

## 第一章 绪论

换热器在工、农业的应用十分广泛，在日常生活中传热设备也随处可见，是不可缺少的工艺设备之一。因此，换热设备的研究受世界各个政府及研究机构的高度重视。

在化工厂中传热设备占有极为重要的地位，换热器是化工、炼油和食品等工业部门广泛应用的通用设备，对化工炼油工业尤为重要。物料的加热、冷却、蒸发、冷凝、蒸馏等都要通过传热设备进行热交换，才能达到要求。例如常压减压蒸馏装置中热交换约占总投资的20%，催化重整及加氢脱硫装置中约占15%，通常在化工厂的建设中，热交换器约占总投资的11%。一般地说，热交换器欲占炼油、化工装置设备的40%。合理选用和使用热交换器，可节省投资、降低能耗，由此可见，换热器在化工生产中占很重要的地位。

换热器既可是一种单独的设备，如加热器、冷却器等；也可是某一工艺设备的组成部分，如氨合成塔内的热交换器等。

近年来随着节能技术的发展，应用领域不断扩大，利用换热器进行高温和低温热能回收带来了显著的经济效益。管壳式换热器具有可靠性高，适应性广等优点，在各工业领域中得到最为广泛地应用。近年来，尽管受到了其他新型换热器的挑战，但反过来也促进了其自身的发展。是换热器向高参数、大型化发展的今天，管壳式换热器还是占主导地位。

本设计主要介绍管壳式换热器的设计。

### 1.1 设计任务

1、设计原始数据:

表1-1 设计原始数据

换热介质 软化水 蜡油

MPMP工作压力(进/出口) 0.45/0.4 2.0 aa

工作温度(进/出口) 33/60? 174/159?

流量 9.6吨/小时 31.25吨/小时

## 2、设计任务

换热器设计参数的确定及构件材料的选择与论证;结构型式的选择与设计及相关论证;工艺计算、强度计算;绘制整台换热器、零件的设计图纸与外文文献翻译(不少于5000单词)。

本设计的参数如下表1-2:

1

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

表1-2 设计参数

指标 管程 壳程

设计压力Mpa 4.0 4.0

设计温度? 200 200

程数 4 1

换热介质 软化水 蜡油

流量 9.6吨/小时 31.25吨/小时 1.2设计思想

工程设计是一项政策性很强的工作，因而，要求工程设计人员必须严格地遵守国家的有关方针和法律规定以及有关的行业规范，特别是国家的工业经济法规、环境保护法规和安全法规。此外，由于设计本身是一个多目标优化问题，对于同一个问题，常会有多种解决方案，设计者常常要在相互矛盾的因素中进行判断和选择，做出科学合理的决策，为此一般应遵守如下一些基本原则。

## 一、从满足工艺条件上考虑

传热量、流体的热力学参数(温度、压力、流量、相态等)与物理化学性质(密度、粘度、腐蚀性等)是工艺过程所规定的条件。根据设计任务书上的设计参数和管壳程进出口温度进行热力学和流体力学的计算，经过反复比较，使所设计的换热器具有尽可能小的传热面积，在单位时间内传递尽可能多的热量。

## 二、从安全角度上考虑

换热器是常见的压力容器，为保证该设备安全可靠地运行，在进行强度、刚度、温差应力以及疲劳寿命计算时，严格遵循GB151-1999《管壳式换热器》和GB150-1998《钢制压力容器》等有关规定与标准。

## 三、从经济性考虑

在满足强度、塑性、韧性、制造性能和与介质相容性的前提下，以经济性原则地选择材料。使材料的固定费用(设备的购置费、安装费)与操作费(动力费、清洗费、维修费)的总和为最小。

## 四、从结构上考虑

本设计结构紧凑，充分利用材料性能，根据工艺条件选用合理的结构。

## 五、从制造、运输、安装上考虑

本设计制造简单，由于遵循GB151-1998和GB150-1998所选用的结构为标准结构，所选零部件均为标准零部件，从而避免采用复杂或质量难以保证的制造方法，实现机械化或全自动生产，减小占地面积，缩短制造周期，降低制造成本。

## 1.3 设计特点

一、满足设计任务书规定的要求。设计任务书中所规定的工艺条件是本设计的基本依据，设计力求做到完成规定的生产任务，又能保证质量稳定，同时具有一定的操作弹性。

二、经济上合理。降低操作费用的关键节能，设备的阻力小，降低生产成本，使设备的折旧费与操作费用之和最低。

三、在同工艺条件下，设备轻巧，结构紧凑。采用浮头式换热器，便于管间和管内的清洗，不会产生热应力。

四、保证生产安全。在结构和用材上都符合安全可靠，在设备的强度上还具有一定的安全裕度。

## 1.4 流道的选择

欲正确设计管壳式换热器，首先要合理选择两种流体介质中哪一种进管程，哪一种进壳程。一般的原则是：管程进流体压力高、洁净程度差、介质温度高、流量小，而且是有腐蚀性的流体。

从材料耗量看，换热器的壳体和换热管占有的比例最大。选择管程走有腐蚀性的介质，可以避免壳体材料受腐蚀，从而降低造价；同理，高压流体走管程，也可以减少因壳体厚度增加而带来材料过多的消耗。在本设计中，物料是蜡油及软化水，蜡油的粘度大，壳程有折流板，折流板起着改变流体流向的作用，从而使蜡油有更好的换热效果，并且蜡油的被冷却的介质，所以，蜡油宜走壳程。软化水比较洁净，不易结垢，适合走壳程。根据以上情况，所以本设计选择管程走软化水，壳程走蜡油是合适的。

3

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

## 第二章 对重要设计参数的确定及论证

## 2.1 设计压力

根据GB151-

1999《管壳式换热器》，设计压力指设定的换热器管、壳程顶部的最高压力，与相应的设计温度一起作为设计载荷条件，其值不得低于工作压力。本设计管程的最高工作压力是0.45MPa，壳程的最高工作压力是2.0MPa，考虑一定的安全裕度，综上所述，本设计管程的设计压力为4.0MPa，壳程的设计压力为4.0MPa。

管板、换热管同时受到管、壳压力的作用，考虑到可能存在的最苛刻的管、壳程压力组合，管板和换热管的设计压力为4.0MPa；管箱和浮头法兰封头受到管程压力的作用，根据管程的设计压力，因此管箱的设计压力也是4.0MPa；外头盖受壳程压力的作用，根据壳程的设计压力，故外头盖是设计压力也为4.0MPa。

## 2.2 设计温度

根据GB151-

1999《管壳式换热器》，设计温度指换热器在正常情况下，设定的元件的金属温度(沿元件金属横截面的温度平均值)，设计温度与设计压力一起作为设计载荷条件。设计温度不得低于元件金属的这状态可能达到的最高温度。本设计中，管程最

低工作温度为33℃，综上所述，本设计中管程最高工作温度不高工作温度为60

℃，考虑到壳程的温度比较高，工艺计算时核算的壁温也比较高，因而管程的设计温度为200℃。壳程最高工作温度为174℃，最低出口温度为159℃，综上所述，本设计中壳程设计温度取200℃。

管板、换热管同时受到管、壳温度的作用，考虑金属元件的表面温度不得超过材料的允许使用温度，因而管板和换热管的设计温度为200℃。对于管箱封头、外头盖封头受壳程的温度影响大，所以其设计温度取壳程的设计温度为200℃；管箱和浮头法兰受管程的温度作用大，故其设计温度根据管程的设计温度为200℃。

