

# 化学工程

卷 II

〔英〕J.M.柯尔森 J.F.李嘉森 著

化学工业出版社

TQ02

15.12,  
60/10  
V203)

14/2

# 化 学 工 程

## 卷 II

### 单 元 操 作

(英) J. M. 柯尔森 J. F. 李嘉森 著  
天津大学化工系及机械系部分教师 译

本书是从 J. M. Coulson 与 J. F. Richardson 合著的 "Chemical Engineering" 一书(原为英国伦敦 Pergamon 图书公司出版,后被列入 McGraw-Hill 图书公司化工丛书)译出的。原书第一版于 1954 年刊行,1955 年第二次印刷时曾作修订,本书即根据此修订本译出。

全书共分两卷。卷 I 介绍化学工程的基本知识和原理,包括流体流动、传热与传质等过程,并单有章节叙述这三种过程的关系以及边界层学说。卷 II 说明如何把这些基本知识用于各个单元操作。此外,书中每章都插入了例题,以帮助读者正确地理解书中所述的处理问题的方法。本书为目前资本主义国家出版的化工原理教材中材料比较新、内容比较丰富的一本,可供高等学校化工系专业教师与学生参考,亦可作化学工厂工程技术人员参考之用。

译本对原文未作改动,只对若干明显的排印错误予以改正,至于其他少数已发现的错误,则于改正之后,以译注注出。此外,原书所载部分图片中,曾附有制造公司或厂家名称,在译本中均已删去。

本书由天津大学化工系以及机械系化工机械教研组部分教师分工译成,译稿的整理工作则由化工系化学工学教研组部分教师担任。兹将第一卷、第二卷各章译者姓名列出如后:序及第一、九、二十二章,丁緒淮;第二、三章,余国琮;第四、五章,刘豹;第六、二十章,王绍亭;第七、八、十、十九章,华学工;第十一章,张远谋;第十二、二十四章、二十五章、二十六章,柳作良;第十三章,金鼎五;第十四、十五、十六章,汪家鼎;第十七章,张璠;第十八章,傅举孚;第二十一章,姚玉英;第二十三章,孙令衡。

J. M. COULSON, M. A., Ph. D.

AND

J. F. RICHARDSON, B. SC., Ph. D.

CHEMICAL  
ENGINEERING  
VOLUME TWO

化学工程 卷 II

天津大学化工系及机械系部分教师译

化学工业出版社出版 北京安定门外和平街

北京市书刊出版业营业许可证出字第 092 号

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店科技发行所发行 各地新华书店经售

开本: 850×1168毫米<sup>1/32</sup> 1960年10月第1版

印张: 20 <sup>16</sup>/<sub>32</sub> 插页: 2 1960年10月第1版第1次印刷

字数: 483千字

印数: 1—10,000

定价: (10)3.15元

书号: 15063·0607

# 目 录

|          |   |
|----------|---|
| 序 .....  | 4 |
| 导言 ..... | 6 |

## 第五篇 流体经过粒子的流动

|                            |    |
|----------------------------|----|
| 第十一章 通过粒状床层与填充塔的流体流动 ..... | 10 |
|----------------------------|----|

通过颗粒床层的流体流动—滞流—湍流—两种流体同时流动—填充塔—填料—  
压强降—流速—两种液体的流动

|               |    |
|---------------|----|
| 第十二章 过滤 ..... | 41 |
|---------------|----|

理论—通过滤饼的流体流动—过滤介质—可压缩的滤饼—过滤前滤浆的预处理—  
洗涤—设备—滤床式过滤机—多孔固体物过滤机—袋滤机—压滤机—框式压  
滤机与箱式压滤机—叶滤机—摩尔叶滤机—开列叶滤机—斯维脱兰叶滤机—凡  
莱兹叶滤机—连续回转过滤机—鼓式过滤机—转盘式过滤机—兰次克龙奈带式  
过滤机—波锐翁连续过滤机—金属过滤机—线流式过滤机

|                |    |
|----------------|----|
| 第十三章 离心机 ..... | 85 |
|----------------|----|

基本原理—液体表面的形状—篮筐内液体的体积—流体压强—两种不互溶液体  
的分离—固体物自液体中的分离—离心过滤—连续式离心机—超速离心机—机  
械设计

## 第六篇 涉及流体与粒子之间相对运动的系统

|                     |     |
|---------------------|-----|
| 第十四章 流体中粒子的运动 ..... | 120 |
|---------------------|-----|

