

目录

1 前言.....	4
1.1 换热器的应用:.....	4
1.2 固定式管板换热器简介:.....	4
2 工艺计算.....	5
2.1 设计任务书.....	5
2.2 设计方案.....	5
2.3 确定物性数据.....	5
2.4 估算传热面积.....	6
2.5 工艺结构尺寸.....	7
2.6 换热器核算.....	10
2.6.1 热流量核算.....	10
2.6.2 壁温核算.....	12
2.7 换热器内流体的流动阻力.....	12
2.7.1 管程阻力 ΔP_t	12
2.7.2 壳程阻力 ΔP_s	13
2.8 换热器的主要结构尺寸和计算结果.....	14
3 换热器结构与强度校核.....	16
3.1 壳体与管箱厚度的确定.....	16
3.1.1 壳体和管箱材料的选择.....	16

3.1.2 圆筒壳体厚度的计算及校核	16
3.1.3 管箱厚度计算及校核	17
3.2 隔板	18
3.3 接管设计	19
3.3.1 壳程接管	19
3.3.1 管程接管	20
3.3.2 排液口、排气口	21
3.4 开孔补强	21
3.5 法兰与垫片	21
3.5.1 管箱法兰与封头法兰	21
3.5.2 垫片	22
3.6 管板设计	23
3.6.1 管板厚度设计	23
3.6.2 换热管与管板连接方式	24
3.6.3 换热管与管板连接拉脱力校核	24
3.6.4 管板与筒体连接方式	25
3.6.5 管板尺寸	25
3.7 接管位置确定	25
3.7.1 壳程接管位置的最小尺寸	25
3.7.2 管程接管位置的最小尺寸	26
3.8 管箱和封头长度及与筒体的连接方式	26

3.9 折流板	27
3.9.1 折流板的形式和尺寸	27
3.9.3 折流板的布置	27
3.10 拉杆、定距管	27
3.10.1 拉杆尺寸	28
3.10.2 定距管	28
3.11 防冲板	29
3.12 旁路挡板	29
3.13 保温层	29
3.14 鞍座	29
3.14.1 鞍座安装尺寸	29
3.14.2 鞍座尺寸:	29
总结	31
参考文献	32

1 前言

1.1 换热器的应用:

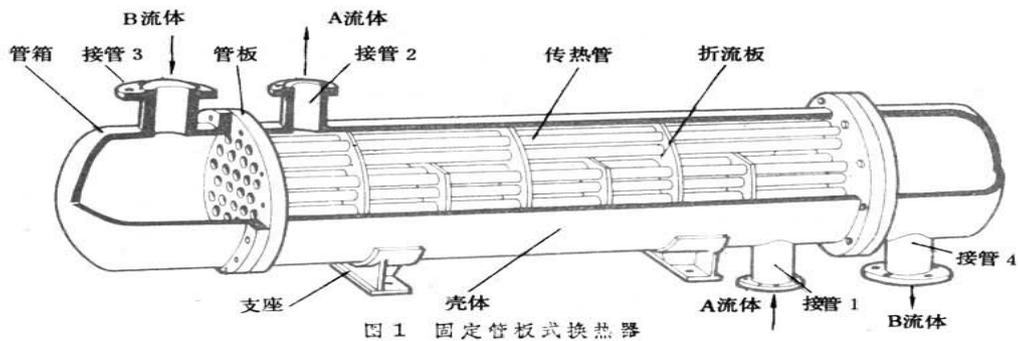
在工业生产中，换热器的主要作用是将能量由温度较高的流体传递给温度较低的流体，是流体温度达到工艺流程规定的指标，以满足工艺流程上的需要。此外，换热器也是回收余热、废热特别是低位热能的有效装置。例如，高炉炉气（约 1600℃）的余热，通过余热锅炉可生产压力蒸汽，作为供汽、供热等的辅助能源，从而提高热能的总利用率，降低燃料消耗，提高工业生产经济效益。本此设计正是要利用换热器降低甲苯的温度，从而获取热量用以供热，洗澡等。这样不仅节约了能源，同时也合理利用了资源，带来了额外的经济价值。

随着我国工业的不断发展，对能源利用、开发和节约的要求不断提高，因而对换热器的要求也日益加强。换热器的设计、制造、结构改进及传热极力的研究十分活跃，一些新型高效换热器相继面世。

1.2 固定式管板换热器简介:

