



课 程 设 计

课程名称	化工原理课程设计
题目名称	列管式换热器设计
专业班级	10 级食品科学与工程（ 1）
学生姓名	fff
学号	77777
指导教师	赵大庆

二 0 一 二 年 十 二 月 二 十 八 日

目 录

1	化工原理课程设计任务书.....	(1)
2	概 述 与 设 计 方 案 简 介.....	(2)
3	确 定 设 计 方 案.....	(6)
	3.1 选择换热器的类型.....	(6)
	3.2 管程安排.....	(6)
4	确 定 物 性 数 据.....	(6)
5	估 算 传 热 面 积.....	(7)
	5.1 热流量.....	(7)
	5.2 平均传热温差.....	(7)
	5.3 传热面积.....	(7)
	5.4 冷却水用量.....	(7)
6	工 艺 结 构 尺 寸.....	(8)

6.2	管程数和传热管	
数		(8)
6.3	传热温差校正及壳程	
数		(8)
6.4	传热管排列和分程方	
法		(10)
6.5	壳体内	
径		(10)
6.6	折流挡	
板		(10)
6.7	其他附	
件		(10)
6.8	接	
管		(10)
7	换热器核	
算		(10)
7.1	热流量核	
算		(10)
7.2	壁温计	
算		(13)
7.3	换热器内流体的流动阻力	
	(13)	
8	结 构 设	
计		(15)
9	参考文	
献		(16)
10	主 要 符 号 说	
明		(17)

设计任务与条件

某生产过程中，反应器的混合气体经与进料物流换热后，用循环冷却水将其从 110℃ 进一步冷却至 60℃ 之后，进入吸收塔吸收其中的可溶组分。已知混合气体的流量为 $6.3 \times 10^4 \text{ kg/h}$ ，压力为 6.9Mpa。循环冷却水的压力为 0.4Mpa，循环水的入口温度为 29℃，出口温度为 39℃，试设计一台列管式换热器，完成该生产任务。经查得混合气体在 85℃ 下有关物性数据：

密度 $\rho_1 = 90 \text{ kg/m}^3$,

定压比热容 $C_{p1} = 3.297 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{℃)}$;

热导率 $\lambda_1 = 0.0279 \text{ W/(m} \cdot \text{℃)}$;

粘度 $\mu_1 = 1.5 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。

循环水在 34℃ 下的物性数据：

密度 $\rho_1 = 994.3 \text{ kg/m}^3$

定压比热容 $c_{p1} = 4.174 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$

热导率 $\lambda_1 = 0.624 \text{ W/m} \cdot \text{K}$

粘度 $\mu_1 = 0.742 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

概述与设计方案简介

换热器的类型

其主要优点是单位体积所具有的传热面积大，传热效果好，结构坚固，可选用的结构材料范围宽广，操作弹性大，因此在高温、高压和大型装置上多采用列管式换热器。为提高壳程流体流速，往往在壳体内安装一定数目与管束相互垂直的折流挡板。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，使湍流程度大为增加。

列管式换热器中，由于两流体的温度不同，使管束和壳体的温度也不相同，因此它们的热膨胀程度也有差别。若两流体温差较大（50℃以上）时，就可能由于热应力而引起设备的变形，甚至弯曲或破裂，因此必须考虑这种热膨胀的影响。

2.1 换热器

换热器是化工、石油、食品及其他许多工业部门的通用设备，在生产中占有重要地位。由于生产规模、物料的性质、传热的要求等各不相同，故换热器的类型也是多种多样。

按用途它可分为加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器和再沸器等。根据冷、热流体热量交换的原理和方式可分为三大类：混合式、蓄热式、间壁式。

间壁式换热器又称表面式换热器或间接式换热器。在这类换热器中，冷、热流体被固体壁面隔开，互不接触，热量从热流体穿过壁面传给冷流体。该类换热器适用于冷、热流体不允许直接接触的场合。间壁式换热器的应用广泛，形式繁多。将在后面做重点介绍。

直接接触式换热器又称混合式换热器。在此类换热器中，冷、热流体相互接触，相互混合传递热量。该类换热器结构简单，传热效率高，适用于冷、热流体允许直接接触和混合的场合。常见的设备有凉水塔、洗涤塔、文氏管及喷射冷凝器等。

