

第十二次课

流化床的工艺计算

➤ 初始流化速度 – 颗粒开始流化时的气流速度

(气体向上运动时产生的曳力) = (床层体积) × (固体颗粒分率) × (颗粒密度), 即:

$$\Delta p \times A_t = W = A_t L_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g$$

$$\frac{\Delta p}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g$$

将上式与固定床压降方程(Ergun 方程)相结合, 可得临界流化速度计算式。

Ergun 方程:

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_B)^2}{\varepsilon_B^3} \frac{\mu u_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \left(\frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B^3} \right) \left(\frac{\rho_g u_0^2}{\phi_s d_p} \right)$$

与考虑固定床压降时的方程对照:

$$\frac{dP}{dl} = \left(\frac{150}{Re_m} + 1.75 \right) \left(\frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B^3} \right) \left(\frac{\rho_g u_m^2}{d_s} \right)$$

前一项为粘滞力损失, 后一项为动能损失。

合并两式并整理:

$$150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu u_{mf}}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \right) \left(\frac{\rho_g u_{mf}^2}{\phi_s d_p} \right) = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g$$

等号左右同乘以

$$\frac{d_p^3 \rho_g}{\mu^2}$$

$$\frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p \rho_g u_{mf}}{\mu} \right) + \frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p \rho_g u_{mf}}{\mu} \right)^2 = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

$$Re_{mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho}{\mu} \quad Ar = \frac{d_p^3 \rho g (\rho_p - \rho)}{\mu^2}$$

$$\frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} Re^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} Re = Ar$$

根据大量的计算数据:

$$(1 - \varepsilon_{mf}) / (\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3) \approx 11$$

$$1 / (\phi_s \varepsilon_{mf}^3) \approx 14$$

$$24.5 Re^2 + 1650 Re - Ar = 0$$

$$Re = \frac{-1650 + \sqrt{1650^2 - 4 \times 24.5(-Ar)}}{2 \times 24.5}$$

$$Re_{mf} = \sqrt{c_1^2 + c_2 Ar} - c_1$$

$$c_1 = 33.7, \quad c_2 = 0.0408$$

低雷诺数时，粘滞力损失占主导，忽略后一项：

解得：

$$\frac{150(1 - \varepsilon_{mf}) \left(\frac{d_p \rho_g u_{mf}}{\mu} \right)}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

$$u_{mf} = \frac{\phi_s^2 d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 \mu} \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu} \quad Re < 20$$

高雷诺数时，动能损失占主导，忽略前一项：

解得：

$$\frac{1.75 \left(\frac{d_p \rho_g u_{mf}}{\mu} \right)^2}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\mu^2}$$

$$u_{mf}^2 = \frac{\phi_s d_p \rho_s - \rho_g}{1.75 \rho_g} g \varepsilon_{mf}^3 = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g} \quad Re > 1000$$

对中等雷诺数，两项都要考虑。计算出临界流化速度后要进行验算，看雷诺数是否在适用范围之内。

➤ 带出速度（终端速度）：

当流体对颗粒的曳力与颗粒的重量相等，颗粒会被流体带走：

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_s - \rho_g) = \frac{1}{2} C_D \frac{\rho_g}{g} \left(\frac{\pi d_p^2}{4} \right) u_t^2$$

C_D --曳力系数

对于单颗粒，有半经验公式：

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad Re < 2 \quad \text{对应} \quad u = \frac{d_p^2(\rho_s - \rho_g)g}{18\mu}$$

$$C_D = \frac{10}{Re^{1/2}} \quad 2 < Re < 500 \quad \text{对应} \quad u = \left(\frac{4(\rho_s - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho \mu} \right)^{1/3} d_p$$

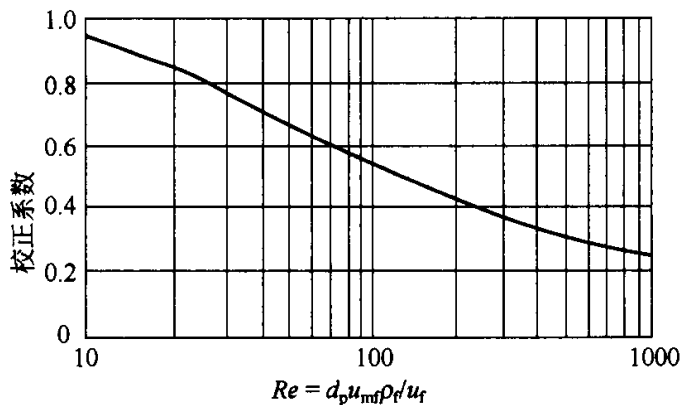
$$C_D = 0.43 \quad 500 < Re < 20000 \quad \text{对应} \quad u = 5.52 \left(\frac{d_p(\rho_s - \rho_g)}{\rho} \right)^{1/2}$$

