



传热

F. A. 霍兰 R. M. 穆尔斯
(英) F. A. 沃森 J. K. 威尔金森 编

461992

化学工业出版社

461992

TK13
05

热 传

[英] F.A. 霍兰、R.M. 穆尔斯、F.A. 沃森、
J.K. 威尔金森 编
吉林化学工业公司设计院情报室 译



C0224721

化学工业出版社

内 容 提 要

本书内容共分三个部分。第一部分为有关工业生产中常遇到的传热问题的 20 道例题，每道题提供了详细的解法和基本计算步骤；解题方式考虑了编制程序用数字计算机求解的需要。第二部分介绍传热计算中所需的某些物理性质的估算方法。第三部分阐述书中设计计算所依据的传热理论。

本书可供各工业部门中与传热有关的工程技术人员阅读，也可作为大专院校学生教学参考书。

F. A. Holland R. M. Monres

F. A. Watson J. K. Wilkinson

Heinemann Chemical Engineering Series Heat Transfer

Heinemann Educational Books. London, 1970

传 热

吉林化学工业公司设计院情报室 译

*

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 $850 \times 1168^{1/32}$ 印张 21 字数 539 千字印数 1-10,150

1980 年 8 月北京第 1 版 1980 年 8 月北京第 1 次印刷

书号 15063·3081 定价 2.55 元

目 录

前 言	1
换算系数	3

第一部分：传 热 例 题

例题 1：套管换热器的液-液传热	5
例题 2：纵向翅片套管换热器冷却粘稠液体	19
例题 3：连续流动搅拌反应器中的蛇管传热	41
例题 4：夹套式搅拌槽中加热液体	60
例题 5：1-2 列管换热器中液-液传热	70
例题 6：卧式列管冷凝器中单一蒸气的冷凝	89
例题 7：卧式列管冷凝器中混合蒸气的冷凝	113
例题 8：1-2 列管换热器的最佳化	146
例题 9：立式热虹吸再沸器中沸腾液体的传热	168
例题10：保温管道的热损失	197
例题11：空心正方形导管中的热传导	208
例题12：棒中非稳定状态热传导	222
例题13：圆形导管中层流型流体的热传导	229
例题14：流逸冷却和自然对流	238
例题15：水冷却装置中同时发生的传热和传质	246
例题16：非牛顿型流体的加热	263
例题17：管内流动液体的辐射传热	275
例题18：蓄热炉内气-气传热	307
例题19：板式换热器中冷却粘稠液体	334
例题20：管式反应器中的放热化学反应	352

第二部分：物理性质的估算

(1)沸点(367) (2)临界性质(367) (3)压缩因子(369) (4)密度和容

积(369) (5)扩散系数(370) (6)状态方程(371) (7)平衡数据(372)
 (8)热容(373) (9)蒸发潜热(374) (10)分子量(375) (11)等张比容(375)
 (12)普兰德准数(376) (13)表面张力(377) (14)导热系数(377) (15)体
 积热膨胀(380) (16)蒸气压(381) (17)粘度(382)

例题 1: 非极性液体物理性质的估算	394
例题 2: 极性液体物理性质的估算	406
例题 3: 单一化合物液体和蒸气物理性质的估算	417
例题 4: 气体混合物物理性质的估算	432
例题 5: 液体和蒸气混合物物理性质的估算	450

第三部分: 传 热 理 论

第 1 章: 传热导言	479
传热机理	476
传热速率方程	476
无因次数群和相似原理	478
第 2 章: 能量方程	482
流体运动连续性方程的推导	483
动量守恒方程的推导	484
能量方程的推导	488
固体的能量方程	496
圆形导管内稳定层流时的能量方程	496
第 3 章: 固体的热传导	498
导热系数	498
传热面积	498
多层固体的热传导	499
二维松弛法	500
棒内非稳定状态热传导	501
第 4 章: 无相变的流体传热	504
固体和流体间的传热	504
壁 温	507
热平衡	507
温差推动力	508

