

化工工艺算图

吉林化学工业公司设计院 主编
化学工业部化工设计公司

第 四 册

化工传热及燃烧

化学工业部第八设计院 编

化学工业出版社



化工工艺算图

吉林化学工业公司设计院
化学工业部化工设计公司 主编

第 四 册

化工传热及燃烧

化学工业部第八设计院 编

化 学 工 业 出 版 社

内 容 提 要

《化工工艺算图》分六册出版。第四册主要收集了化工传热及燃烧方面的算图。全书共十一章,包括:热传导;热辐射;管内强制对流传热;管外(管束)强制对流传热;搅拌传热;自然对流传热;冷凝及沸腾时的传热;换热器计算一般问题;换热器及冷凝器的计算;散热;保温及电热;燃烧等方面的算图。书末附有常用单位换算表以备查考。

本册主要取材于近年来国内外有关化工的书刊、手册。内容比较广泛实用,可供化工专业的设计人员使用,也可供从事化工生产、科研的人员以及大专院校师生参考。

参加本册编写的有:化工部第八设计院钟信昭、王莉、王大权、王玉秀。参加本册校阅的有:吉林化学工业公司设计院杨宜年、黄伯平和化工部化工工艺配管设计技术中心站唐士选。

化工工艺算图

吉林化学工业公司设计院

主编

化学工业部化工设计公司

第 四 册

化工传热及燃烧

化学工业部第八设计院 编

责任编辑:王淑华 施承薇

封面设计:许立

化学工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

开本787×1092¹/₁₆印张24字数605千字印数1—4,970

1987年2月北京第1版1987年2月北京第1次印刷

统一书号15063·3861定价5.75元

前 言

根据公式和实验数据绘制的算图在开展科学研究、设计开发、生产管理以及教学工作等方面是进行工程计算有用的工具。它具有查阅快捷、使用方便等优点,可以简化某些繁琐的计算工作,为电子计算机计算提供初值,并可为不便于采用电子计算机计算的问题提供迅速准确的解答。因此,在目前电子计算飞跃发展的时代,算图这一简便计算工具仍然起着重要作用。近年来国外各种期刊仍在陆续发表大量算图,深受从事设计、科研、生产和教学的广大科技人员的重视。此外,还出版了若干算图专辑,如J. F. 邝编的《应用列线图》、鹤尾定雄编的《化学工学列线图》以及D. S. 戴维斯编的《化学工艺列线图》等均为广大读者所乐用。在国内,五十年代由苏元复、璩定一合编的《化工算图集》对促进我国化工生产、科研、设计和教学起过一定的作用。为使算图更好地为我国“四个现代化”服务,考虑到化工设计、科研、生产和教学等方面的需要,我们组织了华东化工学院的老师和化工部化工设计公司、化工部第二、第八设计院及吉林化学工业公司设计院的有关同志、并由吉林化学工业公司设计院及化工部化工设计公司总其成,收集、整理、汇编了化工算图达一千余种,定名为《化工工艺算图》,选取的文献截至1980年。

本书分六册出版。第一册:常用的物料物性数据;(多数以实验测定的数据而绘制的);第二册:物性数据计算(系根据公式绘制的);第三册:化工单元操作;第四册:化工传热及燃烧;第五册:化工管道(包括流体力学及仪表);第六册:化工设备及其他。

本书各册的算图均有说明,叙述方法因图而异,主要包括:基本依据、应用范围、使用方法、例题及资料来源。

本书中算图大多数不是国际单位制,为了适应我国推广使用国际单位制的需要和各单位制间换算使用,在各册算图后均附有:“常用单位换算表”以便查考。

本书所收集的算图都尽可能地查阅了原始文献所依据的来源。凡经发现个别算图有错误时,均予以更正。

全书的审校由主编单位吉林化学工业公司设计院和化工部化工设计公司进行。

本书在编写过程中得到化工部规划设计院、各有关设计单位及大专院校的大力支持,在此一并致谢。

由于编写人员的水平有限,选取算图的深度和广度均不够,取材也未尽完善,难免有遗漏及谬误之处,恳切希望读者指出,以便再版时予以订正。

化学工业部化工工艺设计技术中心站

1980年10月北京

目 录

4.1 热传导

4.1.1 平壁的传热系数	1
4.1.2 金属壁的传热系数	1
4.1.3 保温层的传导热损失	4
4.1.4 管壁的热阻	5
4.1.5 平板不稳定热传导的计算	6
4.1.6 圆柱体不稳定热传导的计算	8
4.1.7 立方体不稳定热传导的计算	10

4.2 热辐射

4.2.1 黑体辐射能	13
4.2.2 无限大平行面的辐射系数	14
4.2.3 两物体间辐射系数和传热量	16
4.2.4 物体向周围辐射传热系数 (龟井三郎方程)	19
4.2.5 物体向周围辐射传热系数 (卡普兰方程)	20
4.2.6 物体向周围辐射传热量	22
4.2.7 炉壁对被加热物的辐射传热量	23
4.2.8 含二氧化碳和水蒸汽的气体辐射传热量	24

