

化工过程及设备设计

华南理工大学化工原理教研组 编

华南理工大学出版社

化工过程及设备设计

华南理工大学化工原理教研组编

华南理工大学出版社

化工过程及设备设计
华南理工大学化工原理教研组 编

*

华南理工大学出版社出版发行
(广州 五山)

广东省新华书店经销 广东番禺印刷厂印刷

开本787×1092 1/16 17 印张 380千字

1986年6月第1版 1990年3月第3次印刷

印数16 000—18 000

ISBN 7—5623—0178—6/TQ·10

定价：4.40元

前 言

本书包括五类常用的化工过程及设备的设计资料：换热器的设计、蒸发装置的设计、填料塔吸收装置的设计、板式塔精馏装置的设计和沸腾床干燥装置的设计。书中除介绍上述典型的过程及设备的工艺设计和结构设计的设计原理和方法外，还对设备的选型、有关流程方案的确定原则以及附属设备的设计和选型作了介绍。本书系根据华南工学院化工原理教研组多年的教学经验编写而成，并汇集了新近国内外出版的有关设计资料，供设计者参考。

本书可作为高等院校、专科学校化工类各专业《化工原理》课程设计的设计指导书和参考书，也可供从事化工过程及设备设计的工程技术人员参考。

由于编者水平所限，书中难免有不妥之处，诚恳地希望读者批评指正。

本书各章编写人员为：绪论，沈宁棠；第一章，林垂豪、张莺雏；第二章，程达芳、陆享建；第三章，陈佩珍、李遵椿；第四章，何自然、王旭；第五章，沈宁棠、罗勇。全书由沈宁棠审核、提出修改补充意见及统稿，由陈仲言教授审阅。

编者

一九八六年三月

目 录

绪论	(1)
----	-----

第一章 换热器的设计

第一节 列管式换热器的设计	(3)
---------------	-----

1-1 概述	(3)
1-2 设计方案的确定	(4)
1-3 化工计算	(8)
1-4 管子及其与管板的连接	(15)
1-5 管数、管程数和管子的排列	(17)
1-6 管程的分程及管板与隔板及壳体的连接	(21)
1-7 管板尺寸的确定	(24)
1-8 壳体直径及壳体厚度的计算	(36)
1-9 折流板、支承板的作用及结构	(37)
1-10 温差应力及其补偿方法	(41)
1-11 管子拉脱力的计算	(44)
1-12 管程与壳程接管	(45)
1-13 列管式换热器流体阻力的计算	(47)

第二节 螺旋板式换热器的设计	(49)
----------------	------

1-14 概述	(49)
1-15 设计方案的确定	(54)
1-16 化工计算	(55)
1-17 结构设计	(62)
1-18 安装方式	(64)
1-19 加工方法	(64)
1-20 螺旋体的画法	(64)

参考文献	(65)
------	------

第二章 蒸发装置的设计

第一节 概述	(66)
--------	------

第二节 蒸发方案的确定	(66)
-------------	------

2-1 蒸发操作条件的确定	(66)
---------------	------

2-2	蒸发器的类型及其选择	(67)
2-3	蒸发装置流程的确定	(72)
第三节 多效蒸发的工艺计算		(75)
2-4	常用的试差法	(76)
2-5	用牛顿迭代法对多效蒸发系统进行工艺计算	(86)
2-6	用最优化法——拉格朗日乘子法求解多效蒸发的工艺参数	(87)
第四节 蒸发器的结构设计和强度计算		(93)
2-7	蒸发器的结构设计	(93)
2-8	蒸发器的强度计算	(93)
附录		(99)
参考文献		(108)

第三章 填料塔吸收装置的设计

第一节 概述		(109)
3-1	流程的确定	(109)
3-2	吸收剂用量或气体消耗量	(112)
3-3	填料吸收塔的设计步骤	(113)
第二节 平衡关系		(114)
3-4	气体在液体中的溶解度	(114)
3-5	非等温吸收时的平衡线	(118)
第三节 填料		(120)
3-6	对填料的要求	(120)
3-7	几种典型填料	(121)
第四节 填料塔直径的计算		(127)
3-8	填料塔液泛点的关联	(127)
3-9	塔径的确定	(128)
第五节 填料层高度的计算		(129)
3-10	传质系数法	(129)
3-11	传质系数法的讨论	(131)
3-12	用传质单元表示的填料层高度计算式	(135)
第六节 传质系数的数据		(137)
3-13	通用的准数关联式	(137)
3-14	针对具体情况的经验公式	(139)
第七节 填料层阻力		(142)

