

[美]肯·阿诺德 莫里斯·斯图尔特

油气田地面处理工艺

卷二

气处理系统和设施设计



石油工业出版社

(京)新登字 082 号

内 容 提 要

本书为两卷集,分别介绍了油气田原油和天然气处理系统及设施的基本概念、技术、设计计算。本书实用性强,并有设计和操作的最完整资料。

本卷为第二卷,详尽地介绍天然气处理系统和设施。主要包括有热传递理论、换热器、水合物、加热器、冷凝液稳定、酸气处理、天然气脱水、气体处理、压缩机、压力容器设计压力泄放、安全系统、管阀及配件、原动机及电力系统等内容。

本书可供从事天然气地面处理的设计人员管理人员学习参考,也可供大专院校有关专业师生阅读。

Surface Production Operations

Volume 2:

Design of Gas-Handling Systems and Facilities

Ken Arnold and Maurice Stewart

1989

Gulf Publishing Company

油气田地面处理工艺

卷 二

气处理系统和设施设计

[美] 肯·阿诺德 莫里斯·斯图尔特

吴孟君 译 杨延昕 校

石油工业出版社出版

(北京安定门外安华里二区一号楼)

北京昌平第一排版厂排版

北京顺义燕华印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

850×1168毫米 32开本 15 $\frac{1}{2}$ 印张 409千字 印 1—1,500

1992年1月北京第1版 1992年1月北京第1次印刷

ISBN 7-5021-0747-9/TE·706

定价: 9.40元

前 言

作为两名石油工程领域里的生产设备设计课的教师，至今，我们尚未发现某一书中的内容可用作这方面的教课书。我们认为：根据生产样本、报告及我们已完成的工程项目等所编写的这本书，可提供给我们的学生们一些基本的技术资料，以便于学生理解本课程及其所属内容。更重要的是这些材料通常以计算图表、曲线及经验法则的形式出现，无疑给使用者带来很多方便。需要指出的是，这里的经验法则并不以有关的基础理论及假设作为根据。尽管本书多次引用卷一《原油处理系统和设施设计》所介绍的资料，但它还是提出了一些选择及确定气田生产设备的基本概念及技术要求。

本卷的内容主要包括天然气处理方面的知识：工艺选择、防止水合物、冷凝液稳定、压缩、脱水、气体处理及加工等。正如卷一的情况那样，本卷包括的课题也为油气生产设备所共有，诸如减压系统、安全系统、阀、配件及管件、原动机及电气系统。估计讲解本卷的内容约需一个学期左右的时间。

通篇课文，我们都力图扣紧收集到的、现代的和常用的一些实践中的主题。书中，我们既将个人的经验融合于世界范围的装置设计上，又将我们组织里的人们的实践经验融合进去，当然也可能融有我们的一些偏见。不过，如果有什么内容没写进去，或我们所强调的设备类型的意见与您的经验不同，我们表示道歉。

我们已从我们的学生那了解到关于此书的许多评论，当然，也很乐意收到您的批评意见，以便将来再版时进行修改。

目 录

第一章 气体处理设备概述	1
第二章 热传递理论	6
第一节 热传递机理	6
第二节 工艺热负荷	39
第三章 换热器	50
第一节 管壳式热交换器	50
第二节 双管换热器	75
第三节 板框式换热器	76
第四节 强制空气式换热器	78
第五节 炉子与余热回收	83
第六节 换热器实例	87
第四章 水合物	93
第一节 水合物形成的温度或压力的确定	94
第二节 水蒸气的冷凝	100
第三节 气体膨胀引起的温降	102
第四节 化学抑制剂	102
第五章 LTX装置和间接燃烧式加热器	108
第一节 LTX装置	108
第二节 管线加热器	110
第三节 热负荷	112
第四节 火管尺寸	114
第五节 盘管尺寸的确定	115
第六节 标准尺寸的管线加热器	119
第七节 管线加热器设计实例	121
第六章 冷凝液稳定	129
第一节 分压	129
第二节 多级分离	130
第三节 在恒压和增温下的多级闪蒸	131

