

食品与化学

工程中的设计计算

[英] A·T·杰克逊 著
J·拉姆
寿明道 译

1.1

上海翻译出版公司



食品工程与化学工程中的设计计算

——理论、设计举例与习题

〔英〕A. T. 杰克逊 J. 拉姆 著

寿明道 译

傅华芬 校

上海翻译出版公司

A. T. Jackson J. Lamb
Calculations in Food & Chemical Engineering

〔英〕Macmillan Press Ltd. 1984

本书根据麦克米伦出版社1984年版本译出

食品工程与化学工程中的设计计算

——理论、设计举例与习题

〔英〕A. T. 杰克逊 J. 拉姆 著

寿明道 译 傅华芬 校

上海翻译出版公司出版

(上海复兴中路597号)

邮政编码 200020

新华书店上海发行所发行 上海东方印刷厂印刷

开本 787×1092 1/32 印张 7.5 字数 162,000

1990年2月第1版 1990年2月第1次印刷

印数 1—1,600

ISBN 7-80514-569-5/TB·63 定价 6.00元

内 容 简 介

本书是国际著名的英国里兹大学食品科学系采用的教材,共分七章:流体输送、传热、消毒、热质传递、分离方法、混合、气-固系统。每章纲要式地介绍本专题设计计算中所需的理论,并大量举例说明这些理论的实际应用,是食品及化学工程技术人员一本有用的设计计算手册。书末还列一章收集大量习题(附答案),对大专院校有关专业师生来说则是一本很好的教材和参考书。

译者的话

本书根据英国里兹大学化学工程系、食品科学系 A. T. Jackson 和 J. Lamb 所著《Calculations in Food & Chemical Engineering—Theory, Worked examples and Problems》一书译出。

本书经商业部教育司审定，同意为高等院校、中等专业学校教学参考书。

本书综合了许多食品、化学工程的理论与实验研究编撰而成，取材丰富，结构新颖，纲要式地讨论了食品与化学工程中所涉及的各单元操作原理、设计举例。本书对于研究院所、企业单位中从事工艺设计的人员来说是一本有用的设计计算手册；对于在校学生的专业课程设计、毕业设计以及即将从事食品、化学工程设计及管理工作的人员来说也是一本很好的参考书。

在翻译过程中，译者对原书中已发现的错、漏及不妥之处作了必要的说明（所附的答案未及全部校验）。本书中的译名主要参照《英语姓名译名手册》（商务印书馆）一书。

借此机会，谨对上海食品工业协会徐敏玉工程师的热情帮助表示衷心感谢。

由于时间仓促，译者水平有限，译文中难免还有不少疏漏谬误之处，热诚欢迎读者批评指正。

译者

序

本书主要供学习化学工程和食品工艺与工程的学生使用，目的在于介绍工艺设计中涉及的计算方法。每一章节论述一个专题，简要介绍设计计算中涉及的理论，并通过大量的设计与练习举例来说明应用这些理论的方法。书中选入的一些加工过程主要针对食品工业，但其中的一些处理方法也同时适用于其他加工工业。

限于篇幅只能简介这些理论的一些处理方法，供读者参考，引导读者作进一步的学习。作者认为，许多工程师在每天对各自工作的过程分析中，已经形成了他们自己的设计方法，其中许多并未出版过，而且可能与本书介绍的内容方法不同，但希望本书介绍的处理方法对于进一步讨论过程分析的最佳方法能起到抛砖引玉的作用。

书中采用的名词术语在课文各章节都有定义，并全部采用SI单位制。作者从多年的经验中体会到：学生一般感到困难的专用单位是粘度。对于动力粘度，常用的三个单位在本书中均采用——帕·秒 ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)，泊 (P) 和 kg/ms ，其中 $1\text{P} = 0.1\text{Pa}\cdot\text{s} = 0.1\text{kg/ms}$ 。压力也同样用二个单位定义， N/m^2 和 Pa，其中 $1\text{Pa} = 1\text{N/m}^2$ 。

我们在设计举例的计算过程中保留了许多有效数字，但举例答案中的最后结果均按四舍五入取其有效准确值。

确定中间变量之影响的设计方程(例如计算过程时间)通常采用经验公式。当用于与形成这些经验公式不同的情况时，可

能会引出许多误差,其绝对值不一定准确,但是对过程变量的变化结果仍能很好地作出正确的估计。例如,传热关系式用于计算传热系数的精确度虽不能高于15%,但是,热传导系数随紊流(流速)^{0.8}而变化的概念在设计中是非常有用的。课文中也给出了这样的例子。