流体流过一个圆柱体—球形粒子上的曳力—极限降落速度—非球形粒子—气泡  
与液滴的运动—流体中粒子的双向运动

|                        |     |
|------------------------|-----|
| 第十五章 沉降、固体流态化及输送 ..... | 154 |
|------------------------|-----|

沉降—粗颗粒悬浮液—增浓器—固体流态化—流速对床层膨胀与压强梯度的影  
响—气—固流态化系统的特性—混合粒度的粒子床层—流态化床层的传热—固  
定层及流态化层中的传热—固体流态化技术的应用—气力及水力输送—粒子悬  
浮的机理—输送所需能量—压强降与固体速度

|                 |     |
|-----------------|-----|
| 第十六章 气体净制 ..... | 189 |
|-----------------|-----|

空气溶胶与分离器的特性—重力分离器及动量分离器和过滤器—旋风分离器—  
液体洗涤—静电除尘器—卡耳德—福克斯湍气器

## 第七篇 傳質在化学工程中的应用

### 第十七章 瀝取 .....215

影响萃取速率的因素—传质—设备的型式—具有細胞組織的物料的萃取—粗粒固体物的瀝取—細粒固体物的瀝取—逆流洗滌—底流量恒定的洗滌系統—底流量变动的洗滌系統—图解法—直角三角形相图的应用

### 第十八章 蒸餾 .....254

汽液平衡—部分蒸发及部分冷凝—分压、道尔顿定律、拉烏尔定律及亨利定律—相对挥发度—双组分混合物—分餾塔—塔板数的計算—刘易斯与苏里尔法—麦克布与蒂利法—操作綫—回流比—最小回流比—恩德伍德与芬斯克方程式—经济的回流比—塔上进料口位置的确定—板式塔—板效率—板上的传质—塔之設計—板距—经过板的压强降—篩板—填充塔—理論板之当量高度—传质单元—传质系数—填充塔內的传质—具有变化溢流量之非理想系統—热焓—組成图的应用—間歇蒸餾—餾出物組成不变之操作与回流比不变之操作—多组分混合物—关键組份—所需板数—最小回流比—恒沸蒸餾—萃取蒸餾—水蒸汽蒸餾

### 第十九章 气体的吸收 .....358

气体与液間的平衡条件—吸收机理—双膜理論—液体穿过静止气体的扩散—吸收速率—传质系数—气体吸收设备—板式塔—填充塔—噴洒塔—填充塔的生产能力—传质单元—流速及平衡綫斜率的重要性—湿壁塔、噴洒塔、填充塔、板式塔中传质系数的数值—吸收因数法—装有攪拌器的容器—离心吸收器—威苏气体洗滌器—伴有化学反应的吸收—吸收热的影响—吸收中传质的机理

### 第二十章 液-液萃取 .....410

平衡条件—三角相图的应用—采用不互溶溶剂的并流装置与逆流装置—采用部分互溶溶剂的逆流逐级萃取过程—在塔式设备中进行連續萃取—传质系数与传质单元—微分接触设备—液-液萃取中的传质机理

## 第八篇 蒸发、結晶及干燥

### 第二十一章 蒸发 .....440

直接加热—水蒸汽加热—自然循环—强制循环—液膜式设备—传热系数—真空操作—多效蒸发器—蒸汽再压缩—热泵循环—分沫器—液沫夹带

### 第二十二章 結晶 .....479

饱和度—晶核的形成—結晶速率—杂质影响—温度对溶解度的影响—分步結晶—晶体的胶結—間歇結晶器—連續結晶器—史文生-华尔克式—奥尔夫—包克式—套管式—奧斯陆式即克里斯塔尔式

## 第二十三章 干燥 .....499

空气湿度—固体的湿含量—盘式干燥器—隧道式干燥器—鼓式干燥器—喷雾干燥器—气流干燥器—涡轮—棚架干燥器—冰冻干燥—干燥率—固体中湿份运动的机理—气体的干燥

## 第九篇 固体的破碎、分选及混合

## 第二十四章 固体的破碎 .....538

破碎的机理—破碎所需能量—能量的利用—颗粒的粒度分布—破碎机的操作方法—被破碎物料的性质—设备—颚式破碎机—偏旋式破碎机—捣碎机—轮碾机—立滚轮碾机—锤式破碎机—针磨机—单滚破碎机—滚筒式破碎机—锥式破碎机—西蒙斯盘式破碎机—石磨机—滚磨机—白勃考克研磨机—罗波柯研磨机—雷蒙磨—球磨机—管磨机—棒磨机—哈定格磨机—胶体磨

