

大豆油冷却器的设计

设计题目	第 1 页
说明书编写要求	第 1 页
设计任务书	第 2 页
一、设计方案	第 3 页
1. 换热器的选择	第 3 页
2. 结构设计工艺流程	第 4 页
3. 流动空间及流速的确定	第 7 页
二、确定物性数据	第 7 页
三、计算总传热系数	第 8 页
1. 热流量	第 8 页
2. 平均传热温差	第 8 页
3. 冷却水用量	第 8 页
4. 总传热系数 K	第 8 页
四、计算换热面积	第 9 页
五、工艺结构尺寸	第 9 页
1. 管径和管内流速	第 9 页
2. 管程数和传热管数	第 9 页
3. 平均传热温差校正及壳程数	第 10 页
4. 传热管排列和分程方法	第 10 页
5. 壳体内径	第 10 页
6. 接管	第 11 页
六、换热器核算	第 11 页
1. 热量核算	第 11 页
2. 换热器内流体的流动阻力	第 13 页
3. 换热器主要结构尺寸和计算结果	第 14 页
设备结构图（附图）	第 15 页
主要符号说明	第 15 页
七、设计评述	第 16 页
参考文献	第 18 页
评语	第 29 页

广 西 工 学 院

化 工 原 理 课 程 设 计

说 明 书

设计题目：大豆油换热器的设计

说明书编写要求：

化工原理课程设计由说明书和图纸两部分组成。设计说明书为打印稿，包括所有论述、原始数据、计算、表格等，设计说明书一般不少于 3000 字，设计（论文）任务书装订于说明书的前页，其设计说明书具体书写格式及内容如下：

- 1、标题页
- 2、设计任务书
- 3、目录
- 4、设计方案简介
- 5、工艺流程草图及说明
- 6、工艺计算及主体设备设计
- 7、辅助设备的计算及选型
- 8、设计结果概要或设计一览表
- 9、对本设计的评述
- 10、附图（带控制点的工艺流程简图、主体设备设计条件图）
- 11、参考文献
- 12、主要符号说明

化工原理课程设计任务书

一、设计题目

大豆油换热器的设计

二、设计任务

- 1、处理量：13000kg/h 大豆油
- 2、设备型式：列管式（U型管）换热器
- 3、操作条件：
 - a. 大豆油：入口温度 133° C，出口温度 40° C
 - b. 冷却介质：循环水，入口温度 30° C，出口温度 40° C
 - c. 允许压降：不大于 10Pa

三、设计要求

1. 设计一个 U 型管换热器
2. 设计内容包括：
 - a. 热力设计
 - b. 流动设计
 - c. 结构设计
 - d. 强度设计
3. 设计步骤：
 1. 根据换热任务和有关要求确定设计方案
 2. 初步确定换热器的结构和尺寸
 3. 核算换热器的传热面积和流体阻力
 4. 确定换热器的工艺结构

四、设计原则：

1. 传热系数较小的一个，应流动空间较大，使传热面两侧的传热系数接近
2. 换热器减少热损失
3. 管、壳程的决定应做到便于除垢和修理，以保证运行的可靠性
4. 应减小管子和壳体因受热不同而产生的热应力。从这个角度来讲，顺流式就优于逆流式
5. 对于有毒的介质或气相介质，必使其不泄露，应特别注意其密封性，密封不仅要可靠，而且应要求方便及简洁
6. 应尽量避免采用贵金属，以降低成本

五、课程要求：

1. 要求每组成员共同进行查阅资料，在计算、绘图中进行分工合作
2. 要求在 12 月 10 日前完成说明书的编写和绘图过程
3. 要求每人上交一份说明书，每组一分图纸
(用 A1 图纸绘制装置图一张：一个设备大图，包含设备技术要求、主要参数、接管表、部件明细表、标题栏)

一、设计方案

方案简介:

列管式换热器称管壳式换热器是化工生产中应用最为广泛的一种换热设备结构简单坚固,耐高压,可靠程度高、适应性强,制造材料范围广;单位体积所具有的传热面积大并传热效果好;而且种类多,型号全,制造工艺比较成熟。因此在石油、化工生产中,尤其是高温高压等大型换热器的主要结构形式。因此,本次设计就对传热过程所用设备——列管式换热器进行一次选型设计。

