

传质原理

下 册

〔苏联〕B.B.卡法罗夫 编著

中国工业出版社

31.171

70

31

传质原理

气—液、汽—液、液—液系统

下 册

〔苏联〕 B.B. 卡法罗夫 编著

天津大学化工系化工原理教研室译校

中国工业出版社

本书譯本分上、下两册出版，上册叙述传质过程的理論基础，下册介紹这些理論基础在传质設備主要是塔設備的設計計算和操作性能分析上的应用。

本册叙述传质設備的分类，各种类型传质設備的典型結構，其流体动力学特性和效率。对主要型式的塔板，除介紹設計計算方法和公式之外，并列出的工业設計数据。最后，还对各类工业传质設備的操作性能和效果进行了分析对比。

本书对高效的新型板式塔及乳化填料塔也作了介紹。

本书供高等院校化工系师生以及化学、石油炼制、焦化等工业部門工程技术人员参考。

本书由叶永昌翻譯，校者为张远謀、程成楚和王紹亭等。

В.В. Кафаров

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

Государственное издательство «Высшая школа»

Москва, 1962

• • •
传 质 原 理

下 册

天津大学化工系化工原理教研室譯校

•
化学工业部图书編輯室編輯 (北京宣武門外和平里七区八号路)

中国工业出版社出版 (北京左門前大街10号)

北京市书刊出版业营业許可証出字第110号

中国工业出版社第四印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行 · 各地新华书店經售

•
开本 $850 \times 1168^{1/32}$ · 印张 $10^{3/16}$ · 字数245,000

1966年2月北京第一版 · 1966年2月北京第一次印刷

印数0001—2,920 · 定价(科五) 1.40元

•
統一书号: 15165 · 4046(化工-405)

目 录

第四篇 传质过程用的设备, 其特性、 操作分析及计算

第十七章 固定相接触面扩散设备	2
§1. 膜式湿壁塔	2
§2. 平行填片塔	10
§3. 阶板塔	14
§4. 喷洒塔	16
第十八章 在流体流动过程中形成相接触面的扩散设备	22
§1. 泡罩塔	22
1. 泡罩塔的流体动力学	22
2. 泡罩塔板上的传质	41
3. 泡罩塔的某些设计数据	47
§2. 筛板塔	52
1. 筛板塔的流体动力学	54
2. 筛板上的气体—液体、蒸气—液体系统的传质	77
3. 处理气体—液体和蒸气—液体系统时筛板塔的某些 设计数据	86
4. 在动泡沫状态下或乳化状态下操作的筛板塔 (泡沫塔)	89
5. 液—液系统用的筛板塔	96
§3. 汽—液同向流动的板式塔	109
1. 舌形塔板	109
2. 基特尔塔板	111
3. S 形塔板	114
4. 浮阀塔板	122
§4. 无溢流式栅板塔或筛板塔 (淋降板塔)	123
1. 淋降板的流体动力学	125
2. 淋降板的效率	146

IV

§ 5. 填料塔	151
1. 干填料层的流体动力学	152
2. 填料塔内双相系统的流体动力学	156
3. 填料塔的传质	183
4. 填料塔的模拟	208
5. 乳化填料塔	210
§ 6. 喷射式扩散设备	220
第十九章 外部引入能量的扩散设备	230
§ 1. 机械搅拌式扩散设备	231
§ 2. 脉动塔	266
§ 3. 振动塔	276
§ 4. 离心式扩散设备	281
第二十章 扩散设备特性的评比	288
§ 1. 扩散设备按各种特性的评比	288
§ 2. 扩散设备按综合特性的评比	297
参考文献	307
索引	316

傳质过程用的設備，其特性、 操作分析及計算

从双相流中传质过程的分析可以看出：相际表面的状态乃是决定性的指标。扩散設備的功能就在于建立最大的相接触面积。因此，各种扩散設備的结构就是以此为依据而建立的。与此相应，設備內的相际表面的形成原理应该作为扩散設備的分类基础[1、2]。

根据这个原理，所有各种各样的扩散設備可以分为三大类：

- I. 固定相接触面扩散設備；
- II. 在流体流动过程中形成接触面的扩散設備；
- III. 外部引入能量的扩散設備。

与任何种分类法一样，上述的各大类設備之間的界线是有很大的假定性的；这些界线既与設備的几何特点有关，也与設備內所建立的流体动力学状况有关。例如，在固定相接触面式扩散設備，

扩散設備的分类

表 4—1

I. 固定相接触面扩散設備		II. 在流体流动过程中形成相接触面的扩散設備		III. 外部引入能量的扩散設備	
序号	設備名称	序号	設備名称	序号	設備名称
1	膜式湿壁塔	1	泡罩塔	1	机械搅拌式扩散設備
2	平行填片塔	2	篩板塔	2	
3	阶板塔	3	汽—液在塔板上同向流动的板式塔	3	
4	噴洒塔	4	无溢流式栅板塔或篩板塔〔即淋降板塔或穿流板塔〕	4	
		5	填料塔		离心式扩散設備
		6	噴射式扩散設備		

