

《化工译丛》

化工过程及设备

第四輯

(过滤專輯)

化工过程及设备译丛編译組編

上海市科学技术编译館



化工过程及设备

第四輯

(过滤專輯)

化工过程及设备译丛編译組編

*

上海市科学技术編译館出版

(上海南昌路59号)

新华书店上海发行所发行 各地新华书店經售

商务印书館上海厂印刷

*

开本787×1092 1/16 印張7 字數217,000

1965年2月第1版 1965年2月第1次印刷

印数1—6,000

編 号：66 · 257

定 价：0.90 元

目 录

1. 过滤理論.....	1
2. 滤餅的阻力与压缩性	11
3. 澄清有关液体过滤的某些錯誤概念	27
4. 过滤設備的設计	31
5. 实用过滤計算公式	38
6. 現場条件下的过滤性能	43
7. 过滤的技术革新	46
8. 离心設備的理論	51
9. 离心設備的設计	56
10. 离心設備的应用	62
11. 离心过滤	69
12. 加压叶滤机	73
13. 多管式过滤器	77
14. 金属陶瓷过滤器	78
15. 不形成滤餅的过滤方法使悬浮体濃稠	82
16. 过滤介质	86
17. 助滤剂有助于过滤	99
18. 由設計性质的相似将过滤关联到傳热.....	102
19. 熔盐在傳热过程中的应用.....	106

1. 过 滤 理 論

Theory of Filtration Equipment

F. M. Tiller, C. J. Huang

自然界和人为的操作过程中,单相和复相流体流过細粒床层的情况极为广泛地存在着。尽管在过滤、比表面积的测定、地下水流、石油儲槽、钻井中的泥浆流动、滤餅的洗滌、涉及細粒群的气溶胶过滤、顆粒附聚、渗滤、填充塔内的两相流动、流过陶瓷及多孔燒結金属的流动、增稠和澄清、胶体的絮凝、以及填充床的排液和干燥等这样广泛分散的范围中,这种流动情况极为重要,但其实驗性和理論性探討方面受人重視的程度,比之傳热和傳质却相对地少。

若干因素妨碍了过滤和通过多孔介质的流动等学科的进展。首先,即使是极为简单的模型也是錯綜复杂,就使研究者们解决这个问题的企图受到挫折。其次,形成滤床的顆粒和沉淀物,其特性难于复制。研究者不仅要处理困难的流动問題,而且还必須与晶体形成和絮凝作用的这些现象作頑强的斗争。第三,搞教学工作的年輕人倾向于承担热力学、热量傳遞和质量傳遞等较为成熟学科的工作。

尽管过滤过程这门学科未曾受到重視,但是近数年来它还是取得相当大的进展的。1946年 Ruth^[1] 提出的压缩渗透槽以及 1952 年出版 A. I. Ch. E. 过滤从論等种种进展,使得过滤过程理論性和實驗性研究的发展获得了轉折点。过去七八年内建立起来的少量却是重要的知識,可以作为基础研究和工业过滤器設計等发展前途上更具实际意义的过渡桥梁。

液体及气体流过固体床层理論的发展得助于基础学科之处甚多,但仍感不足。极慢运动的流体力学、摩擦、动电现象的基本概念、顆粒床层、絮凝作用、毛细管现象以及压缩性等統計性的研究,都对流过多孔介质的控制定律研究,起了决定性的实际作用。虽然經驗論者仍在分析式的有用公式方面占着优势,但是理論性的进展正对着基本现象的闡明,开始起着带头作用。液体流过可压缩多孔介质的理論,已从不同观点上开辟出种种途徑。

涉及經驗阻力和压缩系数的微分方程式是实际

計算公式的主要来源。应用 Darcy 渗透系数和 Ruth 比滤阻的方程式,业已出现。二者中的任一种系数都必定与固体压缩压力发生实验关系。虽然流体流过滤床的流动,几乎往往是粘滯的,但是由压缩压力决定的渗透性和多孔性之間尚无可靠的理論关系。这里尚留着一片空白地,非常需要人們作一根本性的突破。

流过滤床层的基本实质是压缩现象,但是研究得不够。滤餅的本性、空隙分布、流速以及压力降都与滤餅的压缩发生直接关系。研究者只能得到一些积累很不充分的实验数据。由于压缩性是一个复杂的过程,其中涉及摩擦的基本概念、力的傳遞、細粒的移动、以及顆粒的形状和定向,很可以预料它的理論性进展是会比較緩慢的。

渗透性及压缩性都与床内顆粒的本性和排列存在着密切关系。在试图建立的一个机械模型中,曾把流动过程形象化成象在坚硬球形顆粒組成的理想床层内所发生的那样。不幸,这一工作未曾用充沛的毅力继续下去,以致未能获得重要結果。用奈維-斯托克司(Navier-Stokes)方程对复杂的边界情况所得到的数值解法,可以增进我們对孔隙率和渗透性之間关系的理解。

流过复杂渠网流道的流动,可从統計学观点着手处理。虽然統計学方法在某些范围内曾被采用^[11],但其結果尚未受到广泛的注意。

研究者们研究流过多孔介质的流动过程的主要目的,在于找出下列一些因素之間的关系;即物料通过的体积、总压力降、流速、平均床层孔隙率、沉积固体的质量与時間。采用公式来表示各种变量的平均值和积分值时,研究者必須考虑到各种内部和局部现象。他們先得意拟一些細粒床层的模型^[9],接着意拟一些流体通过固体間隙的流型。至于决定那些可以支配顆粒和引起压紧的摩擦流动之間相互規律,則是任何基础研究的基础。

虽然研究者们旨在研究流动过程的理論分析和

基本理解,但目前經驗性的及描述性的分析,仍必須繼續作为研究流过多孔介质的流动过程的重要组成部分。

摩擦阻力和固体压缩压力

当悬浮的固体在滤餅过滤中沉积下来时,液体沿着水压梯度降低的方向在可压缩床层間隙中流过。固体被篩孔、滤布、多孔金属物或其他固体床层如隔板或过滤介质等所截留。固体形成的滤餅,在介质处是紧密而干燥的,可是它的表面层则是处于潤湿而呈薄湯状的情况。孔隙率在滤餅与介质的接触点上即 $x=0$ 处(图1)为最小,而在液体进口的表面上($x=L$)为最大。液体流过空隙时的摩擦阻力使得孔隙率降低。

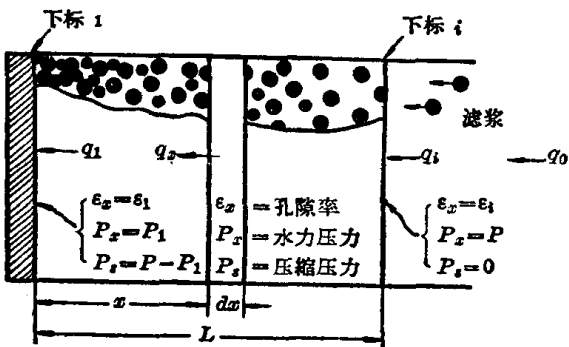


图1 滤餅示意图

在图1中,顆粒形成滤床,指出了孔隙率随着液体流过固体层到达隔膜而逐漸降低。图2A示出液体有摩擦地沿着多孔介质內顆粒群之間流过的情況。各个顆粒的阻力依次傳遞至后一个;因而,愈接近介质的固体其净压缩压力愈大,这就說明了孔隙率愈会降低。

大多数过滤过程中的流动是粘滯的,理論上阻力和水力压降可适当运用奈維-斯托克司方程式来算出。实际上,床內顆粒的几何外形的知識,还不足以用来根据基本微分方程的解法而进行計算。但有可能得出压缩力和液压降之間的关系。

作为第一个基本要求的是,假定顆粒群之間的接触为点接触(图2),并且液体充分潤湿每一顆粒,同时沿着垂直于流动方向的平面上均匀地傳遞液体压力。在这假定下,由于接触面积很小可以略而不計,則滤餅的全部横截面上的水力压力 p_x 是有效的。在微分距离 dx 內,整块上的淨力为

淨力 $= F_s + dF_s + A(p_x + dp_x) - F_s - A dp_x^*$ (1)
这力相等于在 dx 內的质量和加速度的乘积。这个微分质量既包括液体质量 $\epsilon_x \rho A dx$ 又包括固体质量

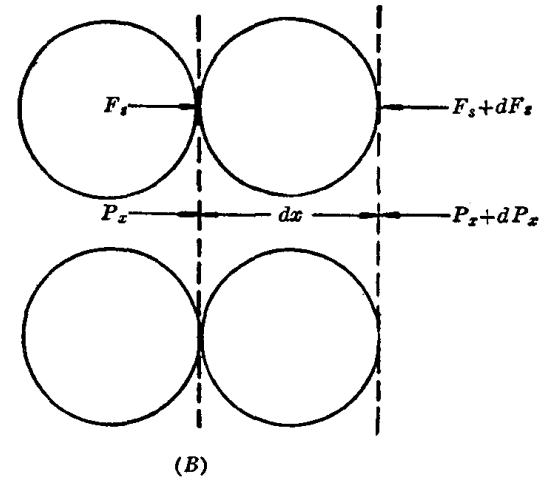
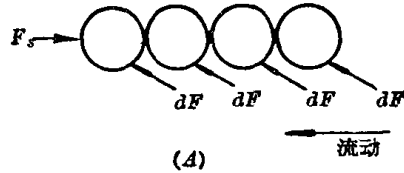


