

76
兰州石油机械研究所 主编

换热器

上



烃加工出版社

换 热 器

上 册

兰州石油机械研究所 主编

烃 加 工 出 版 社

内 容 提 要

本书是有关换热器技术的专著，各章均由专家执笔。系统介绍了当代换热器技术，包括理论与实践上的新成就、新技术。它不但可作为科研、设计人员的重要参考资料，而且也是生产的重要依据。

上册主要介绍管壳式换热器的工艺计算与设计、强度计算、结构设计、换热器流体振动，制造工艺等内容。可供科研、设计、制造、现场工程技术人员阅读。

换 热 器

上 册

兰州石油机械研究所主编

•

烃加工出版社出版

地质印刷厂排版

北方印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

•

787×1092毫米16开本31 $\frac{1}{2}$ 印张2插页790千字印1-2,250

1986年6月北京第1版1986年10月北京第1次印刷

书号：15391·33 定价：5.70元

本书编写人员

黄鸿鼎	李修伦	冯亚云	余德渊	郭豫伟
王兴一	徐永康	冯殿元	钱颂文	罗运录
陈登丰	唐广荪	谭盈科	邓颂九	章武
王抚华	肖成基	孙芳珍	易永清	胡礼林
杜光照	吕新生	徐昂千	张华林	郭宜祐
林纪方	牛天况	潘焕敏	庄骏	胡华燃
谢宗治	任书恒	刘振全	许永祥	迟淑惠

前 言

换热器是进行热交换操作的通用工艺设备，广泛应用于化学、石油、石油化学、动力、食品、冶金、原子能、造船、航空、建筑等工业部门中。特别是在石油炼制和化学加工装置中，占有重要地位。近二十年来，由于对节约能源和环境保护的重视，换热器的需求量随之增大，换热器技术亦获得迅速发展。

全国化工与炼油机械行业技术情报网曾于1971年组织编写过《换热器》一书，介绍国外六十年代换热器技术的进展和水平。对科研设计、工厂生产，以及高等学校数学工作等，都起了良好的作用。如今十余年过去了。在技术进步突飞猛进的时代里，十年往往是一个里程碑。在过去的十年中，换热器技术有了许多新的进展。

为了适应我们党和国家的工作重点的转移，加快四个现代化的进程，必须及时了解和掌握当代最新技术。对于化工与炼油工业来说，则迫切需要了解目前世界上炼油化工设备的技术进展情况。《换热器》一书正是在这种背景下产生的。

《换热器》包括十八章。一至十章是量大面广的管壳式换热器，其余各章是新型及其他型式的换热器。本书是一部有一定学术水平的技术专著。它在参阅了几千篇国内外文献资料的基础上，经过深入的对比分析与综合，系统地介绍了当代的换热器技术，包括理论与实践上的新成就、新技术、发展趋势与技术水平，并且概括了目前在生产实践中广为流行的成熟理论和技术。因此，它不但可作为科研、规划、技术革新和教学的重要参考资料，并且可为设计、制造和使用提供重要依据。笔者相信，它必将成为所有从事换热器技术工作的工程师们的良知益友。

本书是根据全国化工与炼油机械行业技术情报网的工作计划，由机械部兰州石油机械研究所组织编写的。直接参加编写和审核工作的有十三个单位共三十四位同志。兰州石油机械研究所胡华燃工程师为组织本书的编写，系统检索了1971~1980年间的国外文献线索，拟定了编写大纲要目，并且最后对全书进行了审核。本书的编写还得到了石油部科技情报所和石化总公司规划设计院的大力支持与协助。烃加工出版社陈允中同志从本书编写开始就对其内容与形式的要求给予帮助，并在随后的编写过程中始终给以关注。成都科技大学古大田教授对本书的编写也提出了许多宝贵的意见。谨在此一并致谢。

