

# 南京工业大学

## 《材料工程原理 B 课程设计》

设计题目： 列管式换热器设计

专 业： 高分子材料与工程 班 级： 浦高材 1203

学 号： 23 姓 名： 王逸飞

日 期： 2014年12月22日 ~ 2015年元月05日

指导教师： 莫立武 教授

设计成绩： \_\_\_\_\_ 日 期： \_\_\_\_\_

“列管式换热器设计”任务书

(一) 设计题目

列管式换热器设计——混合气体处理能力 226500kg/h

(二) 设计任务及操作条件

为满足某生产需要，需将混合气体采用循环冷却水冷却，使混合气体的温度从 100 °C 冷却至 48 °C，已知混合气体的压力为 6.9Mpa，循环冷却水的压力为 0.4Mpa，循环水入口温度 25 °C，出口温度 42 °C。要求处理混合气体的流量为 226500kg/h，试设计一台列管式换热器，完成该设计任务。

(三) 混合气体在各定性温度下的有关物性数据：

名称	密度 $\rho$ (kg/h)	热容 $C_p$ (KJ/kg °C)	导热系数 $\lambda$ (w/m °C)	粘度 $\mu$ (Pa*S)
混合气体	90	3.297	0.0279	$1.5 \times 10^{-5}$

(四) 循环冷却水在各定性温度下的有关物性数据：

名称	密度 $\rho$ (kg/m)	热容 $C_p$ (KJ/kg °C)	导热系数 $\lambda$ (w/m °C)	粘度 $\mu$ (Pa*S)
冷却水	994.30	4.174	0.624	$0.679 \times 10^{-3}$

## 目录

第一章 概述	
§ 1.1 换热器的应用及主要类型 .....	4
§ 1.2 列管式换热器的主要结构 .....	5
第二章 列管式换热器工艺的设计及计算	
§ 2.1 设计方案初选 .....	6
§ 2.2 估算传热面积 .....	6
§ 2.3 工艺结构尺寸的设计 .....	8
第二章 列管式换热器工艺设计的核算	
§ 3.1 传热能力的核算 .....	12
§ 3.2 壁温的核算 .....	15
§ 3.3 换热器内流体流动的阻力的核算 .....	16
第三章 辅助设备的设计	
§ 4.1 管路系统原件的设计 .....	17
§ 4.2 泵的设计 .....	17
§ 4.3 风机的设计 .....	19
第四章 列管式换热器设计一览表 .....	20
第五章 设计总结 .....	21
第七章 参考文献 .....	22
第八章 设计附图 .....	23
第九章 答辩记录及评语 .....	26

## 第一章 概述

## § 1.1 换热器的应用

在工业生产中，为实现物料之间热量传递过程的设备统称为换热器。它是化工、冶炼、机械和其它许多工业广泛应用的一种通用工艺设备，特别是对于迅速发展的化工、炼油等工业生产来说，换热器尤为重要。通常在化工厂的建设中，换热器的投资约占总投资的10~20%，在石油冶炼厂中约占全部工艺投资的40~50%。

换热器的类型随工业发展而扩大，早期的换热设备犹如制造水平和科学水平的限制，多有结构简单、换热面积小和体积较大等特点，后来列管式换热器的诞生使其成为长期以来化工生产中使用的典型换热设备。

表 1-1 换热器的分类及主要性能比较

分类	名称	相对费用	耗用金属 (kg/m)	最高操作压力 (MPa)	最高使用温度 (℃)
管壳式	固定管板式	1	30	84	1000~1500
	浮头式	1.22	46		
	U型管式	1.01			
	填料函式	1.28			
板式	波纹板式		16	2.8	260~360
	螺纹板式	0.6	50	4.0	1000
	板翅式		16	5.7	-269~500
管式	蛇管沉浸式		100	100	
	喷淋式	0.8~1.1	60		10
	套管式	0.8~1.4	150	100	800
	空冷式	0.8~1.8			
	箱管式	0.5~0.7	100		
其它	板壳式		24	6.4	800

