

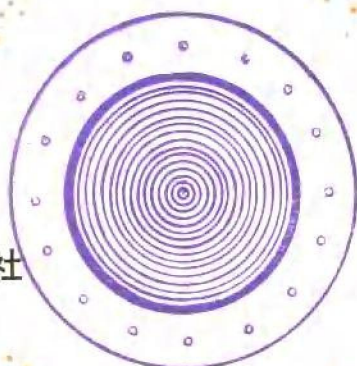
热交换器设计手册

[日]尾花英朗著



上册

石油工业出版社



79.514073

267

1:2

热交换器设计手册

上册

[日] 尾花英朗 著 徐忠权 译

79.514073

石油工业出版社



内 容 提 要

《热交换器设计手册》是一本有关热交换器的专门著述。本书从实用观点出发,详细论述了各类热交换器及其热工计算。特别是书中以图表和公式为重点,具体地、数值地给出了对现场技术人员有用的装置设计、特性解析计算。每章并附有例题,读者可循此加深理解。

本书分上、下两册。上册主要为热交换器的基础理论、传热概论、热交换器系统最佳化。下册主要是各式热交换器的基本设计。其中包括各类管壳式热交换器、螺旋管式热交换器等40余种热交换器的基本设计法。

本书可供从事热交换工作的科研、设计、现场技术人员以及高等院校师生参考。

热交换器设计ハンドブック

昭和49年1月25日初版

著者 尾花英朗

発行者 笠原洪平

発行所 工学図書株式会社

热交换器设计手册

上 册

[日]尾花英朗 著 徐忠权 译

*

石油工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

北京通县印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

*

开本 787×1092¹/₃₂ 印张 14³/₈ 字数 320 印数 1—7300

1981年6月北京第1版 1981年6月北京第1次印刷

书号 15037·2226 定价 1.50元

序

在石油化学及化学、食品和原子能等工业中,使用着各种各样的热交换器,它们分别地起着重要作用。例如,在化学过程的单体制造过程中,热交换器在整个装置中所占的比例,在建设费方面,达20~50%。另外,当前正迅速增长的海水淡化过程,可以说,其装置几乎都是由热交换器组成的。

鉴于这种情况,非常需要关于热交换器的解释、应用和设计的参考书,本书正是为此而著作的。

关于热交换器的著作,虽然有一些,可是多为管式热交换器的概述,因此,使从事实际工作的技术人员感到十分困难。本书中,详述了管式热交换器和包括蒸发装置在内的一般使用的各种各样的热交换器及其热工设计,特别是,以图表和公式为重点,具体地以数值给出了对现场技术人员有用的装置设计、特性解析计算可能的方式。

本书的写作计划可以追溯到数年以前。笔者数年前在《化学装置》杂志上,以《热交换器的实用设计》为题,连续3年刊载了各种热交换器设计法,得到各方面的好评,希望出版单行本。本书正是为适应这一要求,在这次出版时,对原稿进行了大量修正,使内容更加充实。

另外,书中采用的术语都是化工专业术语。

本书不仅适用于现场技术人员,而且理工科学生也可使用,希望广大读者参阅。

尾花英朗 1973年10月

目 录

第一篇 热交换器的基础理论

| | |
|------------------------------|----|
| 第 1 章 热交换器的分类 | 1 |
| 第 2 章 传热机理 | 3 |
| 第 3 章 表面式热交换器的基本传热公式 | 7 |
| 3.1 逆流热交换器 | 8 |
| 3.1.1 总传热系数一定的场合 | 8 |
| 3.1.2 总传热系数变化的场合 | 10 |
| 3.2 并流热交换器 | 14 |
| 3.3 壳侧 1 程, 管侧偶数程的热交换器 | 15 |
| 3.3.1 总传热系数一定的场合 | 15 |
| 3.3.2 总传热系数与管侧流体温度成比例线性变化的场合 | 32 |
| 3.3.3 总传热系数与壳侧流体温度成比例线性变化的场合 | 39 |
| 3.4 壳侧分开流动式热交换器 | 41 |
| 3.4.1 管侧 4 程的分开流动式热交换器 | 41 |
| 3.4.2 管侧 2 程的分开流动式热交换器 | 47 |
| 3.4.3 管侧 1 程的分开流动式热交换器 | 50 |
| 3.4.4 管程数无限的分开流动式热交换器 | 53 |
| 3.5 壳侧分流式热交换器 | 53 |
| 3.5.1 壳侧 2 分流-管侧 1 程的分流式热交换器 | 53 |
| 3.5.2 壳侧 2 分流-管侧 2 程的分流式热交换器 | 56 |
| 3.5.3 壳侧 4 分流-管侧 1 程的分流式热交换器 | 57 |
| 3.5.4 壳侧 4 分流-管侧 2 程的分流式热交换器 | 58 |
| 3.6 单程错流式热交换器 | 58 |

