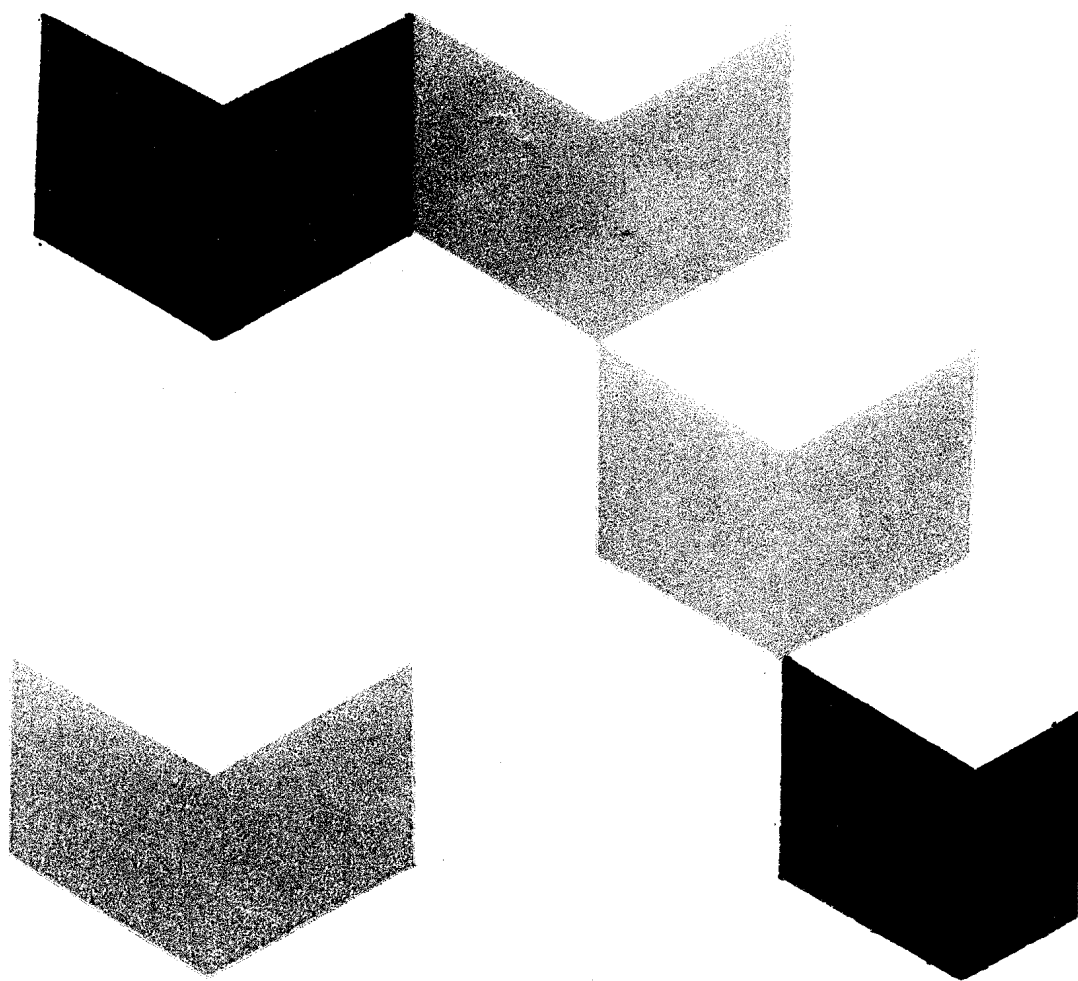


设计教科书

〔苏〕 Ю.И.迪特尼奥尔斯科戈 主编



化学工业出版社

内 容 提 要

本书阐明了典型化工过程与装置的设计基础,讨论了课程设计的目的与任务以及设计说明书和设计图纸的内容、范围、编写程序等方面的要求,给出了各种设备、辅助装备、管路和附件等的选型和计算的一般原则,列举了设备和装置计算的示例和参考资料。附录中给出了必要的参考图表、苏联国家标准及各种规范、典型设备的总图及局部图。

本书可作为化工院校师生教学参考书,亦可供化学工业及有关部门的工程技术人员参考。

参加本书翻译工作的有张琨、叶世芝、李珊、胡宝林。全书由张琨统一整理,张琨、叶世芝校订,金汉钟副教授审阅。

Ю. И. ДЫТНЕРСКОГО
ОСНОВНЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ
ПОСОБИЕ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ
МОСКВА «ХИМИЯ» 1983

