大程度的说明，其工艺正被掌握。在地球各大洲里，固体运输管道在广阔的地区内正安全地输送着大量物资。而在接受相当大部分经这样输送的物资的地区，至今管道运输仍得不到相宜的应用，这是何故？

简单分析本文提出的正在运转的或计划中的装置，至少可部分地回答这个问题。首先，管道具有特定的输送方向。为了经济地运转，根据其高运输能力需要在两个固定站之间连续不断地输送物质。即便这个先决条件得到满足，在工业中心的欧洲铺设这样一条管道还会碰到其它更大的障碍。

几乎在所有情况下，运输物质的办法首先是公路、水路、铁道、传送带或传输线。在我们欧洲，已为这些运输办法提供了优良的必要措施，此外还得到大量的国家资助。因而纯商业性管道必须具有竞争性，就是说必须比国家资助的传统运输办法便宜。要在这种条件下使相对短距离的运输获利，那就要不断增大运输容量。

除此之外，使用这个技术上和经济上最有效益的装置还有一些巨大的障碍。例如，担心管道失灵而使地下水受到污染，因而必须采取相应的预防措施；失去铁路和航运的运输收入和与此有关的生产增长；以及[7]中提出的看法：在象400公里长的萨马科管道线路上，必须与70位土地私有者交涉磋商，而在澳大利亚只需与3到4位打交道。那么从鹿特丹、埃姆德或威廉港到顿因豪森、杜伊斯堡或多特蒙德港，要与多少位土地私有者打交道，其困难就可想而知了。

尽管铁矿管道和/或煤矿管道在西德也显示出它是远距离输送大宗散装货物的最经济办法（经 Salzgitter 中心深入研究过），但如同其它许多计划一样，目前要付诸实施却是另一回事。

在德国工程师协会“固体水力输送委员会”中，有工业和研究方面的权威人士参加，他们将这方面的研究和实践成果推广使用。本文的撰写也得到他们的帮助。

参　考　文　献（略）

李素琴译自：*Stahl und Eisen*，**102**，11（1982）：555—560.

固体的水力管道运输

C. F. Round

引言

大家知道，固体物质，尤其是颗粒固体物质，可以用运动着的流体来运输。只需观察一下波浪的沉积运输，沙漠中的风沙迁移，江河中的冲积运动，就可以确信这种运输方式的效能[1]。同样很明显，颗粒的粒度和密度，颗粒所处的速度场这样一些参数，会对这种运动发生影响。但颗粒的形状，流体的湍流度，相邻颗粒的作用，颗粒群的粒度分布等的影响，则可能不那么显著。

用管道运输固体并不是一种新想法，但近20多年来采用的设计方法，已从完全经验的变为理论方法同半经验方法相结合。在这期间，已有大量理论和实验研究工作[2]对管内固-液流动的各种现象作了了解。现在终于考虑设计运输固体的管道了。同所有设计工作一样，这方面要考虑：（i）在给定的质量流量下使输入能量尽量小；（ii）使整个系统的投资尽量小；（iii）从环境保护和美学的观点看是可以接受的。

近些年来，对固-液浆体流动的主要研究工作，是针对下述两方面问题进行的：

（i）计算极限沉淀速度（limit deposit velocity）-全床开始悬浮的界限；

（ii）计算非均质/准均匀流动状态的压力梯度。

A. **均匀流动**

对管道流动了解得最透彻的领域（从而是商业应用最多的领域），是时间无关或时间相关非牛顿性质的充分分散不沉降颗粒悬浮体。Wilkinson[3]对这类流体在分类、实验特点、管流和槽流以及传热和混合特性等方面作了详尽综述。这类悬浮体也常称为准均匀流体，但这是一个错误的名称，因为严格说来，这个名称应当是指在高速时几乎达到均匀状态的沉降悬浮体。颗粒在悬浮体中是靠电化学力维持悬浮的。这种流动对牛顿性状的偏离是下列几个参数的函数：