4.3 管内强制对流传热

4.3.1 水平管内呈层流时的传热膜系数	27
4.3.2 高粘度液体在管内呈层流时的传热膜系数	29
4.3.3 液体在管内呈过渡流时的传热膜系数	31
4.3.4 流体在管内呈湍流时的传热膜系数 (迪塔斯-贝尔特方程)	33
4.3.5 流体在管内呈湍流时的传热膜系数 (内田方程)	34
4.3.6 流体在管内呈湍流时的传热膜系数 (西德尔-塔特方程)	36
4.3.7 液体及气体在管内呈湍流时的传热膜系数	38
4.3.8 过热蒸汽、一般气、液体及致冷剂在管内呈湍流时的传热膜系数	41
4.3.9 液体在管内呈湍流时的传热膜系数 ($Re > 10000$)	45
4.3.10 某些液体在水平管内呈湍流时的传热膜系数 (柯尔伯恩方程)	47
4.3.11 常压及低压下某些液体在管内呈湍流时的传热膜系数	49
4.3.12 某些液体在管内呈湍流时的传热膜系数 ($Re > 10000$ 及 $Re = 2100$)	52
4.3.13 水在管内呈湍流时的传热膜系数 (常压及 $40 \sim 220^{\circ}\text{F}$ 下)	54
4.3.14 水在管内呈湍流时的传热膜系数 (改写的迪塔斯-贝尔特方程)	56
4.3.15 水及液体在管内呈湍流时的传热膜系数	57
4.3.16 水、盐水在管内呈湍流时的传热膜系数	59
4.3.17 水在直管和盘管内的传热膜系数	61

4.3.18	水在管内呈降膜流动时的传热膜系数	63
4.3.19	气体在管内呈过渡流或湍流时的传热膜系数	64
4.3.20	气体在管内呈湍流时的传热膜系数	66
4.3.21	一些气体在管内呈湍流时的传热膜系数	67
4.3.22	烃类气体在管内呈湍流时的传热膜系数	69
4.3.23	空气和燃烧气在管内强制对流时的传热膜系数	71
4.3.24	流体在盘管内流动时传热膜系数的修正系数	73
4.4 管外(管束)强制对流传热		
4.4.1	流体垂直接流经管束时的传热膜系数	75
4.4.2	壳程传热膜系数(多诺霍方程, 鹤尾定雄法)	77
4.4.3	壳程传热膜系数(多诺霍方程, 贾维厄·F·邝法)	79
4.4.4	壳程传热膜系数(麦克亚当斯方程)	81
4.4.5	壳程液体传热膜系数	83
4.4.6	水垂直接流经错列管束时的传热膜系数	85
4.4.7	气体垂直接流经错列管束时的传热膜系数 (麦克亚当斯方程, 戴维斯法)	87
4.4.8	气体垂直接流经错列管束时的传热膜系数 (麦克亚当斯方程, 贾维厄·F·邝法)	88
4.4.9	一些气体流经管内和管束时的传热膜系数	90
4.4.10	空气流经平板时的传热膜系数	94
4.4.11	空气垂直接流经单管外时的传热膜系数	96
4.4.12	空气流经翅片管表面的传热膜系数	98
4.4.13	空气和燃烧气垂直接流经错列管束时的传热膜系数	100
4.4.14	空气和燃烧气垂直接流经管束时的传热膜系数	102
4.4.15	浸没式冷却器的管外传热膜系数	104
4.4.16	流化床层内换热器的传热膜系数	105
4.5 搅拌传热		
4.5.1	搅拌槽内液体的传热膜系数(奥尔德林-格雷顿方程)	107
4.5.2	搅拌槽内液体的传热膜系数(奇尔顿方程)	109
4.5.3	搅拌槽内液体的传热膜系数(斯密斯修正方程)	111
4.5.4	钢衬玻璃搅拌槽内液体的传热膜系数	113
4.5.5	搅拌槽内非牛顿液体的传热膜系数(格卢兹-罗申科方程)	115
4.5.6	搅拌槽内非牛顿液体的传热膜系数(卡雷奥-查雷斯特方程)	119
4.5.7	螺旋式刮板换热器的传热膜系数	121
4.5.8	转筒干燥器的容积传热系数	123
4.6 自然对流传热		
4.6.1	自然对流传热膜系数	125
4.6.2	空气自然对流的传热膜系数	127
4.6.3	空气自然对流的传热膜系数(龟井三郎方程)	128
4.6.4	空气自然对流的传热膜系数(努塞尔特-格罗伯方程)	130

