

沈阳化工大学科亚学院

本科毕业设计

题 目： 流量为 220t/h 水—水浮头式换热器

专 业： 过程装备与控制工程

班 级： 过控 1201 班

学生姓名：

指导教师：

论文提交日期： 2016 年 5 月 25 日

论文答辩日期： 2016 年 6 月 6 日

摘要

换热器是进行热交换操作的通用工艺设备，被广泛应用于各个工业部门。特别是在石油和化学工业生产中，常常需要把低温流体加热或者把高温流体冷却，把液体汽化成蒸汽或者把蒸汽冷凝成液体。



全套图纸，加 153893706

本次的设计是一种卧式浮头式换热器，其适用于管束与程壳之间壁差大或壳程的介质容易结垢的地方，并且在各种工业领域中有着相对宽的应用。浮头式换热器主要由管箱，管板，壳体，折流板，传热管，拉杆，钩圈，定距管，浮头盖等组成。浮头换热器的端部被固定的情况下，另一端是浮管板。这样做的好处是热应力小，容易检查，清洗。

浮头式换热器壳程具有单壳和双壳二种，一般为单壳式冷凝器。管程数有二管程，四管程等，本设计采用单壳程，双管程。

为了适应这些新的形势，所以有必要对换热器的设计有一定的了解。文章首先是对换热器的知识进行了概述，对换热器的自身改进进行了讨论；其次主要是对换热器进行总体设计，确定设计类型、结构形式及流程，然后进行换热器的计算，包括初选结构、传热计算和压降计算，工艺计算所得的传热面积是下一步结构设计的前提；再次主要是对换热器进行结构与强度计算，结构设计的任务是根据工艺计算所决定的初步结构数据，进一步设计全部结构尺寸，选定材料并进行强度校核，最后绘成图纸。

关键词：浮头； 换热器； 浮动管板； 传热计算； 强度校核

Abstract

Heat is the general process equipment for exchanging heat, and is used to many kinds of the industrial department. Especially, in petroleum and chemical industry production, we usually needs to heat the hypothermia fluid or cool the hyperthermia fluid, and the fluid vaporize into fume or the fume condensed into fluid.

The design is a horizontal floating head heat exchanger adapted to drive the shell wall between the tubes and the difference is large or medium shell fouling place easily, and has a relatively broad application in various industrial fields. Floating head heat exchanger consists of tube box, tube sheet, shell, baffles, heat transfer tube, rod, hook and loop, fixed pitch pipe, floating

head cover and other components. By the end of the floating head heat exchanger is fixed, the other end of the floating tube sheet. This has the advantage that the thermal stress is small, easy inspection, cleaning. The disadvantage is that more complex structures.

Floating head heat exchanger shell has a single hull and double hull two kinds, usually single-hull condenser. Number of tube has two drive four Cheng et al., The design uses a single shell, double tube.

For adapting the new phase, we must understand the design of heat exchanger. The oneself improvement that article is which make the heat exchanger of the knowledge to proceeds the summarize first, make the heat exchanger proceeded discussion; The next in order and primarily make the heat exchanger the total design, certain design of proceeding the type, construction the form and process, then proceeds craft calculation, and include the primary election construction, transmit heat the calculation with press to decline calculation, craft calculation transmit heating of income area is next move construction premise that design; Again and primarily is which make the heat exchanger to proceeding structural design and compute with the strength, and the structural design to compute the first step construction for decision the data, size of all constructions of further design according to the craft calculation, and make selection the material and proceed strength collate, finally draw diagram paper.

Keywords: heat exchanger; floating tube sheet; heat transfer
calculation; intensity verification

目 录

前言	1
第一章 换热器传热工艺计算	3
1.1 原始数据	3
1.2 定性温度及确定其物性参数	3
1.2.1 管程	3
1.2.2 壳程	3
1.3 传热量与水蒸汽流量计算	4
1.4 有效平均温度	4
1.5 管程换热系数计算	4