如膜式湿壁设备中，当在接近液泛点的条件下操作时，由壁面所固定的接触面就受到破坏。但是，设计这种设备的主要趋势，即在壁面上造成薄液膜，仍然占着优势。

当然，这里所介绍的分法并不能自居为是通用的，但是它能清楚地说明扩散设备目前的强化途径和方向。

根据上述分类法，工业上广泛应用的最典型的基本设备，可划分为不同类别，如表 4—1 所示。

第十七章 固定相接触面扩散设备

§ 1. 膜式湿壁塔

膜式湿壁塔可以制成单管式的，也可以制成管束式的，后者与列管式热交换器一样。

目前在应用膜式塔方面已形成了两种趋势：1) 减少液膜厚度；2) 使膜式塔在乳化状态下操作。

对薄液膜式塔在结构上的基本要求是，要建立一种能使液体很好地分配到各个管中的分配器。

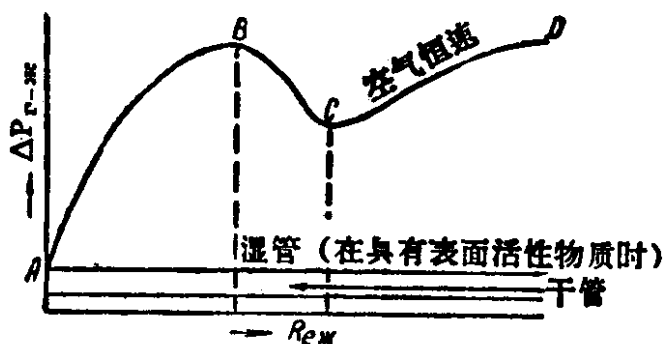


图 4—1 在膜式湿壁塔内 $\Delta p_{r-ж}$ 与 $Re_{ж}$ 的关系图

图 4—1 所示的是在膜式湿壁塔内，当与液体成逆流的气体（空气）的速度不变时，总压强降 $\Delta p_{r-ж}$ 随着液体速度（液膜的雷诺准数 $Re_{ж} = \frac{4L_{ж}}{\mu_{ж}}$ ）变化的典型情况〔3〕。雷诺准数中的 $L_{ж}$

为单位长度周边的液体重量速度 (公斤/米·小时), 而 $\mu_{\text{ж}}$ 则是液体的粘度 (公斤/米·小时)。

在 A 点上没有波动现象, 而只是有表面摩擦现象。在 A 与 B 之间是滞流状态, 这时波动现象较显著。在 B 与 C 之间是一个过渡区域。从 C 点开始, 流动条件又行改变, 变为湍流性质。在所有这种类型的曲线上, B 点处的 $Re_{\text{ж}} \approx 900 \sim 1000$, 而 C 点处的 $Re_{\text{ж}} \approx 1300 \sim 1500$ 。 B 点是粘性区的一端, 从 B 点开始, 由于产生了湍流, 使粘性区的大液波遭到破坏, 而形成较小的液波。这就使得由于液体流动的牵制作用所造成的压强降减低, 因而也就使得总压强降减低。这种情况一直持续到 C 点后达到完全的极度湍流条件。

在液体速度恒定条件下, 压强降与气体重量速度 G (公斤/米²·小时) 的关系曲线, 具有如图 4—2 所示的形式。 B 点处的 $Re_{\text{空气}} \approx 1200 \sim 2000$, 而 C 点处的 $Re_{\text{空气}} = 1500 \sim 2300$ 。在这一区域内, 气体 (空气) 的滞流促使形成大的液波, 于是就使得压强降随着气体速度的增加而提高。 C 点为空气滞流区的终端, CD 段是过渡区 (在这里, 液波形状发生变化, 因而压强损失减少), 在 D 点以后流体发生完全的湍流。当空气速度低时在 AB 区域内所看到的反常现象, 看来是由于流动的液体对于气流的影响, 引起端效应的缘故。

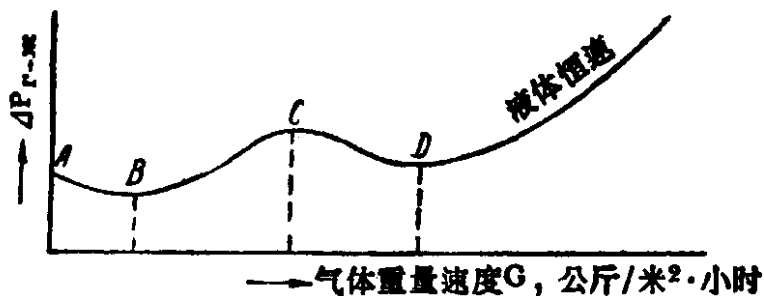


图 4—2 在液体速度恒定条件下压强降与气体速度的关系曲线

液膜的平均速度 $w_{\text{均}}$ 、最大速度 $w_{\text{最大}}$ 以及液膜厚度 m , 对于滞流状态说来, 可以根据下列方程式 [4、5] 进行计算 [也可参阅式