## 2.3 厚度附加量C

CCCCC, , 容器厚度附加量主要考虑介质的腐蚀裕度和钢板的负偏差。即：  
:。 2112? 腐蚀裕度

腐蚀裕度主要是防止容器受压元件由于均匀腐蚀、机械磨损而导致厚度削弱减薄。

CKB, 腐蚀裕度内介质对材料的均匀腐蚀速度与容器的设计寿命决定。 ,  
Ks为腐蚀速<sub>25</sub>

率(mm/a), 查材料腐蚀手册或由试验确定。B为容器的设计寿命，通常为10~15年。当

CC材料的腐蚀速率为0.05~0.1mm/a时，考虑单面腐蚀取=1~2mm；双面腐蚀取=2~4?;22

4

第二章 对重要设计参数的确定及论证

当材料的 $K_s < 0.05 \text{ mm/a}$ 时，考虑单面腐蚀取=1mm；双面腐蚀取=2mm。对不锈钢，CC<sub>22</sub>

当介质的腐蚀性极微时取=0。 C<sub>2</sub>

? 钢板负偏差

钢板厚度的负偏差见表2-1。

表2-1 钢板厚度的负偏差

钢板厚度? 2.5 2.8~3.0 3.2~3.5 3.8~4.0 4.5~5.5 6~7 负偏差?  
0.2 0.22 0.25 0.3 0.5 0.6 钢板厚度? 8~25 26~30 32~34 36~40  
42~50 52~60 负偏差? 0.8 0.9 1.0 1.1 1.2 1.3

所以在计算过程中根据所计算的厚度来选择钢板的负偏差。  $C_1$

## 2.4 焊缝系数

根据GB151—

1999《管壳式换热器》3.16焊接接头系数、6.17无损检测和GB150—  
1998《钢制压力容器》10.8规定和图样要求执行。各焊接接头型式的焊  
缝系数如下表-2。 2

本设计管箱筒体与封头连接的接头属B类焊接接头，采用双面焊对接接头  
和相当于双面焊的全焊透对接接头，采用无损检测取0.85。 ，

表2-2 焊接接头系数，

焊接接头型式 焊接接头系数，

全部无损检测 局部无损检测

双面焊对接接头和和相当于双面焊的全焊透对接 = 1.00 = 0.85 ，,接头

单面焊对接接头(沿焊接接头根部全长有紧贴基 = 0.90 = 0.80

,,本金属的垫板)

5

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

## 第三章 主要构件材料的选择及论证

压力容器材料费用占总成本的比例很大，一般超过30%材料性能对压力  
容器运行的安全性有显著的影响。选材不当，不仅会增加总成本，而且有  
可能导致压力容器破坏事故。因此，合理选材是压力容器设计的关键之一

。

压力容器用材料多种多样，有钢、有色金属、非金属、复合材料等。选择材料应考虑使用条件，焊接性能，制造工艺以及经济合理性符合相应的标准。

化工设备材料选用的一般原则：

?材料的使用性能原则

不同的物件所要求的使用性能是不同的。油的要求高强度，有的要求耐腐蚀高温或耐低温。有的要求高硬度耐磨损。因此，选材时，首先必须准确地判断构件所需的使用性能。分析构件的工作条件。构件的受力情况，构件的工作环境。构件的特殊要求(如传热快，防振，重量轻)等。通过失效分析，确定构件的主要使用性能。从构件性能要求提出对材料使用性能的要求。

?材质加工工艺性能原则

选材时必须考虑材料加工性能的好坏，好的加工工艺性能不仅要求工艺简单，容易加工，能源消耗少，材料利用率高，加工质量好。

?材料经济性能原则

在满足构件使用性能，加工性能要求的前提下，经济性能也是必须考虑的主要因素。一般的机械产品注重“成批”，化工设备强调“成套”。考虑到工艺流程的需要，化工设备设计开始前往往统一规定，在压力等级，温度，材质，防腐等方面提出同一的规定。

### 3.1 换热管

换热管属于压力管道，压力管道对材料性能有以下要求:1)足够的强度，良好的塑性和韧性;2)良好的冷加工成形性能;3)与环境条件协调，有适当的耐热性、耐腐蚀性、耐磨性等。

换热管常用的材料是:10号钢，20号钢。



10号钢为含碳量较低的优质碳素结构钢，具有适当的强度、较好的塑性和良好的焊接性能。它的拉伸强度和屈服强度较低，强度也较低，但塑性和韧性很好，在冷态下，有很好的塑性，容易模压成形。它的切削性能优异，无回火脆性倾向，焊接性能很好，可用来弯曲、锻粗、热冲、冷冲或拉丝等方法制造各种零件。为提高表面强度可进行渗碳和氰化处理。用这种钢轧制的无缝钢管可用于压力容器和锅炉中。法兰连接用的齿形组合密封垫片和金属环垫片也常用这种钢。此外还可用来制造垫圈和心部强度要求不高的渗碳零件。

20号钢的强度较10号钢高，其塑性、韧性和焊接等工艺性能都很好，在化工设备

6

第三章 主要构件材料的选择及论证

和压力容器中应用很广泛。钢材的品种有钢板、钢管和锻件。20号钢的焊接性能优良。

本设计管程设计压力为4.0Mpa，管程介质为软化水，腐蚀性不大，故换热管选取10号钢无缝钢管。10号钢的强度和硬度较低，但有良好的塑性和韧性，易模压或挤压成形，无回火脆性倾向，焊接性能优良。再考虑经济性，可焊性，选用10号无缝钢管。 3.2管板

管板锻件的常用材料是16Mn？。

16Mn钢是345MPa级的低合金结构钢。它具有良好的综合机械性能。焊接性能，工艺性能及低温冲击韧性，中温(450?)及低温(-45?以上)机械性能均优于Q234-A，

12，20等碳钢，是一种十分成熟的钢种，质量稳定。可使用在-40?400?场合。在石油、化工设备、锅炉，压力容器中16Mn钢的板材，钢管及锻件均有广泛应用。

根据GB150-1998第四章材料和GB151-1999第四章材料规定，根据壳程设计压力，初步估算管板厚度大于60mm，应采用锻件。本设计管壳程、壳体的腐蚀性较小，管程设计压力为4.0Mpa，16MnR已满足力学性能要求，且具有良好的焊接性能和成熟的使用经验，又因换热管选用10号钢管，所以本设计管板选用16MnR锻件。16MnR锻件强度较10号钢高，它具有良好的综合机械性能、焊接性能、工艺性能。

### 3.3筒体

常见的筒体材料有20号钢、16MnR、Q235B。

16MnR是屈服强度为340Mpa级的压力容器专用钢板。它具有良好的综合力学性能和工艺性能，磷、硫含量比较低。出抗拉强度、延伸率要求比普通16Mn钢有所提高外，还要求保证冲击韧性。它是目前我国用途最广、用量最大的压力容器专用钢。

根据根据GB150-1998和GB151-1999第四章4.2.1圆筒及封头的钢板应符合GB150-1998的规定，估算圆筒直径 $D_n$ 大于400mm，所以圆筒不用钢管制造，选用钢板弯卷成形。本设计壳程设计压力为4.0Mpa，Q235B不能满足强度要求，16MnR具有良好的综合力学性能和工艺性能，且具有成熟的使用经验。

综上所述，筒体材料选用16MnR。

### 3.4法兰

法兰材料的选取通常与换热器壳体材料一致，有时法兰对强度的要求比较高，可以选用与壳体不一样的钢材。通常所用的钢材有Q235、Q235F、16Mn、15MnV、20、

1Cr18Ni9Ti等。

因法兰是主要的受力元件之一，故需有较高的强度，故法兰材料选用低合金高强度钢16Mn。

16Mn钢是345MPa级的低合金结构钢。它具有良好的综合机械性能。焊接性能，工艺性能及低温冲击韧性，中温(450?)及低温(-45?以上)机械性能均优于Q234-A，

