



武汉工程大学
Wuhan Institute of Technology

精化 学反 应工 程

第七章 多相催化反应器的 设计与分析

Chapter 7 Design and Analysis on Heterogeneous
Catalysis Reactor



武汉工程大学

Wuhan Institute of Technology

精化 学反 应工 程程

本章内容

- 第一节 固定床反应器的分类
- 第二节 固定床内的传递现象
- 第三节 固定床反应器的数学模型
- 第四节 绝热式固定床反应器
- 第五节 换热式固定床反应器
- 第六节 自热式固定床反应器
- 第七节 参数敏感性



第一节 固定床反应器的分类

绝热反应器	{ 单段绝热反应器 多段绝热反应器
换热反应器	列管式固定床反应器



武汉工程大学
Wuhan Institute of Technology

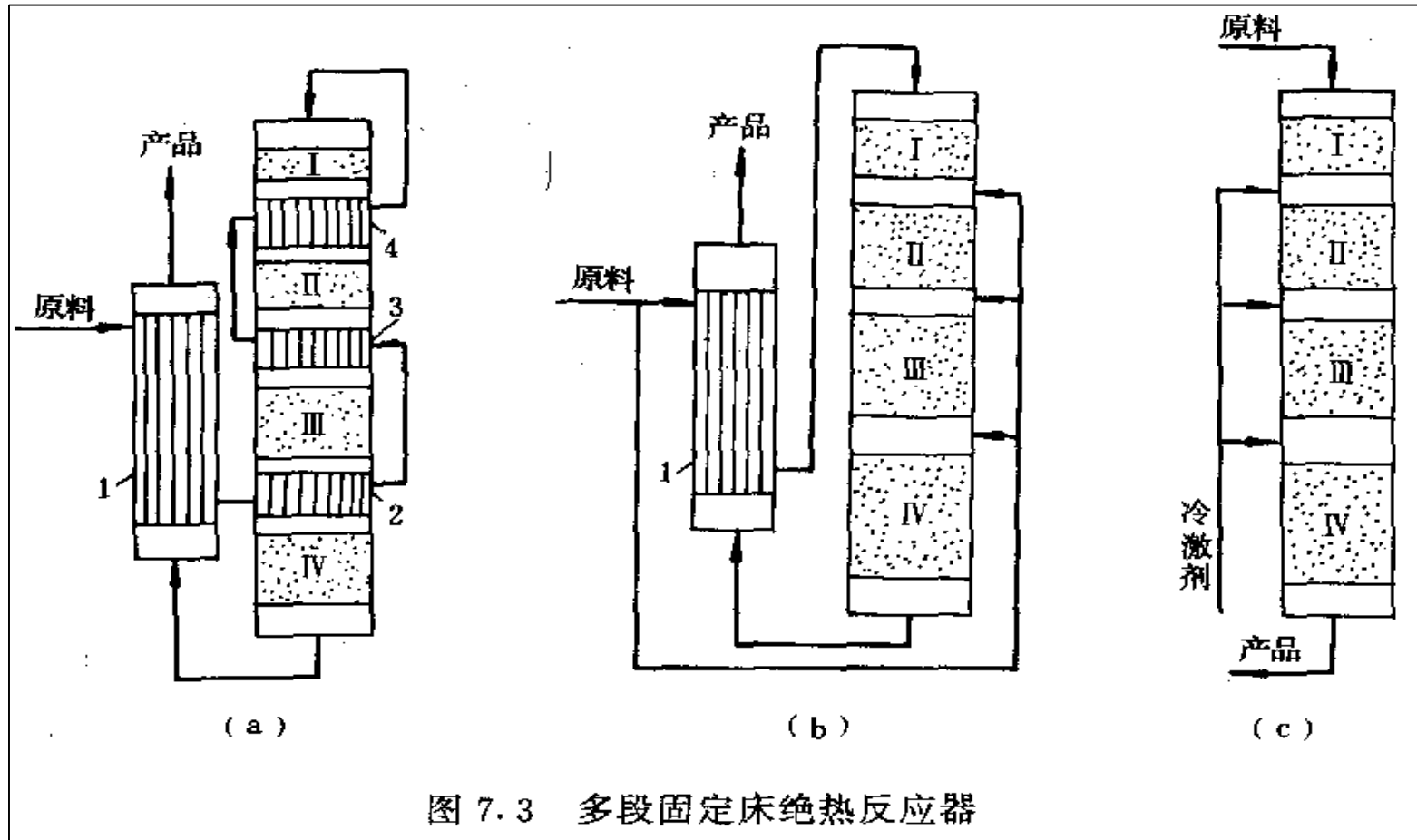
精化 学反 应工 程

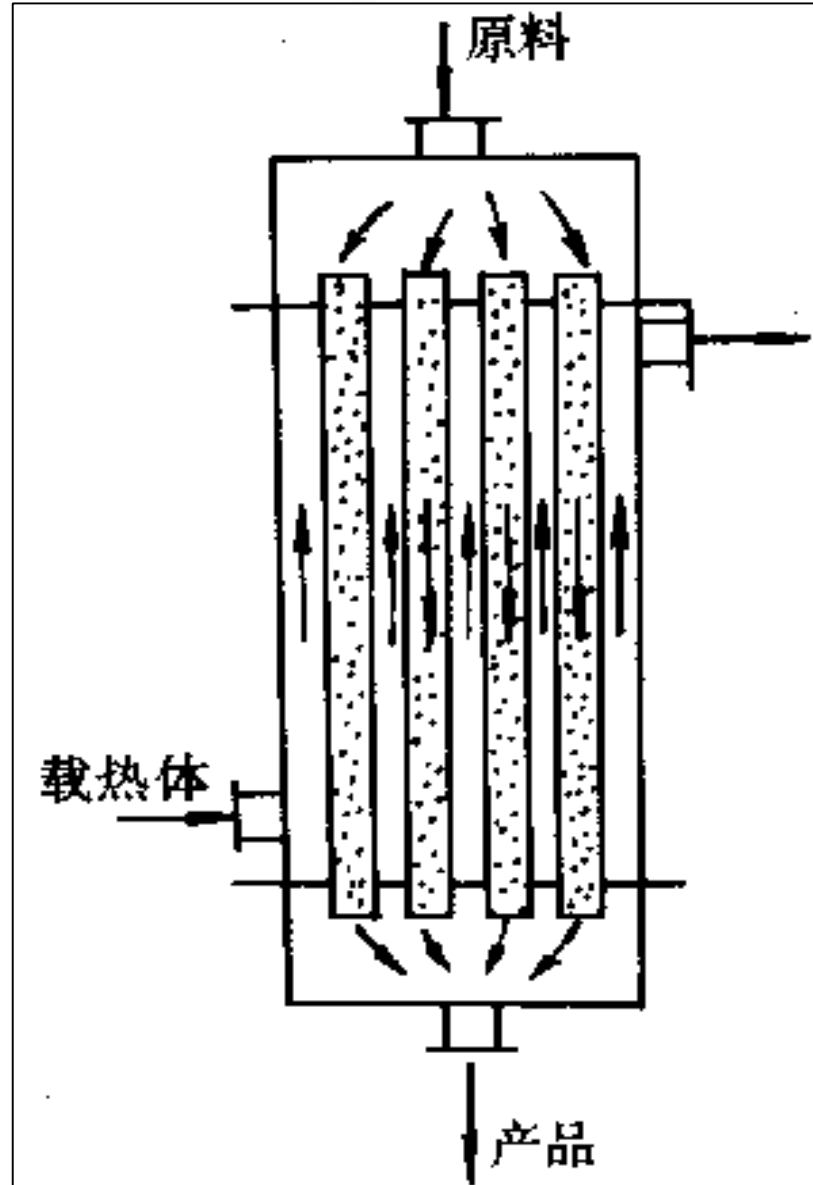
列管式固定床 反应器





段内绝热，段间换热







第二节 固定床内的传递现象

1. 固定床内的流体流动

$$\epsilon = \frac{\text{颗粒间空隙体积}}{\text{床层体积}}$$

影响因素

←

方式

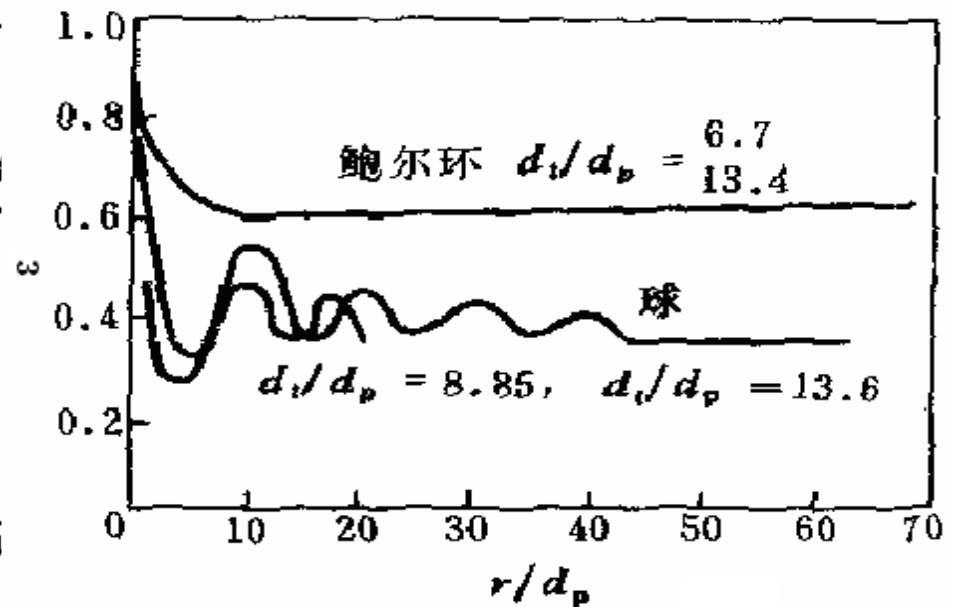
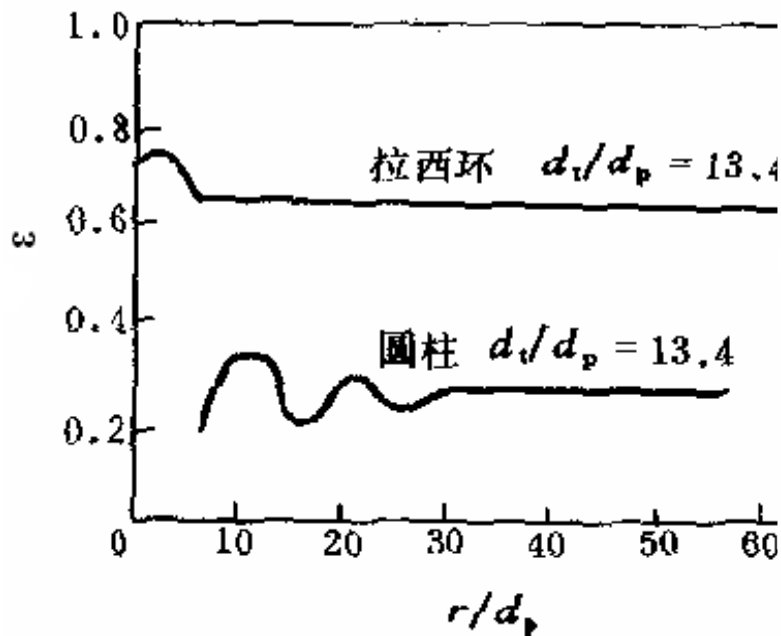
颗粒的装填

