

化工管道的阻力计算与管径优化设计

魏华兵

中国电子系统工程第四建设有限公司, 河北 石家庄 050000

[摘要]在化工生产系统中, 化工管道的运行效率与经济性对生产的整体能耗以及成本有直接影响。其中, 管道阻力作为决定流体输送能耗的核心因素, 其优化控制尤为重要。而管径设计是优化期间的重要环节之一。文章以基本理论为基础, 对管道阻力产生的内在机制以及计算方法进行了系统的分析, 并探讨各因素的作用规律, 同时提出针对性的干预策略, 构建以总费用最小化为目标的管径优化模型, 为化工管道设计提供相关参考指导。

[关键词]化工管道; 阻力计算; 沿程阻力; 局部阻力; 管径优化; 总费用最小化

DOI: 10.33142/ect.v3i12.18621

中图分类号: U173.9

文献标识码: A

Resistance Calculation and Diameter Optimization Design of Chemical Pipeline

WEI Huabing

The Fourth Construction Co., Ltd. of China Electronics System Engineering, Shijiazhuang, Hebei, 050000, China

Abstract: In the chemical production system, the operational efficiency and economy of chemical pipelines have a direct impact on the overall energy consumption and cost of production. Among them, pipeline resistance is the core factor determining the energy consumption of fluid transportation, and its optimization control is particularly important, and pipe diameter design is one of the important links during the optimization period. Based on basic theories, this article systematically analyzes the internal mechanisms and calculation methods of pipeline resistance, explores the effects of various factors, proposes targeted intervention strategies, and constructs a pipe diameter optimization model with the goal of minimizing total costs, providing reference guidance for chemical pipeline design.

Keywords: chemical pipeline; resistance calculation; along the way resistance; local resistance; pipe diameter optimization; minimize the total cost

引言

在化工生产领域, 流体输送至关重要, 管道作为液体输送主要载体, 其设计影响生产的连续、安全与经济性^[1]。化工企业流体输送系统能耗占比高, 其中, 管道阻力是能量损失主因, 如果管道的阻力相对过大, 会增加输送设备的能耗, 对企业的生产效益与能源利用率造成影响。同时, 管径尺寸影响管道投资成本, 大管径降阻节能但成本高, 小管径相反^[2]。尤为关键的是, 在组成化工试验系统过程中, 流体在管内流动、输送必须克服管道的阻力做功, 由此会引起流体压力沿流动方向的下降。在组成化工试验系统过程中, 管道长度和直径要设计合理才能满足不同气体混合和流动的需要, 完成性能和各项参数测定试验。管道布置方式不同管道阻力损失也不同, 会造成管道内压力不同, 从而影响试验运行状态。较长的管线, 特别是当管线布置中含有弯头、管径突变时, 会产生比较大的压力损失^[3]。如果管道阻力损失过大可能会引起管道内压力偏大, 对试验运行产生影响。因此必须针对管道阻力损失及由此引起的压力变化进行研究, 流体输送压力变化是沿程阻力损失和局部阻力损失总和, 计算过程中需要分别计算这两种阻力损失, 由此得到压力的变化。故精准计算阻力、优化管

径, 平衡成本与运行能耗成本, 对化工企业降本增效、推动绿色发展意义重大。

2 化工管道阻力的产生机制与构成

2.1 阻力产生的核心机理

在化工的管道系统中液体流动时所遇到的阻力主要源于以下三个方面, 一是流体流动状态发生紊乱时而所产生的附加能量损失, 二是流体分子之间的内摩擦作用, 三是流体与管道内壁之间的外摩擦效应^[4]。液体的黏性特性是导致摩擦力的主因, 液体的惯性作用会造成流动状态的不稳定, 从而导致附加损失。在实际的化工生产液体输送过程中阻力损失主要表现为因流动状态紊乱而引发的局部能量损耗以及粘性摩擦作用而产生的沿程能量损耗。