12，20等碳钢，是一种十分成熟的钢种，质量稳定。可使用在-40?400?场合。在石油、化工设备、锅炉，压力容器16Mn钢的板材，钢管及锻件均有广泛应用。它有如下特点:(1)高的强度和屈强比，(2)高韧度，(3)良好的焊接性能和冷、热加工性能，(4)一定的抗腐蚀能力。

### 3.5 折流板及旁路挡板

折流板及旁路挡板材料选用Q235,A、F。

.Q235-

A、F用于350C以下受力不大的钢结构件、焊接构件、机械零件、锻件、紧固件等。在压力容器上，可制造工作压力小于1.6MPa容器上的双头螺柱、螺栓。板材可卷制设计压力不大于1.0MPa的壳体、封头、补强圈。

### 3.6 拉杆、定距管

拉杆要求有足够的强度和良好的焊接性，选择Q235—

A可满足要求。定距管要求有足够的强度和良好的焊接性，选择10号钢满足要求。

### 3.7 鞍座

鞍座是换热器受载元件之一，要求有足够的强度和良好的焊接性能。故选取低合金高强度钢16MnR或碳素结构钢Q235— A、F都能满足要求。

## 第四章 工艺计算

### 4.1 确定物性数据

管程(走软化水)定性温度:

$$t_t = \frac{3360}{12} = 280 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (4-1) \quad \rho = 999.8 \text{ kg/m}^3$$

壳程(走蜡油)定性温度:

$$T_T = \frac{174 + 159}{2} = 166.5 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (4-2) \quad \rho = 809.0 \text{ kg/m}^3$$

蜡油在166.5 $^\circ\text{C}$ 时的物性数据:

密度:

$$\rho = 809.0 \text{ kg/m}^3$$

定压比热容:

$$c_p = 2.38 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

导热系数:

$$\lambda = 0.09 \text{ W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$$

粘度:

$$\mu = 1.1985 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

46.5 $^\circ\text{C}$ 软化水在的物性数据:

密度:

$$\rho = 989.54 \text{ kg/m}^3$$

定压比热容:

$$c_p = 4.174 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

导热系数:

$$\lambda_{水} = 0.6429 \text{ W/(m}\cdot\text{C)}$$

粘度:

$$\mu_{水} = 0.5867 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

## 4.2 估算传热面积

对数平均传热温差(按逆流计算)

9

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{114 - 26}{\ln \frac{114}{26}} = 51.14 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{114 - 26}{\ln \frac{114}{26}} = 51.14 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{114 - 26}{\ln \frac{114}{26}} = 51.14 \text{ }^\circ\text{C}$$

故:

$$A = \frac{Q}{K \Delta T_m} = \frac{17433000}{100 \times 51.14} = 3409.2 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta T_m} = \frac{17433000}{100 \times 51.14} = 3409.2 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta T_m} = \frac{17433000}{100 \times 51.14} = 3409.2 \text{ m}^2$$

查对数平均温度差校正表得  $\psi = 0.995$

所以由式(4-7)得  $A_{tm} = \frac{A}{\psi} = \frac{3409.2}{0.995} = 3426.3 \text{ m}^2$

热流量(忽略热损失)

$$Q = q_c T K J h = 31.25 \times 10^2 \times 3.8174 \times 159 \times 1115625 = 2.0 \times 10^8 \text{ J/h}$$

$$Q = 2.0 \times 10^8 \text{ J/h}$$

冷却水用量:

QQ1115625 (4-10)

$m_{h, \text{水}} = 9899.24 \text{ kg/水} \cdot C_{p, \text{水}} \cdot t(6033)4.17427_{\text{pp水水水}}$

传热面积待定的K

假设, 则估算的传热面积为:  $KWmC_{p, 20}(\text{°C})$

QQ111562510/3600, (4-11)  $A_{\text{管}} = 130 \text{ m}^2 \cdot \rho \cdot k \cdot t, 20119.4 \text{ m}$

考虑安全裕度, 则换热面积 (4-12)

工艺结构尺寸

用252.5的碳钢管, 管长L=6m, 管内流速取0.1m/s, 则,

换热管管数根 (4-13)  $n = 317, d/3.140.0256,$

换热管斜正方形排列, 管心距取,

隔板两侧相邻管心距  $c$

壳体内径

取管板利用率, 则壳体内径为

10

第四章 工艺计算

取=800? (4-14)  $DD_{\text{管}} = 1.05/1.0532317/0.7715, ii$

布管:

查GB151-1999表13, 布管限定圆直径

(4-15)

$D D b b b m m, , , , , , , 28002518.59735, , , , L/12$

——布管限定圆直径,  $? D_L$

$b$  ——见GB151—1999图13, 其值按表14选取, 取 $b=4?$

——见B151—1999图13, 其值按G表15选取, 取 $=5?$   $b b_{11}$

——垫片宽度, 其值按GB151—1999表15选取, 取 $=17?$   $b b_{nn}$

——见图13,  $b b b m m, , , , 1.5171.518.5_{2n2}$

根据布管限定圆直径为735?, 且由GB151—1999表12查得分程隔板槽两侧相

邻管心距为44?, 换热管中心距 $a$ 为32?, 根据以上数据布管, 由布管图得排 $a_c$

管数为352根。布管图如下图4-1所示:

换热管的外径 $d=25?$ , 查GB151—

1999表43得拉杆直径 $=16?$ , 根据 $D=800 d_n?$ 、 $=16?$ , 查GB151—1999表44选取拉杆数为10根。  $d_n$



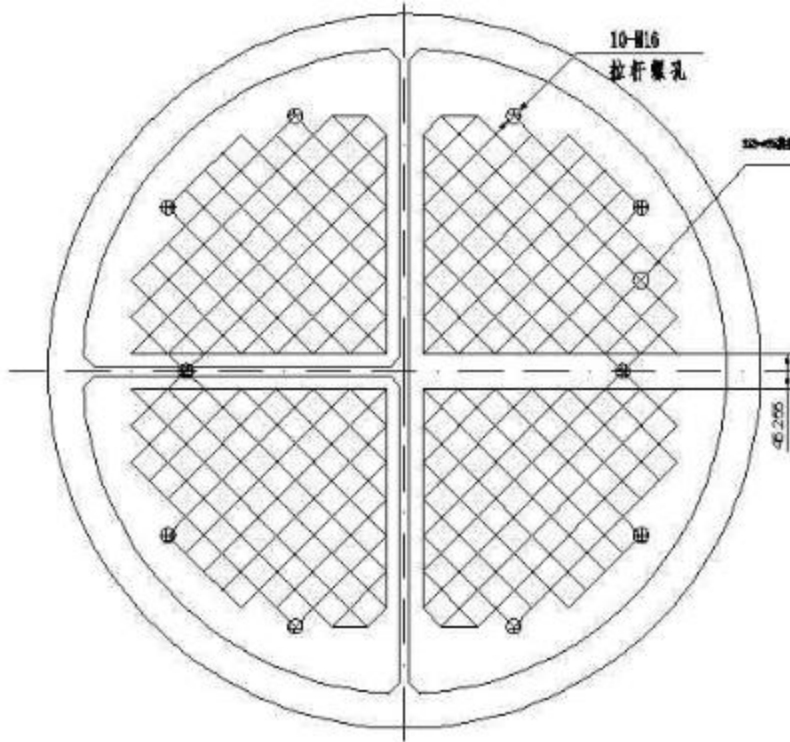


图4-1 布管图

### 折流板

11

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

换热管采用转角正方形排列，取弓形折流板圆缺高度为壳体内径的25%，则切

$h = 0.25 \times 800 = 200$  mm，去圆缺高度。

折流板的布置：

先确定离固定管板的第一块折流板的距离初步选定为330mm，其次均匀分布26

块折流板，间隔为200mm，最后一块折流板到浮头管板的距离为284mm，共用了27

块折流板，折流板厚度取6mm(GB151-1999) 表3-

4。管孔直径取25.8mm。 4.3热流量核算

### 4.3.1核算换热面积

壳程表面流传热系数，对圆缺形折流板，可采用克恩公式，由

$$du_i \quad (4-16) \quad R_{e,i}$$

$$C_{i,p} \quad (4-17) \quad P_{r,i}$$

当量直径，依转角正方形排列计算：

$$d_e = \frac{4 \cdot t \cdot d_o}{\pi \cdot (4 \cdot t + d_o)} \quad (4-18) \quad d_e, d_o$$

$$d_e = \frac{4 \cdot 0.025 \cdot 0.032}{\pi \cdot (4 \cdot 0.025 + 0.032)} = 0.027 \text{ (mm)}$$