4.6.5	自然对流的传热强度	132
4.6.6	室内空气与周围壁板自然对流传热强度	134
4.6.7	水和盐水自然对流的传热膜系数	136
4.7	冷凝及沸腾时的传热	
4.7.1	管外膜状冷凝的传热膜系数 (科尔伯恩-霍根-麦克亚当斯方程)	139
4.7.2	管外膜状冷凝的传热膜系数	144
4.7.3	垂直管外膜状冷凝的传热膜系数	146
4.7.4	一些物质在管外膜状冷凝的传热膜系数	148
4.7.5	一些有机物冷凝的传热膜系数	150
4.7.6	水蒸汽在垂直管外冷凝的传热膜系数	151
4.7.7	水蒸汽冷凝时的传热膜系数	153
4.7.8	水蒸汽在真空下冷凝时的传热膜系数	154
4.7.9	含有空气的水蒸汽冷凝时的传热膜系数	155
4.7.10	上、下排列的水平管各排的“局部”传热膜系数	157
4.7.11	核沸腾传热膜系数 (吉尔摩方程)	158
4.7.12	核沸腾传热膜系数 (科利尔方程)	160
4.7.13	沸腾时两相流的传热膜系数	161
4.7.14	饱和液体沸腾时的最大热流率	164
4.7.15	水开始沸腾时的热流量	166
4.7.16	回转薄膜蒸发器的传热膜系数	168
4.8	换热器计算的一般问题	
4.8.1	解传热方程式 $Q = UA\Delta t$	170
4.8.2	包括全部热阻的总传热系数	171
4.8.3	清洁管的总传热系数	174
4.8.4	单侧污垢对总传热系数的影响	175
4.8.5	两侧污垢对总传热系数的影响	177
4.8.6	污垢热阻与使用时间的关系	178
4.8.7	对数平均温度差	182
4.8.8	管壁温度	183
4.8.9	壳管换热器的管数与壳径 (幡野佐一方程)	184
4.8.10	壳管换热器的管数与壳径 (概略式)	186
4.8.11	壳管换热器的管数与壳径	188
4.8.12	壳管换热器的流速与传热面积	189
4.8.13	套管换热器的传热面积	194
4.8.14	壳管换热器的壳侧错流面积	196
4.8.15	壳管换热器的壳侧错流面积 (TEMA方程)	197
4.8.16	壳管换热器的弓形挡板缺口流通面积	199
4.8.17	壳管换热器的管束当量直径 (鹤尾定雄方程)	200
4.8.18	壳管换热器的管束当量直径	202
4.8.19	壳管换热器的管束当量直径 (戴维斯方程)	203

4.8.20	套管换热器的环隙当量直径	205
4.8.21	壳管换热器管外流体流经挡板缺口的压力降	206
4.8.22	壳管换热器管外流体垂直接经管束的压力降	208
4.8.23	壳管换热器管外流体垂直接经管束的压力降 (格里米森-鲍彻方程)	210
4.8.24	壳管换热器的壳侧压力降	212
4.8.25	壳管换热器的壳侧压力降 (克恩方程)	215
4.8.26	翅片管换热器的管束压力降	219
4.8.27	壳管换热器在相同压降时管径与管数的关系	226
4.8.28	翅片管效率	228
4.9	换热器及冷凝器计算	
4.9.1	换热器出口温度和传热量	230
4.9.2	换热器出口温度和传热量 (欧文·格兰特传热曲线)	234
4.9.3	换热器出口温度和传热量 (幡野佐一方程)	236
4.9.4	间歇加热和冷却时间及传热面积 (克恩方程)	238
4.9.5	间歇加热和冷却时间及传热面积	247
4.9.6	间歇加热时间及传热面积	249
4.9.7	间歇冷却时间	250
4.9.8	壳管式冷凝器	252
4.9.9	壳管式水蒸汽冷凝器 (克恩方程)	267
4.9.10	壳管式水蒸汽冷凝器	270
4.9.11	盘管式水蒸汽冷凝器	273
4.9.12	水蒸汽盘管加热器	275
4.9.13	水蒸汽冷凝器及沸腾器	279
4.10	散热、保温及电热	
4.10.1	平面和圆柱面对流和辐射热损失	282
4.10.2	炉壁对流和辐射散热量	288
4.10.3	管道对流和辐射散热量	289
4.10.4	裸管热损失	291
4.10.5	保温及不保温贮槽的热损失	292
4.10.6	铝反射保温层的传热系数	297
4.10.7	炉壁保温厚度和热损失	298
4.10.8	垂直炉壁的热损失	300
4.10.9	平面和圆柱面保温厚度	302
4.10.10	管道保温厚度和热损失	304
4.10.11	管道保温厚度和热损失 (坎默方程)	308
4.10.12	管道保温厚度	310
4.10.13	管道不结露时的保温厚度	312
4.10.14	管道不结露时的保温厚度 (比尔·西森方程)	313
4.10.15	蒸汽管散热引起的温度降	316
4.10.16	蒸汽加热管道的冷凝水生成量	317

4.10.17	加热空气用热水量	319
4.10.18	电热体表面温度	322
4.10.19	加热空气用电量 (约翰·莫纳尔法 I)	324
4.10.20	加热空气用电量 (约翰·莫纳尔法 II)	326
4.10.21	加热空气和水的用电量	327
4.10.22	电加热器用电量	328
4.10.23	电保温管用电量	330
4.10.24	加热管道用电线的缠绕间距	337
4.11 燃烧		
4.11.1	燃料的高热值	339
4.11.2	由API比重指数计算燃料油的高低热值	340
4.11.3	燃料的高低热值换算	342
4.11.4	煤的灰熔点	343
4.11.5	燃烧所需的理论空气量	344
4.11.6	燃烧理论空气量和实际空气量 (比尔·西森法)	345
4.11.7	燃烧理论空气量和实际空气量 (威廉·西森法)	346
4.11.8	烟气中二氧化碳最大理论量和空气过剩率 (比尔·西森法)	348
4.11.9	烟气中二氧化碳最大理论量和空气过剩率 (威廉·西森法)	350
4.11.10	烟气的体积	351
4.11.11	干烟气和湿烟气的重量	352
4.11.12	由烟气成份计算烟气体积	353
4.11.13	干烟气的重量和热损失	354
4.11.14	过剩空气所引起的热损失	356
4.11.15	燃料中的氢含量和生成水引起的热损失	358
4.11.16	不完全燃烧的热损失	359
4.11.17	固体燃料不完全燃烧的热损失率	360
4.11.18	液体燃料不完全燃烧的热损失率	361
4.11.19	气体燃料不完全燃烧的热损失率	362
4.11.20	预热空气取得的燃料节约率	363
4.11.21	烟气的露点	364
附 录 常用单位换算表		367