直径比

颗粒与床层

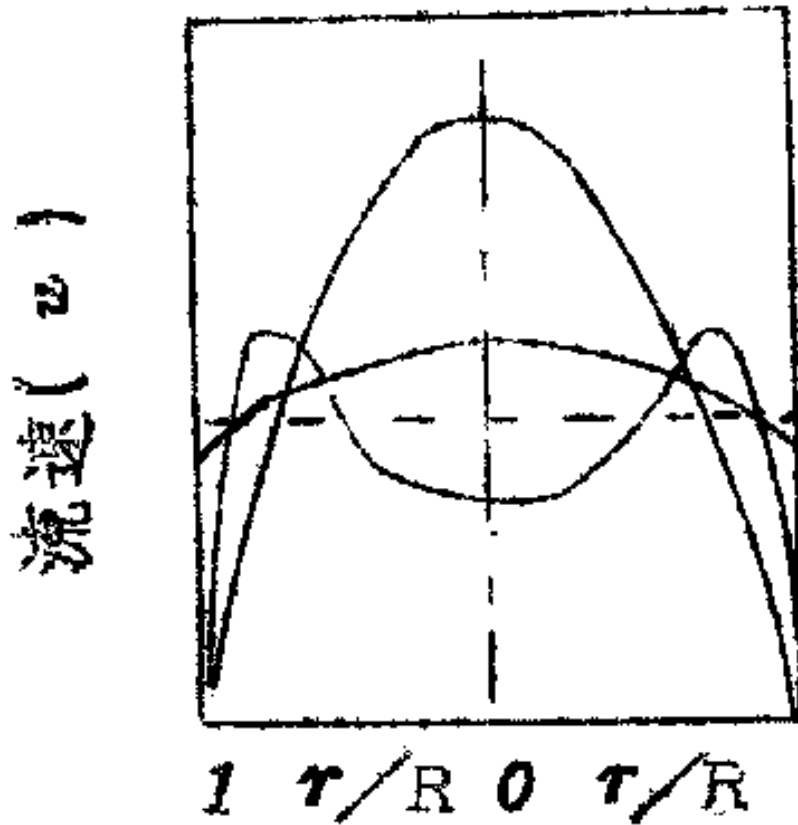
粒度分布

颗粒形状





1. 固定床内的流体流动



小结:

※ 真实床层径向空隙率分布是不均匀的，在距壁面约1~2倍粒径处，空隙率最大。-壁效应

※ 床层直径与颗粒直径之比越大，空隙率分布越均匀。

※ 由于空隙率分布不均匀。造成径向流速分布不同于空管。

※ 为了消除壁效应，一般，管径与粒径之比应大于8。



流动阻力 { 颗粒的粘滞曳力
局部阻力

回顾：空管中流动阻力

压力降计算公式

$$f = \frac{150}{Re} + 1.75$$

$$\Delta p = f \frac{L_r u_0 \rho (1 - \varepsilon)}{d_c \varepsilon^3}$$

$$Re = \frac{d_s u_0 \rho}{\mu} \frac{1}{1 - \varepsilon}$$

$$d_s = 6 \frac{V_p}{a_p} \quad u_0, \varepsilon$$



例7.1

解：由 $p = f \frac{L_r u_0^2 \rho (1 - \varepsilon)}{d_s \varepsilon^3}$ 计算， $L_r = 1 m$

$$d_s = 6 \frac{V_p}{a_p} = 8.217 \times 10^{-3} m$$

$$\text{床层空隙率 } \varepsilon = 1 - \rho_b / \rho_p = 0.30$$

$$\rho = \frac{18.96}{22.4 \times (689 / 273) \times (0.1013 / 0.6865)} = 2.348 kg / m^3$$

$$u_0 = \frac{G}{\rho} = 0.3986 m / s$$

$$Re = \frac{d_s G}{\mu (1 - \varepsilon)} = 439.5$$

$$f = \frac{150}{439.5} + 1.75 = 2.091$$

将有关数值带入

$$\Delta p = 2461 kg / (s^2 \cdot m^2) = 2461 pa / m$$



2. 质量和热量的轴向扩散

$$(P_{ea})_m = \frac{d_p u}{D_a} \quad \begin{matrix} 2 \\ 0.3 \sim 1 \end{matrix} \quad \begin{matrix} \text{气体} \\ \text{液体} \end{matrix} \quad R_e = \frac{d_p u \rho}{\mu} > 10$$

$$(P_{ea})_h = \frac{d_p u \rho c_p}{\lambda_{ea}} \quad 0.6$$

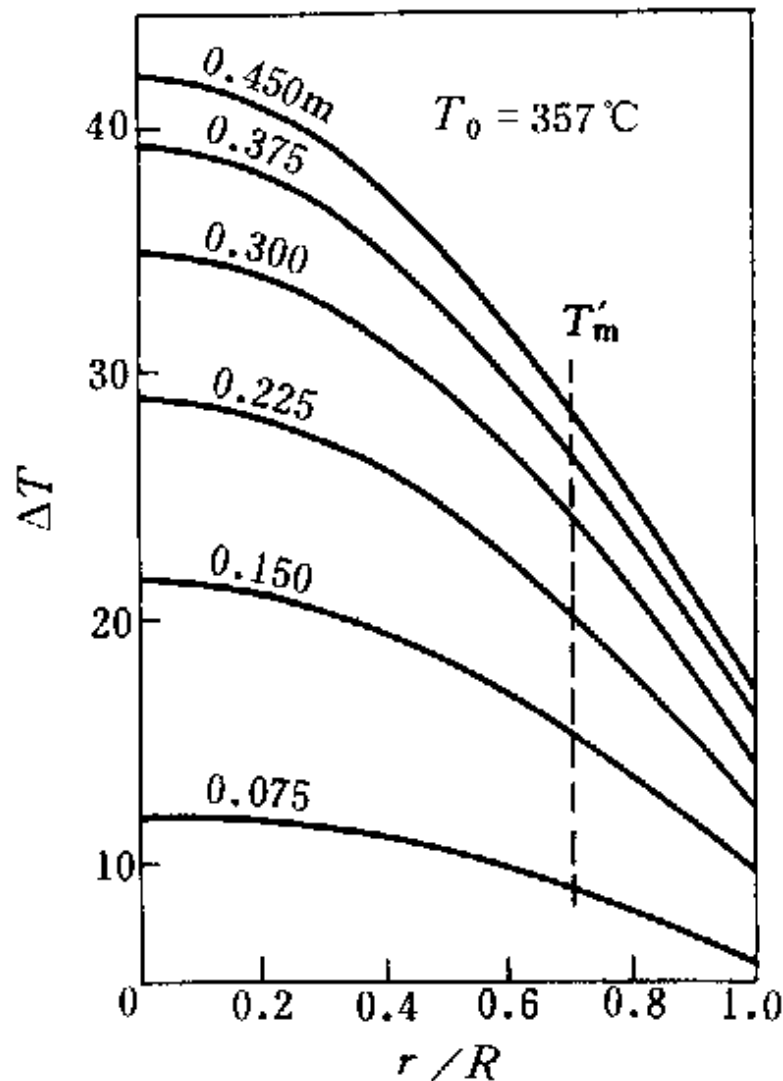
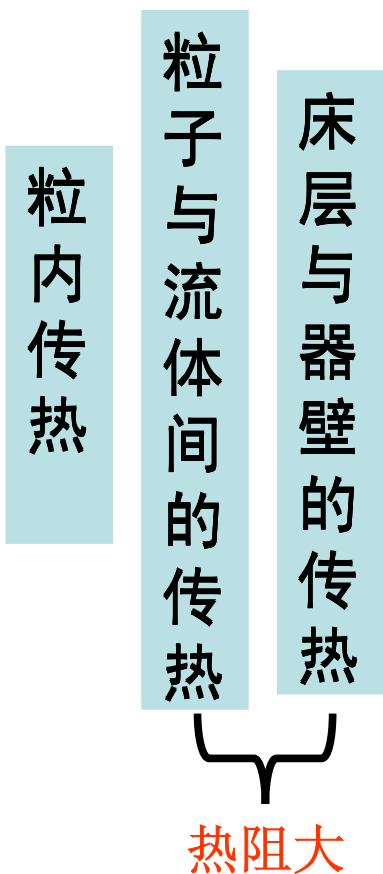
回顾

$$(P_e) = \frac{uL_r}{D_a}$$



2. 质量和热量的径向扩散

固定床的径向传热



固定床反应器的径向温度分布



径向传热包括

床层本身的导热 + 床层与器壁的对流传热

床层本身的导热热阻

靠近内壁的层流边界层

径向有效导热系数 λ_{er}
关联式很多

壁膜传热系数 h_w
无满意关联式

床层传热系数
 h_t



• h_t 的关联式

球形颗粒

$$\frac{h_t d_t}{\lambda_f} = 2.03 R_e^{0.8} \exp\left(-\frac{6d_p}{d_t}\right)$$