## § 1.2 列管式换热器的主要结构

管壳式换热器(列管式换热器)适用于冷却、冷凝、加热、换热、再沸、蒸发和废热回收等方面。由于其具有结构牢、操作弹性大、可靠程度高、适应性强、使用范围广等优点,在工程上使用广泛,特别是在高温高压下。只有当流量小、压力与温度低,特别是物流对碳钢具有腐蚀性或粘度很高时选用板式换热器,如果流量小,但压力或温度较高时选用套管式换热器。而具体的选用则需要综合多种因素择优选择。常用列管式换热器的基本构型有以下几种。

(1) 固定管板式换热器 换热管束固定在两块管板上,管板又分别焊在外壳的两端,管子、管板和壳体都是刚性连接。当管壁与壳壁的壁温相差大于 $50^{\circ}\text{C}$ 时,为减小或消除温差产生的热应力,必须设有温差补偿装置,比如波形膨胀节。固定管板式换热器结构较简单,制造成本低,管程可用多种结构,规格范围广,在生产中广泛应用。因壳侧不易清洗故不适宜较脏或有腐蚀性的物流的换热,适用于壳壁与管壁温差小于 $70^{\circ}\text{C}$ 、壳程压力不高、壳程结垢不严重、并且可以用化学方法清洗的场合。

(2) 浮头式换热器 一端管板与壳体固定,另一端管板可以在壳体内自由浮动。壳体与管束对热膨胀是自由的,因而壳体与管束之间无温差应力。为了浮头部分便于检修、安装和清洗,浮头端常常设计成可拆卸结构,安装时要保证浮头的密封,否则操作时无法知道内浮头端是否泄漏。浮头式换热器的应用比较普遍,但结构复杂,相对费用较高

(3) U形管式换热器 管束弯成U形,两端固定在同一块管板上,壳体与管束分开,仅有一块管板,无浮头,可以不考虑温差补偿。

U形管式换热器结构简单,管束可以从壳体内抽出,便于管外清洗。但管内清洗困难,故管内必须是清洁和不易结垢的物流。管束中心存在空隙,流体易走短路从而影响传热效果。管板上排管数较少,U形管不能互换,结构不紧凑。

(4) 填料函式换热器 浮头部分与壳体采用填料函密封。一是把填料函设置在浮头端的接管处;二是把填料函设置在管板处;三是把浮头伸出壳体外设置成外填料函式。

填料函式换热器具有浮头式的优点,又克服了固定管板式的缺点,制造方便,易于检修清洗。但是由于填料函密封性能的限制,目前只用于直径 $700\text{mm}$ 以下

的换热器，大直径很少采用，尤其在操作压力和温度较高时就更少采用。壳程内不宜走易挥发、易燃、易爆及有毒物流。

## 第二章 列管式换热器的设计及计算

### § 2.1 设计方案初选

#### 一、选择换热器类型

考虑制造费用、操作具体条件要求、维护费用及清洗的难易程度的因素，初步选择固定管板式换热器（后续计算表明应该选择浮头式）。

#### 二、流程安排

流程的安排应该考虑到一下原则：

1. 易结垢的流体应走易清洗的一侧。
2. 有时在设计上要提高流体的流速来提高传热膜系数，在这种情况下应将需提高流速的流体放在管程。

3. 具有腐蚀性的流体应走管程。

4. 粘度大的流体应走壳程。

需要指出的是，以上要求常常不能同时满足，故在设计中应该考虑其主要问题。根据本次实验的要求，由于冷却水容易结垢，为便于清洗，应使水走管程，混合气体走壳程。从热交换角度，混合气体走壳程可以与空气进行热交换，增大传热强度。选用  $\Phi 25 \times 2.5 \text{ mm}$  的 10 号碳钢管。

#### 三、确定物性数据

壳程混合气体的定性温度  $T$  :  $T = 100 \text{ }^\circ\text{C}$   $T = 48 \text{ }^\circ\text{C}$   $T = (T + T) / 2 = 74 \text{ }^\circ\text{C}$

管程冷却水的定性温度  $t$  :  $t = 25 \text{ }^\circ\text{C}$   $t = 42 \text{ }^\circ\text{C}$   $t = (t + t) / 2 = 33.5 \text{ }^\circ\text{C}$

