

[美] 卡尔·布兰南 编著

石油和化学工程师 实用手册



化学工业出版社

工业装备与信息工程出版中心

石油和化学工程师实用手册

[美] 卡尔·布兰南 编著
王江义 吴德荣 华 峰 等译

化 学 工 业 出 版 社
工业装备与信息工程出版中心
·北 京·

(京)新登字 039 号
图字 01-98-2809 号

图书在版编目 (CIP) 数据

石油和化学工程师实用手册 / [美] 卡尔·布兰南编著;
王江义等译. —北京: 化学工业出版社, 2001.03
书名原文: Rules of Thumb for Chemical Engineers/
Carl R·Branan, editor. —2nd ed.

ISBN 7-5025-2893-8

I. 石… II. ①布…②王… III. ①石油工程-技术手册
②化学工业-技术手册 IV. ①TE-62②TQ-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2000) 第 44896 号

英语版©Gulf Publishing Company, 1998

石油和化学工程师实用手册

[美] 卡尔·布兰南 编著

王江义 吴德荣 华峰 等译

责任编辑: 张红兵

责任校对: 凌亚男

封面设计: 田彦文

*

化学工业出版社 出版发行
工业装备与信息工程出版中心

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话: (010) 64918013

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京市云浩印制厂印刷

三河市东柳装订厂装订

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 20% 字数 515 千字

2001 年 3 月第 1 版 2001 年 3 月北京第 1 次印刷

印数: 1—4000

ISBN 7-5025-2893-8/TQ·1255

定价: 48.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

前 言

《石油和化学工程师实用手册》(Rules of Thumb for Chemical Engineers) 由美国著名专家学者 Carl R. Branan 先生编著, 并由美国海湾出版社于 1993 年出版发行, 1998 年发行了第 2 版。编者从事炼油、化学品、纤维、聚合物、煤化工和天然气液化等工作三十余年, 本书即由总结其多年工艺设计和故障处理的经验而成。书中收集了数以百计的简捷计算方法将其汇编于一册, 内容包含了流体流动、换热、分馏、可靠性、冷冻、气体精制以及其他专业的有关内容, 有助于较快速地得到设计或操作中有关问题之答案, 具有较高之参考价值。编者顺应现代工业潮流的发展, 融汇了创新的科研成果和技术开发, 使本书成为一本快速、准确地解决日常化工工艺工程问题的实用手册和导则。因此, 本书英文版自出版以来深受化工领域的读者欢迎和重视。

现在我们把这本成熟的工具书翻译出来, 献给中国的石油和化学工程师们。其目的是为了更方便和有助于从事石油工业和化学工业的技术人员的工作, 同时对其他人员的工作也有一定的参考价值。

全书共二十五章, 包含了大量的图表和计算方法, 以及装置开车、故障检查与处理等内容, 便于在现场解决和处理问题。本书对每一种方法均附有来源或参考文献, 可供进一步查对。由于手册原著均为 U.S. 单位, 且源自各种文献, 还涉及一些有因次的经验系数, 以及美国有关规范的数字或厂家产品数据, 如全面换算成 SI 制显然并不切合实际, 为此本书译文附有较全面的单位换算表以供读者参考。

本书由中国石化集团上海医药工业设计院王江义、吴德荣、华峰主译, 孙彪、王炜、丁蕙、杨始刚、刘嘉、王俭、刘壮旭等同志也参加了部分翻译工作。全部译稿承中国石化集团上海医药工业设计院教授级高工俞雍增审核, 上海医药工业设计院教授级高工李康翊、全国化工设备设计技术中心站教授级高工洪德晓等对翻译出版工作也给予了大力支持, 在此一并表示由衷的谢忱。