圆柱形颗粒

$$\frac{h_t d_t}{\lambda_f} = 1.26 R_e^{0.95} \exp\left(-\frac{6d_p}{d_t}\right)$$

径向传质

$$(P_{er})_r = \frac{d_p u}{D_r}$$

5~13
多数 ≈ 10



小结:

① 轴向:

- 等温时, 若用N个等体积的全混釜来描述固定床内气体的流动状况, 则N等于50或更大。
- 对工业固定床反应器, 大多数 L_r/d_p 值远大于50, 故可采用活塞流模型表示等温固定床内气体的流动状况。
- 非等温时, 以 L_r/d_p 值大于150作为准则较稳妥。

轴向扩散:

$$N = \frac{L_r}{d_p}$$

② 径向:

- 若用N个等体积的全混釜来描述固定床内气体的流动状况, 则N不可能为1, 即径向浓度梯度总是存在。
- 减小 dt/dp , 则径向浓度梯度降低, 但当 $dt/dp < 5$, 则床内流动极不均匀。(壁效应严重, 且流体易短路)

径向扩散:

$$N = 5 \frac{d_t}{d_p}$$



第三节 固定床反应器的数学模型

1. 概述

拟均相模型

平推流的一维模型

有轴向返混的一维模型

有径向混合和径向温差的二维模型

非均相模型

一维模型

二维模型



2. 活塞流模型

物料衡算

$$\frac{Gw_{A0}}{M_A} \frac{dX_A}{dZ} = \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A)$$

热量衡算

$$GC_{pt} \frac{dT}{dZ} = \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) (-\Delta H_r) - \frac{4U}{d_t} (T - T_c)$$

动量衡算

$$-\frac{dp}{dZ} = \frac{fG^2(1-\varepsilon)}{\rho d_p \varepsilon^3}$$

初始条件

$$Z = 0, \quad X_A = 0, \quad T = T_0, \quad P = P_0$$



3. 轴向扩散模型

$$\varepsilon D_a \frac{d^2 c_A}{dZ^2} - u_0 \frac{dc_A}{dZ} - \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) = 0$$

$$\lambda_{ea} \frac{d^2 T}{dZ^2} - \rho_f u_0 C_{pt} \frac{dT}{dZ} + \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) (-\Delta H_r) - \frac{4U}{d_t} (T - T_c) = 0$$

$$Z = 0, u_0 (C_{A0} - C_A) = -\varepsilon D_a \frac{dc_A}{dZ}$$

$$u_0 \rho_f C_{pt} (T_0 - T) = \lambda_{ea} \frac{dT}{dZ}$$

$$Z = L, \frac{dc_A}{dZ} = \frac{dT}{dZ} = 0$$



第四节 绝热式固定床反应器

1. 单段

$$GC_{pt} \frac{dT}{dZ} = \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) (-\Delta H_r)_T$$

$$\frac{Gw_{A0}}{M_A} \frac{dX_A}{dZ} = \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A)$$

$$\frac{dT}{dX_A} = \frac{w_{A0} (-\Delta H_r)_T}{M_A C_{pt}}$$



$$L_r = \frac{Gw_{A0}}{M_A \rho_b} \int_{X_{A0}}^{X_{AL}} \frac{dX_A}{\eta_0 (X_A, T) [-\mathcal{R}_A (X_A, T)]}$$

$$T - T_0 = \lambda X_A$$

$$V_r = \frac{F_{A0}}{\rho_b} \int_{X_{A0}}^{X_{AL}} \frac{dX_A}{\eta_0 (X_A, T) [-\mathcal{R}_A (X_A, T)]}$$

$$\lambda = \frac{w_{A0} (-\Delta H_r)_{T_0}}{M_A C_{pt}}$$



例7.2

解：球形催化剂上进行一级不可逆反应时有效因子为

$$\eta = \frac{1}{\phi} \left[\frac{1}{\tanh(3\phi)} - \frac{1}{3\phi} \right]$$

$$\text{梯尔模数 } \phi = \frac{R}{3} \sqrt{\frac{k_p}{D_e}}$$

$$k_p = \eta / (1 - \varepsilon) = 7.03 \times 10^6 \exp(-5000 / T) / (1 - 0.38)$$

$$\text{催化剂的平均孔半径 } r_a = 2V_g / S_g = 6 \times 10^{-7} \text{ cm}$$

由此可知在催化剂内的扩散主要为努森扩散，

$$D_k = 9700 \times 6 \times 10^{-7} \sqrt{T / 94}$$

$$\text{催化剂的孔隙率 } \varepsilon_p = V_g \rho_p = 0.42 \times 0.9 = 0.378$$

$$D_e = \frac{\varepsilon_p}{\tau_m} D_k = 7.564 \times 10^{-5} \sqrt{T}$$



由于是变温过程，所以 η 不是常数。绝热升温

$$\lambda = \frac{(-H_r) y_{A0}}{\bar{c}_{pt}} = 79.73 K$$

由于 $T - T_0 = \lambda X_A$ ，故 $T = 473 + 79.73 X_A$

$$\phi = 51626 (473 + 79.73 X_A)^{-1/4} \exp[-2500 / (473 + 79.73 X_A)]$$

当 $X_A = 0$ 时， $\phi = 56.07$ ，而 $X_A = 1$ 时， $\phi = 115.6$

所以 $\eta = 1 / \phi$

$$(-R_A) = 7.03 \times 10^6 \exp(-5000 / T) c_A$$

$$(-R_A) = 1.919 \times 10^9 \frac{c_{A0} (1 - X_A)}{473 + 79.73 X_A} \exp\left(-\frac{5000}{473 + 79.73 X_A}\right)$$



又因 $F_{A0} = 1200c_{A0} / 60 = 20c_{A0} \text{ kmol} / \text{min}$

要求反应器出口气体中苯酚质量分数为 $100 \text{ mg} / \text{kg}$

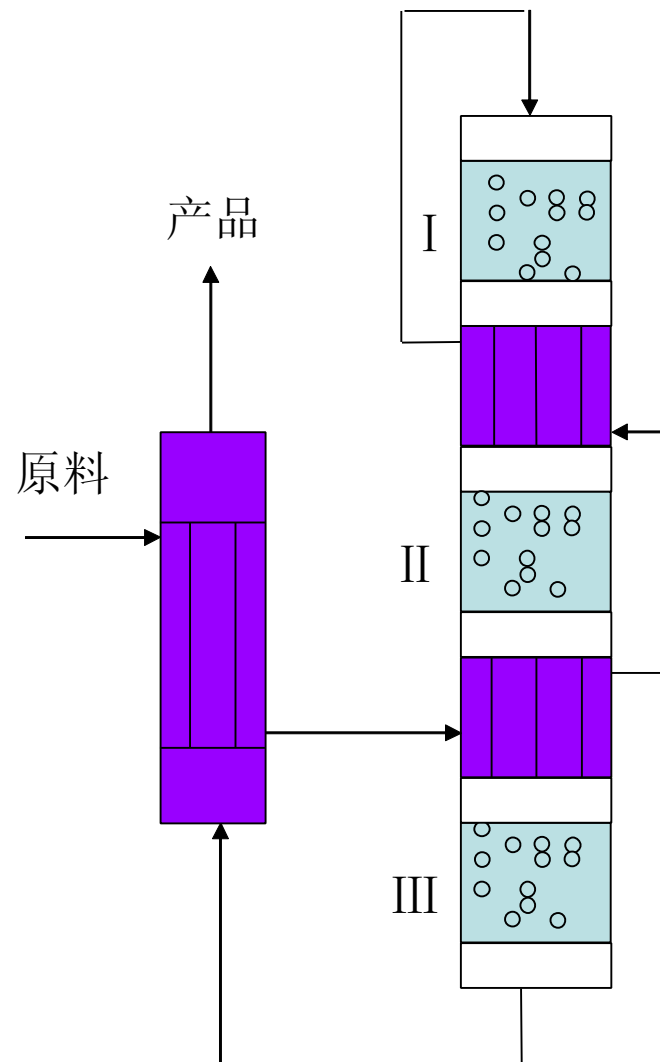
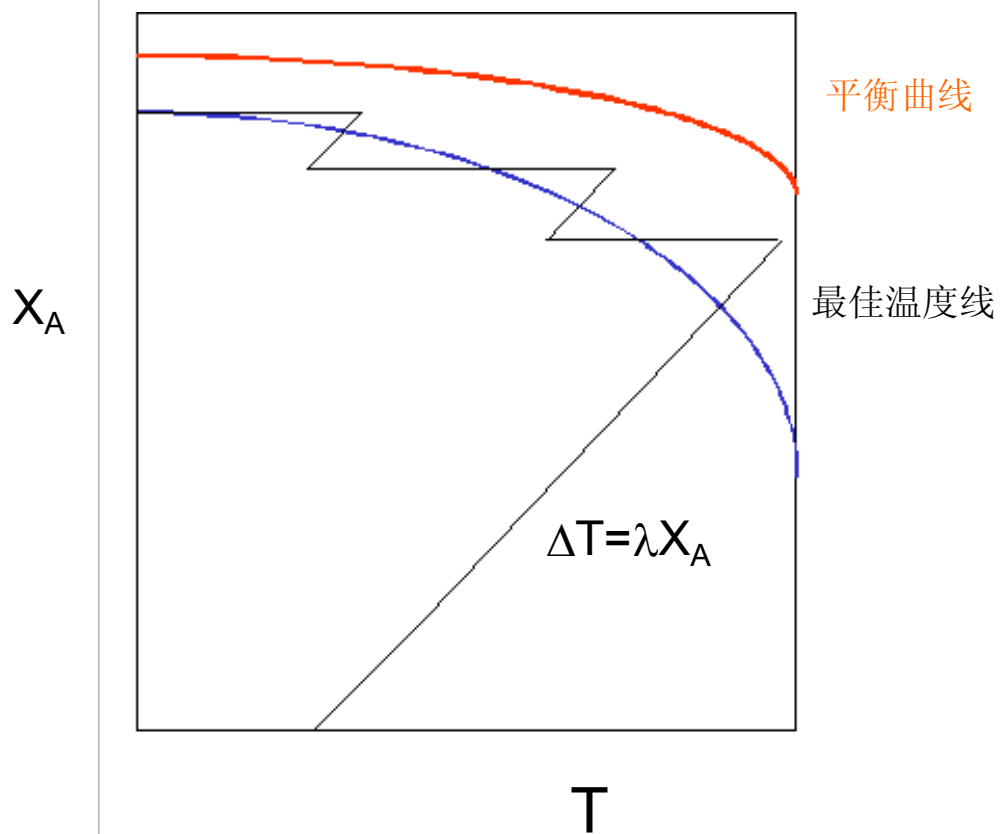
$$X_{AL} = \frac{800 - 100}{800} = 0.875$$

$$V_r = \int_0^{0.875} \frac{5.38 \times 10^{-4} (473 + 79.73 X_A)^{3/4} dX_A}{(1 - X_A) \exp[-2500 / (473 + 79.73 X_A)]}$$