3—15	填料层压降的通用关联图	(142)
3—16	用阻力系数法求压降	(142)
第八节 填料塔的附属结构		(145)
3—17	填料支承结构	(145)
3—18	液体喷淋装置	(147)
3—19	液体再分配装置	(149)
3—20	气流入塔的分布结构	(149)
附录		(150)
参考文献		(157)

第四章 板式塔精馏装置的设计

第一节 概述		(158)
4—1	精馏操作对塔设备的要求	(158)
4—2	常用板式塔类型	(158)
4—3	浮阀塔及筛板塔的特性	(159)
4—4	精馏塔的设计步骤	(159)
第二节 设计方案的确定		(160)
4—5	设计方案的确定	(160)
第三节 板式精馏塔的工艺计算		(162)
4—6	物料衡算与热量衡算	(162)
4—7	理论塔板数的确定	(163)
4—8	回流比的选择	(165)
4—9	塔板总效率的估计	(166)
第四节 塔板和塔主要工艺尺寸的设计		(167)
4—10	初选塔板间距	(167)
4—11	塔径的计算	(167)
4—12	塔板布置及板上液体流程	(169)
4—13	溢流装置	(170)
4—14	安定区与边缘区的安排	(172)
4—15	鼓泡区阀孔(筛孔)的分布	(173)
4—16	塔板的流体力学计算	(178)
第五节 板式塔的结构设计		(183)
4—17	总体结构	(183)
4—18	塔板结构	(183)
4—19	接管结构	(196)
第六节 板式精馏塔的辅助设备设计		(198)

4-20 冷凝器	(198)
4-21 再沸器	(199)
4-22 加热蒸汽鼓泡管	(200)
附录	(200)
参考文献	(207)

第五章 沸腾床干燥装置的设计

第一节 概述	(208)
5-1 沸腾干燥简介	(208)
5-2 沸腾干燥的适用场合	(209)
5-3 沸腾干燥器的分类	(210)
5-4 沸腾干燥装置的设计步骤	(211)
第二节 设计方案的确定	(212)
5-5 设计方案所包括的内容	(212)
5-6 确定设计方案的原则	(213)
第三节 卧式多室沸腾床干燥器的工艺设计	(213)
5-7 空气消耗量及加热蒸汽消耗量的计算	(214)
5-8 沸腾床层底面积的计算	(216)
5-9 设备的宽度、长度和高度的确定	(223)
第四节 卧式多室沸腾床干燥器的结构设计	(225)
5-10 布气装置	(225)
5-11 隔板(分隔板)	(228)
5-12 溢流堰	(229)
第五节 附属设备的设计与选型	(229)
5-13 离心通风机的选用	(229)
5-14 空气加热器的选用	(230)
5-15 供料器的选用或设计	(234)
5-16 气固分离器的选用	(239)
5-17 排料器的选用或设计	(257)
参考文献	(263)

绪 论

课程设计是《化工原理》课程的一个总结性教学环节，是培养学生综合运用本门课程及有关先修课程的基本知识去解决某一设计任务的一次训练。在整个教学计划中，它也起着培养学生独立工作能力的重要作用。对于毕业前只做毕业论文而不搞毕业设计的学生，则课程设计对培养他们的设计能力负有更重大的责任。

化工原理课程设计要求学生在规定时间内，按照设计任务书的要求，完成某项化工设备的设计工作。这种设计与平时做习题比较，有显著不同：1. 不仅要进行一系列的计算，而且要确定工艺流程及保证工艺过程正常进行的措施，确定对过程进行检查和调节的方法。此外，还需对设备的结构进行选型和计算，并用工程图将这些结果表达出来；2. 任务书所给出的数据是不全的，有些数据需由设计者去搜集，有些数据则需自行选定，而这些数据又不能随便选定，必须运用已获得的各项知识，经过详细而全面的考虑后方可确定。通过课程设计，学生应特别注意以下几个能力的训练和培养：1. 查阅资料、选用公式和搜集数据（包括从已发表的文献中和从生产现场中搜集）的能力；2. 树立既考虑技术上的先进性与可行性，又考虑经济上的合理性，并注意到操作时的劳动条件和环境保护的正确设计思想，在这种设计思想的指导下去分析和解决实际问题的能力；3. 迅速准确地进行工程计算（包括电算）的能力；4. 用简洁的文字、清晰的图表来表达自己设计思想的能力。