壳程流通截面积：

$$A_o = \frac{\pi \cdot d_o^2 \cdot (1 - SBD)}{4} \quad (4-19) \quad 0.20810.035 \cdot \pi \cdot m_o \cdot t0.032$$

壳程流体流速及其雷诺数分别为(本设计是蜡油走壳程)

$$u_o = \frac{31250}{8093600} \cdot m / (3600) \quad \text{蜡油} \quad (4-20)$$

$$u_o = 0.30 / 3600 = 0.0833 \text{ (m/s)}$$

由公式4-16得雷诺数：

$$R_{e,o} = \frac{u_o \cdot d_e \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.0833 \cdot 0.027 \cdot 800}{0.035} = 63.198510$$

由公式4-17得普朗特数： $Pr_o = \frac{C_p \cdot \rho \cdot \mu}{k} = \frac{2.38101 \cdot 800 \cdot 0.035}{1.198510} = 31.69$

粘度校正数：

第四章 工艺计算

$\lambda = 0.14 \text{ (W/m}\cdot\text{K)}$

$\delta = 0.001 \text{ m}$

根据参考文献3，在生产条件下，当的情况按湍流考虑，对流传热系数要  
 $R = 3000 \text{ e}$

乘以校正系数。

$$55610610 \text{ , , (4-21) } \dots \dots \dots 110.81 \text{ }^{1.81.8} R4048 \text{ e}$$

$$10.09 \text{ }^{0.5523} \text{ 则 (4-22) } a_w m k_{, , , , ,} 0.36404831.690.95366 / ( ) \text{ }^{0.027}$$

$$\text{ }^{2} \text{ 所以 (4-23) } a_w m k_{, , , , ,} 0.81366296 / ( ) \text{ }^{0.0}$$

?管内表面传热系数:因为是无相变换，且为冷却类

$$\text{ }^{1} \text{ }^{0.80.3i} \text{ (4-24) } a_w m k_{, , , , ,} 0.023 \text{ }^{1.81.8} R4048 \text{ e}$$

管程流体流通截面积:

$$\text{ }^{1} \text{ }^{N_2, ,} \text{ (4-25) } S_{d_i} = \frac{\pi d_i^2}{4}$$

$$22 \text{ , , , ,} 0.7850.023520.028 ( ) \text{ m}$$

管程流体流速:

$$\text{ }^{1} \text{ }^{, 9899.243600989.54 \text{ , ,} } u_m s_{, ,} \text{ (4-26) } 0.099 / i 0.028 \text{ 由公式4-16得雷诺数:}$$

$$d u_{, 0.020.099989.54 \text{ , ,} } R_{, , ,} 3339 \text{ e, } 30.586710 \text{ , ,} i$$

由公式4-17得普朗特数:

$$33 \text{ }^{1} \text{ }^{C, 4.174100.586710 \text{ , ,} } \text{ }^{1} \text{ }^{, \text{水水} } P_{, , ,} 3.8 P_{, , ,} 0.6429 \text{ , }^{1} \text{ }^{, \text{水}}$$

$R, 3000$  根据参考文献3, 在生产条件下, 当的情况按湍流考虑, 对流传热系数要  $e$

乘以校正系数,。

由公式4-21得流传热系数校正系数:

$$55610610, \dots, 110.73^{1.81.8} R3339_e$$

$$0.6429^{0.80.32}, awmk, \dots, 0.02333393.8727/() \text{ 由公式4-24得:}$$
$$:0.02$$

13

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

$$2, \text{由公式4-23得: } awmk, 0.73727606/(), \dots, ii$$

?污垢热阻和管壁热阻

管外侧污垢热阻:

$$,,, 52/() Wmk_w$$

$$,32^o RmCW, \dots, 0.34410/^\circ$$

管内侧污垢热阻:(根据装置实际工艺条件)

$$2 RmkW,, 0.0246/1$$

管壁热阻, 查表知碳钢在该条件下的导热系数为

$$^\circ,,, 45/() WmC_w$$

?总传热系数K:

$$1 (4-27) K, RdRd1d,,, iw, \dots, R, addda, iii$$

1, 0.0250.02460.0250.00250.0251, , -  
3, , , , , 0.344106060.0200.02044.190.022.5296, ,

2,,27/()Wmk

?传热面积裕度

理论计算所得的传热面积:

3QQ31010, 2,,,,96.2()Amc, , , 4.527119.4KtKm

实际的传热面积:

,,,AdNLLL,,,,22, , , pot

, , , , , , , 3.140.025352620.0920.003, , ,

2,160()m

,,,LL上式中、分别为假设的管板厚度和换热管伸出管板的长度。

该换热器的面积裕度:

AA,16096.2,pc,,,,39.87% (4-28) H160Ac

14

#### 第四章 工艺计算

考虑到壳程走的是蜡油，由蜡油的特性，容易结垢，结合实际的工艺条件，需要大

些的传热面积裕度，所以传热面积裕度合适。 4.3.2壁温核算

为了安全留有足够裕度，按最不利的情况下，即取两侧污垢热阻为零进行计算传热

管壁温计算

$\alpha T_{t1} \alpha_{12} d_{12} t_w$  (4-29)

? (4-30)  $T_{t1} T_{t2} T_{t3} T_{t4} T_{t5} T_{t6} T_{t7} T_{t8} T_{t9} T_{t10} T_{t11} T_{t12}$

? (4-31)  $t_{t1} t_{t2} t_{t3} t_{t4} t_{t5} t_{t6} t_{t7} t_{t8} t_{t9} t_{t10} t_{t11} t_{t12}$

$2 \alpha_{aw} m k_{12} 296 / ( )_{o1}$

$2 \alpha_{aw} m k_{12} 606 / ( )_{i2}$

26916560643.8 , , , t,,81.1-29得:? 则由公式4<sub>w</sub>269606 ,

壳体壁温可近似取壳程流体的平均温度?  $T, 166.5_w$

壁温之差 ? (4-32) , , , , , tTt166.581.185.4<sub>ww</sub>

### 4.3.3 换热器内流体的阻力

?管程流体阻力:

, , , , PPPNNF( ) (4-33)  $i_s p t_{12}$

壳程数 :

$N, 1_s$

管程数 :

$N, 4_p$

$F, 1.4_t$

$2 l u_{12} (4-34) P_{i,ii} 2 d_i$

$2, u_{12} (u \text{ 为管内流速}) (4-35) P_{r,2}$

有  $R=3339$ ，在生产条件下，作为湍流考虑，传热管取具有轻度腐蚀的无缝钢管， $e$

取其绝对粗糙度为  $0.2$ ，则相对粗糙度为：

15

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

$0.01, 0.005 \sim 20$

从莫狄图得：

$\lambda=0.019$

由前面知：

$u_{ms}=0.099$

$\rho=989.54/\text{kgm}^3$

$\Delta P=6989.540.099$ ，由公式4-34得： $\Delta P_{\text{管}}=0.01955.28 \times 10.0202$

