

冷换设备



工艺计算手册

刘 巍 等著



中国石化出版社

冷换设备工艺计算手册

刘巍 等著

中国石化出版社

内 容 提 要

本书主要介绍石油化工企业常用换热设备的工艺设计原则和计算方法,其中包括管壳式换热器与冷凝器、空气冷却器、重沸器,以及近年来在工业中应用比较广泛的、典型的高效传热设备和换热管,例如折流杆换热器和冷凝器、T形翅片管重沸器、螺旋管和波纹管等。同时,介绍如何应用夹点技术进行换热网络的合成与模拟,使得换热流程设计与单元设备计算紧密地结合。各章附有典型的例题,逐步说明计算步骤和结果。如果读者熟悉 Excel 的使用方法,可用 Excel 表完成各种算法,快捷地得到答案。

本书可供从事石油化工工艺设计与生产的技术人员参考,也可以供大专院校传热工程教学参考。

图书在版编目(CIP)数据

冷换设备工艺计算手册/刘巍等著.

—北京:中国石化出版社,2003

ISBN 7-80164-389-5

I. 冷… II. 刘… III. ①化工过程-换热器-计算-手册 ②化工过程-冷凝器-计算-手册 IV. TQ051-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2003)第 046380 号

中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail: press@sinopec.com.cn

北京精美实华图文制作中心排版

北京大地印刷厂印刷

新华书店北京发行所经销

*

787×1092 毫米 16 开本 19 印张 480 千字 印 1—3000

2003 年 9 月第 1 版 2003 年 9 月第 1 次印刷

定价:50.00 元

编者前言

《冷换设备工艺计算手册》是洛阳石油化工工程公司从事化学工程研究与开发的技术人员，根据国内外发表的有关传热研究方面文献，以及近二十年来在传热工程研究与开发方面的实践，对主要的传热过程计算方法进行了归纳总结，形成一整套工程实用的算法和计算机软件。通过工艺工程师大量的工程实践，证明这些算法在工程上是可靠易行的，已成为工程设计的得力助手。为了方便广大的工程技术人员了解这些传热过程的实质和设计计算方法，我们编写了此书以飨读者。

本书比较全面地介绍了工程中常用的管壳式换热器、冷凝器、空气冷却器和重沸器的设计计算方法及设计中应考虑的因素，以及换热网络合成与模拟的设计方法。对取得显著经济效益的高效传热设备和换热管，例如折流杆换热器和冷凝器、自然抽风空冷器、T形翅片管重沸器、螺纹管、波纹管等，做了比较详细的性能和算法介绍；对无相变的传热过程，除保留常用的算法外，还详细地介绍了流路分析算法；对冷凝相变过程，详细地介绍了两相流动冷凝的特点和适于手工计算的分段算法等。各章附有典型的例题，逐步说明计算步骤和结果。如果读者熟悉 Excel 的使用方法，可用 Excel 表完成各种算法，快捷地得到答案。

在我们进行传热工程研究和开发工作的过程中，得到中国石化集团公司、有关大专院校、中国石化生产企业和机械设备制造商的大力支持与真诚的合作，在此深表感谢；同时感谢曾与我们共同工作过的所有同事，仅以此书献给你们。

本书可供从事石油化工工艺设计与生产的技术人员参考，也可以供大专院校传热工程教学参考。我们恳切希望对本书出现的错误给予批评指正。

本书由中国石化集团公司洛阳石油化工工程公司负责组织编写，刘魏主编。

参加本书编写的人员有：

第一章——第一、二节刘魏编写，第三节梁龙虎编写；邓方义校审

第二章——邓方义编写；刘魏校审

第三章——刘云哲、刘魏编写；梁龙虎校审

第四章——刘魏编写；郭宏新校审

第五章——郭宏新编写；刘魏校审

目 录

第一章 管壳式换热器	(1)
第一节 绪论	(1)
一、概述	(1)
二、管壳式换热器的性能特点	(1)
(一)结构特点及适用范围	(1)
(二)设计考虑的因素	(2)
(三)强化传热元件和设备的性能特点	(5)
第二节 管壳式换热器计算方法	(9)
一、基本关系式和经验数据	(9)
(一)基本关系式	(9)
(二)基本关系式中各项数值的计算	(10)
二、管内膜传热系数及压力降	(19)
(一)管内膜传热系数	(19)
(二)管程压力降	(22)
三、管外膜传热系数及压力降	(24)
(一)管外膜传热系数	(24)
(二)壳程压力降	(28)
四、计算步骤与例题	(31)
(一)一般的工艺设计步骤	(31)
(二)例题一(普通弓形折流板换热器)	(33)
(三)例题二(折流杆换热器的选型)	(37)
第三节 壳程流路分析算法	(43)
一、概述	(43)
二、流路分析法计算思路和物理模型	(44)
(一)计算思路	(44)
(二)物理模型	(45)
三、数学模型与计算方法	(46)
(一)几何参数	(46)
(二)阻力系数	(49)
(三)流率和压力降	(50)