课程设计的基本内容包括：确定设计方案；工艺设计；结构设计；附属设备的设计或选型；将设计结果编写成设计说明书，并绘制相应的工艺流程图和主体设备结构图。其中设计说明书的内容应包括如下几项：1. 目录；2. 设计题目（任务书）；3. 流程示意图；4. 流程和方案的说明和论证；5. 设计结果概要（主要设备尺寸、各种物料的量 and 状态、能耗指标、设计时规定的主要操作参数以及附属设备的规格、型号及数量）；6. 设计计算与说明；7. 对设计的评述及有关问题的分析讨论；8. 参考文献。

课程设计的步骤通常如下：1. 动员和布置任务；2. 阅读指导书和查阅资料；3. 现场调查；4. 设计计算、绘图和编写说明书；5. 考核和答辩。

进行课程设计必须与工程实际密切联系，因此，进行现场调查、搜集现场资料就成为完成课程设计的重要环节。现场调查的基本要求是：（1）了解与设计任务有关的某一典型化工装置的工艺流程、主体设备和附属设备以及测量控制仪表的配置情况；（2）收集主体设备的结构参数、附属设备的规格以及操作和控制的现场数据；（3）了解装置的运转情况和技术改造情况。设计者应自行拟定详细的调查提纲。在现场调查中增加了感性认识，就能在设计过程中更好地独立工作。

整个设计是由论述、计算和绘图三部分组成。所以，只有计算，缺少论证或计算、绘图马虎草率都是不符合要求的。一个合理的设计往往必须进行多种方案的比较，进行反复多次的设计计算方能获得。本书是课程设计的指导书及基本参考资料，书中介绍了几类典型化工过程及设备的设计基本原理和基本方法，并提供了设计的基本资料，希望能起到举一反三的作

用。所以，设计者无论在选择设备类型、设计方法、计算公式以及数据图表等方面，均不应局限在本书的范围内，而应结合任务书的具体要求，广泛查阅和收集有关资料，经过认真的分析、对比和筛选，使设计尽可能先进和合理。这样做对设计能力的培养更为有利。由于课程设计的时间有限，任务书中只规定了基本要求，设计者还可以根据自己的情况，在某些方面加深和提高。例如，可以在流程的选择、设备的选型以及操作参数的选定等方面进行多种方案的设计计算和对比，可以增加电算工具的应用，还可以适当增加附属设备的设计计算，或在操作控制自动化等方面提出方案，或多查阅一些参考资料以便进一步充实设计的论证材料等。

设计后期的答辩，既是了解学生设计能力的补充过程，也是提高设计水平、交流心得和扩大收获的重要过程。答辩通常包括个别答辩和公开答辩两种形式。个别答辩的目的不仅仅是对学生进行全面考核，更主要是促进学生开动脑筋、提高设计水平。所以，在个别答辩后，应允许学生修改补充自己的图纸和说明书。公开答辩是在个别答辩的基础上，选出几个有代表性的学生在全班公开答辩，实际上是以他们的中心发言来引导全班性的讨论，目的是交流心得、探讨问题和扩大收获。

本书虽然主要是为化工类专业在校学生编写，但也可供从事化工过程及设备设计的工程技术人员参考。

本书采用国际单位制。但引用其他作者的经验公式、图线或表格时，则仍保留原有的单位。

第一章 换热器的设计

化工生产中所用的换热器类型很多。按其用途分，有加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器和再沸器等。按其结构型式分，有列管式、螺旋板式、板式、板壳式、板翅式和翅片管式等。不同类型的换热器，其性能各异，因此要了解各种换热器的特点，以便根据工艺要求选用适当的类型，同时还要根据传热的基本原理，选择流程、确定换热器的基本尺寸、计算传热面积以及计算流体阻力等。

换热器在石油、化工生产过程中应用很广泛，它不仅独立使用，而且是很多化工装置的组成部分，如蒸馏装置中的再沸器、冷凝器及预热器等。在炼油厂的常压、减压蒸馏装置中，换热器约占建设总投资的20%，在化工厂的建设中，换热器约占总投资的11%。一般地说，换热器约占石油、化工装置工艺设备重量的40%左右，随着化工、炼油以及石油化工的迅速发展，各种换热器发展很快，新型结构不断出现，以满足各工业部门的需要。换热器的基本发展趋势是：提高紧凑性，降低材料消耗，提高传热效率，保证互换性和扩大容量的灵活性，通过减少污垢和便于除垢来减少操作事故，在广泛的范围内将向大型化发展。