由于本书篇幅较大，编者甚多，在各章节内容的取舍和彼此的衔接等方面，难免有不妥之处，而且限于编者的水平，甚至可能还有错误之处，请批评指正。

兰州石油机械研究所

目 录

第一章 概论	1
第一节 概述	1
一、换热器及传热研究的现状	1
二、换热器及传热研究的动向	3
第二节 换热器的评价	4
一、传统设计中的几个问题	5
二、炯——有效能的应用	5
三、不可逆性概念及其应用	7
四、应用所兰德 (Suland) 等人的方法评价板翅换热器表面性能	11
第三节 流体热物性值的研究	13
一、关于临界点附近物性值的研究	13
二、物性的一致性问题	14
三、标准数据	14
四、低温物性值研究的问题和现状	15
五、利用电子计算机推算和检索物性常数	15
六、关于物性值研究的国际合作	16
第四节 换热器研究中的测试技术	17
一、有关传热的测量技术	117
二、流动研究中的测试技术	20
三、二相流研究中的测量技术	23
第五节 换热器的专业化生产	25
参考文献	26
第二章 管壳式换热器工艺计算及设计	29
第一节 概述	33
第二节 无相变系统的换热器工艺计算	35
一、流体在管内流动时的传热和压降	35
二、壳程传热及压降	37
三、管壳式换热器设计的基本内容和步骤	44
四、流路分析法	47
第三节 沸腾	55
一、池式沸腾	55
二、管内沸腾	57
三、沸腾设备的设计	64
第四节 冷凝	70
一、概述	70
二、纯组分饱和蒸汽的冷凝	72
三、纯组分过热蒸汽的冷凝	85
第五节 换热器设计中尚存的一些问题	87

曲线拟合	89
参考文献	94
第三章 强度计算	97
第一节 概述	107
第二节 膨胀节	107
一、概述	107
二、计算公式	108
三、强度准则	112
四、发展趋向	112
第三节 法兰	113
一、概述	113
二、受力分析	115
三、变形协调及密封性能计算	121
四、应力计算和强度校核	125
第四节 平盖法兰系统的分析计算	126
一、概述	126
二、平盖的受力分析	127
三、平盖法兰系统的变形协调及密封性能校核	126
四、应力计算和强度校核	131
第五节 管板	132
一、概述	132
二、弹性基础圆板的微分方程及其解	132
三、弹性基础圆板的挠度、偏转角、弯矩及剪力	136
四、管板布管区的受力和变形	137
第六节 浮头式和U形管式换热器管板法兰系统	149
一、浮头式换热器固定管板部分的管板法兰系统	149
二、U形管式换热器管板法兰系统	160
三、浮头式换热器的钩圈管板球盖系统	161
第七节 固定式换热器管板法兰系统	173
一、法兰	174
二、管板与法兰的联合刚度	178
三、变形协调及密封性能计算	180
四、应力计算和强度校核	180
五、计算程序	182
第八节 薄管板法兰系统	183
一、法兰	183
二、管板	185
三、应力计算和强度校核	189
第九节 直接与筒体焊接的管板系统	189
一、管板、筒体和封头	189
二、壳体和管板的组合	191
三、应力计算和强度校核	193
第十节 数值计算	194

一、法兰系统计算	194
二、平盖法兰系统计算	203
三、换热器管板法兰系统计算	205
参考文献	213
第四章 管壳式换热器的结构设计	216
第一节 管壳式换热器的结构类型和适用范围	216
一、固定管板式换热器	216
二、浮头式换热器	216
三、釜式换热器	219
四、U形管式换热器	219
五 填料函式换热器	219
六、滑动管板式换热器	219
七、插管式换热器	220
第二节 管板	220
一、单一材质的平管板	220
二、复合管板	223
三、薄管板	225
四、椭圆形集流管代替管板	232
五、双管板结构	233
第三节 管束	337
一、管子的排列	237
二、管束分程	240
第四节 折流板和支承板	241
一、横向折流板	241
二、支承板	249
三、折流杆换热器	252
四、纵向折流板	255
第五节 管子与管板的连接	259
一、机械滚胀	259
二、焊接连接	263
三、胀焊结合连接	266
四、爆炸胀接和爆炸焊接	269
五、其他连接方法	271
第六节 管板与相邻零部件的连接	275
一、固定式管板与壳体的连接	275
二、固定式管板与管箱的连接	282
三、浮头、填函、U形管式换热器固定端的连接	282
第七节 管箱	285
一、固定端管箱	285
二、滑动管箱	290
三、浮头管箱	292
四、高压管箱	297
第八节 连接密封面和垫片	314