2.2 阻力的分类与构成比例

化工管道的总阻力损失为沿程阻力损失与局部阻力损失之和, 即:

$$h_f = h_f^{\lambda} + h_f^{\zeta} \quad (1)$$

其中, h_f 代表化工管道的总阻力损失, h_f^{λ} 沿程表示沿程阻力损失, h_f^{ζ} 局部表示局部阻力损失。

沿程阻力损失是流体在等截面直管流动时, 因与管壁及内部粘性摩擦产生的能量损耗, 与管长、管径、流速和

粘性相关,是长距离输送的主要阻力,占总损 60%~80%。局部阻力损失是流体流经管件、阀门等时,因截面突变、方向改变或涡流等产生的能量损耗,在管件密集的短距离管道中占比可超 40%。

3 化工管道阻力计算方法

3.1 基础参数与流态判断

管道阻力计算前,要明确基础参数,涵盖流体物性(密度 ρ 、黏度 μ)、管道结构(管径 d 、管长 l 、管壁粗糙度 ε)及流动参数(流量 qV 、流速 u)。流态影响阻力计算方法,需用雷诺数 Re 判断。

雷诺数的计算公式为:

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{4qv\rho}{\pi d\mu} \quad (2)$$

式中, u 为流体平均流速(m/s), qV 为体积流量(m^3/s)。圆管单相流体流动时, $Re \leq 2000$ 为层流, $Re \geq 4000$ 为湍流, $2000 < Re < 4000$ 为过渡流,工程常按湍流算。

3.2 沿程阻力损失计算

沿程阻力损失计算关键在于确定沿程阻力系数 λ ,不同流态下 λ 算法差异大,工程常用达西-魏斯巴赫公式计算沿程阻力损失:

$$h_f^\lambda = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (3)$$

式中, λ 为无因次沿程阻力系数; l 为直管段长度(m); d 为管道内径 (m); u 为流体平均流速 (m/s); g 为重力加速度,取 $9.81m/s^2$ 。

3.2.1 层流工况下的沿程阻力系数

层流 ($Re \leq 2000$) 时,流体质点有序平行流动,黏性力主导,理论推导可得沿程阻力系数精确表达式(泊肃叶公式推导结果):

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (4)$$

此式对任意黏性流体的层流流动均适用,其特性是与管壁粗糙度无关联,仅取决于雷诺数。把 $\lambda=64/Re$ 代入达西-魏斯巴赫公式,便能得出层流工况下沿程阻力损失的计算式:

$$h_f^\lambda = \frac{64}{Re} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} = \frac{32\mu l u}{\rho g d^2} \quad (5)$$

由上式可得,层流时沿程阻力损失与流速一次方成正比。

3.2.2 湍流工况下的沿程阻力系数

湍流 ($Re \geq 4000$) 中,流体质点呈现出高度无序的杂乱运动特征、布满多尺度涡旋结构,此时主要以流体运动的惯性力为主导^[5]。沿程阻力系数 λ 与 Re 和管壁粗糙度 ε 相关,无精确理论式,需实验关联式或图表计算,工程常用经验公式法。

常用公式如下:

(1) 光滑管区(如新无缝钢管、塑料管, $\varepsilon/d \approx 0$):
 $5 \times 10^4 \leq Re \leq 1 \times 10^5$ 时,用布拉修斯公式:

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \quad (6)$$

当 $Re > 1 \times 10^5$ 时,选用尼古拉兹(Nikuradse)公式计算:

$$\lambda = \frac{1}{(2lgRe - 0.8)^2} \quad (7)$$

(2) 粗糙管区(完全湍流,阻力系数与 Re 无关),用希弗林松(Shifrin)公式计算:

$$\lambda = 0.11 \left(\frac{\varepsilon}{d} \right)^{0.25} \quad (8)$$

(3) 过渡粗糙区(λ 与 Re 、 ε/d 均相关):用科尔布鲁克-怀特(Colebrook-White)公式,其适用 Re 范围广,是工程通用公式:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2lg \left(\frac{\varepsilon}{3.7d} + \frac{2.51}{Re\sqrt{\lambda}} \right) \quad (9)$$