1.6 管程结构初步设计	5
1.7 壳程换热系数计算	6
1.8 总传热系数计算	6
1.9 管壁温度计算	7
1.10 管程压力降计算	7
第二章 强度计算	8
2.1 换热管材料及规格的选择和根数确定	8
2.2 确定筒体内径	8
2.3 确定筒体壁厚	9
2.3.1 筒体液压试验	9
2.4 管箱封头厚度计算	10
2.5 浮头侧封头厚度计算	10
2.6 设备法兰的选择	11
2.6.1 容器法兰的选择	12
2.6.2 接管法兰的选择	12
2.7 管板的设计	13
2.8 钩圈式浮头	17
2.8.1 管程压力作用下浮头盖得计算	17
2.8.2 壳程压力作用下浮头盖得计算	18
2.8.4 管程压力作用下浮头法兰的计算	19
2.9 浮动管板	22
2.10 钩圈的选择	23

2.11 折流板的选择	23
2.12 拉杆和定距管的确定	23
2.13 管箱短节壁厚的计算	24
第三章 校核计算	24
3.1 水压试验	24
3.2 接管及开孔补强	25
3.3 择及应力校核	26
3.3.1 支座的选择	26
3.3.2 鞍座的应力校核	27
结束语	31
参考文献	32
致谢	33

前言

换热设备是化工，炼油，动力，食品，轻工，原子能，制药，机械，及其他许多工业部门广泛使用的一种通用设备。在化工厂中，换热设备的投资约占总投资的10%-20%；在炼油厂中，约占总投资的35%-40%。

在工业生产中，换热设备的主要作用是使热量又温度较高的流体传递给温度较低的流体，使流体温度达到工艺过程规定的指标，以满足工艺过程上的需要。此外，换热设备也是回收余热，废热特别是低位热能的有效装置。

新型浮头式换热器浮头端结构，它包括圆筒、外头盖侧法兰、浮头管板、钩圈、浮头盖、外头盖及丝孔、钢圈等组成，其特征是：在外头盖侧法兰内侧面设凹型或梯型密封面，并在靠近密封面外侧钻孔并套丝或焊设多个螺杆均布，浮头处取消钩圈及相关零部件，浮头管板密封槽为原凹型槽并另在同一端面开一个以该管板中心为圆心，半径稍大于管束外径的梯型凹槽，且管板分程凹槽只与梯型凹槽相连通，而不与凹型槽相连通。

新型浮头式换热器在凹型和梯型凹槽之间钻孔并套丝或焊设多个螺杆均布，设浮头法兰为凸型和梯型凸台双密封，分程隔板与梯型凸台相通并位于同一端面的宽面法兰，且凸型和梯型凸台及分程隔板分别与浮头管板凹型和梯型凹槽及分程凹槽相对应匹配，该浮头法兰与无折边球面封头组配焊接为浮头盖，其法兰螺孔与浮头管板的丝孔或螺杆相组配，用螺栓或螺帽紧固压紧浮头管板凹型和梯型凹槽及分程凹槽及其垫片，该结构必要时可适当加大浮头管板的厚度和直径及圆筒的内径，同时相应变更加大相关零部件的尺寸；另配置一无外力辅助钢圈，其圈体内径大于浮头管板外径，钢圈一端设法兰与外头盖侧法兰内侧面凹型或梯型密封面连接并密封，另一端设法兰或其他结构与浮头管板原凹型槽及其垫片或外圆密封。

随着经济的发展，各种不同型式和种类的换热器发展很快，新结构、新材料的换热器不断涌现。为了适应发展的需要，中国对某些种类的换热器已经建立了标准，形成了系列。完善的换热器在设计或选型时应满足以下基本要求：

- (1) 合理地实现所规定的工艺条件；
- (2) 结构安全可靠；

(3) 便于制造、安装、操作和维修;

(4) 经济上合理。

浮头式换热器的一端管板与壳体固定,而另一端的管板可在壳体内自由浮动,壳体和管束对膨胀是自由的,故当两张介质的温差较大时,管束和壳体之间不产生温差应力。浮头端设计成可拆结构,使管束能容易的插入或抽出壳体。(也可设计成不可拆的)。这样为检修、清洗提供了方便。但该换热器结构较复杂,而且浮动端小盖在操作时无法知道泄露情况。因此在安装时要特别注意其密封。