## 第二十五章 固体颗粒的分级 .....575

在流体中颗粒的离析—淘选台—离心式分离器—筛—磁力分离器—静电分离器—泡沫浮选

## 第二十六章 混和与搅拌 .....603

物料的性质—设备—利用旋浆混和液体与固体—混和速率—混和器的功率消耗—固体的混合—混合程度与混合速率

## 附录

习题.....603

## 序

在編写“化学工程”卷Ⅱ时，我們曾企图把自己認為是化学工业中比較重要的单元操作，包罗在內。这些主要属于物理性质的单元操作，已尽可能地按传递操作的基本机理加以分类。遇到在物理过程之外还有化学反应发生时，只是在少数的情形下才有可能提出设计的程序。这种困难的发生，是由于当我们试图设计这一类的设备，例如有化学反应的吸收塔之时，我們还不能够提供一个绝对严格的解法。我們未曾叙述象在带式运输机或斗式升降机这一类设备中进行的物料运输，我們觉得这种内容更显然是属于机械工程的范畴。书中也沒有談到自动控制。依我們之见，在化学工厂设计中极为重要的这一部分，最好是通过实际问题的探討去说明，而不宜于在象本书这样性质的著作中加以論述。总之，自动控制这一题目已經变成很复杂而且广泛，它需要一本专书来叙述。书中省略了反应器的设计一章的討論，这是因为这个题目也需要广泛的考虑，而且应该查閱专家的著作，例如豪琴(Hougan)和华生(Watson)所著“化学过程原理”(Chemical Process Principles)。

我們一直在牛威特(Newitt)教授的系里工作了許多年，对书中所引論的很多材料，我們极其感謝他給予我們的种种便利。讀者将会发现一些缺陷以及一些尚未充分发展的原理。化学工程是一个还有不少的研究尚待进行的領域，倘若此书能对这一方面的活动多少起一些鼓励的作用，我們就会感到于愿已足。希望本书的編写方式，对于指引到目前为止科学研究者已經公諸于世的那些資料，有所裨益。化学工程尚在孩提时代，我們絕不應該設想一定要把本书所采用的治学方法看成在今后若干年內也是正确的。这門学科的优点之一就在于它的界限尚未明确划定。

最后，我們愿向下列友人对所提出的宝贵批評和建議，表示感謝：安德生(G. H. Anderson)先生，柯尔宾(R. W. Corben)先生，德古賽(W. J. De Coursey)先生，古特(M. Guter)博士，卡坦(L. L.

Katan)博士, 列辛(R. Lessing)博士, 拉斯巴希 (D. J. Rasbash) 博士, 沙威陶斯基(H. Sawistowski)先生, 史密斯(W. Smith) 博士, 崔恩(D. Train) 先生, 楚奧布里奇 (M. E. O'K. Trowbridge) 先生, 华納尔(F. E. Warner)先生和薩基(W. N. Zaki)博士。

## 导 言

对化学工厂設計和建造的了解，常認為是化学工程的基本內容。从化学家对某一制造过程的原始概念出发，需要明了化学、物理以及許多工程方面的特点，以便把实验室的过程扩大为工业的规模。在本卷中，我們主要是涉及那些在工业設備中发生的过程的物理性質，尤其是要决定那些影响物料传递速率的因素。这些操作的基本原理，即流体动力学以及传热和传質，业已在卷 I 中討論过，而这些原理的应用，則是本卷的主要部分。