蓄热式换热器又称回流式换热器或蓄热器。此类换热器是借助于热容量较大的固体蓄热体，将热量由热流体传给冷流体。当蓄热体与热流体接触时，从热流体处接受热量，蓄热体温度升高后，再与冷流体接触，将热量传给冷流体，蓄热体温度下降，从而达到换热的目的。此类换热器结构简单，可耐高温，常用于高温气体热量的回收或冷却。其缺点是设备的体积庞大，且不能完全避免两种流体的混合。

工业上最常见的换热器是间壁式换热器。根据结构特点，间壁式换热器可以分为管壳式换热器和紧凑式换热器。

紧凑式换热器主要包括螺旋板式换热器、板式换热器等。

管壳式换热器包括了广泛使用的列管式换热器以及夹套式、套管式、蛇管式等类型的换热器。其中，列管式换热器被作为一种传统的标准换热设备，在许多工业部门被大量采用。列管式换热器的特点是结构牢固，能承受高温高压，换热表面清洗方便，制造工艺成熟，选材范围广泛，适应性强及处理能力大等。这使得它在各种换热设备的竞相发展中得以继续存在下来。

使用最为广泛的列管式换热器把管子按一定方式固定在管板上，而管板则安装在壳体内。因此，这种换热器也称为管壳式换热器。常见的列管换热器主要有固定管板式、带膨胀节的固定管板式、浮头式和U形管式等几种类型。