4.1 热 传 导

4.1.1 平壁的传热系数

基本依据

根据温度和物质导热系数的关系求传热系数。

应用范围

用于求图4.1.1中所示物质的平壁传热系数和热阻。

使用方法

1. 在图4.1.1上, 找到已知物质在给定温度下的导热系数 K 值。
2. 在图4.1.1上, 依次连接标尺 $K \rightarrow \delta \rightarrow h(r)$, 即得所求之值。

例题

已知金属两面的温度是 196°F 和 204°F , 求厚0.5英寸, 面积为10平方英尺的铁板的传导热量。

(解) 先计算金属壁的平均温度 $196 + 204/2 = 200^{\circ}\text{F}$ 。

然后在图4.1.1左侧坐标上, 找到 200°F 时铁的导热系数 $K = 40$ 英热单位/英尺 $\cdot$ 时 $\cdot^{\circ}\text{F}$ 。将标尺 K 上40与标尺 δ 上0.5相连, 并延长与标尺 h 相交, 得交点 $h = 950$ 英热单位/英尺 $^2 \cdot$ 时 $\cdot^{\circ}\text{F}$ 。

因此传导的热量为:

$$950 \times 10 \times (204 - 196) = 76000 \text{ 英热单位/时。}$$

资料来源

化学装置设计资料 I, 52~53。

4.1.2 金属壁的传热系数

基本依据

本图是根据文献[2]进行绘制的。

应用范围