第四节	低温进料蒸馏塔	132
第五节	带回流的蒸馏塔	134
第六节	冷凝液稳定器的设计	135
第七节	塔盘和填料	139
第八节	作为气体加工厂的冷凝液稳定器	142
第九节	作为冷凝液稳定器的LTX装置	142
第七章	酸气处理	143
第一节	天然气脱酸气工艺	146
第二节	过程选择	167
第三节	海绵铁装置设计步骤	170
第四节	胺系统设计步骤	173
第五节	实例	178
第八章	天然气脱水	182
第一节	含水量的确定	182
第二节	甘醇脱水	185
第三节	例8-1:甘醇脱水	204
第四节	固体床吸附脱水	209
第五节	例8-2:干燥剂设计	217
第九章	气体处理	221
第一节	吸收/贫油	224
第二节	制冷	225
第三节	工艺过程选择	228
第十章	压缩机	232
第一节	压缩机的类型	233
第二节	确定压缩机	247
第三节	往复式压缩机——过程应考虑的因素	252
第四节	离心式压缩机——喘振控制及堵塞工况	256
第五节	离心式压缩机工艺过程应考虑的因素	258
第十一章	往复式压缩机	261
第一节	部件	261
第二节	气缸尺寸的确定	278
第三节	活塞杆负荷	281
第四节	冷却和润滑系统	282

第五节	确定管道尺寸应考虑的因素	286
第六节	工业用标准技术规范	289
第七节	实例	295
第十二章	压力容器的机械设计	300
第一节	设计应考虑的因素	301
第二节	估算容器的重量	309
第三节	压力容器的技术规范	310
第四节	实例 12-1	313
第十三章	减压	325
第一节	减压的必要性	325
第二节	装置的类型	327
第三节	阀尺寸的确定	333
第四节	安装	341
第五节	实例 13-1	342
第十四章	安全系统	348
第一节	危险分析	348
第二节	研究一个安全过程	355
第三节	基本的防护	357
第四节	故障类型的后果分析 ——FMEA	357
第五节	改进的FMEA 研究法	360
第六节	API推荐的作法 14C	363
第七节	手动紧急停车	365
第八节	警告系统	366
第九节	功能真值表和功能图表	366
第十节	符号	371
第十五章	阀类, 配件及管系详述	376
第一节	阀的种类	377
第二节	管道设计应考虑的因素	391
第三节	一般的管道设计详述	394
第四节	管道杂项设计详述	407
第十六章	原动机	412
第一节	往复式发动机	412
第二节	燃气轮机	421

第三节	环境要求考虑的事项	430
第十七章	电气系统	432
第一节	电源	432
第二节	电力系统设计	435
第三节	危险地区分类	438
第四节	气体探测系统	450
第五节	接地	452
第六节	直流电源	454
第七节	电器设备种类	456
第八节	危险地区安装电气设备的限制	459
第九节	配线方法	466
第十节	专用设备的考虑因素	474
第十一节	腐蚀条件下应考虑的因素	478
第十二节	电气标准及规范	480
本书所用单位与法定计量单位换算		486

第一章 气体处理设备概述

图1-1是处理气井的生产设备的初步设计框图。这口井所产的天然气在初始分离之前或许需要进行加热。由于大多数气井是在高压下自喷，因而需安装节流阀以控制气流。当气流被节流时，会出现体积膨胀、温度降低的现象。若温度变得足够低，则会形成水合物（象固体冰状的结晶物质），并可能造成堵塞，因而在将天然气节流至分离器压力之前，往往需要进行加热。人们常采用低温交换装置和间接式燃烧加热器来防止气井所产出的气流遭受水合物阻塞。

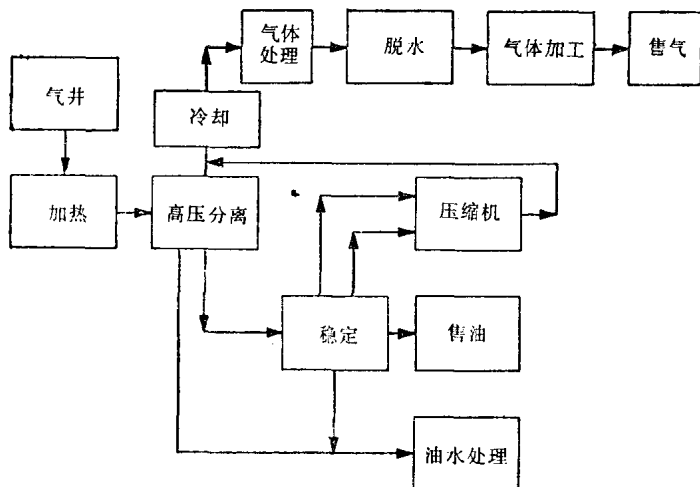


图 1-1 气田设备框图

也可能有些气井生产出的气流需进行冷却。某些气藏可能埋藏得很深、温度很高。若有大量的气体和液体从井里产出，甚至在节流之后，气流的温度仍可能会很高。在这种情况下，气体在压