(四)传热计算·····	(52)
(五)例题·····	(53)
附表 1-1 浮头式换热器和冷凝器主要工艺参数表 ·····	(59)
附表 1-2 固定管板换热器主要工艺参数表 ·····	(61)
附表 1-3 U 形管式换热器主要工艺参数表 ·····	(64)
附表 1-4 浮头式折流杆换热器和冷凝器主要工艺参数表 ·····	(66)
附表 1-5 浮头式双弓形折流板换热器主要工艺参数表 ·····	(70)
附表 1-6 管嘴尺寸表 ·····	(74)
附表 1-7 油品性质计算公式 ·····	(74)
符号表·····	(75)
参考文献·····	(80)
第二章 冷凝器 ·····	(81)
第一节 冷凝机理分析及设计考虑因素·····	(81)
一、冷凝机理分析·····	(81)
(一)概述·····	(81)
(二)膜状冷凝的特点·····	(82)
(三)膜状冷凝的基础模型·····	(83)
二、冷凝过程设计考虑因素·····	(85)
(一)冷凝过程设备形式的选择·····	(85)
(二)卧式冷凝器管程冷凝·····	(86)
(三)卧式冷凝器壳程冷凝·····	(86)
(四)总传热系数与经验值·····	(88)
(五)冷凝传热的影响因素·····	(88)
第二节 结构特点及几何参数·····	(89)
第三节 冷凝器热负荷·····	(90)
一、纯组分或冷凝温降小的混合物冷凝·····	(90)
二、混合物冷凝·····	(90)
第四节 水平管内冷凝传热和压力降·····	(92)
一、水平管内冷凝液膜传热系数·····	(92)
二、水平管内气相传热系数·····	(94)
三、水平管内冷凝压力降·····	(96)
第五节 水平管束外的冷凝传热和压力降·····	(99)
一、光管管束外冷凝液膜传热系数·····	(100)
二、螺纹管管束外冷凝液膜传热系数·····	(103)
三、水平管束外冷凝的汽相传热系数·····	(105)
四、水平管束外冷凝压力降·····	(107)

(一)浮头式折流杆冷凝器壳程压力降·····	(107)
(二)普通浮头式冷凝器水平管束外冷凝压力降·····	(109)
第六节 分段计算结果的综合·····	(110)
一、分段计算方法·····	(110)
二、平均温差·····	(111)
三、分段计算结果的综合·····	(113)
第七节 示例·····	(115)
一、浮头式冷凝器水平管束外冷凝·····	(115)
(一)冷凝器的传热性能·····	(116)
(二)冷凝器压力降·····	(121)
二、浮头式冷凝器水平管内冷凝·····	(123)
(一)换热器的传热性能·····	(124)
(二)换热器压力降·····	(129)
附录 扩散函数的推导·····	(130)
符号表·····	(131)
参考文献·····	(136)
第三章 空气冷却器 ·····	(138)
第一节 概述·····	(138)
一、空气冷却器的结构形式及特点·····	(138)
(一)结构形式及分类·····	(138)
(二)管束、构架、百叶窗与风机·····	(143)
(三)基本参数·····	(150)
二、空气冷却器的总体设计·····	(154)
(一)总体设计的内容·····	(154)
(二)空冷与水冷的选择·····	(155)
(三)工艺设计条件的选择·····	(155)
(四)空气冷却器形式的选择·····	(155)
第二节 数学模型及主要关联式·····	(158)
一、热负荷·····	(158)
二、管内膜传热系数及压力降·····	(158)
(一)管内膜传热系数·····	(158)
(二)管程压力降·····	(159)
三、管外膜传热系数及阻力·····	(160)
(一)干式空气冷却器管外膜传热系数及阻力·····	(160)
(二)湿式空气冷却器管外膜传热系数及阻力·····	(163)
四、有效平均温差、换热面积和总传热系数·····	(164)

