

華東理工大學

# 《化工原理》 换热器设计报告

学 院    化学与分子工程学院

系 别



专 业



班 级



学 号



姓 名

苏



化 工 学 院

## 摘 要

在众多工业领域，尤其是在化学与石油加工行业中，换热器是进行热能管理的关键设备。这些设备根据其工作原理大致可分为三类：直接接触式、蓄能式和间壁式换热器。绝大多数（据估计为99%）的工业应用均采用间壁式换热器。

在间壁式换热器中，管壳式换热器仍是一项核心技术。其经久不衰的地位归功于其高度的可靠性与操作的灵活性。尽管有更新的技术出现，但其主要优点包括结构简单耐用、兼容多种材料，以及在高温高压工况下的卓越性能。本设计报告旨在解决一个特定的工程问题：对指定的有机液体进行冷却。该项目涉及系统地选择一台合适的管壳式换热器，并为其配备兼容的离心泵，以及设计一套功能性的管路系统以满足工艺要求。报告全文详细阐述了支撑最终设计选型的计算过程。

本工程设计的主要目标是将流量为  $1.70 \text{ kg/s}$  的液态有机物料从初始温度  $78^\circ\text{C}$  冷却至最终温度  $60^\circ\text{C}$ 。冷却介质选用水，其入口温度  $18^\circ\text{C}$ ，设计出口温度为  $45^\circ\text{C}$ 。此冷却过程所需的全热负荷经计算为  $839.16 \text{ kW}$ 。

项目选用了一台管壳式换热器，其中高温有机液体走壳程，冷却水走管程，并采用逆流形式以实现最高的热交换效率，同时根据相关性能参数设计了相关管路，并选取了适用的离心泵。

# 目录

1 课程设计任务书	1
1.1 课题	1
1.2 工艺要求	1
1.3 流程	1
1.4 有机物物理性质参数	2
2 设计结果	2
2.1 设计说明	2
2.1.1 换热器说明	2
2.1.2 管路设计与离心泵选择	2
2.2 计算结果明细	2
2.2.1 管壳式换热器规格	2
2.2.2 离心泵型号和规格	3
2.2.3 计算数据结果记录	3
3 设计、计算过程	4
3.1 选择合适的换热器	4
3.1.1 热力学数据的获取	4
3.1.2 计算热负荷 $Q$ ，循环水流量 $q_{m2}$	4
3.1.3 计算和	5
3.1.4 估算换热面积与换热器初步选型	5
3.1.5 计算管程压降与给热系数	6
3.1.6 计算壳程压降与给热系数	6
3.1.7 计算传热系数 $K$	7
3.1.8 复核传热面积	8
3.2 管路设计与离心泵选取	8
3.2.1 管径选择	8
3.2.2 压头计算	9
4 参考文献	10
5 附录	10

## 0 关于本文档

本文档基于2014级丛自豪学长/学姐相关文档写成，若有侵权请联系；

本文档遵循CC BY-NC-SA协议共享，关于该协议的更多信息，请访问其[官方说明文档](#)。

已上传至GitHub项目[ECUST-CourseShare](#)与[作者个人github项目](#)。若需要联系我，请经由[我个人的GitHub项目](#)（即ECUST\_MISC）提交Issue，我会在收到通知后尽快回复。

本文档使用Pages文稿写成，该格式需要由iOS/iPadOS/macOS或其它兼容系统经Pages文稿app打开。若你需要该源文件，请访问上述两个GitHub链接。

# 1 课程设计任务书

班级: XXXX 姓名: XXXX 学号: XXXX 任课教师: XXXX

## 1.1 课题

管壳式换热器选型

## 1.2 工艺要求

- (1) 要求将温度为 $78^{\circ}\text{C}$ 的某液态有机物冷却至 $60^{\circ}\text{C}$ , 此有机物的流量为 $21\text{kg/s}$ 。
- (2) 选用一个合适的换热器;
- (3) 合理安排操作管路;
- (4) 选择一台合适的离心泵;
- (5) 冷却水: 初温 $t_1 = 18^{\circ}\text{C}$ ,  $t_2 \leq 45^{\circ}\text{C}$ ; 推动力大于 $10^{\circ}\text{C}$ ;  $\Delta t_m > 10^{\circ}\text{C}$
- (6) 操作条件: 换热器管壳两侧的压降皆不应超过 $0.1\text{MPa}$ 。

## 1.3 流程

管路布置如图1-1, 泵进口管长 $L_{\text{进}} = 5\text{ m}$ , 泵出口管长 $L_{\text{出}} = 15\text{ m}$  (均不包括局部阻力损失)。