本书的设计计算中难免会有一些错误,非常乐意能听到读者的意见,以及改进本书的建议。

我们感谢John Wiley and Son公司同意本书采用图2-6、2-7、2-8、6-1, Elsevier Publishing 公司的图 2-12, 以及 Pergamon 公司的图 4-12, 我们对 Noreen Green 在准备打印中的有效帮助表示感谢。

J. 拉姆

A. T. 杰克逊

目 录

译者的话

序

第一章	流体的输送.....	1
§1-1	流体的基本流动.....	1
§1-2	泵的选择计算.....	10
第二章	传热.....	16
§2-1	稳态导热与对流.....	16
§2-2	非稳态传热.....	28
§2-3	非牛顿传热.....	40
§2-4	板式换热器.....	47
§2-5	冷冻.....	54
§2-6	冷藏室设计.....	63
第三章	消毒.....	69
§3-1	罐装和瓶装.....	69
§3-2	散装消毒系统.....	84
第四章	热质传递.....	93
§4-1	干燥.....	93
§4-2	沸腾换热和最大热流量.....	110
§4-3	升膜型蒸发器.....	119
§4-4	空调.....	124
第五章	分离方法.....	138
§5-1	过滤.....	138

	§5-2 离心分离.....	148
	§5-3 筛理与分级.....	155
	§5-4 固-液萃取	163
第六章	混合.....	177
	§6-1 液-液混合	177
	§6-2 固体间的混合.....	185
第七章	气-固系统	190
	§7-1 流化.....	190
	§7-2 气力输送.....	199
第八章	习题(附答案).....	205

第一章 流体的输送

§1-1 流体的基本流动

1. 牛顿流动

流体流过某一固体表面, 粘度(μ)为常量, 切向应力(R)和切变速度(du/dy)满足:

$$R = -\mu(du/dy)$$

定义为牛顿流体。

上式中: u 为流体的纵向流速, (du/dy) 为垂直于表面测得的速度梯度。因此, R 为 (du/dy) 图应当是过点 $(0,0)$ 、斜率为 μ 的一条直线。

对于牛顿流体通过水管或水槽的流动, 由于阻力引起的压头损失可由下式计算:

$$\Delta H_f = 2f(L/D_o)(u^2/g) = 4\phi(L/D_o)(u^2/g)$$

式中: L 为管或槽的长度; u 为平均流速; f 为费宁(Fanning)阻力系数; ϕ 为斯坦顿(Stanton)-潘内尔(Pannel)阻力系数; D_o 为水槽的当量直径 $= 4 \times (\text{截面面积}/\text{湿周})$ 。这两个阻力系数是雷诺(Reynolds)数 $(D_o \cdot u \cdot \rho/\mu)$ 和管壁相对粗糙度 (ξ/D_o) 的函数, 式中: ρ 为液体的密度。