一、影响密封的因素	314
二、密封面的型式	314
三、换热器用密封垫片	371
第九节 各种板件及其连接结构	328
一、近路挡板和近路挡管	328
二、拦液板	330
三、缓冲挡板	331
四、分流隔板	335
五、分流板	336
六、热保护板	336
七、接地导板	336
第十节 其他	340
一、壳体壁厚	340
二、导流筒	341
三、膨胀节	342
四、高温介质入口处的热防护结构	348
五、蒸汽进口管	350
六、排液口和排气口	351
七、管束支承结构	353
八、支座	355
九、内管定位结构	356
十、气液分布结构	356
十一、球形封头与筒体的连接	359
十二、爆破膜	363
十三、装配和拆卸用配件	365
十四、其它结构	366
参考文献	367
第五章 管壳式换热器的流体振动	371
第一节 概述	372
一、振动实例	372
二、振动破坏情况	373
三、管子损坏的部位	377
四、引起管子振动的原因	379
第二节 横向流激振机理	379
一、漩涡脱离	379
二、流体弹性扰动	388
三、湍流抖振	389
四、射流转换	390
五、声激荡	390
六、气、液两相流静压脉动现象引起换热管振动	391
第三节 流体诱发振动的计算	394
一、漩涡脱离频率的计算	394
二、紊流抖振频率计算	396

三、流体弹性不稳定的界限速度计算	397
四、管子振动“破坏数”的计算	400
五、陈-韦伯法预测管子的平行流激发振动	403
六、声振动的预测	404
第四节 预测结果和实际数据的比较	405
一、预测方法的选定及其判别标准	405
二、实例检验	406
三、讨论	408
四、推荐的预测振动的程序	409
第五节 管子固有频率计算及其影响因素	410
一、多个等跨度直(梁)管	412
二、多个不等跨度直管	413
三、轴向力作用下管子固有频率的计算	414
四、U形管的固有频率	415
五、翅片管固有频率	419
六、影响管子固有频率的因素	419
第六节 防振设计、结构及措施	425
一、概述	425
二、换热器防振设计步骤	426
三、防振设计指南	426
四、防振设计及措施	426
五、防振结构实例	429
第七节 声振动及其消除	432
参考文献	441
第六章 管壳式换热器制造工艺	445
第一节 概述	445
第二节 管板	456
一、管板材料	446
二、管子和管孔的工艺标准	448
三、孔系加工	448
第三节 管束	453
一、折流板加工	456
二、机械化穿管	457
三、管束机械化生产流水线	458
第四节 管-管板的胀接工艺	459
一、滚柱胀接法	459
二、爆炸胀接	460
三、液压胀接	462
四、软胶胀接	465
五、电液脉冲胀接	469
六、粘胀	471
第五节 管-管板的焊接工艺	471
一、TIG内孔焊	472

二、爆炸焊	477
三、电子束焊	483
第六节 管-管板的胀焊结合工艺	485
第七节 管束与壳体的组装	487
第八节 接管与壳体的焊接	488
一、接管与壳体的自动焊接	488
二、接管与壳体的机械人焊接	489
第九节 无损检测	490
一、涡流检测	490
二、低能量 γ -线源检测	491
三、内孔焊用高分辨率 X-射线检测	492
四、超声检测	492
参考文献	492