图2 由于摩擦阻力而引起的压缩力

$(1 - \epsilon_x) \rho_s A dx$ 。虽然固体在滤餅內实际上是向介质移动的,但其加速度是小至可以略而不計的。液体的平均速度一般是低于0.004呎/秒(1加侖/(呎²)(分)),孔隙率为0.5),所以它的加速度也是可以略而不計。因此方程式(1)可以写成

$$dF_s + A dp_x = 0 \quad (2)$$

固体虚假压缩压力定义为 $p_s = F_s/A$, 得

$$dp_s + dp_x = 0 \quad (3)$$

积分給出

$$\frac{F_s}{A} + p_x = p_s + p_x = p \quad (4)$$

这里 p 是在滤餅表面上應該施加的过滤压力。

实际滤餅中,顆粒間的接触面积 $A_c = cA$ 是很小的,固体压力可以定义为 F_s/A_c 。除了顆粒变形外,此定义并无实际用处。可是,对于面接触而不是点接触时,方程式(2)可以修改为

$$dF_s + (A - A_c) dp_x = 0 \quad (5)$$

积分后,这方程式成为

$$p_s + \left(1 - \frac{A_c}{A}\right) p_x = p \quad (6)$$

当 $A_c/A = 0$ 时,方程式(6)回复为(4)。在現阶段过滤理論中,似乎假定 $A_c/A = 0$ 是正确的。

孔隙率作为固体压力的函数

多孔床孔隙率可以作为凝固测定器或压缩-渗

* 原文恐有誤,应为 $A dp_x$ ——譯者注

透槽内^[10,16]施加压力的函数而加以测定。很多物质的数据都可获得^[1,8,9,12,13,16]。不幸,同样的化学物质却由于颗粒大小和形状的不一可能给出大不相同的 ϵ_x 对 p_s 的关系。总之,过滤学科还未进展到可以使滤饼的孔隙率与物质的物理性质的关系互相联系起来。因而,研究者必须对每种新情况取得它自己的数据。

对于中等可压缩性的固体^[12,13,15,16],在压力为100磅力/吋²范围内,孔隙率可用幂函数表示

$$\epsilon_x = \epsilon_0 p_s^{-\lambda} \quad p_s > p_i \quad (7)$$

此处 p_i 是低压,范围大概在0.1到1.0磅力/吋²之内。低于 p_i 时,孔隙率达到一极限值 ϵ_i ,它表示处于零压时的滤饼孔隙率。指数 λ 常在0~0.05间变化。大多数孔隙率的范围在0.4~0.9之间。

为了要把滤饼内的孔隙率和压紧槽中的孔隙率联系起来,作了第二个假定,即滤饼内的固体压缩压力由公式 $p_s = p - p_x$ 间接算出而等于槽内的压紧压力时,饼和槽中的孔隙率恰恰相等。这个非常重要的假定,只是取得间接证明和计算的支持,终未得到直接证实^[12,13]。

滤饼内水力压力和孔隙率的变化

滤饼内的水力压力受到后列因素的影响:流速 q_x ,滤阻 α_x 和孔隙率 ϵ_x 以及其他参数。图3示出若干物质的变量 p_x/p 作为 x/L 的函数^[19]。Tiller及Cooper^[18]指出下列关系式为水力压力变化的近似式

$$1 - \frac{x}{L} = \left(\frac{p_x}{p} \right)^{1-n-\beta} \quad (8)$$

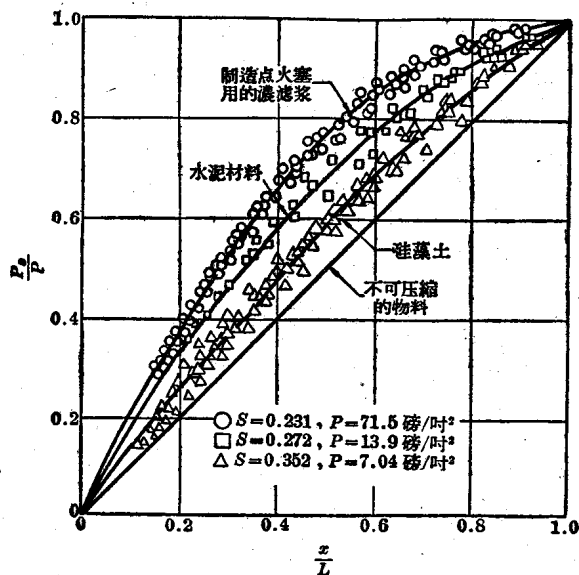


图3 水力压力分布

此处, n 是压缩系数, β 为下列关系式中的指数

$$1 - \epsilon_x = B p_s^\beta \quad p_s > p_i \quad (9)$$

指数 β 一般在0到0.25内变化。由于大多数物质在压力为0到100磅力/吋²范围内 ϵ_x 的相对变化很小,这就可能将方程式(7)中的 ϵ_x 和 $(1 - \epsilon_x)$ 二者均表示为 p_s 的幂函数。

滤床的平均孔隙率是重要的,因为它可以决定滤渣中的液体含量。基于方程式(7),平均孔隙率的近似表示式为^[8]

$$1 - \epsilon_{av} = B \left(1 - \frac{\beta}{1-n} \right) p^\beta \quad (10)$$

$$= (1 - \epsilon_{av_0}) \left(\frac{p}{p_0} \right)^\beta \quad (11)$$

此处 ϵ_{av_0} 是在压力为 p_0 时由实验决定的平均孔隙率值。方程式(11)甚为有用,因为应用此式时所需数据很少。实际过滤所得的平均孔隙率,再加上从凝固测定器所得的 ϵ_x 对 p_s 的数据,已足够计算方程式(11)中 ϵ_{av_0} , p_0 和 β 等值之用。对于厚浆以及受压力而孔隙率变化很大的固体,使用方程式(11)时应加谨慎。

可压缩床层的孔隙率变化,可由水力压力的实验值^[12,13,19]或由压缩渗透槽数据^[12,20]的计算而间接确定。大多数情况下,孔隙率仅为 x/L 的函数。结合方程式(7)及(8),得出下列幂函数关系

$$\frac{\epsilon_x}{\epsilon_i} = \left(1 - \frac{x}{L} \right)^{-\frac{\lambda}{1-n-\beta}} \quad p_s > p_i \quad (12)$$

方程式(12)中的指数允许作很大的变化。

流速随着床层厚度的变化

多年来,一直认为整个滤饼的流速 $q_1 = dv/d\theta$ 是一常数。有人主张进入滤饼表面的流速必须等于从介质处流出的流速,这里的介质是曾经用滤饼内滞留的液体作过校正的。一般,每单位面积干固体的质量 w 和每单位面积内过滤容积 v 的关系,可用Tiller方程式^[15]示之如下

$$w = \frac{sp}{1-ms} v \quad (13)$$

湿滤饼质量对干滤饼质量的平均比值 m ,在过滤开始的第一分钟内迅速地起了变化(变化是否拖长,则由于数据不足不能举出具体例子),然后基本上成为常数。当 m 为常数时, $dw/d\theta$ 正比于 $dv/d\theta$ 。可是,在短的回转过滤中,常数 m 的假定是不可靠的;并且习用的方法也存在着很大疑问。

图4示出孔隙率的变化作为 x 及 θ 的函数。固体内每点上的孔隙率都随时间的增加而降低;因而,

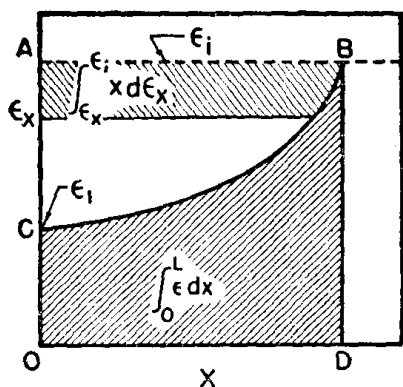


图4 $q_x - q_i$ 对 $q_1 - q_i$ 之比的关系图解。以 $\int_{\epsilon_x}^{\epsilon_i} x d\epsilon_x$ 表示的面积与 $q_x - q_i$ 成正比。面积 ABC 与 $q_1 - q_i$ 成正比

液体从每一单元体积中被挤出。因为液体流动是渐增的，流速当然随着接近过滤介质而增加。如果滤饼内并无压缩作用存在，则孔隙率是均匀的且等于 ϵ_i ，此值为无穷小表面层上的值，该处 $p_s = 0$ 。图4中面积 $ABDO$ 表示在未加压缩的滤饼内每单位面积所应含有的液体体积 $\epsilon_i L$ 。处于 ϵ_x 对 x 的曲线下的面积 $CBDO$ 等于 $\int \epsilon_x dx$ ，表示滞留在滤饼孔内的液体体积。所以，位于孔隙率曲线左面的面积 ABC 等于 $\int x d\epsilon_x$ ，相当于从滤饼内被挤出的液体。

滤饼表面的流速和在介质处的流速之比，曾由 Tiller 及 Cooper^[17] 给出

$$\frac{q_i}{q_1} = \frac{1 - m_i s}{1 - m s} = 1 - \frac{(m_i - m)s}{1 - m s} \quad (14)$$