浮头换热器的浮头部分结构,按不同的要求可设计成各种形式,除必须考虑管束能在设备内自由移动外,还必须考虑到浮头部分的检修、安装和清洗的方便。

在设计时必须考虑浮头管板的外径 D_o 。该外径应小于壳体内径 D_i ,一般推荐浮头管板与壳体内壁的间隙 $b_1=3\sim 5\text{mm}$ 。这样,当浮头出的钩圈拆除后,即可将管束从壳体内抽出。以便于进行检修、清洗。浮头盖在管束装入后才能进行装配,所以在设计中应考虑保证浮头盖在装配时的必要空间。

钩圈对保证浮头端的密封、防止介质间的串漏起着重要作用。随着浮头式换热器的设计、制造技术的发展,以及长期以来使用经验的积累,钩圈的结构形式也得到了不段的改进和完善。

钩圈一般都为对开式结构,要求密封可靠,结构简单、紧凑、便于制造和拆装方便。浮头式换热器以其高度的可靠性和广泛的适应性,在长期使用过程中积累了丰富的经验,不断促进了自身的发展。故迄今为止在各种换热器中仍占主导地位。

第一章 换热器传热工艺计算

1.1 原始数据

管程冷水的入口温度 $t_{1'} = 20^{\circ}\text{C}$

管程冷水的出口温度 $t_{1''} = 90^{\circ}\text{C}$

管程冷水的工作压力 $P_1 = 2.1\text{MPa}$

管程水的流量 $G_1 = 220000\text{ Kg/h}$

壳程热水的进口温度 $t_{2'} = 140^{\circ}\text{C}$

壳程热水的出口温度 $t_{2''} = 85^{\circ}\text{C}$

壳程热水的工作压力 $P_2 = 0.85\text{ MPa}$

1.2 定性温度及确定其物性参数

1.2.1 管程

管程水定性温度 $t_1 = (t_{1'} + t_{1''}) / 2 = (20 + 90) / 2 = 55^{\circ}\text{C}$

管程水密度查物性表得 $\rho_1 = 992.25\text{ kg/m}^3$

管程水比热查物性表得 $C_{p1} = 4.178\text{ KJ}/(\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{C})$

管程水导热系数查物性表得 $\lambda_1 = 63.12\text{ W}/(\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C})$

管程水粘度 $\mu_1 = 6.560 \times 10^{-4}\text{ Pa} \cdot \text{s}$

管程水普朗特数查物性表得 $Pr_1 = 4.31$

1.2.2 壳程

壳程热水定性温度: $t_2 = (t_{2'} + t_{2''}) / 2 = 112.5^{\circ}\text{C}$

壳管程热水密度查物性表得: $\rho_2 = 977.8\text{ kg/m}^3$

壳程热水比热查物性表得: $C_{p2} = 4.187\text{ KJ}/\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$

壳程热水导热系数查物性表得: $\lambda_2 = 0.6676\text{ W}/\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C}$

壳程热水黏度: $\mu_2 = 406.1 \times 10^{-6} p_a \cdot s$

壳程热水普朗特数查物性表得: $Pr_2 = 2.54$

1.3 传热量与水蒸汽流量计算

取定换热效率 $\eta = 0.98$

则设计传热量:

$$Q_0 = W_1 \times C_{p1} \times (t_1'' - t_1) \times 1000/3600 = 220000 \times 4.178 \times (140 - 85) \times 1000/3600 = 1.4 \times 10^7 \text{ w}$$

则冷却水流量:

$$G_2 = Q_0 / C_{p2} (t_1 - t_2'') = 1.4 \times 10^7 \times 3600 / 4.187 \times (90 - 20) \times 10^3 = 535787 \text{ Kg/h}$$

1.4 有效平均温度

$$\text{逆流平均温差: } \Delta_{tN} = \frac{(t_1' - t_2'') - (t_1'' - t_2')}{\ln \frac{t_1' - t_2''}{t_1'' - t_2'}} = \frac{(140 - 85) - (90 - 20)}{\ln \frac{140 - 85}{90 - 20}} = 62.2^\circ \text{C}$$

$$\text{参数 P: } P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'} = \frac{90 - 20}{140 - 20} = 0.58$$

$$\text{参数 R: } R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{20 - 90}{85 - 140} = 1.27$$