36348

| | | |
|-------|----------------------------------|-----|
| 3.6.1 | 两流体都横向混合的错流式热交换器 | 58 |
| 3.6.2 | 一方流体混合, 另一方流体不混合的错流式热 交换器 | 61 |
| 3.6.3 | 两流体都横向不混合的错流式热交换器 | 63 |
| 3.7 | 多程错流式热交换器 | 64 |
| 3.7.1 | 2程错流逆流热交换器 | 64 |
| 3.7.2 | 3程错流逆流热交换器 | 69 |
| 3.8 | 分流错流热交换器 | 69 |
| 3.8.1 | 分流错流热交换器(单方向混合-单方向 不混合) | 69 |
| 3.8.2 | 交叉分流错流热交换器(单方向混合-单方向 不混合) | 70 |
| 3.9 | 热交换器的组合 | 72 |
| 3.9.1 | 整体逆流串联组合的场合(总传热系数一定时) | 72 |
| 3.9.2 | 一方流体并联, 另一方流体串联的组合(总传热系数 一定时) | 74 |
| 3.9.3 | 整体逆流串联组合的场合(总传热系数随温度 变化时) | 77 |
| 3.10 | 插管式热交换器 | 79 |
| 3.11 | 板式热交换器 | 88 |
| 3.12 | 总传热系数随温度变化时的处理方法 | 92 |
| 3.13 | 由于轴向导热而使热交换器性能的降低 | 184 |
| 3.14 | 对数平均温差和温差修正系数 | 187 |
| 3.15 | 加权平均温差 | 206 |
| 3.16 | 三流体平行流动式热交换器 | 211 |
| 3.17 | 三流体错流式热交换器 | 216 |
| 3.18 | 2程三流体错流式热交换器 | 233 |
| 第4章 | 液体连接-间接式热交换器的基本传热公式 | 238 |
| 第5章 | 蓄热式热交换器的基本传热公式 | 243 |
| 5.1 | 旋转型蓄热式热交换器 | 244 |

| | | |
|-------|--------------------------------|-----|
| 5.1.1 | 蓄热体的导热在流体流动方向上为“0”时 | 244 |
| 5.1.2 | 蓄热体的导热在流体流动方向上不为“0”时 | 272 |
| 5.2 | 阀门切换型蓄热式热交换器 | 274 |
| 5.2.1 | 对称型蓄热式热交换器的性能 | 274 |
| 5.2.2 | 非对称型蓄热式热交换器的性能 | 284 |
| 第6章 | 不稳定过程 | 300 |
| 6.1 | 带有盘管或水套的搅拌容器 | 300 |
| 6.1.1 | 加热或冷却介质温度不变时 | 300 |
| 6.1.2 | 加热或冷却介质温度变化时 | 301 |
| 6.2 | 带外部热交换器的搅拌容器的加热、冷却(容器内没有液体出入时) | 304 |
| 6.2.1 | 加热或冷却介质的温度不变时 | 304 |
| 6.2.2 | 加热或冷却介质温度变化时(逆流热交换器) | 305 |
| 6.2.3 | 加热或冷却介质温度变化时(1-2热交换器) | 308 |
| 6.3 | 带外部热交换器的搅拌容器的加热、冷却(液体从外部连续供给) | 309 |
| 6.3.1 | 加热或冷却介质温度不变时 | 309 |
| 6.3.2 | 加热或冷却介质温度变化时(逆流热交换器) | 310 |
| 6.3.3 | 加热或冷却介质温度变化时(1-2热交换器) | 311 |