此处 m 为湿滤饼质量与干滤饼质量比的平均值， m_i 是无穷小表面层上的数值。数量 m 与孔隙率的关系是

$$m = 1 + \frac{\rho \epsilon_{qv}}{\rho_s (1 - \epsilon_{qv})} \quad (15)$$

随着 s 的增加和 $(1 - m_i s)$ 趋近于 0，比值 $\frac{q_i}{q_1}$ 也会降低而趋近于 0。当 s 是 0 时，比值为 1，流过整个滤饼的流速为一常数。滤浆浓度对流速变化的影响，与液体从滤饼内被挤出的流速和在介质处流速之比有关。如滤浆是稀薄的，通过滤饼的液体流量较之于被压缩所挤出的液量来说要大得多。另一方面，当滤浆是浓的，滤饼的厚度就会迅速地增加；从滤饼内挤出的液量可以大于在表面层处的流速。在极限情况下，滤浆浓度为 $s = 1/m_i$ 时，泵送的是固体而不是滤浆；净液体流速 q_0 为 0，因此得 q_i/q_1 之比为 0。

流速间的关系可用下式表示^[19]

$$\frac{q_x - q_i}{q_1 - q_i} = \frac{\int_{\epsilon_x}^{\epsilon_i} (x/L) d\epsilon_x}{\int_{\epsilon_1}^{\epsilon_i} (x/L) d\epsilon_x} \quad (16)$$

此处分母的积分等于 ϵ_x 对 x/L 曲线左面的全部面积，分子的积分等于 ϵ_x 与 ϵ_i 之间的面积。以 q_i/q_1 代入方程式(16)，对 q_x/q_1 的解为

$$\frac{q_x}{q_1} = 1 - \left[\frac{m_i - m}{1 - m s} \right] s \left(\frac{x}{L} \right) \left[\frac{\epsilon_x - \epsilon_{qv}}{\epsilon_i - \epsilon_{qv}} \right] \quad (17)$$

此处 ϵ_{qv} 是 ϵ_1 和 ϵ_x 之间的平均孔隙率。 ϵ_i 及 m_i 是固定的值，而 ϵ_{qv} 及 m 取决于总压力和滤浆浓度。所以， q_x/q_1 是总压力和滤浆浓度的函数，也是 x/L 的函数。

图5是对水泥材料，以 q_x/q_1 作为压力为 71.5 磅力/吋² 时， w_x/w 和 s 的函数作图^[12,19]。极限曲线记为 $(q_x/q_1)_{\text{Lim}}$ ，相当于用方程式(16)得到的 $(q_x - q_i)/(q_1 - q_i)$ 的标绘。当 $s = 1/m_i$ ，则 $q_i = 0$ ；比值 $(q_x - q_i)/(q_1 - q_i)$ 等于 q_x/q_1 。随着 s 的减小，流速随距离的变化不很显著。在 q_x/q_1 对 w_x/w 曲线下面的面积等于 J ，它由方程式(23)给出定义。

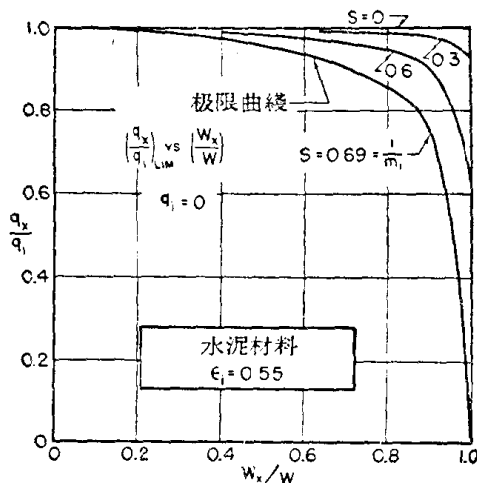


图5 水泥材料^[12]在 71.4 磅/吋² 压力下，滤浆浓度 s 对 q_x/q_1 比的影响

局部滤阻

平均滤阻 α ，一般由下列方程式给出定义

$$q_1 = \frac{dv}{d\theta} = \frac{g_c p}{\mu (\alpha w + R_m)} \quad (18)$$

局部滤阻 α_x 则定义为

$$g_c \frac{dp_x}{dw_x} = -g_c \frac{dp_s}{dw_x} = \mu \alpha_x q_x \quad (19)$$

参阅图1的滤饼示意图。

根据实验数据，可以假定 α_x 仅是 p_s 的函数(它可被絮凝作用和滤浆浓度所影响)，并且与滤饼内水力压力有关，情况与局部孔隙率相似。 α_x 的数值可

由压缩-渗透槽获得^[10], 或由平均值间接计算而得^[14]。当滤饼内的 $p-p_x$ 等于渗透槽内的 p_s 时, 基本上可以假定滤饼内和渗透槽内的 α_x 具有相当的数值。Grace^[3] 和 Shirato 和 Okamura^[13] 在文献中曾提出了很广泛的滤阻数据。

对于压力在 100 磅力/吋² 以内的中等压缩性材料^[13,16], 接触点处滤阻对压缩压力的经验关系为

$$\alpha_x = \alpha_0 p_s^n \quad p_s > p_i \quad (20)$$

$$\alpha_x = \alpha_i = \alpha_0 p_i^n \quad p_s < p_i \quad (21)$$

此处假定在某些低压力 p_i 时, α_x 趋近于极限值 α_i 。 α_i 的准确测定如同 ϵ_i 的准确测定都遇到同样的困难。实际上高度可压缩性材料在很低压力时的滤阻和孔隙率的数值, 还没有得到可靠的数据。由于某些计算对于 α_i 和 ϵ_i 值的变动非常敏感, 所以必须经常予以相当注意^[2]。

α_0 的数值是随着滤浆浓度的增加而降低的^[13,16], 这可能是由于絮凝作用, 或由于滤饼结构的改变所致。

平均滤阻

方程式(19)可重排为

$$\int_0^w q_x dw_x = -\frac{g_c}{\mu} \int_{p-p_1}^0 \frac{dp_s}{\alpha_x} \quad (22)$$

此处 $g_c p_1 = \mu q_1 R_m$, 表示克服介质阻力所需要的压力。因子 J 定义为^[18]

$$J = \frac{1}{q_1 w} \int_0^w q_x dw_x = \int_0^1 \frac{q_x}{q_1} d\left(\frac{w_x}{w}\right) = \frac{q_{av}}{q_1} \quad (23)$$

项 q_x/q_1 可由方程式(7)得出。由于 q_x/q_1 小于 1, J 也将同样小于 1。如 q_x/q_1 是 w_x/w 或 x/L 的单值函数, 则 J 值与时间无关。一般对过滤时间较长时的 p_1 是小于 p , J 将为 p 和 s 的函数。这与 Tiller 和 Cooper 的说法相一致^[17]。当 $\epsilon_s, p_x/p$ 和 q_x/q_1 仅是 x/L 的函数时, 下列 α 的定义是有根据的

$$\alpha = \frac{J(p-p_1)}{\int_{p-p_1}^0 \frac{dp_s}{\alpha_x}} = J \alpha_R \quad (24)$$

此处 α_R 是 $s=0$ 和 $J=1$ 时的阻力。由于含有因子 J , 这定义与过去所使用的不一致^[3,8,10,15]。 J 依赖于滤浆浓度, 以及 p_1 依赖于出口的流速 $q_1 = dv/d\theta$, 所以滤阻可以写成概括函数形式

$$\alpha = f(p, s, dv/d\theta) \quad (25)$$

除了方程式(25)中的变量外, α 还可以被下列因素所影响: 絮凝作用、由于浓滤浆作用而可能引起的滤饼结构改变、以及在短时间过滤中, 平衡值与压缩-渗透槽的平衡值同样地不易建立的情况。通常, 以上

这些影响可以预料在滤浆十分浓厚的短时间回转过滤中为最大。絮凝作用和颗粒尺寸都可以大大地受到以前预滤过程的影响。改变温度、pH、搅动、以及反应时间等都能使沉淀物本性和过滤的困难程度引起变化。倘若大颗粒由于过份剪力作用而引起分散, 可以妨碍泵送。应用过滤理论的最大障碍之一在于 α 随着操作条件而变更的弱点。

过去常常忽视 α 随 p_1 的变化。可是, 只要过滤介质在整个阻力中占有可观分数, α 将会随 q_1 而变, 而其数值在过滤初期将低于它的极限值, 这点已有过论证^[17]。计算表明, 在 40 磅力/吋² 恒压下过滤滑石的稀浆液 ($s=0.003$), 要使 α 达到它极限值的 90% 大约需要 7 分钟。在此例中, 介质阻力与极限滤阻之比约为 0.03。Grace^[5] 指示 R_m/α 比值一般是低于 0.1。

R_m/α 之比相当于过滤介质的阻力, 它可用每平方呎干固体的质量 w_c 来代替。介质的当量厚度给定为

$$L_{eq} = \frac{R_m}{\alpha \rho_s (1-\epsilon_{av})} = \frac{m R_m}{\alpha \rho_{av}} \frac{w_c}{\rho_s (1-\epsilon_{av})} \quad (26)$$