第一节 列管式换热器的设计

1-1 概述

列管式换热器是一种较早发展起来的型式，设计资料和数据比较完善，目前在许多国家中已有系列化标准。列管式换热器在换热效率，紧凑性和金属消耗量等方面不及其他新型换热器，但是它具有结构牢固，适应性大，材料范围广等独特优点，因而在各种换热器的竞相发展中得以继续应用下去。目前仍是化工、石油和石油化工中换热器的主要类型，在高温高压和大型换热器中，仍占绝对优势。例如在炼油厂中作为加热或冷却用的换热器、蒸馏操作中蒸馏釜（或再沸器）和冷凝器，化工厂中蒸发设备的加热室等，大都采用列管式换热器。

一、列管式换热器标准简介

化工设备的标准化是促进化学工业及化工机械制造工业发展的一项重要工作。有了统一的标准，可以根据它制定出标准的施工图，这可以大大减少设计部门的设计工作量，节约大量工作时间；而制造部门则可以组织厂际协作与专业分工，有可能进行成批生产，提高产品质量，降低生产成本。有了标准系列，设备零件的互换性能强，便于设备的检修和维护。

我国第一机械工业部通用机械研究所在1959年制订了我国第一个列管式换热器的标准系列（TH₂-59），1973年在新的技术条件基础上，又制定了新的标准系列。如《列管式固定

管板热交换器》(JB1145-73);《立式热虹吸式重沸器》(JB1146-73)等,同时完成了JB1145-73及JB1146-73标准施工图等。这反映了我国热交换器设计和制造新水平。在工程设计中,应尽量采用标准系列,但是在选用标准系列的图样之前,必须对于生产工艺的要求进行必要的化工计算,以确定所需要的传热面积和设备结构,才能进行选用。有时由于标准系列的规格限制,不能满足工厂的生产要求,此时必须自己进行设备的结构设计。因此,本设计除了要求学生进行化工计算外,还要求设备的结构设计并绘出一定分量的图纸,以便达到全面训练的目的。

二、列管式换热器的设计步骤

本设计可分下面五个阶段进行。

1. 根据任务的要求,确定设计方案;
2. 进行化工计算;
3. 选择适宜的结构方案;
4. 进行结构设计;
5. 进行流体阻力计算及流体输送机械的选择;
6. 绘制流程图及一定量的设备图纸,抄写说明书。

1-2 设计方案的确定

设计方案的确定包括换热器型式的选择,加热剂或冷却剂的选择,流体流入换热器的空间以及流体速度的选择和加热剂、冷却剂的最适宜出口温度的确定。

一、列管式换热器型式的选择

列管式换热器种类很多,目前广泛使用的按其温差补偿结构来分,主要有以下几种:

(一)固定管板式换热器 如图1-1所示,这类换热器的结构比较简单、紧凑,造价便宜,但管外不能机械清洗。此种换热器管束连接在管板上,管板分别焊在外壳两端,并在其上连接有顶盖,顶盖和壳体装有流体进出口接管。通常在管外装置一系列垂直于管束的挡板。同时管子和管板与外壳的连接都是刚性的,而管内管外是两种不同温度的流体。因此,当管壁与壳壁温度相差较大时,由于两者的热膨胀不同,产生了很大的温差应力,以致管子扭弯或使管子从管板上松脱,甚至毁坏整个换热器。

为了克服温差应力必须有温差补偿装置,一般在管壁与壳壁温度相差 50°C 以上时,为安全起见,换热器应有温差补偿装置。图1-2为具有温差补偿圈(或称膨胀节)的固定管板换热器。依靠膨胀节的弹性变形可以减少温差应力。但这种装置只能用在壳壁与管壁温差低于 $60\sim 70^{\circ}\text{C}$ 和壳程流体压强不高的情况。一般壳程压强超过 $6\text{kgf}/\text{cm}^2$ 时,由于补偿圈过厚,难以伸缩,失去温差补偿的作用,就应考虑其他结构。