在整个所謂化学制造工业中，許多物理操作是一些个别工业所共有的，而且，犹如在卷 I 中曾經解释过的，它們被称之为单元操作。例如，用过滤从悬浮液中分离固体，用蒸餾分离液体，或者用蒸发或干燥除去水份，都是这一类的典型操作。为发酵工业、石油工业或有机化学工业設計一套蒸餾設備的課題，在原理上是相同的，其不同之处主要在于构造的細節。借蒸发以使溶液濃縮，这在处理糖、盐、或菓汁方面又是一个基本上相似的典型操作，虽然在最适当的安排方面会有一些差別。本书中采用了这种分类方法，但我們把这些操作按其传递机理加以归类，因之蒸餾、吸收和液-液萃取这些扩散过程就放在啣接的几章里，而涉及固体在流体中的一些操作則归在一組討論。在考查許多这些单元操作时，将会发现，传热速率或流体流动的性质是起着支配作用的因素。固体或流体的运输是另一个例子，說明了解流体动力学的重要性。

設計的难题之一，是維持实验室設備和較大的工厂設備之間的相似状态。例如，若要把一个混合物在进行放热反应期間維持在某一个溫度，就实验室的规模而言，維持等溫状况很少有实际困难。另一方面，一只大反应器的外表面对其容积之比——这是和器的綫性尺寸成反比的——在大多数情形下就不相同，而取出反应热的問題遂成为設計中的一个主要項目。在討論混合的第二十六章中，兼述了关于按比例放大設備尺寸的某些一般性問題，而在許多章中也

提到一些特殊的問題。此外，在大规模的操作中，反应物的加入和取出可能引起困难，特别是如果它們含有腐蝕性液体或磨蝕性固体。工业設備的总傾向是要提供一个連續的过程，其中往往包含着一系列的步驟。这样，放热反应可在一連串帶有器間冷却的反应器中进行。

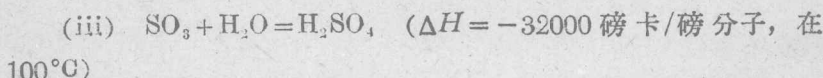
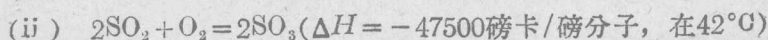
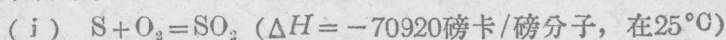
一座化学工厂的规划，包括首先决定最經濟的制造方法，而后决定过程中所用单元操作的最經濟的安排。这等于在設計一个化学制造过程中，要使投資和操作費用得到最有利的結合。在本卷中我們沒有詳細地討論費用的問題，但力求指出各种类型設備在最經濟的情况下进行操作的條件。对各种操作所包含的物理原則沒有充分的知識，就不可能替一个规定的制造过程选择最适当的操作。設計問題的这一面，可举分离过程的一两个簡單例子来討論。在一个固-固物系中，可先按大小、其次按物料的性质，将粒子分离。一般而言，篩析是使較粗的物料按大小分类的最令人滿意的办法，但此法不适用于很細的粒子而通常須采用一种沉降法。在前一种方法中，我們直接利用粒子的大小作为分离的基础，而在后一种方法中，則以粒子在流体中的行为随其大小的改变为依据。一个混合物料也能借沉降法分离为其組份，因为粒子的形状和密度也影响它們在流体中的性状。其他的分离方法則依靠表面性质的不同（泡沫浮选）、磁性质（磁力分选）以及在某一溶剂中溶解度的不同（瀝取）。对于可溶液体的分离，通常所用的三个方法是：

1. 蒸餾——依靠揮发度的不同。
2. 液-液萃取——依靠在某一液体溶剂中溶解度的不同。
3. 冷冻——依靠熔点的不同。

选择最适宜操作的这个問題，还将由于一些因素，例如引起結晶的液体浓度、而更加复杂化。譬如，对邻位、間位和对位硝基甲苯的混合物的分离，必須作出决定，是先蒸餾后結晶比較好，还是顛倒过来好。當我們濃縮一个固体的溶液时，同样的問題也会发生；我們必須决定，是在固体已經达到某一浓度时停止蒸发，而后进行过滤并繼之以干燥，还是繼續蒸浓到这样的程度，以致能省却过滤阶段而直接轉入干燥。

在許多操作中，例如在一座蒸餾塔內，需要了解設備的流體動力學，以及傳熱和傳質的關係。這些因素常是很複雜地互相關聯着，而有必要考慮它們每一個機理的獨特貢獻。此外，在化學反應中，過程的最終速率可能受傳熱或化學動力學的支配，而有必要決定那一個是控制的因素。