第一章 概 论

余德渊 郭豫伟 王兴一

第一节 概 述

一、换热器及传热研究的现状^{〔1〕〔2〕}

换热器是一种广泛使用的工艺设备，在炼油、化工行业中是主要的工艺设备之一。因此，换热器的研究倍受重视。从换热器的设计、制造、结构改进到传热机理的试验研究一直都在进行。特别是七十年代初发生能源危机以来，各国都纷纷寻找新的能源及节约能源的途径，而换热器是节约能源的有效设备。在余热回收、利用地热、太阳能等方面都离不开换热器。因而各国都在致力于研究各种高性能换热器及换热元件，其中不少是国家直接下达的重点课题。近年来换热器及传热技术的发展主要表现在下列几个方面。

1. 研究工作的动向

目前世界上每年发表有关传热及换热设备方面的文献约在六千篇以上。有关新能源开发的文章日趋增多，研究的重点是传热机理、传热强化、两相流、模拟及测试技术、计算机应用、振动、污垢以及与能源利用和环境保护有关的新型高效换热器。对传热基础理论的研究探讨十分重视，一种新的动向是：从数学模型和物理模型出发，用数学方法推导出精确的计算公式。

2. 计算机的使用

应用计算机不仅节省了人力、提高了效率，而且可以进行最优化设计与控制，使其达到最大技术经济性能。例如美国帕斯卡古拉炼油厂常减压装置的原油换热系统，由于采用了换热系统的最佳化设计及其他改进措施，平均传热系数达到 445 千卡/米²·小时·℃。传热分析、应力分析、信息储存与检索以及模拟和控制均编有程序。有些程序从工艺设计开始，直到绘出图纸。计算机自动绘图机只需十几分钟即可绘一张标准换热器图纸。目前，美国 HTRI 换热器设计程序在国外无疑是具有代表性的，已被许多国家所引进。此外，其他国家也开发了一些自动设计系统和程序。如英国 HTFS 开发的 TASC 等程序；1975 年英国国家工程实验室 (NEL) 和剑桥计算机辅机设备中心合作，按美国管壳式换热器制造商协会 (TEMA) 标准，编制管壳式换热器机械设计程序 STEM。这一程序不但可对 TEMA 标准中的所有“R”、“C”、“B”三类换热器进行各种设计计算，列出一系列不同参数以供选择，而且能自动绘出换热器的平面布置与管板布置图，到 1978 年底已能提供全部 TEMA 标准换热器的制造施工图。以后又结合英国标准协会 (BSI) 1976 年公布的压力容器规范 BS·5500 编制了换热器的机械设计程序；苏联也有 CAПТА 自动设计系统；日本 HEADS 自动设计系统是由三菱工程及造船有限公司研制的，使用该系统，仅仅输入最少的数据，就能迅速地得到机械的设计图表及图纸，该系统除适用于日本的 JIS8234 压力容器结构及 (日

本) 高压气体控制法规外, 还适用于ASME规范第Ⅷ篇第一分篇以及TEMA的“R”、“B”、“C”类^[3]; 此外日本神户制钢的HEXAPACKS自动设计绘图系统以及用于换热器动特性模拟的三菱HEDDY数字模拟系统等也已推行于世。

3. 高温高压换热器的进展

随着工艺的进展和大型化装置的出现, 大型高温高压换热器的使用越来越多。炼油厂加氢换热器就是一个例子。近年来, 高温高压换热器在结构、材料和制造方面都有一些进展, 管箱和密封结构均有一些改进, 管子进口区的热防护获得一些改善。另外还采用了薄管板或挠性管板结构以减小热应力; 使用小管子密排列, 改善了管子与管板的连接。