(二)浮头式换热器 换热器的一块管板用法兰与外壳相连接,另一块管板不与外壳连接,以便管子受热或冷却时可以自由伸缩,但在这块管板上连接一个顶盖,称之为“浮头”,所以这种换热器叫做浮头式换热器。如图1-3所示,这种型式的优点为:管束可以拉出,以

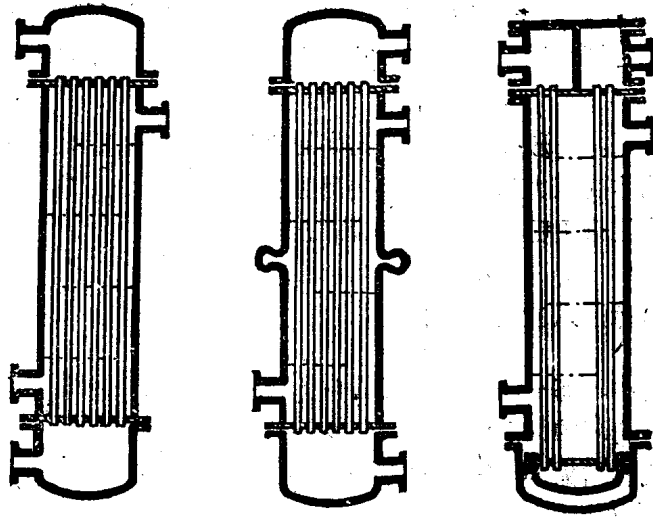


图1-1 固定管板式 图1-2 带补偿器的固定管板式 图1-3 浮头式

便清洗；管束的膨胀不受壳体约束，因而当两种换热介质的温差大时，不会因管束与壳体的热膨胀量的不同而产生温差应力。其缺点为结构复杂，造价高。

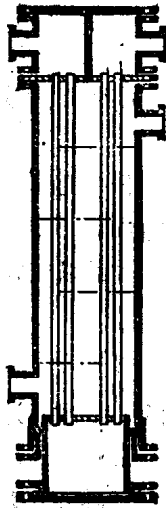


图1-4 填料函式

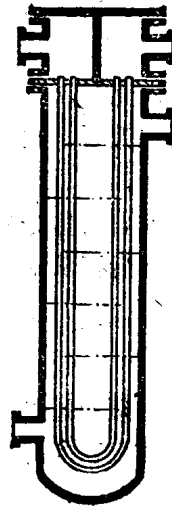


图1-5 U形管式

(三) 填料函式换热器 如图1-4所示, 这类换热器管束一端可以自由膨胀, 结构比浮头式简单, 造价也比浮头式低。但壳程内介质有外漏的可能, 壳程中不应处理易挥发、易燃、易爆和有毒的介质。

(四) U型管式换热器 如图1-5所示, 这类换热器只有一个管板, 管程至少为两程, 管束可以抽出清洗, 管子可以自由膨胀。其缺点是管子内壁清洗困难, 管子更换困难, 管板上排列的管子少。

对于列管式换热器, 一般要根据换热流体的腐蚀性及其他特性来选择结构与材料, 根据材料的加工性能, 流体的压力和温度, 换热器管程与壳程的温度差, 换热器的热负荷, 检修清洗的要求等因素决定采用哪一类型的列管式换热器。

二、换热器内流体通入空间的选择

在列管式换热器中, 哪一种流体流经管内(管程)、哪一种流体流经管外(壳程), 关系到设备使用是否合理的问题。一般可以从下列几方面考虑:

(一) 不洁净或易结垢的物料应当流经易于清洗的一侧, 对于直管管束, 一般通过管内。例如冷却水一般通过管内, 因为冷却水常常用江河水或井水, 比较脏, 硬度较高, 受热后容易结垢, 在管内便于清洗。此外, 管内流体易于维持高速, 可避免悬浮颗粒的沉积。但对于U形管的列式换热器, 由于管内不能进行机械清洗, 故污浊的流体应通入壳程。

(二) 要保证管内和管外有适当的流速, 从而保证较高的传热系数。因此需要提高流速以增大其传热膜系数的流体应经管程, 因管程易于采用多管程以增大流速。

(三) 有腐蚀性的流体应在管内流过, 这样只有管子、管板及流道室需要应用耐腐蚀的材料, 而壳体及管外空间的其他零件都可以用比较便宜的材料。

(四) 压力高的流体流经管内。因为管子直径小, 承受高压能力好, 同时还避免了采用高压的外壳和高压的密封。

(五) 饱和蒸汽一般通入壳程, 以便排出冷凝液, 而且蒸汽较清洁。

(六) 被冷却物料一般选壳程, 便于散热。

上面诸原则可能有时是互相矛盾的, 在实际使用中不可能同时满足所有要求。我们应该认真调查研究, 对具体情况作出具体分析, 抓住主要方面, 例如首先从流体的压力, 防腐蚀, 及清洗等要求来考虑, 然后再从对压力降或其它要求予以校核选定。