第二篇 传热概论

| | | |
|-------|------------------|-----|
| 第7章 | 固体的导热 | 312 |
| 7.1 | 稳定导热 | 313 |
| 7.1.1 | 平面壁的导热 | 313 |
| 7.1.2 | 圆筒壁的导热 | 314 |
| 7.1.3 | 翅片的导热 | 315 |
| 7.2 | 不稳定导热(界膜导热系数有限时) | 329 |
| 7.2.1 | 平行平板 | 329 |
| 7.2.2 | 无限圆柱 | 333 |

| | |
|-----------------------------------|-----|
| 7.2.3 球 | 333 |
| 7.3 不稳定导热(界膜导热系数无限大时) | 340 |
| 7.3.1 半无限厚平板 | 340 |
| 7.3.2 平行平板 | 341 |
| 7.3.3 无限圆柱 | 341 |
| 7.3.4 球 | 342 |
| 第8章 对流传热 | 343 |
| 8.1 无相变的对流传热 | 343 |
| 8.1.1 强制对流和混合对流 | 343 |
| 8.1.2 自然对流 | 358 |
| 8.2 冷凝传热 | 365 |
| 8.2.1 在垂直平面上“静止”饱和蒸气膜状冷凝时的 理论解 | 367 |
| 8.2.2 饱和蒸气在垂直管内边下降边膜状冷凝的场合 | 371 |
| 8.2.3 在水平管外面“静止”饱和蒸气膜状冷凝的场合 | 375 |
| 8.2.4 水平管内冷凝的理论解 | 377 |
| 8.2.5 实用公式(层流时) | 379 |
| 8.2.6 含不凝性气体的水蒸气的冷凝 | 380 |
| 8.3 沸腾传热 | 381 |
| 8.3.1 泡核沸腾的界膜导热系数 | 382 |
| 8.3.2 最大比热流 | 386 |
| 8.3.3 最小比热流 | 389 |
| 8.3.4 膜沸腾的界膜导热系数 | 390 |
| 8.4 二相流 | 391 |
| 8.4.1 二相流的形式 | 391 |
| 8.4.2 二相流中滞留量(Hold up) | 397 |
| 8.4.3 二相流的压力损失 | 406 |
| 8.4.4 二相流的传热系数 | 413 |
| 第9章 污垢系数 | 419 |

第三篇 热交换器系统的最佳化

| | |
|--|-----|
| 第 10 章 热交换器系统的最佳化..... | 428 |
| 10.1 单台热交换器的最佳化..... | 428 |
| 10.1.1 单台冷却器的经济的最佳冷却水温度..... | 428 |
| 10.1.2 无相变的单台热量回收热交换器的经济的最佳 条件..... | 431 |
| 10.2 用不连续最大原理使热交换器系统最佳化..... | 435 |
| 10.2.1 不连续最大原理..... | 435 |
| 10.2.2 用致冷剂的冷却系统最佳化..... | 436 |
| 10.2.3 多级连接热交换器系统的最佳化..... | 445 |

第一篇 热交换器的基础理论

第 1 章 热交换器的分类

用于流体之间换热的热交换器，按热量的授受方式可分为“表面式热交换器”，“蓄热式热交换器”，“液体连接-间接式热交换器”，“直接接触式热交换器”4类。

表面式热交换器是温度不同的两种流体在被壁面分开的空间里流动，通过壁面的导热和流体在壁表面对流，两种流体之间进行换热的热交换器。也叫做“换热式热交换器”，“普通热交换器”，或者简单地叫做“热交换器”。表面式热交换器中有“管壳式热交换器”，“套管式热交换器”和其他各种构造的热交换器。

蓄热式热交换器是借助于由固体构成的蓄热体，把热量从高温流体传递给低温流体的热交换器。蓄热体与高温流体接触一定时间，从高温流体接受热量，然后与低温流体接触一定时间，把热量释放给低温流体。蓄热式热交换器有“旋转型蓄热式热交换器”，“阀门切换型蓄热式热交换器”等等。

液体连接-间接式热交换器是把两个表面式热交换器由在其中循环的载热体连接起来的热交换器。载热体在高温流体热交换器和低温流体热交换器之间循环，在高温流体热交换器接受热量，在低温流体热交换器把热量释放给低温流体。

直接接触式热交换器是两种流体直接接触进行换热的热交换器,有冷水塔、气压冷凝器及其他。在冷水塔中,水和空气直接接触进行换热,在气压冷凝器中,蒸汽与水直接接触,蒸汽在水表面上冷凝。此外,还有为了两种液体之间换热,用不溶于这些液体的另一种液体作载热体,这个载热体与高温流体直接接触,然后,与低温流体直接接触,来进行换热的直接接触式液-液热交换器。