导管中的流体流动	510
圆形导管中湍流流体的加热和冷却	511
圆形导管中层流流体的加热和冷却	514
圆形导管中不稳定流流体的加热和冷却	514
圆形导管中的压力降	514
当量直径	516
翅片表面	517
保温管线	523
自然对流	525
流逸冷却	528
搅拌槽中液体的加热和冷却	530
非牛顿型流体的加热和冷却	533
第 5 章：有相变的流体传热	547
沸 腾	547
热虹吸再沸器	551
凉水塔	556
单一蒸气的冷凝	562
混合蒸气的冷凝	571
第 6 章：辐射	581
辐射能的性质	581
辐射强度	581
斯蒂芬定律	583
吸收率与发射率	583
辐射能的交换	585
关于辐射的传热系数	589
第 7 章：传递单元法	591
传热效率	591
换热器中的传递单元数	592
1-1 逆流式换热器	594
1-1 并流式换热器	597
1-2 折流式换热器	600
热焓的考虑	600

第 8 章：列管换热器	603
三角形排列时换热器的壳体直径	604
三角形排列时换热器中的管数	605
三角形排列时换热器的工艺设计步骤	608
三角形排列时换热器的另一个设计步骤	609
正方形排列时换热器中的管数	609
正方形排列时换热器的工艺设计步骤	613
列管换热器壳侧的当量直径和流动面积	616
壳体中流动的无因次传热因子	617
壳体中流动的摩擦因子和压力降的计算	618
多程列管换热器的传热速率方程	619
第 9 章：蓄热器	622
对流和辐射的传热系数	624
蓄热器的总传热系数	625
理想蓄热器	627
蓄热器效率	629
设计公式	630
第 10 章：单位与因次	642
单位的相关制与非相关制	642
基本单位和导出单位	643
质量、长度、时间制	644
力、质量、长度、时间制	644
国际单位制(SI 单位制)	645
力单位的换算	646
压力单位的换算	647
能量单位的换算	648
传热单位的换算	648
动力粘度单位的换算	649

附录：通 用 图

图 G-1 用于管道和管子的 j_h 传热因子与雷诺准数的关系	651
图 G-2 用于非等温系统管道和管子的 j_f 摩擦因子与	

	雷诺准数的关系	652
图 G-3	用于纵向翅片对称环隙的 $(j_f)_E$ 传热因子与雷 诺准数的关系	653
图 G-4	用于纵向翅片对称环隙的 $(j_f)_E$ 摩擦因子与雷 诺准数的关系	653
图 G-5	用于装有切去 25% 的弓形折流板壳体的 $(j_h)_s$ 传热因子与雷诺准数的关系	654
图 G-6	用于装有切去 25% 的弓形折流板壳体的 $(j_f)_s$ 摩擦因子与雷诺准数的关系	655
图 G-7	湿度和温度的关系(湿度图)	656
图 G-8	一侧辐射时, 冷平面面积的有效系数与管中心 距对直径比的关系	657
图 G-9	二氧化碳辐射率与温度的关系	658
图 G-10	水蒸气辐射率与温度的关系	659
图 G-11	二氧化碳辐射率的修正系数与总压的关系	660
图 G-12	水蒸气辐射率的修正系数与总压和水蒸气分 压的平均值的关系	660
图 G-13	二氧化碳和水蒸气在同一气体中总辐射率的 修正值与水蒸气在整个二氧化碳和水蒸气中 的分率的关系	660
图 G-14	1-1 逆流型换热器效率与传递单元数的关系	661
图 G-15	1-2 折流型换热器效率与传递单元数的关系	661
图 G-16	两相流动的洛克哈特和马蒂内利参数的关系	662
图 G-17	额定 150 磅/英寸 ² , 'U' 形碳钢列管换热器的 成本与面积的关系 (1969 年成本)	662
图 G-18	额定 150 磅/英寸 ² , 固定封头式碳钢制列管换 热器的成本与面积的关系 (1969 年成本)	663
图 G-19	额定 150 磅/英寸 ² , 浮头式碳钢制列管换热器 的成本与面积的关系 (1969 年成本)	663

前 言

本书共分三部分。第一部分为二十道传热例题的详细解法。第二部分叙述传热计算中所需的某些物理性质的估算方法。第三部分阐述本书运用的传热理论。

第一部分中的例题说明了传热理论的实际应用。实际上，不可能写出一本关于传热方面非常详尽的教科书。作者虽不想达到这个目的，但第一部分中的例题已包括了工程技术人员经常遇到的工业中大部分的传热问题。