三、流速的选择

换热器内流体速度大小必须通过经济核算进行选择。因为流速增加, 传热膜系数增大, 同时亦减少了污垢在管子表面沉积的可能性, 降低了垢层的热阻, 从而使K值提高, 所需传热面积减少, 设备投资费也减少。但随着流速的增加, 流体阻力也相应增加, 动力消耗增大, 使操作费增加。因此, 选择适宜的流速是十分重要的, 一般流体都尽可能使 $Re > 10^4$ (同时注意其它方面的合理性), 粘度高的流体常按滞流设计。根据经验, 下面列出一些工业上常用的流速范围, 以供参考。

表 1-1

列管式换热器内常用的流速范围

流体种类	流 速	
	管 程	壳 程
一般液体	0.5~3	0.2~1.5
易结垢液体	>1	>0.5
气 体	5~30	3~15

表 1-2

不同粘度液体的流速(以普通钢壁为例)

液体粘度 $\mu \times 10^3$ N·s/m ²	最大流速 m/s
>500	0.6
150~500	0.75
500~100	1.1
100~35	1.5
35~1	1.8
<1	2.4

四、加热剂、冷却剂的选用

用换热器解决物料的加热冷却时。还要考虑加热剂(热源)和冷却剂(冷源)的选用问题。

可以用作加热剂和冷却剂的物料很多,列管式换热器常用的加热剂有饱和水蒸汽,烟道气和热水等。常用的冷却剂有水、空气和氨等。在选用加热剂和冷却剂的时候主要考虑来源方便,有足够温差,价格低廉,使用安全等。

(一)常用的加热剂

1. 饱和水蒸汽

饱和水蒸汽是一种应用最广的加热剂,由于饱和水蒸汽冷凝时的传热膜系数很高,可以改变蒸汽的压强以准确地调节加热温度,而且常可利用价格低廉的蒸汽机及涡轮机排放的废气。但饱和水蒸汽温度超过180℃,就须采用很高的压强。一般只用于加热温度在180℃以下的情况。

2. 烟道气

燃料燃烧所得到的烟道气具有很高的温度,可达700~1000℃,适用于需要达到高温度的加热。用烟道气加热的缺点是它的比热低,控制困难及传热膜系数很低。

除了以上两种常用的加热剂之外,还可以结合工厂的具体情况,采用热空气等气体作为加热剂。也可应用热水来作为加热剂。

(二)常用的冷却剂

水和空气是最常用的冷却剂,它们可以直接取自大自然,不必特别加工。以水与空气比较,水的比热高,传热膜系数也很高,但空气的取得和使用比水方便,应因地制宜加以选用。水和空气作为冷却剂受到当地气温的限制,一般冷却温度为10~25℃。如果要冷却到较

低的温度，则需应用低温剂，常用的低温剂有冷冻盐水（ CaCl_2 、 NaCl 及其他溶液）。

（三）适宜出口温度的确定

在换热器的设计中，被处理物料的进出口温度一般是指定的，而加热剂或冷却剂可以由设计者自己根据情况进行选用。加热剂及冷却剂的初温，一般由来源而定，但它的终温（出口温度）的高低可由设计者适当选择。例如选择冷水作为物料的冷却剂时，选取较低的出口温度，则用水量，操作费用多，但传热的平均温度差较大，所需传热面积会较少，因而设备费用也较少。最经济的冷却水出口温度要根据冷却水的消耗费及冷却设备投资费之和为最小来确定。此外，对选用河水作冷却剂时，出口温度一般不宜超过 50°C ，否则积垢显著增多，这是应该注意的。

五、确定设计方案的原则

（一）满足工艺和操作的要求。设计出来的流程和设备首先要保证质量，操作稳定，这就必须配置必要的阀门和计量仪表等，并在确定方案时，考虑到各种流体的流量、温度和压强变化时采取什么措施来调节，而在设备发生故障时，检修应方便。