固定管板式换热器：其结构如图 1

所示。换热器的管端以焊接或胀接的方法固定在两块管板上，而管板则以焊接的方法与壳体相连。与其它型式的管壳式换热器相比，结构简单，当壳体直径相同时，可安排更多的管子，也便于分程，同时制造成本较低。由于不存在弯管部分，管内不易积聚污垢，即使产生污垢也便于清洗。如果管子发生泄漏或损坏，也便于进行堵管或换管，但无法在管子的外表面进行机械清洗，且难以检查，不适宜处理脏的或有腐蚀性的介质。更主要的缺点是当壳体与管子的壁温或材料的线膨胀系数相差较大时，在壳体与管中将产生较大的温差应力，因此为了减少温差应力，通常需在壳体上设置膨胀节，利用膨胀节在外力作用下产生较大变形的能力来降低管束与壳体中的温差应力。



2 工艺计算

2.1 设计任务书

设计类型:固定管板式换热器

设计基本参数:

某车间预将甲苯从 115°C 冷却到 70°C, 冷却剂选用 20°C 的地下水, 已知水走管程, 甲苯走壳程。冷却水的出口温度为 45°C。甲苯侧热阻取 0.0001 m²·°C/W, 水侧热阻取 0.00021 m²·°C/W。请选择合适的列管换热器, 要求两侧压降不大于 101.33 kPa。已知定性温度下水和甲苯的物性参数如下表所示。

介质	比热, kJ/kg·°C	导热系数, W/m·°C	密度, kg/m ³	黏度, Pa·s
水	4.26	0.618	983	0.0005
甲苯	1.85	0.123	812	0.0002

甲苯的处理量: 24834 kg/h

2.2 设计方案

(1) 水温选择: 本次设计考虑到经济和设备安全问题, 选择水的进口温度为常温 20°C, 出口温度为 45°C。

(2) 流程安排: 由于本次设计的热流体甲苯的温度较高, 而且水的腐蚀性和结垢性高于甲苯, 所以选择甲苯走管程, 水走壳程。

2.3 确定物性数据

定性温度: 对于一般的甲苯和水等低粘度流体, 其定性温度可取流体进出口温度的平均值。故

壳程甲苯的定性温度为: $T = (115 + 70) / 2 = 92.5^\circ\text{C}$

管程水的定性温度为: $t = (45 + 20) / 2 = 32.5^\circ\text{C}$

根据定性温度查取有关物性数据, 得到甲苯和水的物性数据分别如下:

甲苯在 92.5°C 下的物性数据为:

密度 $\rho_1=983 \text{ Kg/m}^3$

定压比热容 $CP1=1.85 \text{ KJ}/(\text{Kg}\cdot^\circ\text{C})$

热导率 $\lambda_1=0.123 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$

粘度 $\mu_1=0.2 \text{ mPa}\cdot\text{s}$

冷却软水在 40°C 的物性数据为:

密度 $\rho_2 =983 \text{ Kg/m}^3$

定压比热容 $Cp2=4.26 \text{ KJ}/(\text{Kg}\cdot^\circ\text{C})$

热导率 $\lambda_2=0.618 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$

粘度 $\lambda_2=0.5\text{mPa}\cdot\text{s}$

2.4 估算传热面积

热侧：进口温度 $T_1=115^\circ\text{C}$ ，出口温度为 $T_2=70^\circ\text{C}$ 流量为 $m_1=24834\text{Kg/h}$ ；冷侧：进口温度为 $t_1=20^\circ\text{C}$ ，出口温度为 $t_2=45^\circ\text{C}$ 。

传热计算（热负荷计算）

热负荷： $Q=m_1CP_1\rho_1(T_1-T_2)=m_2CP_2\rho_2(t_2-t_1)$

式中： m_2, m_1 ——冷热流体的质量流量， kg/s ；

CP_2, Cp_1 ——冷热流体的定压比热， $\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{k})$ ；

t_1, t_2 ——冷流体的进、出口温度， k ；

T_1, T_2 ——热流体的进、出口温度 k

(1) 热流量

依据式 $Q_1=m_1Cp_1\Delta T$ 有

$Q_1=m_1Cp_1\Delta T=24834\times 1.85\times 10^3\times 45=2067430500$

$\text{KJ/h}=574286.25\text{KW}$

$Q_1=574286.25\text{K}$

W

(2) 平均传热温度差

先按逆流计算,依下式得:

甲苯: $115^{\circ}\text{C} \rightarrow 70^{\circ}\text{C}$

水: $60^{\circ}\text{C} \leftarrow 20^{\circ}\text{C}$

$$\text{从而 } \Delta t_m' = \frac{(115-70)-(45-20)}{\ln \frac{115-70}{45-20}} = 24.7^{\circ}\text{C}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{115 - 70}{45 - 20} = 2.25$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{45 - 20}{115 - 70} = 0.44$$