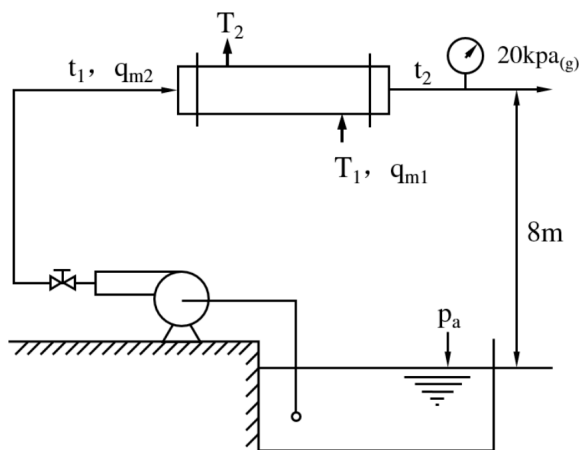


图 1-1 管路布置示意图

1.4 有机物物理性质参数

表1-1 69℃时有机物物性参数

参数	$\rho /(\text{kg}/\text{m}^3)$	$\mu /(\text{mPa} \cdot \text{s})$	$C_p /(\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1})$	$\lambda /(\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1})$
数值	997	0.6	2.22	0.16

2 设计结果

2.1 设计说明

2.1.1 换热器说明

需要冷却的有机物走壳程，冷却剂走管程；有机物采取逆流的方式；本设计中采用3m长， $\varphi 25 \times 2.5\text{mm}$ ，正三角形错列排列形式的管子，并且使用多管程。

2.1.2 管路设计与离心泵选择

管路选择 $\varphi 95 \times 4.0\text{mm}$ 的无缝钢管，至少使用下列零件：底阀 1 个；标准  $90^\circ$  弯头 3 个；球心阀 1 个。由于计算所得有效压头为 14.29 m，流量为  $26.96\text{m}^3/\text{h}$ ，根据离心泵特性曲线和工作点，选取型号为IS 65-40-250的离心泵。

2.2 计算结果明细

2.2.1 管壳式换热器规格

表2-1 管壳式换热器规格参数

参数	单位	数值	参数	单位	数值
公称直径 DN	mm	600	管程流通面积 $\varphi 25 \times 2.5\text{mm}$	$\text{m}^2$	0.0174
公称压力 PN	MPa	1.60	管心距	mm	31.25
管程数 N	-	4	换热管长度L	mm	3000
管子根数 n	根	222	换热面积	$\text{m}^2$	50.5
中心排管数	根	17	-	-	-

2.2.2 离心泵型号和规格

表2-2 离心泵型号与规格

型号	转速	流量		扬程 $H/m$	效率 $\eta/\%$	功率/ $kW$		必需气蚀 量 $(NPSH)/m$	质量 (泵/底座) $/kg$
		$m^3/h$	$L/s$			轴功率	电机功率		
IS 65-40-250	2900	15	4.17	82	37	9.05		2.0	82/110
		25	6.94	80	50	10.89	15	2.0	
		30	8.33	78	53	12.02		2.5	

2.2.3 计算数据结果记录

表2-3 计算数据结果

项目	值	单位
冷却剂出口温度 $t_2$	45	$^{\circ}C$
循环水定性温度 $t_m$	31.5	$^{\circ}C$
热负荷 $Q$	839.16	$kW$
冷却水质量流量 $q_{m2}$	7.45	$kg/s$
并流对数平均温差 $\Delta t_{m1}$	32.46	$^{\circ}C$
逆流对数平均温差 $\Delta t_{m2}$	37.32	$^{\circ}C$
估算换热面积 $A_{估}$	44.97	$m^2$
管程流动面积 $A_1$	0.0049	$m^2$
管内冷却水流速 $u_l$	0.43	$m/s$
管程给热系数 $\alpha_i$	2304.95	$W/(m^2 \cdot ^{\circ}C)$
摩擦系数 $\lambda$	0.035	
管程压降 $\Delta \mathcal{P}_l$	25880	Pa
壳程流动面积 $A_2$	0.054	$m^2$
壳程有机物流速 $u_o$	0.39	$m/s$
当量直径 $d_e$	0.018	$m$
壳程给热系数 $\alpha_o$	1055.67	$W/(m^2 \cdot ^{\circ}C)$
壳程压降 $\Delta \mathcal{P}_o$	140.28	Pa