列管式换热器抗结构可分为固定管板式,浮头式U形管式三种类型。选用时可根据应用条件的不同及各自的优缺点设计适宜的换热器。

要设计一个较完善的换热器,除了能满足传热方面的要求外,还力求传热效率高,体积小、重量轻、消耗材料少,制造成本低,清洗维护方便和操作安全等。因此列管式换热器的设计,首先必须根据化工生产工艺条件的要求通过化工工艺计算确定换热器的传热面积,同时选择管径、管长,决定管数,管程数和壳程数,然后进行机械选型设计。

列管换热器选型设计过程已有成熟的资料,具体步骤如下:

- (1)根据流体的物性及生产工艺条件的要求,确定流体通入的空间。
- (2)确定流体在换热器两端的温度,选择列管换热器的型式。
- (3)计算流体的定性温度,确定流体的物性数据。
- (4)根据传热任务计算热负荷。
- (5)依对流传热系数 a_2 和 a_1 ,确定污垢热阻 R_{s2} 和 R_{s1} 。再计算总传热系数 K 计。据总传热系数的经验值范围,或按实际情况,选定总传热系数 K 选值。
- (6)通过化工工艺计算,由总传热速率方程 $Q=KS\Delta t_m$ 初步算出传热面积 S ,并确定换热器的基本尺寸按系列标准选择设备规格。
- (7)计算管程、壳程
- (8)计算初选设备的管、壳程流体的压强降,如超过工艺允许的范围,需调整流速,再确定管程数或折流板间距,或选择另一规格的换热器,重新计算压降直到压强降满足要求为止。以上设计过程还要牵涉到大量公式,其具体计算式子可以参考文献。

1. 换热器的选择:

两流体温度变化情况:热流体大豆油的入口温度 133°C ,出口温度 40°C ;冷流体(循环水)进口温度 30°C ,出口温度 40°C 。由于两流体的温度不同,所以使管束和壳体的温度也不一样,因此它们的热膨胀程度也有差别。

列管式换热器中,由于冷热两流体温度不同使壳体和管束的温度也不同。因此它们的热膨胀程度也有差别。若两流体的温度相差较大时,就可能由于应力而引起设备的变形,甚至弯曲和断裂,或管子从管板上松脱,因此必须采用适当的温差补偿措施,消除或减小热应力。根据采取热补偿方法的不同,列管换热器可分为以下几种主要型式:

(1)固定管板式。所谓固定管板式,即两端管板和壳体连接成一体的结构形式,因此它具有结构简单和造价低廉的优点但壳程清洗困难,因此要求壳方流体应是较清洁且不容易结垢的物料。当两流体的温度差较大时,应考虑热补偿。而具有补偿圈(称膨胀节)的固定管板式换热器,即在外壳的适当部位焊上一个补偿圈,当外壳和管束膨胀不同时,补偿圈发生弹性变形拉伸或压缩,以适应外壳和管束的不同热膨胀。此法适用于两流体温度差小于 120°C 壳程压力小于 60MPa 的场合。

(2)U形管换热器。U形管换热器每根管子都弯成U形，管子两端均固定在同一管板上，因此每根管子可以自由伸缩，从而解决补偿问题。这种型式换热器的结构也较简单，质量轻，适用于高温和高压的情况。其主要缺点是管程清洗比较困难；且因管子需一定的弯曲半径，管板利用率较差。

(3)浮头式的换热器。浮头式换热器两端管板中有一端不与外壳固定连接，该端称为浮头，这样当管束和壳体因温度差较大而热膨胀不同时，管束连同浮头就可在壳体内自由伸缩，而与外壳无关，从而解决热补偿问题。另外，由于固定端的管板是以法兰与壳体相连接的，因此管束可以从壳体中抽出，便于清洗和检修。所以浮头式换热器应用较为普遍，但结构比较复杂。金属耗量多，造价较高。

本设计所需要的换热器用循环冷却水冷却，冬季操作时进口温度会降低，考虑到这一因素，估计该换热器的管壁温和壳体壁温之差较大，当两流体的温度差较大时，可以选用U型管换热器。而且它具有结构简单和造价低廉的优点。故本次设计初步确定选用U型管换热器。