缩、处理或脱水之前或许就得进行冷却。不过，液气的分离及液体的进一步处理往往可能在高温下进行，故一般在冷却之前将液体分离出来，以减小冷却设备的负荷。人们常使用换热器来冷却天然气；对原油脱水、再生甘醇及其它处理气体用的液体等，也常用换热器来冷却或加热液流。

在有些油田上，由于气井初投产时自喷油压很高，所以经节流阀后的气流温降也很大，这种情况往往需进行加热。到了生产后期，如果井内有大量液体产出，且自喷压力降低，这时就可能需将产出气体进行冷却。在给定压降下，液体同气体相比，液体更能保持地层热量且温降也小。

在一有代表性的天然气处理厂，一般是在高压下进行初始分离，这种来自地层的能量能使气体经过一系列处理工序后，最终到达销售网。气井的自喷压力，至少在初期，低于售气压力的现象是极为罕见的。随着时间的延长，自喷压力会降低，所以在天然气进一步处理之前往往都需进行压缩。初始分离一般都是三相的，分离器的尺寸大小取决于气体的处理量。这就是说，对于三相分离，如果分离器大到能提供充足的气体处理量，则分离器就能使液体有充分的滞留时间。卷一有分离器的选择及尺寸确定方法方面的内容。

一般来自初始分离器的液体有两种稳定方法，一是多级闪蒸分离稳定，二是采用“冷凝稳定”工艺稳定。烃类液体的稳定可参考从液体中回收中间烃类成分($C_3 \sim C_6$)的收率达到最大值的工艺。卷一内有关于多级闪蒸稳定的论述。冷凝稳定请参阅本卷的蒸馏工艺部分。使用卷一所描述的工艺及设备可以将冷凝液及水分离并加以处理。

依照级数的多少，在低压分离器中闪蒸的气可被压缩并同高压分离器中的气再混合。通常选用的压缩机有往复式和离心式两种类型。低功率装置特别是用来压缩来自油罐的蒸气(蒸气回收)的装置，通常选用旋转式和滑片式压缩机。

通常输气公司都要求输送纯净的气体，所以必须清除气体中

的杂质。他们认为清除的目的在于使输气管道及其顾客的燃气设备能有效地运行。因此，对输气公司的售气合同总是包括注重售气质量的各种保证，并周期性地作检验，以确定卖方正在努力满足各种要求。

一般叫作酸气的 H_2S 和 CO_2 经常在天然气中出现，在天然气中它属于杂质，必须加以清除。这两种气体都有着很强的腐蚀性，其中 CO_2 溶于水可生成碳酸， H_2S 可能导致钢的氢脆性。另外， H_2S 即使浓度很低，毒性也是很强的。售气时，通常购买者会限定 CO_2 及 H_2S 的最大允许浓度。一般将 CO_2 限制在2~4%（体积百分比）的范围内， H_2S 限制在每百标准立方英尺1/4格令或4ppm（按体积计）。

氮是天然气中另一种常见的杂质。由于氮基本上没有热值，所以它的存在降低了天然气的热值。购气者可能会提出一个最小的热值限值（通常大约为950Btu/ft³）。在有些情况下，可能需除去天然气中的氮才能满足这种要求。除氮工艺可在低温工厂或用可渗薄膜来完成，本卷不打算讨论这些工艺技术。

自井内产出的天然气，通常处于水蒸气饱和状态下。大多气体处理工艺对天然气中的饱和水蒸气无能为力。这种水蒸气本身的存在并非有害，只是当天然气受压缩或冷却时出现的液相或固相水才是糟糕的。因为液体水可加速管道及其它设备的腐蚀；当液体水出现在旋塞阀门、管件、有时甚至是管道中时，可形成固体水合物；液体水积聚在管道的低点部位，会减小管道的输送能力。采用脱水法除去水蒸气能消除这些可能出现的麻烦，不过，这通常要征得售气者的同意。气体脱水后，其露点（在此温度下，水开始从气中凝结出来）将降低。