（i）颗粒平均直径。这里是电化学表面力同重力及流体阻力之间的平衡。

（ii）固体的浓度。随着浓度的增加，悬浮体的固有性质可能改变。

（iii）颗粒的粒度分布。Asszonyi 等[4]曾指出，有一个能给出最大流动性的最佳粒度分布。这提示了有可能调节此参数使运输时需要的能量为最小。

（iv）颗粒的密度和形状。前者对重力-电力比有直接的影响。后者可改变悬浮体的流变性。

流变模型　在对管内流动性态进行任何计算之前，必须建立本构关系。这并不是一举手之劳的易事。通常，误差是由于所选的模型引起的，这种模型使用于管内不同剪切率范围，它要适合根据测粘研究得到的数据。另外，这些数据往往是在层流流动中得到。最常用的本构方程是幂律模型方程

$$\tau = k\dot{\gamma}^n \qquad (1)$$

及理想 Bingham 模型方程

$$\tau = \tau_0 + k\dot{\gamma} \qquad (2)$$

式中 τ 为切应力，τ_0 为屈服应力，$\dot{\gamma}$ 为剪切率，k 和 n 是常数。Cheng[5] 提出，对时间无关流体采用广义 Bingham 流体1)作为通用模型，其本构方程为

$$\tau = \tau_0 + k\dot{\gamma}^n \qquad (3)$$

其他一些本构方程为：

（i）Powell-Eyring 方程[6]　$\tau = A\dot{\gamma} + B\sinh^{-1}(C\dot{\gamma})$　（5）

（ii）Casson 方程[7]　$\tau^{1/2} - \tau_0^{1/2} = A\dot{\gamma}^{1/2}$　（6）

（iii）Vocadlo 和 Charles 方程[8]　$\tau = (\tau_0^{1/n} + k\dot{\gamma})^n$　（7）

1）更确切地说，这指的是Hershel-Bulkley 模型流体的简单剪切流动。

方程（5）最初是对不服从幂律关系的流体提出的半经验关系。方程（6）最初用来描述印刷油墨之类良好悬浮体的性态，后来成功地应用于油漆、巧克力饮料、扩散的石油和人的血液。方程（7）在低剪切率范围是精确的，已应用于泥浆和生物物质。

商用管道大多在湍流状态下运行。对于湍流流动，对于在高剪切率下具有特性粘度（limiting viscosity）的流体（其典型为Bingham流体），Hedström[9]建议采用摩擦因子f的 Prandtl-von Karman 方程

$$1/\sqrt{f}=4\log(Re\sqrt{f})-0.4 \qquad (8)$$

方程（8）可计算f的值，从而可计算压力梯度，此梯度值较实验值大10—15%。Dodge 和 Metzner[10]提出方程（8）的一个修正形式，其中采用了广义Reynolds数形式。Cheng[5]认为这对f估计过大；确实，在$n=1$的情况把此值多估计了10—15%。Cheng 已提出，为了进行设计，对 Bingham 样流体，管内湍流流动的压力梯度可根据测粘数据来计算。他还提出一个计算层流/湍流转捩的方法。

对幂律流体，Hanks[11]提出把实验数据同计算的层流/湍流转捩联系起来的关系。提出了作为流动指数n的函数的临界 Reynolds 数。Hanks 和 Ricks[12]应用混合长理论导出了幂律流体湍流流动的摩擦因子-Reynolds 数解。

Kenchington[13]采用 Bowen[14]对均匀悬浮体的湍流流动提出的方法。Bowen 提出 Blasius 方程的一个修正形式

$$\tau=kV^m/D^n \qquad (9)$$

式中V为平均速度，D为管道直径，m和n为常数。

画出切应力对流量的曲线便可确定m。再画出τ/V^m作为D的函数的曲线便可确定k和n。层流流动和湍流流动间的转捩由层流流动曲线和湍流流动曲线的交点给出。Kenchington 用这种方法有效地把泥浆流动从27,35和53毫米的管道放大到239毫米。正如 Carleton 和 Cheng[15]所指出的，主要问题在于放大倍数随管径增大而增加的可靠程度有一个限度，对小管道来说，这很可能需要一个不可能达到的高精确度。这意味着，对商用管道的尺寸来说，大规模中间试验的数据需要有一个合适的最大可靠程度。Thomas[16]也曾提出，此方法可应用于 Tasmania 的 Savage 河84公里长的运输铁矿管道（其中最大颗粒粒度为150微米）及美国黑方山（Black Mesa）430公里长的运煤管道（颗粒粒度与上述管道中的差不多）。