(3—172)];

$$w_{\text{均}} = \frac{w}{\rho_{\text{ж}} m} \text{ 厘米/秒} \quad (4-1)$$

式中 w ——以单位长度周边为基准的液体重量速度，克/秒·厘米；

$\rho_{\text{ж}}$ ——液体密度，克/厘米³；

m ——液膜厚度，厘米。

$$\frac{w_{\text{最大}}}{w_{\text{均}}} = \frac{3}{2} \quad (4-2)$$

$$m = \left[\frac{3w\mu_{\text{ж}}}{g\rho_{\text{ж}}^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (4-3)$$

式中 $\mu_{\text{ж}}$ ——液体粘度，泊；

g ——重力加速度，厘米/秒²。

托馬斯 (W.J.Tomas) 和波特尔斯基 (S.Portalski)[3] 在采用关系式 (4—2) 的情况下，对于湍流区获得了液膜厚度的变化规律，如图 4—3 所示。

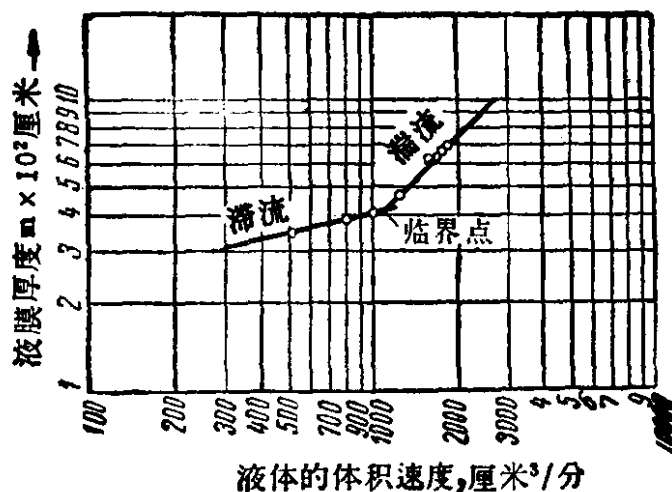


图 4—3 各种液体速度下的液膜厚度

临界点处的值：液体的体积速度为 1072 厘米³/分； $Re_{\text{ж}} = 1160$ ； $m = 4.22 \cdot 10^{-2}$ 厘米。

尼古拉耶夫 (А.П. Николаев)[6] 通过酒精精馏过程研究膜式

湿壁塔的操作时，查明了塔的操作情况如下。

当蒸气速度不大时（管子内径11毫米，其内蒸气速度在3~4米/秒以下），液体以薄膜形式沿着管表面流下，而液膜具有波紋形的表面。随着蒸气速度的增加，在管子下端附近一个个的液滴开始被蒸气托住，于是液体的流动略有所减慢，而在管子下端形成气—液乳化液的湧节。在蒸气开始托住液滴时，有鼓泡时所特有的声音发出。再进一步稍增大蒸气速度，就使得整个管子缓慢地充满乳化液。这种乳化液是由各种大小的汽泡（直径为0.5~10毫米）所组成，在液体內以很大的速度进行混和。全部乳化液沿着管子作振幅为50~100毫米的剧烈振动。这时，液体并没有停止流入接受器，而蒸气也没有停止进入分凝器。这样，就得以作出下列結論：在充满乳化液的管内，蒸气能保持很大的速度。

借助于在不大的范围内改变預热强度的方法，可以将乳化液的液柱調节为任意高度。

曾經发现：乳化液的类型是依着液体的組成而发生变化的。随着水-醇溶液浓度的增高，蒸气泡的尺寸逐渐减低，乳化液就逐渐变得更細。

如果管子下端的切口为 90° ，則在較小的蒸气速度下产生乳化状态。如果管子下端为斜切口或喇叭口，則乳化状态在較大的蒸气速度情况下产生。

为了确定在乳化状态下液体沿着管子的混和强度，可以用一种專門的針将顏料注入管子的中央部分。在注入顏料后的最初瞬間，顏料分布到管子的整个下面部分（当管子的总长度为1.5米左右时），并且达到顏料引入点以上350~500毫米的地方。隔1.5~2分钟以后，管子上部液体的顏色消失，而管子下部液体的顏色显著地变淡。