根据作者的经验，许多年青的技术人员只能运用大专院校传热教材中理论的一小部分。他们既没有全部理解传热方面的基本原理，在应用这些原理时又没有可靠的把握。在学校考试时，由于时间的限制，只能对学生的能力作有限的考核。作者认为，必须让学生求解较长而又复杂的题目，以便学生掌握较深的理论知识，使之运用于工业实践。

第一部分所列的这类例题，是索尔福特 (Salford) 大学三、四年级化工专业学生在课堂解答的习题；大部分习题的解答至少需要六小时左右。求解过程中，提供了基本的计算步骤；将其它数据代入后，就可以提出不同的习题。再者，教师可根据学生的知识水平，改变在课堂上讲授这些习题内容的分量。

第一部分中有解析解的习题，其编排形式考虑了便于编制程序用数字计算机求解的需要要求索尔福特大学的化工专业学生会编制程序，会使用计算机求解。

本书选用的解题方法，主要是为了说明传热方面的原理，并不是必须采用的最好设计方法。有些公司的计算步骤与本书介绍的略有不同。例如，在实际设计过程中，先计算近似压力降，而

后进行详细的传热计算；而且还必须考虑开车条件、腐蚀及适宜设备的可用性。在工业中，除确定最低总投资外，还要尽可能确定最佳设计。

工艺设计人员往往由于缺乏物理数据而造成计算上的困难。本书给出了下述两种情况下计算物理数据的方法：一种是除化学结构式之外什么也不知道时的情况，另一种是只有有限的试验数据可用时的情况。这些方法按国际单位制列于本书第二部分。虽然可采用许多另外的更好的方法，但本书选用的是不太常用的方法，这是因为这种方法不需要图表，而便于将计算步骤编制成程序，用数字计算机求解。

第一部分中的前十九道题采用了英美工程单位，而对于关键值也给出了国际单位。需要时，这些题完全可以按国际单位求解。第一部分中的例题 20 和第二部分中的全部计算均采用国际单位。第三部分的传热理论采用的是英美工程单位。作者认为，化工技术人员必须完全掌握国际单位和英美工程单位这两种单位。

本书可作为大专院校工科学生课堂解题的基础材料。此外，还可供各工业部门中与传热有关的工程技术人员参考。

F. A. 霍兰

R. M. 穆尔斯

F. A. 沃森

J. K. 威尔金森

1970 年 6 月

换 算 系 数

面 积	1 英尺 ²	=0.092903 米 ²
冷凝负荷速率	1 磅/时·英尺	=4.1338×10 ⁻⁴ 公 斤/ (秒·米)
密 度	1 磅/英尺 ³	=16.018 公斤/米 ³
	1 磅/英加仑	=99.779 公斤/米 ³
	1 磅/美加仑	=119.83 公斤/米 ³
扩散系数	1 英尺 ² /时	=2.5806×10 ⁻⁵ 米 ² /秒
动力粘度	1 厘泊	=0.001 牛顿·秒/米 ²
	1 磅/时·英尺	=4.1338×10 ⁻⁴ 牛顿· 秒/米 ²
	1 磅/秒·英尺	=1.4882 牛顿·秒/米 ²
能 量	1 英热单位	=1055.06 焦耳
	1 英尺·磅达	=0.042139 焦耳
质量流量	1 磅/时	=1.2600×10 ⁻⁴ 公斤/秒
体积流量	1 英尺 ³ /秒	=0.028317 米 ³ /秒
	1 英尺 ³ /分	=4.7195×10 ⁻⁴ 米 ³ /秒
	1 英加仑/分	=7.5766×10 ⁻⁵ 米 ³ /秒
	1 美加仑/分	=6.3089×10 ⁻⁵ 米 ³ /秒
力	1 磅达	=0.13825 牛顿
热容率	1 英热单位/时·°F	=0.5275 瓦/°K
热 容	1 英热单位/磅·°F	=4186.8 焦耳/公斤·°K
热流量	1 英热单位/时	=0.29307 瓦
热流强度	1 英热单位/时·英尺 ²	=3.1546 瓦/米 ²
传热系数	1 英热单位/时·	