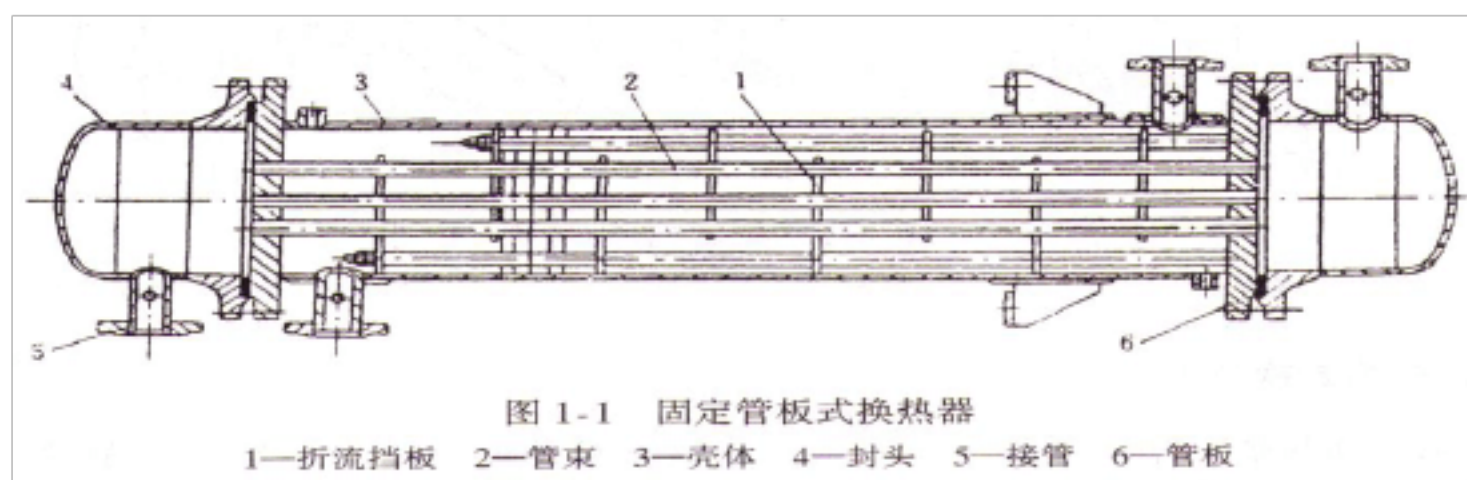
2.2 设计方案简介

2.2.1 换热器类型的选择

根据列管式换热器的结构特点，主要分为以下四种。以下根据本次的设计要求，介绍几种常见的列管式换热器。

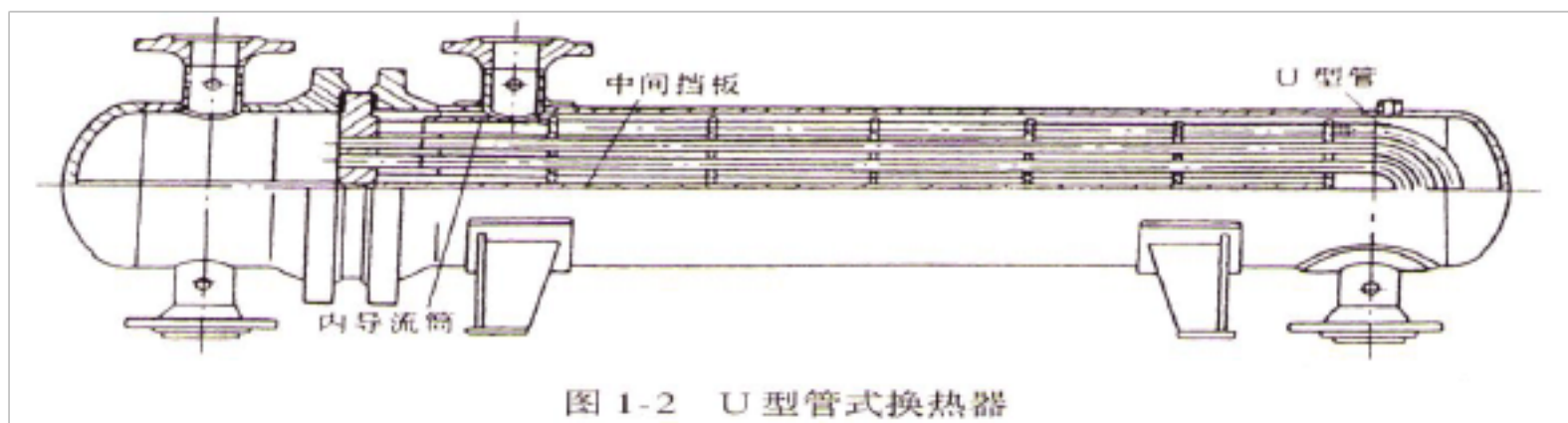
1. 固定管板式换热器

这类换热器如图 1-1 所示。固定管板式换热器的两端和壳体连为一体，管子则固定于管板上，它的结构简单；在相同的壳体直径内，排管最多，比较紧凑；由于这种结构式壳侧清洗困难，所以壳程宜用于不易结垢和清洁的流体。当管束和壳体之间的温差太大而产生不同的热膨胀时，用使用管子于管板的接口脱开，从而发生介质的泄漏。