(一)有效平均温差·····	(164)
(二)总传热系数·····	(168)
(三)换热面积·····	(169)
五、强制通风时的风机功率·····	(169)
六、自然通风的风筒高度·····	(172)
第三节 计算步骤和例题·····	(177)
(一)计算步骤概述·····	(177)
(二)例题·····	(177)
附表 3-1 鼓风式空冷器管束换热面积表 ·····	(184)
附表 3-2 引风式空冷器管束换热面积表 ·····	(188)
附表 3-3 鼓风式空冷器管子数表 ·····	(192)
附表 3-4 引风式空冷器管子数表 ·····	(193)
附表 3-5 全国主要城市气温一览表 ·····	(194)
附表 3-6 空气性质计算公式表 ·····	(196)
符号表·····	(197)
参考文献·····	(199)
第四章 重沸器 ·····	(200)
第一节 重沸器类型及设计考虑因素·····	(200)
一、重沸器的类型和特点·····	(200)
(一)釜式重沸器·····	(200)
(二)热虹吸式重沸器·····	(201)
二、设计考虑的因素·····	(204)
(一)对结垢因素的考虑·····	(204)
(二)对有效温差 ΔT 的控制考虑·····	(205)
(三)对操作压力的考虑·····	(206)
第二节 釜式重沸器和卧式热虹吸重沸器·····	(206)
一、池式沸腾机理·····	(206)
(一)池式沸腾机理及沸腾曲线·····	(206)
(二)临界最大热通量及影响因素·····	(207)
二、卧式重沸器的沸腾传热系数与压力降·····	(209)
(一)泡核沸腾传热系数·····	(209)
(二)壳程压力平衡及安装高度·····	(214)
第三节 立式热虹吸重沸器·····	(217)
一、流动沸腾机理·····	(217)
(一)垂直管内沸腾两相流流型和传热·····	(217)
(二)临界最大热通量·····	(218)

二、管内流动沸腾膜传热系数·····	(219)
(一)流动沸腾传热系数·····	(219)
(二)显热段的传热系数及长度·····	(221)
三、立式热虹吸重沸器的压力降和循环推动力·····	(222)
(一)循环推动力·····	(223)
(二)重沸器总压力降·····	(223)
第四节 加热侧的膜传热系数、总传热系数、换热面积·····	(224)
一、加热侧的膜传热系数·····	(224)
二、总传热系数·····	(225)
三、计算面积和富裕量·····	(226)
第五节 计算步骤与例题·····	(227)
(一)一般的工艺设计步骤·····	(227)
(二)例题一(卧式热虹吸重沸器)·····	(229)
(三)例题二(立式热虹吸重沸器)·····	(233)
附表 4-1(a) 立式热虹吸重沸器主要工艺参数表($\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$; $\phi 25\text{mm} \times 2.0\text{mm}$)·····	(240)
附表 4-1(b) 立式热虹吸重沸器主要工艺参数表($\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$; $\phi 38\text{mm} \times 3.0\text{mm}$)·····	(241)
符号表·····	(241)
参考文献·····	(244)
第五章 换热网络合成与模拟技术 ·····	(246)
第一节 换热网络合成与模拟技术概述·····	(246)
第二节 换热网络合成的基础与目标分析·····	(247)
一、基础数据要求·····	(247)
(一)冷热物流的确定·····	(247)
(二)无相变物流的焓及物性·····	(247)
(三)相变物流的焓及物性·····	(248)
二、换热网络合成的目标分析·····	(248)
(一)换热网络的温-焓图·····	(248)
(二)换热网络合成的目标·····	(249)
三、换热网络最佳热量回收率的确定·····	(250)
(一)换热网络的费用模型·····	(250)
(二)确定最佳热回收率·····	(252)
第三节 换热网络的合成方法·····	(253)
一、夹点理论对换热网络设计的指导意义·····	(253)
(一)夹点的意义·····	(253)
(二)夹点对换热网络设计的指导意义·····	(253)
二、确定夹点的方法·····	(253)