用于求附表中九种金属材质壁热传导在指定温度下的传热系数。

使用方法

在图4.1.2上, 依次连接 $\delta \rightarrow B(\text{已知点}) \rightarrow h$, 即得所求之值。

如管子为标准厚度(表号40)时, 则可在金属壁厚度标尺 δ 上直接用管子的公称直径来求取。

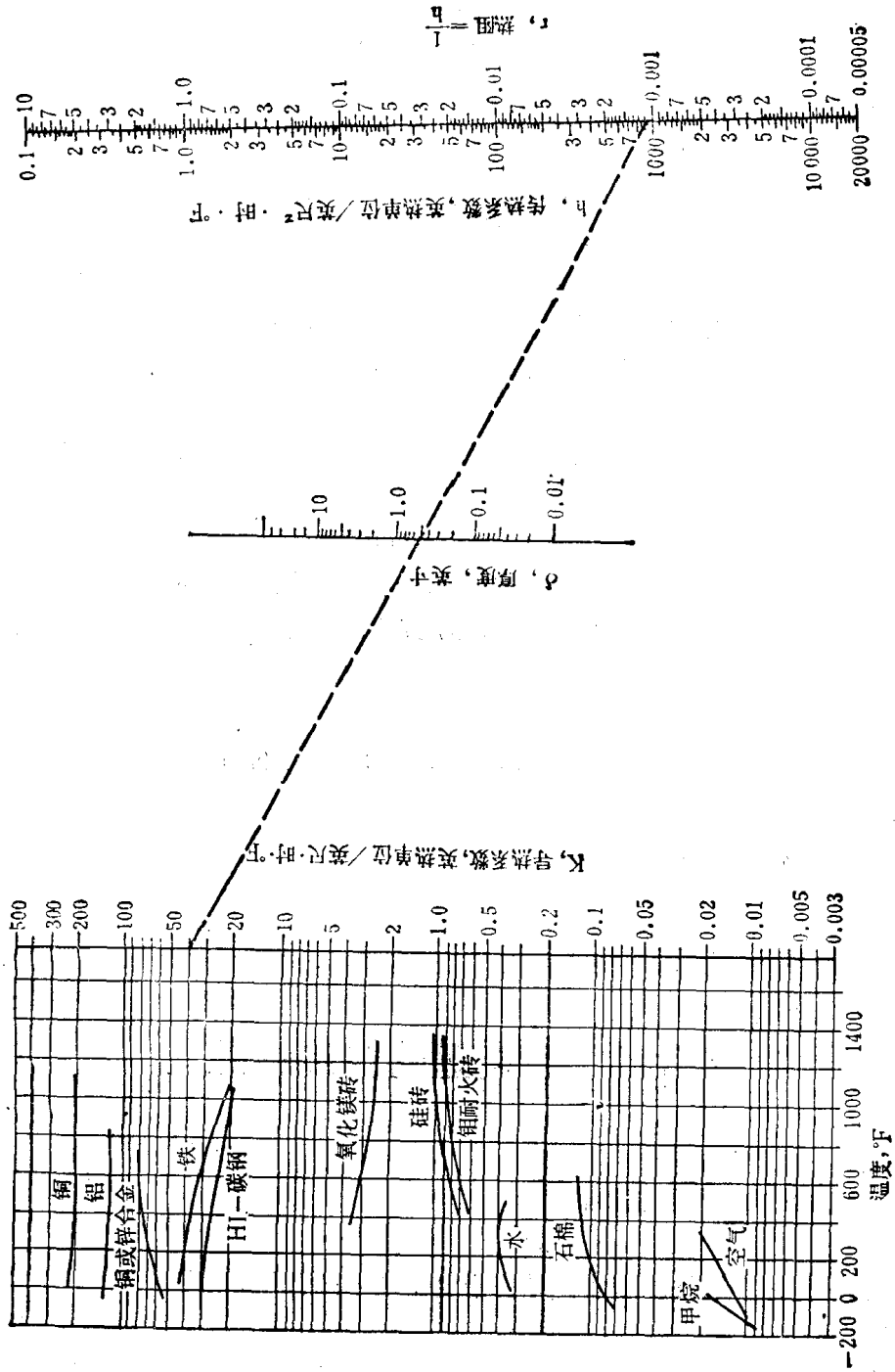


图 4.1.1 平壁传热系数计算图

附表 金属材质

1. 不锈钢	100℃	7. 钼	20℃
2. 不锈钢	500℃	镍 (锻及铸)	500℃
3. 铅	100℃	锻铁	100℃
4. 普通钢	500℃	8. 黄铜	100℃
5. 普通钢	100℃	9. 铜	100℃
6. 铸铁	100℃		

例题

已知公称直径为 4 英寸，壁厚表号为 40 的钢管，求在 100℃ 时的传热系数。

(解) 在图 4.1.2 上，将壁厚标尺 δ 上 4 英寸管和材质标尺 B 上 5 相连，并延长与传热系数标尺 h 相交，得交点 $h = 1300$ 英热单位/英尺²·时·°F。

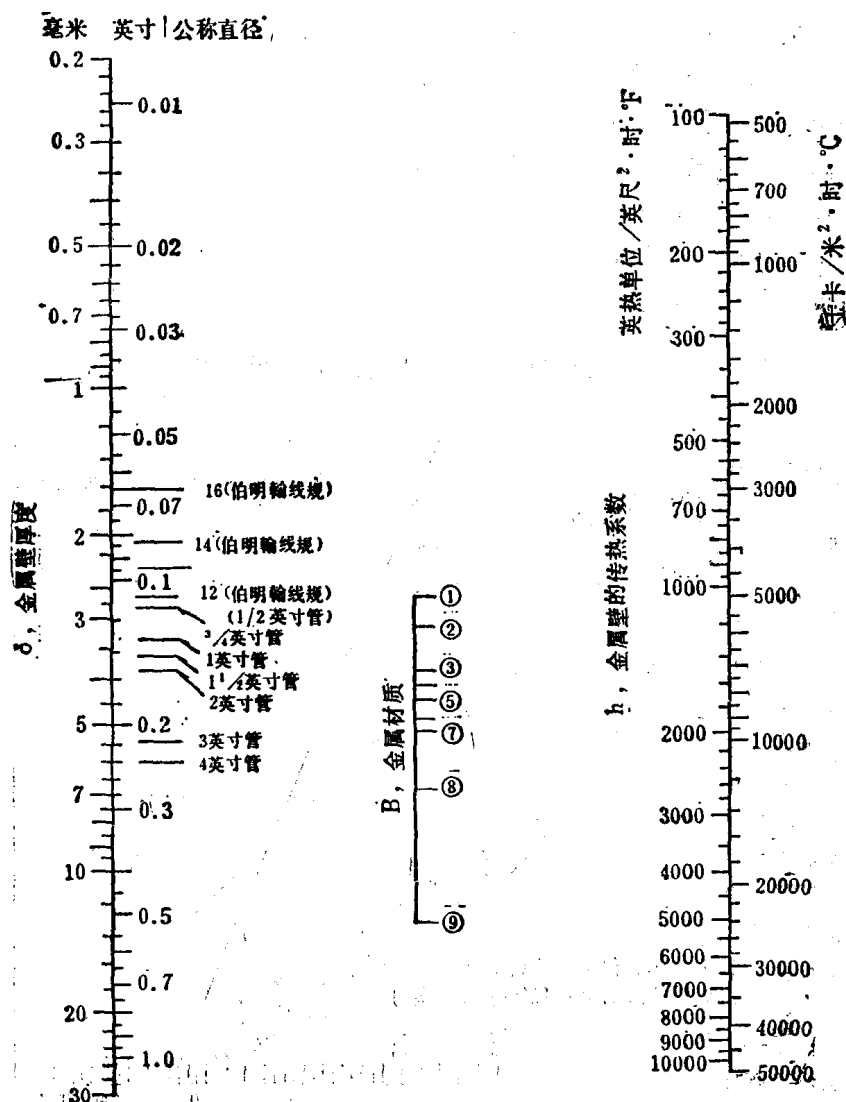


图 4.1.2 金属壁的传热系数算图

资料来源

1. 新版プラント设计简易算法——ノモグラフ, 95 (1969).
2. Davis, D. S., Chemical and Process Engineering 41(5) 215 (1960).