（二）满足经济上的要求。在确定某些操作指标和选定设备型式以及仪表配置时，要有经济核算的观点，既能满足工艺和操作要求，又使施工简便，材料来源容易，造价低廉。如果有废热可以利用，要尽量节省热能，充分利用，或者采取适当的措施达到降低成本的目的。

（三）保证生产安全。在工艺流程和操作中若有爆炸、燃烧、中毒、烫伤等危险性，就要考虑必要的安全措施。又如设备的材料强度的验算，除按规定应有一定的安全系数外，还应考虑防止由于设备中压力突然升高或者造成真空而需要装置安全阀等。以上所提的都是为了保证安全生产所需要的。

设计方案也可能一次定不好，后来需要修改，但各物料流通过程和操作指标的改动都对后面的计算有影响，所以最好第一次确定时就考虑周到些。

1-3 化工计算

根据化工生产的要求，应首先确定的工艺尺寸有：管径、管数、管长、管距、壳径、管程数、壳程数、挡板型式及数目，流体的进口和出口位置以及直径等。工艺尺寸的设计与计算的步骤一般大致如下：

1. 从换热流体的腐蚀性或其他特性来选择结构材料，根据该材料的加工性能、流体的压力和温度、换热的温度差、交换的热量、安装检修清理的便利以及经济合理性等因素，决定列管式换热器的型式。

2. 决定流体流动的方式（逆流、并流或错流）及通入管方及壳方的流体。

3. 根据生产经验或文献报导，估算出传热系数 K 。从 K 值及平均温度差可初步计算出传热面的大小。为安全起见，一般根据不同情况，将此传热面稍增加一些。

4. 在初算传热面确定后，可参考我国有关部门的列管式换热器标准，例如列管式固定管板热交换器标准（JB1145-73）等。根据标准或参考资料，初步决定管子直径、管长、管数、管距、壳体直径、管程数、折流板型式及数目等以得出列管式换热器的大致轮廓，从而计算出在此换热器管内及管外空间流体的流速。根据换热器的大致轮廓尺寸可计算出传热

系数 K' 。按此 K' 值再计算出所需的传热面，如与前述初步计算的传热面大致相等即认为试算过程前后相符，否则需另设 K 值重新试算或作某些调整。

由上可见，列管式换热器工艺尺寸的设计计算是一个反复试算的过程。对于其他换热器以及大多数化工设备的设计计算过程也大都如此。

在列管式换热器的工艺尺寸确定后，就可进行部件结构的设计与计算，如管子在管板上的固定，是否需要温差补偿或补偿装置的设计，管板的强度，管板与壳体的连接结构，折流板与隔板的固定以及管子与壳体的强度，端盖与法兰的设计，各部件的公差及技术条件等。若选用热交换器标准时，结构尺寸亦随之而确定。否则，需进行上述的设计计算。

工艺尺寸的设计与计算方法在《化工原理》课程已有初步训练，下面重点列出一些计算公式、数据及图表以供设计计算参考。为了叙述的方便，有些工艺尺寸的确定将结合结构设计一起叙述，流体阻力的计算则放在本节最后讨论。

一、传热基本方程式

在稳态下传热系数(K)随温度的变化不大时：

$$Q = KA\Delta t_m \quad (1-1)$$

式中 K ——传热系数， W/m^2K ；

A ——与 K 值对应的基准传热面积， m^2 ；

Δt_m ——有效平均温度差， K ；

Q ——交换的热量， W 。

二、有效平均温度差

(一) 在无相变的纯粹逆流或并流换热器中，或一侧为恒温的其他流向的换热器中，其有效平均温度差等于对数平均温度差

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (1-2)$$

式中 Δt_1 、 Δt_2 ——分别为换热器两端热冷流体的温差， K 。

$$\text{当 } \frac{1}{2} < \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} < 2 \text{ 时，可用算术平均值 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}$$

(二) 在其他流向的换热器中，当无相变时

有效平均温度差 $\Delta t_m = \epsilon_{\Delta t} \times \Delta t'_m$

式中 $\Delta t'_m$ ——按纯逆流的情况求得的对数平均温度差；

$\epsilon_{\Delta t}$ ——温差校正系数，其求取方法如下：

先计算

$$R = \frac{\text{热流体的温降}}{\text{冷流体的温升}} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (1-3)$$

$$P = \frac{\text{冷流体的温升}}{\text{两流体最初温差}} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (1-3a)$$