各物性数据如表 2.1

名称	密度 $\rho$ (kg/h)	热容 $C_p$ (KJ/kg $^\circ\text{C}$ )	导热系数 $\lambda$ (w/m $^\circ\text{C}$ )	粘度 $\mu$ (Pa*S)
混合气体	90	3.297	0.0279	$1.5 \times 10^{-5}$
名称	密度 $\rho$ (kg/m)	热容 $C_p$ (KJ/kg $^\circ\text{C}$ )	导热系数 $\lambda$ (w/m $^\circ\text{C}$ )	粘度 $\mu$ (Pa*S)
冷却水	994.30	4.174	0.624	$0.679 \times 10^{-3}$

### § 2.2 估算传热面积

#### 一、换热器的热负荷

换热器的热负荷是指在确定的物流进口条件下，使其达到规定的出口状态，冷流体和热流体之间所交换的热量，或是通过冷、热流体间壁所传递的热量。在热损失很小，可以忽略不计的条件下，对于无相变的工艺物流，换热器的热负荷由下式确定：

$$Q = m_1 c_{p1} \Delta t_1$$

式中  $Q$  —— 热负荷,  $\text{kJ/h}$  ;  
 $m_1$  —— 工艺流体的质量流速,  $\text{kg/h}$  ;  
 $c_{p1}$  —— 工艺流体的热容,  $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$  ;  
 $\Delta t_1$  —— 工艺流体的温度变化,  $^\circ\text{C}$

\* 由上式计算本次列管式换热器设计的热负荷:

$$Q = m_1 c_{p1} \Delta t_1 = 226500 \times 3.297 \times (100 - 48) = 38832006 \text{kJ/h} = 10787 \text{kW}$$

### 二、冷却剂的用量

冷却剂的用量取决于工艺流体所需的热量及冷却剂的进出口温度,

此外还与设备

的热损失有关。

而对于流体被冷却的情况,

工艺流体所放出的热量等于冷却剂所

吸收的热量与热损失之和, 在实际设计中, 为可靠起见, 常可忽略热损失, 以下

式计算冷却剂用量:

$$m_2 = \frac{Q}{c_{p2} \Delta t_2}$$

式中  $m_2$  —— 冷却剂用量,  $\text{kg/h}$  ;  
 $c_{p2}$  —— 冷却剂热容,  $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$  ;  
 $\Delta t_2$  —— 冷却剂进出口温度的变化,  $^\circ\text{C}$

\* 由上式计算本次列管式换热器设计的冷却剂用量:

$$m_2 = \frac{10787 \times 10^3}{4.174 \times (42 - 25)} = 152.01 \text{kg/s} = 547270 \text{kg/h}$$

### 三、平均传热温差

平均传热温差是换热器的传热推动力,

其值不仅和进出口温度有关,

而且与

换热器内两种流体的流型有关。

对于逆流和并流, 平均

温差均可用换热器两端流体温度的对数平均温差表

示, 即:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

式中  $\Delta t_m$  —— 逆流或并流的平均传热温差,  $^\circ\text{C}$  ;