此处 $\rho_{av} = \rho \epsilon_{av} + \rho_s (1-\epsilon_{av})$ 。由于 α 随时间而增加, 而 ϵ_{av} 却随着而降低, 所以当量厚度是会随时间而降低的。滤饼的最小当量厚度的数量级, 可用 $R_m/\alpha = 0.03$, $\rho_s = 150$, 和 $\epsilon_{av} = 0.5$ 来计算。使用这些数值得到 $L_{eq} = 0.005$ 吋。在接近过滤开始的阶段, L_{eq} 的最大值可以很容易地达到 1 吋或更大。一般, 设计应以 L_{eq} 的最低可能值为目标。可是, 如果 L_{eq} 值在过滤开始时太小了, 可能是介质太敞开了, 而所得到的将是混浊的滤液。优良的设计应当取 L_{eq} 值在 0.01 到 0.06 吋范围之内^[4]。

过滤理论的应用

过滤器的设计和操作与许多情况有关, 如: 机械性质、选择最适当的制造费用和生产率、介质的选择、预涂层和添加助滤剂、洗涤和干燥、以及泵设备等。采用哪种型式的设备应该由滤浆和产品的浓度与性质来决定。极大多数有关过滤设计的基本点是压力降、滤液体积、和时间之间的关系。本节将讨论这些过滤情况。

方程式(22)可以重排成为包括因子 J 的形式如下

$$\int_0^w q_x dw_x = J q_1 w = \frac{g_c}{\mu} \int_{p-p_1}^0 \frac{dp_s}{\alpha_x} \quad (27)$$

方程式(27)是把全部干滤饼的质量 w 与流速 q_1 和

压力 p 联系起来。解方程式(27)时, q_1 必須以 $dw/d\theta$ 或者 w 必須代以方程式(18)*, 这样可得

$$v = \frac{g_c(1-ms)}{\mu s \rho} \frac{1}{J q_1} \int_0^{p-p_1} \frac{dp_s}{\alpha_x} \quad (28)$$

此处 $q_1 = dw/d\theta$ 。在导出方程式(28)时, 假定 m 是常数, 因而短时间的回轉过滤是不遵循这个展开式的。为了解这方程式为一般式, 需要将 J 对 p 和 s 联系起来, q_1 对 p 联系起来。Tiller 和 Shirato^[2] 討論过 J 的计算。 q_1 和 p 的关系将依赖于泵送的輸出特性。

一般, 滤液体积、时间和压力间的关系应作确定。找出所需数值的第一步是使用方程式(28)求出体积作为 q_1 及 p 的函数。一旦 v 对 q_1 的曲线确定后, 时间就可从下列积分式算得

$$\theta = \int_0^v \frac{dv}{q_1} \quad (29)$$

在任何过滤操作中, 需要获得 dp_s/α_x 的积分值, 或者由数值解法得出, 或者由对 α_x 的经验式积分而得出。

如果 α_x 是由方程式(20)和(21)与 p_s 联系起来, 积分结果得

$$\int_0^{p-p_1} \frac{dp_s}{\alpha_x} = \int_0^{p_1} \frac{dp_s}{\alpha_i} + \int_{p_1}^{p-p_1} \frac{dp_s}{\alpha_0 p_s^n} \quad (30)$$

积分并项后得

$$\begin{aligned} \int_0^{p-p_1} \frac{dp_s}{\alpha_x} &= \frac{p_1^{1-n}}{\alpha_0} + \frac{(p-p_1)^{1-n} - p_1^{1-n}}{\alpha_0(1-n)} \\ &= \frac{(p-p_1)^{1-n} - n p_1^{1-n}}{\alpha_0(1-n)} \end{aligned} \quad (31)$$

如 n 为 0.5 或更小, 则在总压力超过 10 磅力/吋² 时, p_1 项可以略而不计。可是如果 n 是 0.7, 则 p_1 项就不能略去了。当 n 再增大, 幂函数近似值就不够准确, 这时就应当采用数值积分方法。

变压-变速过滤

Jahreis^[7] 发展了一种对变压-变速过滤的巧妙解法。他利用 α 及 p 间的幂函数关系。如 p_i 在方程式(31)中可以略去, 并以此结果代入方程式(28)得

$$v = \frac{g_c(1-ms)}{\mu s \rho} \frac{1}{J q_1} \frac{(p-p_1)^{1-n}}{\alpha_0(1-n)} \quad (32)$$

解 q_1 并取对数, 得

$$\log q_1 = (1-n) \log(p-p_1) + \log \frac{g_c(1-ms)}{\mu s \rho \alpha_0 J (1-n) v} \quad (33)$$

用 $\log q$ 对 $\log p$ 的形式把泵送特性结合在一起后, 方程式(33)能为解 q_1 对 p 和 v 的关系导致一快速

解法。此法的应用在例 1 中予以说明。

过滤过程的类型

为了进行计算, 可将过滤过程按照压力和流速对时间的关系来分类^[14]。一般, 泵送机理决定了流动特征, 并可作为下列分类的基准:

- 恒压过滤
- 恒速过滤
- 变压-变速过滤

离心泵

附有旁通控制装置的恒速泵

- 用人工方法梯阶式增加压力

图 6 为此四种类型过滤的流速对压力特征曲线。曲线上的箭头指出时间渐增的方向。恒压和恒速曲线分别以垂直线和水平线表示。使用离心泵时, 流速对压力曲线依着泵送特征趋向于下倾。当使用附有旁通装置的恒速泵时, 可有两种可能性存在。在旁通管上装以压力安全阀时, 过滤将遵循恒速线, 直至到达预定压力为止, 然后继续在恒压下进行。如在旁通管上装以普通阀门, 过滤机将不断出料。随着压力增大, 循环量将增多; 过滤将成为变压-变速操作。最大压力决定于旁通管内的阻力, 并可用流过旁通管的最大泵送量作出测定。在实验室试验中, 熟练的操作者常用梯阶式增加压力来进行操作, 这样可以得到压力对流速或时间的任意关系。用人工调节小压滤机中的空气压力, 可以模拟各种泵送条件。

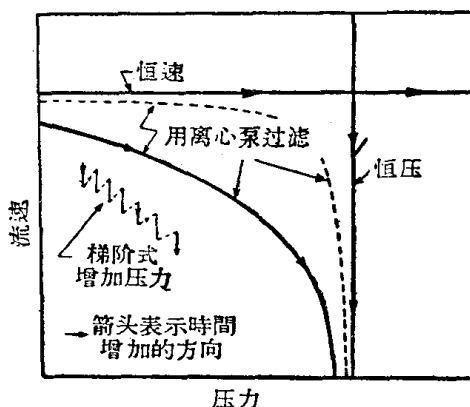


图 6 不同操作方法下流速对压力的关系

变压-变速过滤

例 1, 用附有离心泵的压滤机压滤滑石。此泵的泵送特性^[14]列于下表第一、二项中解算时所需的

* 原文恐有誤, 应为“ q_1 必須代以 $dv/d\theta$ 或者 w 必須代以方程式(13)”——譯者注

排出流速 加侖/(呎 ²)(分)	压力, ψ 磅力/吋 ²	介质处的压力, ψ_1 磅力/吋 ²	$\psi - \psi_1$ 磅力/吋 ²
0	43.5	0	43.5
0.1	42.6	0.975	41.6
0.2	38.4	1.95	36.4
0.3	32.3	2.725	29.6
0.4	24.1	3.9	20.2
0.5	10.3	4.875	5.4
0.54	5.0	5.0	0
0.57	0	5.55	—

其他量为:

$$\mu = 0.001 \text{ 磅质量/(呎)(秒)}$$

$$\rho = 62.4 \text{ 磅质量/呎}^3$$

$$s = 0.003 \text{ 滤浆中固体分数}$$

$$R_m = (2.0) 10^{10} \text{ 1/呎}$$

$$m = 2.5$$

$$\alpha_x = 8.66 (10^{10}) \psi_s^{0.506}$$

由于 s 非常小, 所以 J 接近于 1。将 v 改为 v_g , 加侖/呎²; q_1 改为 q_g , 加侖/(呎²)(分); p 改为 ψ , 磅力/吋²; 代入方程式(32), 得

$$\frac{v_g}{7.48} = \frac{(32.2)(1-0.0075)(144)(\psi-\psi_1)^{0.494}}{(0.001)(0.003)(62.4) \left[\frac{q_g}{(7.48)(60)} \right] (8.66)(10^{10})(1-0.506)}$$

$$v_g = 1.90 \frac{(\psi-\psi_1)^{0.494}}{q_g}$$

(34)

介质处的压力与 q_g 联系, 得

$$\psi_1 = \frac{0.001}{32.2} \frac{q_g}{(7.48)(60)} \frac{(2)}{(144)} (10^{10})$$

$$= 9.79 q_g \quad (35)$$

以 ψ_1 校正出排压力, 得到上表中的最后项, 此表并包括有泵送特性。将方程式(34)变成对数形式, 得

$$\log q_g = 0.494 \log (\psi - \psi_1) + \log \frac{1.90}{v_g} \quad (36)$$

图 7, 以 $\log q_g$ 对 $\log (\psi - \psi_1)$ 的形式, 将泵送特性标绘于对数纸上。图 7 中画出了具有斜率为 0.494 相应于方程(36)的一系列直线, 而它们与泵送曲线的交点则给出了压力降对流速的数值。从沿着 $\psi - \psi_1 = 1$ 线上的截距, 可以得出全部体积, 它们等于 $1.90/v_g$ 。例如: $\psi - \psi_1 = 30$ 磅力/吋², 泵送压力应为 32.9 磅力/吋²; 由截距为 0.05 得出 $v_g = 37.5$ 加侖/呎²。其他的 v_g 值也可在图中找得, 时间可按方程式(29)计算。