用辛普生发求值，得 $V_r = 15.3 \text{ m}^3$



2. 多段





目标函数

催化剂用量最少

产品成本最低

产量最大

$$V_r = \sum_{i=1}^N V_{ri} = V_{\min}$$

$$V_r = \frac{F_{A0}}{\rho_b} \left[\int_{X_{A1}}^{X_{A1}'} \frac{dX_A}{\mathcal{R}_A^*(X_A, T)} + \int_{X_{A2}}^{X_{A2}'} \frac{dX_A}{\mathcal{R}_A^*(X_A, T)} + \dots + \int_{X_{AN}}^{X_{AN}'} \frac{dX_A}{\mathcal{R}_A^*(X_A, T)} \right]$$



$$\text{令: } \frac{\partial V_r}{\partial X_A} = 0, \quad \text{得}$$

$$\mathfrak{R}_A^*(X_{Ai}, T_{i-1}') = \mathfrak{R}_A^*(X_{Ai}, T_i), i = 2, 3, \dots, N$$

$$\text{令: } \frac{\partial V_r}{\partial T_i} = 0, \quad \text{得 } \frac{\partial}{\partial T_i} \int_{X_{Ai}}^{X_{Ai+1}} \frac{dX_A}{\mathfrak{R}_A^*(X_A, T)} = 0, i = 1, 2, \dots, N$$

两式含义:

1. 为保证催化剂总用量最少，任何一段的出口转化率应等于下一段进口的转化率。
2. 在规定的进、出口转化率下，存在一最佳的进口温度，使催化剂总用量最少。



例7.3

解：设第一段出口转化率为0.85，第一段操作线方程为

$$T = 633 + 155.2 X_A$$

第一段出口温度为 $T_1' = 633 + 155.2(0.85) = 765\text{K}$

$$\beta = \frac{(3.991 \times 10^3 + 1.283 \times 10^4 X_A)(1.595 \times 10^4 + 1.283 \times 10^4 X_A)}{1.283 \times 10^4 (1 - X_A)(5.909 \times 10^4 - 1.283 \times 10^4 X_A) K_p}$$

$$K_p = 0.0165 \exp(4408 / 765) = 5.247$$

$$k^* = 4.197 \times 10^{-8} \text{ mol}/(\text{g} \cdot \text{min} \cdot \text{pa})$$

$$X_A = 0.85 \text{ 时, } \beta = 0.8225$$

把题给速率方程转化为转化率的函数

$$\mathfrak{R}_A^* = k^* p_{A0} (1 - X_A)(1 - \beta)$$

而第一段出口的转化率为 $\mathfrak{R}_A^* = 1.434 \times 10^{-5} \text{ mol}/(\text{g} \cdot \text{min})$

由于题给的速率方程包括了内扩散的影响，而工业变换反应器的外扩散阻力一般可以忽略，所以不要求有效因子。



第二段出口的转化率 $\mathfrak{R}_A^* = 1.433 \times 10^{-5} \text{ mol}/(\text{g} \cdot \text{min})$
与第一段出口转化率极相接近，说明第二段进口
温度 663 K 是完全正确的。

$$\text{令 } \beta = g(X_A) / K_p$$

$$\mathfrak{R}_A^* = p_{A0} (1 - X_A) \left[k^* - k^* g(X_A) / K_p \right]$$

$$\left[\frac{\partial \mathfrak{R}_A^*}{\partial T} \right]_{X_A} = p_{A0} (1 - X_A) \left[(1 - \beta) \frac{\partial k^*}{\partial T} + \frac{k^* g(X_A)}{K_p^2} \frac{\partial K_p}{\partial T} \right]$$

$$\frac{\partial k^*}{\partial T} = \frac{6542 k^*}{T^2} \text{ 及 } \frac{\partial K_p}{\partial T} = - \frac{4408 K_p}{T^2}$$

化简上式

$$\left[\frac{\partial \mathfrak{R}_A^*}{\partial T} \right]_{X_A} = 6542 k^* p_{A0} (1 - X_A) (1 - 1.674 \beta) \frac{1}{T^2}$$

$$\text{而 } \left[\frac{\partial (1 / \mathfrak{R}_A^*)}{\partial T} \right]_{X_A} = - \frac{1}{\mathfrak{R}_A^*} \left[\frac{\partial \mathfrak{R}_A^*}{\partial T} \right]_{X_A}$$

$$\left[\frac{\partial (1 / \mathfrak{R}_A^*)}{\partial T} \right] = \frac{6542 (1.674 \beta - 1)}{k^* p_{A0} (1 - X_A) (1 - \beta)^2 T^2}$$



第二段操作线方程为 $T = 663 + 155.2(X_A - 0.85)$

$$\int_{0.85}^{X_{A2}} \frac{0.09744(1.674\beta - 1) \exp[42.15/(3.421 + X_A)]}{(1 - X_A)(3.421 + X_A)^2 (1 - \beta)^2} dX_A$$

$$\beta = \frac{478.3(0.0394 + 0.1267 X_A)(0.1575 + 0.1267 x_A)}{(1 - X_A)(0.5853 - 0.1267 X_A) \exp[28.4/(3.421 + X_A)]}$$

设 $X'_{A2} = 0.918$ ，用辛普生法求得积分值为 0.3654，

而 $X'_{A2} = 0.9179$ 时，该积分值为 -0.1702。可以认为

第二段出口转化率就是 0.918，与规定的最终转化率相符

，可见第一段出口转化率等于 0.85 是正确的。



第五节 换热式固定床反应器

1. 催化剂用量

$$\left\{ \begin{aligned} GC_{pt} \frac{dI}{dZ} &= \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) (-\Delta H_r)_T \\ \frac{Gw_{A0}}{M_A} \frac{dX_A}{dZ} &= \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) \quad V_r = \frac{F_{A0}}{\rho_b} \int_{X_{A0}}^{X_{AL}} \frac{dX_A}{\eta_0(X_A, T) [-\mathcal{R}_A(X_A, T)]} \end{aligned} \right.$$

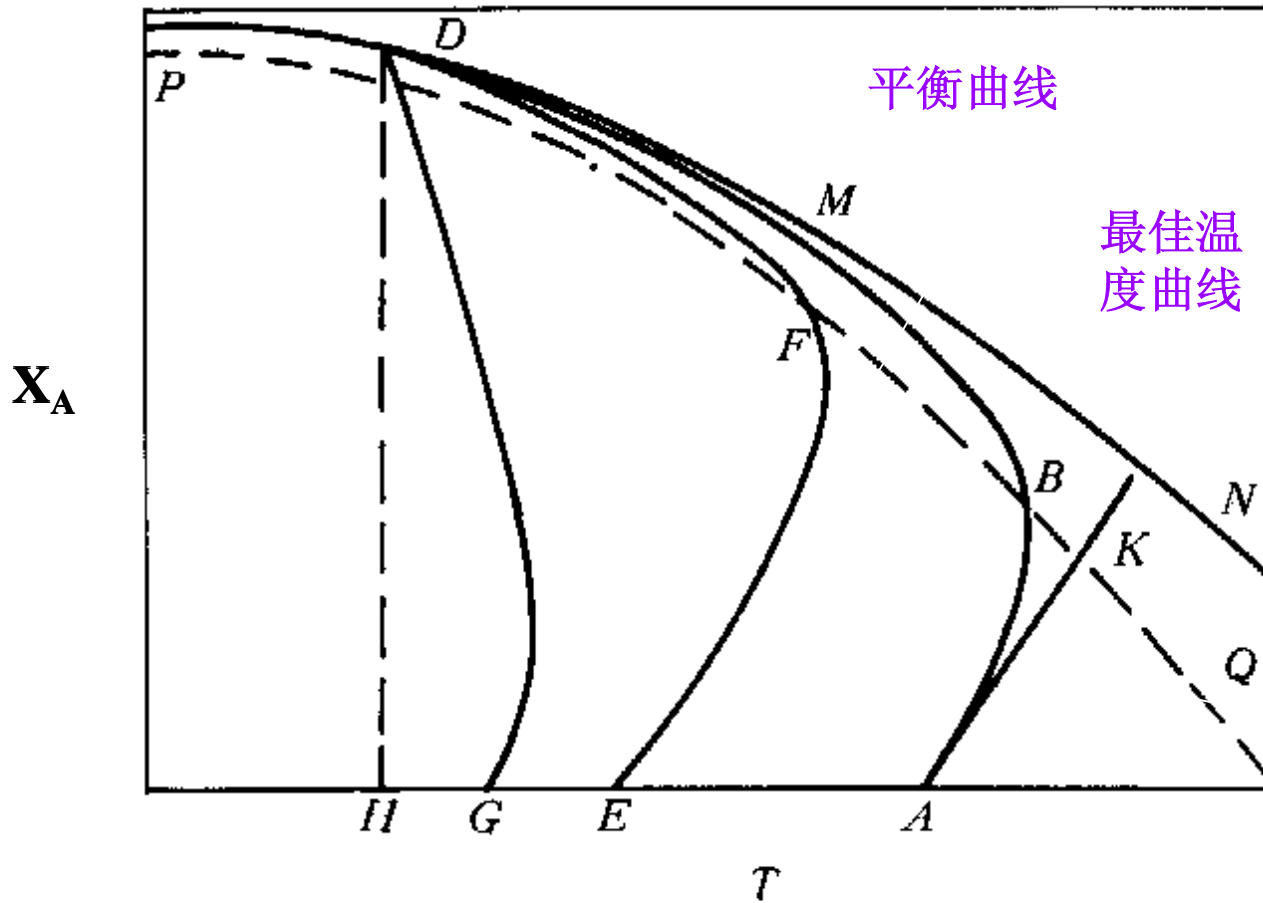
2式相除 $GC_{pt} \frac{dT}{dZ} = \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A) (-\Delta H_r) - \frac{4U}{d_t} (T - T_c)$

$$\Downarrow$$

$$\frac{dT}{dX_A} = \frac{w_{A0} (-\Delta H_r)}{M_A \underset{\lambda}{C_{pt}}} - \frac{4Uw_{A0} (T - T_c)}{d_t M_A C_{pt} \eta_0 \rho_b (-\mathcal{R}_A)}$$