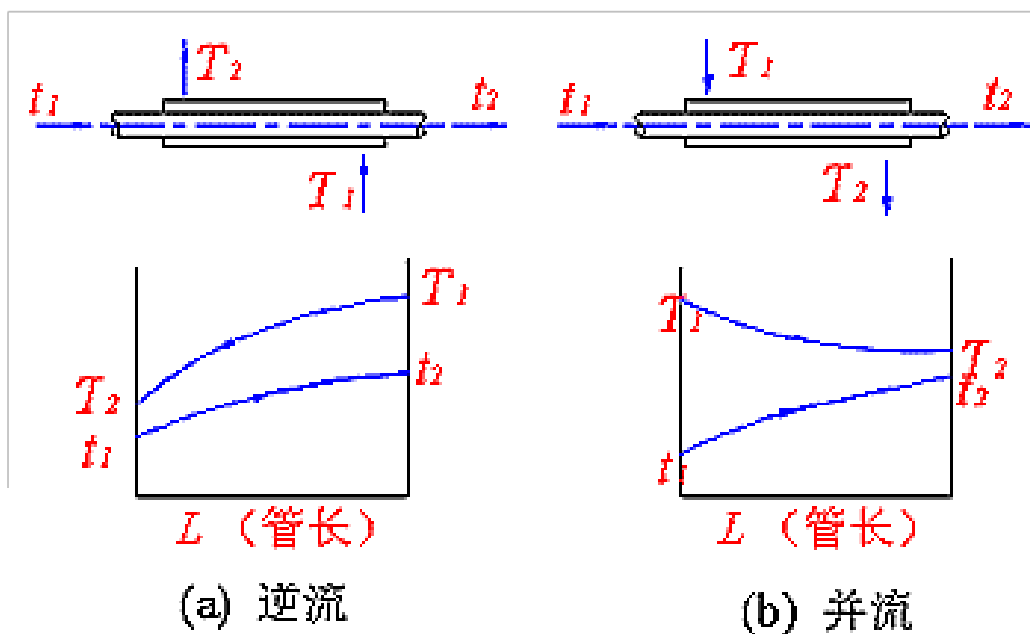


图 2-1

$$\begin{aligned} \text{逆流: } \Delta t_1 &= T - t_2 & \Delta t_2 &= T - t_1 \\ \text{并流: } \Delta t_1 &= T - t_1 & \Delta t_2 &= T - t_2 \end{aligned}$$

\* 按逆流计算本次列管式换热器设计的平均传热温差:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{(100-42) - (48-25)}{\ln \frac{(100-42)}{(48-25)}} = 37.8^\circ\text{C}$$

#### 四、传热面积

对于传热面积的估算可根据流体的具体情况，参考换热器传热系数的大致范围选取合适的 K 值，然后利用传热速率方程式，初步确定所需的传热面积：

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m}$$

式中 A-----估算的传热面积， m<sup>2</sup>；

K-----选取的传热系数， w/m<sup>2</sup>·°C；

Δt<sub>m</sub>-----平均传热温差， °C

Q-----换热器的热负荷， kw

考虑到估算性质的影响，常取传热面积为计算值的 1.5~1.15倍。

\* 根据本次设计的要求，查列管式换热器用作冷却器时的 K 值范围表选择总的传热系数 K=350w/m<sup>2</sup>·°C

按逆流估算本次列管式换热器设计的传热面积：

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{10787}{350 \times 37.8} = 815.3 \text{ m}^2$$

高温流体	低温流体	总传热系数 /W·m <sup>-2</sup> ·°C <sup>-1</sup>	备注
水	水	1400~2840	污垢系数 0.52m <sup>2</sup> ·°C/kW
甲醇、氨	水	1400~2840	
有机物	粘度<0.5×10 <sup>-3</sup> Pa·s <sup>①</sup>	水	430~850
	粘度<0.5×10 <sup>-3</sup> Pa·s <sup>①</sup>	冷冻盐水	220~570
	粘度(0.5~1.0)10 <sup>-3</sup> Pa·s <sup>②</sup>	水	280~710
	粘度>1×10 <sup>-3</sup> Pa·s <sup>③</sup>	水	28~430

### § 2.3 工艺结构尺寸的设计

#### 一、选择管径及管内流速

若选择较小管径，管内传热膜系数可以提高，而且对于同样传热面积来说可以减小壳体直径。但管径小，流动阻力大，机械清洗困难，设计时可根据具体情况选用合适的管径。

根据本次设计要求及查常用换热管的规格和尺寸偏差表、列管式换热器中不同粘度液体的最大流速表以及列管式换热器常用流速，选择 GB8163 —8（碳钢）

25 2.5取管内流速 u<sub>1</sub> = 1.3m/s

#### 二、选择管长、确定管程数和总管数



选定管径和管内流速后，可由下式确定单程管数：

$$n_1 = \frac{V}{\frac{\pi d_1^2 u_1}{4}}$$

式中  $n_1$  ----- 单程管数目；  
 $V$  ----- 管程的体积流量， $m^3/s$ ；  
 $d_1$  ----- 传热管内径， $m$ ；  
 $u_1$  ----- 管内流体流速， $m/s$