$\Delta P_{\text{壳}}=2u_{ms}^2$ ，由公式4-35得： $\Delta P_{\text{壳}}=2$

$\Delta P_{\text{壳}}=989.540.099^2$ ， $\Delta P_{\text{壳}}=314.55 \text{ Pa}$

故由公式4-33得：

$\Delta P_{\text{总}}=\Delta P_{\text{管}}+\Delta P_{\text{壳}}=P(55.2814.55)141.4$

$\Delta P_{\text{总}} < 10 \text{ KPa}$ ， $391.05 \text{ Pa}$

故管程流动阻力在允许范围之内。

壳程阻力，采用埃索法

壳程结垢校正：

$F, 0.5 N, 1F, 1.15_{ss}$

流体流经管束的阻力:

$2, u_o, \dots, (1) (4-36) P F f n N_{1ocB} 2$

$28090.30, \dots, 0.288 R n N, \dots, \dots, 0.451, \dots, e c B 2$

$28090.30, \dots, 0.228, \dots, \dots, \dots, 0.45404823271, \dots, 2$

$P, 7057_a$

流体流过折流板缺口的阻力:

16

第四章 工艺计算

$2, u_2 B_o, (4-37) \dots, (3.5) P N_{2B} 2D$

$220.28090.3, \dots, \dots, \dots, 29(3.5)0.82$

$, 3167.2 Pa$

总阻力:

$\dots, \dots, P P P F N, \dots, \dots, O t s_{12}$

$(4-38) (70573167.2) 1.151, \dots, \dots,$

11778.53100,, Pa K Pa 由于壳程流体的操作压力较高, 所以壳程流体的阻力也适宜。

17

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

## 第五章 选择并设计换热器的各部结构



## 5.1 换热器结构型式的选择

本设计采用管壳式换热器。

在换热设备中应用最为广泛的是管壳式换热器。它具有选材范围广，换热表面清洗比较方便，适用性较强，处理能力大，能承受高温和高压等特点。管壳式换热器的结构设计，必须考虑诸多因素，如：材料、压力、温度、壁温差、结垢情况、流体性质以及检修与清理等。

管壳式换热器是一种传统的、应用最广泛的热交换设备。由于它结构坚固，且能选用多种材料制造，故适应性极强，尤其在高温、高压和大型装置中得到普遍应用。GB151、JB1154、JB1168等国家和部标准中，比较详细地规定了管壳式换热器的标准形式、基本参数，以便各行业在工程设计中广泛应用。结构型式和主要特点：管壳式换热器主要由三大组合部分构成：前端管箱，包括分隔板、接管、连接法兰等。中间壳体，包括壳体、换热装置及壳体接管、法兰等，后端管箱，(与前端管箱类似)。管壳式换热器包括固定管板式、浮头式、U型管式、填料函式换热器和釜式重沸器。

浮头式换热器结构特点：

一端管板用法兰与壳体连接固定，另一端在壳体中自由伸缩，整个管束可以由壳体中拆卸出来。适用于壳体与管束间温差大且需经常进行管内外清洗的场合。

此类换热器的管束膨胀不受壳体的约束，所以壳体与管束之间不会由于膨胀量的不同而产生热应力，而且在清洗和检修时，仅需将管束从固定端抽出即可，所以能适用于管壳壁间温差较大，或易于腐蚀和易于结垢的场合。但该类换热器结构复杂，笨重，造价约比固定管板式高20%左右，材料消耗量大，而且由于浮头的端盖在操作中无法检查，所以在制造和安装时要特别注意其密封，以免发生内漏。管束和壳体的间隙较大，在设计时要避免短路。至于壳程的压力也受滑动接触面的密封限制。

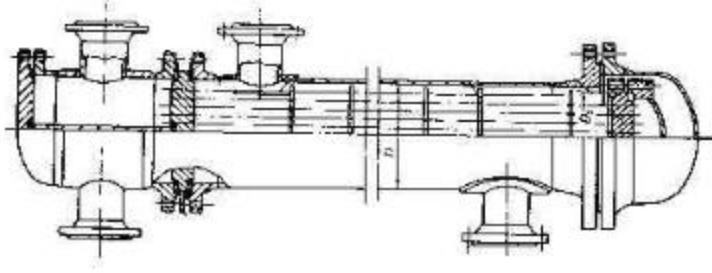


图5,1 浮头式换热器

18

#### 第五章 选择并设计换热器的各部结构

综上所述，因本设计壳体与管束之间壁温差较大，管程介质容易结垢，所以本设计选用浮头式换热器。

## 5.2前端管箱、壳体和后端结构型式及尺寸的确定

### 5.2.1 前端管箱

#### ?管箱结构形式及选型

管箱的作用是把管道中来的流体，均匀分布到各传热管和把管内流体汇集在一起送出换热器。在多管程换热器中，管箱还起改变流体的流向在作用。管箱侧或管箱顶部有介质的出、入口接管。常见的管箱有四种结构型式，封头管箱、平盖管箱、与管板制成一体的固定管板管箱、用于可拆管束的与管板制成一体的管箱。

封头管箱适用于较清洁的介质情况下，因为在检查管子及清洗时，必须将连接管道一起拆下，很不方便。平盖管箱，在管箱上装有平盖板，将盖拆除后(不需拆除连接管)，就可检查及清洗管子，但其缺点是用材较多。与管板制成一体的固定管板管箱型式是将管箱与管板制成一体，从结构上看，可以完全避免在管板密封处的泄漏，但管箱不能单独拆下，检修、清理不方便，所以实际使用很少采用。用于可拆管束的与管板制成一体的管箱为一种多程隔板的安置型式，管束的与管板可拆。