限于译者水平, 未免有遗漏和谬误之处, 希望读者一经发现即予指正, 谨致深切谢意。

中国石化集团上海医药工业设计院

吴德荣

2001 年 1 月

目 录

第 1 篇 设备设计

第 1 章 流体流动	3	实际塔板数	42
速度头	3	板效率	42
管道压力降	3	泡罩塔板直径	43
当量长度	3	筛板/浮阀塔板的直径 (F 因子法)	44
适宜流速	3	筛板/浮阀塔板的直径 (Smith 法)	45
两相流	8	筛板/浮阀塔板的直径 (Lieberman 法)	46
可压缩流	8	浮阀塔板直径	46
音速	11	分馏塔直径 (通则)	48
流量测量	11	控制方案	48
控制阀	11	优化技术	50
安全阀	14	再沸器	52
第 2 章 热交换器	17	填料塔	55
TEMA 标准 (管壳式换热器制造商协会)	17	第 4 章 吸收塔	68
选型导则	21	引言	68
壳侧及管侧压力降	22	烃类吸收塔设计	68
温差	23	烃类吸收塔的优化	70
壳体直径	24	无机物类型的吸收塔	70
壳侧的最大流速	24	第 5 章 泵	73
管口最大流速	25	相似律	73
传热系数	25	功率	73
污垢热阻	32	效率	73
金属热阻	34	最小流量	73
真空冷凝器	36	常用吸入系统	73
空冷式热交换器: 强制送风与吸入通风的比较	36	吸入系统的有效汽蚀余量 (NPSH)	74
空冷式热交换器: 空气侧压力降	37	研究阶段吸入系统汽蚀余量 (NPSH) 的估算	75
空冷式热交换器: 粗略选型计算	37	溶有气体的吸入系统的汽蚀余量 (NPSH)	75
空冷式热交换器: 温度控制	38	叶轮的放大	76
其他经验方法	39	结构材料	76
第 3 章 分馏塔	40	第 6 章 压缩机	78
引言	40	应用范围	78
相对挥发度	40	气体通用压缩系数 Z	78
最小回流	40	气体通用绝热指数 (热容比) K	79
最小级数	41	功率计算	79
实际回流和实际理论级数	41	效率	82

温升	84	容器设计一般注意事项	95
喘振控制	84	第9章 锅炉	96
第7章 驱动器	85	发电厂	96
电动机: 效率	85	控制	96
电动机: 启动器型号	86	热效率	96
电动机: 服务性因子	86	烟气焓值	96
电动机: 实用的公式	86	烟气量	97
电动机: 相对费用	87	汽包稳定性	97
电动机: 过载	87	脱气器放空	98
汽轮机: 蒸汽流率	87	水的碱度	98
汽轮机: 效率	88	排污控制	99
燃气轮机: 燃料流率	88	水中杂质	99
气体内燃机: 燃料流率	89	电导率与溶解固体的关系	101
气体膨胀机: 可效能量	89	蒸气中的二氧化硅	101
第8章 分离器和集液器	91	碱脆	101
液体停留时间	91	废热	101
蒸气停留时间	92	第10章 凉水塔	105
蒸气—液体计算方法	92	系统衡算	105
液—液计算方法	94	温度数据	105
压降	94	操作效能	105
容器壁厚	94	操作效能估算: 案例记载	108
气体洗涤器	95	传递单元	108
回流罐	95		

第2篇 工艺设计

第11章 冷冻	113	碳酸盐型精制	138
系统类型	113	分批式溶液型精制	139
估算每一冷冻吨所耗马力	113	分批式床层型精制	139
各种制冷剂制冷功率和冷凝器负荷	113	第13章 真空系统	140
制冷剂的替代品	131	真空喷射器	140
乙烯/丙烯串级系统	132	典型的喷射器系统	141
蒸汽喷射型所需的公用工程	132	供汽	141
氨吸收型所需的公用工程	134	漏气量的测量	142
第12章 气体精制	136	抽空时间	142
引言	136	设计建议	143
气体精制方法	136	喷射泵的规格书	143
气体反应型精制	136	第14章 气流输送	146
气体物理溶剂型精制	138	系统类型	146
物理/化学型精制	138	压差	146

确定设备大小.....	147	气—液接触.....	148
第 15 章 混合	148	液—液混合.....	149
单级混合器.....	148	液—固混合.....	149
多级混合器.....	148	混合器的应用.....	149
		管套式混合喷嘴.....	150

第 3 篇 装置设计

第 16 章 工艺过程评价	153
引言.....	153
研究的界定.....	153
工艺过程的界定.....	154
界区内设施的技术说明.....	160
界区外设施的技术说明.....	162
基建投资.....	165
经营成本.....	171
经济评价.....	173
融资.....	177
第 17 章 可靠性	178
可靠性.....	178
第 18 章 金属学问题	179
脆裂.....	179
应力腐蚀破裂.....	183
氢蚀.....	183
点蚀.....	184
蠕变和蠕变断裂寿命.....	185
金属粉化.....	186
环烷酸腐蚀.....	188
燃料灰腐蚀.....	188