可得单程换热器的管长如下：

$$L_0 = \frac{A}{n_1 \pi d_0}$$

式中  $L_0$  ----- 按单程计算的管长， $m$ ；  
 $A$  ----- 估算的传热面积， $m^2$ ；  
 $d_0$  ----- 管外径， $m$

如果按单程计算的管太长，则应该采用多程管，此时应按实际情况选择每程管的长度。在选取管长时应注意合理利用材料，还要使换热器具有适宜的长径比。列管式换热器的长径比可在  $4 \sim 25$  范围内，一般情况下为  $6 \sim 10$ 。

确定了每程管子长度后即可求的管程数：

$$N_p = \frac{L_0}{L_p}$$

式中  $L_0$  ----- 按单程计算的管长， $m$ ；  
 $L_p$  ----- 选取的每程管长， $m$ ；  
 $N_p$  ----- 管程数（必须取整数）

则换热器的总管数为：

式中  $N_T = N_p n_1$  ----- 换热器总管数

\* 由上式分别计算本次列管式换热器设计的管程数和传热管数：

$$n_1 = \frac{V}{\frac{\pi d_1^2 u_1}{4}} = \frac{152.01 / 994.30}{0.785 (0.02)^2 \cdot 1.3} = 374.3 = 375 \quad (\text{根})$$

按单程管计算所需的传热管长度：

$$L_0 = \frac{A}{n_1 \pi d_0} = \frac{815.3}{3.14 \cdot 0.025 \cdot 375} = 27.7m$$

因此按单程管设计时传热管过长，宜采用多程管结构。根据本次设计的实际情况，去传热管长  $L_p=7m$ ，则该换热器的管程数为：

$$N_p = \frac{L_0}{L_p} = \frac{27.7}{7} = 4 \quad (\text{管程})$$

传热管总数  $N_T = 375 \times 4 = 1500$  (根)

### 三、平均传热温差校正及壳程数

换热器的平均传热温差由下式计算：

$$R = \frac{\text{热流体的温降}}{\text{冷流体的温升}} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad P = \frac{\text{冷流体的温升}}{\text{两流体最初温差}} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

其中温差校正系数  $\psi$  与流体的进出口温度有关，也与换热器的壳程数及管程数有关（ $\psi$  值可查温差校正系数图）。而一般要求  $\psi$  值不得低于 0.8，否则会出现温度交叉或温度逼近的情况，此时应该采用多壳程结构的换热器或多台换热器串联。

\* 本次列管式换热器设计平均传热温差的计算：

$$R = \frac{100 - 48}{42 - 25} = 3.0 \quad P = \frac{42 - 25}{100 - 25} = 0.227$$