换热器按照单壳程双管程设计, 则查书图 2-6a 知: 温度校正系数: $\phi = 0.85$

$$\text{有效平均温差: } \Delta t_m = 0.85 \times 62.2 = 52.87^\circ \text{C}$$

1.5 管程换热系数计算

参考《化工原理》

初选换热系数: $K_0 = 900 \text{ w/m} \cdot ^\circ \text{C}$

$$\text{则初选换热面积为: } F_0 = \frac{Q_0}{K_0 \cdot \Delta t_m} = \frac{1.4 \times 10^7}{900 \times 52.87} = 291 \text{ m}^2$$

选用 $\phi 19 \times 2$ 的无缝钢作为换热管。材料选为 Q345。

则管子外径为 0.019m 管子内径为 0.015m 管子长度为 6m

$$\text{则所需换热管的总根数为: } N_t = \frac{F_0}{\pi \cdot d_o \cdot l} = \frac{291}{\pi \times 0.019 \times 6} = 788$$

可取换热管根数为 790 根

$$\text{则管程流通面积为: } \alpha_0 = \frac{N_t}{2} \times \frac{\pi}{4} \times d_i^2 = \frac{790 \times \pi \times 0.015^2}{8} = 0.069 \text{ m}^2$$

$$\text{管程流速为: } \omega_2 = \frac{G_2}{\rho_2 \cdot \alpha_2 \cdot 3600} = \frac{220 \times 10^3}{977.8 \times 0.087 \times 3600} = 0.84 \text{ m/s}$$

$$\text{管程雷诺数为: } Re = \frac{\rho_2 \cdot \omega_2 \cdot d_i}{\mu_2} = \frac{977.8 \times 0.84 \times 0.015}{406.1 \times 10^{-6}} = 3.0 \times 10^4$$

$$\text{管程传热系数为: } \alpha_1 = 0.023 \times \frac{\lambda_1}{d_i} \times Re_1^{0.8} \times P_{r1}^{0.3} = 4800$$

1.6 管程结构初步设计

查 GB151—1999 知 管间距按 1.25d 取,

管间距为: $s=0.025\text{m}$, 分程隔板槽两侧相邻管中心距 $S_n=0.038\text{m}$

$$\text{管束中心排管数为: } N_c = 1.1\sqrt{N_t} = 31 \text{ 根}$$

$$\text{则壳体内径为: } D_i = S(N_c - 1) + 4d_o = 0.025 \times (31 - 1) + 4 \times 0.019 = 0.85 \text{ m}$$

故 内径=0.9m

$$\text{则 长径比为: } \frac{l}{D_i} = \frac{6}{0.9} = 6.7 \text{ 合理}$$

选择单弓形折流板。

$$\text{则折流板的弓高位: } h = 0.2D_i = 0.2 \times 0.9 = 0.18 \text{ m}$$

$$\text{折流板间距为: } B = \frac{D_i}{3} = \frac{0.9}{3} = 0.3 \text{ m}$$

$$\text{折流板数量为: } n_B = \frac{l}{B} = \frac{6}{0.3} - 1 = 19$$

1.7 壳程换热系数计算

$$\text{壳程流通面积为: } f_1 = BD \cdot (1 - d_0/s) = 0.3 \cdot 0.9 \cdot (1 - 0.019/0.025) = 0.0648 m^2$$

$$\text{壳程流速为: } w_1 = \frac{G_1/3600}{\rho_1 f_1} = \frac{220000/3600}{992.2 \times 0.0648} = 0.95 m/s$$

$$\text{壳程质量流速为: } w_1' = \rho_1 w_1 = 992.2 \times 0.95 = 940 kg/m^2 \cdot s$$

$$\text{壳程当量直径为: } d_e = \frac{D_i^2 - N_t \cdot d_0^2}{N_t d_0} = \frac{0.9^2 - 788 \times 0.019^2}{788 \times 0.019} = 0.035 m$$

$$\text{壳程雷诺数为: } Re = \frac{\rho_1 w_1 d_e}{\mu_1} = \frac{940 \times 0.81 \times 0.035}{656 \times 10^{-6}} = 42875$$

$$\begin{aligned} \text{壳程传热系数为: } \alpha_2 &= \frac{\lambda_1}{d_e} \times Pr_2^{1/3} \times \varphi_1 \times J_s = \frac{0.6312}{0.035} \times 4.32^{1/3} \times 1.0482 \times 120 \\ &= 2992 \end{aligned}$$