在試驗多管膜式塔（塔內有三根直径为7毫米和长1200毫米的管子）时查明：在所有管内，乳化状态是同时产生和扩展的。在有許多根管子时，各根管內的乳化液液位能进行自动調节。如果提高其中一根管子內的液位，則在該管内蒸气流动的阻力就增

大, 从而使其内的蒸气速度减小, 而使一部分液体入釜中。这样, 該管内的乳化液液位就又变为与其他管内相等了。

产生稳定乳化状态时的速度 w_n , 可以用下列方程式表示:

$$\lg\left(\frac{w_n^2}{gd} - \frac{\gamma_n}{\gamma_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0.16}\right) =$$

$$= 0.243 \sim 1.75 \left(\frac{R}{R+1}\right)^{0.25} \left(\frac{\gamma_n}{\gamma_{\text{ж}}}\right)^{0.125} \quad (4-4)$$

上式是与式 (2-179)、式 (2-180) 一致的。

在式 (4-4) 中: w_n —蒸气空管速度 (米/秒); $g=9.81$ 米/秒²; d —管的内径 (米); γ_n 和 $\gamma_{\text{ж}}$ —蒸气和液体的重度 (公斤/米³); $\mu_{\text{ж}}$ —液体的粘度 (厘泊); R —回流比。

膜式湿壁塔以及所有固定相接触面型扩散设备, 其传质过程动力学方程式都是以单相流的扩散分析中所得到的那些准数为基础 (参阅第三篇第十四章 § 1)。这是与式 (3-382) 和式 (3-383) 完全一致的, 因为后二式中两相系统的流体动力学状态因数 f 在这时接近于零。

庫茲涅佐夫 (М.Д.Кузнецов) [6]、波靜 (М.Е.Позин) [7] 在整理湿壁塔内的吸收实验数据时, 提出了下列传质系数计算式:

$$\text{Nu}_d = \frac{k_x d}{D} = \text{常数} \times \text{Re}^n \text{Pr}_d^m \left(\frac{d}{l}\right)^q \quad (4-5)$$

但是, 此后在扎伏隆科夫 (П.М.Жаворонков)、馬留索夫 (В.А.Малюсов) 和馬拉費耶夫 (Н.А.Малафеев) [9] 的研究查明: k_x 与管 d 无关, 因此比較正确的不是把 d , 而是把液膜厚度 δ 看作是特性尺寸, 这一点維亞左沃夫 (В.В.Вязовов) [10] 早已提出。

如果按这种方式整理数据, 就可得到下列一些方程式:

当 $\text{Re}_{\text{ж}} = 4 \sim 80$ 时:

$$\text{Nu}_d = \frac{k_x \delta}{D} = 0.0066 \cdot \text{Re}_{\text{ж}} \cdot \text{Pr}_{\text{ж}}^{0.5} \quad (4-6)$$

当 $\text{Re}_{\text{ж}} > 80$ 时:

$$Nu_{\pi} = \frac{k_x \delta}{D} = 0.0286 \cdot Re_{\pi}^{2/3} \cdot Pr_{\pi}^{0.5} \quad (4-7)$$

尼古拉耶夫〔6〕在整理空管内的精馏实验数据时，查明有下列四种操作状态：滞流状态，过渡状态，湍流状态和乳化状态（参阅图 4—4）。

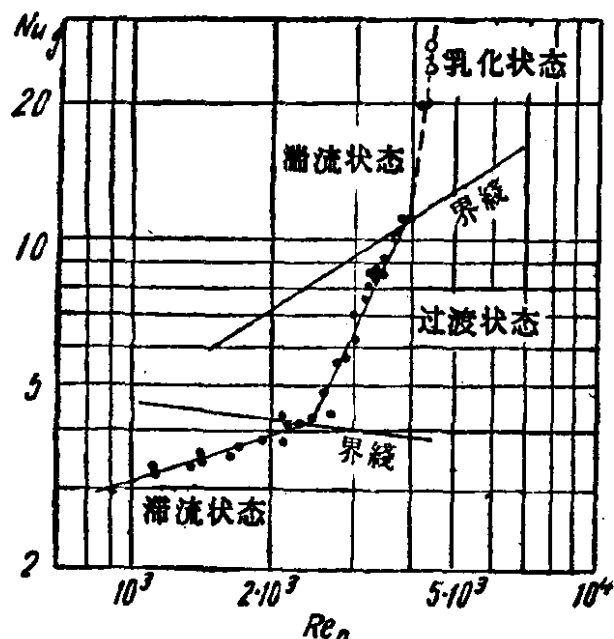


图 4—4 单管膜式塔在分离乙醇—水混合液时的 Nu_{π} 与 Re_{π} 的关系图

在滞流和过渡状态下， $Nu_{\pi} = \frac{Kd}{D}$ 在很大程度上取决于雷诺数 $\left(Re_{\pi} = \frac{wd}{\mu_{\pi}} \right)$ ，同时也与比值 l/d 有关，但在湍流区内则与之无关。