热疲劳.....	190
磨损.....	191
管道韧性.....	192
常见的防腐蚀失误.....	193
第 19 章 安全	194
估算爆炸下限(爆炸下限)和闪点.....	194
贮槽的惰性气体密封.....	194
设备吹扫.....	196
流体流动产生的静电.....	196
混合物的可燃性.....	199
安全泄放管道.....	200
自然通风.....	206
第 20 章 控制	207
引言.....	207
用于过程控制的额外容量.....	207
控制器的限制.....	208
虚假的经济性.....	208
控制规律定义.....	208
控制规律的比较.....	209
控制规律与应用.....	209
气动与电子控制.....	209
过程色谱仪.....	210

第 4 篇 操 作

第 21 章 故障检查和排除	213
引言.....	213
分馏: 检查项目表.....	213
分馏: 操作问题.....	215
分馏: 机械问题.....	220
流体流动.....	222
冷冻.....	223
火管加热器.....	224
安全泄压阀.....	225
气体精制.....	225

压缩机.....	228
测量.....	228
第 22 章 开车	231
引言.....	231
控制器的设定值.....	231
控制故障的可能原因.....	232
检查项目清单.....	233
第 23 章 节能	236
目标过量氧气.....	236

烟气热损失	236	近似物性	251
烟气露点	237	液体黏度	252
当量燃料值	237	相对湿度	254
热量回收系统	237	表面张力	256
过程效率	237	气体扩散系数	256
蒸汽疏水器	241	水和烃类	258
气体膨胀机	243	天然气水合温度	261
分馏	243	石油中的无机气体	262
保温材料	243	泡沫密度	264
第 24 章 采用线性规划建立工艺过程模型		当量直径	264
模型	245	自燃温度	266
采用线性规划建立工艺过程模型	245	吉布氏生成自由能	276
第 25 章 性质	251	新型制冷剂	291
引言	251		

附 录

附录 1 计算机编程	295	附录 6 面向工科学生的综述	305
附录 2 地理资料系统	296	附录 7 现代化管理新理念	307
附录 3 Internet 的利用	297	附录 8 工艺规格书	308
附录 4 过程安全管理	299	附录 9 单位换算表	319
附录 5 自行开发简捷方法	300		

第 1 篇 设备设计



第1章 流体流动

速度头

最有用、最基本的两个公式为

$$\Delta h = \frac{u^2}{2g} \quad (1-1)$$

$$\Delta P(V) + \frac{\Delta u^2}{2g} + \Delta Z + E = 0 \quad (1-2)$$

式中 Δh = 流体流动的压头损失, ft;

u = 速度, ft/sec;

$g = 32.2$ ft/sec²;

P = 压力, lb/ft²;

V = 比容, ft³/lb;

Z = 高度, ft;

E = 由于流体流动摩擦而损失的压头, ft。

方程 (1-1) 中的 Δh 称为“速度头”。这一式子具有广泛的用途, 但却为许多人所不懂得。可径直用于:

- ① 确定分布器的孔径
- ② 计算小孔的泄漏量
- ③ 确定节流孔板的大小
- ④ 计算毕托管的流量

采用适当的系数, 方程 (1-1) 可用于:

- ① 孔板的计算
- ② 相应管件的压头损失等等

一根大的管子其长度方向上钻有许多小孔, 对于这种分布器, 可直接采用方程 (1-1)。这是由于孔径的大小与流体流经该孔的流程长度很接近。而另一方面, 采用方程 (1-1) 计算孔板就需要相应的系数, 这是因为孔径的大小要比流程的长度大得多 (许多孔板为 1/8 in)。孔板在本章的“流量测量”一节中讨论。

对于可压缩流体, 要特别谨慎当达到音速亦即“阻塞”速度时, 下游压力的继续降低不会使流量增加。当上下游绝对压力比为 2:1 时就会发生这种情况。音速临界流其实不适用于液体。因为在液体中声音的速度很快。参见本章后面的“音速”。

当 $\Delta h = u^2/2g$ 与方程 (1-2), 也即广泛采用的伯努利方程联立时, 还可以有进一步的应用。各项为

- ① PV 变化
- ② 动能变化或“速度头”
- ③ 高度变化
- ④ 摩擦损失

这些可用于计算管道中流体流动的压头损失。然而, 在

许多情况下 $u^2/2g$ 和 PV 可非有意或有意地相互转化。

在下列情况下, 我们有意将 $u^2/2g$ 逐步转化为 PV。

- ① 进入相分离罐, 降低湍动而促进分离
- ② 进入真空冷凝器, 减少压降

对于一种罐式混合器, 我们采用可控方式使 PV 积聚起来转化为 $u^2/2g$ 。这些例子将在后面适当的章节讨论。

资料来源

Branan, C. R. The Process Engineer's Pocket Handbook, Vol. 1, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, p.1.

