



武汉工程大学
Wuhan Institute of Technology

工程大学

Wuhan Institute of Technology

精品课程
化学工程

第五章 停留时间分布与 反应器的流动模型

**Chapter 5 Residence Time Distribution
& Flow Models of Reactors**



第一节 停留时间分布

Residence Time Distribution

第二节 停留时间分布的实验测定

Experimental Determinations of Residence Time Distribution

第三节 停留时间分布的统计特征值

Statistics Characteristics Value Of Residence Time Distribution

第四节 理想反应器的停留时间分布

Residence Time Distribution Of Ideal Reactors

第五节 非理想流动模型和非理想反应器的计算

Nonideal Flow models and Calculations Of Nonideal Reactors



第一节 停留时间分布与流动模型

Residence Time Distribution And Flow Model

对于连续操作的反应器,组成流体的各粒子微团在其中的停留时间长短不一,有的流体微团停留时间很长,有的则瞬间离去,从而形成了停留时间的分布。正如前面针对理想流动反应器的分析,停留时间分布的差异对反应系统的性能有很大影响,值得进一步深入探讨。全混流和活塞流模型对应着不同的停留时间分布,是**两种极端**的情况,实际反应器中的流动状况介于上述两种极端情况之间。本章将针对一般情况讨论停留时间分布及其应用问题,对于实际反应器的设计与分析非常必要。



1.基本概念

① 闭式系统

② 停留时间分布

• 年龄分布：对存留在系统的粒子而言，从进入系统算起在系统中停留的时间。

• 寿命分布：流体粒子从进入系统起到离开系统止，在系统内停留的时间。

③ 停留时间分布理论的应用

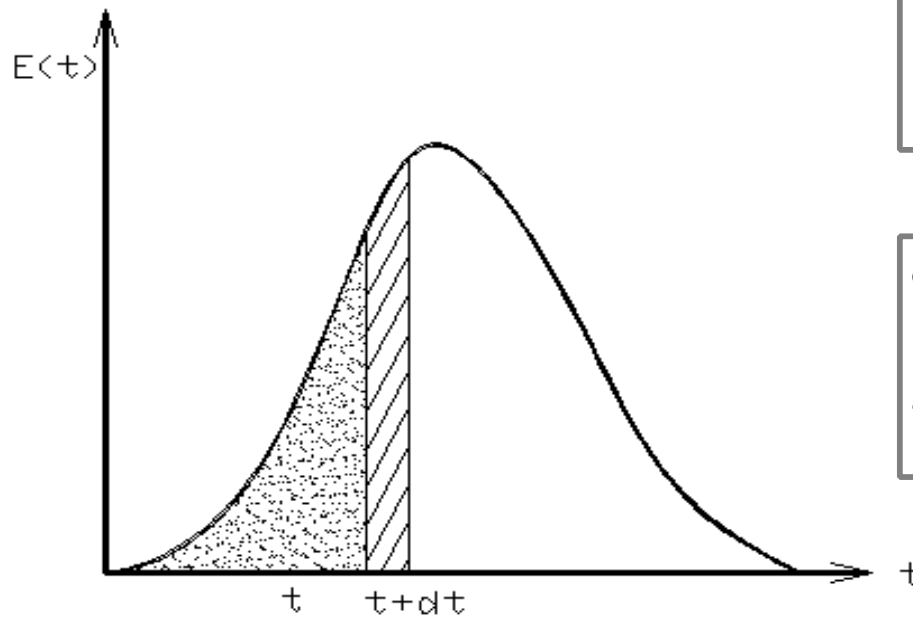
• 对现有设备进行工况分析

• 建立合适的流动模型，进行非理想反应器的计算





2.停留时间分布的定量描述



停留时间分布密度函数 $E(t)$

$$E(t) = 0 \quad t < 0$$

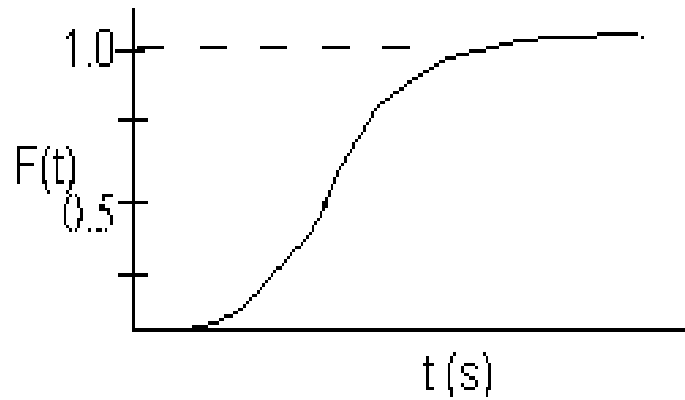
$$E(t) \geq 0 \quad t \geq 0$$

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = 1$$

归一化条件



The "F" Curve



停留时间分布函数F (t)

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt$$

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt}$$

$$\bar{t} = \frac{V_r}{Q}$$

封闭系统, $\rho = \text{常数}$

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$$

$$E(t)dt = E(\theta)d\theta$$

$$E(\theta) = E(t) \frac{dt}{d\theta} = \bar{t}E(t)$$

$$F(\theta) = F(t)$$



第二节停留时间分布的实验测定

Experimental Determinations of Residence Time Distribution

1. 实验方法概述

- 脉冲法
 - 阶跃法
 - 周期输入法
- 升阶法
降阶法

脉冲法:

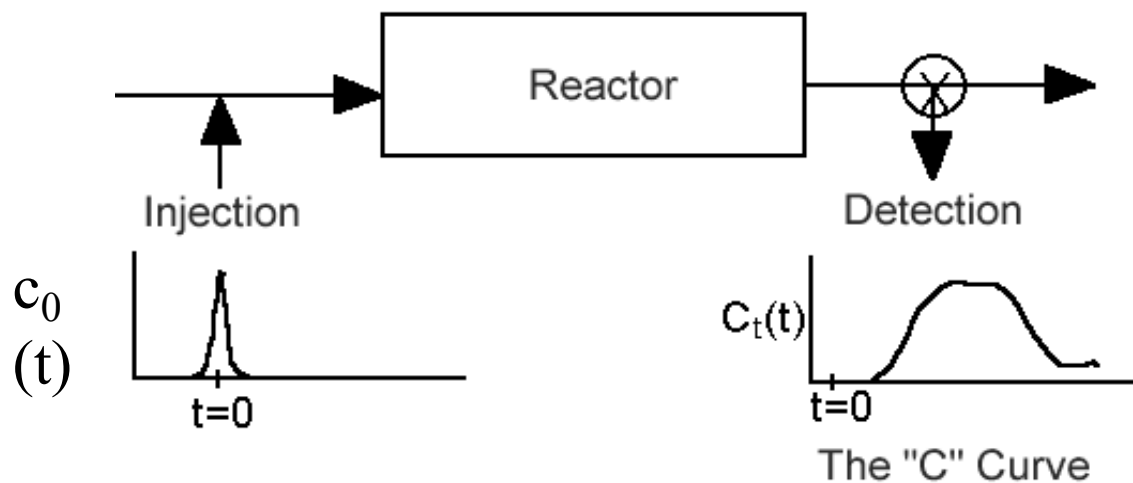
- 简单、示踪剂用量少，可直接测出停留时间分布密度函数；
- 要求输入理想脉冲。

阶跃法

- 操作容易；
- 示踪剂用量大，直接测出的是停留时间分布函数。



2. 脉冲法



$$m \cdot E(t) \cdot dt = Q \cdot c(t) \cdot dt$$

$$E(t) = \frac{Qc(t)}{m}$$

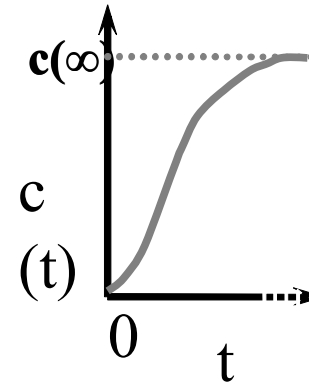
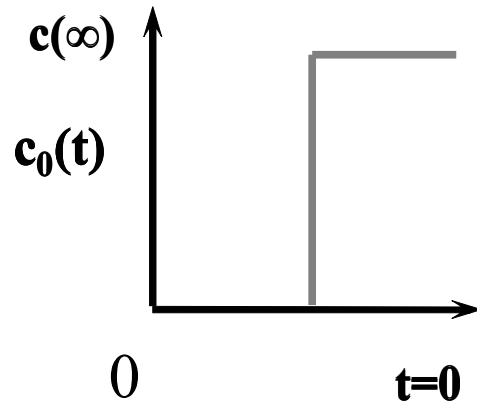
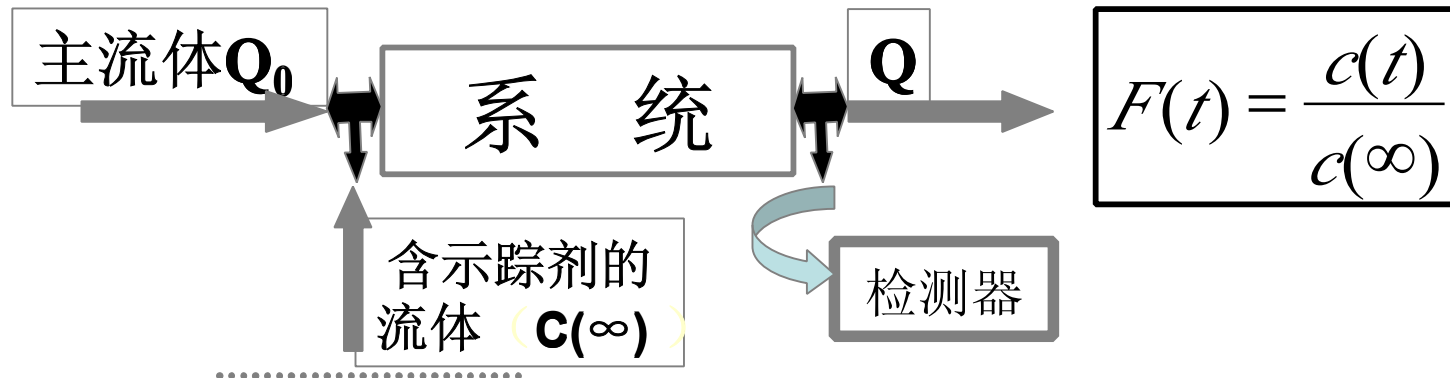
$$m = \int_0^{\infty} Qc(t) dt$$