1) 层流(流线) $[Re < 2100]$ 该流动范围的阻力系数取决于管壁的粗糙度, 对于圆管, 则

$$f = 16/Re \text{ 或 } \phi = 8/Re, \quad Re \text{——雷诺数}$$

对于非圆截面,同样也能得到精确的计算结果。

2) 紊流 [$Re > 2100$] 对于光滑管, $2500 < Re < 10^5$, 可采用布莱修斯(Blasius)方程

$$\phi = 1/2f = 0.0396(Re)^{-0.25}$$

对于粗糙管, $3000 < Re < 10^7$, 则采用蒙迪(Moody)方程

$$\phi^{-1/2} = -2.5 \ln[0.27(\xi/D_0) + 0.885\phi^{-1/2}/Re]$$

也可利用阻力系数-雷诺数图表, 见图 1-1, 类似的图表在许多书本中可以找到。

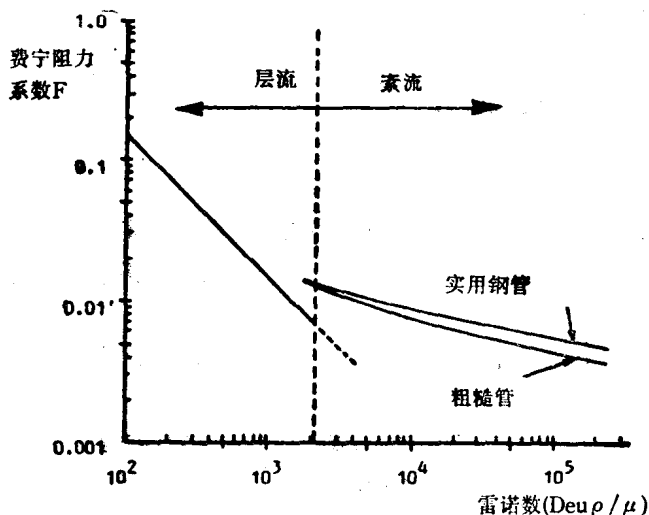


图1-1 沿程阻力系数-雷诺数

对于水管接头附件,可由下述几种方法计算阻力损失:

- 1) 计算速度压头损失, 速度压头 $= u^2/2g$;
- 2) 把接头附件换算为同管径管或槽的当量长度;
- 3) 用管径的当量长度来计算, 实际上类似于上述(2)方法;

常用的一些数据列表如下。

管 附 件	当量长度	当量直径
1英寸球阀—打开时	28ft(8.53m)	336
1 $\frac{1}{2}$ 英寸球阀—打开时	42ft(12.80m)	336
1 $\frac{1}{2}$ 英寸弯管	4 $\frac{1}{2}$ ft(1.37m)	36
2英寸弯管	6ft(1.83m)	36

ΔH_f 式中, 直管的总长需加上管线附件的当量长度, 同时, 速度头损失加上分别计算得到的直管速度头损失。

例1.1 名义内径为 50mm 的光滑管, 水的流量为 $0.18\text{m}^3/\text{min}$, 求水管每米长度上的阻力损失为多少? 水的粘度为 1.0cp (厘泊), 水的密度 $= 1000\text{kg}/\text{m}^3$ 。

解: 流体流速 $u = Q / \frac{\pi}{4} d^2 \times 60$

$$= (4 \times 0.18) / (60 \times 0.05^2 \times \pi) = 1.528 (\text{m/s})$$

雷诺数 $Re = D_o \cdot u \cdot \rho / \mu$

$$= (0.05 \times 1.528 \times 1000) / (1.0 \times 10^{-3})$$

$$= 76349 \quad \text{即属于紊流范围}$$

阻力系数 $\phi = \frac{1}{2} f = 0.0396 (Re)^{-0.25}$

$$= 0.0396 \times (76349)^{-0.25}$$

$$= 0.0396 \times 0.0602 = 0.00238$$

$$\Delta H_f = 2f(L/D_o)(u^2/g)$$

$$= 4 \times 0.00238(1.0/0.05)(1.528^2/9.81)$$

阻力损失 $= 0.045\text{m}$ 水柱/每米管长。

例1.2 粘度为 $5 \times 10^{-3}\text{kg}/\text{ms}$, 流速为 1.0m/s 的油流过一圆环管, 圆环管外径为 75mm, 内径为 50mm, 如果圆环管长

100m, 问整个圆环截面上阻力损失为多少? 油的密度 = 850kg/m³。

解: 圆环管的当量直径

$$\begin{aligned} D_e &= 4 (\text{截面面积/湿周}) \\ &= 4\pi(D_o^2 - D_i^2) / [\pi(D_o + D_i)] \end{aligned}$$

式中: D_o 为外径, D_i 为内径。

$$\begin{aligned} \text{雷诺数 } Re &= (D_o - D_i) \cdot u \cdot \rho / \mu \\ &= (0.075 - 0.05) \times 1.0 \times 850 / (5 \times 10^{-3}) \\ &= 4250 \quad \text{即属紊流范围} \end{aligned}$$

$$\text{阻力系数 } \phi = \frac{1}{2} f = 0.0396 (Re)^{-0.25}$$

$$\begin{aligned} &= 0.0396 \times (4250)^{-0.25} \\ &= 0.0396 \times 0.1239 = 0.0049 \end{aligned}$$

$$\Delta H_f = (4 \times 0.0049 \times 100 \times 1.0^3) / [(0.075 - 0.05)$$

$$\times 9.81] = 8.0 (\text{m}) \quad (\text{油柱})$$

例1.3 一条用于输送废水的槽, 长1500m, 宽200mm, 深150mm, 废水淹深100mm, 流量3.0m³/h, 求水槽的阻力损失。废水粘度 = 2 × 10⁻³kg/m·s, 废水密度 = 1080kg/m³。