三、夹点设计方法·····	(256)
(一)夹点设计法的可行性规则·····	(257)
(二)夹点设计法的经验规则·····	(257)
(三)利用夹点设计法设计换热网络·····	(258)
四、换热网络的调优方法·····	(262)
(一)换热网络的调优·····	(262)
(二)换热网络能量松弛·····	(266)
五、换热网络合成步骤及例题·····	(268)
第四节 换热网络模拟计算·····	(278)
一、换热网络模拟计算的数学方法·····	(279)
(一)换热网络节点序列·····	(279)
(二)网络模拟计算举例·····	(280)
二、网络序贯模拟收敛方法·····	(281)
三、换热器的模拟计算方法 ^[13] ·····	(282)
(一)基本思路及原理·····	(282)
(二)由焓值反推未知出口温度的方法·····	(283)
(三)模拟计算中的迭代收敛方法·····	(284)
四、换热网络模拟计算步骤及例题·····	(285)
(一)基础数据·····	(285)
(二)换热网络模拟计算步骤及例题·····	(285)
符号表·····	(289)
参考文献·····	(291)

第一章 管壳式换热器

第一节 绪 论

一、概述

在石油化工生产过程中,常常需要进行加热或冷却,即热量的传递。有三种热量传递的基本方式,即导热、对流和辐射,传热过程通常是两种或三种基本方式的复杂组合。当一种流体与另一种流体进行热交换而且不允许混合时,就要求在间壁式热交换器中进行,冷热流体被固体传热面隔开。间壁式热交换器种类很多,例如套管换热器、蛇管换热器、管壳式换热器和板式换热器等等。在各种换热器中,由于管壳式换热器单位体积内能够提供较大的传热面积,传热效果比较好、并且适应性较强,因此是生产上应用最广泛的换热设备。

在中等压力情况下,采用管壳式换热器最为合适。特别当流体流速较大的时候,若采用其它类型的换热器就有一定的困难。在高压下,一般可选用 U 形管换热器,其实这也是一种管壳式换热器。由于管壳式换热器应用面相当广泛,为方便用户选用已经系列化和标准化,1993 年 1 月实施的中华人民共和国行业标准 JB/T 4714~4721—92,统一了管壳式换热器的制造标准,为用户在维修和更换局部构件提供了便利。并且,在 JB/T 4714—92 中增加了低翅片管(螺纹管)系列。

管壳式换热器虽然是一种普遍化的产品,但是在条件各异的传热工况中,由于其结构的局限性、冷热物流操作条件和物理性质的多变性、以及针对具体工况进行优化设计的手段缺乏,常常使得管壳式换热器处于较低的传热效率下操作。随着石油化工和能源工业的迅速发展、各企业节能降耗的日益深入,近期发展了许多新的加工工艺技术。例如利用换热网络夹点技术,增加工艺物流余热的回收、减少加热与冷却的公用工程负荷的消耗等,已收到很好的效果。但是,随之而来的是使热量利用系统变得更加庞大和复杂。由于深度回收热量,致使换热网络传热温差的大幅度下降,因此造成换热面积急剧增加。为了提高换热器的传热效率,研究强化传热技术已经势在必行。当前涉及面最广、研究最深的,当属对流强化传热技术。本章将对管壳式换热器、以及近年来开发成功并大量推广应用的高效管壳式换热器,进行比较详细的介绍,提供已在设计中应用成熟的算法,供读者参考。

二、管壳式换热器的性能特点

(一)结构特点及适用范围

1.结构特点

管壳式换热器通常有固定管板、U 形管和浮头式三种形式,三种结构各有优缺点,适于不同的场合。管壳式换热器主要由外壳、管板、管束、封头等部件组成,图 1-1 为结构示意图。