4. 大力开展关于振动的研究

自六十年代末, 为了适应大型化装置的工艺要求, 换热器也随之大型化。国外管壳式换热器最大直径已达 $\phi 4650$ 毫米, 传热面积达到 6700米^2 , 重达260吨。在大型化过程中所遇到的一个复杂问题就是管束的振动。由于大型化而加剧了核电站换热器的振动破坏, 因此人们对管壳式换热器振动研究的兴趣与日俱增。大型换热器在高流速下尤其容易产生振动, 振动使管子破裂, 损坏设备的基础与管路, 同时产生噪音。迄今虽然有关振动方面的问题, 还远未被人们认识清楚, 但是通过大量的试验研究, 现在已经能预测管束的自振频率, 从而在设计中可以确定出适当的流速范围, 以防止流体的激振。此外, 在结构设计上也采用了一些防振措施, 例如菲利普斯石油公司设计了一种没有普通折流板的管壳式换热器, 采用一组栅格式紧固装置代替折流板, 管束被井字型的栅格条紧紧固定, 栅格条同管子外壁之间不留间隙。使用结果表明, 这种结构有效地克服了管束的振动, 延长了管子的寿命, 而且结构紧凑, 符合小管径、密排列的原则, 提高了工艺性能, 使壳程压降降低了二分之一, 且不易淤塞脏物, 清洗方便。

5. 发展强化传热管

传热管是管壳式换热器的主要传热元件。国外对传热管的研究非常重视, 通过改进传热管的性能, 就能提高换热器的性能。强化传热管的方法主要有两种: 一种是尽量扩大它的有效传热面积, 但又不过分增大流阻, 例如将管子的内、外表面轧制成各种不同的表面形状, 促进流体产生湍流提高传热性能, 如翅片管、螺纹管等。有的国家已成批生产翅片管换热器, 并已标准化、系列化。我国也在炼油厂中使用螺纹管换热器, 只要使用条件恰当, 工艺流程合理, 总传热系数就可以大大提高。1967年兰州炼油厂12单元使用一台螺纹管换热器, K 值高达 $500\text{大卡}\cdot/\text{米}^2\cdot\text{小时}\cdot^\circ\text{C}$ 。1981年南京炼油厂实行节能改造, 使用了螺纹管换热器, 实测 K 值达 $370\sim 400\text{千卡}/\text{米}^2\cdot\text{小时}\cdot^\circ\text{C}$ 。另一种方法是改良传热表面的性能, 使之既符合传热机理的要求, 又能充分发挥其特点, 如美国联合碳化公司研制成功的一种表面多孔管, 可以使汽泡核心的数量大幅度增加, 从而使沸腾给热系数提高十倍乃至几十倍, 总传热系数一般可提高五倍左右, 并且还有很好的抗污垢能力。国内一些单位(如北京化工研究院等)也研究试制成功了表面多孔管, 并得到了应用(如在南京炼油厂用于重沸器)取得了明显效果。新的强化传热管还有单面纵槽管、双面纵槽管、周向波纹管、螺旋波纹管等。

6. 采用新材料

由于工艺条件日趋苛刻, 迫切需要一些新的材料。在换热器制造中, 由于钛具有很高的抗腐蚀性能、高的强度限和屈服限, 且比重小、重量轻, 又有一定的抗污塞性, 因此西德在

含氯溶液中采用了钛制换热器，在炼油厂中使用钛制冷却器和冷凝器。现在钛制换热器的应用有了迅速的增加。渗铝管换热器及镀锌钢管换热器的使用也日益增多。非金属材料方面最具有代表性的是聚四氟乙烯塑料，自美国杜邦公司于六十年代中期研究成功这种塑料换热器以来，由于它优越的抗腐蚀抗污垢性能，国外推广使用很快，到了七十年代，凡是适用这种换热器的场合，几乎达到了普及的地步。此外还有石墨换热器，一般使用压力为3公斤/厘米²，使用温度为150~170℃。

7. 控制结垢及高效运行

美国传热研究公司对换热器的污垢问题已进行了多年的研究。通过对污垢形成的机理、生长速度、影响因素的研究，预测污垢曲线，从而为控制结垢、适时清洗提供了途径和依据。广泛采用涡流测试技术来加强运行中的检漏，使快要损坏的管子能及早得到更换或堵漏，避免非计划停工损失。在换热器中采用有机涂层，能有效地防止海水腐蚀，且不易结垢（若是涂于冷凝侧还可以变成滴状冷凝从而强化传热）。