恒压过滤

如果压力恒定而 $q_1 = \frac{dv}{d\theta}$, 则方程式(28)将可变成

$$v = \frac{g_c(1-ms)}{\mu s p J} \int_0^{p-p_1} \frac{dp_s}{\alpha_x} \quad (37)$$

此处 $g_c p_1 = \mu R_m dv/d\theta$ 。由于 p 和 s 都是常数, 因子 J 将为常数代入方程式(31)所给出的积分值, 得

$$\frac{dv}{d\theta} = \frac{g_c(1-ms)}{\mu s p \alpha_0 (1-n)} \frac{(p-p_1)^{1-n} - n p_1^{1-n}}{J_v} \quad (38)$$

此处 p 必须用每平方呎磅数为单位。假如 p_1 可以略而不计, 则 v 对 θ 的一般解法可从变压-变速过滤的类似方法得到。图 7 的泵送曲线可以代之以压力降

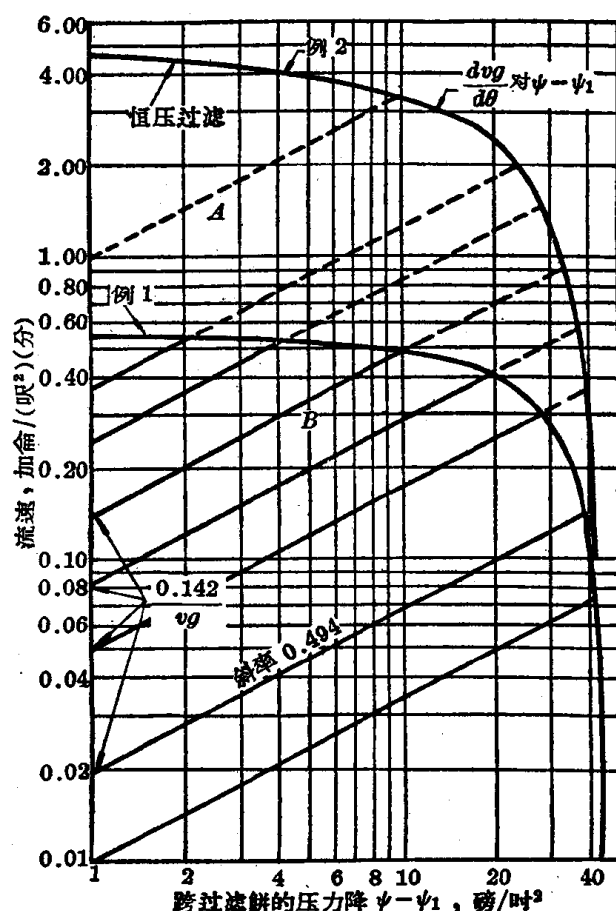


图 7 解例 1、2 用的曲线图

对流速的曲线, 或者代之以 $p - p_1 = p - (\mu R_m / g_c) dv/d\theta$ 对 $dv/d\theta$ 的曲线。这样, 可以作出斜率为 $(1-n)$ 的线, 并且体积和时间的曲线可以用相同方法得出。

举例说明这个程序是有价值的, 特别是对 p_1 在总压力中占大部分的短时间过滤。应该注意到 m 和 J 都是可变的, 尤其滤浆较浓的时候。如 p_1 较小

而过滤操作是漫长的,可将方程式(38)积分而得

$$\frac{v^2}{2} = \frac{g_c(1-ms)}{\mu s \rho J \alpha_0} \frac{p^{1-n}}{1-n} \theta \quad (39)$$

此处 p 必須用每平方呎磅数作单位。

n 值較大的可压缩物料,其流速随着压力而增加的量,較不可压缩物料所增加量为小,这是由于幕次 $1-n$ 的影响。按照方程式(39),对不可压缩物料($n=0$)增加压力一倍,則相同体积滤液所需要的过滤時間恰为一半。对 $n=0.506$ 的似滑石物料同样增加一倍压力,过滤時間的縮减将是 30%,而不是 50%。

例 2,将例 1 的物料置于恒压 43.5 磅力/吋²下过滤。制得 $q_g = dv_g/d\theta$, ψ 及 ψ_1 的新表为:

过滤速率 加侖/(呎 ²)(分)	压 力 ψ , 磅力/吋 ²	介质处的压力 ψ_1 , 磅力/吋 ²	$\psi - \psi_1$ 磅力/吋 ²
4.6	43.5	43.5	0
4.0	43.5	39.0	4.4
3.0	43.5	29.3	14.2
2.0	43.5	19.5	24.0
1.0	43.5	9.8	33.7
0.5	43.5	4.9	38.6
0.3	43.5	2.9	40.6
0.1	43.5	1.0	42.5

以 $dv_g/d\theta = q_g$ 对 $\psi - \psi_1$ 标繪于图 7 上。总压力 ψ 为常数 43.5 磅力/吋², 介质处压力由方程式(35)来确定。取得 v_g 及時間的手續与例 1 同。

当跨过滤餅的压力降为 10 磅力/吋² (流过介质的压力降为 43.5-10=33.5 磅力/吋²) 时,过滤情况以綫 A 表示。由截距得滤液体积为 0.14 加侖/呎²。

在过滤这些液体体积时,过滤流速由 4.6 降至 3.8 加侖/(呎²)(分)。粗略算得時間約为 0.04 分钟。

当到达綫 B 时,流速降至 0.08 加侖/(呎²)(分);跨过滤餅的压力降数值达 34 磅力/吋²。滤过的体积为 1.0 加侖/呎²,而全部時間約 5 分钟。在流速对跨过滤餅的压力降曲綫的頂部一段区域内,过滤进行得很快。

恒 速 过 滤

如果流速恒定,方程式(29)成为

$$v = q_1 \theta \quad (40)$$

結合方程式(28)及(31),得

$$(p-p_i)^{1-n} - np_i^{1-n} = \frac{\mu s \rho}{g_c(1-ms)} \alpha_0(1-n) J q_1^2 \theta \quad (41)$$

此处 p 必須用每平方呎磅数为单位。

此方程式对 $p > p_i$ 是有效的。在許多过滤过程中,項 np_i^{1-n} 可以略而不計。因子 J 一般不是常数,并且应当包括在压力对時間关系的計算之內。

在图 8 中,压缩性的影响是以压力对相对時間作图來說明,以 n 的不同值作标度。 $n < 0.1$ 时,可用一直綫作为对相应压力范围内的近似数据。当 n 增加到 0.3 时,除了压力 5 到 10 磅力/吋² 外,压力对時間的关系,很难作为綫性函数来表示。当 n 数值接近 0.7 时,曲綫的特征是开始部分平坦,随后斜率迅速陡增。在 $n > 0.7$ 范围内,曲綫仅有定性的数值。 $n=1$ 以上时,根据方程式(41),在有限時間內,压力将达到无穷大^[14]。实际上,此方程式指出,在恒速下过滤压缩性很大的物料时,压力在一有限時間內,迅速增加到很大的数值。在恒压或变压-变速过滤时,存在着相应点,該点上流速降至一非常小的数值,这就是說那时业已出現“填塞”了(譯者按:意指那时过滤过程已經接近停止)。

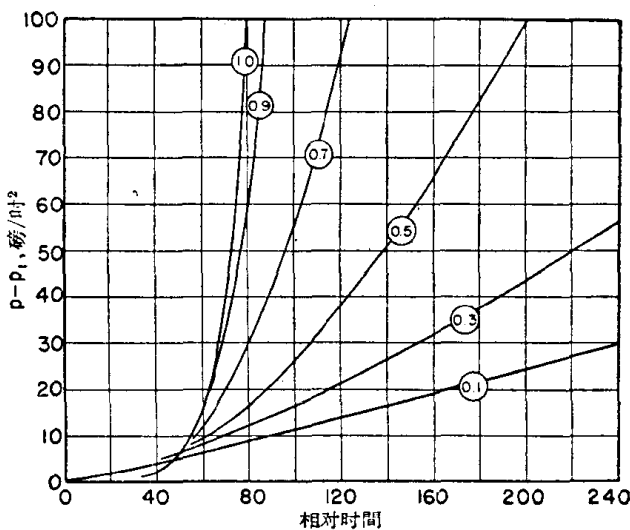


图 8 恒速过滤下,压缩性在压力对時間曲綫的影响

濃 滤 浆

滤浆較濃时, J 对 p 及 s 的关系如何,有必要进行了解。Shirato 及 Tiller^[20] 說明了如何利用孔隙率及滤阻依严格的方程来計算 J 的方法。图 9 中以香港紅陶土^[13] 为对象标繪出 J 为 p 和 s 的函数关系。当 s 增加时,校正因子随着降低,并且受压力的影响較小。为了对这种类型的陶土进行計算,需要有 α_x 和 ε_x 对 p_s 的关系式。使用下列关系可以求得实验数据的近似值

$$\alpha_x = 1.01(10^{12}) \psi_s^{0.832} \quad (42)$$

$$\varepsilon_x = 0.695 \psi_s^{0.0538} \quad (43)$$

$$1 - \varepsilon_x = 0.32 \psi_s^{0.095} \quad (44)$$

当 ψ_s 接近 0 时, 极限值为 $\varepsilon_i = 0.72$, $\alpha_i = 0.85 (10^{12})$ 呎/磅质量, $\psi_i = 0.6$ 磅力/吋²。在方程式 (42) 中, α_0 的数值受到滤浆浓度的影响。