2. U 型管换热器

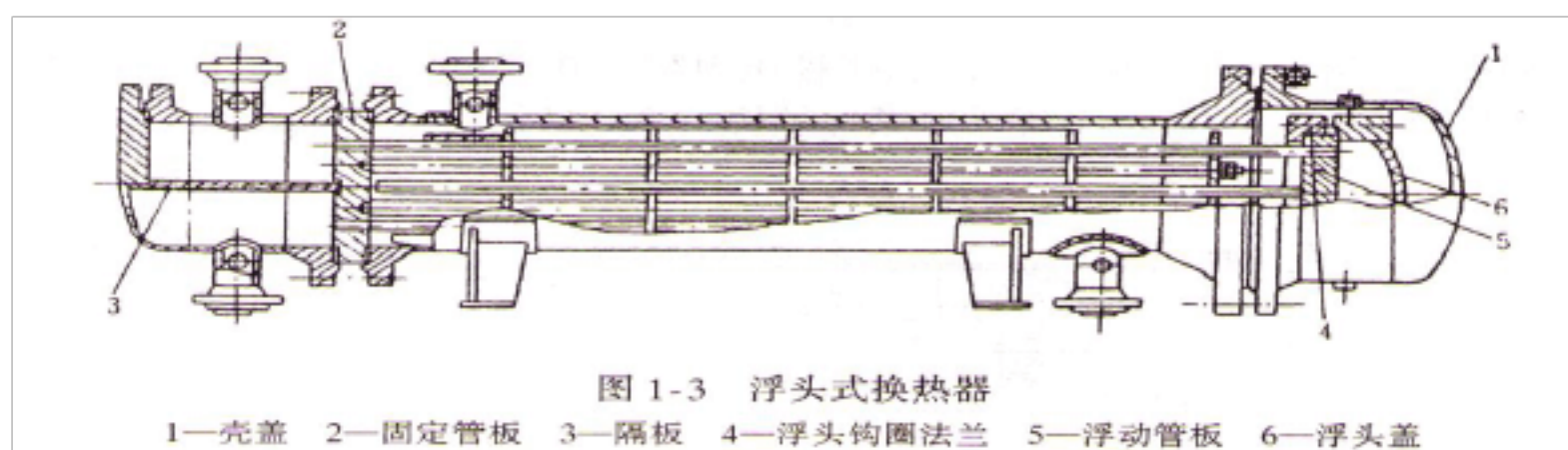
U 型管换热器结构特点是只有一块管板，换热管为 U 型，管子的两端固定在同一块管板上，其管程至少为两程。管束可以自由伸缩，当壳体与 U 型环热管由温差时，不会产生温差应力。U 型管式换热器的优点是结构简单，只有一块管板，密封面少，运行可靠；管束可以抽出，管间清洗方便。其缺点是管内清洗困难；由于管子需要一定的弯曲半径，故管板的利用率较低；管束最内程管间距大，壳程易短路；内程管子坏了不能更换，因而报废率较高。此外，其造价比管定管板式高 10% 左右。



3. 浮头式换热器

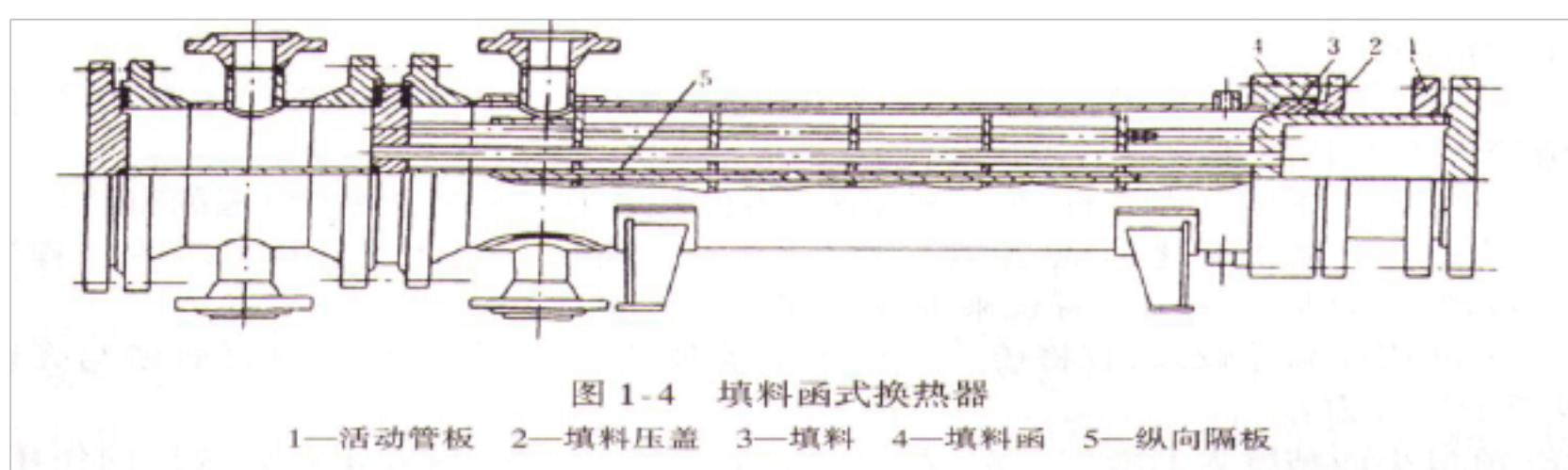
浮头式换热器的结构如下图 1-3 所示。其结构特点是两端管板之一不与外科

固定连接，可在壳体内沿轴向自由伸缩，该端称为浮头。浮头式换热器的优点是壳环热管与壳体间有温差存在，壳体或环热管膨胀时，互不约束，不会产生温差应力；管束可以从壳体内抽插，便与管内管间的清洗。其缺点是结构较复杂，用材量大，造价高；浮头盖与浮动管板间若密封不严，易发生泄漏，造成两种介质的混合。