项目	值	单位
核算传热系数 $K$	524.27	$W/(m^2 \cdot ^\circ C)$
校核传热面积 $A$	49.31	$m^2$
冷却水流量 $q_v$	7.48	$m^3/h$
总局部阻力系数 $\Sigma\xi$	21.55	
阻力损失 $H_f$	4.56	$m$
压头/扬程 $H_e$	14.69	$m$

### 3 设计、计算过程

#### 3.1 选择合适的换热器

##### 3.1.1 热力学数据的获取

冷却剂：水， $t_1 = 18^\circ C$ ， $t_2 = 45^\circ C$ ，定性温度：

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{18^\circ C + 45^\circ C}{2} = 31.5^\circ C$$

有机物： $T_1 = 78^\circ C$ ， $T_2 = 60^\circ C$ ，定性温度：

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{78^\circ C + 60^\circ C}{2} = 69^\circ C$$

两流体温差为 $T_m - t_m = 69^\circ C - 31.5^\circ C = 37.5^\circ C$ ；

在定性温度下，两流体的物理性质如表3-1所示：

表3-1 有机物和冷却用水在定性温度下的物理性质

流体 \ 参数	定性温度 $t_m/^\circ C$	密度 $\rho/(kg/m^3)$	粘度 $\mu/(mPa \cdot s)$	比热容 $C_p/(kJ \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ C^{-1})$	导热系数 $\lambda/(W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1})$
有机物	69	997	0.6	2.22	0.16
水	31.5	995.6	0.8012	4.144	0.6152

##### 3.1.2 计算热负荷Q，循环水流速 $q_{m2}$

由热量衡算：

$$Q = q_{m1}C_{p1}(T_1 - T_2) = 21 \times 2.22 \times (78 - 60) = 839.16kW$$

$$q_{m2} = \frac{Q}{C_{p2}(t_2 - t_1)} = \frac{839.16}{4.174 \times (45 - 18)} = 7.4461kg/s$$



3.1.3 计算 $\Delta t_m$ 和 $K_{估}$

并流条件下：

$$\Delta t_1 = T_1 - t_1 = 78 - 18 = 60^{\circ}C$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_2 = 60 - 45 = 15^{\circ}C$$

则可计算出并流条件下的 $\Delta t_m$ ：

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{60 - 15}{\ln \frac{60}{15}} = 32.46^{\circ}C$$

逆流条件下：

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 78 - 45 = 33^{\circ}C$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 60 - 18 = 42^{\circ}C$$

则可计算出逆流条件下的 $\Delta t_m$ ：

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{33 - 42}{\ln \frac{33}{42}} = 37.32^{\circ}C$$

令管程走循环水、壳程走有机物，总传热系数 $K$ 暂取 $500W/(m^2 \cdot ^{\circ}C)$

3.1.4 估算换热面积与换热器初步选型

根据暂取的总传热系数 $K$ ，估算换热面积：

$$A_{估} = \frac{Q}{K \Psi \Delta t_m} = \frac{839.16 \times 10^3}{500 \times 1 \times 37.32} = 44.9711m^2$$

根据 $A_{估}$ ，查阅附录，选择换热器相关参数如表3-2所列。采用正三角形排列。

表3-2 管壳式换热器规格参数

参数	单位	数值	参数	单位	数值
公称直径 DN	mm	600	管程流通面积 $\varphi 25 \times 2.5mm$	m <sup>2</sup>	0.0174
公称压力 PN	MPa	1.60	管心距	mm	31.25
管程数 N	-	4	换热管长度L	mm	3000
管子根数 n	根	222	换热面积	m <sup>2</sup>	50.5
中心排管数	根	17	-	-	-

### 3.1.5 计算管程压降 $\Delta P$ 与给热系数 $\alpha_i$

由表3-2换热器规格参数可知，管程流动面积 $A_1 = 0.0049m^2$

基于此，可计算循环水流速：

$$q_{m2} = \frac{Q}{C_{p2}(t_2 - t_1)} = \frac{839.16}{4.174 \times (45 - 18)} = 7.4461 kg/s$$

$$u_1 = \frac{q_{m2}}{\rho_2 A_1} = \frac{7.4461}{995.6 \times 0.0174} = 0.4298 m/s$$

$$Re_i = \frac{d_i u_i \rho_2}{\mu_2} = \frac{0.021 \times 0.4298 \times 995.6}{0.8012 \times 10^{-3}} = 11215.78$$