管道压力降

在普通钢管中, 湍流条件下管道压力降的关系式为

$$\Delta P_F = W^{1.8} \mu^{0.2} / 20000 d^{4.8} \rho$$

式中 ΔP_F = 摩擦压力损失, psi/100 当量英尺管子;

W = 流体流量, lb/hr;

μ = 黏度, cP;

ρ = 密度, lb/ft³;

d = 管子内径, in。

此关系式适用于雷诺数范围为 2100~10⁶。对光滑管道 (用于热交换器管内压降计算), 式中的常数应取 23000, 而非 20000。

资料来源

Branan, Carl R. "Estimating Pressure Drop," Chemical Engineering, August 28, 1978.

当量长度

表 1-1 列出各种管件的阻力当量长度。

资料来源

- 1 GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10th Ed. 1987.
- 2 Branan, C.R., The Process Engineer's Pocket Handbook, Vol.1, Gulf Publishing Co., p.6.

适宜流速

各类管道的适宜流量、流速和压力降见表 1-2 ~ 表 1-9。

表 1-1 阀门及管件阻力当量长度

公称直径 in	截止阀 或球型 止回阀	角阀	旋转 止回阀	旋塞阀	闸阀 或球阀	45° 弯头		短径 弯头		长径 弯头		硬三通		软三通		90°斜接弯管		
						焊 接	螺 纹	焊 接	螺 纹	焊 接	螺 纹	焊 接	螺 纹	焊 接	螺 纹	2 斜缝	3 斜缝	4 斜缝
1½	55	26	13	7	1	1	2	3	5	2	3	8	9	2	3			
2	70	33	17	14	2	2	3	4	5	3	4	10	11	3	4			
2½	80	40	20	11	2	2	..	5	..	3	..	1	2	3	..			
3	100	50	25	17	2	2		6		4		14		4				
4	130	65	32	30	3	3		7		5		19		5				
6	200	100	48	70	4	4		11		8		28		8				
8	260	125	64	120	6	6		15		9		37		9				
10	330	160	80	170	7	7		18		12		47		12				
12	400	190	95	170	9	9		22		14		55		14		28	21	20
14	450	210	105	80	10	10		26		16		62		16		32	24	22
16	500	240	120	145	11	11		29		18		72		18		38	27	24
18	550	280	140	160	12	12		33		20		82		20		42	30	28
20	650	300	155	210	14	14		36		23		90		23		46	33	32
22	688	335	170	225	15	15		40		25		100		25		52	36	34
24	750	370	185	254	16	16		44		27		110		27		56	39	36
30	—	—	—	312	21	21		55		40		140		40		70	51	44
36	—	—	—	—	25	25		66		47		170		47		84	60	52
42	—	—	—	—	30	30		77		55		200		55		98	69	64
48	—	—	—	—	35	35		88		65		220		65		112	81	72
54	—	—	—	—	40	40		99		70		250		70		126	90	80
60	—	—	—	—	45	45		110		80		260		80		190	99	92
公称直径 in	扩大					缩小												
	骤扩		标准异径管			骤缩			标准异径管									
	以 d 为基准的当量长度 L																	
	$d/D=1/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$						
1½	5	3	1	4	1	3	2	1	1	—								
2	7	4	1	5	1	3	3	1	1	—								
2½	8	5	2	6	2	4	3	2	2	—								
3	10	6	2	8	2	5	4	2	2	—								
4	12	8	3	10	3	6	5	3	3	—								
6	18	12	4	14	4	9	7	4	4	1								
8	25	16	5	19	5	12	9	5	5	2								
10	31	20	7	24	7	15	12	6	6	2								
12	37	24	8	28	8	18	14	7	7	2								
14	42	26	9	—	—	20	16	8	—	—								
16	47	30	10	—	—	24	18	9	—	—								
18	53	35	11	—	—	26	20	10	—	—								
20	60	38	13	—	—	30	23	11	—	—								