化工基本过程与设备

设计教科书

张 琨 等译

责任编辑: 苗延秀

封面设计: 李法明

*

化学工业出版社出版发行

(北京和平里七区十六号楼)

北京京辉印刷厂印刷

新华书店北京发行所经销

*

开本787×1092¹/₁₆印张27¹/₄ 字数666千字

1988年10月第1版1988年10月北京第1次印刷

印数1—4,000

ISBN 7-5025-0199-1/TQ·161

定 价8.40元

目 录

序

绪论 课程设计与范围

第一篇 典型过程与设备的计算总则

第一章 流体力学计算

主要符号	1
1. 管路流体阻力的计算	1
2. 管路最佳直径的计算	4
3. 具有多孔及粒状床层和填料设备的流体阻力计算	5
4. 泵和通风机的计算	7
5. 泵和通风机的计算 示例	13
例1 泵的计算	13
例2 通风机的计算	15
6. 两相流的流体动力学参数计算	16
参考文献	21

第二章 热 计 算

主要符号	22
1. 换热设备工艺计算的一般程序	22
2. 给热系数计算公式	26
3. 标准换热设备的主要结构和参数	29
3.1 列管式换热器	29
3.2 套管式换热器	37
3.3 板式换热器	38
3.4 螺旋板式换热器	41
3.5 箱式石墨换热器	42
4. 换热器计算示例	44
例1 列管式冷却器的计算	44
例2 板式冷却器的计算	48
例3 板式加热器的计算	52
例4 列管式冷凝器的计算	53
例5 列管式蒸发器的计算	55
5. 标准换热设备的最佳选择	58
例6 液体冷却器最佳方案的选择 (例1和例2的补充)	61
参考文献	64

第三章 质量交换过程的计算

主要符号	65
1. 吸收和液体萃取	65
1.1 物料衡算	67
1.2 理论级数的计算	68
1.3 吸收剂或萃取剂流量的确定	76
1.4 逆流塔直径的计算	76
1.5 相间表面的计算	78
1.6 决定传质强度的参数计算	81
1.7 相的连续接触式设备的高度计算	84
1.8 相的逐级接触式设备中级数的计算	88
2. 二元系统的连续精馏	93
2.1 物料和热量衡算	94
2.2 理论板数的计算	94
2.3 恒摩尔流的精馏过程	98
2.4 精馏塔主要尺寸的确定	102
3. 在固相固定床设备中的吸附	106
3.1 物料衡算	106
3.2 多孔固相的质量传递	107
3.3 吸附器的计算	109
3.4 浓度分布和排出曲线的计算	110
参考文献	126

第四章 化工设备基本零部件的机械计算

主要符号	127
引言	127
1. 筒体厚度的计算	128
2. 封头厚度的计算	129
3. 法兰连接和顶盖的计算	130
4. 设备支座的计算	132
5. 管板的计算	133
6. 补偿器的计算	136
7. 转筒的计算	138
8. 搅拌设备垂直轴的计算	141
参考文献	144

第二篇 典型装置的计算示例

第五章 蒸发装置

主要符号	145
引言	145

1. 蒸发器传热面积的确定	147
1.1 蒸浓液浓度的计算	147
1.2 溶液沸点的确定	147
1.3 有效温度差的计算	150
1.4 热负荷的确定	151
1.5 设备材料的选择	152
1.6 传热系数的计算	152
1.7 有效温度差的分配	156
1.8 传热面积的精确计算	157
2. 保温层厚度的确定	158
3. 气压冷凝器的计算	159
3.1 冷却水流量的确定	159
3.2 气压冷凝器直径的计算	159
3.3 气压管高度的计算	160
4. 真空泵生产能力的计算	160
5. 多效蒸发装置最佳效数的计算	161
附录	164
附录1 管式蒸发器的类型	164
附录2 蒸发器的主要尺寸	165
附录3 某些水溶液在溶液浓度(质量%)和温度不同时的表面张力 σ 、密度 ρ 和粘度 μ	169
附录4 大气压下某些水溶液的沸点升高	170
附录5 气压冷凝器的主要尺寸	171
附录6 BBH型真空泵的技术特性	172
参考文献	172