	英尺 ² · °F	=5.6784 瓦/米 ² · °K
运动粘度	1 英尺 ² /秒	=0.092903 米 ² /秒
潜 热	1 英热单位/磅	=2326.0 焦耳/公斤
长 度	1 英尺	=0.3048 米
线速度	1 英尺/秒	=0.3048 米
质 量	1 磅	=0.45359 公斤
质量流速	1 磅/时 · 英尺 ²	=0.0013562 公斤/秒 · 米 ²
传质系数	1 磅/时 · 英尺 ² · 单位湿度	=0.013562 公 斤/秒 · 米 ² · 单位湿度
压 力	1 大气压	=101325 牛顿/米 ²
	1 磅达/英尺 ²	=1.4882 牛顿/米 ²
	1 磅/英寸 ²	=6894.8 牛顿/米 ²
压力梯度	1 (磅达/英尺 ²)/英尺	=4.8824 (牛顿/米 ²)/米
功 率	1 英尺 · 磅达/秒	=0.04214 瓦
	1 马力(英)	=745.7 瓦
	1 吨制冷剂	=3516.9 瓦
	(12000 英热单位/时)	
比 容	1 英尺 ³ /磅	=0.062428 米 ³ /公斤
表面张力	1 磅达/英尺	=0.45359 牛顿/米
	1 达因/厘米	=0.001 牛顿/米
温 差	1 °F	=0.5556 °K
导热系数	1 英热单位/[时 · 英尺 ² (°F/英尺)]	=1.7308 瓦/[米 ² (°K/米)]
体 积	1 英尺 ³	=0.028317 米 ³
	1 英加仑	=0.0045460 米 ³
	1 美加仑	=0.0037853 米 ³

第一部分：传 热 例 题

例题 1：套管换热器的液-液传热

用甲苯作冷却剂，将 12000 磅/时的乙二醇由 180°F 冷却到 155°F，计算所需套管换热器的总长度。甲苯从 80°F 被加热到 145°F。每种流体允许的压力降为 15 磅/英寸²。设每侧流体的污垢阻力为 0.001 [英热单位/时·英尺²·°F]⁻¹。使用 10SWG* 壁厚 1 英寸的钢管，外径分别为 $1\frac{11}{16}$ 英寸和 $2\frac{3}{8}$ 英寸。所采用的管长均为 9 英尺 6 英寸。因为连接需用部分长度，取每根套管长度为 9 英尺。并对此换热器提出一个合理的设计。

[符号]

A	传热面积，英尺 ²
C_p	定压比热，英热单位/磅·°F
d	内管径，英尺
d_{ep}	用于压力降计算的环隙 $D_i - d_o$ 的当量直径，英尺
d_{eq}	用于传热计算的环隙 $(D_i^2 - d_o^2)/d_o$ 的当量直径，英尺
D	外管径，英尺
g_c	换算系数，32.174 磅·英尺/秒 ² ·磅力
G	质量流速，磅/时·英尺 ²
h	膜传热系数，英热单位/时·英尺 ² ·°F
j_f	管侧摩擦因子，无因次
j_h	管侧传热因子 $N_{ST}(N_{PR})^{2/3}(N_{VIS})^{0.14}$ ，无因次**

* SWG-Standard Wire Gauge 英国标准线规——译者

** 不要与科恩(Kern)采用的传热因子 j_H 相混淆⁽⁷⁾。

k	导热系数, 英热单位/时·英尺 ² (°F/英尺)
L	管长, 英尺
M	流体流量, 磅/时
N_{PR}	普兰德准数 $C_p\mu/k$, 无因次
N_{RE}	流经内管的雷诺准数 Gd_i/μ , 无因次
$(N_{RE})_{ap}$	流经环隙的压力降雷诺准数 Gd_{ep}/μ , 无因次
$(N_{RE})_{aq}$	流经环隙的传热雷诺准数 Gd_{eq}/μ , 无因次
N_{ST}	斯坦顿准数 h/C_pG , 无因次
N_{VIS}	粘度比准数 μ_w/μ , 无因次
ΔP	压力降, 磅达/英尺 ²
Q	热流量, 英热单位/时
S_a	环隙流动横截面积, 英尺 ²
S_i	内管流动横截面积, 英尺 ²
T	温度, °F
ΔT_m	对数平均温差推动力, °F
u	平均线速度, 英尺/秒
U_i	以内管的内表面积为基准的总传热系数, 英热单位/时·英尺 ² ·°F
U_o	以内管的外表面积为基准的总传热系数, 英热单位/时·英尺 ² ·°F
x_w	内管壁厚, 英尺
μ	流体动力粘度, 磅/时·英尺或厘泊
ρ	流体密度, 磅/英尺 ³