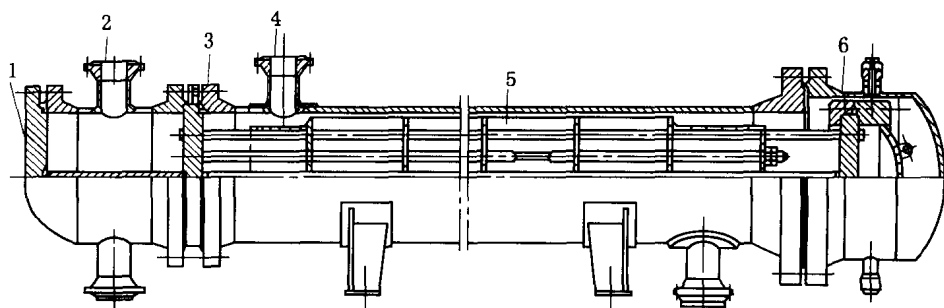


图 1-1 管壳式换热器结构示意图

1—管箱；2—管程管嘴；3—管板；4—壳程管嘴；5—管束；6—浮头

2. 适用范围

目前国产管壳式换热器系列特征和适用范围如表 1-1 所示。

表 1-1 管壳式换热器系列特征和适用范围

类 型	系列名称	系 列 范 围					适用范围
		公称直径/ mm	管程数	管长/ m	管子 ^① (外径×厚度)/ (mm×mm)	排列 ^② 方式	
固定 管板	JB/T 4715—92	159~1800	1, 2, 4, 6	1.5, 2, 3, 4.5, 6, 9	$\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$	$\triangle$	温差较小；壳程压力低；壳程管间结垢不能清洗
U 形管	JB/T 4717—92	325~1200	2, 4	3, 6	$\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$	$\triangle$ $\diamond$	温差较大；管内流体较干净；管内可承受高压
浮头式	JB/T 4714—92	325~1800	2, 4, 6	3, 4.5, 6, 9	$\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$	$\triangle$ $\diamond$ $\square$	适用范围广泛；管内外均可承受高温高压

注：① 表中为碳钢和低合金钢管的尺寸，不锈钢材质的管子为 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 及 $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$ 。换热管为光管和螺纹管。

② 管心距： $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 为 25 mm； $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 为 32 mm。

管壳式换热器的主要工艺参数详见：

附表 1-1(a)、(b) 浮头式换热器和冷凝器主要工艺参数表^[2]；

附表 1-2(a)、(b) 固定管板式换热器主要工艺参数表^[2]；

附表 1-3(a)、(b) U 形管式换热器主要工艺参数表^[2]；

附表 1-4(a)、(b) 浮头式折流杆换热器和冷凝器主要工艺参数表^[3]；

附表 1-5(a)、(b) 浮头式双弓形折流板换热器主要工艺参数表^[8]；

附表 1-6 管嘴尺寸表^[2]。

(二) 设计考虑的因素

换热设备的类型很多，对每种特定的传热工况，通过优化选型都会得到一种最适合的设备型号。如果将这个型号的设备使用到其它工况，则传热效果可能有很大的改变。因此，针对具体工况选择换热器类型，是很重要和复杂的工作。对管壳式换热器的设计，有以下因素值得考虑。

1. 流速的选择

流速是换热器设计的重要变量。提高流速则提高传热系数，同时压力降与功率消耗也随之增加。如果采用泵送流体，应考虑将压力降尽量消耗在换热器上而不是调节阀上，这样可依靠提高流速来提高传热效果。

采用较高的流速有两个好处：一是提高总传热系数，从而减小传热面积；二是减少在管子表面生成污垢的可能性。但是也相应地增加了阻力和动力消耗，所以需要进行经济比较才能最后确定适宜的流速。一般针对传热阻力大的一侧来提高流速，用以增大对流膜传热系数。例如管程走水、壳程走重油工况，提高壳程流速对总传热系数提高有决定性的影响，这时如果提高管程流速则作用不大。

此外在选择流速时，还必须考虑结构上的要求。为了避免设备的严重磨损，所算出的流速不应超过最大允许的经验流速。例如水在管内的最大允许流速与材质的关系，可由表 1-2 中查出。

一般油品的管内最大流速为 2.7~3.0m/s；含有固体颗粒的油品，如催化裂化油浆，其最大流速不能超过 1.8 m/s。壳程液体的最大流速，一般约为管内液体流速的一半。通常液体在换热器内的流速可参考表 1-3 和表 1-4，壳程气体的最大允许流速可参考表 1-5。

表 1-2 水的流速表(管内)^[1]

类 别	管 材	最低流速 /(m/s)	最高流速 /(m/s)	适宜流速 /(m/s)
凝结水	钢管	0.6~0.9	3.0	1.8~2.4
河水（干净的）	钢管	0.6~0.9	3.7	
循环水（处理的）	钢管	0.6~0.9	3.7	
海水	含铜镍的管	0.75~0.9	3.0	
海水	铝铜管	0.75~0.9	2.4	

表 1-3 常用流体流速范围^[4]

流体种类		一般液体	易结垢液体	气体
流速/(m/s)	管程	0.5~3.0	>1	5~30
	壳程	0.2~1.5	>0.5	3~15

表 1-4 不同粘度的液体在换热器内的最大流速^[4]

液体粘度/(mPa·s)	>1500	1500~500	500~100	100~35	35~1	<1
最大流速/(m/s)	0.6	0.75	1.1	1.5	1.8	2.4