此外，国外对发展换热器的清洗技术极为重视，组织专业的维修清洗公司，针对不同条件，采取最适合的清洗方法，并研究了专门的清洗设备和工具，如化学清洗车、高压水清洗车及管束拔出装置等。这样就能保证换热器高效率、低消耗、长周期的运行。

8. 热管换热器的使用^{〔1〕〔4〕}

热管是利用小的表面积传递大的热量，体现了一种优良的设计方法。热管是六十年代中期在宇航工业中发展起来的新型传热元件，于七十年代进入民用工业，由于它具有效率高、压降小、结构简单、紧凑性好等优点，发展较为迅速。美国道（Dow）化学公司采用琼一多特（Q-Dot）公司生产的不锈钢热管空气预热器，在一座190万千卡/小时的加热炉上回收余热，使烟气出口温度从原来的399℃降到168℃以下，并使进风温度提高了230℃，每小时回收余热25.2万千卡，从而使加热炉的天然气消耗量减少15%。1979年美国卡特拉斯堡炼油厂的重整加热炉上使用了热量为80万千卡/小时的热管换热器^{〔4〕}。美国杜邦化学公司在套化工装置上采用一套由埃索舍默克斯（ISothermics）公司制造的铝质热管空气预热器，其造价仅为普通空气预热器的25%，而安装费用相同，故获得了显著的经济效果^{〔5〕}。国内科学院力学研究所、重庆大学等单位首先引进和研究热管技术。近几年来，一些研究单位及炼油厂都先后开展了热管换热器的试制研究工作。一些炼油厂开始采用热管换热器来回收烟气中的低温余热提高了热效率，取得了较好的应用效果。

二、换热器及传热研究的动向^{〔2〕}

当前换热器发展的基本动向是继续提高设备的热效率，促进设备结构的紧凑性，加强生产制造的标准化、系列化和专业化，并在广泛的范围内继续向大型化的方向发展。同时仍然注意基础理论及测试方法的研究。

1. 新能源换热器的研究

能源的充分供应对发展生产，保持并提高人类的生活水平是必不可少的。尽管能源的供应前景仍不乐观，但是工业和民用的需求却在日益增长，这是世界范围内极需解决的问题。要求集中力量研究各种形式的能量转换技术，有效地利用能源。

核能是有前途能源，核电站的大型换热器，要解决多项重大技术难关，也是换热器技术发展的尖端。

太阳以辐射传热的方式将热量传给地球。太阳能的利用尽管受到地理、气候、昼夜、

季节的限制,但它不影响地球大气的热量平衡,而且不消耗燃料,没有污染,很有开发价值。由于世界上能源日益紧张,许多国家在使用新技术的基础上,开发利用太阳能。美国制定了一项太阳能发展计划,预期到公元2000年要供给全国热消耗的20%以上。但是太阳能比较分散,经物质吸收后,温度不高,如何提高转换效率,在技术上有相当难度,其中换热器的结构设计,是关键问题之一。

地热也是一种丰富的能源,但是大都温度不高(低于 100°C),用这种资源丰富、低焓的热能来发电在国内外都是新课题。地热换热器的热介质大部分是地热水,少部分是蒸气。换热器应具有耐污垢、耐腐蚀、高效率、易清洗的性能。地热利用在很大程度上取决于换热器的性能,因此必须加紧进行地热换热器的研究工作。

2. 余热回收装置的研究

工业余热的利用潜力很大,对生产影响显著,主要是: 1000°C 左右的高温热量及其高压能量的合理利用,这是石油化学工业的关键技术之一。从换热器的整体结构、各类管板的结构设计、热膨胀补偿方法直到高温侧热通量的控制,都有许多课题亟待解决; $100\sim 200^{\circ}\text{C}$ 的低温余热回收,对一般企业有普遍意义。企业的热利用率低的原因大多是低温位热能没有很好地利用起来。这种热能量大面广,合理利用有着巨大的现实意义。