下标

a	环隙	i	内侧
C	冷流体	m	对数平均
f	垢层	o	外侧
H	热流体	w	管壁或在管壁上

〔采用公式〕

$$Q = M_H (C_p)_H [T_H(\text{入口}) - T_H(\text{出口})] \quad (1)$$

$$Q = M_C (C_p)_C [T_C(\text{出口}) - T_C(\text{入口})] \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \Delta T_m &= (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) \\ &= (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln (\Delta T_2 / \Delta T_1) \end{aligned} \quad (3)$$

式中下标 1 及 2 分别代表换热器两端, 而 $\Delta T = T_H - T_C$ 。

当 $N_{RE} < 2100$ 时

$$j_h = 1.86 / [(N_{RE})^{2/3} (L/d_i)^{1/3}] \quad (4)$$

式中 L 为单程长度。

当 $2100 \leq N_{RE} \leq 10000$ 时

$$j_H = 0.116 [(N_{RE})^{2/3} - 125] [1 + (d_i/L)^{2/3}] / N_{RE} \quad (5)$$

当 $N_{RE} > 10000$ 时

$$j_h = 0.027 / (N_{RE})^{0.2} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} T_w &= \{T_o + [h_i d_i / (h_o d_o)] T_i\} / \\ &\quad [1 + h_i d_i / (h_o d_o)] \end{aligned} \quad (7)$$

$$\begin{aligned} 1/U_i &= 1/h_i + 1/(h_f)_i + x_w d_i / (k_w d_m) \\ &\quad + d_i / (h_o d_o) + d_i / [(h_f)_o d_o] \end{aligned} \quad (8)$$