图 4—5 所示的是两个单管膜式精馏塔（塔径各为 8 和 12 毫米）在膜式状态与乳化状态时的操作对比结果（以传质单元高度与管径之比 $\frac{BE\Pi}{d}$ 对 Re_{π} 的关系表示）。从此图可看出，当过渡到乳化状态时，管子的操作效率剧烈增大。空管内的乳化状态与填充管（填料塔）内的乳化状态不同，前者发生和保持乳化状态的蒸气速度比填料塔内的蒸气速度要高若干倍，而乳化状态仍然保持很高的效率。

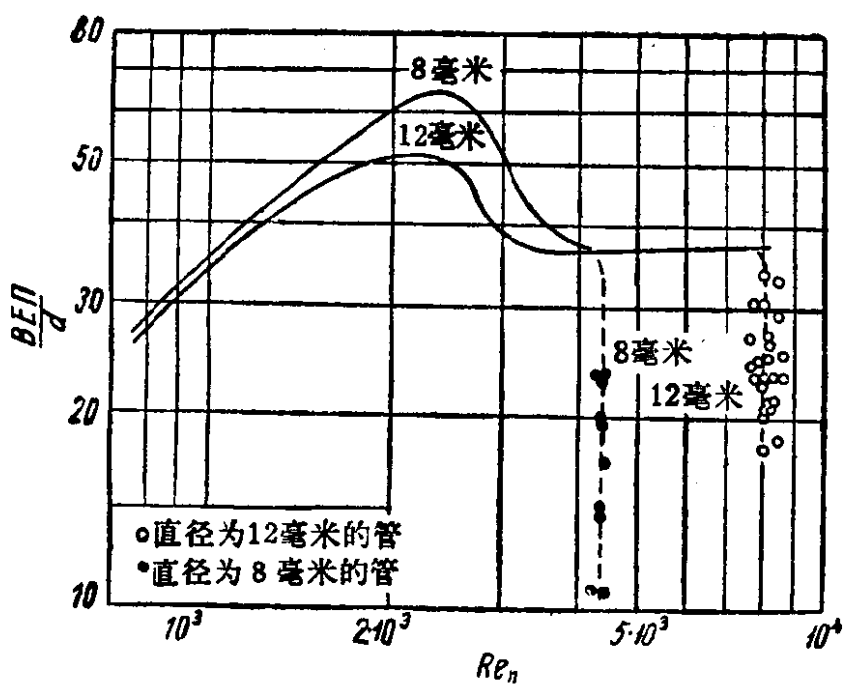


图 4—5 单管膜式塔在分离乙醇—水混合液时 $\frac{BE\Pi}{d}$ 与 Re_{π} 的关系图

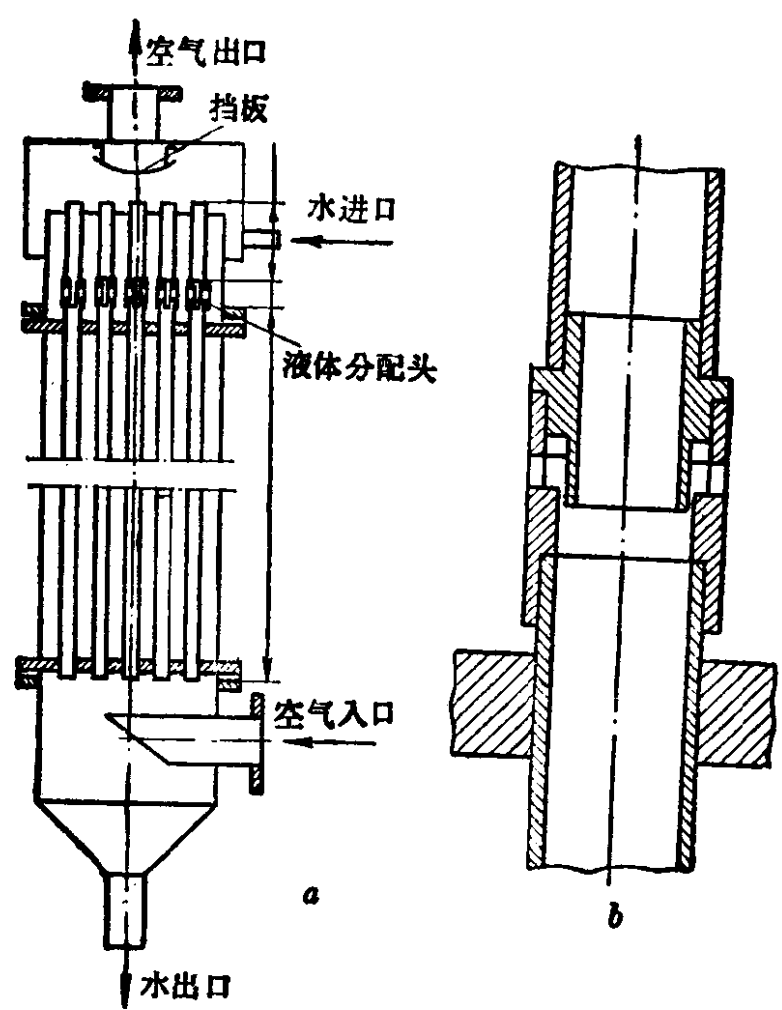


图 4—6 多管膜式塔
a—塔的全视图；b—液体分配头

乳化状态的很大的优点在于：多管膜式塔在这种状态下操作时将不再需要将液体均匀地分布到各个管中的专门装置，而这个問題原是列管式塔操作中技术上最大的困难。

馬特罗佐夫 (В.И. Матрозов) 和斯捷潘諾娃 (Н.Е. Степанова) [11] 曾对列管膜式塔的阻力进行了研究 (塔有19根直径 $d=19.4$ 毫米的管子)。