查有关温差校正系数表, 可得温度校正系数 $\phi_{\Delta t} = 0.82$, 所以校正后温度为 $\Delta t_m = \Delta t_m' \phi_{\Delta t} = 24.7 \times 0.82 = 20.25$,

$m_2 = 172113589.1$

25 Kg/h

(3) 传热面积

$$S = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{574286.25}{300 \times 24.7} = 77.50 \text{ m}^2$$

选取 $K=300$, 则估算的传热面积为:

$u=0.2 \text{ m/s}$

(4) 冷水用量

$$m_2 = Q / (\Delta t \cdot C_{p2}) = 2067430500 / (1.85 \times 10^3 \times 20) = 55876.5 \text{ Kg/h}$$

2.5 工艺结构尺寸

(1) 管径和管内流速

选用 $\Phi 25 \times 2.5$ 碳钢传热管, 取管内流速 $u=0.2 \text{ m/s}$

(2) 管程数与传热管数

依据下式确定换热管的单程管字数:

$$n_s = V \pi 4 d_i 2 u$$

式中 n_s —单程管子数

V —管程流体的体积流量, m^3/s

d_i —传热管直径, mm

u —管内流体流速, m/s

则

$$ns = \sqrt{V \pi 4 d_i^2 u} = 248349832 \times 34600.785 \times 0.022 \times 0.2 = 41.21 \approx 42$$

$$ns = 42$$

按单管管程计算,所需长度

$$L = A_p \pi d_0 ns = 9.483.14 \times 0.025 \times 42 = 2.87 \text{ m}$$

$$L = 2.87 \text{ m}$$

取管长 $L = 1600 \text{ mm}$, 则

$$L = 1600 \text{ mm}$$

$A_p = 2.87 \times 1.5 = 2$ 管程

$$A_p = 2$$

$N_s = 9.483.14 \times 0.025 \times 1.5 = 80.5 \approx 81$ 根

$$N_s = 81 \text{ 根}$$

(3) 平均传热温差校正及壳程数

$$R = T_1 - T_2 / t_2 - t_1 = 210 - 70 / 60 - 20 = 1.25$$

$$R = 1.25$$

$$P = 60 - 20 / 115 - 20 = 0.19$$

$$P = 0.19$$

按单壳程、双管程结构,查得: $\epsilon \Delta t = 0.97$

平均传热温差

$$\epsilon \Delta t = 0.97$$

$$\Delta t_m = \epsilon \Delta t \cdot \Delta t_m = 0.97 \times 160.82 = 156.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = 156.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(4) 传热管排列和分程方法

采用组合排列法,即每程内均按正三角形排列,隔板两侧采用正方形排列。

取中心距 $a = 1.25 d_0$, 则

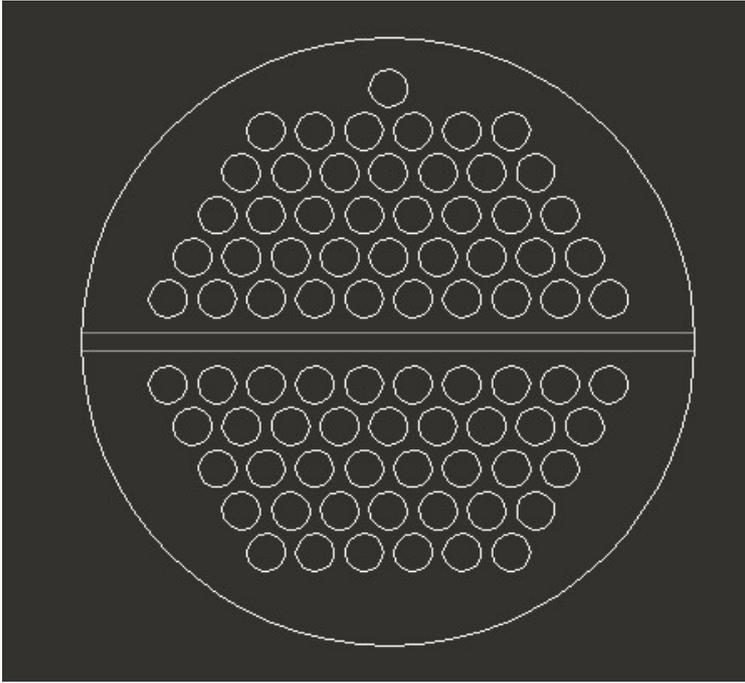
$$a = 1.25 \times 25 = 31.25 \approx 32 \text{ mm}$$