$$E(t) = \frac{c(t)}{\int_0^{\infty} c(t) dt}$$

m 为示踪剂的加入量



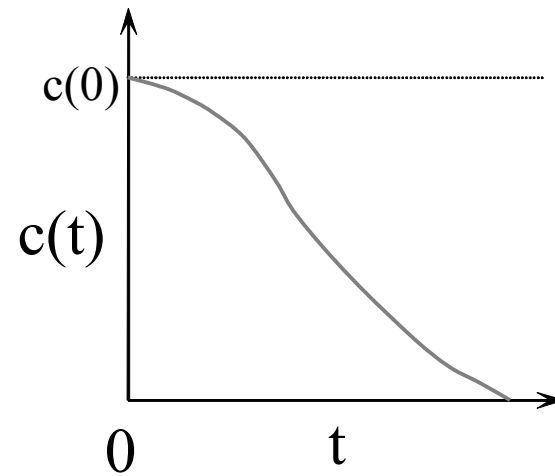
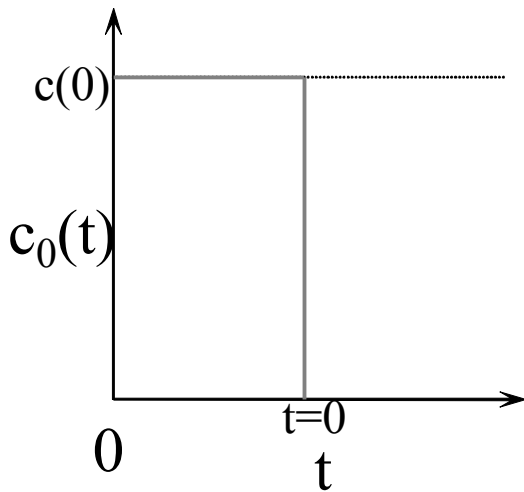
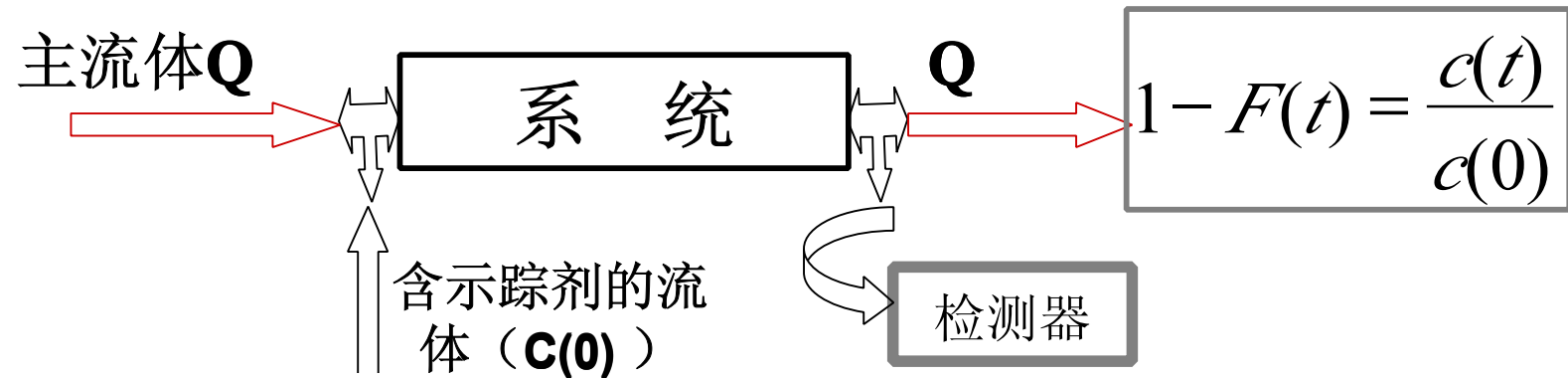
3. 升阶法



$$Q \cdot c(\infty) \cdot F(t) = Q \cdot c(t)$$



4. 降阶法



$$Q \cdot c(0) \cdot [1 - F(t)] = Q \cdot c(t)$$



例5.1

解：题给的流量为进口的空气流量， Q 为出口气体流量，
由于反应气体摩尔流量不变，

$$E(t) = \frac{Qc(t)}{m}$$

代人数据得到以下结果如下表

t/s	0	9.6	15	21	25	30.7	41.8	46.8	51.8	
$E(t) \times 1000/s^{-1}$	0	0	14	36	27	19.2	11	6.98	5.48	

做出以上关系图表， $t=35S$ 时， $E(t) = 0.0155 \text{ l/s}$ ，
或者 $t=35s$ 时，对 $E(t)$ 积分

$$F(35) = \int_0^{35} E(t) dt$$



第三节 停留时间分布的统计特征值 Statistics Characteristics Value Of Residence Time Distribution

脉冲法

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tE(t) dt}{\int_0^{\infty} E(t) dt} = \int_0^{\infty} tE(t) dt$$

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tc(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt}$$

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 c(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt}$$

升阶法

$$\bar{t} = \int_0^T \left[1 - \frac{c(t)}{c(\infty)} \right] dt$$

$$\bar{t} = 2 \int_0^T t \left[1 - \frac{c(t)}{c(\infty)} \right] dt - (\bar{t})^2$$