4. 填料函式换热器

填料函式换热器的结构如图 1-4 所示。其特点是管板只有一端与壳体固定连接，另一端采用填料函密封。管束可以自由伸缩，不会产生因壳壁与管壁温差而引起的温差应力。填料函式换热器的优点是结构较浮头式换热器简单，制造方便，耗材少，造价也比浮头式的低；管束可以从壳体内抽出，管内管间均能进行清洗，维修方便。其缺点是填料函密封不严，壳程介质可能通过填料函外漏，对于易燃、易爆、有毒和贵重的介质不适用。



1.3 设计方案的选定

1.3.1 设计任务题目

反应器的混合气体列管式换热器设计

1.3.2 设计任务和设计条件

反应器的混合气体经与进料物流换热后，用循环冷却水将其从110℃ 进一步冷却至 60℃ 之后，进入吸收塔吸收其中的可溶组分。已知混合气体的流量为 39000kg / h，压力为 6.9 MPa，循环冷却水的压力为 0.4 MPa，循环冷却水的入口温度为 29℃，出口温度为 39℃，试设计一台列管式换热器，完成该生产任务。

列管式换热器工艺设计

一. 确定设计方案

1.选择换热器的类型

两流体温的变化情况：热流体进口温度 110℃ 出口温度 60℃；冷流体进口温度 29℃，出口温度为 39℃，该换热器用循环冷却水冷却，冬季操作时，其进口温度会降低，估计该换热器的管壁温度和壳体温之差较大，因此初步确定选用浮头式换热器。

2.管程安排

从两物流的操作压力看，应使混合气体走管程，循环冷却水走壳程。但由于循环冷却水较易结垢，若其流速太低，将会加快污垢增长速度，使换热器的热流量下降，应使循环水走管程，混和气体走壳程。

二、计算定性温度，确定流体特性

定性温度：对于一般气体和水等低黏度流体，其定性温度可取流体进出口温度的平均值。故壳程混和气体的定性温度为

$$T = \frac{110 + 60}{2} = 85\text{ }^{\circ}\text{C}$$

管程流体的定性温度为

$$T = \frac{39 + 29}{2} = 34\text{ }^{\circ}\text{C}$$

根据定性温度，分别查取壳程和管程流体的有关物性数据。

混和气体在 85℃下的有关物性数据如下：

密度 $\rho_1 = 90\text{ kg/m}^3$

定压比热容 $c_{p1} = 3.297\text{ kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$

热导率 $\lambda_1=0.0279\text{w/m}\cdot^{\circ}\text{C}$

粘度 $\mu_1=1.5\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$

循环水在 34°C 下的物性数据：

密度 $\rho_1=994.3\text{kg/m}^3$

定压比热容 $c_{pl}=4.174\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$

热导率 $\lambda_1=0.624\text{w/m}\cdot\text{K}$

粘度 $\mu_1=0.742\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$

三、计算热负荷和载热体用量

1. 热负荷：

$$Q=m_1c_{pl}t_1=23000\times 3.297\times (110-60)=\text{kJ/h}=105300\text{kw}$$

2. 冷却水用量 $W_c=Q/c_{pc}(t_2-t_1)=3.791\times 10^6\div [4.174\times (39-29)]=91000\text{kg/h}$

四、按逆流初算传热平均温度差

$$t_{m1}=\frac{(110-39)-(60-29)}{\ln\frac{110-39}{60-29}}=48.3\text{K}$$

五、初选传热系数和计算传热面积

1. 由于壳程气体的压力较高，故可选取较大的 K 值。

假设 $K=320\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{k})$

2. 22222 估算的传热面积为：

$$A_1=Q\div (K\Delta t_{m1})=68.1\text{m}^2$$

考虑 10%~20% 的安全系数

$$A=A_1\times 1.1=74.8\text{m}^2$$

六、工艺结构尺寸

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/936242043151011024>