5 + 13.9 = 138.4^\circ\text{C}$

因为第一效物料液体的浓度（0.151）及第一效二次蒸汽的温度（136.9℃）查杜林图，可得第二物料液体的沸点为 143℃。则第一效装置里物料液体的温度为

$$t_1 = t_{A1} + \Delta_1'' + \Delta_1''' = 143 + 0.8 + 1.0 = 144.8^\circ\text{C}$$

第一效装置里物料液体的温度为：

$$t_1 = T_1 - \Delta t_1' = 157.1 - 9.6 = 142.1^\circ\text{C}$$

综上所述，装置里溶液的所有温度差损失浮动不大，不需要再进行工艺计算，故装置的有效总温差不变，即 $\sum \Delta t = 46.9^\circ\text{C}$ ，温差更新计算后各效装置温度的具体情况列于下表。

表 5 温差更新分配后各效温度情况

	第一效	第二效	第三效
加热蒸汽温度/℃	$T_1=151.7$	$T_1' = 138.4$	$T_2' = 116.6$
有效温度差/℃	$\Delta t_1' = 9.6$	$\Delta t_2' = 13.9$	$\Delta t_3' = 29.8$
料液温度（沸点）/℃	$t_1=142.1$	$t_2=124.5$	$t_3=86.8$

(3) 各效的热量衡算

$$T_1' = 138.4^\circ\text{C} r_1' = 2166\text{kJ/kg}$$

$$T_2' = 116.6^\circ\text{C} r_2' = 2214\text{kJ/kg}$$

$$T_3' = 60.1^\circ\text{C} r_3' = 2355\text{kJ/kg}$$

第一效

$$\eta_1 = 0.98 - 0.7\Delta x = 0.98 - 0.7 \times (0.151 - 0.12) = 0.958$$

$$W_1 = 0.958 \times D_1 \times \frac{2113.2}{2166} = 0.93D_1 \quad (1) \text{ 式}$$

第二效

$$\eta_2 = 0.98 - 0.7\Delta x_2 = 0.98 - 0.7 \times (0.20 - 0.151) = 0.946$$

$$W_2 = 0.946 \left[\frac{2166}{2214} \times W_1 + (12000 \times 3.77 - 4.187W_1) \frac{142.1 - 124.5}{2214} \right]$$

$$= 0.894W_1 + 340.2 \quad (2) \text{ 式}$$

第三效

$$\eta_3 = 0.98 - 0.7\Delta x_3 = 0.98 - 0.7 \times (0.30 - 0.120) = 0.91$$

$$W_3 = 0.91 \left[\frac{2214}{2355} \times W_2 + (12000 \times 3.77 - 4.187W_1 - 4.187W_2) \frac{124.5 - 86.8}{2355} \right]$$

$$= 0.795W_2 + 659.0 - 0.061W_1 \quad (3) \text{ 式}$$

又因为 $W_1 + W_2 + W_3 = W = 7200\text{kg/h}$ (4) 式

联立 (1)、(2)、(3) 和 (4) 式, 求得:

$$D_1=2507.5\text{kg/h}$$

$$W_1=2332.0\text{kg/h}$$

$$W_2=2425.0\text{kg/h}$$

$$W_3=2444.6\text{kg/h}$$

把重新分配后的结果跟第一次计算结果进行比较, 计算其相对误差, 如下所示:

$$\left|1 - \frac{2507.5}{2618.7}\right| = 0.042$$

$$\left|1 - \frac{2425.0}{2486.1}\right| = 0.023$$

$$\left|1 - \frac{2444.6}{2413.8}\right| = 0.013$$

由上可知, 计算结果全部在 0.05 以下, 所以各效装置的蒸发量是正确的。其各效装置里溶液浓度没有显著的变化则不需要再进行计算。

(4) 蒸发器的传热面积

$$S_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{D_1 r_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{2507.5 \times 2113 \times 1000}{3600 \times 1800 \times 9.6} = 85.17\text{m}^2$$

$$S_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{W_1 r_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{2332.0 \times 2157 \times 1000}{3600 \times 1200 \times 13.9} = 83.79\text{m}^2$$

$$S_3 = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3} = \frac{W_2 r_3}{K_3 \Delta t_3} = \frac{2425.0 \times 2225 \times 1000}{3600 \times 600 \times 29.8} = 83.82$$

计算误差得, $1 - \frac{S_{\min}}{S_{\max}} = 1 - \frac{83.82}{85.17} = 0.016 < 0.05$, 迭代的结果是合理的, 计算出来装置的平均

传热面积是 $S=84.26\text{m}^2$ 。

(5) 计算结果列表

表 6 三效蒸发工艺计算结果数据表

效次	第一效	第二效	第三效	冷凝器
加热蒸汽温 $T_i/^\circ\text{C}$	151.7	136.9	116.6	60.1
操作压力 p_i/kPa	340	180	20	20
溶液温度 (沸点) $t_i/^\circ\text{C}$	142.1	124.5	86.8	
完成液浓度 $x_i/\%$	15.1	20	30	
蒸发量 $W_i/\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	2332.0	2425.0	2444.6	
蒸汽消耗 $D/\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	2507.5			
传热面积 S_i/m^2	84.26	84.26	84.26	

四、成果特点

(1) 本设计是依据工作和操作条件的实际的消费需求, 确定选择并流式的工艺流程, 此设计的主要目的是为了对蒸发过程中产生的第二次蒸汽进行再一次新的利用, 实现降低蒸汽消耗的

一个目标，从而提高蒸发装置安装的经济性。

(2) 中央循环管式蒸发器具备制作方便、构造简单紧凑、传热效果好等长处，使用范围非常广泛，并且其有“标准蒸发器”的一个名称。

五、收获与体会

(一) 收获

通过本次设计，我更加了解了三效逆流蒸发器的工作原理和优缺点；我初步掌握了蒸发操作单元与中央循环管式蒸发器的基本程序和方法，提升了我搜索相关资料的准确性和整合资料的能力。经历这次设计，在查阅资料时我可以做到快速准确检索，节省了设计时间，综合运用了自己所学的知识，特别是应用化工原理相关知识来解决化工相关实际问题，为以后从事化工工作打下基础。

(二) 体会

在这次的设计中我遇到许多困惑，除了经过我的努力和探索以外更多是老师的帮助和同事的解答才使我完成任务，当然在我无数次的询问下，指导老师也非常好愿意帮助我，从没嫌弃过我，更是使我更加自信的完成这一切，这次也是我的新的体验，在这里我非常感谢！在以上的设计中我更是收获非常多，让我对公示有了近一步了解不说更多的是去运用和计算.除此之外也使我发现自己的优点，在多么困难的条件下我都能在不懂的地方向其他人提出问题。当然谢谢哪些曾经给过我帮我得朋友。对我的知识储备也是一个很好的丰富，有个这次的设计我希望在以后我也能单独的完成更多的设计，这样是对自己的挑战，是自我成功的第一步，这次的的地地基打的好，才会帮助我变成完美的我。

参考文献

- [1] 管国锋、赵汝溥主编《化工原理（第四版）》化学工业出版社 2015 年作
- [2] 封雪祺主编《二效顺流蒸发装置运行工艺简述》 化学工业出版社 2016 年 03 期
- [3] 赵海宝主编《《双效蒸发器的节能改造》化学工业出版社，2016 年 08 期
- [4] 化学工主编《艺设计手册--化工单元设备的工艺计算》化学工业出版社 2011-01-24
- [5] 李国庭、陈焕章《化工设计概论》第二版、化学工业出版社 2016 年 3 月