图 4—6 所示的是这种塔和 形成液 膜用的液体分配头的示意

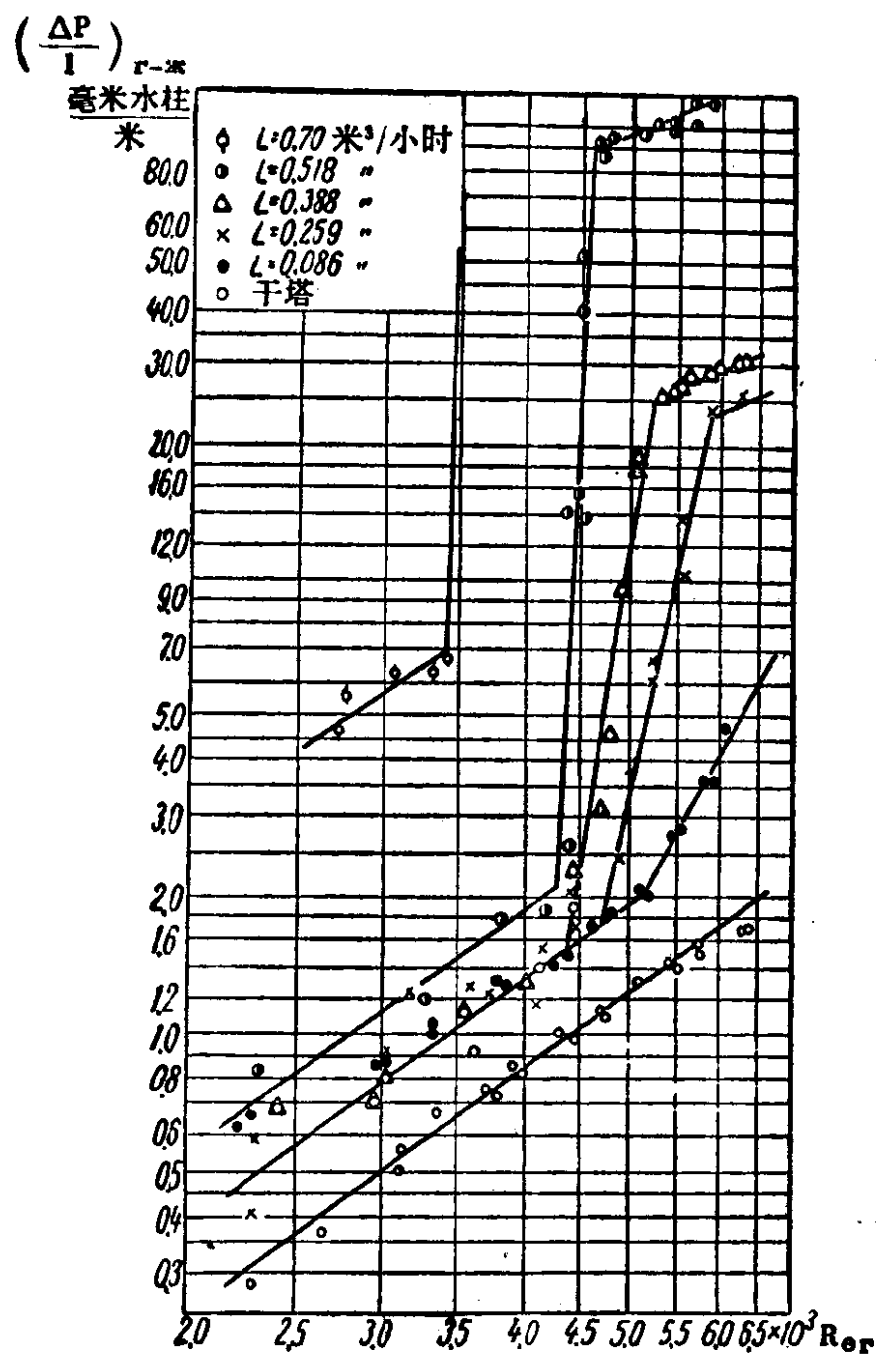


图 4—7 多管膜式湿壁塔的阻力与 Re_r 的关系图

图。

馬特罗佐夫和斯捷潘諾娃以全部管子总截面积为基准的气体平均速度来计算雷诺数，获得了湿壁塔阻力与雷诺数之间的关系（见图 4—7）。他们两人对于管中所发生的流体动力学状态以及相应获得的折线，并没有作什么分析。但是，根据他们的数据可以判断出，其中有一个点是相转化点，从该点起就产生乳化以及液泛状态。

§ 2. 平行填片塔

平行填片乃是一些用玻璃布或其他材料做成的矩形板片组，垂直地安置在塔内。液体沿着板片组的垂直平壁往下流动，呈薄膜状态覆盖在壁面上；而气体（或蒸气）则作逆流流动。

这种设备的基本优点与膜式塔一样，即气体的速度大而阻力较小[12]、[13]。

图 4—8 所示的是迭装布填片塔的全视图以及其中布帘的固定方式。

干填充物的阻力系数 φ^1 可以取自扎伏隆科夫和馬留索夫[14]得到的表 4—2。

干填片组的阻力系数

表 4—2

	$Re_r = 25 \sim 560$	$Re_r = 560 \sim 2500$	$Re_r > 2500$
平行板片	$\varphi^1 = \frac{24}{Re} \quad (4-8)$	$\varphi^1 = \frac{2.62}{Re^{0.65}} \quad (4-9)$	$\varphi^1 = \frac{0.125}{Re^{0.26}} \quad (4-10)$
迭装填片	$Re_r = 400 \sim 6000 \quad \varphi^1 = \frac{1.65}{Re_r^{0.65}} \quad (4-10a)$		