隔板中心到离其最近的管子中心距离为:

$$S = a/2 + 6 = 32/2 + 6 = 22 \text{ mm}$$

$$a = 32 \text{ mm}$$

则各相邻管的管心距为 $t = 2S = 44 \text{ mm}$,管束的分程方法,一程为 40 根,另外一程为 41 根,排管图如下所示:



$$S=22\text{mm}$$

$$t=44\text{mm}$$

(5) 壳体内径

采用双管程结构，壳体内径可按正方形排列估算。取管板利用率 $\eta=0.7$ ，则壳体内径为：

$$\eta=0.7$$

$$D=1.05aNT\eta=1.05\times 32810.7=361.44\text{mm}$$

按卷制壳体的进级档 60~100，取 $D=400\text{mm}$

$$D=400\text{mm}$$

(6) 折流板

本次设计采用单弓形折流板，却弓形折流板的圆缺高度为壳体内径的 1/4，则 h 为 $h=0.25D=0.25\times 400=100\text{mm}$

$$h=100\text{mm}$$

取折流板间距 $B=0.4D=160\text{mm}$

$$B=160$$

则折流板的数目为

$$N=DB-1=8.37\approx 8 \text{ 根}$$

但是根据实际接管的位置及布局,最终根据画图所得取 $N=7$ 块

$N=7$ 块

2.6 换热器核算

2.6.1 热流量核算

1) 壳程表面传热系数 a_0

用克恩法计算:

$$a_0=0.36\lambda de Re^{0.55} Pr^{1/3} \mu_w^{1.14}$$

当量直径,按三角形排列计算:

$$d_e=4 \times 32 \text{pt}^2 - \pi 4 d_o^2 / 2\pi d_o = 4 \times 32 \times 0.042^2 - \pi 4 \times 0.0322^2 / 2\pi \times 0.032 = 0.02 \text{m}$$

壳程流通截面积

$$S_0 = B \cdot D_1 - d_0 a = 0.16 \times 0.41 - 0.026 \times 0.032 = 0.014 \text{m}^2$$

$$d_e = 0.02 \text{m}$$

壳体流速和雷诺数分别为

$$u_0 = V_0 / S_0 = 5258.5 / (3460 \times 983) / 0.014 = 0.105 \text{m/s}$$

$$S_0 = 0.014 \text{m}^2$$

$$Re = d_e u_0 \rho \mu = 0.020 \times 0.105 \times 9830.5 \times 10^{-3} = 3190$$

普朗特系数查得 $Pr=4.31$

$$u_0 = 0.0105 \text{m/s}$$

粘度校正 $\mu_w \approx 1$, 则:

$$Re = 3190$$

$$a_0 = 0.36 \times 0.670 / 0.020 \times 3190^{0.55} \times 4.31^{1/3} \times 10.14 = 1562.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$Pr = 4.31$$

2) 管内表面传热系数 α_i (无相变)

$$\mu_w \approx 1$$

$$\alpha_i = 0.023 \lambda_i d_i Re^{0.8} Pr^n$$

$$a_0 = 1562.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

管内流体被冷却, $n=0.3$

管程流速和雷诺数分别为

$$n = 0.3$$

$$u_i = V_i / S_i = 24834 / 3460 / 9830.785 \times 0.022 \times 81 / 2 = 0.204 \text{m/s}$$

$$Re=0.02 \times 0.204 \times 9830.2 \times 10^{-3} = 4084.8$$

普朗特系数

$$Pr=2.743 \times 103 \times 0.2 \times 10^{-3} = 13.86$$

$$\alpha_i=0.023 \times 0.1115 \cdot 0.204 \times 4084.8 \cdot 0.8 \times 13.86 \cdot 0.4 = 389.21 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3) 污垢热阻和管壁热阻 按书上 P65 可取

$$\text{管外侧污垢热阻 } R_0=0.26 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$\text{管内侧污垢热阻 } R_i=1.056 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

管壁热阻, 碳钢在 92.5°C 的条件下的热导率为 $\lambda_w=44.19 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$, 所以

$$R_w=b\lambda_w=0.002544 \cdot 19 = 5.66 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

4) 传热总系数 K_C 为

$$K_c=1/d_0\alpha_{di}+R_{id0}/d_i+R_{wd0}/d_m+R_0+1/\alpha_0$$

$$\text{算得 } K_C=182 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

5) 传热面积裕度

传热面积 A_C 为

$$A_C=QK\Delta t_m=243.87 \times 103 \cdot 182 \times 160.82 = 8.33 \text{ m}^2$$