美国墨西哥湾沿岸常用的脱水指标为7lb/MMscf，即7lb水每MMscf气。这就给出了气体压力在1000psi时的露点约为32°F。在美国和加拿大北部地区，购气合同要求较低的露点或在天然气中水蒸气浓度较低。水蒸气浓度通常为2~4lb/MMscf。若气体在极低的温度下加工，例如在天然气深冷加工厂，则可能需要将

水蒸气除至1ppm。

通常公认的天然气的价格取决于它的热值。不过，若市场上可销售乙烷、丙烷、丁烷等，尽管提取这些成分降低了天然气的热值，但从天然气中分离出这些成分，从经济上看，还是合算的。有时，天然气经售气管道供给住宅或商业区作为燃料，以及没有打算从气中提取高热值成分，销售合同就可能限制气体中的热值量。这时，即使提取工艺的本身证明是不经济的，也应对这种气体加以处理，使其热值减至最小值。

加工处理天然气时从中提取的液体必须销售。这种液体的出售合同，通常都规定出液体的最大蒸汽压力。比较有典型性的压力数据为：若液体与冷凝气混合，则蒸汽压力将被限制在10~14 RVP（雷德蒸汽压力）的范围内。为了满足天然气的热值限度，原油的RVP常要超过限度，这是可能的，但有时也未必。通常，通过从天然气中提取丙烷，和利用冷凝稳定器按需要除去甲烷和乙烷，可使二者都符合标准。

从油田和气田的处理工艺来看，为了保证设备能经受住它所承受的最大压力，一定要谨慎从事。卷一已讨论了确定管子壁厚的步骤，且还规定了配件的级别，本卷将讨论选择压力容器的步骤。对于任何一种情况，不管是管道或设备系统的最终设计压力极限（最大允许的工作压力）都要由减压阀来调定。鉴于此，本卷还包括调节压力这一部分。

由于系统的安全性在任何装置设计中都极为重要，所以第十四章专门讲述安全分析与安全系统设计。（卷一第十三章利用流程图、现行的一般意见及几个项目管理实例的方法，讨论了相互沟通进行装置设计的必要性）。本卷的最后两章提供了一些比较详细的资料，以制定机械流程图，明确表示出各设备。

表1-1描述的是气田的实例。在本卷许多章节中引用的这些实例，可用来确定气田所用设备的各零部件的规格尺寸。

表 1-1 气田实例

Q_g	气流量	100MMscfd
SIBHP	——关井井底压力	8000psig
SITP	——关井油压	5000psig
Initial FTP	——初始自喷油压	4000psig
Final FTP	——最终自喷油压	1000psig
Initial FTT	——最初自喷温度	120°F
Final FTT	——最终自喷温度	175°F
BHP	——井底温度	224°F
分离器中的气体组分(1000psia)		
组分	摩尔%	
CO ₂	4.03	
N ₂	1.44	
C ₁	85.55	
C ₂	5.74	
C ₃	1.79	
iC ₄	0.41	
nC ₄	0.41	
iC ₅	0.20	
nC ₅	0.13	
C ₆	0.15	
C ₇ ⁺	0.15	
H ₂ S	19ppm	

关于C₇⁺: 摩尔量, 147, p_c, 304psia, T_c, 1112°R

冷凝液: 60bbl/MMscf, 52.3°API

初始游离水产量: 0bbl/MMscf

最终游离水产量: 15bbl/MMscf (地面条件)

燃气要求: 1000psi, 7lb/MMscf, 1/4格令H₂S, 2%CO₂

第二章 热传递理论

用于天然气处理的生产设施上的许多工艺，都需进行热交换。对加热或冷却天然气，以及用于天然气处理和加工的各种物质的再生过程，热交换是必要的。本章要讨论用来计算热传递速率的步骤，以及计算将天然气或其它物质从一种温度加热（冷却）到另一种温度的热负荷的步骤。紧接的第三章将要讨论管壳式换热器和水浴加热器的详细设计。

卷一第三章讨论了天然气的许多基本参数以及计算这些参数的方法。卷一第六章简述了热传递和估算改变液体温度所需热量的方程。本章比较详尽地讨论了热传递理论。以本章所讨论的这些概念更可精确地预测油处理所需的热负荷，以及确定油水换热器的尺寸。