在这种情况下，压强降可按下式计算：

$$\Delta p_r = \frac{2\varphi^1 l w^3}{g d_s F_c^2} \quad (4-11)$$

式中 w —— 气体的空塔速度，米/秒；

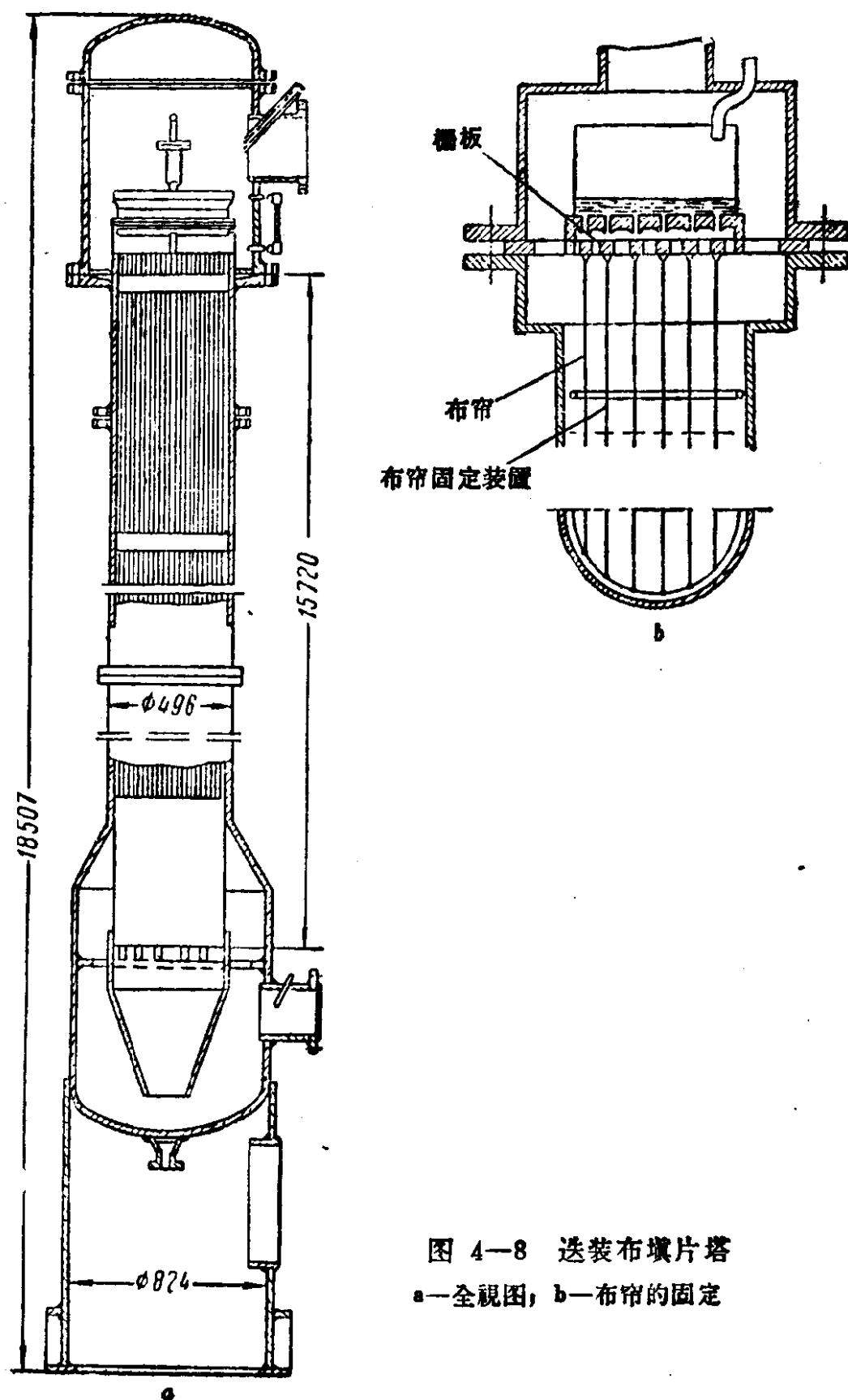


图 4—8 迭装布填片塔
a—全视图, b—布帘的固定

d_o ——填充物的当量直径, $d_o = \frac{4F_c}{a}$;

F_c ——填充物的自由体积, 米³/米³;

a ——填充物单位体积内的表面积, 米²/米³。

从图 4—9 可以粗略地知道在湿平行填片塔内的压强降的大小。此图是根据阿道菲(G. Adolphi)和弗莱歇尔(R. Fleischer)[15]在塔内使用宽度为 7 毫米的填充板片时所获得的数据而作出的。图上也列出了陶瓷拉西环的阻力数据, 以资比较。