解: 流过截面面积 = 0.2 × 0.1 = 0.02(m²)

$$\text{湿周} = (0.2 + 0.1 + 0.1) = 0.4 (\text{m})$$

$$\text{当量直径 } D_e = (4 \times 0.02) / 0.4 = 0.2 (\text{m})$$

$$\text{流速} = 3.0 / (3600 \times 0.02) = 0.042 (\text{m/s})$$

$$\begin{aligned} \text{雷诺数 } Re &= (0.2 \times 0.042 \times 1080) / (2 \times 10^{-3}) \\ &= 4536 \quad \text{在紊流区} \end{aligned}$$

$$\phi = \frac{1}{2} f = 0.0396 (4536)^{-0.25} = 0.0048$$

$$\Delta H_f = 4 \times 0.0048 (1500 / 0.2) (0.042^2 / 9.81)$$

$$= 0.026(\text{m}) \quad (\text{水柱})$$

例1.4 整个管线由内径为 50mm、长 200m 的水管和 5 个弯管组成, 管线一端, 在进入贮藏罐前接有一个球阀, 当流量为 $0.58\text{m}^3/\text{h}$ 时, 求管线的总的阻力损失。流体粘度 $= 1.5 \times 10^{-3} \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$, 流体密度 $= 1100 \text{kg}/\text{m}^3$, 每个弯头相当于 0.8 速度压头, 球阀的当量长度等于 336 倍直径值。

$$\begin{aligned} \text{解: 流体速度} &= (4 \times 0.58) / (3600 \times \pi \times 0.05^2) \\ &= 0.082(\text{m}/\text{s}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{雷诺数} &= (0.05 \times 0.082 \times 1100) / (1.5 \times 10^{-3}) \\ &= 3008 \quad \text{即属紊流区} \end{aligned}$$

$$\phi = \frac{1}{2}f = 0.0396(3008)^{-0.25}$$

$$= 0.00535 (\text{假设为光滑管})$$

直管长 200m, 还须加上管附件的当量长度。

$$\text{球阀的直径当量} = 336$$

$$\text{当量管长 } L_e (\text{内径 } 50\text{mm}) = 336 \times 0.05 = 16.8(\text{m})$$

每个弯管具有为 0.8 速度压头的阻力, 进入贮罐的损失为 1 个速度压头。

$$\text{总速度压头损失} = 1 + (5 \times 0.8) = 5.0$$

将该值乘以速度头 ($u^2/2g$) 得到直接用流体压头表示的各项阻力损失

$$H_1 = (0.082^2 \times 5.0) / (2 \times 9.81) = 0.00171(\text{m})$$

H_1 加上直管和其他管附件的阻力损失

$$\begin{aligned} H_2 &= 4 \times 0.00535 \times (200 + 16.8) \times 0.082^2 / (0.05 \times 9.81) \\ &= 0.0636(\text{m}) \end{aligned}$$

总的阻力损失 $\Delta H_f = H_1 + H_2$

$$\Delta H_f = 0.00171 + 0.0636 = 0.065(\text{m}) \quad (\text{流体压头})$$

2. 定常非牛顿流体

对于非牛顿流体，切向应力(R)-切变速度(du/dy)线图是非线性的，这样的流体通常归类如下：

理想塑性体 在流体开始流动之前，必须施以一“屈服应力”(R_y)，关系式为

$$(R - R_y) = -\mu_p (du/dy)$$

式中： μ_p 为塑性粘度或称刚性，其中 $R > R_y$ 。

拟塑性体 R 与(du/dy)之比——视粘度(μ_a)——随切变率的增加而降低，许多拟塑性流体的流动特性可以用以下简单的幂指数关系式表达：

$$R = K (du/dy)^n$$

式中： K 为流体稠度； n 为流动特性指数即幂指数 ≤ 1.0 。

胀流型流体 其粘度随切变速率的增加而增加，幂指数关系式也常适用于这种流体，但 $n > 1.0$ 。

当流体并不依循幂指数关系式时，下列关系则可用于解释流体的特点，而不用作切变应力和切变率的计算

$$R = K' (du/dy)^{n'}$$

式中： K' 为流体稠度， n' 为流体特性指数，或称综合流变系数。

3. 层流管中的流体流动

由于食品、化学及其他加工工业中常见的绝大多数非牛顿流体具有较高的视在粘度，很难形成紊流，因此，人们对层流范围作了详细研究。

基于拉比诺维兹(Rabinowitsch)和穆尼(Mooney)的研究，梅兹纳(Metzner)和里德(Reed)提出，对于层流，管壁处的切变应力(R_w)由下式计算得到