第一节 热传递机理

尽管大多工程上使用的热传递都是两种或三种方式的复合，但热量从热源传到受热器通常只有三种不同的方式。这三种方式是：导热，对流换热，辐射换热。

1. 导热

热量从一个分子传递到相邻的另一个分子而微粒的相互位置保持不变的传递叫导热。例如，若有一内装热流体，而外面包围冷流体的管段，则热量通过管壁的传递就是按导热方式进行的。图2-1为导热方式的示意图。这里的分子位置相互保持不变，而热量通过导热的过程从一个分子传递到了另一个分子。这种类型的热传递通常发生在固体之间或少量地发生在几乎停滞的液体内。

热量流动的速率与所通过的固体的温度变化和传热面成正

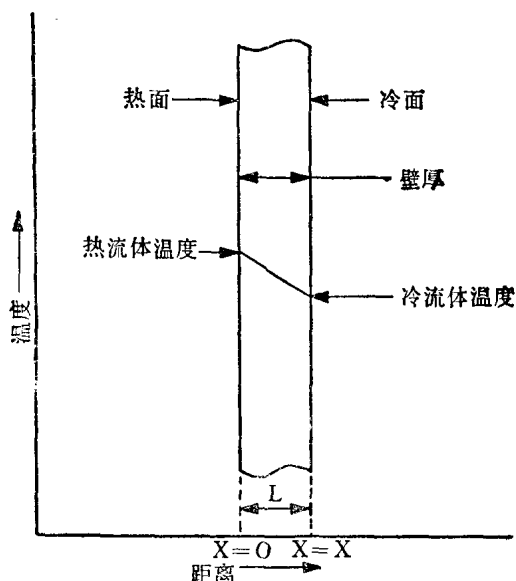


图 2-1 热量通过固体的流动

比，与固体的厚度成反比。比例常数 k 通常称为固体的导热系数。

若 ΔT 代表固体冷热面之间的温差， L 代表热量流动方向上的固体厚度，则热流量可表示为如下的公式：

$$q = kA(\Delta T)/L \quad (2-1)$$

式中 q ——热流量， Btu/h ；

A ——传热面积， ft^2 ；

T ——温差， $^{\circ}\text{F}$ ；

k ——导热系数， $\text{Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft} \cdot ^{\circ}\text{F})$ ；

L ——热能传导的距离， ft 。

固体导热系数有很宽的数值范围，这个范围主要取决于固体是属于相对比较好的热导体，比如金属；还是不良导体，例如石棉。石棉几乎是当作为绝热体。

2. 对流换热

由流体内部冷热部分混合引起的热传递叫对流换热。例如：

与房间内散热片接触的热空气上升，冷空气下降，房间变暖的现象就是对流换热。这种对流换热实际上是流体的冷热部分进行了混合，也就是说，流体将散热片上的热量从房间的一侧转到了另一侧。另一个例子是放置在火焰上的水桶被加热的情况。由于桶底水受热膨胀，水的密度变小，小密度的水在穿过桶上部冷水上升的过程中，同水混合并把热量传出，最终使整桶的水都变热。

在工艺过程中，运用对流换热的较好例子是，在油处理器内，热量从火管传至液体。这里，水的冷热部分间的交换流动，将热量从火管壁传到流体的内部。

这种类型的热传递可用类似于导热的方程进行描述。热量传递速率同冷热流体间的温差和传热面积成正比，可用方程表述如下：

$$q = hA(\Delta T) \quad (2-2)$$

式中 q ——热量传递率，Btu/h；

A ——传热面积，ft²；

T ——温差，°F；

h ——对流换热系数，Btu/(h·ft²·°F)。

比例常数 h 称作对流换热系数，受流体的性质和湍流属性所影响，可由实验来确定。若不存在湍流，则 h 仅受流体的性质所影响，并称其为液膜系数。

3. 辐射换热

从热源到受热器的热传递由辐射能方式进行的称作辐射换热。太阳将能量传给地球的方式就是辐射换热。火炉子的火将热量传出是另一个辐射换热的例子。炉火温暖室内的空气是靠对流方式进行的。与此同时，当你站在能看见炉子的地方时，来自炉火的能量会令你感觉到这里比处在看不见炉子的地方暖和。这说明热量正通过对流和辐射两种换热方式在传递。