第六章 吸收装置

主要符号	173
引言	173
1. 填料吸收塔的计算	174
1.1 被吸收物质的质量和吸收剂流量的确定	175
1.2 推动力的计算	176
1.3 传质系数的计算	176
1.4 气体速度和吸收塔直径的计算	179
1.5 喷淋密度和填料活性表面的确定	180
1.6 给质系数的计算	181
1.7 传质面积和吸收塔高度的确定	182
1.8 吸收塔的流体阻力计算	183
2. 板式吸收塔的计算	185
2.1 气体速度和吸收塔直径的计算	186
2.2 传质系数的计算	187
2.3 清液层高度的计算	188
2.4 给质系数的计算	189
2.5 吸收塔的塔板数计算	190

2.6 板间距的选择和吸收塔高的确定	190
2.7 吸收塔塔板流体阻力的计算	191
3. 填料吸收塔和板式吸收塔计算数据的比较	192
附录	192
附录1 塔式设备的结构	192
附录2 各种类型的塔板	194
参考文献	208

第七章 精 馏 装 置

主要符号	209
引言	209
1. 填料精馏塔的计算	210
1.1 塔的物料衡算和操作回流比的确定	211
1.2 蒸气速度和塔径的计算	214
1.3 填料高度的计算	215
1.4 填料流体阻力的计算	219
2. 板式精馏塔的计算	221
2.1 蒸气速度和塔径的计算	221
2.2 精馏塔高度计算	222
2.3 塔板上清液层高度和鼓泡层气含率的确定	223
2.4 传质系数和塔高的计算	224
2.5 塔板的流体阻力计算	228
3. 精馏装置最优方案的选择	229
参考文献	231

第八章 萃 取 装 置

主要符号	232
引言	232
1. 萃取设备的计算	233
1.1 液滴沉降速度	233
1.2 逆流萃取塔中的液泛速度	234
1.3 滞液率	235
1.4 液滴尺寸	237
1.5 给质系数	238
1.6 澄清区尺寸	239
2. 喷淋塔计算举例	240
3. 转盘萃取塔计算举例	245
参考文献	250

第九章 吸 附 装 置

主要符号	251
引言	251

1. 吸附剂为流化床吸附装置的计算	252
1.1 气流速度的确定	256
1.2 吸附剂用量的确定	257
1.3 体积传质系数的确定	257
1.4 总传递单元数的确定	258
2. 吸附剂为固定床间歇操作吸附装置的计算	259
2.1 吸附等温线的绘制	261
2.2 吸附阶段持续时间的确定	263
3. 吸附剂为移动床吸附装置的计算	263
3.1 设备直径的计算	264
3.2 吸附剂移动速度的计算	265
3.3 吸附剂床层高度的计算	265
4. 吸附器结构特征	267
4.1 吸收剂为固定床的吸附器	267
4.2 吸收剂为移动床的吸附器	271
4.3 吸收剂为流化床的吸附器	274
参考文献	277

第十章 干燥装置

主要符号	278
引言	278
1. 转筒干燥器的计算	279
1.1 送入干燥器的烟道气参数的确定	280
1.2 废气参数、干燥介质流量和干燥过程热量消耗的确定	282
1.3 干燥转筒主要尺寸的确定	284
2. 流化床干燥器的计算	290
2.1 空气流量、气体速度和干燥器直径的确定	290
2.2 流化(沸腾)床层高度的确定	292
2.3 干燥器的流体阻力	295
参考文献	297

第十一章 冷冻装置

主要符号	298
引言	299
1. 压缩蒸气冷冻装置的计算	299
1.1 冷冻循环的计算	301
1.2 冷冻设备的选择	303
1.3 载冷体回路的计算	307
1.4 冷却水循环系统的计算	309
1.5 保温层的计算	312
1.6 压缩冷冻装置的能量效率	313
2. 吸收冷冻装置的计算	318

2.1 吸收冷冻机循环的计算	319
2.2 设备选择	326
2.3 吸收冷冻装置的能量效率	327
3. 压缩冷冻机和吸收冷冻机的技术经济对比分析	329
参考文献	332

第十二章 溶液浓缩的膜装置

主要符号	333
引言	333
1. 反渗透装置的计算	333
1.1 反渗透阶段浓缩度的确定	334
1.2 膜的选择	334
1.3 膜工作面积的估算	336
1.4 设备的选择	337
1.5 装置中设备的编组	338
1.6 膜表观选择率的计算	340
1.7 膜面积的精确计算	342
1.8 流体阻力的计算	344
2. 超过滤装置的计算	346
2.1 膜的选择	347
2.2 膜工作面积的估算	347
2.3 设备的选择	348
2.4 膜表观选择率的计算	353
2.5 膜面积的精确计算	354
2.6 流体阻力的计算	354
附录	355
附录1 25℃时无限稀释的离子水合热	355
附录2 25℃时电解质水溶液的某些物化性质	356
参考文献	359