2. 热点概念



$$\frac{dT}{dZ} = \frac{dT}{dX_A} \frac{dX_A}{dZ}$$

$$\frac{dT}{dZ} = 0$$

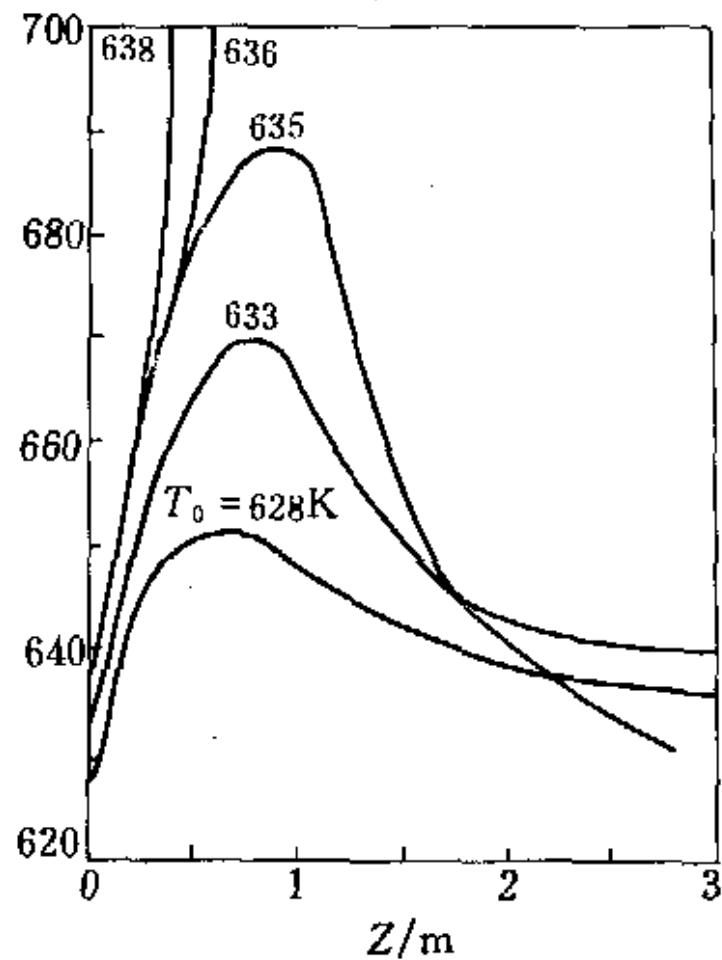
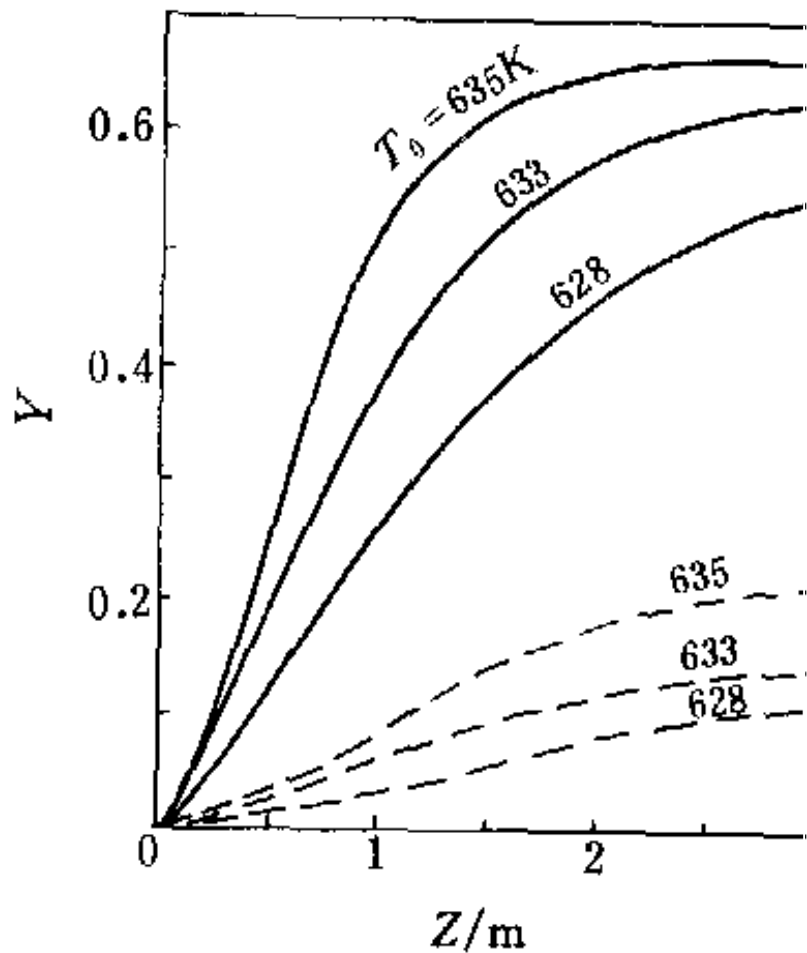
热点温度

绝热线

$$\eta_0 \rho_b (-R_A) (-\Delta H_r)$$

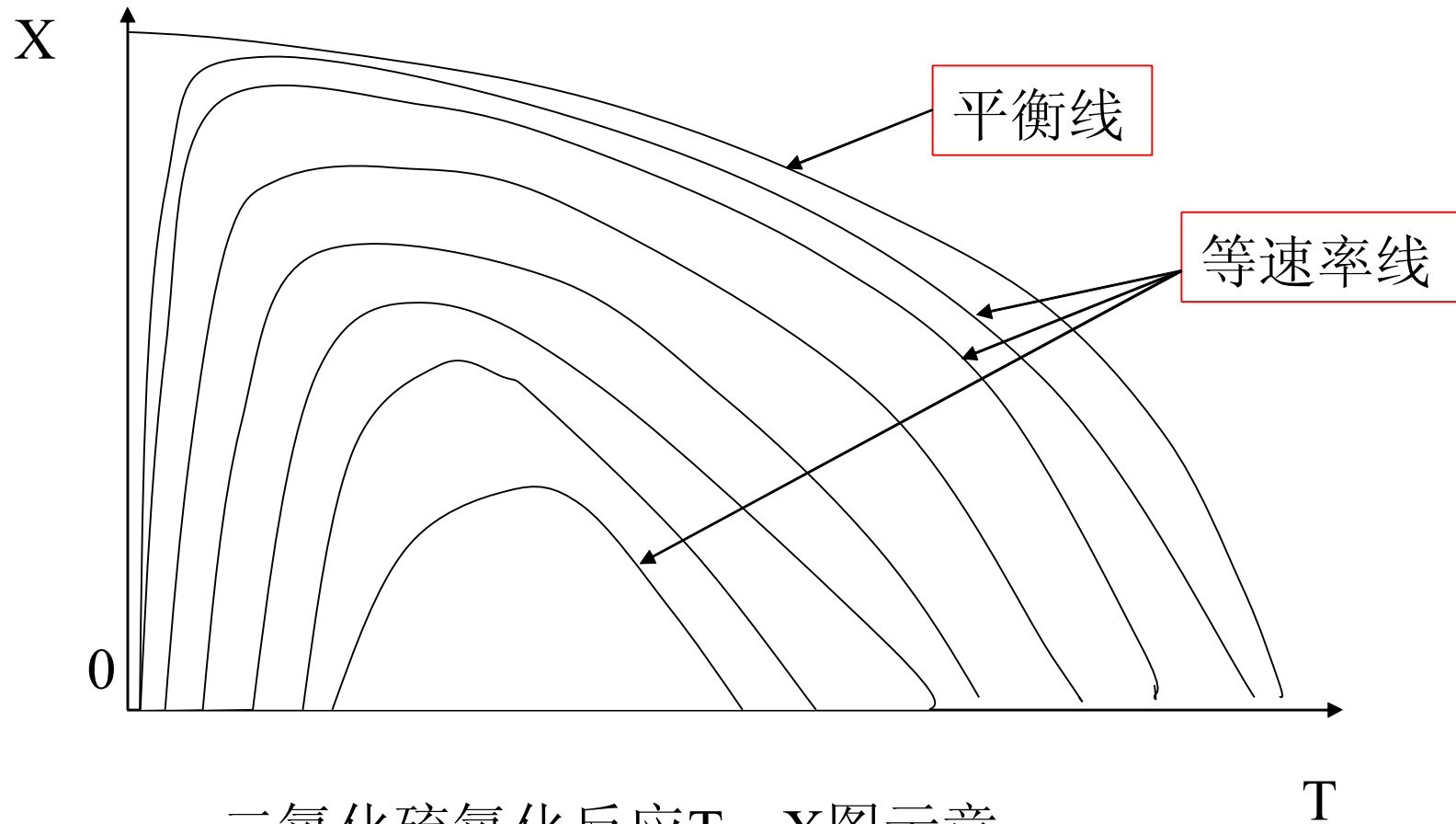
$$\frac{4U}{d_i} (T - T_c)$$

图 7.6 换热式固定床反应器的 $T-X_A$ 图





可逆放热反应绝热反应器的最优化 (以 $\text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 = \text{SO}_3$ 为例)