以上计算是针对一个颗粒的，在流化床内由于颗粒间有相互影响，故逸出速度由此速度值再加以校正而得。

$$u_T = Fu$$

Re < 10 时, F ≈ 1

Re > 10 时, Re-F 见下图



Re > 10 时的校正系数

实际流化床气速的选取:

实际生产中，操作气速是根据具体情况确定的。**流化数** u/u_{mf} 一般在 1.5 ~ 10 的范围内，也有高达几十甚至几百的。另外也有按 $u/u_f = 0.1 \sim 0.4$ 左右来选取的。通常采用的气速在 0.15 ~ 0.5 m/s。对热效应不大、反应速率慢、催化剂粒度小、筛分宽、床内无内部构件和要求催化剂带出量少的情况，宜选用较低气速。反之，则宜用较高的气速。

➤ 反应器内径的计算

$$d_T = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi u}}$$

V_G : 气流的体积流量 $m^3 s^{-1}$

d_T : 流化床内径 m

u : 气流的空塔流速 $m \cdot s^{-1}$

可见，流化床的内径取决于气流的空塔气速，而流化床的空塔气速应介于初始流化速度（也称临界流化速度）与逸出速度之间。即维持流化状态的最低气速与最高气速之间。

例 7-1 计算萘氧化制苯酐的微球硅胶钒催化剂的起始流化速度和逸出速度

已知催化剂粒度分布如下：

目数	>120	100-120	80-100	60-80	40-60	<40
重量%	12	10	13	35	25	5

催化剂颗粒密度 $\rho_p=1120\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

气体密度 $\rho=1.10\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

气体粘度 $\mu=0.0302\text{mPa}\cdot\text{s}$

解：

1. 计算颗粒平均粒径

以 1 平方英寸(25.4mm)长度的筛网内的筛孔数表示，因而称之为目数
根据标准筛的规格，目数与直径关系如下：

目数	120	100	80	60	40
直径 mm	0.121	0.147	0.175	0.246	0.360

在两个目数间隔内颗粒平均直径可按几何平均值计算，即

$$d_p = \sqrt{d_1 d_2}$$

目数	>120	100-120	80-100	60-80	40-60	<40
d_{Pi}	0.121	0.133	0.163	0.208	0.298	0.360
$\frac{x_i}{d_{Pi}}$	0.99	0.752	0.797	1.680	0.839	0.139

$$d_p = \left(\sum \frac{x_i}{d_{Pi}} \right)^{-1} = (0.99 + 0.752 + 0.797 + 1.680 + 0.839 + 0.139)^{-1} = 0.192\text{mm}$$

2. 计算起始流化速度 (u_{mf})

$$Re_{mf} = \sqrt{c_1^2 + c_2 Ar} - c_1$$

$$c_1 = 33.7, \quad c_2 = 0.0408 \quad Ar = \frac{d_p^3 \rho g (\rho_p - \rho)}{\mu^2}$$

$$Re_{mf} = \left(33.7^2 + 0.0408 \frac{d_p^3 \rho (\rho_p - \rho)}{\mu^2} g \right)^{\frac{1}{2}} - 33.7$$

$$Re_{mf} = \left(1133.67 + 0.0408 \frac{(1.92 \times 10^{-4})^3 \times 1.1 \times (1120 - 1.1) \times 9.81}{(3.02 \times 10^{-5})^2} \right)^{\frac{1}{2}} - 33.7$$

$$= 0.0568$$

因为 $Re < 20$

$$u_{mf} = \frac{\phi_s^2 d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 \mu} \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu}$$

$$u_{mf} = \frac{(1.92 \times 10^{-4})^2 \times (1120 - 1.1) \times 9.81}{1650 \times 0.0302 \times 10^{-3}} = 8.12 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

3. 计算逸出速度 (u_t):

设 $Re_m < 2$

$$\begin{aligned} u &= \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{18 \mu} \\ &= \frac{(1.92 \times 10^{-4})^2 (1120 - 1.1) \times 9.81}{18 \times 3.02 \times 10^{-5}} \\ &= 0.744 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} \end{aligned}$$

复核 Re 值

$$Re = \frac{d_p u \rho}{\mu} = \frac{1.92 \times 10^{-4} \times 0.744 \times 1.1}{3.02 \times 10^{-5}} = 5.2 > 2$$