触变（Thixotropy） 流体中含有彼此间有强吸引力的颗粒时，该流体具有无剪切力状态形成的凝胶。一直到结构由于剪切力的作用而被破坏时都需要大的起动压力。Carleton, Cheng, Whittaker[17]提出一个采用广义Bingham模型计算压力随位置及时间二者而变化的方法。目前文献中似未见到对此方法的实验验证。

B. 非均质/准均匀流动

转变速度模型 纯均匀流动已使用的那些方法，也已推广到所谓的准均匀流动。准均匀流动这个术语，应用于沉降悬浮体（其中横过管道的浓度垂直分布趋于均匀值）的非均质区域外的区域（$V_m>V_3$）。非均质区域（具有显著的非均匀浓度分布）同准均匀区域间的差别是随意的。几位研究人员提出了此二区域间转变速度（记作V_3）的方程：

$$\text{Spells}^{[18]}:\ V_3^{1.225}=0.074\,gd_{85}\left(\frac{D\rho_m}{\mu_m}\right)^{0.755}(s-1) \qquad (10)$$

式中 d_{85} 为使颗粒重量的 85% 小于 d_{85} 的颗粒的直径，ρ_m 为混合物的密度，μ_m 为混合物的粘度，s 为固体的比重。

Newitt 等[19]： $V_3^2 = 1800\, gDV_T$ （11）

式中 V_T 是直径为 d 的一个颗粒的极限速度（terminal velocity）。

Wasp 等[11]：V_3 对应于 $\log_{10}\left(\frac{C}{C_A}\right) = -1.8\left(\frac{V_T}{\beta K V_*}\right)$ （12）

对于（C/C_A）>0.8 的情形。式中C是从管底向上 0.92 直径处的颗粒浓度，C_A 是管轴上的颗粒浓度。

从实用观点看，更重要的转变速度是在管内颗粒开始沉降点和开始完全悬浮点（非均质流动）之间的转变速度（V_2）。此速度有几个不同的叫法：极限沉淀速度（limit-deposit velocity），临界速度（critical velocity）和临界沉淀速度（critical deposit velocity）。它也被许多研究人员错误地认为，此点也对应于压力梯度-速度曲线上的极小值（图 1）。此曲线上的极小值可能出现在 V_2 处或刚好小于 V_2 处[20]。静止床形成处的转变速度总是小于压力梯度曲线上的极小值。

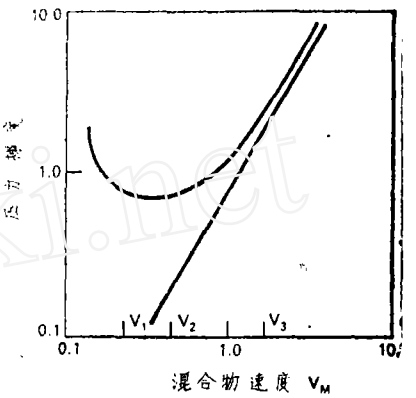

图 1 作为混合物速度的函数的压力梯度

最广泛使用的是 Durand-Condolios 关系[21]，它由 Gibert[22] 概括为

$$V_2 = F_L[2gD\rho(s-1)]^{1/2} \quad (13)$$

式中 F_L 是一个参数，它是颗粒粒度和浓度二者的函数。

Wasp 等[23]综述了已发表的主要为沙/水系统的沉淀速度数据。Durand-Condolios 方程与之极其符合。然而，煤粉和精铁矿粉的数据表明，在高浓度时 V_2 下降[24-26]。Sinclair[27] 关于铁矿和煤炭的数据进一步表明，F_L 依赖于固体密度。