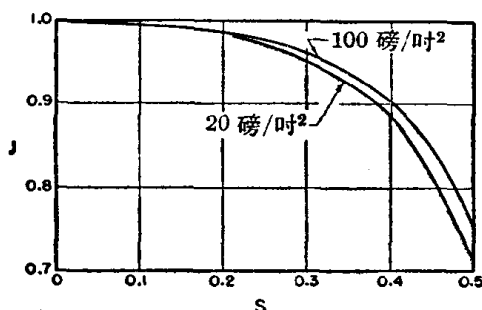


图 9 香港紅陶土恒压过滤时 J 对 s 的关系

滤浆

例 3 将滤浆浓度为 40% 的香港紅陶土, 以恒压 50 磅力/吋² 在一介质阻力可以略而不计的过滤机中进行过滤。求时间与体积间的关系, 如有关参数如下

$$v_g = \frac{2g_c(1-ms)}{\mu s \rho \alpha_0 J} \frac{144 \psi^{1-n} \theta}{1-n} \theta$$

$$= \frac{2(32.2)(1-0.612)(50^{0.668})(144)}{(0.001)(0.4)(62.4)(1.01)(10^{12})(0.902)(0.668)} (60) \theta_m = 1.86(10^{-4}) \theta_m \quad (47)$$

例 4, 前例香港紅陶土以恒速 $1.2(10^{-5})$ 呎³/(呎²)(秒) 进行过滤。求压力对时间的关系。

方程式 (41) 中使 p_1 及 p_i 为 0, 得

$$144 \psi^{1-n} = \frac{\mu s \rho}{g_c(1-ms)} \alpha_0(1-n) J q_1^2 \theta \quad (49)$$

$$\psi^{0.668} = \frac{(0.001)(0.4)(62.4)}{32.2(1-0.4m)(144)} (1.01)(10^{12})(0.668) J \frac{(1.44)}{10^{10}} (60) \theta_m \quad (50)$$

此处 θ_m 的单位为分钟。重排后, 得

$$\theta_m = 30.94 \frac{(1-0.4m)}{J} \psi^{0.668} \quad (51)$$

m 及 J 的数值必须取作 p 的函数。所得数值表示如下:

ψ	ε_{av}	m	$(1-0.4m)$	J	$\psi^{0.668}$	θ_m
20	0.635	1.655	0.328	0.888	7.40	91.5
40	0.610	1.589	0.364	0.894	11.86	149.4
60	0.595	1.553	0.379	0.899	15.41	201.0
80	0.584	1.527	0.389	0.902	18.67	249.0
100	0.575	1.508	0.397	0.904	21.68	294.6

符号命名

A = 横截面积, 呎²

A_c = 颗粒间的接触面积, 呎²

μ = 0.001 磅质量/(呎)(秒)

s = 0.4

p = 62.4

n = 0.332

α_0 = 1.01×10^{12} (用磅/吋²)

β = 0.095

B = 0.32

p_s = 166 磅质量/呎³

为了使用方程式 (39), 必需从图 9 取得因子 J 值, 从方程式 (15) 取得 m 值, 而 ε_{av} 则可由方程式 (10) 算出如下

$$\varepsilon_{av} = 1 - B \left(1 - \frac{\beta}{1-n} \right) p^\beta$$

$$= 1 - 0.32 \left(1 - \frac{0.095}{0.668} \right) \times 50^{0.095} = 0.602 \quad (45)$$

计算 m

$$m = 1 + \frac{(62.4)(0.602)}{(166)(0.398)} = 1.57 \quad (46)$$

J 值为 0.902。代入方程式 (39)

此处以 ψ 代 p , 强调了单位为磅力/吋²。在压力渐增后, m 与 J 都随时间而变。由于方程式 (49) 是在 $(1-ms)$ 为常数的假定下展开的, 因此在本例中仅为近似值。欲作较为精确的处理, 可以使用以前杂志报导过的公式^[17] 代入方程式 (49), 得

B = 以方程式 (10) 定义的常数, 因次无物理意义

F_s = 固体压缩力, 磅力

g_c = 换算因子, 磅达/磅力, (磅质量)(呎)/(磅力)(秒²)

J = 滤阻的校正因子, 平均流速对介质处流速之比, q_{av}/q_1 , 无因次

L = 滤饼厚度, 呎

L_{eq} = 相当于介质阻力的滤饼厚度, 呎

m = 滤饼湿质量对干质量之比, 无因次

m_i = 在滤饼无穷小表面层处的 m 值

n = 压缩系数, 方程式 (20), 因次无物理意义

p = 使用的过滤压力, 磅力/吋²

p_i = 低压力, 在此压力以下 α_s 和 ε_s 为常数, 磅力/吋²

p_s = 距离介质为 x 处的固体压缩压力, 也可作为总压缩压力, 磅力/吋²

p_x = 距离介质为 x 处的水力压力, 磅力/吋²

p_0 = 任意压力, 磅力/吋²

p_1 = 在介质与滤饼界面上的压力, 磅力/吋²

q_g = 在介质与滤饼界面上的流速, 加侖/(呎²) (分)
 q_i = 在滤饼无穷小表面层上的 q_x 值, 呎³/(呎²) (秒)
 q_x = 距离介质为 x 处滤饼内液体流速, 呎³/(呎²) (秒)
 q_1 = 在介质与滤饼界面上的 q_x 值, 呎³/(呎²) (秒)
 $q_{av} = q_x$ 的平均值
 R_m = 介质阻力, 1/呎
 s = 滤浆内固体分数, 无因次
 v = 滤液体积, 呎³/呎²
 v_g = 滤液体积, 加侖/呎²
 x = 离开介质的距离, 呎
 w = 每单位面积干固体的全部质量, 磅质量/呎²
 w_c = 相当于介质阻力的固体质量, 磅质量/呎²
 w_x = 距离介质为 x 处每单位面积的固体质量, 磅质量/呎²

希腊字母

α = 平均比阻, 呎/磅质量
 α_R = 流速变化未加校正过 α 的平均值
 α_x = 距离介质为 x 处的比阻值, 该处固体压缩压力为 p_s , 呎/磅质量
 α_0 = 方程式 (20) 中的常数, 因次无物理意义, p_s 为磅力/呎²
 β = 方程式 (9) 中的指数, 因次无物理意义
 ϵ_i = 在无穷小表面层上的孔隙率, 无因次
 ϵ_x = 距离介质为 x 处的孔隙率, 无因次
 ϵ_0 = 方程式 (7) 中的常数, 因次无物理意义
 ϵ_1 = 与介质相邻层内的孔隙率, 无因次
 ϵ_{av} = 平均孔隙率, 无因次
 ϵ_{av0} = 在压力为 p_0 时 ϵ_{av} 的值, 无因次
 ϵ_{avx} = 位于介质和距离 x 之间的滤饼平均孔隙率, 无因次
 θ = 时间, 秒
 θ_m = 时间, 分
 λ = 方程式 (7) 中的指数, 因次无物理意义
 ψ = 施加的压力, 磅力/呎²
 ψ_1 = 在介质与滤饼界面上的压力, 磅力/呎²

参考文献

- [1] Coimbra, A. L., Ph. D., thesis, Vanderbilt University, Nashville, Tenn., 1949.
- [2] Cooper, Harrison, M. S. thesis, University of Houston, Tex., 1958.
- [3] Grace, H. P., Chem. Eng. Progr. **49**, 303, 367 (1953).

- [4] Grace, H. P., "Art and Science of Liquid Filtration", 50 th Anniversary Meeting of A. I. Ch. E., 1958.
- [5] Grace, H. P., A. I. Ch. E. Journal **2**, 307, 316 (1956).
- [6] Hutto, F. B., Jr., Chem. Eng. Progr. **53**, 328 (1957).
- [7] Jahreis, Carl, "Role of Pumping Equipment in Liquid Filtration", Atlanta Meeting, A. I. Ch. E., 1960.
- [8] Kottwitz, Frank, Boylan, D. R., A. I. Ch. E. Journal **4**, 175 (1958).
- [9] Kozeny, J., Sitzber-Akad. Wiss. Wien, Math. naturw. Klasse **136**, 11a, 271 (1927).
- [10] Ruth, B. G., Ind. Eng. Chem. **38**, 564 (1946).
- [11] Scheidegger, A. E., "Physics of Flow-Through Porous Media; MacMillan, New York, 1957.
- [12] Shirato, Mompei, D. Eng. thesis, Nagoya University, Nagoya, Japan, 1960.
- [13] Shirato, Mompei, Okamura, S., Chem. Eng. (Japan) **19**, 104, 111 (1955); **20**, 98, 678 (1956); **23**, 11, 226 (1959).
- [14] Tiller, F. M., A. I. Ch. E. Journal **4**, 170 (1958).
- [15] Tiller, F. M., Chem. Eng. Progr. **49**, 467 (1953).
- [16] Ibid., **51**, 282 (1955).
- [17] Tiller, F. M., Cooper, Harrison, A. I. Ch. E. Journal **6**, 595 (1960).
- [18] Tiller, F. M., Cooper, Harrison, "The Role of Porosity in Filtration V. Porosity Variation in Filter Cakes", A. I. Ch. E. Journal, to be published.
- [19] Tiller, F. M., Shirato, Mompei, "The Role of Porosity in Filtration VI, New Definition of Filtration Resistance", A. I. Ch. E. Journal, to be published.
- [20] Tiller, F. M., Shirato, Mompei, "The Role of Porosity in Filtration VII, Calculation of Flow Rate Variation in Filter Cakes", A. I. Ch. E. Journal, to be published.