该公式为隐式,需迭代求解,初始值取光滑管公式算出的 λ ,迭代至两次结果相对误差 $< 1\%$ 。

3.3 局部阻力损失计算

局部阻力损失计算主要有阻力系数法与当量长度法两种,工程常用阻力系数法。

3.3.1 阻力系数法

阻力系数法是将局部阻力损失表示为流体动能的倍数,其计算公式为:

$$h_f^\zeta = \zeta \frac{u^2}{2g} \quad (10)$$

式中, ζ 为无因次局部阻力系数,其值取决于产生局部阻力的管件、阀门类型及流动条件,由实验测定,常见管件局部阻力系数参考值见表 1。

表 1 常见管件局部阻力系数

管件/阀门类型	局部阻力系数 ζ
突然扩大管(大 \rightarrow 小, $A_2/A_1=0$)	1.0
突然缩小管(小 \rightarrow 大, $A_1/A_2=0$)	0.5
90° 标准弯头	0.75
45° 弯头	0.35
三通(分流)	1.5
截止阀(全开)	6.0~10.0
闸阀(全开)	0.17
止回阀(旋启式)	2.0

注意,局部阻力系数 ζ 对应的流速 u 应取管件下游或上游特征流速(一般是小管径截面流速),具体依实验定义,计算时要明确流速对应管径。

3.3.2 当量长度法

当量长度法是局部阻力损失等效为长度为 l_d 直管段沿程损失,计算公式为:

$$h_f^\zeta = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (11)$$

式中, l_e 为局部管件当量长度(m),由实验测定,常见管件 l_e/d 参考值见表 2。此法优势是可合并局部与沿程

阻力损失计算,简化复杂管道阻力计算。

表2 常见管件 l_e/d 参考值

管件/阀门类型	当量长度比 l_e/d
90° 标准弯头	30
45° 弯头	15
三通(分流)	60
截止阀(全开)	300~500
闸阀(全开)	10
止回阀(旋启式)	50

3.3.3 总局部阻力损失计算

当管道系统中存在多个局部管件时,总局部阻力损失为各管件局部阻力损失相加,即:

$$h_f^Z = \sum_{i=1}^n \zeta_i \frac{u_i^2}{2g} \quad (12)$$

式中, ζ_i 为第 i 个管件局部阻力系数, u_i 为其特征流速。用当量长度法时,将各管件当量长度相加,再与直管段长度合并计算总沿程阻力损失:

$$h_f = \lambda \frac{l + \sum_{i=1}^n l_{e,i}}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (13)$$

式中, $l_{e,i}$ 表示第 i 个管件的当量长度。

3.4 阻力计算方法的验证与误差分析

为验证阻力计算方法,选某光滑管 ($\varepsilon=0.05\text{mm}$) 数值验证。已知管内径 $d=0.1\text{m}$ 、长 $l=100\text{m}$, 输水 ($\rho=1000\text{kg/m}^3$, $\mu=1.002 \times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$), 流量 $qV=0.01\text{m}^3/\text{s}$, 含 2 个 90° 弯头、1 个全开闸阀。

基础参数: 流速 $u=4qV/(\pi d^2) \approx 1.273\text{m/s}$, 雷诺数 $Re \approx 1.27 \times 10^5$, 属湍流光滑管区。

沿程阻力系数: 用尼古拉兹公式, $\lambda \approx 0.016$ 。

沿程阻力损失: $hf\lambda \approx 0.132\text{m}$ 。

局部阻力损失: 查表得 90° 弯头 $\zeta=0.75$, 闸阀 $\zeta=0.17$, $\zeta_{\text{总}}=1.67$, $hf\zeta \approx 0.138\text{m}$ 。