Hughmark[28] 提出一个类似于 Durand-Condolios 形式的极限沉淀速度关系

$$\frac{V_2}{\sqrt{gD}} = f[C_v(s-1)F_D] \quad (14)$$

式中 C_v 是固体的体积浓度，F_D 是颗粒粒度的关联因子。

Thomas[29,30]，Wicks[31] 和 Wilson[32] 以很不相同的方法，从理论上试图计算静止床状态同滑动床状态之间的转变速度V_1。Thomas 的工作涉及细匀絮凝钍浆以及同这些浆体有关的最小运输速度。Wicks的工作采用低浓度沙浆，但他提出的关系并未包含浓度项。Wilson 的方法的根本不同点，在于确定管底固体层开始滑动时所需的压力梯度。这点将在本文下面谈到。

Wallis[33] 提出的一个处理理论模型的方法，是颗粒群的运动类似于 Helmholtz 不稳定性。当速度大于极限沉淀速度时可观察到压力脉动。Wallis提出，在平行平板槽内流动的二无粘性流体层中，当

$$(V_1 - V_2)^2 = (\rho_2 - \rho_1)gH\left(\frac{\varepsilon}{\rho_2} + \frac{1-\varepsilon}{\rho_1}\right) \quad (15)$$

时失稳便可能开始。式中 H 为槽深，ε 为体积百分数，下标表示每种流体。对于 $V_i^2 \ll V_3^2$ 的情形（这时形成界面驻波），方程（15）可写成

$$V_i^2 \cong V_3^2 = (1-\varepsilon)(s-1)gH \tag{16}$$

压力梯度 对非均质或准均匀流动中压降计算的任何讨论，都必须从 Durand 和 Condolios[21,34] 首先对浆体定义并详细实验研究的工作开始。30 多年前，他们把他们的沙/水浆体的数据经验地联系起来，提出了如下的方程：

$$\frac{i_m - i_w}{C_v i_w} = \phi = K\left[\frac{V_m^2 \sqrt{C_D}}{gD(s-1)}\right]^{-3/2} = K\psi^{-3/2} \tag{17}$$

式中 i_m 为混合物的压力梯度，i_w 为水的压力梯度，C_D 为颗粒的阻力系数，K 为常数。

方程（17）曾被许多研究人员修改和改进。例如，大家知道，颗粒性质、管道直径、体积浓度等在此方程中都未曾适当说明；然而，对任何有关的研究来说，它仍然是一个有用的基础。例如，Babcock[35] 曾试图分析从各种不同来源得到的大量实验点子，想要计算各个参数对 ϕ 和 ψ 的影响。他建议画出作为 $V_m^2/(gD)$ 的函数的曲线 $\phi(s-1)$ 来把那些数据联系起来。

Zandi 和 Govatos[36] 收集了水平管道内流动浆体的 2500 多个实验点子，试图以比 Durand-Condolios 方程更好的方式把他们的数据联系起来，并区别 C_v 在低速和高速下的影响（该函数在低速时是线性的，在高速时则是显著非线性的），为此引进过渡值 $\psi = 10$。小于此值，方程

$$\phi = K\psi^n \tag{18}$$

中的常数有一组值；大于此值，则有相应的另一组不同的值。C_v 的包含在某一线性组合中是可以商榷的，但至少可在低速和高速之间建立起某一准则。

Hayden 和 Stelson[37] 对于在水中流动的沙子和砾石，通过调整常数而采用 Durand-Condolios 方程的一个修改形式

$$\phi = 100\psi^{-1.3} \tag{19}$$

对于准均匀流动（$V_m > V_3$），广泛使用 Newitt 等[38] 的关系

$$\phi = K(s-1) \tag{20}$$

Charles[39] 试图把非均质和准均匀两种状态联系起来，提出方程（19）和（20）的一个线性组合，得到

$$\phi = K\psi^{-3/2} + (s-1) \tag{21}$$

遗憾的是，此方程把 Durand-Condolios 那部分的缺陷包括了进去。对于高密度物质[40]，此方程算出的值要比实验值大。

文献中涉及的大部分研究工作，讨论了颗粒的密集粒度级。商用浆体大多不是密集粒度级的。Condolios 和 Chapus[41] 对很宽广的颗粒粒度范围提出，采用阻力系数的一个加权平均值并把它纳入方程（17）中。Aude 等[42] 提出一个更可靠的方法，据此把给定分布中的每一粒度级看作是独立的量。对每一粒度级算出阻力系数，该粒度级的压力梯度则用方程（17）来计算。对每一粒度级重复此方法，总压力梯度即为每一粒度级压力梯度的线性相加。Wasp 等[11] 进一步推广此方法到他们所说的复合系统。这涉及许多准均匀流动同时出