4.1.3 保温层的传导热损失

基本依据

保温管道的热损失虽然较小, 但从整个管道长度算起来的总量还是可观的, 每平方英尺管子表面热损失可用下公式计算:

$$Q_0 = \frac{K \cdot \Delta t}{r_2 \log_e \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}$$

式中 Q_0 ——热损失率, 英热单位/时·英尺²保温外表面;

r_1 ——保温层内半径或管子外半径, 英寸;

r_2 ——保温层外半径, 英寸;

K ——保温材料导热系数, 英热单位/英尺²·时·°F/英寸;

$\Delta t = t_1 - t_2$, 温差; °F

t_1 ——保温层内表面温度, °F;

t_2 ——保温层外表面温度, °F。

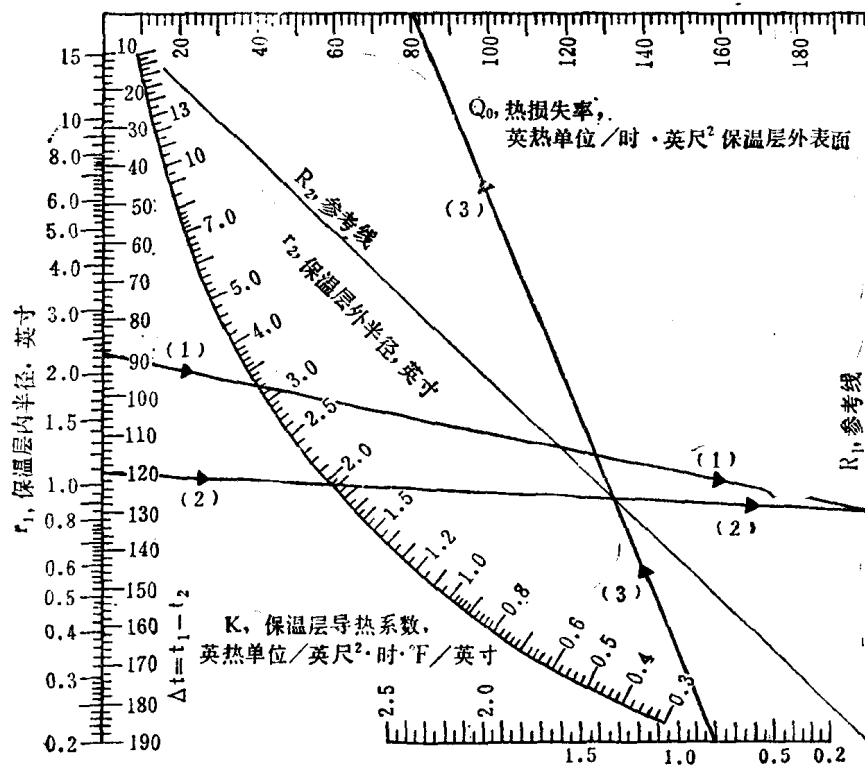


图 4.1.3 保温层的传导热损失算图

应用范围

用于管道保温求热损失。

使用方法

按图4.1.3依次连接标尺 $r_1 \rightarrow r_2 \rightarrow R_1$,

$R_1 \rightarrow \Delta t \rightarrow R_2$,

$K \rightarrow R_2 \rightarrow Q$, 即得所求之值。

例题

一管道的公称直径为4英寸(外径4.5英寸), 外包一层保温层, 厚度为1英寸, 导热系数 $K=0.80$ 英热单位/英尺²·时·°F/英寸, 内表面温度 $t_1=210^\circ\text{F}$, 外表面温度 $t_2=90^\circ\text{F}$, 求热损失。

(解) 1. 计算 $r_1=4.5/2=2.25$ 英寸, $r_2=2.25+1=3.25$ 英寸。

2. 计算 $\Delta t=t_1-t_2=210-90=120^\circ\text{F}$

3. 在图4.1.3上, 将标尺 r_1 上2.25和标尺 r_2 上3.25相连, 并延长与参考线 R_1 相交, 将参考线 R_1 上交点和标尺 Δt 上的120相连, 与参考线 R_2 相交, 再将标尺 K 上0.8和参考线 R_2 上交点相连, 并延长与标尺 Q_0 相交, 得 $Q_0=80.5$ 英热单位/时·英尺²。

资料来源

Sisson William., Plant Engineering. May, 3 65 (1973).

4.1.4 管壁的热阻

基本依据

在传热计算中, 管子材料的热阻决不能忽略, 特别是当在液—液换热器中, 内外两侧传热系数均大时, 尤其是这样。

金属材料管壁厚度所产生的热阻, 可用下式进行计算:

$$r = (d/24K) [\ln(D/d)]$$

式中 r ——金属管壁厚度所产生的热阻, 英尺²·时·°F/英热单位;

D ——管子外径, 英寸;

d ——管子内径, 英寸;

K ——管子的导热系数, 英热单位/英尺·时·°F。

当管子厚度以 BWG (伯明翰线规) 表示时, 用上述公式计算热阻相当麻烦, 为此将它作成算图, 使用起来就较为方便。本算图系根据上述公式而作成。

应用范围

本图适用于图上指明的若干种金属材料, 这些材料的导热系数是70°F时的数值。

使用方法

若已知管外径及以BWG表示的管壁厚和导热系数 K , 则按图4.1.4上箭头所示, 依次连接 $D \rightarrow \text{BWG}$ 曲线 (壁厚) $\rightarrow R$,