管程给热系数 $\alpha_i$ 计算方法如下：

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re_i^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re_i^{0.8} \left( \frac{C_{pi} \mu_i}{\lambda} \right)^{0.4}$$

$$= 0.023 \times \frac{0.6152}{0.021} \times 11215.78^{0.8} \times \left( \frac{4.174 \times 10^3 \times 0.8012 \times 10^{-3}}{0.6152} \right)^{0.4}$$

$$= 2304.95 W/(m^2 \cdot ^\circ C)$$

取钢管管壁粗糙度为0.1mm，则：

$$\lambda = 0.1 \left( \frac{e}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.1 \left( \frac{0.1}{21} + \frac{68}{11215.78} \right)^{0.23} = 0.035$$

进一步计算管程压降 $\Delta P$ ：

$$\Delta P = \left( \lambda \frac{l}{d} + 3 \right) f_t N_p \frac{\rho u_i^2}{2}$$

$$= \left( 0.035 \times \frac{3}{0.021} + 3 \right) \times 1.5 \times 1 \times \frac{995.6 \times 0.4298^2}{2}$$

$$= 1103.49 Pa < 0.1 MPa$$

### 3.1.6 计算壳程压降 $\Delta P$ 与给热系数 $\alpha_o$

取挡板间距 $B = 0.45m$ ，则有：

$$A'_2 = BD \left( 1 - \frac{d_o}{l} \right) = 0.45 \times 0.60 \times \left( 1 - \frac{0.025}{0.03125} \right) = 0.054 m^2$$

$$u'_0 = \frac{q_{m1}}{A'_2 \rho} = \frac{21}{0.054 \times 997} = 0.39 m/s$$

$$d_e = \frac{4 \left( \frac{\sqrt{3}}{2} l^2 - \frac{\pi}{4} d_0^2 \right)}{\pi d_o} = \frac{4 \left( \frac{\sqrt{3}}{2} \times 0.03125^2 - \frac{\pi}{4} \times 0.025^2 \right)}{\pi \times 0.025} = 0.01807 m$$

$$Re_o = \frac{d_e u'_o \rho}{\mu} = \frac{0.01807 \times 0.39 \times 997}{0.6171 \times 10^{-3}} = 11385.769$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\lambda} = \frac{2.22 \times 10^3 \times 0.6 \times 10^{-3}}{0.16} = 8.325$$

在壳程中，有机物被冷却

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 0.96$$

进而计算 $\alpha_o$

$$\begin{aligned}\alpha_o &= 0.36 \frac{\lambda}{d_e} Re^{0.55} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \\ &= 0.36 \times \frac{0.16}{0.01807} \times 11385.769^{0.55} \times 8.325^{\frac{1}{3}} \times 0.96 \\ &= 1055.673 W/(m^2 \cdot ^\circ C)\end{aligned}$$

取折流挡板间距 $B = 0.45m$ ，管束中心线管数 $N_{TC} = 5$ ，可计算壳程流动面积 $A_2$ ：

$$A_2 = B(D - N_{TC}d_o) = 0.45 \times (0.60 - 5 \times 0.025) = 0.21375m^2$$

$$u_o = \frac{q_{m1}}{\rho A_2} = \frac{21}{997 \times 0.21375} = 0.0985m/s$$

$$Re = \frac{d_o u_o \rho}{\mu} = \frac{0.025 \times 0.0985 \times 997}{0.6171 \times 10^{-3}} = 3978.47$$

又因为 $Re > 500$ ，因此有：

$$f_0 = 5Re^{-0.228} = 5 \times 3978.47^{-0.228} = 0.7555$$

又由三角形排列，有 $F = 0.5$ ， $f_s = 1.15$ ，计算挡板数：

$$N_B = \frac{L}{B} - 1 = \frac{3}{0.45} - 1 = 6$$

计算壳程压降 $\Delta P$ ：

$$\begin{aligned}\Delta P &= [Ff_0N_{TC}(N_B + 1) + N_B(3.5 - \frac{2B}{D})]f_s \frac{u_o^2}{2} \rho \\ &= [0.5 \times 0.7555 \times 5 \times (6 + 1) + 6 \times (3.5 - \frac{2 \times 0.45}{0.60})] \times 1.15 \times \frac{0.0985^2}{2} \times 997 \\ &= 140.282Pa < 0.1MPa\end{aligned}$$

### 3.1.7 计算传热系数K

管外侧污垢热阻 $R_o = 0.000172m^2 \cdot ^\circ C/W$

管内侧污垢热阻 $R_i = 0.0003439m^2 \cdot ^\circ C / W$

取钢管壁厚 $\delta = 2 \times 10^{-3}m$ ，导热率 $\lambda = 380W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$