与假设 $Re_m < 2$ 相悖。

再假设 $2 < Re_m < 500$

$$\begin{aligned} u &= \left(\frac{4 (\rho_s - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho \mu} \right)^{\frac{1}{3}} d_p \\ &= \left(\frac{4 (1120 - 1.1)^2 9.81^2}{225 \cdot 1.1 \times 3.02 \times 10^{-5}} \right)^{\frac{1}{3}} \times 1.91 \times 10^{-4} = 0.767 \end{aligned}$$

复核 Re 值

$$Re = \frac{d_p u \rho}{\mu} = \frac{1.92 \times 10^{-4} \times 0.767 \times 1.1}{3.02 \times 10^{-5}} = 5.36 > 2$$

与假设 $2 < Re_m < 500$ 符合。

$Re < 10$ 时, $F \approx 1$

所以

$$u_T = Fu = u = 0.767 \text{ m/s}$$

➤ 浓相段高度的计算

催化剂在床层中堆积高度称静床层高度(L_0)。在通入气体到起始流化时, 床高 $L_{mf} \approx L_0$ 。若继续加大气量, 床层内产生一定量的气泡, 浓相段床高(L_f)远大于静床层高度。

关于浓相段床高的计算通常用计算床层空隙率(ε_f)来获得。

令床层膨胀比 R

$$R = \frac{L_f}{L_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon_f}$$

$$\varepsilon_f = \left(\frac{u}{u_t} \right)^{\frac{1}{n}}$$

0.2 < Re_p < 1

$$n = \left(4.35 + 17.5 \frac{d_p}{d_T} \right) Re^{-0.03}$$

1 < Re_p < 200

$$n = \left(4.45 + 18 \frac{d_p}{d_T} \right) Re^{-0.1}$$

200 < Re_p < 500

$$n = 4.45 Re^{-0.1}$$

500 < Re_p n=2.39

则 $L_f = RL_{mf}$

➤ 稀相段床高的估算

稀相段也称分离段, 主要是用来保证床内因气泡破裂而挟带固体颗粒重新回到浓相段所需空间。

稀相段床高可由化工原理中非均相分离过程计算而得, 也可由下述经验方程估算。

$$L_2 = 1.2 \times 10^3 L_0 Re_p^{1.55} Ar^{-1.1}$$

例 7-2 例 7-1 中的催化反应过程, 若操作气速取 12cm.s⁻¹, 催化剂装填高度 L₀=20cm, 气体流量为 122m³h⁻¹, 试估算流化床内径以及浓相段、稀相段床高。

解

1. 计算流化床内径

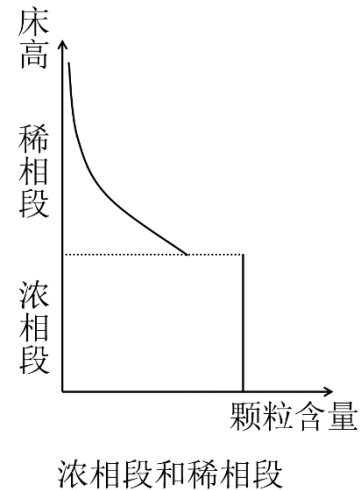
$$d_T = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times \frac{122}{3600}}{0.12\pi}} = 0.6 \quad \text{m}$$

2. 计算流化床浓相段床高

$$R = \frac{L_f}{L_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon_f} \quad \varepsilon_f = \left(\frac{u}{u_t} \right)^{\frac{1}{n}}$$

$$Re_p = \frac{1.92 \times 10^{-4} \times 0.12 \times 1.1}{3.02 \times 10^{-5}} = 0.8392$$

当 0.2 < Re_p < 1 时



$$n = \left(4.35 + 17.5 \frac{d_p}{d_T} \right) Re^{-0.03}$$

$$n = \left(4.35 + 17.5 \frac{1.92 \times 10^{-4}}{0.6} \right) \times 0.8392^{-0.03} = 4.373$$

$$\varepsilon_f = \left(\frac{0.12}{0.767} \right)^{\frac{1}{4.373}} = 0.6543$$

$$R = \frac{1 - 0.5}{1 - 0.6543} = 1.446$$

$$L_f = RL_{mf} = 1.446 \times 20 = 28.93 \quad \text{cm}$$

3. 计算稀相段床高

$$L_2 = 1.2 \times 10^3 L_0 Re_p^{1.55} Ar^{-1.1}$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho g (\rho_p - \rho)}{\mu^2} = \frac{(1.92 \times 10^{-4})^3 \times 1.1 \times 9.81 \times (1120 - 1.1)}{(3.02 \times 10^{-5})^2} = 93.7$$

$$L_2 = 1.2 \times 10^3 \times 20 \times 0.8392^{1.55} 93.7^{-1.1} = 123.96 \quad \text{cm}$$

4. 床层总高

$$L = L_f + L_2 = 28.93 + 123.96 = 152.89 \quad \text{cm}$$