降阶法

$$\begin{aligned} \sigma_t^2 &= \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E(t) dt \\ &= \int_0^{\infty} t^2 E(t) dt - \bar{t}^2 \end{aligned}$$

$$\bar{t} = \int_0^T \frac{c(t)}{c(0)} dt$$

$$\sigma_t^2 = 2 \int_0^T \frac{tc(t)}{c(0)} dt - (\bar{t})^2$$



例5.2

解：(1) 脉冲法：
$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tc(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt}, \delta_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 c(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt} - (\bar{t})^2$$

由此可见通过响应曲线可求平均停留时间及方差。

(2) 升阶法：

$$\bar{t} = \int_0^1 t dF(t) = \frac{1}{c(\infty)} \int_0^{c(\infty)} t dc(t)$$

$$\int_0^{c(\infty)} t dc(t) = \int_0^T c(\infty) dt - \int_0^T c(t) dt$$

$$\bar{t} = \int_0^T [1 - c(t)/c(\infty)] dt$$

$$\delta_t^2 = \frac{1}{c(\infty)} \int_0^{c(\infty)} t^2 dc(t) - (\bar{t})^2$$

$$\delta_t^2 = \frac{2}{c(\infty)} \left[\int_0^T tc(\infty) dt - \int_0^T tc(t) dt \right] - (\bar{t})^2 \text{ 于是方差也可以根据响应曲线算出。}$$

$$= 2 \int_0^T t [1 - c(t)/c(\infty)] dt - (\bar{t})^2$$

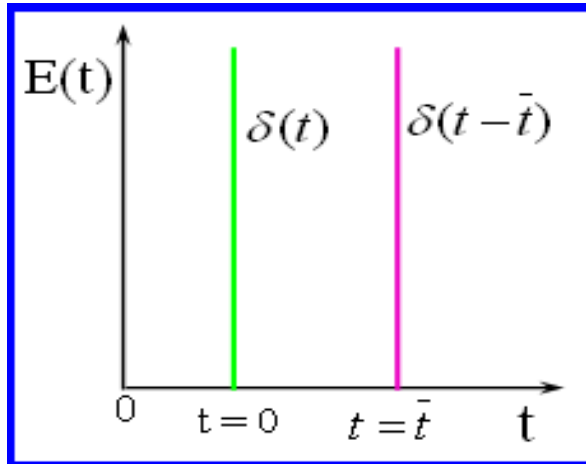
(3) 降阶法：

$$\bar{t} = \int_0^T \frac{c(t)}{c(0)} dt$$

$$\delta_t^2 = 2 \int_0^T \frac{tc(t)}{c(0)} dt - (\bar{t})^2$$

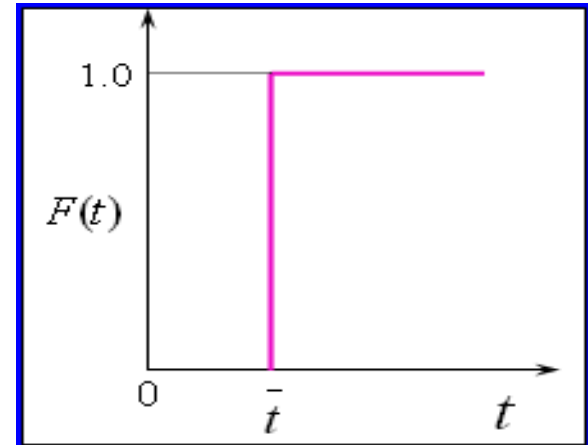


第四节 理想反应器的停留时间分布 Residence Time Distribution Of Ideal Reactors



$$E(t) = \delta(t - t)$$

$$F(t) = \begin{cases} 0, & (t < t) \\ 1, & (t \geq t) \end{cases}$$



$$\theta = \int_0^{\infty} \theta \delta(\theta - 1) d\theta = \theta \Big|_1 = 1$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 \delta(\theta - 1) d\theta - 1 = \theta^2 \Big|_0^1 - 1 = 0$$