$$R_v = (D\Delta P/4L) = K' (8u_m/D)^{n'}$$

式中： D 为管径； L 为管长； ΔP 为全管长 L 上的压降； u_m 为平均流速 = (流量/截面面积)； K' 为流体稠度； n' 为流体特征指数。

上述方程适用于各种流体(理想塑性体, 拟塑性体, 胀流型流体或牛顿流体), 对于牛顿流体, $n' = 1.0$, $K' = \mu$, 上式则简化为一般的层状粘滞流方程。

采用至少两种不同尺寸管子的实验组合得到的 $(D\Delta P/4L) - (8u_m/D)$ 对数图线, 就能确定流体的特性。

1) 如果图线为直线, 则可以确定幂指数式的 K 和 n 值, 并利用上式对实验切变速率值整个范围的压力降进行计算。

2) 如果图线不是直线, 只要实验得到 $(8u_m/D)$ 值的范围与完整规模设备的期望值相对应, 计算值就能很好地用于管路系统的设计。

例1.5 实验室中研究某种浓微粒悬浮流体, 由泵输入不同流量通过一组管道, 测量其压力降, 结果如下:

$D\Delta P/4L$ (N/m^2)	13.36	14.40	15.23	16.44	19.17	21.17	22.53
$8u_m/D$ (s^{-1})	5.5	8.0	10.6*	15.5	33.5	55.0	75.0

根据这些试验结果, 能否推得悬浮流体的性质?

解: 由 $(D\Delta P/4L) - (8u_m/D)$ 对数线图可知是一条斜率为 0.2 的直线。

由此推得

- 1) 该流体在特征上是拟塑性体, 且服从这个幂指数;
- 2) 在所研究的整个切变应力和切变速率范围内, 流体服从关系式

* 原文中为 0.6, 可能是印刷错误——译者注。

$$(D\Delta P/4L) = K(du/dy)^n$$

流体特征指数 $n = 0.2$, 测定 $(D\Delta P/4L)$ 和 $(8u_m/D)$ 值, 流体稠度平均值 $K = 9.50$, 因此, 对于该悬浮流体简化后的流体流动关系式为

$$(D\Delta P/4L) = 9.50(du/dy)^{0.2}$$

例1.6 例1.5中浓微粒悬浮流体, 利用一台原有的压力可达2.0bar的泵, 以0.2m³/min流量输送至一容器, 管线和附件的当量长度为200m, 问可采用的最小管径为多少?

解: 平均流速 $u_m = 0.2 \times 4 / (60 \times \pi \times D^2) = 0.00424/D^2$

则 $(8u_m/D) = (8 \times 0.00424)/D^3 = 0.03392/D^3$

代入简化流体方程

$$(D \times 2 \times 10^5) / (4 \times 200) = 9.50(0.03392/D^3)^{0.2}$$

$$D^{1.0} = (9.50 \times 4 \times 200 \times 0.03392^{0.2}) / (2 \times 10^5)$$

$$= 0.038 \times 0.5083 = 0.01932$$

$$D = 0.0849\text{m}, \text{即最小管径为85毫米}$$

我们再来看诸如例1.5和例1.6中讨论的明显非牛顿拟塑性流体, 压力降(ΔP)具有下列关系式:

$$\Delta P \propto Q^{n'} / D^{(3n' + 1)}$$

因此, 当流体为明显非牛顿流体, 即当 n' 接近于零时, Q 值对 ΔP 的影响要比管子尺寸 D 对 ΔP 的影响小, 对于这类流体, 在同一管路中压力降毋须增加很多, 通常就能大大地提高流量, 这不同于 $n' = 1$ 的牛顿流体。

梅兹纳和里德提出的另一个方法是利用标准牛顿阻力系数图表或采用修正雷诺数的关系式。

$$Re' = (D^{n'} u_m^{2-n'} \cdot \rho) / (K' 8^{n'-1})$$

对于层流

$$\phi = 8/Re' \text{ 即 } f = 16/Re'$$