总阻力损失: $hf=0.27\text{m}$ 。

FLUENT 模拟得总阻力损失 0.265m , 与计算值相对误差 1.89%, 表明阻力计算方法准确, 能满足工程需求。误差源于局部阻力系数实验误差及流动参数简化, 工程中可选精准系数或数值模拟降低误差。

4 化工管道管径优化设计

4.1 管径优化的目标与约束条件

4.1.1 目标函数

管径优化核心是使管道总费用最小, 总费用含投资与运行能耗费用。总费用 $C_{\text{总}}=C_{\text{投}}+C_{\text{运}}$, 采用年费用法(考虑管道寿命)构建目标函数, 即:

$$C_{\text{总}}(d) = C_{\text{投}}(d) \cdot \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} + C_{\text{运}}(d) \quad (14)$$

式中, d 为管道内径(优化变量); i 为年利率; n 为管道使用寿命(年); $(1+i)^n - 1i(1+i)^n$ 是资金回收系数。

(1) 投资费用 $C_{\text{投}}(d)$ 含管材采购、安装等费用, 与管长、管径、材质相关, 确定管长和材质时, 可近似表示

为管径函数:

$$C_{\text{投}}(d) = k \cdot l \cdot d^m \quad (15)$$

式中, k 为投资系数(取决于材质、施工条件); m 为管径影响指数(圆管通常取 $1.5 \sim 2.0$); l 为管道总长(含直管段与管件当量长度)。

(2) 年运行能耗费用 $C_{\text{运}}(d)$ 指流体输送设备(如泵、压缩机)年能耗支出, 与阻力损失正相关, 其计算公式如下:

$$C_{\text{运}}(d) = \frac{\rho g q V h_f(d) P}{3600 \eta_1 \eta_2} \cdot t \quad (16)$$

式中, $h_f(d)$ 是总阻力损失(随管径 d 变化); P 为单位电价(元/kWh); η_1 为输送设备效率; η_2 为电机效率; t 为年运行时间(h)。

4.1.2 约束条件

(1) 流量约束: 管径须满足工艺流量要求, 即 $qV \geq qV_{\min}$, 可转化为流速约束 $u \geq u_{\min}$ (防沉积, 通常取 $0.5 \sim 1.0\text{m/s}$)。

(2) 压力降约束: 总压力降 $\Delta P = \rho g h_f(d) \leq \Delta P_{\max}$ (ΔP_{\max} 为设备最大输出压力)。

(3) 管径规格约束: 管径需符合国家标准(如 GB/T10297), 为离散值, 优化结果需修正。

(4) 流速上限约束: 限制最大流速 $u \leq u_{\max}$ (液体 $u_{\max}=23\text{m/s}$, 气体 $u_{\max}=15 \sim 25\text{m/s}$), 防磨损、噪音及能耗问题。

4.2 管径优化模型的构建

结合目标函数与约束条件, 构建管径优化模型如下:

目标函数:

$$\min C_{\text{总}}(d) = k \cdot l \cdot d^m \cdot \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} + \frac{\rho g q V h_f(d) P t}{3600 \eta_1 \eta_2} \quad (17)$$

约束条件:

$$\begin{cases} u_{\min} \leq \frac{4qV}{\pi d^2} \leq u_{\max} \\ \rho g h_f(d) \leq \Delta P_{\max} \\ d \in D_{\text{标准}} \end{cases} \quad (18)$$

式中, $D_{\text{标准}}$ 为标准管径集合。总阻力损失 $h_f(d)$ 按 3.2、3.3 节方法计算, 通过流速 $u=4qV/(\pi d^2)$ 与管径 d 关联, $h_f(d)$ 可表示为 d 的函数:

$$h_f(d) = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \cdot \frac{(4qV/\pi d^2)^2}{2g}$$