第三篇 课程设计的图纸构成

1. 一般要求	360
2. 工艺流程图	361
3. 对总图的基本要求	364
附录	378
附录1 三效蒸发装置工艺流程图	378
附录2 吸收装置工艺流程图	380
附录3 精馏装置工艺流程图	382
附录4 萃取装置工艺流程图	384
附录5 吸附装置工艺流程图	386
附录6 干燥装置工艺流程图	388
附录7 氨冷冻装置工艺流程图	390

附录8 反渗透浓缩装置工艺流程图	392
附录9 套管换热器总图	394
附录10 冷凝器总图	396
附录11 煮沸器总图	398
附录12 自然循环外热式蒸发器总图	400
附录13 自然循环外热式体外沸腾区蒸发器总图	402
附录14 强制循环内热式体外沸腾区蒸发器总图	404
附录15 自然循环内热式带盐分离器蒸发器总图	406
附录16 $\phi 1000\text{mm}$ 填料吸收塔总图	408
附录17 $\phi 800\text{mm}$ 泡罩精馏塔总图	410
附录18 $\phi 1000\text{mm}$ 浮阀精馏塔总图	412
附录19 $\phi 2000\text{mm}$ 浮阀筛板精馏塔总图	414
附录20 $\phi 2600\text{mm}$ 多流型筛板精馏塔总图	416
附录21 $\phi 1500\text{mm}$ 转盘萃取塔总图	418
附录22 环形吸附器总图	420
附录23 转筒干燥器壳体总图	422
附录24 具有卷式过滤元件的反渗透设备总图	424
附录25 平面框型超滤设备总图	426

第一篇 典型过程与设备的计算总则

第一章 流体力学计算

主 要 符 号

d_e 当量直径	λ 摩擦系数
ϵ 导管的相对粗糙度	μ 动力粘度
g 重力加速度	ξ 局部阻力系数
h_r 压头损失	ρ 密度
n 转速	δ 表面张力
N 功率	
p 压强	下 标
Δp 压强降	Γ 气体
Q 体积流量	ж 液体
w 速度	T 固体
η 有效系数	

1. 管路流体阻力的计算

确定输送液体和气体的能量消耗及选择泵和风机等输送机械时，都必须进行流体阻力的计算^[1,2]。

流体阻力取决于摩擦阻力和当流体的流速或方向改变时所产生的局部阻力。

在管路中由于克服摩擦阻力和局部阻力而引起的压强降 Δp_{Σ} 或压头损失 h_{Σ} 按下式计算：

$$\Delta p_{\Sigma} = \left(\lambda \frac{l}{d_e} + \Sigma \xi_{\Sigma.c} \right) \frac{\rho w^2}{2} \quad (1-1)$$

$$h_{\Sigma} = \left(\lambda \frac{l}{d_e} + \Sigma \xi_{\Sigma.c} \right) \frac{w^2}{2g} \quad (1-2)$$

式中 λ ——摩擦系数；
 l 和 d_e ——管道的长度和当量直径；
 $\Sigma \xi_{\Sigma.c}$ ——局部阻力系数的总和；
 ρ ——液体或气体的密度。

当量直径按下式计算：

$$d_e = 4S/\Pi \quad (1-3)$$

式中 S ——流体的自由截面积;

Π ——浸润周边。

计算摩擦系数 λ 的公式与流体的流动状态和导管的粗糙度有关。

层流时

$$\lambda = A/Re \quad (1-4)$$

式中 $Re = wd_0\rho/\mu$; A ——与导管截面形状有关的系数。

系数 A 的值和几种截面的当量直径 d_0 的值列表如下:

截面形状	i	d_0	截面形状	A	i_0
圆形 直径为 d	64	d	$b \gg a$	96	$3a$
正方形 边长为 a	57	a	$b/a = 10$	85	$1.81a$
环形 宽度为 a	96	$2a$	$b/a = 4$	73	$1.5a$
长方形 高为 a , 宽为 b			$b/a = 2$	62	$1.3a$

在湍流流道中分为三个区, 摩擦系数 λ 分别按不同公式计算。

对于光滑摩擦区 ($2320 < Re < 10 \frac{1}{e}$)

$$\lambda = 0.316/\sqrt[4]{Re} \quad (1-5)$$

此处 $e = \Delta/d_0$ ——管子的相对粗糙度, 式中的 Δ 为管子的绝对粗糙度(管壁上粗糙峰的平均高度)。

各种管子的绝对粗糙度估计值列表如下:

管子	Δ, mm	管子	Δ, mm
新钢管	0.06~0.1	干净的无缝黄铜、铜及铝管、玻璃管	0.0015~0.01
用过的无明显腐蚀的钢管	0.1~0.2	饱和蒸汽管	0.2
旧的脏钢管	0.5~2	间歇操作的蒸汽管	0.5
新铸铁管、陶瓷管	0.35~1	间歇操作的冷凝液管	1.0
使用过的铸铁水管	1.4	活塞和涡轮压缩机的空气管道	0.8
光滑铝管	0.015~0.06		

对于混合摩擦区 ($10 \frac{1}{e} < Re < 560 \frac{1}{e}$)

$$\lambda = 0.11(e + 68/Re)^{0.25} \quad (1-6)$$

对于 Re 的自模拟区 ($Re > 560 \frac{1}{e}$)

$$\lambda = 0.11e^{0.25} \quad (1-7)$$

局部阻力系数 ξ 的值, 在一般情况下与流体的局部阻力的形式和流动状态有关。现将几种最常见的局部阻力类型及其系数 ξ 值分述于下。

(1) 管子入口 当边缘尖锐时 $\xi = 0.5$, 当边缘圆滑时 $\xi = 0.2$ 。

(2) 管子出口 $\xi = 1$ 。

(3) 圆形截面肘管: $\xi = A \times B$ 。系数 A 与流道方向改变的角度 φ 有关

角度 φ ,度	20	30	45	60	90	110	130	150	180
A	0.31	0.45	0.60	0.78	1.00	1.13	1.20	1.28	1.40

系数 B 与管子的弯曲半径 R_0 和内径 d 之比有关:

R_0/d	1.0	2.0	4.0	6.0	15	30	50
B	0.21	0.15	0.11	0.09	0.06	0.04	0.03

(4) 90°弯管 (弯头)

管径,mm	12.5	25	37	50	>50
ξ	2.2	2.0	1.6	1.1	0.9

(5) 全开的标准球阀

管径,mm	13	20	40	80	100	150	200	250	300
ξ	10.8	8.0	4.9	4.0	4.1	4.4	4.7	5.1	5.5

(6) 全开的单向阀, 当 $Re \geq 3 \times 10^5$ 时

管径,mm	25	38	50	65	76	100	150	200	250
ξ	1.04	0.85	0.79	0.65	0.60	0.50	0.40	0.36	0.32

当 $Re < 3 \times 10^5$ 时, 上述的 ξ 值应当乘以与 Re 有关的系数 k :

Re	5000	10000	20000	50000	100000	>100000
k	1.40	1.07	0.94	0.88	0.91	0.93

(7) 突然扩大

ξ 值与小截面和大截面面积之比 F_1/F_2 及 Re 有关, Re 按小截面的当量直径和速度计算:

Re	F_1/F_2					
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6
10	3.10	3.10	3.10	3.10	3.10	3.10
100	1.70	1.40	1.20	1.10	0.90	0.80
1000	2.00	1.60	1.30	1.05	0.90	0.60
3000	1.00	0.70	0.60	0.40	0.30	0.20
≥ 3500	0.81	0.64	0.50	0.36	0.25	0.15

(8) 突然缩小

ξ 值的确定方法同上:

Re	F_1/F_2					
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6
10	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
100	1.30	1.20	1.10	1.00	0.90	0.80
1000	0.64	0.50	0.44	0.35	0.30	0.24
10000	0.50	0.40	0.35	0.30	0.25	0.20
>10000	0.45	0.40	0.35	0.30	0.25	0.20

(9) 三通

系数 ξ 的确定与支管中液体流量 $Q_{0.1}$ 和主管(总管)中总流量 Q 之比有关。当利用下列系数值计算压头损失时,应当用总管中的流速。总管与支管的局部阻力系数(ξ_m 和 $\xi_{0.1}$)在某些情况下,可能为负值,因为当流道汇合或分流时,可能吸入液体和增加压头。

ξ	$Q_{0.1}/Q$					
	0.0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0
流入总管						
$\xi_{0.1}$	-1.2	-0.4	0.08	0.47	0.72	0.91
ξ_m	0.04	0.17	0.30	0.41	0.51	0.60
从总管流出						
$\xi_{0.1}$	0.95	0.88	0.80	0.95	1.10	1.28
ξ_m	0.04	-0.08	-0.05	0.07	0.21	0.35