3. 紧凑式换热器的研究

紧凑式换热器包括板翅、板式、板壳式等换热器,它们具有优异的性能,在采用多流道布置后,其优越性更为显著。板式换热器需要改进密封结构,增强板片的刚度,研究新的垫片材料以提高操作温度 and 操作压力是今后发展的重点。板壳式换热器由于从结构上解决了耐温、抗压和高效之间的矛盾,因而在化学工业中很快得到推广应用。但是,由于它的制造工艺比较复杂,焊接要求高,因而今后应注重改进结构设计,发展新的成型和焊接工艺。

4. 强化传热管的研究

近年来国内外在采用强化传热管改进换热器性能、提高传热效率、减少传热面积、降低设备投资等方面,取得了显著的成绩。强化传热管同时也是利用低温位热量的关键部件。表面多孔管可以在非常小的温差下产生很多的泡核,使汽化核心增加许多倍,但是制造工艺要求比较严格,且生产成本也高,这些都是今后有待解决的问题。

5. 换热器基础技术理论及测试技术的研究

发展基础理论是指导推进设计研究的必要前提。例如小温差传热的强化是解决低位新能源开发的关键;污垢和防蚀的研究对换热器的设计、运行有重大的影响;有相变传热的研究关系到能量的转换及传质技术。

传热和换热器测试技术的研究,可以使试验分析工作进行得更精确、更迅速。高效换热设备的研究,使得传热表面形状更加复杂,流体流动更加不规律,因此需要更加先进的测试手段。

此外,两相流动及传热;非牛顿型流体的流变特性的测定;核反应堆的安全措施等都是现在和今后研究的课题。

第二节 换热器的评价

衡量一个换热系统或某台换热设备,评价方法很重要。由于影响因素很多,而一些因

素又互相影响，要真正实现“最佳化”是不可能的。不同的评价基础，往往会得到差异很大的结果。因此，对评价方法的研究，已经引起了各国的普遍重视。

一、传统设计中的几个问题^{[6]、[7]}

1. 高热强度和对数平均温差

以往的设计普遍追求高热强度，而采用的主要手段又是选择高对数平均温差。这一错误概念的直接结果，是导致能耗的大幅度增加。例如，据我国1979年改造的七套炼油厂常减压装置统计，平均传热温差高达66℃，以热—冷流平均266°~200℃计算，传热烟损占热流烟21.5%，如果将平均温度降至33℃，传热烟损可降至10%（烟的概念将在下面介绍）。

2. 传热面积

小的传热面积既节约材料，一次性投资也较少。但并不意味着在任何情况下都应当采用小传热面积。对一个换热系统，往往适当增加换热面积是有利的。在我国，一次投资的折旧费同操作费用相比，后者起决定作用，从经济效果来看，在一定限度内增大传热面积总是合算的。我国近期进行的换热流程改造，换热面积都有较大幅度的增加，收到的经济效果也十分显著。（见表1—1）

表 1—1 南京炼油厂常减压装置改造前后的数据

项 目	改 造 前	改 造 后
处理量，吨/时	408.46	405.71
总热负荷，万千卡/时	5023	5990
总传热面积，米 ²	4800	7447
平均温差，℃	87	38.72
平均热强度，千卡/米 ² ·时	10465	8043
平均传热系数，千卡/米 ² ·时·℃	117	278.6
过程总烟损，万千卡/时	645.8	378.3

3. 总传热系数

常说的高效率，对换热器和换热流程，都指的是总传热系数高。这是一个始终必不可少的衡量指数。长期以来，提高传热效率一直是各国普遍重视的课题之一，研究方向，主要是发展强化传热的新型高效传热元件。在我国，这方面的工作也已经取得可喜的进展。然而，在过去的设计中，大多采用的措施都是以增大压力损失为代价来提高总传热系数，从节能的观点来看，这显然是不合理的。