现的情形（这可能是商用系统中最常出现的情形）。他们把浆体的准均匀部分叫做运动体（vehicle），而把非均质部分叫做床（bed）。为了区别这两种状态，使用了方程（12）。

此方法首先包含着一个假设，即固体或者全是运动体，或者全是床。C/C_A 的值都是对每一粒度级算出的。床所引起的压降，根据 Durand-Condolios 方程（17）算出。此方法不能计算极限沉淀速度。从概念上看，此方法与方程（21）有相似之处。

C. 浓相或床的流动

有时颗粒不可避免地既不是以非均质状态运输，也不是以准均匀状态运输（即$V_m<V_2$）。通常其原因或者是颗粒过大，即在商用平均运行速度下颗粒/管道直径比大于 0.05—0.10；或者是对于预备好的悬浮体来说颗粒密度过高。遇到这种情形时，所谓的浓相运输就更为吸引人。实际上，这意味着体积浓度高。Wilson 等提出了作为平均速度的函数的压力梯度的理论模型。对不同粒度和粒度分布的沙来说此模型很有效。所得的结果见[43]。原来的表达式为

$$i_s = 2\mu_s(s-1)C_v \tag{22}$$

式中 μ_s 为摩擦系数。应用对数速度分布，方程（22）可表示成摩擦因子-Reynolds 关系。Graf 和 Acaroglu[44] 定义了两个函数，即剪切强度参数 $\overline{\psi}$ 和运输参数 $\overline{\phi}$，使得关系式

$$\left.\begin{aligned} &\overline{\phi} = K\overline{\psi}^n \\ &\overline{\phi} = \frac{C_v V_2 D}{4\sqrt{(s-1)gd^3}}, \quad \overline{\psi} = \frac{(s-1)d\rho_m}{\tau_w} \end{aligned}\right\} \tag{23}$$

可以表示这些数据。应当指出，$\overline{\phi}$ 和 $\overline{\psi}$ 同 Durand-Condolios 方程中的 ϕ 和 ψ 是不同的。

D. 囊体流动

过去20多年间出现管道运输的一个值得注意的新发展，后来成为一般所说的水力囊体运输。这同用空气作为载运流体的所谓气力囊体运输有本质上的不同。此概念来自 Alberta 科学研究委员会（Alberta Research Council），已为许多研究人员在过去 20 多年中予以发展。此领域的大多数论文发表在 60 年代初期以来的《加拿大化工杂志》(Canadian Journal of Chemical Engineering)上[45-52]。同浆体流动一样，大量工作花在计算能耗方面。