單元操作方面的知識的應用，可舉硫酸廠之例以示其梗概。首先，需要選擇製造過程和要使用的原料。可以假設，此過程包括使硫磺燃燒成二氧化硫，繼而用所謂接觸法使之氧化，成為三氧化硫，並建議採用岩狀硫磺、大氣中的氧氣和水。硫磺的其他來源包括有黃鐵礦和來自煤氣廠的廢氣，但是，這些雖然比岩狀硫磺便宜得多，可是要安裝額外的設備以淨化氣體。其次，必須研究化學反應的動力學。此處基本上所涉及的反應有三：



總反應遂是



每一個反應都是放熱的，而工廠的操作是否成功而且經濟，就依靠這些反應熱的取出及其隨後的利用。第一個反應是一個簡單的气相燃燒，它實際上在絕熱情形下進行完畢，故而不需要在燃燒室本身內取出熱量。除非有催化劑存在，第二個反應進行得不够快，催化劑通常是分散在一種填充物上的五氧化二釩，當溫度大約在  $400^\circ\text{C}$  以上時，此反應才能以顯著的速度進行。因為是強烈放熱的反應，溫度上升對平衡點有不利的影響，而且，因為此影響極其顯著，故應該使反應尽可能在等溫情況下進行。有催化劑存在時，反應的速率高而且可以視為在每個階段都進行完畢。最後气体的組成能夠作為溫度的函數來計算，所以能定出在每個絕熱階段平衡混合气体的組成，因為所有的反應熱都在產品中出現。從相繼的各個反應器出來的氣體，其溫度較低，因而  $SO_3$  的含量將提高。第三個反應包括在水中吸收  $SO_3$  以及立刻發生化學反應以產生  $H_2SO_4$ 。由於此反

应是放热的，假如这样进行，就会有相当大的温度上升和雾滴的形成。实际上，在98%的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  中而不在水中吸收  $\text{SO}_3$ ，就能增加液相的热容。

由此可见，充分了解化学工厂内个别设备中所发生的物理过程，是化学工程师的训练中一项重要的要求。只有通过机理以及随后对设备建造方法的了解，才有可能窥得全貌，包括操作费用在内。

## 第五篇 流体經過粒子的流动

### 第十一章 通过粒狀床層与 填充塔的流体流动

确定流体流过正规管道时压强降与速度之間的关系的方法，已在第一卷中导出。但是，在許多场合下涉及到的是經過不规则通道的流动，如經過粒狀物料床层中粒子之間所形成的通道。

例如，悬浮液过滤时，液体以比較慢的速度流經为过滤介质所滞留的粒子之間的空隙，且由于固体粒子不断沉积，在整个过程中流动阻力逐漸增加。在这种情况下，通道常常很小，速度也慢，因而形成滯流。

另一方面，填有較大物料的填充塔被用来促进湍动和增加两种不互溶流体之間的接触面积。此时，塔上下两端的压强差受两种流体流速的影响。利用逆向流动的液体自气体中移除某一組份的气体吸收，广泛采用填充塔，填充塔也用作蒸餾工厂中的分餾塔，并且用于溶剂萃取。

虽然压滤机的目的与填充塔截然不同，但是應該看到，它們有着相同的水力学問題。在任何一种情况下，問題尚不能得到完全的分析解答。

#### 通过顆粒床层的流体流动——滯流

对于这个問題的首次实验工作，是1830年达西(Darcy)在地那(Dijon)进行的，当时他曾經考察过从当地各水源流經不同厚度砂床的水流速率。他指出，按床层全部面积計量的平均速度与推动压强成正比，而与床层厚度成反比。这个关系陆續为許多人所証实，可以写出如下：

$$u = K \cdot \frac{\Delta P}{l} \quad (11.1)$$

(式中  $\Delta P$  为通过床层的压强差,

$l$  为床层的厚度,

$u$  为流体流动的平均速度, 可表示为  $\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt}$ ,

$A$  为床层的整个截面积,

$V$  为在  $t$  时间内流过的流体体积,

$K$  为与床层及流体的物理性质有关的常数。)