续表

公称直径 in	扩大					缩小				
	骤扩		标准异径管			骤缩		标准异径管		
	以 d 为基准的当量长度 L									
	$d/D=1/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$	$d/D=1/2$	$d/D=3/4$
22	65	42	14	—	—	32	25	12	—	—
24	70	46	15	—	—	35	27	13	—	—
30										
36										
42										
48										
54										
60										

表 1-2 确定新装置蒸汽管道的最大允许流量和压力降

压力, psig	支 管			总 管		
	600	175	30	600	175	30
密度, lb/ft ³	0.91	0.41	0.106	0.91	1.41	0.106
ΔP , psi/100ft	1.0	0.70	0.50	0.70	0.40	0.30
公称直径, in	最大流量, lb/h $\times 10^{-3}$					
3	7.5	3.6	1.2	6.2	2.7	0.9
4	15	7.5	3.2	12	5.7	2.5
6	40	21	8.5	33	16	6.6
8	76	42	18	63	32	14
10	130	76	32	108	58	25
12	190	115	50	158	87	39
14	260	155	70	217	117	54
16	360	220	100	300	166	78
18	...	300	130	...	227	101
20	170	132

注: 1. 600 psig 时蒸汽为 750°F, 175psig 和 30psig 时为饱和蒸汽。

2. 600psig 流量级别时, 对于大型公称直径的管内径取以下尺寸: 18/16.5in, 14/12.8in, 12/11.6in, 10/9.75in。

3. 若使用其他内径的管道, 或在 175psig 或 20psig 系统中有过热现象存在, 则允许压力降应作为设计控制准则。

表 1-3 确定新装置冷却水管道的最大允许流量、速度和压力降

管子直径, in	支 管			总 管		
	流量, gal/min	流速, ft/sec	ΔP , ft/100ft	流量, gal/min	流速, ft/sec	ΔP , ft/100ft
3	100	4.34	4.47	70	3.04	2.31
4	200	5.05	4.29	140	3.53	2.22
6	500	5.56	3.19	380	4.22	1.92
8	900	5.77	2.48	650	4.17	1.36
10	1500	6.10	2.11	1100	4.48	1.19

管子直径, in	支 管			总 管		
	流量, gal/min	流速, ft/sec	ΔP , ft/100ft	流量, gal/min	流速, ft/sec	ΔP , ft/100ft
12	2400	6.81	2.10	1800	5.11	1.23
14	3100	7.20	2.10	2200	5.13	1.14
16	4500	7.91	2.09	3300	5.90	1.16
18	6000	8.31	1.99	4500	6.23	1.17
20	6000	6.67	1.17
24	11000	7.82	1.19
30	19000	8.67	1.11

表 1-4 确定其他流体管道的速度和压力降

干煤气	100ft/sec
湿煤气	60ft/sec
高压蒸汽	150ft/sec
低压蒸汽	100ft/sec
空气	100ft/sec
蒸气总管	最大速度 0.3 马赫 最大压降 0.5psi/100ft
轻度挥发液体接近泡点, 泵吸入口	整个吸入管线为 0.5ft 液柱
泵出口, 塔的回流液	3~5psi/100ft
热油管箱	1.5psi/100ft
50mm 以下绝压的真空蒸汽管线	最大允许摩擦损失为该绝压的 5%

表 1-5 管内液体、气体及蒸气的建议速度(50psig 以下低压及 50~100°F时)

此速度仅为建议值, 用于估算管道的尺寸, 以便作为压力降计算的起始点。
管道尺寸的最终确定应以压力降与合理速度二者之间能达到一个经济的平衡为准

流体名称	建议试用速度	管子材料	流体名称	建议试用速度	管子材料
乙炔(保持压力极限)	4000fpm	钢	0~30% 氢氧化钠	6fps	钢及镍
空气, 0~30psig	4000fpm	钢	30%~50% 氢氧化钠	5fps	
氨	6fps	钢	50%~73% 氢氧化钠	4fps	
液	6fpm	钢	氯化钠溶液	5fps	钢 镍铜或镍
气	6000 fpm	钢	无固体	(最小值 6fps 最大值 15fps)	
苯	6fps	钢	有固体	7.5 fps	钢
溴	4fps	玻璃	过氯乙烯	6fps	
液	2000fpm	玻璃	蒸汽	4000~6000fpm	钢
氯化钙	4fps	钢	0~30psi 饱和	6000~10000fpm	
四氯化碳	6fps	钢	30~150psi 饱和或 过热	6500~15000fpm	
氯(干)	5fps	钢, Sch. 80	大于 150psi	15000fpm(最大)	
液	2000~5000fpm	钢, Sch. 80	过热		
气	6fps	紫铜及钢	短管道		
三氯甲烷(氯仿)	2000fpm	紫铜及钢			