二氧化硫氧化反应T-X图示意



- 二氧化硫氧化反应——气固相催化反应，用于硫酸生产，可逆，强放热，绝大多数生产过程采用多段绝热操作。
- 最优化目的：在完成一定生产任务的条件下，使用的催化剂最少。
- 已知条件：第一段入口和最后一段出口转化率；第一段入口反应物浓度，各物性参数；段与段间采用间接冷却。
- 可以改变的参数：各段的入口温度；段与段之间的转化率。

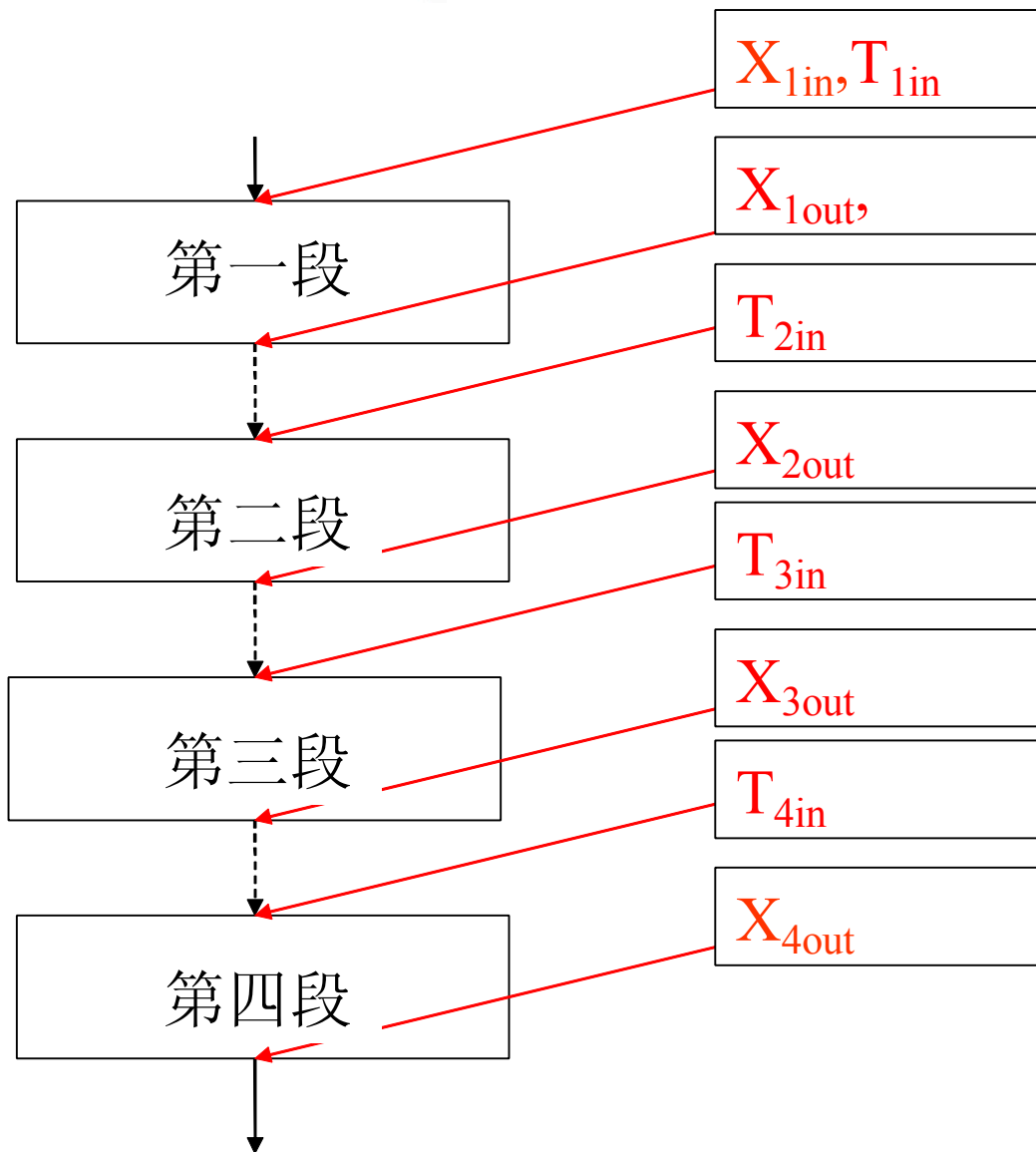


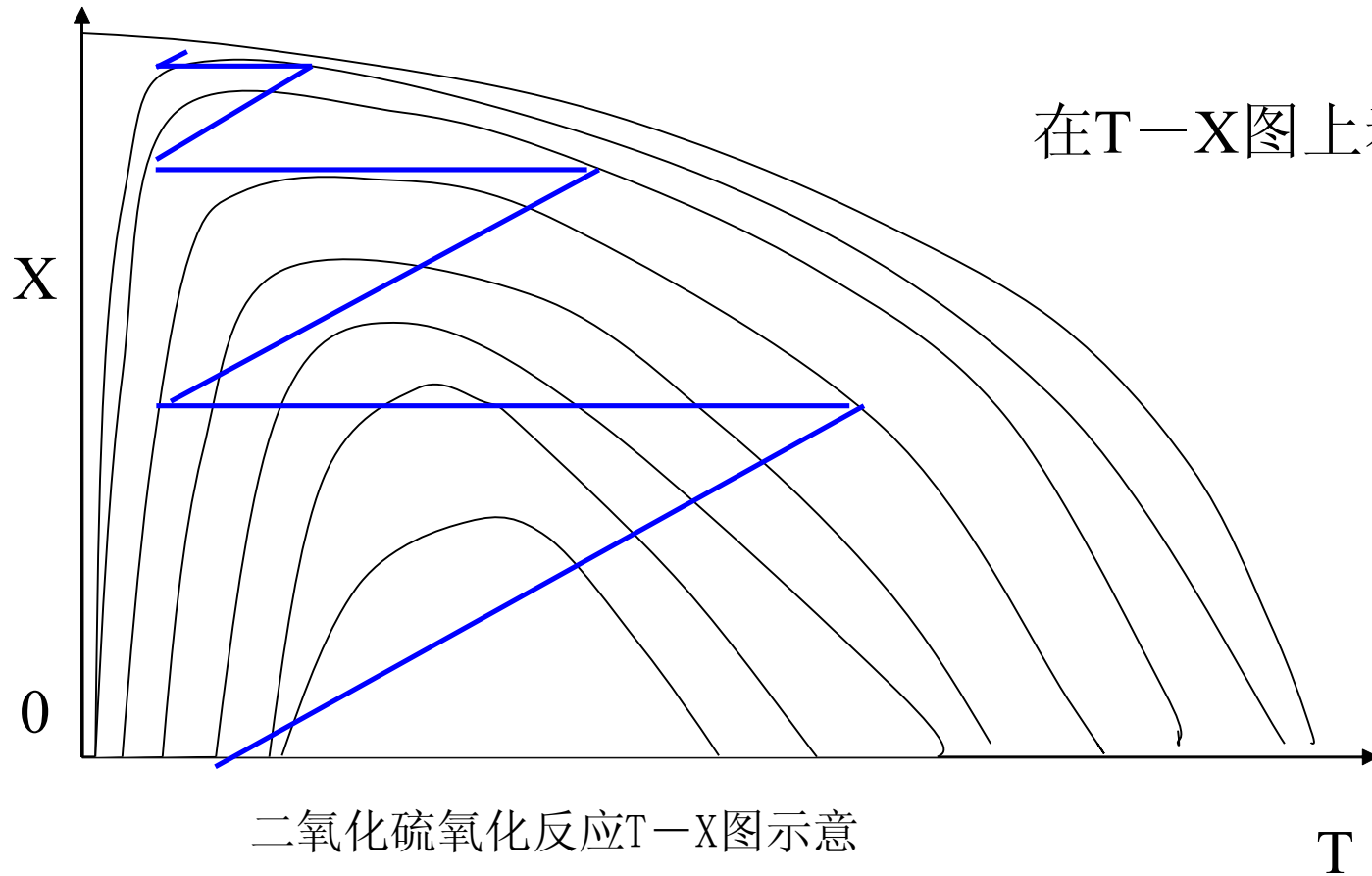
以四段为例：

- 催化剂用量为：（基于拟均相平推流模型）

$$W = F_{A0} \left(\int_{x_{1in}}^{x_{1out}} \frac{dx}{r_1(x, T)} + \int_{x_{2in}}^{x_{2out}} \frac{dx}{r_2(x, T)} + \int_{x_{3in}}^{x_{3out}} \frac{dx}{r_3(x, T)} + \int_{x_{4in}}^{x_{4out}} \frac{dx}{r_4(x, T)} \right)$$

- 基于某一动力学方程，适当选取各段的入口温度；段与段之间的转化率共7个（N段为2N-1个）参数，使W最小。





斜线为段内操作线，斜率为 $1/\lambda$ 。

水平线表示段间为间接冷却，只是温度降低，转化率不变。



- 调用最优化程序，就可以求得W最小值？
- 可以，但很困难。
- 进一步数学处理：
- 在任意一段内，当 X_{in} 及 X_{out} 确定之后，应选取适当的进口温度 T_{in} ，使催化剂量最小。

$$\frac{W}{F_{A0}} = \int_{X_{in}}^{X_{out}} \frac{dx}{r(x, T)}$$

$$\frac{\partial}{\partial T_{in}} \int_{X_{in}}^{X_{out}} \frac{dx}{r(x, T)} = \int_{X_{in}}^{X_{out}} -\frac{1}{r^2} \frac{\partial r(x, T)}{\partial T_{in}} dx = 0$$



- 在任意相邻两段间:

$$\frac{W_i}{F_{A0}} + \frac{W_{i+1}}{F_{A0}} = \int_{X_{iin}}^{X_{iout}} \frac{dx}{r_i(x, T)} + \int_{X_{i+1in}}^{X_{i+1out}} \frac{dx}{r_{i+1}(x, T)}$$