(10) 闸阀

管径, mm	15~100	175~200	300及300以上
ξ	0.5	0.25	0.15

2. 管路最佳直径的计算

圆管的内径按下式计算^[1]:

$$d = \sqrt{4Q/\pi w} \quad (1-8)$$

通常被输送的介质流量已知,因而管径的计算唯一需要确定的值是 w 。速度越大,所需管径就越小,这就降低了管路的成本及其安装和修理费用。但是管路的压头损失,随着速度的增大而增加,从而使输送介质所需的压强增加,这意味着流体输送的能耗增加。

在管路的最佳直径条件下,输送液体或气体的总费用最低,该最佳直径应通过技术经济计算来确定。在实践中为了保证接近管路的最佳直径,可采用以下的速度值:

液 体	$w, m/s$	气 体	$w, m/s$	蒸 汽	$w, m/s$
自流流动时, 粘性	0.1~0.5	自然通风时	2~4	过热蒸汽	30~50
弱粘性	0.5~1.0	压力不大时(通风机)	4~15	不同压力下的饱和蒸汽	
泵送时, 吸入管	0.8~2.0	高压时(压缩机)	15~25	大于 $10^5 Pa$	15~25
压出管	1.5~3.0			$(1\sim0.5) \times 10^5 Pa$	20~40
				$(5\sim2) \times 10^4 Pa$	40~60
				$(2\sim0.5) \times 10^4 Pa$	60~75

3. 具有多孔及粒状床层和填料设备的流体阻力计算

在许多热过程和质量交换过程的设备中, 液体或气体的流道具有空心截面(圆形或矩形)。这些设备的流体阻力同样按管路阻力的计算公式计算。过滤器上的沉淀、粒状的催化剂和吸附剂、吸收塔和精馏塔中的填料等, 在设备中形成多孔的或粒状的床层^[1-8]。这种床层的流体阻力可按下列关系式计算。它看上去很象计算管路中摩擦压力损失的方程式:

$$\Delta p_o = \lambda \frac{l}{d_s} \rho w^2 / 2 \quad (1-9)$$

式中 λ ——总阻力系数, 它反映了摩擦阻力和当液体沿床层通道运动及单元床层的环流而产生的局部阻力;

l ——床层通道的平均长度;

ρ ——液体或气体的密度;

w ——床层通道中介质的平均真实速度。

在内部流体动力学基础上(由于单元床层之间的气孔和空隙形成的通道内部运动), 研究液体或气体通过床层的运动, 可以将式(1-9)变换成便于计算的形式:

$$\Delta p_o = \lambda H a \rho w_o^2 / 8 \varepsilon^3 \quad (1-10)$$

式中 H ——层高;

a ——比表面, 即位于床层单位体积中物料颗粒的表面;

ε ——空隙率, 或自由容积分率(粒子间的自由空间容积与床层所占容积之比);

w_o ——按流动介质的体积流量与床层总截面的面积之比来计算的液体或气体的空塔速度。

λ 值按下式计算:

$$\lambda = 133 / Re + 2.34 \quad (1-11)$$

该情况下的雷诺准数 Re 的表达式为

$$Re = 4 w_o \rho / a \mu \quad (1-12)$$

当 a 值未知时, 用流体动力学(单元床层的环流)范围之外的公式有时更为方便:

$$\Delta p_o = \frac{3 \lambda H (1 - \varepsilon) \rho w_o^2}{4 \varepsilon^3 d_s \phi} \quad (1-13)$$

式中 d_s ——规则球形粒子的直径, 对不规则形状粒子 d_s 取当量圆球的直径, 即与粒子体积相等的球体直径;

ϕ ——粒子形状因子, 计算公式为 $\phi = F_m / F_s$ (F_m 为与粒子表面积 F_s 等体积的球体表面)。

λ 值仍按式(1-11)计算, 这时雷诺准数 Re 按下式计算:

$$Re = \frac{2}{3} \frac{\phi}{(1 - \varepsilon)} Re_o \quad (1-14)$$

$$Re_o = w_o d_s \rho / \mu \quad (1-15)$$

式(1-10)与式(1-13)的相互转换, 可以借助于关系式

$$a = 6(1 - \varepsilon) / \phi d_s \quad (1-16)$$

对于空洞分布比较均匀的粒状层(球形粒子及其它颗粒状料层), λ 值按式(1-11)计算。当气体或蒸汽通过拉西环层时, 填料环的内部孔穴破坏了孔隙的均匀分布, 此时计算 λ