表 1-5 壳程气体最大允许速度^[5]

分子量 压力/MPa	18	29	44	100	200	400
0.17	36.0	25.0	21.0	15.0	12.0	10.5
0.45	18.0	15.0	12.0	9.0	7.0	6.0
0.8	15.0	12.0	9.0	7.0	5.5	5.0
3.6	10.0	8.5	6.0	5.0	4.0	3.5
7.0	9.0	7.5	5.0	4.0	-	-

2. 允许压力降的选择

选择较大的压力降可以提高流速，从而增强传热效果减少换热面积。但是，较大的压力降也使得泵的操作费用增加。合适的压力降值需要以换热器年总费用为目标，反复调整设备尺寸，进行优化计算而得出。为方便手算，现推荐表 1-6 中的数据作为参考。

在大多数设备中，可能会发现一侧的热阻明显地高于另一侧，此侧的热阻称为控制热阻。当壳程的热阻是控制侧时，可以用增加折流板块数或缩小壳径的办法，来增加壳侧流体流速、减少传热热阻。但是减少折流板间距是有限制的，一般不能小于壳径的 $1/5$ 或 50mm 。当管程的热阻是控制侧时，则依靠增加管程数来增加流体流速。管程数的变化呈跳跃式的，如 2、4、6 管程等，对压力降的影响较大，设计时必须注意满足允许压力降的要求。

在处理粘稠物料时，如果流体处于层流流动则将此物料走壳程。由于在壳程的流体流动易达到湍流状态 ($Re \geq 100$)，这样可以得到较高的传热速率，还可以改进对压力降的控制。

表 1-6 允许压力降参考值^[6]

设备类型	介质	允许压力降/kPa
换热器	原油	103.0~172.0
	脱丙烷塔进料	69.0~103.0
	脱丁烷塔进料	69.0~103.0
	稳定塔进料	69.0~103.0
	脱丙烷塔釜液	69.0~103.0
	脱丁烷塔釜液	69.0~103.0
	稳定塔釜液	69.0~103.0
	重瓦斯油	124.0~172.0
	拔头原油	172.0~241.0
	贫油	69.0~103.0
	富油	69.0~103.0
	催化裂化反应器进料	69.0~138.0
	循环气	21.0~55.0
冷却器	轻瓦斯油	55.0~83.0
	重瓦斯油	69.0~103.0
	贫油	55.0~83.0
	石脑油	55.0~83.0
冷凝器	脱丙烷塔顶馏分	7.0~21.0
	脱丁烷塔顶馏分	7.0~21.0
	贫油塔顶馏分	14.0~28.0
	常压塔顶馏分	7.0~21.0
	再蒸馏塔顶馏分	7.0~14.0
	分馏塔塔顶馏分	7.0~14.0

3. 管壳程流体的确定

主要依据两流体的操作压力和温度、可以利用的压力降、结构和腐蚀特性、以及所需设备材料的选择等方面，考虑流体适宜走哪一程。下面的因素可供选择时考虑：

适于走管程的流体有水和水蒸气或强腐蚀性流体；有毒性流体；容易结垢的流体；高温或高压操作的流体等。

适于走壳程的流体有塔顶冷凝蒸汽；烃类的冷凝和再沸；关键压力降控制的流体；粘度大的流体等。

当上述情况排除之后，介质走哪一程的选择，应着眼于提高传热系数和最充分的利用压力降上。由于介质在壳程的流动容易达到湍流（ $Re \geq 100$ ），因而将粘度大的或流量小的流体，即雷诺数低的流体走壳程一般是有利的。反之，如果流体在管程能够达到湍流时，则安排走管程比较合理。若从压力降的角度考虑，一般是雷诺数低的走壳程合理。

4. 换热终温的确定

换热终温一般由工艺过程的需要确定。当换热终温可以选择时，其数值对换热器是否经济合理有很大的影响。在热出口温度与冷出口温度相等的情况下，热量利用效率最高，但是有效传热温差最小，换热面积最大。