续表

流体名称	建议试用速度	管子材料	流体名称	建议试用速度	管子材料
乙烯	6000fpm	钢	硫酸		
1,2-二溴乙烷	4fps	玻璃	88%~93%	4fps	316SS, 铅
1,2-二氯乙烷	6fps	钢	93%~100%	4fps	铸铁或钢, Sch. 80
乙二醇	6fps	钢	二氧化硫	4000fpm	钢
氢气	4000fpm	钢	苯乙烯	6fps	钢
氯化氢(盐酸)			三氯乙烯	6fps	钢
液	5fps	衬橡胶	氯乙烯	6fps	钢
气	4000fpm	橡胶衬里, 聚偏 氯乙烯, Haveg	偏二氯乙烯	6fps	钢
氯代甲烷			水		
液	6fps	钢	普通用途	3~8(平均6)fps	钢
气	4000fpm	钢	锅炉给水	4~12fps	钢
天然气	6000fpm	钢	泵吸入管道	1~5fps	钢
润滑油品	6fps	钢	最大经济值(通常)	7~10fps	钢
氧气			海水及低盐水, 衬 里管	5~8fps } (最小为 5~12fps } 3fps)	橡胶衬里, 混 凝土, 柏油衬里, 聚偏 氯乙烯衬里
(室温)	最大值 1800fpm	钢(最大 300psig) 304SS	混凝土水管		
(低温)	4000fpm				
丙二醇	5fps	钢			

注: Sch. 80—80号壁厚级; fpm, fps—分别为 ft/min, ft/sec.

表 1-6 蒸气典型设计速度*

ft/sec

流体	管子尺寸, in		
	≤6	8~12	≥14
饱和蒸气			
0~50psig	30~115	50~125	60~145
气体或过热蒸气			
0~10psig	50~140	90~190	110~250
11~100psig	40~115	75~165	95~225
111~900psig	30~85	60~150	85~165

* 上列数据仅为导则, 管道最终尺寸及流速必须通过具体计算而得。真空管路不包括在表内, 但通常允许较高流速。高真空条件需仔细计算压力降。

表 1-7 风道和管道系统中常用允许流速*

设施/用途	速度, ft/min	设施/用途	速度, ft/min
强制通风道	2500~3500	制冷剂蒸气管线	1000~3000
吸风烟道	2000~3000		
烟囱和排气筒	2000		
水管(最大)	600	液态制冷剂	200
高压蒸汽管	10000	盐水管线	400
低压蒸汽管	12000~15000	通风风道	1200~3000
真空蒸汽管道	25000	通风调节器活门栅, 记录器护栅	500
压缩空气管	2000		

* 引自 Chemical Engineer's Handbook, 3rd Ed, P1642.

表 1-8 工艺系统应用的典型设计速度*

设 施	速度, ft/sec	设 施	速度, ft/sec
普通液体	4~6.5	去再沸器的液体(无泵)	2~7
泵吸入处(沸腾除外)	1~5	出再沸器的气液混合物	15~30
泵吸入处(沸腾)	0.5~3	去冷凝器的蒸气	15~80
锅炉供水(出口压力)	4~8	重力分离器流体	0.5~1.5
排水管道	1.5~4		

* 上列数据仅作导则用,管子直径最后将由压力降及系统环境决定。对于重质及粘性流体,流速为上表的一半。流体不应包含悬浮固体颗粒。

表 1-9 汽轮机蒸汽接管的建议蒸汽流速

蒸汽供应	典型范围, ft/sec
汽轮机进口	100~150
排气,无冷凝	175~200
排气,有冷凝	400~500

资料来源

- 1 Branan, C.R., The Process Engineer's Pocket Handbook, Vol.1, Gulf Publishing Co.
- 2 Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, 2nd Ed., Gulf Publishing Co.