黄庸斌译 王守恒校

自 "I/EC" **53**, No. 7, 529~537 (1961)

2. 滤饼的阻力与压缩性

Resistance and Compressibility of Filter Cakes

H. P. Grace

在处理滤饼过滤问题中唯一可用而可靠的工具,就是过滤速度的公式。此公式系由毛细管中粘滞流动的 Poiseuille 定律直接发展出来,并由许多工作者——如 Ruth^[50], Sperry^[52], Carman^[11], Lewis^[40] 与 Bonilla^[7] 等——用实际滤饼在等压与等速过滤情况下的试验所证实。此公式虽被写成很多形式,但最简单的是下面的一般微分形式

$$\frac{dV}{d\theta} = Q = \frac{A g_c \Delta p}{\mu \left(\frac{\alpha w V}{A} + R_m \right)} \quad (1)$$

式中最重要的一项是滤饼的平均比阻 α , 因为它变化很大,甚至当过滤同一悬浮液时也是如此。对于某一物体的滤饼平均比阻的控制因素,目前还了解得非常有限,一般仍不可能从次筛分颗粒固体的物理性质来断定 α 值。关于这个重要的变量我们只明确了是在大多数化学滤饼中它随着过滤压力而变化^[53,13,48,39,6]且当滤压低于 50 磅/吋²时,对于某一物料和悬浮液的情况下它的变化,可以满意地表示如下式:

$$\alpha = \alpha_0 + \alpha' (\Delta p_c)^s \quad (2)$$

式中指数 s , 在中等的滤压下是常数,称为“滤饼压缩系数”,因为 s 为正值时,伴随着滤压的增加而使滤饼发生物理压缩。

滤饼平均比阻 α , 曾由其它领域的许多工作者在通过细粉物料填料层的粘滞流动中以更基本的观点钻研过,其中有 Carman^[12,51], Fair 与 Hatch^[29], Fair^[28], Hatch^[31], Sullivan 与 Hertel^[55], Sullivan^[54], Keyes^[34], Kozeny^[35], Rose^[47], Coulson^[19], Anderson 与 Warburton^[2], Brownell^[10], Durwez 与 Green^[24], Iherall^[33], Martin^[41], Arnell^[3], Furnas^[30], Carman 与 Arnell^[16], Carman 与 Malherbe^[17], Wyllie 与 Rose^[57], Emersleben^[27], Lea 与 Nurse^[36], Mason^[42], Brown^[9] 与 Dodd^[23]。这种研究工作在小颗粒方面最成功的结果是

Kozeny-Carman 公式,这个公式是通过假设分离颗粒为完全不规则的堆积,并通过利用以空隙百分比与颗粒比表面积所表示的平均水力空隙直径,对颗粒层的粘滞流动加以推导出来。在推导中并没有假定床层物料是球状或是均匀的颗粒,也没有假设特定的颗粒形状或粒度分布,因此式中没有出现这类参数。此式一般写成如下形式:

$$u = \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2 K S_0^2} \cdot \frac{(\Delta p) g_c}{\mu L} \quad (3)$$

理论上常数 K 是颗粒形状与取向(即流动通过的有效截面形状)和实际流动路程长度对滤饼厚度的比例的函数;这已为 Carman^[12], 及以后的 Sullivan 与 Hertel^[55], Sullivan^[54] 及 Coulson^[19] 以定向堆积的床层进行试验取得证实。对于无规则堆积的不可压缩层(即堆积层或滤饼截面自上至下的孔隙率是常数),曾由 Carman^[15], Fair 与 Hatch^[29], Hatch^[31], Lea 与 Nurse^[36] 及 Blaine^[5] 用球体与非球体颗粒的试验,证明 $K=5 \pm 10\%$ 。在 Carman 的工作中,用液体渗透率测定法证实此值对于颗粒直径小至 5μ 是有效的,并且指出此值在不同粒度混合层中也是有效。这些事例中 K 值的相对恒定或许是由于床层内极无规则的堆积所致。液体流经次筛分颗粒床层的研究工作,则做得很少,而对于极限粒度在 5μ 以下的颗粒,实际上也没有研究过。滤饼过滤中很多物料的极限粒度远在 5μ 以下,而这些粒度一般就是构成这类所谓形成可压缩滤饼的物料。

单独考虑滤饼时,过滤速度式(1)可与 Kozeny-Carman 关系式(3)合并,写为

$$Q = \frac{\varepsilon^3 \rho_s}{(1-\varepsilon) K S_0^2} \cdot \frac{A (\Delta p_c) g_c}{\mu \left(\frac{WV}{A} \right)} \quad (4)$$

合并后可以根据滤饼的性质来表示滤饼平均比阻 α :

$$\alpha = \frac{(1-\varepsilon) K S_0^2}{\varepsilon^3 \rho_s} \quad (5)$$

根据实际过滤所搜集的数据,把这种方法施用于颗粒极细的可压缩滤饼时,实验上的困难是很多的。这些困难发生的事实是由于可压缩滤饼的过滤时,滤饼颗粒上的机械压应力沿滤饼的深度发生变化,使滤饼孔隙率与比阻也随着沉积滤饼的深度发生变化^[6,48,13]。这样过滤公式中的 α 项就可确定为滤饼平均比阻,而在式(5)中必须依据平均孔隙率来表示。采用简单方法从过滤数据来测出平均孔隙率的正确值是不明确的。图3中曲线I示出滤饼孔隙率与机械压应力随滤饼厚度的变化。此数据系从切开实际滤饼后对截面上孔隙率进行直接测定得到。

在可压缩滤饼中,孔隙率与机械压应力的变化,是由于跨过滤饼的液压降是产生滤饼内压应力的主要力所引起。当在垂直平面上进行压力过滤时,滤饼中任一点上机械压应力与其附近液压(指滤饼中下流一侧的滤液压力)之和等于跨过滤饼的液压降。在此简单情况下,滤饼平均比阻与饼厚无关。但在更复杂情况下就不是这样。

在许多方面,整个滤饼深度中的孔隙率大幅度变化的情况是化学物质滤饼在过滤中独具的特点。在油井工作中,供渗透率测定的是泥心^[44,45],其孔隙率是相对均匀的,因为它已被上面土层的重量压实,而在测定渗透率时不再受相对小的液压降的影响。又在为了测定细粉料的比表面积而进行习用的空气或液体渗透率测定时,一般都在测定渗透率前,先把粉浆用机械压缩成饼;测定渗透率时的液压降,比之起始用于机械压缩的压力已小至可以略而不计,故整个床层厚度中的孔隙率已是近乎均匀

的^[17]。在筛分粒度或粒度更大的床层中进行渗透率测量时,液体流动所产生的压力影响,即使在高流速时也是很小的。

研究的方法

根据上述这些因素,可为压缩性滤饼得出一个整个深度具有均匀孔隙率的方法而测出滤饼的渗透率与孔隙率作为机械压应力的函数,似乎是把颗粒床层理论运用到可压缩滤饼的一个实用方法。此法曾由 Heertjes^[32], Miller^[43], 与 Ruth^[49] 提出,后者并表明曾用此法研究过单一材料的滤饼。

本文所报告的实验工作是通过压缩渗透率法在滤饼性能研究中的发展和广泛应用,来着手进行滤饼比阻 α_p 的性质与变化的直接研究。简单地讲,此法是在均匀施加压应力的条件下,对滤饼平均孔隙率 ϵ 与滤饼平均比阻 α 进行测定,从而使相应各点上的 α_p 与 ϵ_p 值在整个滤饼结构中基本上是一常数。因而式(5)变为

$$\alpha_p = \frac{(1 - \epsilon_p) K S_0^2}{\epsilon_p^3 p_s} \quad (6)$$

式中 S_0 可由测定数据直接算出。分析此法后得知,研究中得出的 α_p 与 ϵ_p 随压缩压力 p_s 而变化,有可能在实际过滤中所需要任何 Δp_c 值的情况下计算出滤饼平均比阻 α 。对纵向过滤平面上进行压滤的简单场合,将涉及数字积分,并根据下式

$$\int_0^{p_2-p_1} \frac{dp_s}{\alpha_p} = \frac{p_2-p_1}{\alpha} \quad (7)$$

用压缩-渗透率数据解出 $1/\alpha_p$ 对 p_s 的关系。在涉



图1 改进压缩-活塞渗透率试验组件,并采用0~30磅/时²压缩压力的对重装置,30~2,700磅/时²压缩压力用的是“Carver”水压机

及流过滤餅受到摩阻損失以外的壓縮压力的更复杂过滤情况下,利用压缩-渗透率法数据来解决这种过滤问题所需要的公式,将在以后列出。

实验装置

图1示本项研究所应用的压缩-渗透率法试验组件的整体与拆卸零件。组件中包括一个具有多孔排水板的底座,一个内径为1.5吋装有千分表的空圆筒,和一个具有多孔头的活塞。加于活塞的机械压力在60磅内是用静重,在达5,000磅时是用 Carver