$R \rightarrow K \rightarrow r$ 即为所求之值。

例题

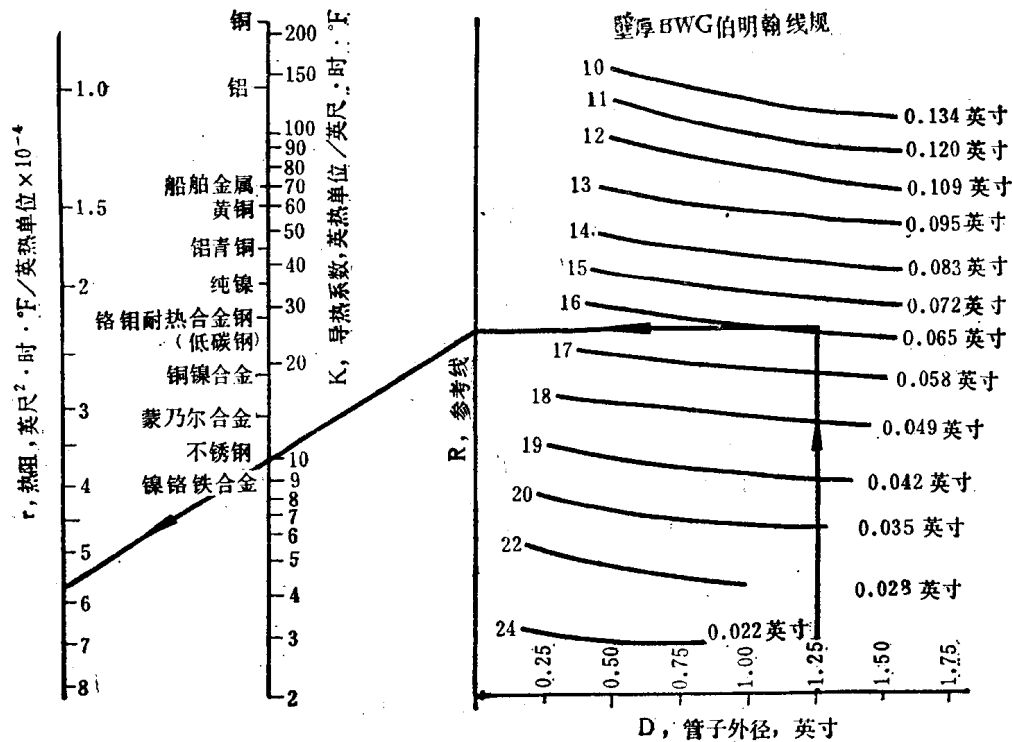


图 4.1.4 管壁的热阻算图

当外径为 $1\frac{1}{4}$ 英寸, 厚度为 16BWG 的不锈钢管, 用于 70°F 的换热器中时, 求管壁的热阻。

(解) 在图 4.1.4 上, 从标尺 D 上 1.25 向上引一垂直线, 与 16BWG 曲线相交, 由此交点向左引一水平线, 与参考线 R 相交, 由此交点和标尺 K 上表示不锈钢的点连直线, 并延长与热阻标尺 r 相交, 得交点 $r = 5.8 \times 10^{-4}$ 英尺²·时·°F/英热单位。

资料来源

Ganapathy. V., Oil and Gas Journal, 76. [49], Dec. 4, p.97 (1978).

4.1.5 平板不稳定热传导的计算

基本依据

本图是根据文献[2]中的公式绘制而成。

$$Y = S\left(\frac{\alpha\theta}{\phi^2}\right) \quad Y = \frac{t_1 - t}{t_1 - t_0}$$

式中 Y ——温差比;

S ——函数;

$\alpha = K/\rho C_p$ ——热扩散系数, 米²/时;

θ ——时间, 小时;

- δ —— 平板厚度, 毫米;
 t —— 平板中心温度, $^{\circ}\text{C}$;
 t_0 —— 平板的初始温度, $^{\circ}\text{C}$;
 t_1 —— 加热 (冷却) 平板两面的温度, $^{\circ}\text{C}$;
 K —— 导热系数, 千卡/米 $\cdot$ 时 $\cdot^{\circ}\text{C}$;
 ρ —— 密度, 公斤/米 3 ;
 C_p —— 比热, 千卡/公斤 $\cdot^{\circ}\text{C}$ 。