一般换热器都用金属材料制成，其中碳素钢和低合金钢大多用于制造中、低压换热器；不锈钢除主要用于不同的耐腐蚀条件外，奥氏体不锈钢还可作为耐高、低温的材料；铜、铝及其合金多用于制造低温换热器；镍合金则用于高温条件下；非金属材料除制作垫片零件外，有些已开始用于制作非金属材料的耐蚀换热器，如石墨换热器、氟塑料换热器和玻璃换热器等。

2. 结构设计工艺流程

2.1 列管式换热器的选用步骤：

哪一种流体流经换热器的管程，哪一种流体流经壳程，下列各点可供选择时参考(以固定管板式换热器为例)。

(1)不洁净和易结垢的流体宜走管内，以便于清洗管子。

(2)腐蚀性的流体宜走管内，以免壳体和管子同时受腐蚀，而且管子也便于清洗和检修。

(3)压强高的流体宜走管内，以免壳体受压。

(4)被冷却的流体宜走管间，可利用外壳向外的散热作用，以增强冷却效果。

(5)需要提高流速以增大其对流传热系数的流体宜走管内，因管程流通面积常小于壳程，且可采用多管程以增大流速。

(6)粘度大的液体或流量较小的流体，宜走管间，因流体在有折流挡板的壳程流动时，由于流速和流向的不断改变，在低 Re ($Re>100$)下即可达到湍流，以提高对流传热系数。在选择流体流经时，首先考虑流体的压强、防腐蚀及清洗等要求，然后再校核对流传热系数和压强降。

本设计以油和循环冷却水作为传热媒介，水走管内，油走壳程，因为水的压强高、循环冷却水较易结垢、需要提高流速。为便于水垢清洗，应使循环水走管程，大豆油走壳程，综合考虑做此选择。

2.2 流体流速的选择

增加流体在换热器中的流速，将加大对流传热系数，减少污垢在管子表面上沉积的可能性，即降低了污垢热阻，使总传热系数增大，从而可减小换热器的传热面积。但是流速增加，又使流体阻力增大，动力消耗就增多。所以适宜的流速要通过经济衡算才能定出。此外，在选择流速时，还需考虑结构上的要求：选择高的流速，使管子的数目减少，对一定的传热面积，不得不采用较长的管子或增加程数。管子太长不易清洗，单程变为多程使平均温度差下降。由于本换热器设计，总热负荷小，不需要太高的对流传热系数，油和水又是液体，再加之平均温度的下降影响了换热，所以在常见流速中选择了0.6m/s。

2.3 流体两端温度的确定

若换热器中冷热流体的温度都由工艺条件所规定，就不存在确定流体两端温度的问题。若其中一个流体仅已知进口温度，则出口温度应由设计者来确定。例如用冷水冷却某热流体，冷水的进口温度可以根据当地的气温条件作出估计，而换热器出口的冷水温度，便需要根据经济衡算来决定。为了节省水量，可使水的出口温度提高些，但传热面积就需要加大；为了减小传热面积，则要增加水量。两者是相互矛盾的。本次化工原理课程设计任务书的操作条件给出换热器中冷热流体的温度，因此就不存在确定流体两端温度的问题。

2.4 管子的规格和排列方法

(1) 选择管径时，应尽可能使流速高些，但一般不应超过前面介绍的流速范围。易结垢、粘度较大的液体宜采用较大的管径。我国目前试用的列管式换热器系列标准中仅有25×2.5mm及19×2mm两种规格的管子。

管子的选用可参照GB151—1999，由于本设计要求大豆油为传热媒介黏度大，选择25×2.5mm。

(2) 管长的选择是以清洗方便及合理使用管材为原则。长管不便于清洗，且易弯曲。一般出厂的标准钢管长为6m，则合理的换热器管长应为1.5、2、2.5、3、4.5或6m。系列标准中也采用这四种管长。此外，管长和壳径应相适应，一般取L/D为4~6(对直径小的换热器可大些)。