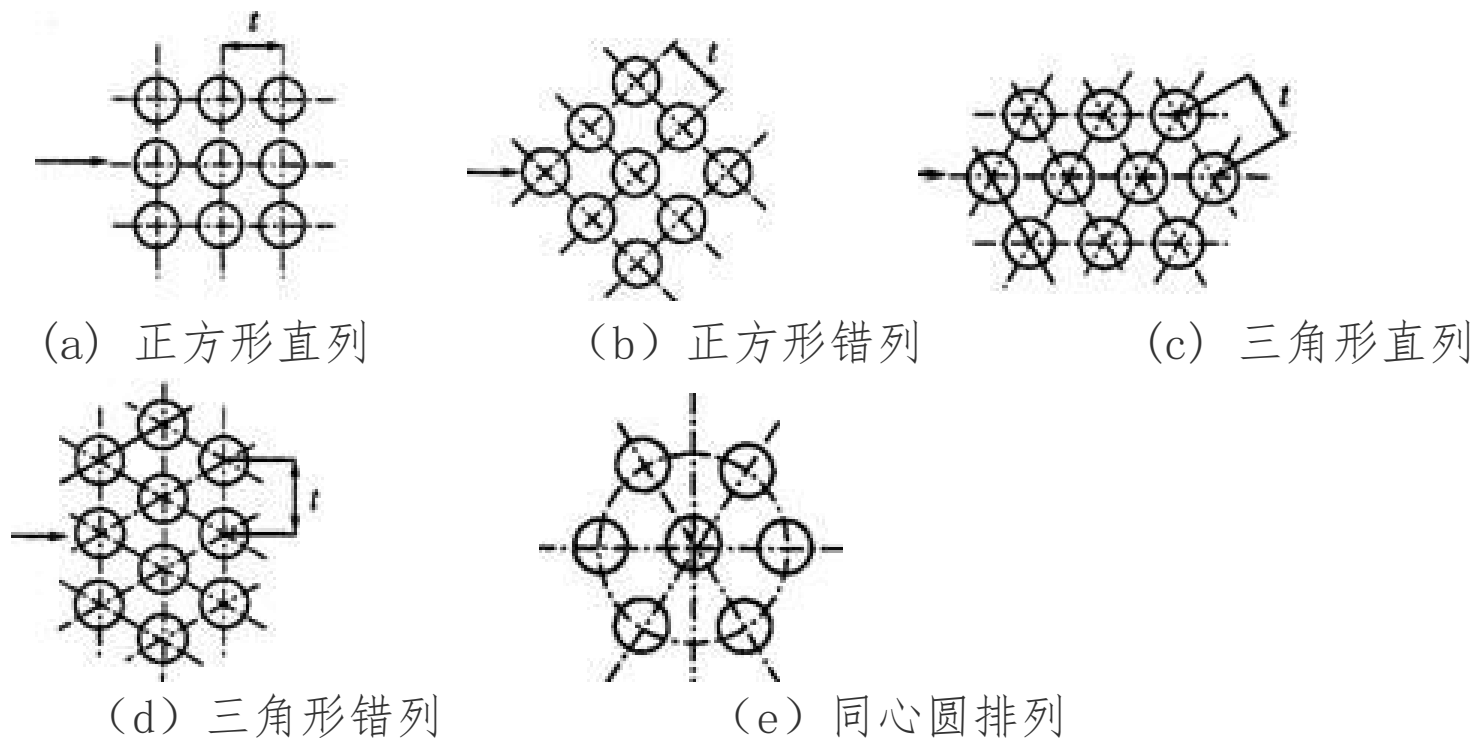
按单壳程，双管程，查温差校正系数图得  $\psi = 0.91$

平均传热温差：
$$t_m = \psi \cdot t_{\text{逆}} = 0.91 \cdot 37.8 = 34.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

由于平均传热温差校正系数大于 0.8，同时壳程流体流量较大，故取单壳程合适。

#### 四、管子排列

换热管管板上的排列方式有正方形直列、正方形错列、三角形直列、三角形错列和同心圆排列，如下图所示。



正三角形排列结构紧凑；正方形排列便于机械清洗。对于多管程换热器，常采用组合排列方式。每程内都采用正三角形排列，而在各程之间为了便于安装隔板，采用正方形排列方式。

管板的作用是将受热管束连接在一起，并将管程和壳程的流体分隔开来。管板与管子的连接可胀接或焊接。

\* 本次列管式换热器的设计采用组合排列法，即每程内均按正三角形排列，隔板两侧采用正方形排列。

取管心距  $t = 1.25d_0 = 1.25 \cdot 25 = 31.25 \text{ (mm)}$

隔板中心到距离其最近一排管中心距离的计算：
$$S = \frac{t}{2} = \frac{31.25}{2} = 15.625 \text{ (mm)}$$

即各程相邻的管心距为  $2 \cdot 22 = 44 \text{ (mm)}$  管束的分程方法，由于每程各有传热管 375 根，其前后管箱中隔板设置和介质的流通顺序按如图选取。