另外在确定物流出口温度时，不希望出现温度交叉现象，即热出口温度低于冷出口温度。如果工艺流程中需要，则必须选择多台串联形式，可以用下述方法求解最少串联台数。

最少串联壳体数图解法：

如果出现温度交叉需要采用串联壳体时，则可用冷热物流的热量曲线求取最少壳体数。本方法基于设定最小温差校正系数为 0.8，或取截割处冷流出口温度等于热流出口温度。如图 1-2 所示，上方线 T_1-T_2 为热流线，下方线 t_1-t_2 为冷流线。通过温度点 t_2 画一水平线与上方线相交，交点用 T_A 表示。从 T_A 向下作垂直线与下方线（冷流线）相交，交点为 t_a 。如此进行下去，直到水平连线交于 T_2 ，或达到低于 T_2 的地方。如果连线交于 T_2 ，则最少壳体数就是水平连线的数目。如果连线低于 T_2 ，则最后的连线即使交不到 T_2 ，仍计算在内。

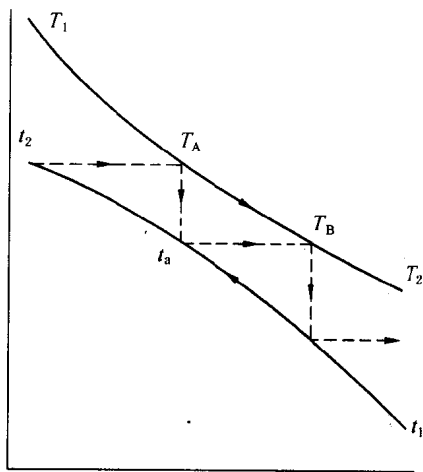


图 1-2 最少串联壳体数图解

在图 1-2 中，最少壳体数是 3 台串联。

5. 设备结构的选择

对于一定的工艺条件，首先应确定设备的类型，例如选择固定管板形式还是浮头形式等。当确定后，可参考表 1-7 来选择换热设备的具体结构。

(三) 强化传热元件和设备的性能特点

1. 概述

当前出于节约能源和材料以获得新的经济效益的考虑，导致为开发高效换热设备所进行的广泛的努力。已有相当多的高效换热器投入工业生产应用，取得很好的效果。强化传热总的目标概括有：在给定换热量的下减少换热器尺寸；提高现有换热器的性能；减小流动工质的温差；或者降低泵的功率。

传热过程是指两种流体通过硬设备的壁面进行热交换的过程，按照流体的传热方式基本上可分为无相变和有相变两种类型。无相变过程强化传热技术的研究，一般依据控制热阻所在侧而采取相应的措施。大致有以下几种办法，例如采用扩展管内或管外表面；采用管内

插异物；改变管束支撑件形式；加入不互溶的低沸点添加剂等方法，以增强传热的效果。

表 1-7 换热设备具体结构选择参考表

项目	结构形式	适用条件	使用效果
管子形式	光管	适用于任何条件	应用面广
	螺纹管	壳程流体的膜传热系数相当于管程传热系数 1/3~3/5 的场合	强化壳程传热，提高总传热系数；结垢速率低，操作周期长
	波纹管	管程流体的膜传热系数低于壳程 3/5 以下、 Re 低的场合	大幅度提高管内膜传热系数，流体处于低 Re 时尤为显著。防垢性能好。管外膜传热系数也相应提高
管子排列方式	正三角形排列	壳程不易结垢；可以化学清洗的场合	比正方形斜转 45° $\diamond$ 排列可多排 17% 的管子，单位传热面积的金属耗量低
	正方形斜转 45° 排列	适用面较广	适用面较广
管径	$\phi 19\text{mm} \times 2.0\text{mm}$	管程结垢不严重、允许压力降较高的场合	管壁薄、相同壳径多排管、单位传热面积金属耗量低
	$\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$	适用面较广	适用面较广
管长	3, 6, 9 m	适用于任何条件	壳径较大的换热器采用较长的管子更为经济
壳径	325~1800mm	适用于任何条件	壳径越大单位传热面积的金属耗量越低，采用一台大的换热器比采用几台小的换热器经济

另外，紧凑式换热器（如板式换热器等）改变了传统的管壳式换热器结构，以波纹板紧密组合成有较大表面积与体积之比的紧凑结构。两侧流体均有极高的传热系数，湍流程度高无死区。在特定的、合适的条件下，已替代管壳式换热器。

本章主要介绍管壳式换热器、适于对流换热过程的几种强化传热的元件和设备。

2. 螺纹管换热器的性能特点

螺纹管属于管外扩展表面的类型，在普通换热管外壁轧制成螺纹状的低翅片，用以增加外侧的传热面积。翅片部分的最大外径比管子的光端要小，而翅片根部要小的更多。因此在与光管相同的管间距下，净错流面积比光管明显增大。图 1-3 示意了螺纹管的结构，表 1-8 说明了螺纹管常用的几何参数。