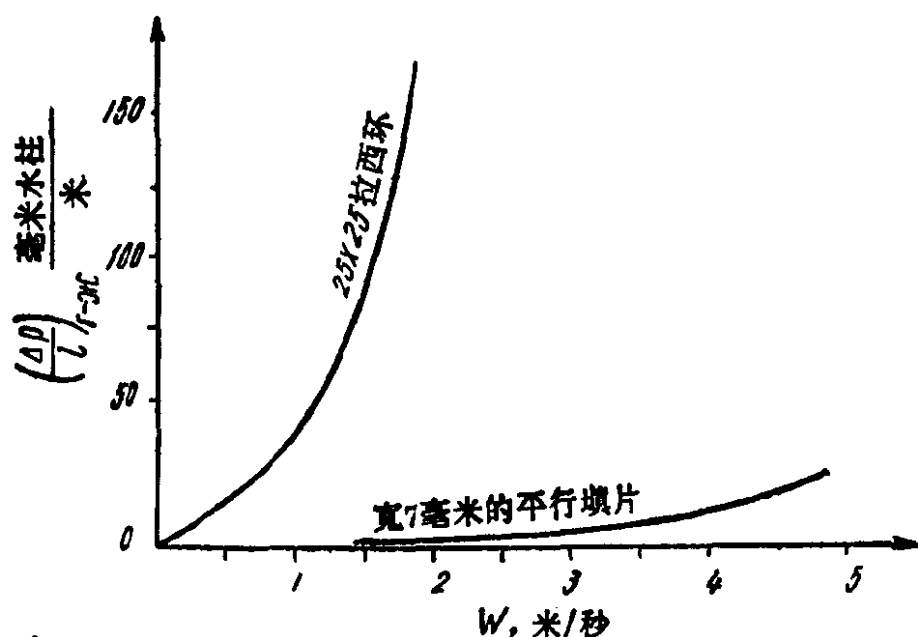


图 4—9 湿平行填片塔的阻力

湿平行填片塔的极限负荷量[14], 可以从图 4—10 中求得, 在此图内是取双相流的一般准数作为决定性的数群[参阅式 (2—187)]。

平行填片塔内的传质过程动力学与管式湿壁塔相同, 是按单相流体动力学方程式来计算的。

曾经通过以水吸收二氧化碳, 以水和盐酸吸收氨的过程, 研究了具有整套平行填板的塔的效率[9,16], 从而可计算液相和气相内的吸收分系数。

由于研究了各种当量直径的迭装填片 (填片之间的间隙分别为 5、10、20 和 30 毫米), 发现, 传质分系数可按下列方程式确