利用以下关系式。

对于散堆的填料环

$$\text{当 } Re < 40 \text{ 时,} \quad \lambda = 140/Re \quad (1-17)$$

$$\text{当 } Re > 40 \text{ 时,} \quad \lambda = 16/Re^{0.2} \quad (1-18)$$

对于规则放置的填料环

$$\lambda = A/Re^{0.875} \quad (1-19)$$

此处

$$A = 3.12 + 17 \frac{d_s}{H} \left(\frac{d_s}{d_n} \right)^{1.87} \quad (1-20)$$

式中 d_s 和 d_e —— 填料环的内径和外径；

d_s —— 当量直径，按下式计算。

$$d_s = 4\varepsilon/a \quad (1-21)$$

此公式表达了任何多孔和粒状层的当量直径。

根据式 (1-17)、(1-18) 或 (1-19) 之一确定了 λ 值之后，即可按关系式 (1-10) 计算干填料的流体阻力。

当球形粒子为随意装填时，平均空隙率 $\varepsilon = 0.4$ 。圆形粒子的形状因子，一般在 $\phi = 1$ （对于规则球体）和 $\phi = 0.806$ （对于规则立方体）范围之间。对于圆柱形粒子，形状因子和圆柱体高度 h_n 与直径 d_n 之比有关。例如当 $h_n/d_n = 5$ 时， $\phi = 0.69$ ；当 $h_n/d_n = 0.05$ 时， $\phi = 0.32$ 。

式 (1-10) 和 (1-13) 适用于流体通过固定层。对于流化层流体阻力的计算公式为

$$\Delta p_{nc} = H(1-\varepsilon)(\rho_r - \rho)g \quad (1-22)$$

式中 ρ_r —— 床层粒子密度；

ρ —— 介质密度。

对于固定层，可将 H 和 ε 值代入式 (1-22)，因为乘积 $H(1-\varepsilon)$ 代表通过设备单位截面上的固体粒子的体积，当固定床转化为流化床时，其值不变。

$$H(1-\varepsilon) = H_{nc}(1-\varepsilon_{nc}) \quad (1-23)$$

式中 H_{nc} 和 ε_{nc} —— 流化床的层高和空隙率。

固定颗粒层过渡到流态化状态时的速度 w_{nc} （流态化开始的速度），可按下列方法计算。

对应于开始流态化速度的准数 $Re_{0,nc}$ ，通过二次方程式求解：

$$\frac{1.75}{\varepsilon^3 \phi} Re_{0,nc}^2 + \frac{150(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 \phi^2} Re_{0,nc} - Ar = 0 \quad (1-24)$$

阿基米德准数按下式计算

$$Ar = d_n^3 \rho g (\rho_r - \rho) / \mu^2 \quad (1-25)$$

对于近似球形的粒子， $Re_{0,nc}$ 的计算可以利用式 (1-24) 的近似解：

$$Re_{0,nc} = Ar / (1400 + 5.22 \sqrt{Ar}) \quad (1-26)$$

在 (1-15) 式的基础上计算 w_{nc} ：

$$w_{nc} = Re_{0,nc} \mu / d_n \rho \quad (1-27)$$

流化床被破坏、粒子被大量带走时的自由沉降速度 w_{cs} 可按下列方法计算。

计算粒子在自由沉降速度下的雷诺准数 $Re_{0,cs}$ ：

$$Re_{0,c_n} = Ar / (18 + 0.575 \sqrt{Ar}) \quad (1-28)$$

利用式 (1-15) 计算 w_{c_n} :

$$w_{c_n} = Re_{0,c_n} \mu / (d_n \rho) \quad (1-29)$$

因此, 流化床存在的速度范围为: $w_{nc} < w_0 < w_{cv}$

流化床的空隙率按下式计算

$$\varepsilon_{nc} = \left(\frac{18 Re_0 + 0.36 Re_0^2}{Ar} \right)^{0.21} \quad (1-30)$$