最后得到活塞流的停留时间分布密度为：

$$E(\theta) = \delta(\theta - 1)$$

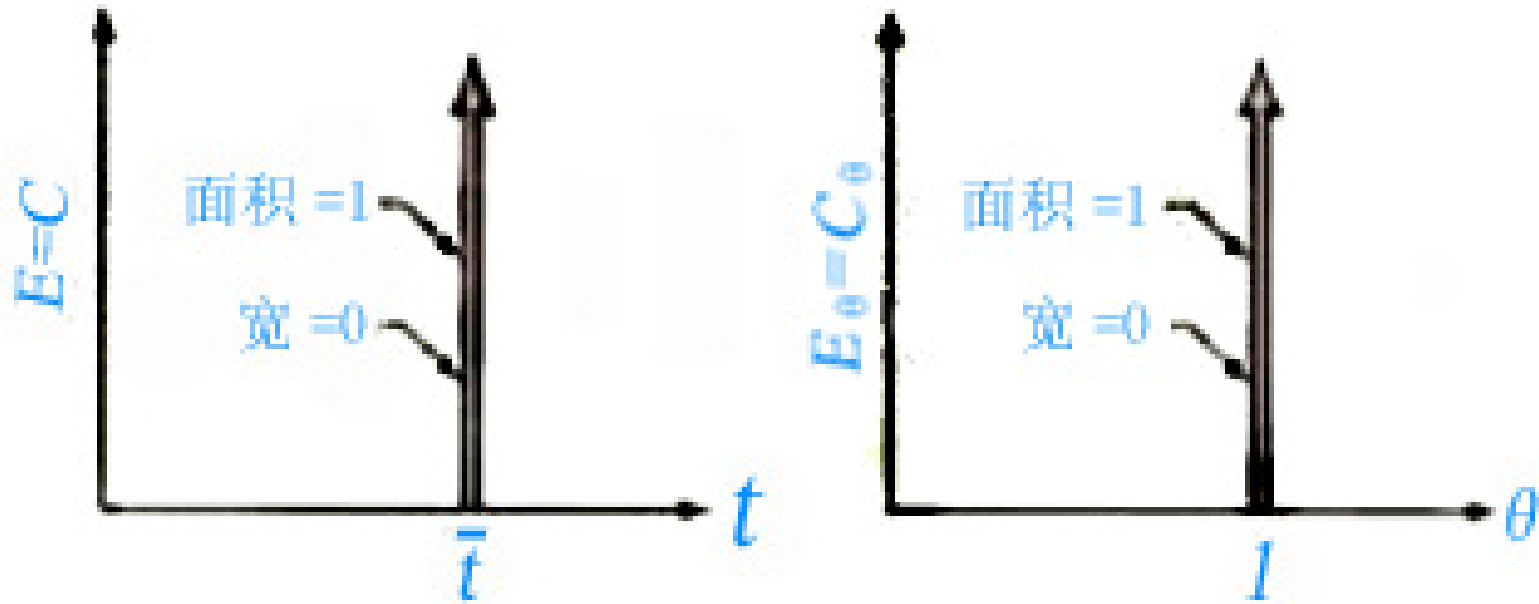
相应的分布函数为：

$$F(t) = \begin{cases} 0 & t \leq \bar{t} \\ 1 & t \geq \bar{t} \end{cases} \text{ 或者 } F(\theta) = \begin{cases} 0 & \theta < 1 \\ 1 & \theta \geq 1 \end{cases}$$

均值和方差分别为：

$$\bar{\theta} = \int_0^{\infty} \theta \delta(\theta - 1) d\theta = 1$$

$$\sigma_{\rho}^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 \delta(\theta - 1) d\theta - 1 = 0 \quad (\text{最小值})$$



活塞流反应器的E(t)图



1. 全混流模型

Perfectly Mixed Model

使用阶跃法建立全混流的流动模型，如果所示，将全釜作为控制体，对失踪剂作物料衡算，有：流入的摩尔流率=流出的摩尔流率+积累的摩尔流率

$$QC_0 = QC(t) + V_r \frac{dC}{dt}$$

$$t = 0, C(t) = 0$$

$$\frac{C(t)}{C_0} = 1 - e^{-\frac{t}{\tau}}$$



$$F(t) = \frac{C(t)}{C(\infty)} = \frac{C(t)}{C_0} = 1 - e^{-\frac{t}{\tau}}$$
$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\frac{t}{\tau}}$$