表 3-3 管程布置

程数	1	2	4	6
流动顺序				
管箱隔板				
介质返回侧隔板				

### 五、壳体内径

采用多管程换热器壳体的内径由下式计算：

$$D = 1.05t \sqrt{\frac{N_T}{\eta_T}}$$

式中  $N_T$  ----- 传热管数目

----- 管板利用率（正三角形排列，2管程， $\eta_T = 0.7 \sim 0.85$ ）

需要指出的是，由此计算的内径仅做参考，内径的可靠确定方法是按比例在管板上画出隔板位置并进行排管，以此确定内径。

\* 本次列管式换热器设计中取管板利用率  $\eta_T = 0.75$ ，则有：

$$D = 1.05t \sqrt{\frac{N_T}{\eta_T}} = 1.05 \times 32 \sqrt{1500 / 0.75} = 1502.6(\text{mm})$$

按卷制壳体的金级挡，考虑到管板利用率为 0.75，取  $D = 1500(\text{mm})$

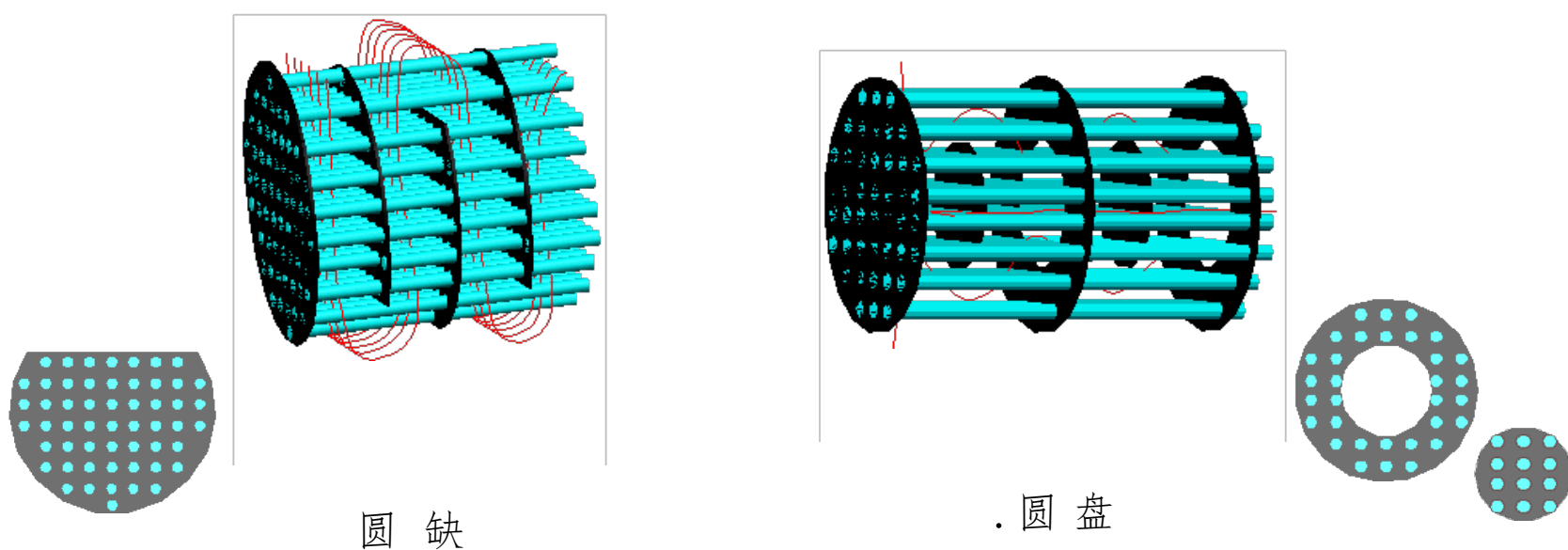
### 六、折流板

安装折流挡板的目的是为提高管外表面传热系数，为取得良好的效果，挡板

图 2-2

的形状和间距必须适当。折流挡板不仅可防止流体短路、增加流体流速，还迫使流体按规定路径多次错流通过管束，使湍动程度大为增加。

常用的折流挡板有圆缺形和圆盘形两种，前者更为常用。切去的弓形高度约



为外壳内径的 10~40%，一般取 25%，过高或过低都不利于传热。

\* 本次列管式换热器设计的折流板取圆缺形，圆缺的高度为壳体内径的 25% 即：

$$h = 25\% \times 1500 = 375(\text{mm})$$

折流板间距  $B = 0.3D = 0.3 \times 1500 = 450(\text{mm})$

折流板数  $N_B = \frac{\text{传热管长}}{\text{折流板间距}} - 1 = \frac{7000}{450} - 1 = 14.5 \approx 14(\text{块})$