流速与压强差之间的直线关系, 令人相信流动情况是滞流。对于通过粒状物料间孔隙的流动, 由于流体的速度和通道的宽度通常很小, 其雷诺数必然低, 因而滞流是可以预期的。方程式 11.1 可以与表示流体在圆管中流动时的平均速度的公式相比较; 该式已在第三章中导出(方程式 3.16), 并可表述为:

$$u_1 = \frac{d_1^3}{32\mu} \cdot \frac{\Delta P}{l'} \quad (11.2)$$

式中  $\mu$  为流体的粘度,

$u_1$  为流体的平均速度,

$d_1$  为管道直径,

$l'$  为管道长度。

假如认为床层的空隙是许多弯曲通道, 则对于通过床层的流动, 可将方程式 11.2 改写为:

$$u_1 = \frac{d_m'^3}{K'\mu} \cdot \frac{\Delta P}{l'} \quad (11.3)$$

式中  $d_m'$  是孔隙的某种当量直径,

$K'$  是无因次常数, 其值决定于床层的结构。

因为分别通道实际上是许多交错连通的通道的一部分, 上述处理不能认为是严格的。

孔隙率即空隙率以符号  $e$  表示, 是床层的一项重要性质, 它对流体流动的阻力有极大影响。它的定义是粒子之间的空隙与床层整个体积之比。粒子堆积得愈松散, 则对流动的阻力愈小。如果粒子是随意堆积的, 则床层任何部分的孔隙率大致相同, 对于任何方向流动的阻力也就相等。

第 16 頁上将要証明：在粒子 随意分布的，其孔隙率为  $e$  的床层中，任一平面上的平均自由截面积为总截面积的  $e$  倍<sup>②</sup>。

因此，以床层整个截面积計的平均速度将是孔道中平均速度的  $e$  倍，即

$$u = u_1 e \quad (11.4)$$

此外，流动通道的长度要比床层的厚度大，但可以認為两者之間成正比，即：

$$l \propto l''$$

代入方程式 11.3,

$$\frac{u}{e} = \frac{d_m'^2}{K''\mu} \frac{\Delta P}{l} \quad (11.5)$$

曾經指出，水力平均直径即截面积与潤湿周边之比的四倍，可以表示湍流情况下非圓形通道的当量直径(见本书卷 I 第 51 頁)。虽然床层中的流动情况为滯流，康采尼(Kozeny)<sup>(17)</sup> 建議以水力平均直径的函数代替方程式 11.5 中的  $d_m'$ ，即

$$d_m' = \frac{\text{空隙体积}}{\text{形成床层的物料的全部表面积}}$$

$d_m'$  显然等于水力平均直径的四分之一，对于单位体积的床层而言，孔隙为  $e$  而粒子的曝露表面积等于  $(1-e)S$ ，其中  $S$  表示物料的比表面积(即单位体积中物料的表面积)。

于是，

$$d_m' = \frac{e}{(1-e)S} \quad (11.6)$$

代入方程式 11.5,

$$\frac{u}{e} = \frac{1}{K''\mu} \frac{e^2}{S^2(1-e)^2} \frac{\Delta P}{l}$$

即

$$u = \frac{1}{K''} \frac{e^3}{(1-e)^2} \frac{1}{\mu S^2} \frac{\Delta P}{l} \quad (11.7)$$

通常被采用的  $K''$  值为 5，它常称做康采尼常数。但柯尔森<sup>(49)</sup> 指出， $K''$  是孔隙率、粒子形状、粒子排列，以及粒度范围的函数。在图 11.1 中表明，对于若干不同形状的物料，其  $K''$  随  $e$  而发生变化。对于粒状物料的床层，以及一般地说对于等軸的粒子，5 是一

② 原文是“……任一平面上的平均自由截面积为总截面积的  $1/e$ 。”应改正如上。  
——譯注。

个恰当的平均值；当然，对于杂乱堆积的球体而言，并无排列影响。关于球体，实际可能有的孔隙率范围是很小的（约自0.4到0.55），而稳定排列的球体，其理论范围则为自0.28到0.78，其中极限值乃是各个颗粒经过仔细排列的结果。大多数粒状物料的孔隙率约在0.3到0.5之间，但特殊设计出来的填料，如填充环，可以达到0.9。柯尔森所获得的 $K''$ 值，其变化之大是其他工作者所没有报导过的，这可能是由于他采用了比较大的颗粒。马丁(Martin)[59]最近的工作表明，经特殊排列的球体床层的阻力可能与流动方向有关。圆柱体和片状体的范围最大 $K''$ 值，大约变动于3到6之间，依照它们的排列而定。