则该换热器的面积裕度为

$$H=AP-ACAC=9.48-8.33/8.33=13.6\%$$

传热面积裕度合适, 该换热器能够完成生产任务。

2.6.2 壁温核算

按最不利的条件计算, 即取两侧污垢热阻为零计算, 热力学平衡公式为

$$Q=\alpha_h A_h (T_m - T_w) = \alpha_c A_c (t_w - t_m)$$

$$u_i=0.204 \text{ m/s}$$

$$Re=4084.8$$

$$Pr=13.86$$

$$\alpha_i=389.21 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$R_0=0.26 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$R_i=1.056 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$R_w=5.66 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$K_C=182 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$A_C=8.33 \text{ m}^2$$

$$H=13.6\%$$

热流体的换热面积为 $A_h = \pi d_0 l = 7.63 \text{ m}^2$

热流体的换热面积为 $A_c = \pi d_i l = 9.53 \text{ m}^2$

1) 传热管壁温 T

$$T_w = 92.5 - 2438707.63 \times 389.21 = 122.87^\circ\text{C}$$

$$t_w = 30 + 2438701562 \times 9.53 = 46.38^\circ\text{C}$$

则热管壁为

$$T = T_w + t_w / 2 = 84.62^\circ\text{C}$$

2) 壳体壁温 t

由于壳程水的温度不高,可近似取为流体的平均温度,则

$$t = t_1 + t_2 / 2 = 40^\circ\text{C}$$

3) 壳体壁温与传热管壁温之差为

$$\Delta T = T - t = 84.62 - 40 = 40.62^\circ\text{C}$$

该温差比较大,需要设置温度补偿设备,所以采用波形膨胀节进行补偿。

2.7 换热器内流体的流动阻力

2.7.1 管程阻力 ΔP_T

$$\Delta P_T = \Delta P_i + \Delta P_r \cdot N \cdot S \cdot n_p \cdot F_s$$

取管程结垢校正系数 $F_s = 1.5$

直管阻力 ΔP_i 为

$$\Delta P_i = \lambda \cdot l \cdot d_p \cdot u^2 = 0.048 \times 1.60 \cdot 0.2 \times 983 \times 0.20422^2 = 51.44 \text{ Pa}$$

局部阻力 ΔP_r 为

$$\Delta P_r = \xi \cdot \rho \cdot u^2 = 3 \times 983 \times 0.20422^2 = 42.87 \text{ Pa}$$

$$A_h = 7.63 \text{ m}^2$$

$$A_c = 9.53 \text{ m}^2$$

$$T_w = 122.87^\circ\text{C}$$

$$t_w = 46.38^\circ\text{C}$$

$$T = 84.62^\circ\text{C}$$

$$t = 40^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 40.62^\circ\text{C}$$

$$F_s = 1.5$$

则

$$\Delta P_t = 51.44 + 42.87 \times 1 \times 2 \times 1.5 = 282.93 \text{ Pa}$$

2.7.2 壳程阻力 ΔP_s

$$\Delta P_s = \Delta P_0 + \Delta P_i N S F_s$$

其中壳程结垢校正系数 $F_s = 1.15$

正方形排列，则：

$$N_T = 1.19 N T_0.5 = 1.19 \times 810.5 = 10.71$$

流通面积

$$S_0 = B D - N T C d_0 = 0.16 \times (0.4 - 10.71 \times 0.02) = 0.029 \text{ m}^2$$

管子排列形式对阻力的影响,正三角形取 $F = 0.5$

壳程流体摩擦因子 f_0 为

$$f_0 = 5 \times \text{Re}^{-0.228} = 5 \times 3191^{-0.228} = 0.794$$

壳程流体横过管束的最小流速为 u_0

$$u_0 = V_0 S_0 = 5258.53460 \times 9830.029 = 0.05 \text{ m/s}$$

$$\Delta P_0 = F f_0 N T C N B + 1 \rho u_0^2 = 47.46 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_i = N B^{3.5} - 2 B D \rho u_0^2 = 26.78 \text{ Pa}$$

则：

$$\Delta P_s = 47.46 + 26.78 \times 1.15 \times 1 = 85.37 \text{ Pa}$$

(3) 总阻力为

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_s = 282.93 + 85.37 = 368.30 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_i = 51.44 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_r = 42.87 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 282.93 \text{ Pa}$$

$$F_s = 1.15$$

$$N_T = 10.71$$

$$S_0 = 0.029 \text{ m}^2$$

$$F = 0.5$$

$$f_0 = 0.794$$

$$u_0 = 0.05 \text{ m/s}$$

$$\Delta P_0 = 47.46 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_i = 26.78 \text{ Pa}$$

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/416040143121010214>