$$F(t) = 1 - e^{-t/\tau}$$

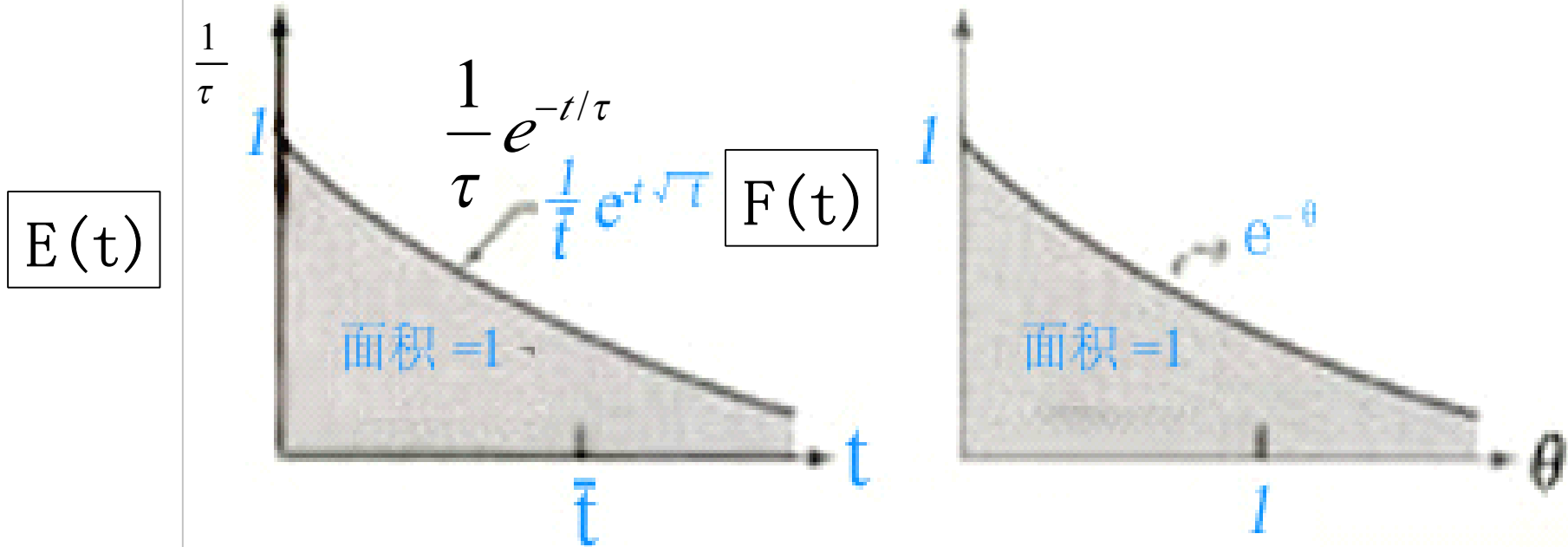
由此可以求出：

$$\theta_p^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 e^{-\theta} d\theta - 1 = 1$$

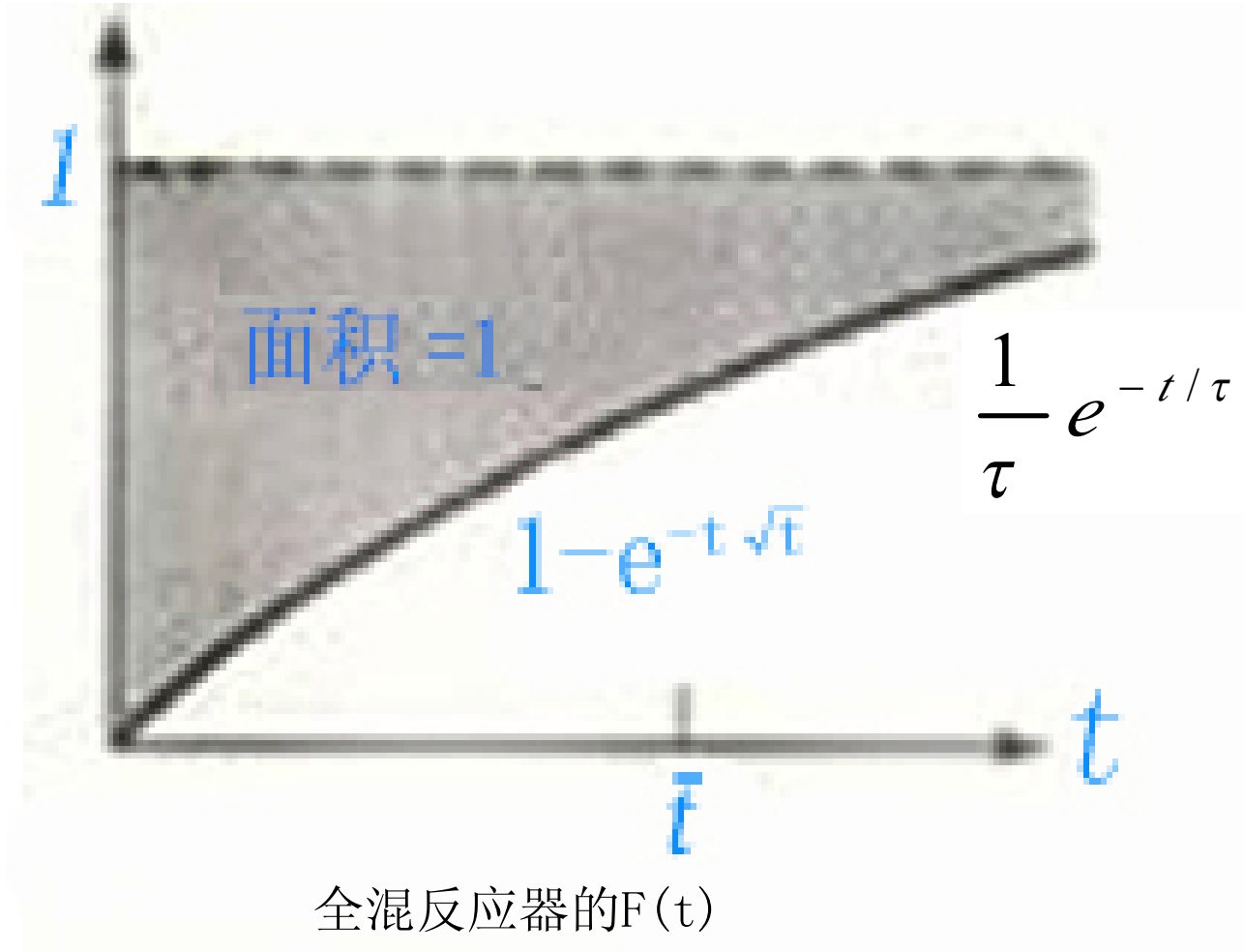
$$\bar{\theta} = \int_0^{\infty} \theta e^{-\theta} d\theta = 1 \quad (\text{最大值})$$