另外,热交换器按使用可分为:“加热器”、“预热器”、“过热器”、“蒸发器”、“再沸器”、“冷却器”、“深冷器”、“冷凝器”、“全凝器”、“分凝器”。

加热器是把流体加热到必要的温度而使用的热交换器,被加热流体没有相变化。

预热器是预先加热流体使以后操作中的效率得到改善而使用的热交换器。

过热器是用于把流体(一般是气体)加热到过热状态的热交换器。

蒸发器是用于加热液体使其蒸发的热交换器。

再沸器是用于使装置中冷凝了的液体再加热并使其蒸发的热交换器。

冷却器是用于把流体冷却到必要温度的热交换器。

深冷器是用于把流体冷却到 0°C 以下的很低温度的热交换器。

冷凝器是用于冷却凝结性气体,并使其凝结液化的热交换器,把水蒸气冷凝为水的热交换器叫做凝汽器。

全凝器是使凝结性气体全部冷凝的热交换器。

分凝器是使凝结性气体的一部分冷凝液化,剩余部分仍以气体放出的热交换器。

第 2 章 传热机理

如果物体内存在着温差, 则热量从高温部分向低温部分传递。这个热量传递机理中有导热、对流传热和辐射传热。

导热是热量在宏观静止物质内传递的形式。

考虑图 2-1 所示那样的均匀厚度为 b 的固体壁, 其两面的温度, 保持为 t_1, t_2 , 如果认为处于稳定状态(定常状态), 则单位时间通过微小壁面积 dA 的传热量 dQ 用下式表示,

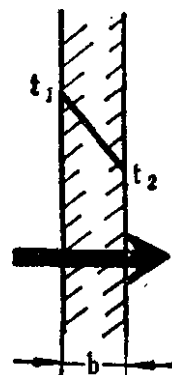


图 2-1 平壁中的导热

$$dQ = \frac{k_w}{b} \cdot (t_1 - t_2) \cdot dA \quad (2.1)$$

这里, k_w 叫做导热系数, 决定于材质的物性值, 严格讲, 是温度的函数。表 2-1 给出了一些材料的导热系数。

对流传热是由于物体流动而传递热量的热量传递。图 2-2 中, A 是静止固体, B 是液体或气体那样流动的流体。这种场合, 在接近固体壁 A 的流体 B 里, 存在着具有速度分布和温度分布的薄的边界层。在边界层内, 接近壁面的流体温度等于壁表面温度 t_w , 流动流体的温度等于流体温度 t 。在这个边界层, 即流体膜内的热量传递认为是由导

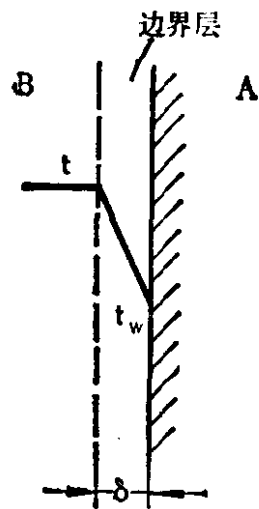


图 2-2 沿平壁流动的对流传热

表 2-1 固体的导热系数 K_w [千卡/米·时·°C] (在20°C)

| | |
|---------------------|---------------|
| 铜(JIS H3603 DCUT1)① | 292 |
| 铝 | 133~165 |
| 埃弗无缝黄铜(BsTF4)② | 88.5 |
| 铝砷高强度黄铜(BsTF2) | 100 |
| 90/10铜镍锰合金 | 39.7 |
| 80/20铜镍锰合金 | 32.5 |
| 70/30铜镍锰合金 | 25.2 |
| 钛 | 14.4 |
| 钢管(STB SGP)③ | 40~55(在100°C) |
| 镍管 | 77.5 |
| 铅 | 28.7(在100°C) |
| | 25.6(在300°C) |
| 玻璃(衬里) | 0.8~1.0 |
| 碳化物 | 100 |
| 聚四氟乙烯 | 0.216 |
| 聚三氟乙烯 | 0.047 |
| 聚氯乙烯 | 0.17~0.14 |
| SUS④21 | 21.2 |
| 22 | 21.2 |
| 23 | 21.2 |
| 24 | 22.5 |
| 27 | 14 |
| 28 | 14 |
| 32 | 14 |
| 37 | 21.2 |