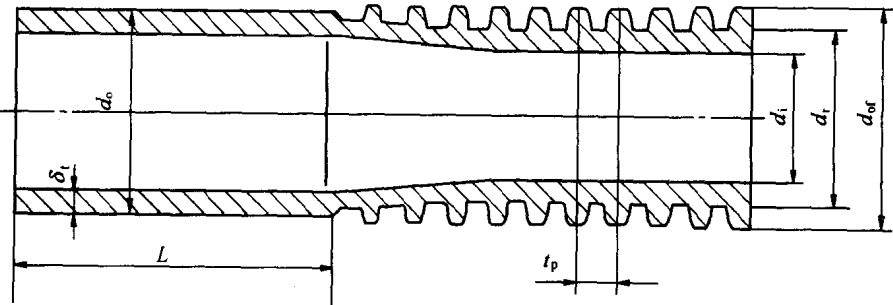


图 1-3 螺纹管示意图

表 1-8 螺旋管特性参数表^[2]

外径 d_o /mm	19					25					
螺距 tp /mm	0.8	1.0	1.25	1.50	2.0	0.8	1.0	1.25	1.5	2.0	2.5
翅化比 η'	2.8	2.5	2.2	2.0	1.7	2.8	2.75	2.5	2.2	1.8	1.6
当量直径 d_e /mm	17.5		17.8			23.5					
根部直径 d_r /mm	17	16.8	16.6	16.6	16.4	23	22.6	22.3	22.3	22	22
内径 d_i /mm	13.4		13.0			18.8		18.0			
齿顶圆直径 d_{of} /mm	18.8±0.2					24.8±0.2					
外表面积/内表面积 (A_o/A_i)	3.6	3.3	3.1	2.7	2.3	3.6	3.5	3.3	3.0	2.5	2.2

注：①翅化比为螺旋换热管外表面积与滚轧前光管外表面积的比值。

螺旋管表面积比光管可扩展 2.2~2.7 倍，管内径略缩小但无凸起。与光管相比，当管外流速一样时，因翅片表面的扩展壳程传热热阻可以缩小相应的倍数。管内流体的流速因管径的略减稍有增大，因此压力降略增加。螺旋管比较适宜壳程传热系数相当于管程传热系数 1/3~3/5 的工况，这样可使总传热系数提高较多。螺旋管结垢速率低，抗垢、抗腐蚀能力强于光管，因此操作周期长。螺旋管的生产应符合 JB/T 4722—92 国家标准，换热器的生产应符合 JB/T 4714—92 国家标准。在提高传热性能的利旧设计中，可以将螺旋管代替光管而壳体不变。螺旋管换热器已经大面积使用，经济效益可观。

3. 波纹管换热器的性能特点

以改变管内流体流动状态、增强传热效果的典型管形为波纹管、内插物管等。波纹管是在无切削的机加工中，管内被挤出凸肋从而改变了管内壁滞流层的流动状态，减少了流体传热热阻，增强了传热效果。对于处在层流状态流动的流体，使用带凸肋的管子可以使管内膜传热系数大幅度提高，但是摩擦阻力也增长很多。因此，需要优化肋高和肋间距，以寻求单位压力降下管内膜传热系数增加最多的管型。

本章介绍的波纹管是以普通碳钢和不锈钢换热管为基管，经过优化肋高和肋间距，无切削轧制成的内外呈波纹状的管形。详见图 1-4 所示，几何参数详见表 1-9。

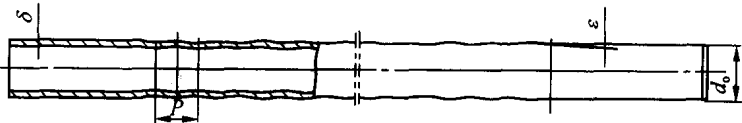


图 1-4 波纹换热管示意图

表 1-9 波纹换热管几何参数^[7]

管坯 $d_o \times \delta$ /mm	波距 s /mm	波谷 ε /mm
$\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$	11~13	1.0~1.2
$\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$	17~19	1.4~1.6

以机油为管内实验介质，壳程走水。测试波纹管换热器总传热系数及管程压力降，并与相同条件下光管换热器的计算值对比，其结果示于图 1-5、图 1-6 中。