天然气处理方面的大多数热传递过程都采用导热、对流换热或这两种方式的复合。由火焰通过辐射方式传热是很少单独使用

的。不过，在计算火焰所释放的热量时，辐射能是很重要的。为防止异常压力的出现，设计的生产装置，必须可以释放压力。人们通常采用常压火炬燃烧多余的天然气。确定火炬高度和位置的标准之一，就是要保证火炬的辐射能量要在允许的范围之内。本书未谈及确定燃烧火炬的辐射能级。API推荐的习惯作法 521、压力释放及减压系统指南提供了火炬系统尺寸和辐射换热计算的详细论述。

有些天然气处理工艺采用直接加热炉，工艺流体在管内流动，而管道直接暴露在火焰中。此种情况，辐射能是很重要的。这种炉子在生产装置中并不象其它设备一样经常使用，因为它们意味着有潜在的火灾危险。本卷不打算讨论这种炉子。

4. 复杂传热机理

在生产装置上，使用的多数热传递过程或是导热，或是对流换热，或是二者的复合。在换热器，热能从热流体到冷流体的传递包括三步。从热流体到换热器管子的热能量传递和从换热器管子到冷流体的热能量传递均为对流换热，热流通过换热器管壁则为导热。

计算这种类型的热传递方程，可使用一总传热系数：

$$q = UA(\Delta T) \quad (2-3)$$

式中 U ——总传热系数， $\text{Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$ 。

5. 温差

温差是热量从热源到受热器的驱动力。对于同心管系统，在两同心管中环空流体被冷却，中心管流体被加热情况下，温度同管长的关系曲线表示在图2-2和图2-3。当两种流体以相反方向流动时，如图2-2，它们处在逆流状态。当两种流体以相同方向流动时，如图2-3，它们处在顺流状态。

在上述任一情况下，内管流体的温度都按一条曲线沿管长变化，而环空流体则按另一条曲线变化。任一点处的温差等于两条曲线间的垂直距离。

当两种液体通过换热器流动时，由于其温度在不断变化，方

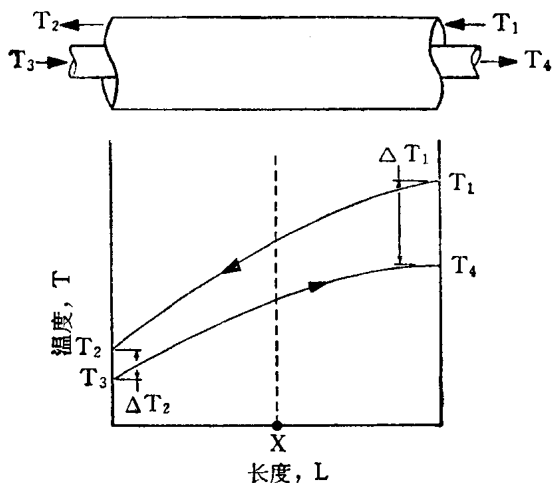


图 2-2 沿管长逆流流体的 ΔT 变化

T_1 —热流体流入; T_2 —热流体流出;
 T_3 —冷流体流入; T_4 —冷流体流出

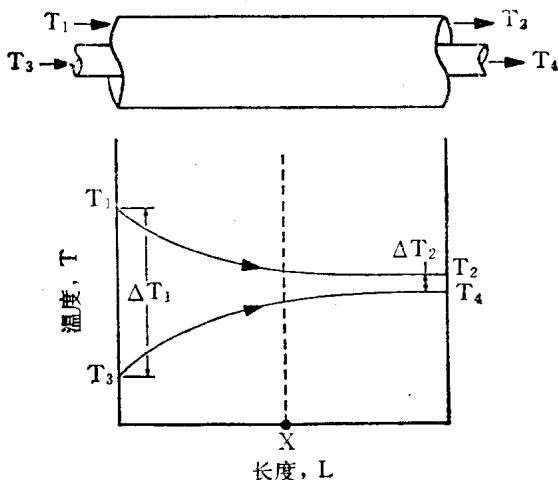


图 2-3 沿管长顺流流体的 ΔT 变化

T_1 —热流体流入; T_2 —热流体流出;
 T_3 —冷流体流入; T_4 —冷流体流出