$$Q = U_i A_i \Delta T_m \quad (9)$$

在管子及工业管道内, 当 $N_{RE} < 1000$ 时

$$j_f = 8 / N_{RE} \quad (10)$$

在工业管道内, 当 $1000 \leq N_{RE} < 100000$ 时

$$j_f = 0.05256 / (N_{RE})^{0.243} \quad (11)$$

在工业管道内, 当 $100000 \leq N_{RE} < 1000000$ 时

$$j_f = 0.02117 / (N_{RE})^{0.164} \quad (12)$$

在管子内, 当 $1000 \leq N_{RE} < 1000000$ 时

$$j_f = 0.05573 / (N_{RE})^{0.261} \quad (13)$$

$$\Delta P = 8 j_f (N_{VIS})^y (L/d_i) \rho u^2 / 2 \quad (14)$$

式中当 $N_{RE} \geq 2100$ 时, $y = 0.14$

当 $N_{RE} < 2100$ 时, $y = 0.25$

〔计算步骤〕

由式(1)计算热流量 Q 英热单位/时。

假定无热损失, 由式(2)计算甲苯流量 M_c 磅/时。

选择流经内管的流体。

由式(3)计算并流和逆流的对数平均温差推动力 ΔT_m °F。

确定流动是并流还是逆流。

计算流经内管的雷诺准数 $N_{RE} = Gd_i/\mu$ 。

由式(4)、(5)或(6)计算 j_h 传热因子。 j_h 也可直接从 j_h 与 N_{RE} 关系图⁽¹⁾ 查出(见图 G-1)。

假定 $(N_{vis})^{0.14} = 1$, 由上面的 j_h 因子值计算管内膜传热系数 h_i 英热单位/时·英尺²·°F。

计算流经环隙的雷诺准数 $(N_{RE})_{aq} = Gd_{eq}/\mu_o$ 。

由式(4)、(5)或(6)计算 j_h 传热因子。

假定 $(N_{vis})^{0.14} = 1$, 由上面的 j_h 因子值计算管外膜传热系数 h_o 英热单位/时·英尺²·°F。

由式(7)计算内管壁温 T_w °F。

由已知的管壁温度 T_w 计算两流体的 N_{vis} 比。

已知 N_{vis} 比, 由适当的 j_h 值重复计算膜传热系数 h_i 和 h_o 。

由式(8)计算总传热系数 U_i 英热单位/时·英尺²·°F。

由式(9)计算传热面积 A_i 英尺², 而后计算相应的管长 L 英尺。

用已知流经内管的雷诺准数 $N_{RE} = Gd_i/\mu$, 由式(10)、(11)、(12)或(13)计算基本摩擦因子 j_f 。

由式(14)计算长度为(9.5英尺/9.0英尺) (L 英尺) 的内管压力降 ΔP 磅达/英尺²。

将此压力降换算为磅/英寸²(磅力/英寸²)。

用已知流经环隙的雷诺准数 $(N_{RE})_{ap} = Gd_{ep}/\mu$, 由式(10)、(11)、(12)或(13)计算基本摩擦因子 j_f 。

用 d_{ep} 代替 d_i 由式(14)计算长度为 L 英尺的环隙压力降 ΔP

磅达/英尺²。将该压力降换算为磅/英寸²。

〔设备数据〕

$$d_i = d_o - 2x_w = 0.1193 \text{ 英尺} = 0.03636 \text{ 米}$$

$$d_m = 0.1300 \text{ 英尺} = 0.03962 \text{ 米}$$

$$d_o = \left(1 \frac{11}{16} \text{ 英寸} \right) (1 \text{ 英尺} / 12 \text{ 英寸}) = 0.1406 \text{ 英尺} = 0.04285$$

米

$$d_{ep} = D_i - d_o = 0.03600 \text{ 英尺} = 0.010973 \text{ 米}$$

$$d_{eq} = (D_i^2 - d_o^2) / d_o = (D_i + d_o)(D_i - d_o) / d_o = 0.08122 \text{ 英尺} \\ = 0.02476 \text{ 米}$$

$$D_i = D_o - 2x_w = 0.1766 \text{ 英尺} = 0.05383 \text{ 米}$$

$$D_o = \left(2 \frac{3}{8} \text{ 英寸} \right) (1 \text{ 英尺} / 12 \text{ 英寸}) = 0.1979 \text{ 英尺} = 0.06032 \text{ 米}$$

$$k_w = 26.0 \text{ 英热单位/时} \cdot \text{英尺}^2 (\text{°F/英尺})^{(9)} = 45.0 \text{ 瓦/米}^2 (\text{°K/米})$$

$$S_a = (\pi/4)(D_i^2 - d_o^2) = (\pi/4)(D_i + d_o)(D_i - d_o) = 0.008969 \\ \text{英尺}^2 = 8.330 \times 10^{-4} \text{ 米}^2$$

$$S_i = \pi d_i^2 / 4 = 0.01118 \text{ 英尺}^2 = 0.001038 \text{ 米}^2$$

$$x_w = (0.128 \text{ 英寸}) (1 \text{ 英尺} / 12 \text{ 英寸}) = 0.01067 \text{ 英尺} = 0.003252$$

米

〔物性数据〕

$$\text{乙二醇} (167.5 \text{°F} = 75.3 \text{°C} = 348.5 \text{°K 时})$$

$$\mu = 3.34 \text{ 厘泊}^{(2)} = 0.00334 \text{ 牛顿} \cdot \text{秒/米}^2$$

$$\rho = 66.89 \text{ 磅/英尺}^{3(3)} = 1.071 \text{ 公斤/米}^3$$

$$C_p = 0.638 \text{ 英热单位/磅} \cdot \text{°F}^{(11)} = 2.671 \text{ 焦耳/公斤} \cdot \text{°K}$$

$$k = 0.143 \text{ 英热单位/时} \cdot \text{英尺}^2 (\text{°F/英尺})^{(13)} = 0.248 \text{ 瓦/米}^2 (\text{°K/米})$$

$$N_{PR} = \frac{\left\{ \frac{[0.638 \text{ 英热单位/}(\text{磅} \cdot \text{°F})](3.34 \text{ 厘泊}) \times}{\{2.42[\text{磅}/(\text{时} \cdot \text{英尺})]/\text{厘泊}\}} \right\}}{0.143 \text{ 英热单位}/[\text{时} \cdot \text{英尺}^2 (\text{°F/英尺})]} = 36.06$$