选取中间转化率 $X_{iout} = X_{i+1in}$ 使两段催化剂之和最小。

$$\frac{\partial}{\partial x_{iout}} \left(\int_{X_{iin}}^{X_{iout}} \frac{dx}{r_i(x, T)} + \int_{X_{i+1in}}^{X_{i+1out}} \frac{dx}{r_{i+1}(x, T)} \right) = 0$$

变上限定积分的偏微分:

$$\frac{1}{r_i(x_{iout}, T)} - \frac{1}{r_{i+1}(x_{i+1in}, T)} = 0$$

即 $r_i(x_{iout}, T) = r_{i+1}(x_{i+1in}, T)$, 无论中间转化率是多少, 后一段的入口反应速率等于前一段的出口反应速率。



汇
总

第一段:
$$\int_{X_{1in}}^{X_{1out}} \frac{1}{r_1^2} \frac{\partial r_1}{\partial T_{1in}} dx = 0$$

第一、二段之间:
$$r_1(X_{1out}, T_{1out}) = r_2(X_{2in}, T_{2in})$$

第二段:
$$\int_{X_{2in}}^{X_{2out}} \frac{1}{r_2^2} \frac{\partial r_2}{\partial T_{2in}} dx = 0$$

第二、三段之间:
$$r_2(X_{2out}, T_{2out}) = r_3(X_{3in}, T_{3in})$$

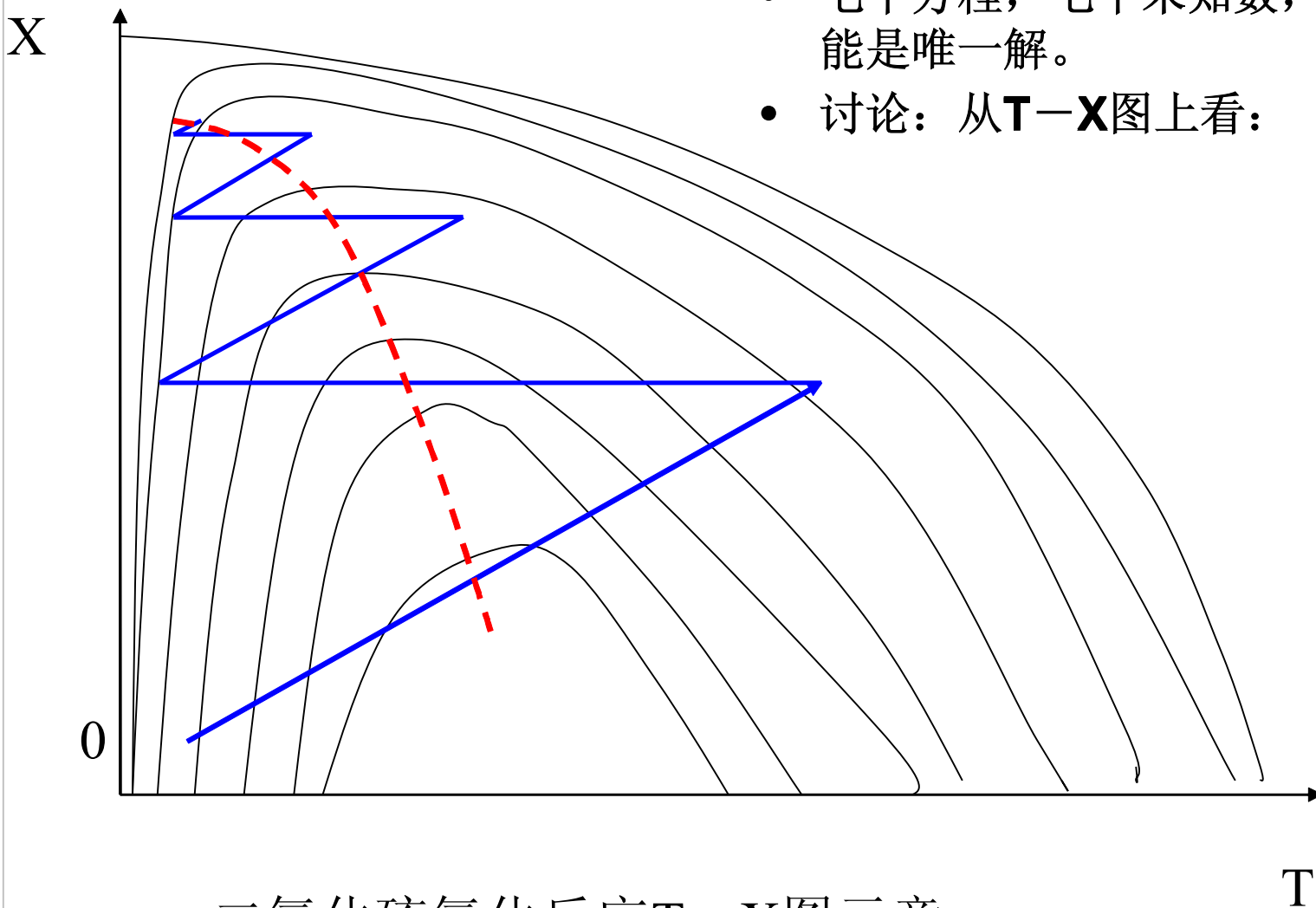
第三段:
$$\int_{X_{3in}}^{X_{3out}} \frac{1}{r_3^2} \frac{\partial r_3}{\partial T_{3in}} dx = 0$$

第三、四段之间:
$$r_3(X_{3out}, T_{3out}) = r_4(X_{4in}, T_{4in})$$

第四段:
$$\int_{X_{4in}}^{X_{4out}} \frac{1}{r_4^2} \frac{\partial r_4}{\partial T_{4in}} dx = 0$$



- 七个方程，七个未知数，可能是唯一解。
- 讨论：从T-X图上看：



二氧化硫氧化反应T-X图示意

T



例 7-3 (1) 任务书 在管式反应器中进行的邻二甲苯催化氧化制邻苯二甲酸酐是强放热反应过程，催化剂为 V_2O_5 ，以有催化作用的硅胶为载体。

活性温度范围： $610 \sim 700K$

粒径： $d_p = 3mm$

堆积密度： $\rho_B = 1300kg/m^3$

催化剂有效因子： $\eta = 0.67$

催化剂比活性： $L_R = 0.92$

反应器管长： $L = 3m$

管内径： $D = 25mm$

管数： $n = 2500$ 根



由邻苯二甲酸酐产量推算，原料气体混合物单管入口质量流速： $G = 9200 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。烃在进入反应器之前蒸发，并与空气混合。为保持在爆炸极限以外，控制邻二甲苯的摩尔分数低于1%。操作压力接近常压： $p = 126.7 \text{ kPa}$ 。

原料气中

邻二甲苯的初摩尔分数： $Y_{AO} = 0.9$

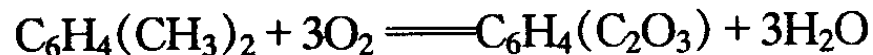
空气的初摩尔分数： $Y_{BO} = 99.1$

混合气平均相对分子质量： $\bar{M} = 30.14 \text{ kg}/\text{kmol}$

混合气平均热容： $c_p = 1.071 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

混合气入口温度： $640 \sim 650 \text{ K}$

化学反应式：



(A) (B) (P) (S)

宏观反应动力学：

$$(-R_A) = L_R \eta k p_A p_B \text{ kmol}/(\text{kg} \cdot \text{h})$$

$$k = \exp(19.837 - 13636/T)$$



(2) 设计要求 按一维拟均相理想流模型分别测算在绝热式反应器和换热式反应器中的转化率分布、温度分布，并绘制 $L-x_A-T$ 分布曲线。

在换热条件下，反应器管间用熔盐循环冷却，并将热量传递给外部锅炉。管间热载体熔盐温度范围630~650K。

床层对流给热系数 $h_w = 561 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$

颗粒的有效导热系数 $\lambda_s = 2.80 \text{kJ}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{K})$

总括给热系数 $U = 8h_w\lambda_s / (8\lambda_s + h_w D_t) \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$

一方面可以进行反应器设计的优化（多方案比较）；另一方面可以进行反应器参数的灵敏性分析，即通过改变如下参数，考虑测算结果的变化。

催化剂有效因子 η

催化剂比活性 L_R

进料组成（原料气中

邻二甲苯的初摩尔分数） y_{A0}

混合气入口温度 T_0

原料气体混合物单管入口质量流速 G

总括给热系数 U

管间冷载体熔盐温度 T_s

操作压力 p

管内径 D

管数 n



(4) 计算结果 (见图 7-16)