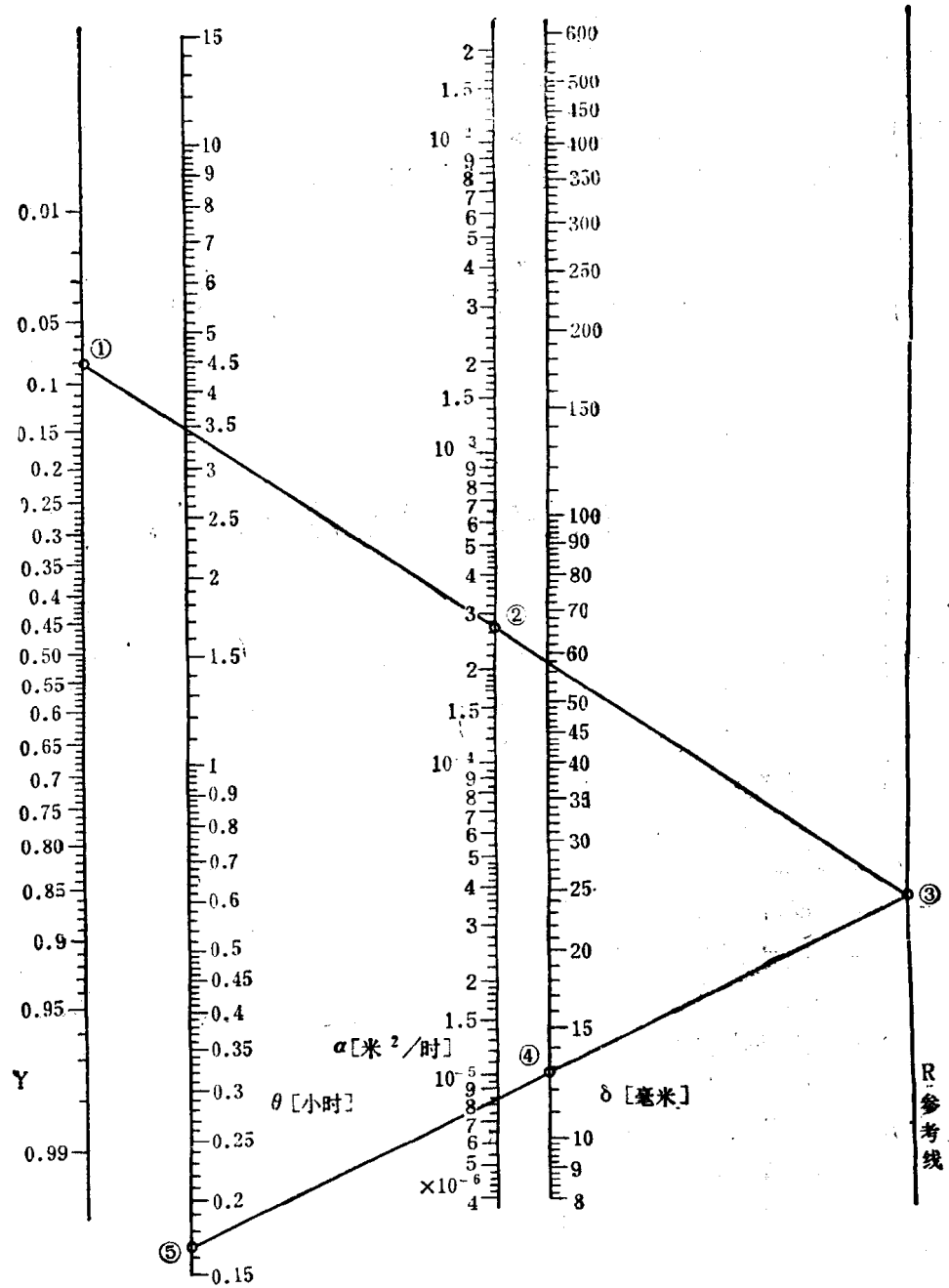


图 4.1.5 平板不稳定热传导的计算算图

应用范围

本图适用于平板两侧的加热或冷却，并且表面热阻为零时的场合。

使用方法

在图4.1.5上，依次连接标尺 $Y \rightarrow a \rightarrow R$ ， $R \rightarrow \delta \rightarrow \theta$ ，（或按相反的顺序连接），即得所求之值。

例题

一块厚度为12.7毫米的橡胶板，初始温度为 26.7°C ，将其两侧夹在 141.7°C 的铁板上被加热，橡胶的热扩散系数 $a = 2.67 \times 10^{-4} \text{米}^2/\text{时}$ ，若保持表面温度不变，求橡胶板的中心温度达到 132.3°C 时的时间。

$$(\text{解}) \text{ 先计算 } Y = \frac{141.7 - 132.3}{141.7 - 26.7} = 0.082$$

在图4.1.5上，将标尺 Y 上0.082和标尺 a 上 2.67×10^{-4} 相连，并延长与参考线 R 相交，将此交点和标尺 δ 上12.7相连，延长与标尺 θ 相交，得 $\theta = 0.166$ 小时。

资料来源

1. 鹤尾定雄：“化学工学ノモグラフ” 88 (1967)。
2. Olson & Schultz: Industrial Engineering Chemistry 34 874 (1942)。

4.1.6 圆柱体不稳定热传导的计算

基本依据

本图根据文献〔2〕中的公式绘制而成。

$$Y = S\left(\frac{a\theta}{r^2}\right) \quad Y = \frac{t_1 - t}{t_1 - t_0}$$

式中 Y ——温差比率；

S ——函数；

$a = K/\rho C_p$ ——热扩散系数， $\text{米}^2/\text{时}$ ；

θ ——时间，小时；

r ——圆柱体半径，毫米；

t ——圆柱体中心温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

t_0 ——圆柱体初始温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

t_1 ——圆柱体表面加热（冷却）的温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

K ——导热系数，千卡/米·时· $^{\circ}\text{C}$ ；

ρ ——密度，公斤/米³；

C_p ——比热，千卡/公斤· $^{\circ}\text{C}$ 。

应用范围

用于两端绝热，或长度为直径4倍以上的圆柱体周围加热或冷却，且表面热阻为零的场合。