4.3 优化模型的求解方法

4.3.1 解析法

管径优化模型的目标函数为 d 的非线性函数且受离散标准管径约束, 解析法仅适用于简化模型(通过求导得最优解)。若忽略局部阻力损失(长距离管道近似)且 λ 为常数(完全湍流区), 目标函数可简化:

$$C_{\text{总}}(d) = k l d^m \cdot CRF + \frac{\rho g q V \lambda l (4qV/\pi d^2)^2}{3600 \eta_1 \eta_2 2g} \cdot P t \quad (19)$$

式中, 资金回收系数 $CRF=(1+i)^n - 1i(1+i)^n$ 。对总费用 $C_{\text{总}}$ 关于管径 d 求导, 令 $\frac{dC_{\text{总}}}{dd}=0$, 可解得最优管径 d_{opt} :

$$d_{\text{opt}} = \left(\frac{8 \rho g q V^3 \lambda P t}{3600 \eta_1 \eta_2 \pi^2 g k l m CRF} \right)^{\frac{1}{m+5}} \quad (20)$$

解析法计算简便,能快速得出最优管径理论值,但因忽略局部阻力损失、未考虑 λ 随 d 变化等情况,精度欠佳,仅适用于初步的设计阶段。

4.3.2 数值迭代法

数值迭代法适用于复杂非线性优化模型,通过迭代逼近最优解,常用黄金分割法等。以黄金分割法为例:先依流速约束确定管径搜索区间 $[d_{min}, d_{max}]$,按黄金分割比例取两试探点 d_1 、 d_2 ,计算对应总费用 C_1 、 C_2 ,比较后缩小搜索区间,重复操作至区间长度小于允许误差(常取 $0.01m$),取中点为最优管径近似值。该方法精度高于解析法,适合精确计算,但计算较繁琐,需借助工具完成。

4.3.3 智能优化算法

针对多约束、复杂目标函数的管径优化问题,可用遗传算法等智能优化算法,其全局搜索强、能处理离散变量,适用于大规模复杂管道系统。以遗传算法为例:先编码管径变量为二进制字符串代表个体;随机生成个体构成初始种群;以总费用倒数作适应度函数,值越大管径越优;用轮盘赌选择法选优个体交叉变异生成新种群;重复适应度评估与遗传操作至收敛或达最大迭代次数,适应度最大个体即为最优管径。该算法精度高,但计算复杂,适合大型化工管道网络优化设计。

5 结论与展望

5.1 结论

化工管道总阻力损失包含沿程与局部两部分。沿程阻

力损失用达西-魏斯巴赫公式计算,不同流态下沿程阻力系数计算方法有别,层流区为 $\lambda=64/Re$,湍流区需结合经验公式;局部阻力损失可用阻力系数法或当量长度法计算,关键在于准确选取局部阻力系数或当量长度,计算的准确性高,能满足工程设计需求。管径优化设计核心是构建以年总费用最小化为目标的优化模型,需综合考量投资与运行能耗费用,同时满足流量、压力降、流速及标准管径等约束。采用黄金分割法等数值迭代法求解最优管径效率高,经济效益显著。

[参考文献]

- [1]赵润辰,胡娅雯,焦艳梅,等.新型装配式流体力学综合实验装置的设计[J].黑龙江科学,2024(4):102-105.
- [2]江超.复杂流体力学在化工装置设计中的应用[J].化工管理,2024(2):124-126.
- [3]甘淑清,彭立敏,雷明锋,等.考虑管-土/泥浆接触状态的浅埋大断面矩形顶管隧道摩阻力计算方法研究[J].中南大学学报(自然科学版),2023,54(3):1178-1186.
- [4]石守稳,孙兴悦,刘争,等.化工管道运输技术发展现状与展望[J].前瞻科技,2024,3(2):94-101.
- [5]侯贵军.化工装置管道布置优化研究[J].化工设计通讯,2021,47(6):56-57.

作者简介:魏华兵(1992.1—),毕业院校:河北科技大学,所学专业:化学工程与工艺,当前就职单位:中国电子系统工程第四建设有限公司,职务:工艺安全设计,职称级别:工程师。