进口温度和环境温度提高到 648.15K。

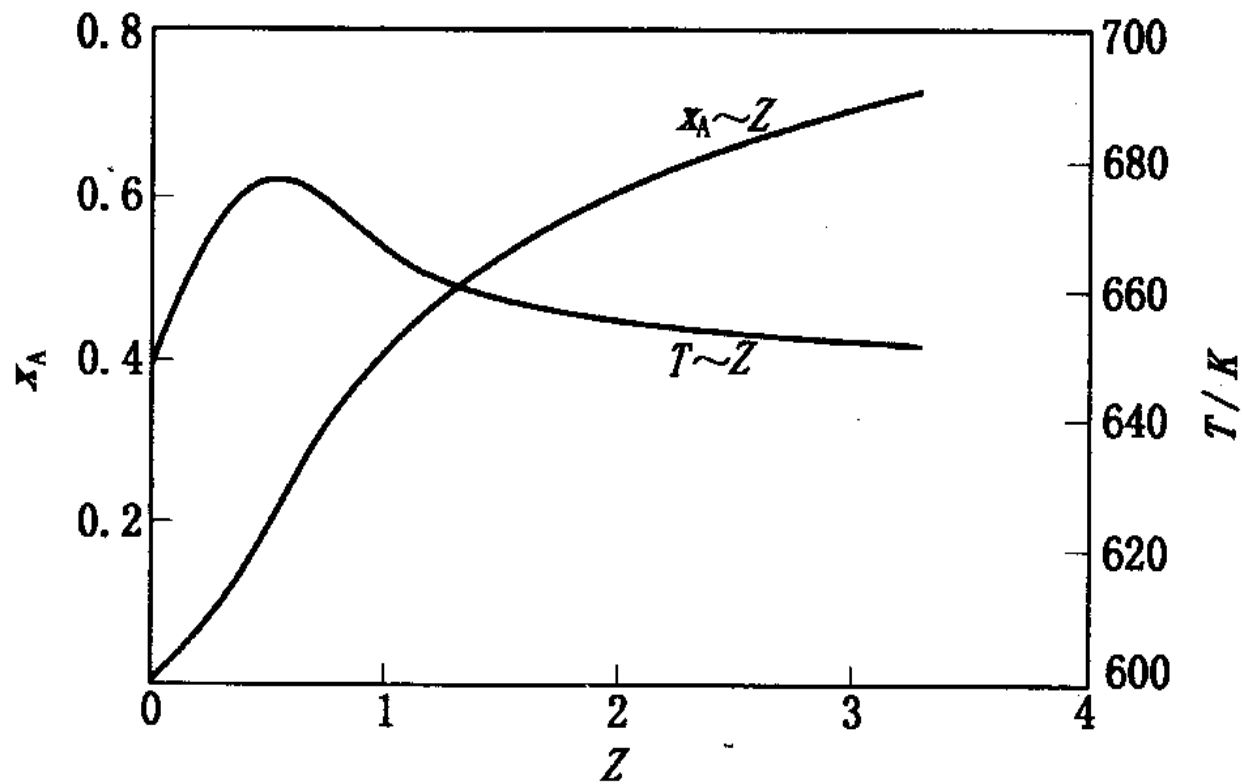
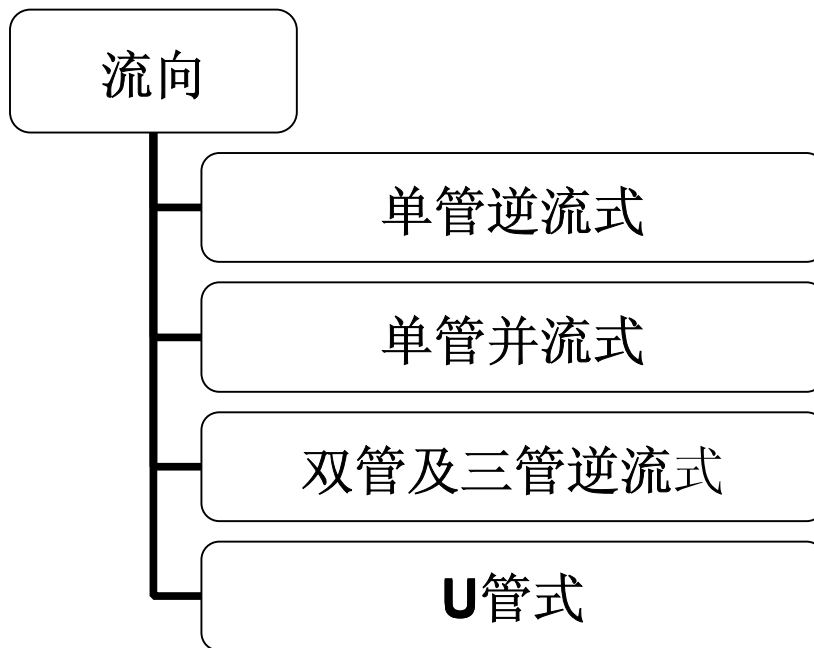


图 7-16 温度、转化率与 Z 的关系



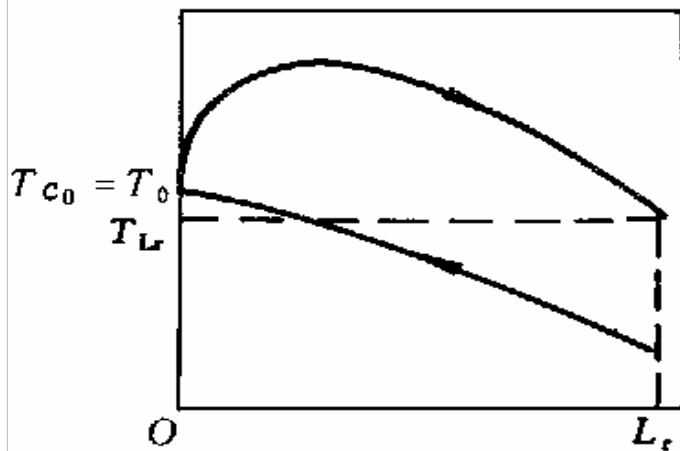
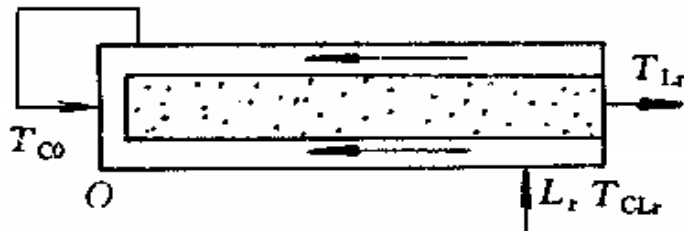
第六节 自热式固定床反应器

1. 分类



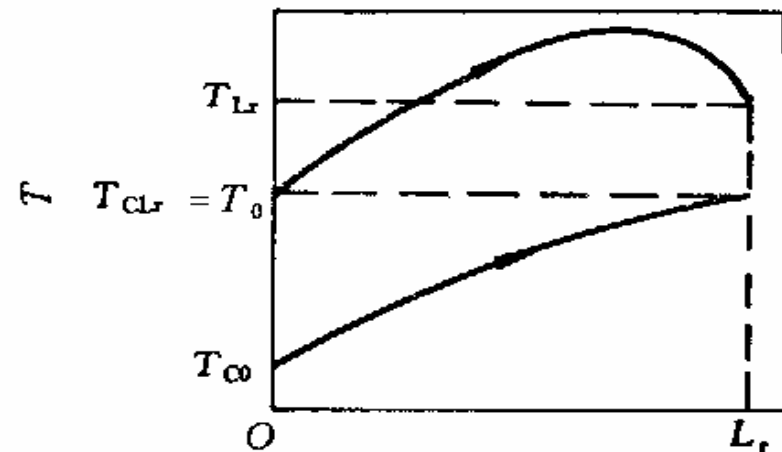
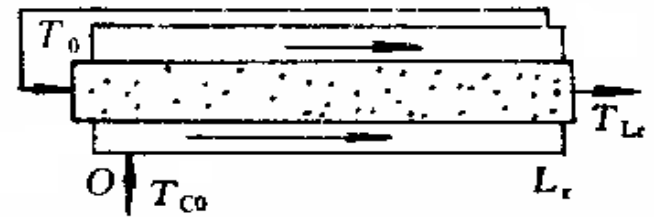


2. 设计方程



(a) 逆流

单管逆流式



(b) 并流

单管并流式



并流为例推导

反应放热 = 反应气升温的热量 + 原料气升温的热量

$$F_{A0} X_A (-\Delta H_r) = G \bar{C}_{pt} (T - T_0) A + G_C \bar{C}_{pc} (T_C - T_{C0}) A$$

$$\frac{G W_{A0}}{M_A} (-\Delta H_r) X_A = G \bar{C}_{pt} (T - T_0) + G_C \bar{C}_{pc} (T_C - T_{C0})$$

$$T_C = T_{C0} + \frac{G \bar{C}_{pt}}{G_C \bar{C}_{pc}} \left[\frac{W_{A0} (-\Delta H_r)}{M_A \bar{C}_{pt}} X_A - (T - T_0) \right]$$

$$T_C = T_{C0} + \beta (\lambda X_A - T + T_0) \quad \frac{G \bar{C}_{pt}}{G_C \bar{C}_{pc}} = \beta$$



3. 小结

并流

$$GC_{pt} \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H_r)(-\mathcal{R}_A)\rho_b - \frac{4U}{d_t} [2T - \lambda X_A - (T_{C0} + T_0)]$$

逆流

$$GC_{pt} \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H_r)(-\mathcal{R}_A)\rho_b - \frac{4U}{d_t} [\lambda X_A - (T_{C0} - T_0)]$$



第七节 参数敏感性

$$\eta_0 \rho_b (-R_A) (-\Delta H_r) = \frac{4U}{d_t} (T_m - T_C)$$

$$T_m - T_C = \frac{\eta_0 \rho_b (-R_A) (-\Delta H_r) d_t}{4U}$$

影响因素:

进料浓度, 进料温度, 冷却介质温度, 空速 (换热系数)。



例7.4

解：(1) 床层最高温度

$$T_{\max} = \frac{1}{2} \times 13600 \left[1 - \sqrt{1 - \frac{4RT_c}{E}} \right] = 667.8 \text{ K}$$

$$k_c = 7.4 \times 10^8 \exp(-13600 / 635) = 0.37 \text{ l/s}$$

$$N_c = \frac{4U}{\rho C_{pt} d_t k_c} = 33.3$$

$$\lambda = (T_{\max} - T_c) \left[1 + \sqrt{\frac{N_c}{e}} + \frac{N_c}{e} \right] = 549 \text{ K}$$

$$\lambda = \frac{(-\Delta H_r) w_{A0}}{M_A C_{pt}} = \frac{(-\Delta H_r) C_{A0}}{\rho C_{pt}}$$

最大进料浓度

$$C_{A0} = \frac{\lambda \rho C_{pt}}{(-\Delta H_r)} = 0.55 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$$

$$(2) \lambda = \frac{1300 \times 10^6 \times 1 \times 10^{-3}}{1300} = 1000 \text{ K}$$

$$\frac{1000}{667.8 - 635} = 1 + \sqrt{\frac{N_c}{e}} + \frac{N_c}{e}$$

解得 $N_c = 66.7$

$$d_t = \frac{4U}{\rho C_{pt} k_c N_c} = 12.5 \times 10^{-3} \text{ m}$$



武汉工程大学

Wuhan Institute of Technology

精化 学反 应工 程程

本章习题

P217

7.1

7.2

7.4

7.5

7.9

7.10

7.16

7.20