① 日本工业标准。

② 日本工业标准, 冷凝器用无缝黄铜管。

③ 日本工业标准, STB锅炉和热交换器用碳素钢管, SGP管道用碳素钢管。

④ 日本工业标准, 不锈钢。——译者

热进行, 如果流体的导热系数为 k , 膜的厚度为 δ , 则, 单位时间通过微小面积 dA 从温度 t_w 表面传给温度 t 流体的热量有,

$$dQ = \frac{k}{\delta} \cdot (t_w - t) \cdot dA \quad (2.2)$$

$$dQ = h \cdot (t_w - t) \cdot dA \quad (2.3)$$

这个比例常数 $h(k/\delta)$ 叫做界膜导热系数。

管道传热的时候，界膜导热系数总是沿长度方向变化。这种情况，必须用平均值。界膜导热系数的平均值 h_m ，

$$h_m = \frac{1}{L} \int_0^L h \cdot dx \quad (2.4)$$

式中： L ——管道长度；

dx ——管道微小长度。

另外，单位时间通过长度 L 间的单位面积传热量的平均值，

$$Q/A = h_m \cdot (t_w - t)_{l.m} \quad (2.5)$$

这里， Q/A 是长度 L 间的单位面积的传热速度的平均值（单位时间的传热量叫做传热速度）。

$(t_w - t)_{l.m}$ 是壁面和流体之间温差的对数平均值。

此外，有时也用基于壁面和流体之间算术平均温差的算术平均界膜导热系数 $h_{a.m}$ ，即

$$Q/A = h_{a.m} \cdot (t_w - t)_{a.m} \quad (2.6)$$

在实际的热交换器中，高温流体和低温流体之间象图 2-3 所示那样地被固体壁分开。现在考虑高温流体在管内，低温流体在管外流动的情况。流体中的溶解组分在管的内、外表面析出、沉积形成厚度分别为 δ_o 、 δ_i 的垢层，其导热系数分别为 k_o 、 k_i 。把 δ_o/k_o 和 δ_i/k_i 分别叫做管外和管内污垢系数，用 r_o 和 r_i 表示

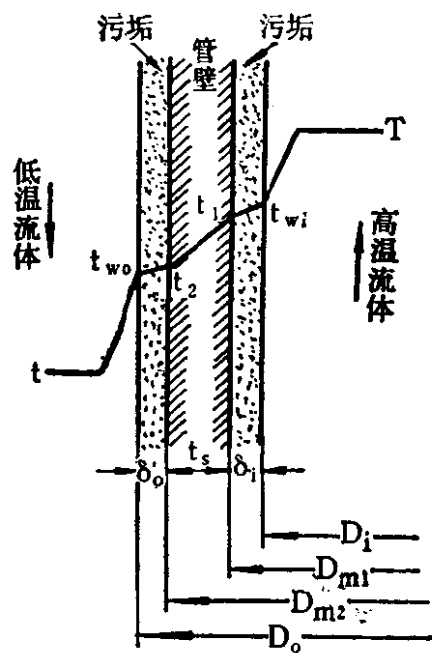


图 2-3 热交换器中的传热

如果考虑微小长度 dx , 则

$$dQ = h_i \cdot (T - t_{w_i}) \cdot \pi \cdot D_i \cdot dx$$

$$dQ = \frac{1}{r_i} \cdot (t_{w_i} - t_1) \cdot \pi \cdot D_{m1} \cdot dx$$

$$dQ = \frac{k_w}{b} \cdot (t_1 - t_2) \cdot \pi \cdot D_m \cdot dx$$

$$dQ = \frac{1}{r_o} \cdot (t_2 - t_{w_o}) \cdot \pi \cdot D_{m2} \cdot dx$$

$$dQ = h_o \cdot (t_{w_o} - t) \cdot \pi \cdot D_o \cdot dx$$

在稳定状态下通过的热量 Q 是相等的。因为污垢物质的厚度通常很小, 所以, 污垢物质层的平均直径 D_{m1} 、 D_{m2} 可以认为分别等于管内径 D_i 和管外径 D_o , 上面公式则有

$$\frac{dQ}{\pi \cdot D_o \cdot dx} \cdot \left[\frac{1}{h_o} + r_o + \frac{t_s}{k_w} \cdot \left(\frac{D_o}{D_m} \right) + r_i \cdot \left(\frac{D_o}{D_i} \right) + \frac{1}{h_i} \cdot \left(\frac{D_o}{D_i} \right) \right] = T - t \quad (2.7)$$

如果管外表面积为 A_o 则

$$dA_o = \pi \cdot D_o \cdot dx \quad (2.8)$$

把式(2.8)代入式(2.7), 则

$$\frac{dQ}{dA_o} = U \cdot (T - t) \quad (2.9)$$

而,

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + r_o + \frac{b}{k_w} \cdot \left(\frac{D_o}{D_m} \right) + r_i \cdot \left(\frac{D_o}{D_i} \right) + \frac{1}{h_i} \cdot \left(\frac{D_o}{D_i} \right) \quad (2.10)$$