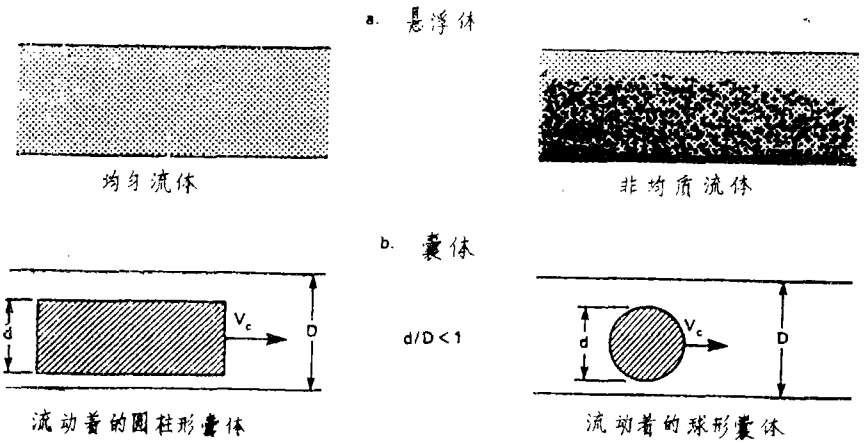

图 2　悬浮体运输方式和囊体运输方式

典型的囊体如图 2b 所示。这些囊体可以是圆柱形、球形、实心、空心、柔软或非柔软的。它们是自由流动着的而不是活塞样的物体。压力梯度同平均速度的典型关系（固体加液体的情形）示于图 3 [55]。静态曲线表示囊体静止时横过囊体或囊体串的压力梯度。压力梯度，从而囊体的流动速度，都是下列诸因子的函数：（i）固体和液体的密度；（ii）直径比，即囊体直径和管道直径之比；（iii）囊体形状，即圆柱形或球形；（iv）囊体和管壁间的摩擦力。

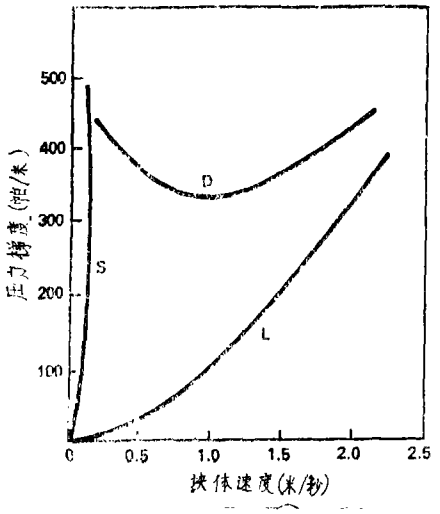

图 3　压力梯度同平均块体速度间的典型关系

S　静态圆柱形囊体

D　动态流动囊体

L　单独液体

速度阈值　当静摩擦力大于横过囊体的压力差加剪切力二者的合力时，对任何特定的流动速度来说囊体保持静止不动。当这些力平衡时，囊体恰处于开始运动点。此速度称为囊体的速度阈值，它也是上列 4 个因子的函数。在阈值时液体的速度可从图 3 那样的静态曲线得到。在层流流动中，对完全偏心的圆柱形囊体，此关系由[54]给出如下：

$$(f)(Re)=9.3 \qquad (24)$$

对于湍流流动，有

$$(f)(Re)^{0.25}=0.65 \qquad (25)$$

对于在不同直径管道中不同载运液体的层流流动和湍流流动，圆柱形囊体的摩擦因子-Reynolds 数关系已由 Kruyer和Ellis [54,56] 得到。

球形囊体也受到广泛的研究，包括从有关静止囊体串 [49] 及倾斜管道内囊体串 [57] 的压力梯度，到减阻剂对球形囊体串的摩擦的影响 [58]。

对囊体的理论研究范围，包括从圆柱体的同心及偏心层流流动 [59-61]，到完全偏心位置的 Couette 湍流流动 [62]。

原先是刚性囊体的概念，其一个令人感兴趣的变种是膏体栓塞。这些栓塞由原先是煤/水的膏体经挤压进石油载运液体中流动而形成。也有其他物质的膏体，如硫黄和氢氧化钾。有关方法和中间试验结果的详情见[52]。

E. 有关研究工作

曾提出其他许多方法，包括：

（i）旋转的囊体 [63]，其中囊体的位置用位于圆柱周围的轮子保持为同心的；

（ii）带状圆柱形囊体，其中囊体的位置由于在物体周围重要地方放置一些带条而处于水动力楔体所在之处 [56]；

（iii）有来复线的浆体运输管道 [64]，其中使用波纹壁或棱纹壁的管子（造成局部湍流区而使颗粒更易于悬浮起来）；

（iv）采用各种不同的载运液体，包括石油、甲醇 [65] 及液态 CO_2 [66]（都同运输煤炭有关）；

（v）应用控制振幅和频率的脉冲 [67,68] 来降低浆体运输所需的能量。

董务民译自：*Appl. Mech. Rev.*, **35**, 10（1982）：1349--1355.