两相流

两相流(液体/蒸气)极其复杂,甚至连方法也不够精确。甚至不能完全确定,在一定条件下,存在的是何种流型。Ludwig 设计论著^[1]第 2 卷及 GPSA 数据手册提供分析了两相行为的方法。

就本书宗旨而言,可用 Lockhart 及 Martinelli^[3]相关法对一般两相流大体情况作一粗略估算。此种方法 Perry^[4]手册中有所论述。此方法为每个相的压力降按管线内犹如单独存在该相来计算,然后计算以下参数。

$$X = \left[\frac{\Delta P_L}{\Delta P_G} \right]^{1/2}$$

式中 ΔP_L , ΔP_G 分别为液相和气相压力降。

下一步是将 X 因子与 Y_L 或 Y_G 关联起来。选定其中一值后乘以另一个的压力降以求得总压降。下列方程式是根据 Perry 手册中关于两相均为湍流(最常见的情况)的 Y_L 和 Y_G 曲线上的点列出的。

$$Y_L = 4.6X^{-1.78} + 12.5X^{-0.68} + 0.65$$

$$Y_G = X^2 Y_L$$

Lockhart 及 Martinelli 曲线上 X 的范围为 0.01~100。

对雾状或喷雾流型, Ludwig^[1]引用 Baker^[6]的建议,即二倍的 Lockhart 及 Martinelli 值。对于常见的闪蒸蒸汽冷凝管道情况, Ruskan 提供了使用方便的图表(见图 1-1)。

图 1-1 提供闪蒸冷凝液压力降及流体流速快速估算

法。例如,若 1000lb/h, 600psig 饱和冷凝液闪蒸至 200psig, 压力降为 1.0psi/100ft 以下时,需多大管径?在右方镶入的小图下方 600psig 处,向下读取 200psig 末尾压力(图中①)。再向左读取(图中②)与流速 1000lb/h 的交点(图中③),垂直向上选择 1½in 管子(图中④),其压力降为 0.28psi/100ft(图中⑤)。

注意:此曲线所给出之流速为 16.5ft/s;在右边镶入的小图中从 600psig 向上读至 200psig 处(图中⑥),找到速度修正因子为 0.41(图中⑦),得到校正的流速为 6.8ft/s。

资料来源

- 1 Ludwig, E.E., Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants, Vol.1, Gulf Publishing Co.
- 2 GPSA Data Book, Vol.11, Gas Processors Suppliers Association, 10th Ed., 1987.
- 3 Lockhart, R.W., and Martinelli, R.C., "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes." Chemical Engineering Progress, 45: 39-48, 1949.
- 4 Perry, R.H., and Green, D., Perry's Chemical Engineering Handbook, 6th Ed., McGraw-Hill Book Co.
- 5 Branan, C.R., The Process Engineer's Pocket Handbook, Vol.2, Gulf Publishing Co.
- 6 Baker, O., "Multiphase Flow in Pipe Lines," Oil and Gas Journal, November 10, 1958, p.156.
- 7 Ruskan, R.P., "Sizing Lines For Flashing Steam-Condensate," Chemical Engineering, November 24, 1975, p.88.

可压缩流

对装置内 $\Delta P > 10\% P_1$ 一类的“短”管道而言^[1],或者分为若干 $\Delta P < 10\% P_1$ 的区段,或用 Maxwell 假定其为理想气体等温流动采用下式。