### 七、其它主要附件及接管

拉杆数量与直径可查《拉杆直径与拉杆数表》选取

\* 本次列管式换热器设计的内径为 1500mm 故其拉杆直径为 16mm，拉杆数量不得少于 10 个。

在壳程入口处应该设置防冲挡板，如图

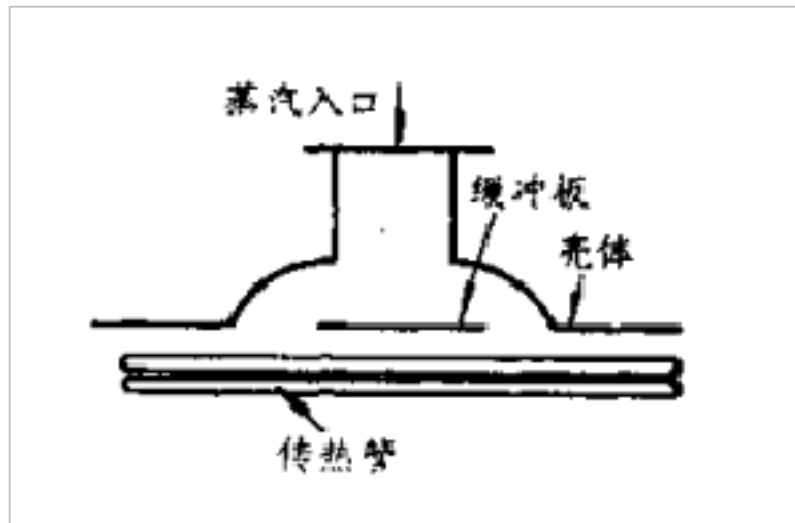


图2-3

换热器流体进出口接管不宜采用轴向接管，果必须采用轴向接管时，考虑设置管程缓冲挡板，接管直径取决于处理量和适宜的流速，还应考虑结构的协调性及强度要求。

\* 本次列管式换热器设计中，对于壳程流体进出口接管，若取接管内流速为  $u_1$  10m/s，则接管内径为：

$$D_1 = \sqrt{\frac{4V}{u_1}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 226500 / (3600 \cdot 90)}{3.14 \cdot 10}} = 0.298 \text{ (m)}$$

对于管程流体进出口接管，若取管内流体流速  $u_2$  2.5m/s 则接管内径为：

$$D_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot 547270 / (3600 \cdot 994.3)}{3.14 \cdot 2.5}} = 0.312 \text{ (m)}$$

圆整后，取壳程流体进出口接管规格为  $\phi 200 \times 20$ mm，取管程流体进出口接管规格为  $\phi 350 \times 10$ mm

### 第三章 列管式换热器工艺设计的核算

#### § 3.1 传热能力的核算

核算的目的在于验证所设计的换热器是否能打到规定的热负荷，一定的传热面积裕度。

##### 1、壳程流体传热膜系数的核算

克恩提出的对于采用圆缺形折流板时壳程流体的传热膜系数的计算式为：

$$a_0 = 0.36 \frac{w}{d} \text{Re}^{0.5} \text{Pr}^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

式中  $a_0$  —— 管外传热膜系数  $W/m^2C$ ；  
 $w$  —— 壳程流体的导热系数  $W/m \cdot C$

$d$  —— 当量直径  $m$ ；

$\text{Re}$  —— 管外流动雷诺数；

$\text{Pr}$  —— 普兰特常数，取定性温度下的值

—— 流体定性温度下的粘度  $a \cdot s$ ；

—— 流体壁温下的粘度  $\mu_w, a \cdot s$

而当量直径  $d_e$  随管子的布置方式而变化，对于采用三角形排列的情况：

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/686005215152011024>