综上所述，根据本设计的特点，封头管箱选择用图5-2所示封头管箱这种结构。

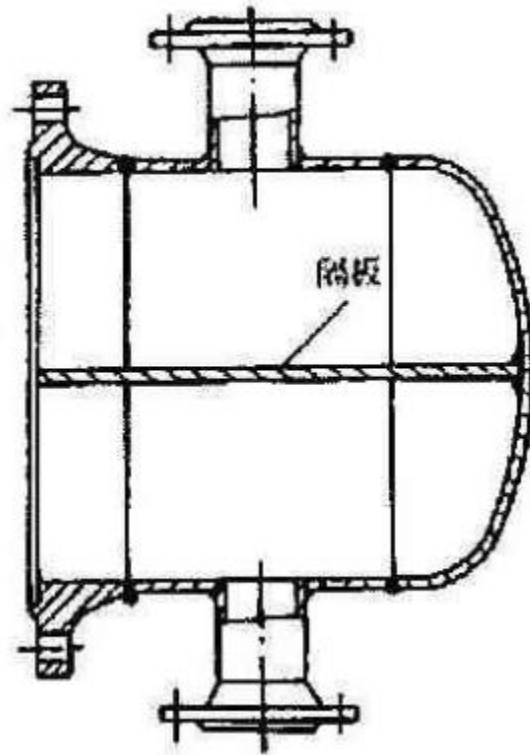


图5-2 封头管箱

管箱上有介质的出、入口接管，其接管安装形式见下图5-3

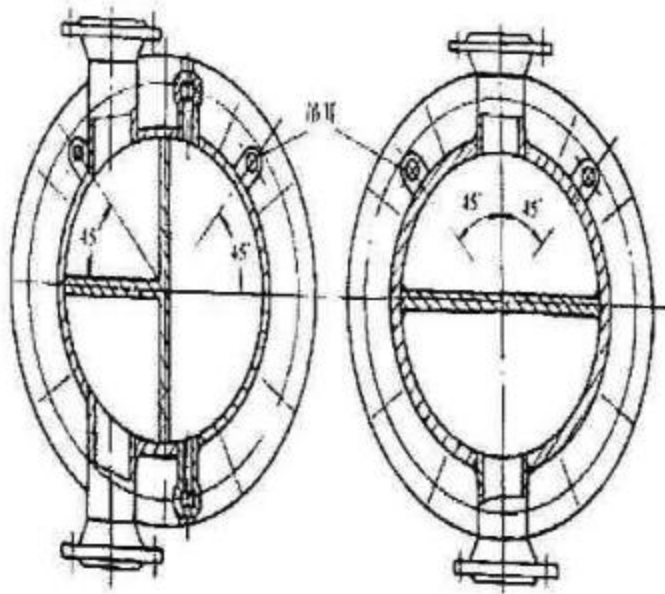


图5-3 管箱出、入口接管形式

### ?管箱结构尺寸确定

管箱所要确定的尺寸主要是管箱长度。分程隔板位置尺寸是由排管图确定，管箱直径是由管束直径决定。管箱长度尺寸的确定是以保证流体分布均匀，流速合理以及强度因素来确定最小长度，而以制造安装方便来限制最大长度的。

### ?管箱最小长度(管箱的最小内侧深度)

#### ?管箱最小长度的确定原则:

a、单程管箱采用轴向接管时，接管中心线上的管箱最小长度应大于或等于接管内径的 $1/3$ 。

b、多程管箱，流经相邻两管程之间的最小流通面积应大于或等于其中一程的管内流通面积的 $1.3$ 倍。

c、管箱上各相邻焊缝间之距离必须大于或等于 $4S$ ，且应大于或等于 $50$  mm，其中 $S$ 为管箱壁厚。

?管箱最小长度计算

2424 , , 管箱最小长度为:封头长度+法兰长度+圆筒长度=237+156+219+=804?。

?管箱最大长度

管箱最大长度由《化工单元过程及设备课程设计》图4-38中查得 $L = 1000\text{mm}$ 。  $g_{\max}$

?管箱长度的确定

管箱长度, 一般应满足下列关系: $L_{g\min} \leq L_g \leq L_{g\max}$ 。

故取管箱长度 $L_g = 910\text{mm}$ 。

?管箱内径

因为总传热管数 $n$ 为352根, 管心距 $a$ 为32mm, 转角正方形形排列, 4管程时管板利用率 $\eta = 0.7$ 。

20

第五章 选择并设计换热器的各部结构

故管箱内径:  $(5-1) D_{an\text{mm}}, , , 1.05/1.0532352/0.7753.5, i$

取 $= 800?$ 。  $D_i$

?管箱厚度

$t_r$  已知管程压力, 许用应力 $= 170\text{MPa}$ , 焊接系数 $\phi = 0.85$ , 腐蚀裕度 $C = 2$

$p\text{MP}, 4, , ca$

mm

PD4800,  $c_i$  则管箱厚度 (5-2)

9.46 mm, 21701.000.54, 20.5,  $P, c$

设计厚度 (5-3)  $Cmm9.46211.46_{d2}$

考虑开孔补强及与法兰连接的结构需要, 名义厚度向上圆整 = 24?。

?管箱封头

管箱封头选取标准椭圆形封头, 几何形状和尺寸如下。

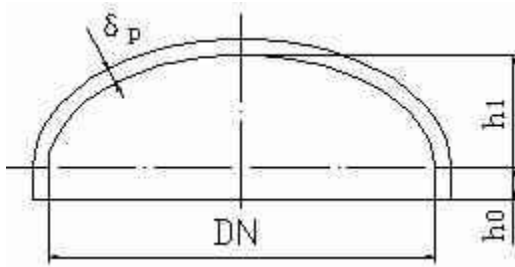


图5-4 标准椭圆形封头

椭圆形封头尺寸: 公称直径 DN = 800?, 曲面高度 = 200?, 直边高度 = 25?

,  $h_{10}$  厚度 = 12?。

## 5.2.2 壳程分程的结构型式

GB151-1999图7列出了如下图5-

5所示的几种比较常见的壳程结构形式。图5-

5(a)为E型，是最普通的一种，壳程是单程，管程可为单程，也可为多程。为了增大平均温度差，提高传热效率，在壳程中装入一块平行于轴线的纵向隔板，偏成为二壳程的换热器，如图5-

5(b)F型，流体按逆流方式进行热交换。图5-

5(c)为G型，也属于二壳程的换热器，纵向隔板从管板的一端移开使壳程流体得以分流，壳体是的进、出口接管对称地分置两侧中央位置，壳程中流体压力降与E型的相同，但在传热面积与流量相同的情况下，具有更高的效率，G型壳体也称为对称分流壳体，壳体中的隔板起着防止轻组分的闪蒸与增强混合的作用。图5-

5(d)为H型，与G型相似，同属于二壳程的换热器壳体，但进、出口接管与纵向隔板均多一倍，故又称双分流壳体。G型与H型都可用于压力降作为控制因素的换热器中，具有利于降低壳程流体的压力降。

尽管在工业中已经成功的制造出六壳程的列管式换热器，但考虑到制造方面上的困难，对于一般的设计，若要增加壳程数，通常是通过多太换热器串联来解决。

综上所述，壳体的结构形式选择E型壳体。

21

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

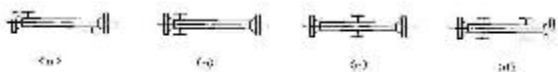


图 5-5 换热器的壳程结构形式

### 5.2.3 后端管箱的结构型式

?后端管箱的结构型式

本设计采用是浮头式后端管箱，如下图5-

6所示，所以对于后端管箱的结构，选用钩圈式浮头，钩圈对保证浮头端

的密封，防止介质间的串漏起着很重要的作用。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。

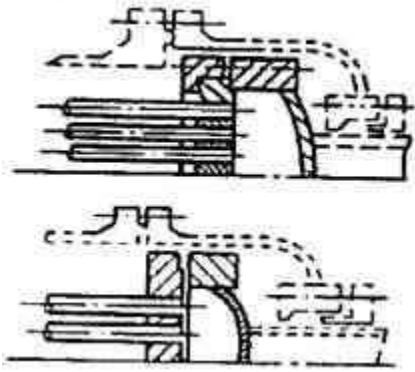
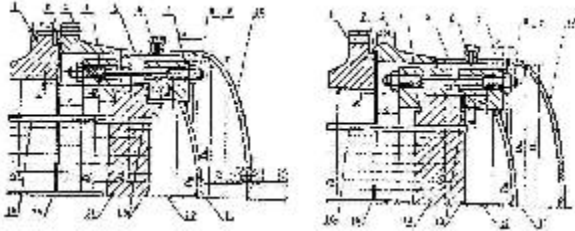




图5-6 后端管箱结构

本设计采用是浮头式换热器，所以对于后端管箱的结构，选用钩圈式浮头，钩圈对保证浮头端的密封，防止介质间的串漏起着很重要的作用。



(a)A型钩圈 (b)B型钩圈

1— 外头盖侧法兰;2—外头盖垫片;3—外头盖法兰;4—钩圈;5—短节;

6—排气口或放液口;7—浮头法兰;8—双头螺柱;9—螺母;10—封头;