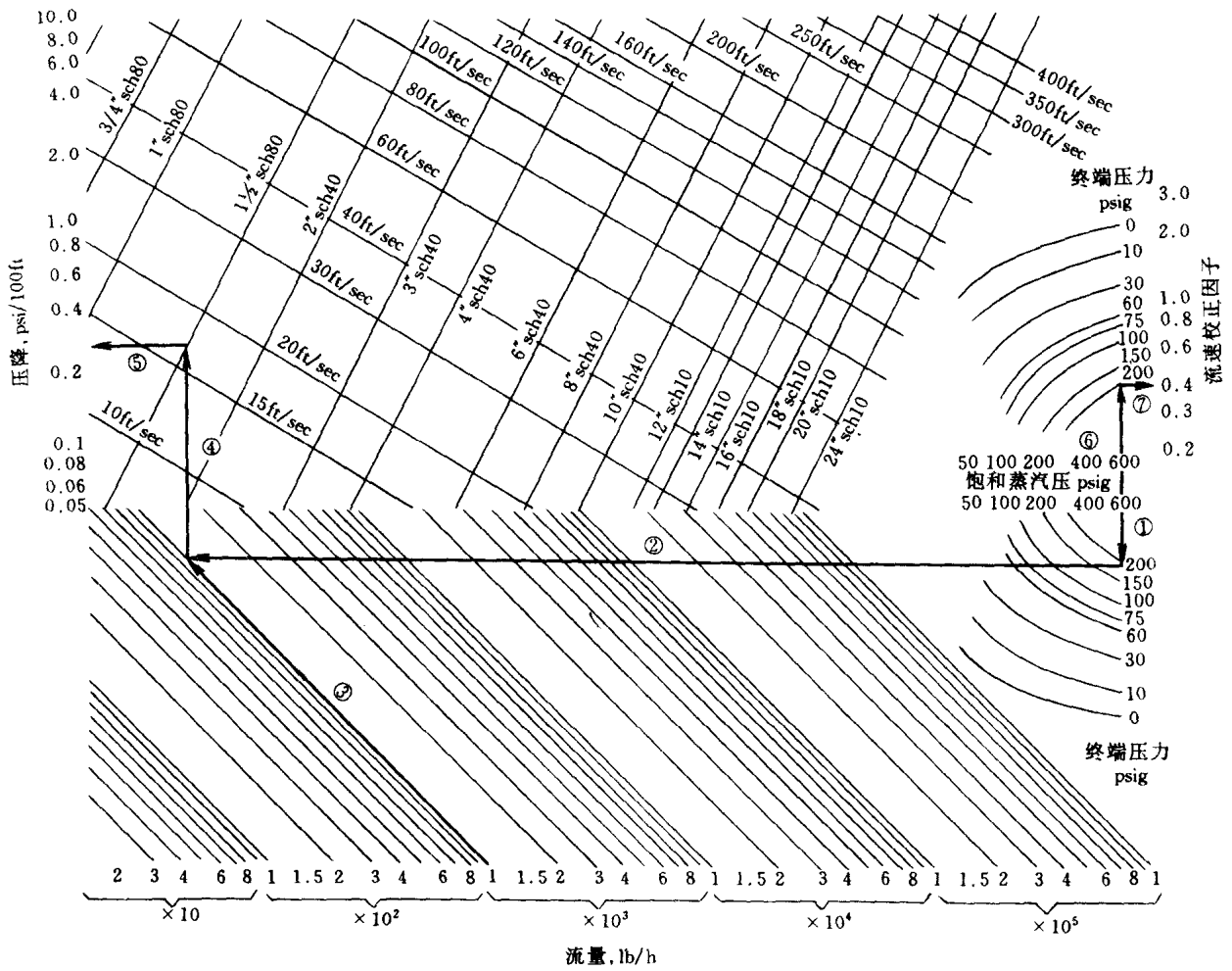


图 1-1 闪蒸蒸汽-凝液两相流管线尺寸算图
(图中 SCH10、40 和 80 为管壁厚级别号码)

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \frac{2P_1}{P_1 + P_2} \left\{ 0.323 \left[\frac{fL}{d} + \frac{\ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right)}{24} S_1 U_1^2 \right] \right\} \times \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - \frac{0.0375G(h_2 - h_1)P_{avg}^2}{T_{avg}Z_{avg}}}{G^{0.8539} L T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.5394}$$

式中 ΔP = 管道压力降, psi;
 P_1, P_2 = 上游及下游压力 psia;
 S_1 = 蒸气水相对比重 ($= 0.00150M P_1/T$);
 d = 管道直径, in;
 U_1 = 上游流速, ft/sec;
 f = 摩擦系数 (近似计算取 $f = 0.005$);
 L = 管道长度, ft;
 M = 分子量;
 ΔP = 压力降, psi (并非前面所述的每标准长度的 psi)。

对“长”的管道, 可使用来自 McAllister 的下述方程^[2]。此方程通常用于气体管道的水力计算。

Panhandle A 式

$$Q_b = 435.87 \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.0788} D^{2.6182} E \times$$

Panhandle B 式

$$Q_b = 737 \left(\frac{T_b}{P_b} \right)^{1.020} D^{2.53} E \times$$

$$\times \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - \frac{0.0375G(h_2 - h_1)P_{avg}^2}{T_{avg}Z_{avg}}}{G^{0.961} L T_{avg} Z_{avg}} \right]^{0.51}$$

Weymouth 式

$$Q = 433.5 \left[\frac{T_b}{P_b} \right] D^{2.667} E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{GLTZ} \right]^{0.5}$$

$$P_{avg} = \frac{2}{3} \left(P_1 + P_2 - \frac{P_1 P_2}{P_1 + P_2} \right)$$

P_{avg} 用于计算气体压缩系数 Z 。

Panhandle 方程式中的符号说明

Q_b = 流体流量, scfd;
 P_b = 基准压力, psia;