计算 ε_{nc} 值之后, 可以借助关系式 (1-23) 确定流化床的层高。

化学和石油加工及其它工业部门中, 常见的设备为泡罩塔 (板式塔)。当计算这些设备的流体阻力时, 通常需要确定气体或蒸汽通过“干”塔板 (即未被浸湿) 的流体阻力 Δp_c 。为了计算 ΔP 采用下式:

$$\Delta p_c = \xi \rho w^2 / 2 \quad (1-31)$$

式中 ξ ——干板阻力系数;

w ——气体或蒸汽在板孔 (齿缝) 中的速度。

4. 泵和通风机的计算

泵 化学工业用泵的主要类型有离心泵、活塞泵和轴流泵, 设计中往往需要计算在泵的已知送液能力 (流量) 下所需的压头和功率, 然后根据这些特性选择泵的具体型号^[1,2,4,5]。

消耗于汲送液体的有效功率按下式计算

$$N_n = \rho g Q H \quad (1-32)$$

式中 Q ——送液能力 (流量);

H ——泵的压头 (单位为米液柱)。

压头按下式计算

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_r + h_n \quad (1-33)$$

式中 p_1 ——设备中液体吸入压力;

p_2 ——设备中液体排出压力;

H_r ——液体升扬的几何高度;

h_n ——在吸入和压出管线内的总压头损失。

在确定的工作状态下, 泵的轴功率计算式为

$$N = N_n / (\eta_n \eta_{ncp}) \quad (1-34)$$

式中 η_n 和 η_{ncp} ——分别为泵的效率 and 电机到泵的传动效率。

如果泵效率不知道时, 可以参考下列数值:

泵 型	离 心 泵	轴 流 泵	活 塞 泵
η_n	0.4~0.7 (中、小流量) 0.7~0.9 (大流量)	0.7~0.9	0.65~0.85

传动效率与力的传送方式有关。离心泵和轴流泵电动机的轴通常直接与泵的轴相连接, 这种情况下 $\eta_{ncp} \approx 1$ 。活塞泵常常采用齿轮传动, 则 $\eta_{ncp} = 0.93 \sim 0.98$ 。

已知 N ，就可按产品目录为泵选择电动机，应使其额定功率 N_n 与 N 相等。如果没有功率相等的电动机，就选取相近的大功率电动机。

当计算泵送能耗时，必须考虑由于电动机本身的能量损失，所需电动机功率 N_{ge} 应大于额定功率：

$$N_{ge} = N_n / \eta_{ge} \quad (1-35)$$

式中 η_{ge} ——电动机效率。

如果电动机效率未知时，可按照额定功率选值：

N_n, kW	0.4~1	1~3	3~10	10~30	30~100	100~200	>200
η_{ge}	0.7~0.78	0.78~0.83	0.83~0.87	0.87~0.90	0.90~0.92	0.92~0.94	0.94

工艺流程中泵的安装应当考虑吸入高度 H_{sc} 不能大于下列数值：

$$H_{sc} \leq \frac{p_t}{\rho g} - \left(\frac{p_s}{\rho g} + \frac{w_{sc}^2}{2g} + h_{n,sc} + h_z \right) \quad (1-36)$$

式中 p_t ——操作温度下被吸送液体的饱和蒸汽压；

w_{sc} ——泵吸入接管内的液体流速；

$h_{n,sc}$ ——吸入管路中的压头损失；

h_z ——避免汽蚀现象（在离心泵中），或防止由于惯性力造成活塞与液体脱离（在活塞泵中）的压头余量。

对于离心泵

$$h_z = 0.3(Q_n^2)^{2/3} \quad (1-37)$$

式中 n ——轴的转速， s^{-1} 。

对于活塞泵，当吸入管上装有气室时

$$h_z = 1.2 \frac{l}{g} \cdot \frac{f_1}{f_2} \cdot \frac{u^2}{r} \quad (1-38)$$

式中 l ——从气室中自由液面计算的吸入导管中的液柱高度；

f_1 和 f_2 ——分别为活塞和导管的截面积；

u ——转动的圆周速度；

r ——曲柄半径。

为了确定用活塞泵吸送水时的允许吸入高度，可以采用表1-1中的数据。

表 1-1 活塞泵的允许吸入高度

$n, 1/s$	水 温, $^{\circ}\text{C}$						
	0	20	30	40	50	60	70
0.834	7.0	6.5	6.0	5.5	4.0	2.5	0
1.00	6.5	6.0	5.5	5.0	3.5	2.0	0
1.50	5.5	5.0	4.5	4.0	2.5	1.0	0
2.00	4.5	4.0	3.5	3.0	1.5	0.5	0
2.50	3.5	3.0	2.5	2.0	0.5	0	0
3.00	2.5	2.0	1.5	1.0	0	0	0

通风机 压缩比不超过1.15时，输送气体介质的机器称为通风机。工业上最广泛使用的