11—球冠形封头;12—分程隔板;13—垫片;14—浮动管板;15—挡管;16—换热管

图5-7 浮头详细结构图

22

## 第五章 选择并设计换热器的各部结构

钩圈式浮头分为A型钩圈浮头和B型钩圈浮头。A型钩圈浮头由于钩圈底部距浮头管板较远，使得浮头端壳程介质的死角增大，减少了管束的有效传热面积。B型钩圈厚度比A型钩圈厚度要薄，上紧浮头的双头螺栓，A型较B型长，螺栓的稳定性也差。B型结构由于在浮头管板和钩圈的斜槽均采用不同的斜角，管板斜槽斜角为 $18^\circ$ ，而钩圈为 $17^\circ$ ，钩部厚度为 $30^\circ$ 。管板外径和钩圈内径的间隙控制在 $0.25, 0.4^\circ$ ，这样走上紧螺栓时，间隙将消失而使管板对钩圈起到支撑控制钩圈转角的作用，既保证螺栓的弯曲变形在允许的范围内，又保证有效密封的作用。综上所述，采用B型钩圈更能保证浮头式换热器的使用寿命，所以选用B型钩圈。

?后端管箱(外头盖)结构尺寸确定

?最小长度为:封头长度+法兰长度+圆筒长度=264+176+219=659?。

?最大长度

最大长度由《化工单元过程及设备课程设计》图4-38中查得 $L = 1000\text{mm}$ 。  $g_{\max}$

?长度的确定

外头盖长度，一般应满足下列关系： $L_{g\min} \leq L_g \leq L_{g\max}$ 。

故取外头盖的长度  $L_g = 677\text{mm}$ 。

?后端封头

后端结构采取封头型式，这样可以减小成本，避免泄漏。椭圆形封头从薄膜应力来分析，沿经线各点的应力是变化的，在以封头中心为中心的 $0.8D$ 范围外处应力最大。  $i$

当 $D_i/2h_i$

$= 2$ ，与壁厚相等的筒体连接时，椭圆形封头可以达到与筒体等强度。且椭圆形封头深度较半球表封头小得多，易于冲压成型，是目前中、低压容器应用较多的封头之一。

后端封头采用标准椭圆形封头，几何形状和尺寸如下。

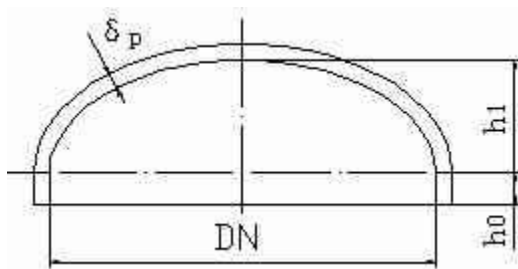


图5-8标准椭圆形封头

$h$ 椭圆形封头尺寸:公称直径 $DN = 900$ ?(由第六部分计算), 曲面高度 = 225?,  $1$

$h$ ,直边高度 = 25?, 厚度 = 14?.  $p_0$

## 5.3 管束的分程和分程隔板的布置

### 5.3.1 管束分程的作用

增多管子排列可以增加换热器传热面积，但介质在管束中的流速随着加热管的增多而下降，结果反而使流体的给热系数降低，故不能仅采用增多管子排列的方法来达到提高给热系数的目的。为改进这种现象，在传热要求下，需保证流体在管束中保持较大流速，则可以将管束分成若干程数，使流体依次流过各程管子，以增加流体流速，提高给热系数。分程可采用各种不同的组合方法，对于每一程中的管数应大致相等。隔板的密封长度应短而形状简单，程与程之间温度相等不宜过大，温差不超过20℃左右为宜。

### 5.3.2 分程隔板的结构型式

在换热器中，不论是管外还是管内的流体，要提高它们的传热系数，通常是采用设置隔板的方法来增加程数以提高流体流速实现其目的。

#### 分程隔板结构

分程隔板应采用与封头、管箱同等材料，除密封面外，应满焊于管箱上。在设计时要求管箱隔板的密封面与管箱法兰密封面，管板密封面与分程槽面必须处于同一基面，如图5-9所示。

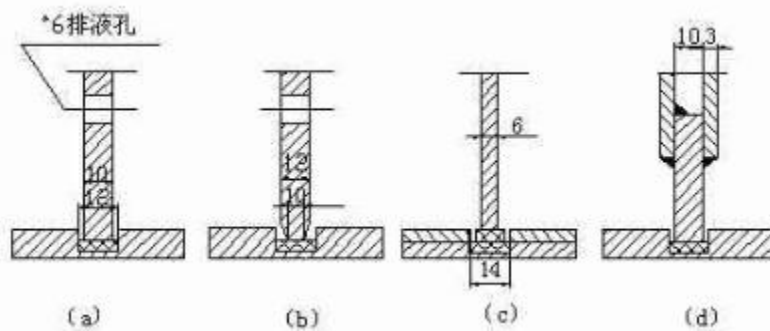


图5-9 管程隔板形式

图中结构(a)、(b)为一般常用的结构形式，(c)是用于碳钢与不锈钢设备的混合结构，结构(d)适用于更大直径的换热器，在不增加隔板重量的前提下增加隔板刚度。

在管板上的分程隔板槽浓度一般不少于4mm,槽宽为:碳钢12mm，不锈钢11mm。

本设计管程隔板形式采用图5-12中结构(a)形式。

## 2、分程隔板厚度及有关尺寸

分程隔板的最小厚度不得小于表5-1的数值。

24

第五章 选择并设计换热器的各部结构

表5-1 分程隔板的最小厚度/mm

隔板最小厚度

公称直径DN

碳素钢及低合金钢 高合金钢

≥600 8 6

<600?1200 10 8

>1200 14 10

因为分程隔板选材为16MnR,属于低合金钢，又因为管箱直径 $600 < d < 1200$ ，所以取隔板厚度为10mm。

其它有关尺寸如图5-9中结构(a)。

### 5.3.3分程隔板在前、后管箱的布置

根据设计要求，本换热器设计为四管程和单壳程，前、后管箱分程隔板的布置如图5-10所示：

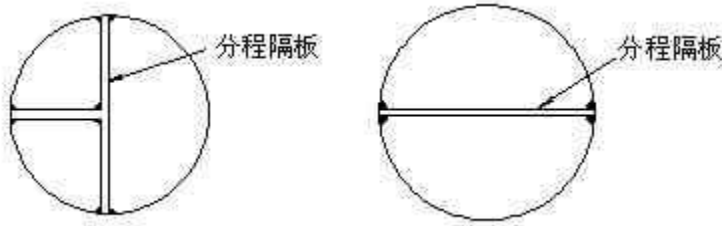


图5-10 前、后管箱分程隔板的布置

## 5.4 换热管

换热器的管子构成换热器的传热面，管子的大小尺寸和形状对传热有很大的影响，当采用小直径的管子，换热器单位体积的换热面积大些，设备较紧凑，单位传热面积的金属消耗量少，传热膜系数也稍高，但制造较麻烦，且小管子容易积垢，不易机械清洗。大直径的管子用于粘性大或污浊的流体，小直径的管子用于清洁的流体。