下面是全混流的停留时间函数和分布密度的示图



全混反应器的 $E(t)$ 图





例5.4

解：由于采用正阶跃输入，若全为全混流，则

$$-\ln \left[1 - \frac{c}{c_0} \right] = \frac{t}{\tau}$$

由于是连续检测出口流体中氢的浓度，因此由记录纸移动额距离 z 和走纸速度 u 可确定相应时间 $t=z/u$,

$$-\ln \left[1 - \frac{c}{c_0} \right] = \frac{z}{u\tau}$$

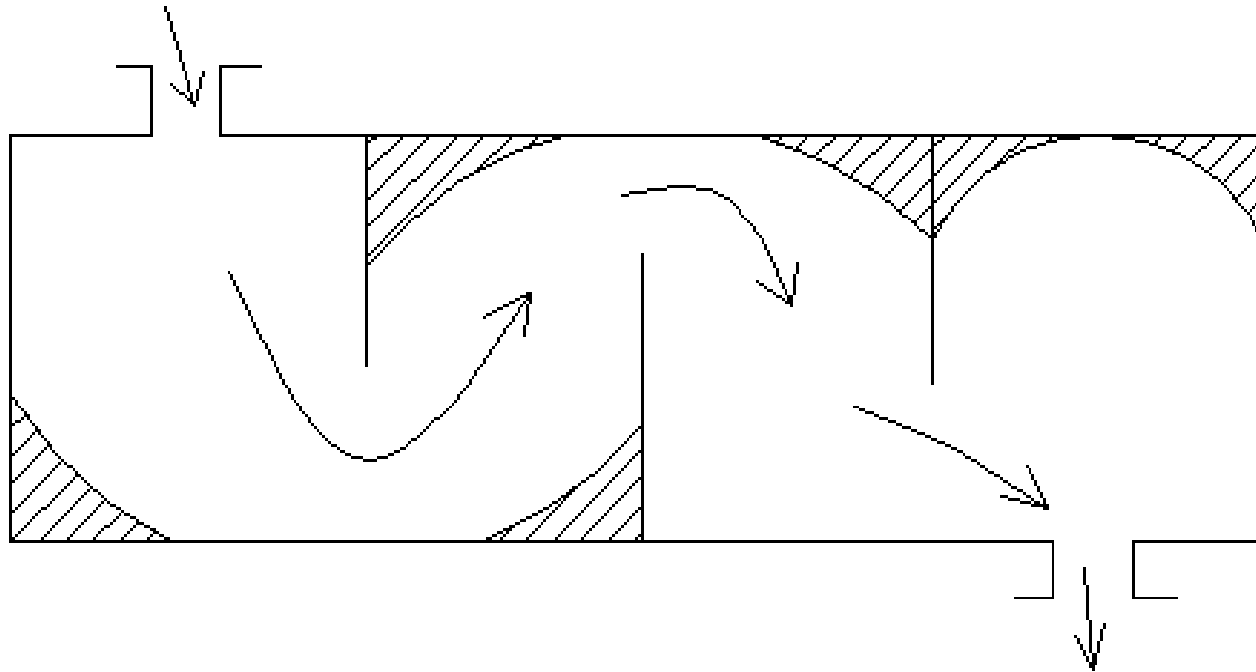
根据题给数据作图，线形关系良好，说明在题给条件下该反应器的流动状态完全符合全混流的要求。



5.5 非理想流动现象

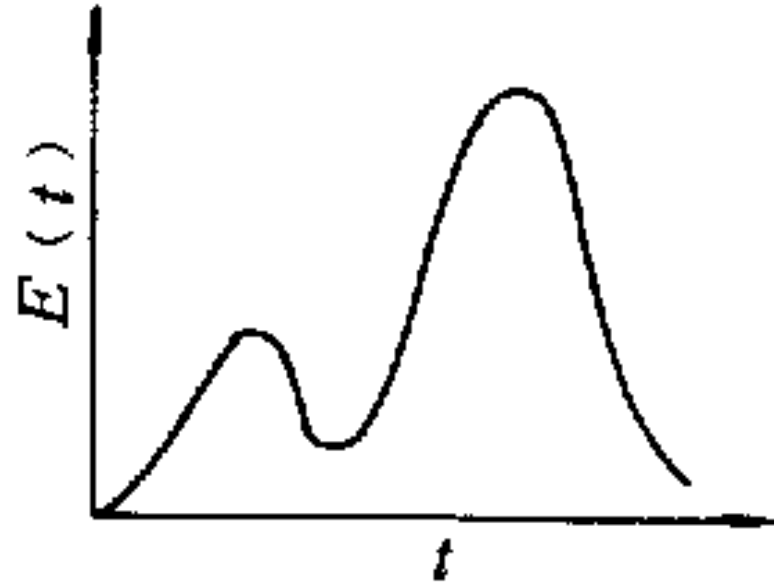
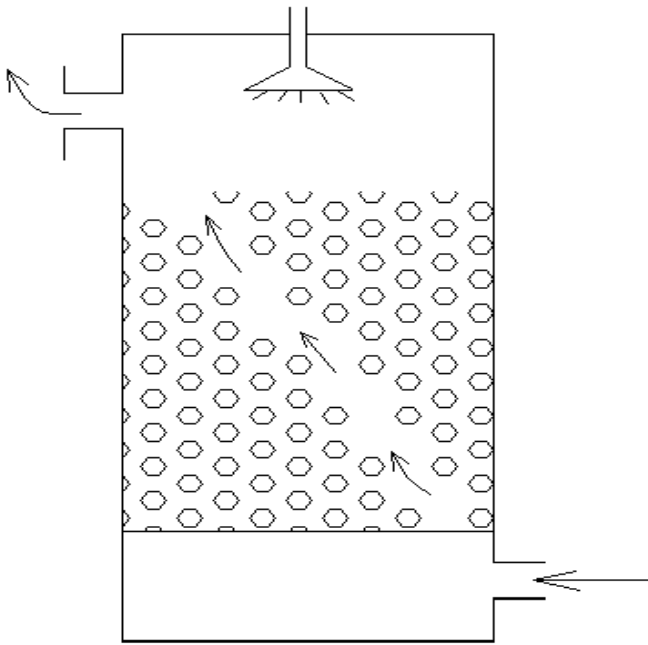
Nonideal Flow Phenomenon