为了解决这些问题，下面介绍几种新的方法。

二、烟——有效能的应用^{[8][9][10][11][12]}

要实现节能的目标，必须把握和估计过程能的使用状况。在评价能的利用时，近年来特别强调从能的“量”和“质”二方面进行。节能，或者说减少能量损耗，指的不是能的“量”，而是“质”，因为能量是守恒的。同样，用能，也仅仅是利用了能的质量。这就是烟——也叫做有效能的基本观点之一。

定义：系统从某一状态变化到与环境平衡状态过程中能够作的最大有用功，其值等于初始状态的状态函数 $(H-T_0S)$ 和相同环境下平衡状态的状态函数 $(H_0-T_0S_0)$ 之差，称之为烟。如用符号EX表示烟，则有：

$$EX = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (1-1)$$

式中, H 、 H_0 , S 、 S_0 分别为初始状态和环境温度为 T_0 状态下的焓和熵。

在工业过程中, 能量一般以功 W 、热 Q 和物流焓 EX_M 三种形式出现。

功 W , 按照焓的定义, 全部都是焓, 其品质系数为1。功焓 EX_w 为:

$$EX_w = W \quad (1-2)$$

热焓 EX_Q 。热量中, 并不全部都能转化为功, 因此, 热中只有一部分焓, 其多少取决于温度。温度越高, 含有的焓也越多, 所以说高温热质量高。在温度 T 下热量 Q 中包含的热焓:

$$EX_Q = Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (1-3)$$

$\left(1 - \frac{T_0}{T} \right)$ 为品质系数。

对于一个热过程, 温度从 T_1 变到 T_2 , 热量为 Q , 那么其热焓近似为:

$$EX_Q \approx Q \left(1 - \frac{T_0}{T_m} \right) \quad (1-4)$$

式中, T_m 为 T_1 和 T_2 的对数平均温差, 即

$$T_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln \frac{T_2}{T_1}} \quad (1-5)$$

所以

$$EX_Q = Q \left(1 - \frac{T_0}{T_2 - T_1} \ln \frac{T_2}{T_1} \right) \quad (1-6)$$

物流焓 EX_M 。物流焓包括化学焓和物理焓。对换热过程, 不存在化学焓。

物理焓, 只是物理变化所能得到的焓。对于理想气体, 若 c_p 为常数, $p_0 = 1$ 大气压, 有:

$$EX_M = (H - H_0) \left(1 - \frac{T_0}{T - T_0} \ln \frac{T}{T_0} \right) - RT_0 \ln P \quad (1-7)$$

对于固体和液体, c_v = 常数, 有:

$$EX_M = (U - U_0) \left(1 - \frac{T_0}{T - T_0} \ln \frac{T}{T_0} \right) + V(p - p_0) \quad (1-8)$$

上式中, R 为理想气体常数, V 为体积, P 、 P_0 分别为系统初始状态和标准状态下压力, U 、 U_0 则分别为初始状态和标准状态下的内能。对于等容过程, $\Delta U = Q$, 而对于等压过程, $\Delta U = \Delta H$ 。

对任何一个实际传热过程, 在计算出上述各项之后, 可建立带入系统的焓和带出系统焓的平衡方程, 即入方应等于出方加上过程焓损 D_k 。

即

$$\sum EX_A = \sum EX_B + D_k \quad (1-9)$$

下面再简略地分析一下过程焓耗的情况, 从而可以说明过程节能原理。

传热过程焓耗包括三部分: 热力学焓差 D_T 、过程焓损 D_k 、排弃焓 D_x 。

热力学焓差包括化学焓差和物理焓差, 除了燃烧之外, 传热过程只有物理焓差。

过程焓损 D_k 。当一个传热过程, 在无限小的温差推动下以无限慢的速度进行, $D_k = 0$, 这是可逆过程。但任何实际过程绝不可能允许以无限长的时间完成, 其速率和推动力成正比, 速率越大, 意味着过程的不可逆性越大, 焓损也就大。传热过程的焓损可表示为