### 5.4.1 换热管长度及规格

根据GB151-

1999《管壳式换热器》规定，选取换热管的长度： $L=6.0m, 252.5,, ,$

外径偏差： $\pm 0.20mm$ ，壁厚偏差： $+12\%、-$

$10\%$ ，选择管子最小管间距为 $32mm$ 。 5.4.2 布管

#### (1) 换热管排列形式及中心距

根据管壳程流体介质是特性，需要常清洗管子外面的污垢，所以选择转置正方形排列方式排列管子。

转置正方形排列，便于清洗管子外面的污垢常用于石油化工与乳品工业。当壳程流体需要用机械清洗时采用正方形排列法。正方形排列法在一定的管板面积上可排列的管

子数最少。此排列法在浮头式填料函式换热器中用得较多。

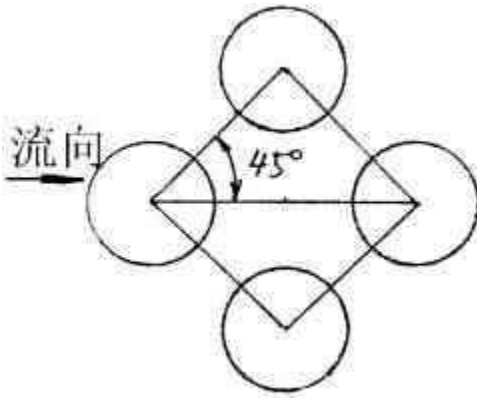


图5-11 转角正方形排列

换热器中心距要保证管子与管板连接时，管桥(相邻两管的清空距离)有足够强度和宽度，管间需要清洗时还要留有进行清洗的通道。换热管中心距一般不小于1.25倍的换热管外径，各根据GB151-1999，换热管外径为25?，管子中心距为32?。

(2)布管限定圆

查GB151-1999表13，布管限定圆直径

$$D_{bb} = D + b + m, \dots, 28002518.59735 \quad (5-4)$$

$$, , , , L/12$$

——布管限定圆直径，?  $D_L$

B ——见图13，其值按GB151—1999表14选取，取  $b = 4?$

$b$  ——见图13，其值按GB151—1999表15选取，取  $b = 5?$  11

$b$  ——垫片宽度，其值按GB151—1999表15选取，取  $b = 17?$   $n_n$

$b$ ——见图13,  $b$  mm, , , , 1.5171.518.5  $2n2$

根据布管限定圆直径为735?, 且由GB151—1999表12查得分程隔板槽两侧相邻

$a$ 管心距为44?, 换热管中心距 $a$ 为32?, 根据以上数据布管, 由布管图得排管数为 $c$

352根。

## 5.5 折流板、拉杆、定距管的选择

### 5.5.1 折流板

折流板的结构设计, 要根据工艺过程及要求来确定, 它主要为了增加管间流速, 增加湍动程度, 并使壳程流体垂直冲刷管束改善传热增大壳程流体的传热系数以提高传热效果, 同时减少结垢。在卧式换热器中, 还可以起到支撑管束的作用。

常用的折流板形式有弓形和圆盘, 院环形两种。其中弓形折流板有单弓形、双弓形

26

第五章 选择并设计换热器的各部结构

和三弓形的折流板, 现根据需要初步选用单弓形, 竖直缺口。如下图5-12所示:



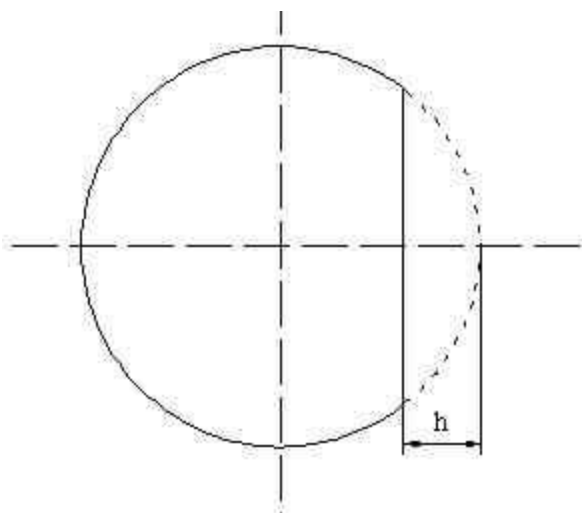


图5-12 弓形折流板

对于卧式换热器，壳程为单相清洁的流体是，折流板缺口应水平上下布置，其缺口弦高 $h$ 值，一般为0.20,0.45倍的圆筒内直径。

折流板最小间距一般不小于圆筒内直径的五分之一，且不小于50?，特殊情况下也可取较小的间距。

换热管采用转角正方形排列，取弓形折流板圆缺高度为壳体内径的25%，则切去圆

$h$ mm, , ,0.25800200缺高度

折流板的布置:

先确定离固定管板的第一块折流板的距离初步选定为330mm，其次均匀分布26块折流板，间隔为200mm，最后一块折流板到浮头管板的距离为284mm，共用了27块折流板，折流板厚度取6mm(GB151-1999表3-4)，管孔直径取25.8mm，外直径允

,0.8mm许偏差取。

## 5.5.2 拉杆与定距管

?拉杆的形式选择

折流板、支持板的固定一般采用拉杆与定距管等元件与管板固定。

拉杆常用形式有两种，一种为拉杆和折流板焊接形式，一般用于换热管的外径小于或等于14mm的管束；另一种拉杆定距管结构形式，用于换热管外径大于或等于18mm的管束。本设计的换热管外径为25mm，所以采用拉杆定距管结构形式。拉杆的一端用螺纹拧入管板，中间用定距管将折流板固定，最后一块折流板(或支持板)用两螺母锁紧固定。如下图5-13所示：

27

茂名学院本科毕业(设计)论文:100万吨/年延迟焦化装置蜡油-软化水换热器设计

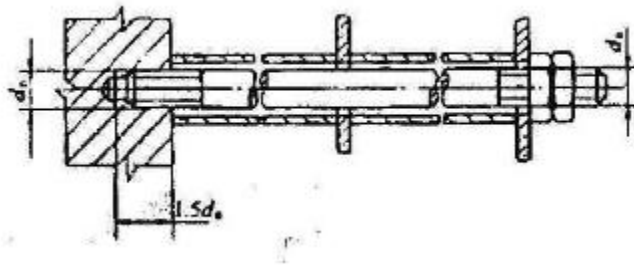


图5-13拉杆定距管结构

$b \times 45$

$n d$

$L a L b$

$L$

则根据换热管的外径  $d = 25$ ，查GB151-1999表43得拉杆直径、 $d_{mm}, 16 L, 20_{na}$

$b, 2.0、。 L, 60_b$

?拉杆的布置

拉杆应尽量均匀布置在管束的边缘。对于大直径的换热器，在布管区内或靠近管板缺口处应布置适当数量的拉杆，任何管板应不少于3个支承点，具体布置见排管图。

### ?定距管

定距管根据具体情况初步选用 $\Phi 252.5$ 管径的管子，各根管子的长度根据折流板布，

置的具体情况确定。

## 5.6 管子与管板的连接、管板与壳体的连接

### 5.6.1 管子与管板的连接

管子与管板的固定是管壳式换热器设计、制造中最主要的问题之一，是换热器事故率最多的部位，所以换热管与管板连接质量的好坏，直接影响到换热器的使用寿命。换热管与管板的主要连接形式有:强度胀接、强度焊接与胀焊接混合结构。

本设计管子与管板采用胀接。胀接是利用胀管器，使伸到管板孔中的管子端部直径扩大产生塑性变形，而管板只是弹性变形。胀接后管板与管子间因产生挤压力而紧贴在一起，达到密封与紧固连接的目的。胀接一般用在换热管为碳素钢，管板为碳素钢或低合金钢，设计压力不超过4MPa,设计温度在300?以下，且无特殊要求的场合。

### 5.6.2 管板与壳体的连接

28

#### 第五章 选择并设计换热器的各部结构

管板与壳体的连接形式，分为两类;一是不可拆式的，如固定式管板换热器，管板与壳体是用焊接连接;一的可拆式，如U形管式、浮头式及填料函式和滑动管板式的换热器，一般采用管板本身不直接与壳体焊接，而通过壳体上法兰和管箱法兰夹持固定。

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/966022112102010141>