由此可计算传热系数K:

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + R_o + \frac{\delta}{\lambda} + R_i + \frac{1}{\alpha_o}} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{2304.95} + 0.000172 + \frac{2 \times 10^{-3}}{380} + 0.000349 + \frac{1}{1055.673}} \\ &= 524.27W/(m^2 \cdot ^\circ C) \end{aligned}$$

### 3.1.8 复核传热面积

基于上述所有计算，可以得到传热面积:

$$A = \frac{Q}{K\psi\Delta t_m} = \frac{839.16 \times 10^3}{524.27 \times 1 \times 32.46} = 49.31m^2$$

本文所选换热器面积为:  $A_0 = 50.5m^2$ ，符合相关规范要求。

## 3.2 管路设计与离心泵选取

### 3.2.1 管径选择

$$q_{m2} = 7.4461kg/s$$

$$q_v = \frac{q_{m2}}{\rho} = \frac{7.4461}{995.6} = 7.4790m^3/h$$

取水的经济流速 $u = 1.4m/s$ 进行计算:

$$A_l = \frac{q_{m2}}{\rho u} = \frac{7.4461}{995.6 \times 1.4} = 0.005342m^2$$

又由 $A_l = \frac{\pi}{4}d_l^2$ ，可以计算得到 $d_l$ :

$$d_l = \sqrt{\frac{4A_l}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.005342}{3.14159}} = 82.47mm$$

因此，基于GB/T 17395-2008，选择外径 $d_o = 95mm$ 的普通无缝钢管，壁厚选择4.0mm，实际内径 $d_l = 87mm$ 。基于管道选择，代回计算流速 $u$ :

$$u_w = \frac{4q_{m2}}{\rho\pi d_l^2} = \frac{4 \times 7.4461}{995.6 \times 3.14159 \times 0.087^2} = 1.26m/s$$

计算结果在经济流速范围之内，故确定：

钢管型号φ95 × 4.0mm

流速 $u_w = 1.26m/s$

3.2.2 压头计算

如图1-1所示，从水槽液面到压力表处列伯努利方程：

$$\frac{P_a}{\rho g} + H_e = \frac{P_2}{\rho g} + \Delta z + \frac{u^2}{2g} + H_f$$

因使用无缝钢管，取 $\varepsilon = 0.15mm$ ， $\varepsilon/d = 0.006$ ，计算雷诺数：

$$Re = \frac{d_l u \rho}{\mu} = \frac{0.087 \times 1.26 \times 995.6}{0.8012 \times 10^{-3}} = 136217.76$$

查询莫迪图，得到 $\lambda = 0.034$ 。

局部阻力核算如表3-3所示：

表3-3 局部阻力核算

项目	数量	$\xi$
底阀	1	8.5
标准90度弯头	3	0.75
球型阀	1	9.5
流入换热器	1	$(1 - A_1/A_2)^2$
流出换热器	1	$0.5(1 - A_1/A_2)$

则总局部阻力损失为：

$$\Sigma \xi = 8.5 + 0.75 \times 3 + 9.5 + 0.8438 + 0.4593 = 21.55$$

换热器总压降 $\Delta \mathcal{P} = 26147.7Pa$

带入伯努利方程：

$$\begin{aligned} H_f &= \left( \lambda \frac{l}{d} + \Sigma \xi \right) \frac{u^2}{2g} + \frac{\Delta \mathcal{P}}{\rho g} \\ &= \left( 0.034 \times \frac{15 + 5}{0.087} + 21.55 \right) \times \frac{1.26^2}{2 \times 9.81} + \frac{26147.7}{995.6 \times 9.81} = 4.56m \\ H_e &= \frac{P_2 - P_a}{\rho g} + \Delta z + \frac{u^2}{2g} + H_f = \frac{20000}{995.6 \times 9.81} + 8 + \frac{1.26^2}{2 \times 9.81} + 4.56 \\ &= 14.69m \end{aligned}$$

$$q_v = uA = 1.26 \times \frac{3.14159}{4} \times 0.087^2 \times 3600 = 26.96 m^3/h$$

根据上述参数，选择型号为IS 65-40-250的IS型单级单吸离心泵。

## 4 参考文献

[1] 陈敏恒，丛德滋，方图南，齐鸣斋，潘鹤林，黄 婕.化工原理（上册）第五版[M].  
北京：化学工业出版社，2020

## 5 附录

附件1: 化工原理（上）课程设计任务书（另附）