本设计选用4.5m以配合管子的排列和管子数量能满足换热要求。

(3) 如前所述，管子在管板上的排列方法有等边三角形、正方形直列和正方形错列等。等边三角形排列的优点有：管板的强度高；流体走短路的机会少，且管外流体扰动较大，因而对流传热系数较高；相同的壳径内可排列更多的管子。正方形直列排列的优点是便于清洗列管的外壁，适用于壳程流体易产生污垢的场合；但其对流传热系数较正三角排

列时为低。方形错列排列则介于上述两种排列之间，适当地提高。

本设计选用等边三角行排列，水对管子的腐蚀程度不高，相对于的换热器更重要的是传热系数高。

(4) 管子在管板上排列的管距两根管子的管距与管板的连接方法不同而异。通常，胀管法取 $5d$ 且相邻两管外壁间距 $6mm$ 而应小于 $\geq(d+6)$ 本设计采用焊接法连接，所以 $3d$ 和 $6mm$ 管距取)

(5) 管程和壳程数的确定体的流量较小或传热面积较大所需管数很多会使管内流速较低，因而对流传热系数较小。为了提高管内流速，使管程数过多，导致管板上可利用的面积减少，考虑这些管数。换热器的系列标准中管程数有2程和6程等四程。用多程通常应使每程的管子数大致相等。考虑到选用管子直径小，为了不影响达到换热要求，本设计选用

2.5 外壳直径的确定

换热器壳体的内径应等于或稍大于换热器的直径。根据计算出实际的管数、管径、管中心距及管子的排列方法等，一般在初步设计两流体的流速后，计算所需的管程和壳程的流通截面积中，查出外壳的直径。待全部设计完成后，仍应用作图法画出管子排列图。

2.6 材料选用

列管换热器的材料应根据操作压强、温度及流体的腐蚀性等来选。材料的机械性能及耐腐蚀性。常用材料有碳钢、不锈钢、低合金钢、铜和铝等；非金属材料有玻璃、陶瓷、塑料、橡胶、玻璃钢等。虽然抗腐蚀性能好，但价格高且较脆。四氟乙烯和玻璃壳体采用碳钢，管程采用碳素钢。碳钢优势在于价格降不大 $10^5 Pa$ 参照B15H999 碳钢完全可以承受。

3. 流动空间及流速的确定

管径选 $\Phi 5 \times 2$ 的较高级冷拔传热管（碳钢管） U_f 管内流速取

二、确定物性数据

(1) 定性温度：可取流体进口温度的平均值 $50^\circ C$ （大豆油沸点壳程大豆油的定性温度为 $(33+40)/2=36.5$

管程流体的定性温度为 $=(30+40)/2=35$

根据定性温度，分别查取壳程和管程流体的有关物性数据。

② 大豆油在133℃下的有关物性数据如下：

$$\text{密度: } \rho_0 = 875.2 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{定压比热容: } c_{p0} = 2.052 \text{ J/(kg} \cdot \text{}^\circ\text{C)}$$

$$\text{导热系数: } \lambda_0 = 0.170 \text{ W/(m} \cdot \text{}^\circ\text{C)}$$

$$\text{粘度: } \mu_0 = 0.0065 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

③ 循环冷却水在30℃下的物性数据：

$$\text{密度: } \rho_i = 993.95 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{定压比热容: } c_{pi} = 4.174 \text{ J/(kg} \cdot \text{}^\circ\text{C)}$$

$$\text{导热系数: } \lambda_i = 0.626 \text{ W/(m} \cdot \text{}^\circ\text{C)}$$

$$\text{粘度: } \mu_i = 0.00032 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

三 计算总传热系数

1. 热流量

$$Q_0 = m_0 c_{p0} \Delta t_0 = 13000 \times 2052 \times (133 - 40) = 2480000 \text{ J/h} = 689 \text{ (kW)}$$

2. 平均传热温差：

$$\Delta t_m = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1}{t_2}} = \frac{(133 - 40) - (40 - 30)}{\ln \frac{133 - 40}{40 - 30}} = 37.2 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

3. 冷却水用量

$$W_i = \frac{Q_0}{c_{pi} t_i} = \frac{2480000}{4.174 (40 - 30)} = 59415 \text{ (kg/h)}$$

4. 总传热系数

管程传热系数

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/065012001233012031>