水压机。在后期工作中,对低压下测定时,则用平衡式不锈钢活塞于低达1.1磅/吋²的压缩压力来代替较轻的 Lucite 型丙烯酸树脂活塞。这样就可运转中避免更换活塞,使滤餅受到搅乱,而得到较为一致的结果。活塞与底板是由C级多孔不锈钢制成,衬以一层粗8目筛网,并以切削好的排水板来支住整个组件,随时皆可拆卸。图2所示装有 E & A No. 615 或 613 号滤纸的组件进行空车试验的校正曲线,可为校正设备伸缩、滤板压缩压力以及底座与活塞端阻力提供方法。

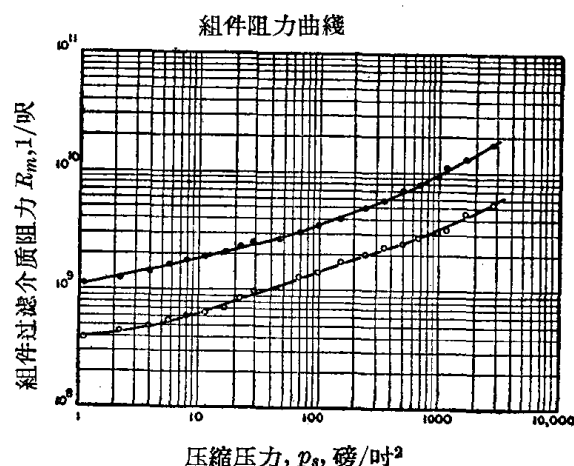
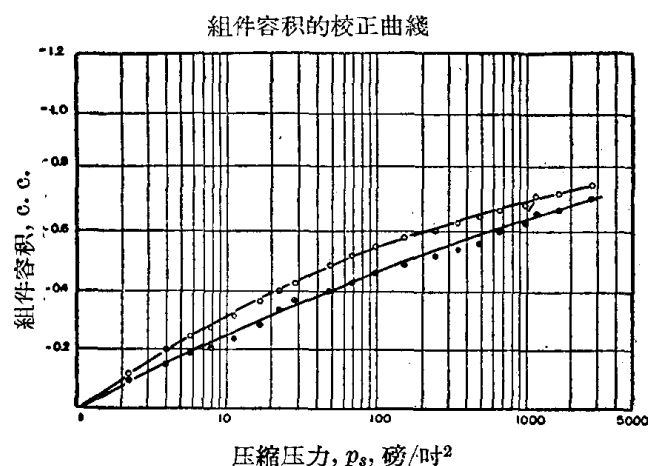


图2 空车压缩-渗透率法数据

○—C级多孔性顶底板; 2层 E & A No. 615 滤纸
●—C级多孔性顶底板; 2层 E & A No. 613 滤纸

实验的操作程序

为了要取得尽可能多的有关物理性质资料,研究中以17种物料在压缩-渗透率法外采用几种别的方法进行检验。干态物料用电子显微镜进行检验,并拍下图4至7所示的显微照片来确定极限颗粒的粒度与形状。还进行了氮气吸附测定,并用 Brunauer-Emmett-Teller 法算出每种物料的比表面积值。在大多数情况下,干态物料都是用 Fisher 次筛细度测定计进行空气渗透率的测定,并用 Arnell^[4] 及 Carman 与 Arnell^[16] 的方法及其所提出的滑移流动校正法,取滑移系数 $\alpha = 3.5$ 来计算比表面积。表1示出各种物料的数据。

所用悬浮液一般含50克固体/升;对高密度的材料如羰基铁及钨,则用较高的浓度。悬浮液大多是用蒸馏水或0.01克分子电解质溶液配制,有几种是工厂中进行过滤的悬浮液,其确切的电解质含量不知。将新配成的悬浮液进行机械搅拌30分钟,并陈化约1小时,而用于压缩-渗透率法测定与比较过滤测定。将十七种筛分不同的物料,依不同絮凝程度

制成悬浮液,并研究所制得滤餅的性质。

在本文的压缩-渗透率法测定中,将悬浮液等分成几个部分加入,组件筒体内在排水面下施加1吋汞柱的低真空,饱和的湿滤餅就沉积在底部排水面的滤纸上。滤餅沉积后,将滤液加入组件筒体中,直至滤餅上面的空间装满为止。然后将活塞的下端蒙上一层滤纸,再插入筒体,让它沉到滤餅面上,这样就在餅上直接施加了机械压力。在每次增加机械压力后,就用有一定压头(20~60厘米液柱)的滤液通过滤餅,并用5毫升微量滴定管测出滤液收集率,餅厚则由千分表读出。将图2所示空车试验的校正曲线运用于这些数据后,算出 α_p , δ_p 与相对于 p_s 的 δ_0 值。表2示出滑石粉C的数据及计算例子。

在这个组件的设计中,组件及过滤介质阻力,约为絮状碳酸钙滤餅总阻力的1%,在更难过滤的滤餅中,其百分率当更少。在所有情况下,餅厚在整个压缩周期中,皆在23.0~7.0毫米范围内,餅直径是38.1毫米。滤餅在组件内受到压缩时的机械压力均匀度,是由碳酸钙滤餅在承受到350磅/吋²机械压力以后切割出截面,然后直接测出截面上的

表 1 评价物料用的比表面积测定值

材 料	干 粉 的 测 定			液 体 压 缩-渗 透 率 法 测 定		
	費氏次篩細度的測定計*		氮 吸 附 S_0 cm ² /c.c. 固体	悬 浮 液 情 况	ϵ_p 空 隙 百 分 比	有 效 S_0 † cm ² /c. c. 固 体
	ϵ_p 空 隙 百 分 比	S_0 cm ² /c.c. 固体				
Dow 聚苯乙烯浆‡	0.37	109000	114500	0.01M Al ₂ (SO ₄) ₃ 48 克固体/升	0.875 0.442-0.373	52600 163000
羰基鉄粉, E 級**	0.456	12480	17900	0.01N NaOH 225 克固体/升	0.457 0.401	14300 16500
羰基鉄粉, SF¶	0.446	26700	37400	0.01N NaOH 225 克固体/升	0.423 0.356	32200 33700
C 滑石粉	0.713	130000	315000	0.01M Al ₂ (SO ₄) ₃ 50 克固体/升	0.83 0.44 0.34	123000 315000 410000
鎢粉 GE 級 UT-238	0.766	57400	149000	0.01N NaOH 315 克固体/升	0.810 0.569 0.49(外推)	67000 127000 149000
超雪白 CaCO ₃	0.702	72400	162000	蒸 餾 水 50 克固体/升 0.01M Na ₄ P ₂ O ₇ 50 克固体/升	0.779 0.563 0.48(外推) 0.692 0.544	77200 128500 162000 104000 163000
Ti-Pure R-110 TiO ₂	0.714	208500	337000	蒸 餾 水 50 克固体/升 0.01M Na ₄ P ₂ O ₇ 50 克固体/升	0.772 0.572 0.611 0.504	201000 261000 285000 274000
E & A 高岭土	0.522	82500	173000	0.01M Al ₂ (SO ₄) ₃ 50 克固体/升 0.01M Na ₄ P ₂ O ₇ 50 克固体/升	0.577 0.344 0.568 0.352	114200 160000 314000 278000
G-60 Darco 活性碳	0.789	113300	12300000	0.01M Na ₄ P ₂ O ₇ 50 克固体/升	0.85 0.65	60000 1100000
鉄藍顔料	0.668	60000	841000	厂过滤进料浆	0.943 0.638	1120000 1350000
細鉄鉄粉 TFE-4	0.647	103500	164000	0.01M Al ₂ (SO ₄) ₃ 100 克固体/升	0.862 0.503 0.39(外推)	82000 131000 164000
A 型 Linde 氧化铝	0.84	62500	252000	0.01M Al ₂ (SO ₄) ₃ 50 克固体/升	0.87 0.84 0.68 0.57(外推)	43000 59000 200000 252000
标准 Super-Cel (精制硅藻土助滤剂的商品名称)	0.805	57000	114000	蒸 餾 水 50 克固体/升	0.843 0.72	73000 135000
Solka-Floc BW-200 (精制木纤维素的 商品名称)	0.696	12500	12600	0.01M Al ₂ (SO ₄) ₃ 50 克固体/升	0.835 0.55 0.34	1500 15000 65000
A 型 ZnS 悬浮液	—	—	—	pH=9.10	0.898 0.794	252000 937000
B 型 ZnS 悬浮液	—	—	—	pH=9.07	0.890 0.730	588000 2400000
細石英	—	—	—	厂过滤进料浆	0.978 0.907	876000 7500000

* 已作滑移流动校正

† 假设 $K=5$

‡ $S_0=136000$ cm²/c. c. 固体, 由电子显微照相法算出

** $S_0=10450$ cm²/c. c. 固体, 由粒度分布的沉降测定法算出

¶ $S_0=27800$ cm²/c. c. 固体, 由粒度分布的沉降测定法算出