1.8 总传热系数计算

参考于《化工原理》

$$\text{管程水选用自来水侧污垢热阻为: } r_1 = 1.7197 \times 10^{-4} m^2 \cdot ^\circ C/W$$

$$\text{壳程水蒸气侧污垢热阻为: } r_2 = 1.72 \times 10^{-4} m^2 \cdot ^\circ C/W$$

管壁热阻可忽略不计。

$$\begin{aligned} \text{则总传热系数为: } K_j &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_1 + r_2 \cdot \frac{d_0}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{d_0}{d_i}} \\ &= 1 / \left(\frac{1}{2992} + 1.72 \times 10^{-4} + 1.72 \times 10^{-4} \times \frac{0.019}{0.015} + \frac{1}{4800} \times \frac{0.019}{0.015} \right) = 1121 \end{aligned}$$

$$\text{则传热系数比为: } \frac{K_j}{K_0} = \frac{1121}{900} = 1.09$$

所以假定合理。

1.9 管壁温度计算

$$\text{外壁热流密度计算为: } q_1 = \frac{Q_0}{N_t \cdot \pi \cdot d_0 \cdot l} = \frac{1.4 \times 10^7}{788 \times 3.14 \times 0.019 \times 6} = 49971 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{外壁温度为: } t_w' = t_1 - q_1 \left(\frac{1}{\alpha_1} + r_1 \right) = 55 + 49971 \left(\frac{1}{2992} + 1.72 \times 10^{-4} \right) = 82 ^\circ\text{C}$$

$$\text{误差校核: } t_{w1}' - t_w' = 90 - 82 = 8 ^\circ\text{C}$$

所以误差不大，合理。

1.10 管程压力降计算

$$\text{沿程压降: } \Delta P_1 = \xi \rho_1 \mu_1^2 L_{di} / (2d_i) = 650 \text{ Pa}$$

$$\text{管程数: } n_t = 2$$

$$\text{回弯压降: } \Delta P_2 = \rho_1 \mu_1^2 n_t n / 2 = 186 \text{ Pa}$$

$$\text{管程总压降: } \Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 = 836 \text{ Pa}$$

$$\Sigma \Delta P_i = (\Delta P_1 + \Delta P_2) F_t N_p = 2508 \text{ Pa}$$

第二章 强度计算

2.1 换热管材料及规格的选择和根数确定

	项目	符号	单位	数据来源及计算过程	数值
1	换热管外径	d_o	mm	GB151—1999	19
2	管长	L	mm	GB151—1999	6000
3	传热面积	s	m ²	$F=F_0+F_0'$	291
4	换热管根数	N_t	个	$N_t=F/(\pi d_o L)$	790
5	换热管材料			GB151—1999 表 4-3	Q345
6	排管方式			GB151—1999	正三角形

2.2 确定筒体内径

序号	项目	符号	单位	数据来源及计算公式	数值
1	换热管中心距	S	mm	GB151-1999 表 12	25
2	分程隔板槽两侧相邻管中心距	S_n	mm	GB151-1999 表 12	38
3	分程隔板厚度	δ	mm	GB151-1999 表 6	10
4	筒体直径	D_i	mm	$s(N_c-1)+4 d_o$	900
5	b, b ₁ , b ₂		mm	GB151-1999表14, 表 15	b ₁ =5, b ₂ =13, b=4
6	布管限定圆直径	D_L	mm	$D_L=D_i-2(b+b_1+b_2)$	882
7	管板直径	D	mm	$D=D_i-2b_1$	894

2.3 确定筒体壁厚

序号	项目	符号	单位	数据来源及计算公式	数值
1	工作压力	P	MPa	给定	0.85

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/488044110007006075>