U 叫做总传热系数。此外, 管平均直径 D_m 用下式定义。

$$D_m = \frac{D_o - D_i}{\ln(D_o/D_i)} \quad (2.11)$$

当管壁薄, 而且其热阻小于其他热阻时, 实际使用上可以认为 $D_o/D_i = 1$ 。

式(2.9)叫做热交换器的传热公式或者传热速度公式。

第 3 章 表面式热交换器 的基本传热公式

将流体之间的热平衡公式与第二章推导出来的传热速度公式(2.9)联立求解,可以推导出各种流动形式的基本传热公式。在两种流体之间传热的情况下,这个基本传热公式可以用如下定义的无因次数 E 、 (NTU) 、 R 表示。

温度效率 E 如图 3-1 所示,流体 A 和流体 B 在热交换器内换热时,用如下公式定义温度效率。

流体 A 的温度效率,

$$E_A = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

流体 B 的温度效率,

$$E_B = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} = R_A \cdot E_A$$

式中, t_1 、 t_2 是流体 A 的入口、出口温度, T_1 、 T_2 是流体 B 的入口、出口温度。

水当量比 R 流体 A 的水当量(流量 \times 比热) $w \cdot c$ 和流体 B 的水当量 $W \cdot C$ 的比叫做水当量比,用 R 表示。

$$R_A = \frac{w \cdot c}{W \cdot C} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R_B = \frac{W \cdot C}{w \cdot c} = \frac{1}{R_A}$$

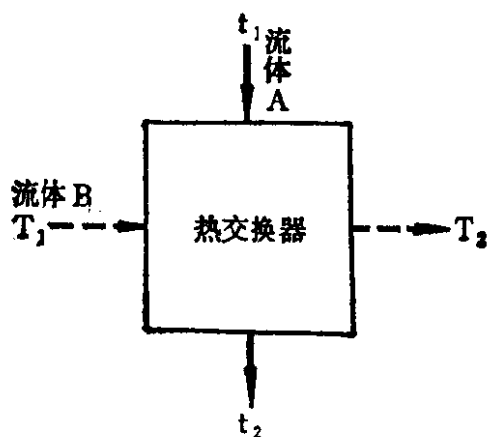


图 3-1 热交换器中的换热

热传递单位数 (NTU)

$$(NTU)_A = \frac{U \cdot A}{w \cdot c}$$

$$(NTU)_B = \frac{U \cdot A}{W \cdot C} = R_A \cdot (NTU)_A$$

另外, 推导基本传热公式时, 做如下假定:

1. 各流体的流量一定;
2. 各流体的比热一定;
3. 没有相变化, 仅有显热变化;
4. 忽略向系统外的热损失。

3.1 逆流热交换器

3.1.1 总传热系数一定的场合

两种流体沿着传热面反方向流动, 即逆流情况的沿两种流体流动方向的温度分布示于图 3-2。

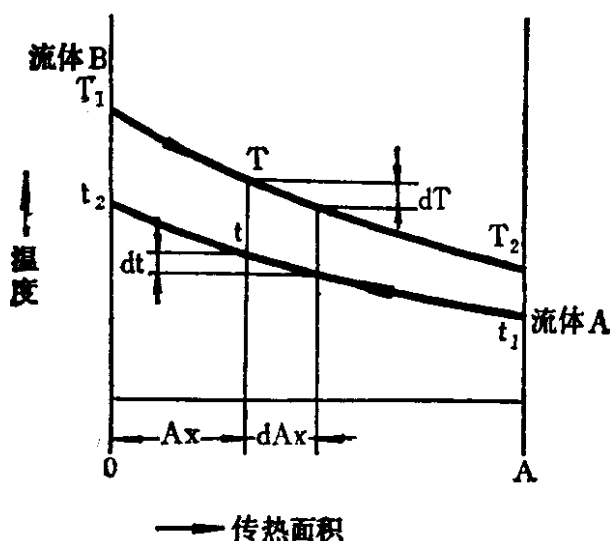


图 3-2 逆流热交换器中的温度分布

通过微小面积 dA_x 的热量 dQ , 从式(2.9)得

$$dQ = U \cdot (T - t) \cdot dA_x \quad (3.1)$$

从热平衡,