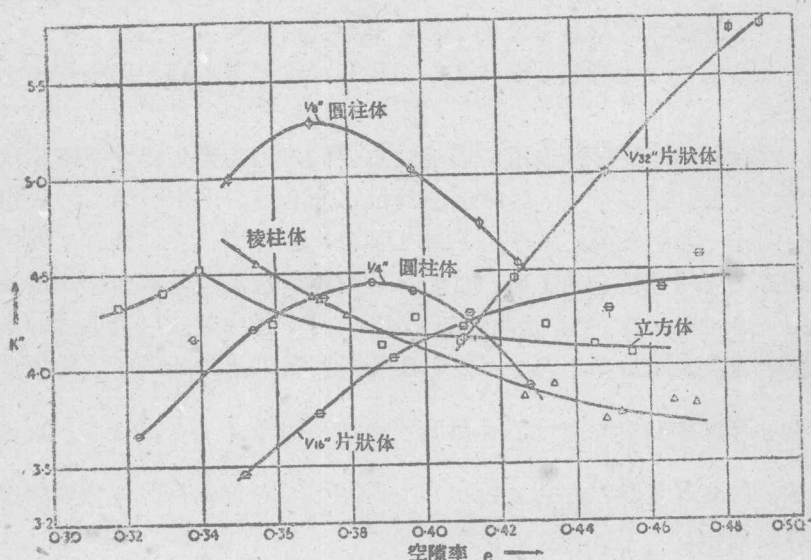


图 11.1 对于不同形状的颗粒，康采尼常数 $K''$ 随孔隙率而发生的变化

流动阻力是自由空间的形状与其大小的函数，因而不能单由粒度及孔隙率决定。这种阻力将随颗粒表面与流体流动平均方向之间夹角的平均值而变，在综合数据时引入一个相应的因子，已获得一定限度的成功。克因(Kjhn)(35)曾经对杂乱填充床层中颗粒的排列进行了精确的测量，他将熔化了蜡注入颗粒之间，因而它们的相

对位置得以固定，然后逐层地观察方位。

但是，上述处理方法没有考虑这样的事实，即颗粒之间的某些接触是面接触，因而颗粒的部分表面将不对流动产生阻力。

关于流体流过床层的大多数实验工作，都是涉及到颗粒大小均匀的床层。向这样的床层加入较小的颗粒，可能有两种效果。首先，由于小颗粒夹到大颗粒中间，迫使大颗粒分开，空隙率可能增加；其次，由于小颗粒填充了大颗粒之间的空隙，又可能使空隙率减小。从实验中发现，当粒度的比值大于3时，用两种不同粒度组成的颗粒可以达到最可能的紧密的填充程度。一般说来，颗粒粒度的范围越宽，所得的空隙率越小。

床层的结构显著地受到承受沉积粒子的表面的性质的影响。因此，过滤操作的原始条件可能影响整个滤饼的结构，图11,2表示出在平面上(a)或在球体层面上(b)所形成的立方体颗粒床层排列上的差别。

床层所在的容器器壁的影响是重要的，因为靠近器壁空隙率较大。罗士(Rose)<sup>(34,37)</sup>将床层分为两部分看待，即空隙率为 $e$ 的中心部分，与有较高空隙率 $e'$ 的外周部分，在外周部分，颗粒之间的紧密交错受到器壁的阻碍；这一部分的厚度被认为是颗粒平均直径的一半。柯尔森<sup>(49)</sup>曾指出，在滞流情况下，器壁效应可以通过一个经验因数表现出来。对于一定的压强降而言，通过无限床层的速度小于有限床层中的速度，其不同可用一个因子 $\left(1 + \frac{1}{2} \frac{S_c}{S}\right)^2$ 来表示，此处 $S$ 是颗粒的比表面积， $S_c$ 是相当于单位体积固体颗粒的容器表面积。

虽然对于流动的阻力不能仅仅用颗粒大小及空隙率来表示，而已有的公式却明显地指出，空隙率的不大的变化可以使得阻力发生很大的差别。流速与 $\frac{e^3}{(1-e)^2}$  (式11.7)成正比，空隙率由0.5变到0.6，将使阻力减小到相差2.7倍。某些工作者曾将 $e$ 的函数表示为简单的幂函数，但这样未能对实验数据作出满意的综合。

床层的阻力会因为流体通过床层而发生变化。因之如果颗粒的