存在滞流区



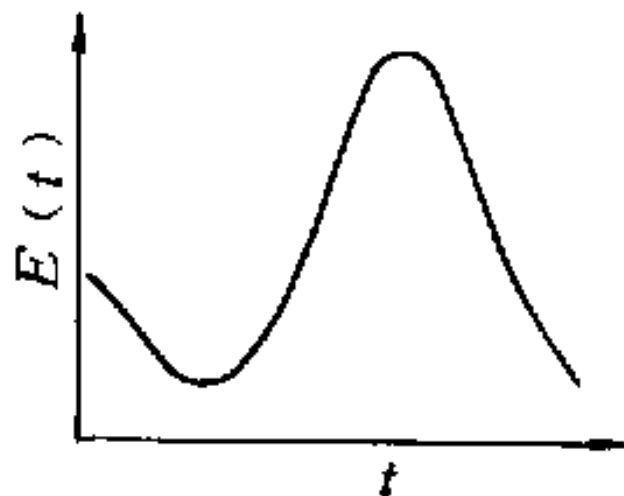
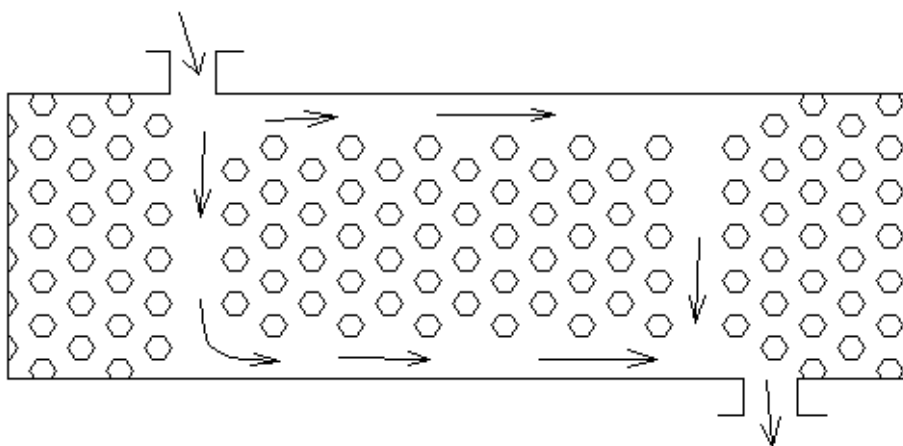


存在沟流



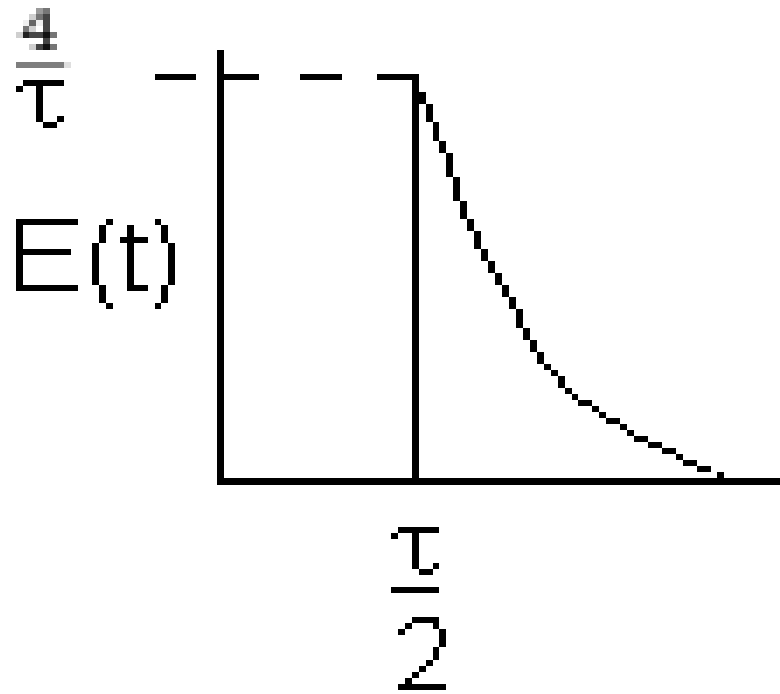


存在短路





层流反应器



$$E(\theta) = 0, \theta < 0.5$$

$$E(\theta) = \frac{1}{2\theta^2}, \theta \geq 0.5$$



第五节 非理想流动模型和非理想反应器的计算 Nonideal Flow models and Calculations Of Nonideal Reactors

1. 概述

- 建模的要求:

等效性（能够正确反映模拟对象的物理实质）；

合理简化便于数学处理（模型参数不应超过两个）

- 建模的依据:

反应器内停留时间分布

- 常用技巧:

对理想模型进行修正，或将理想流动模型与滞流区、短路和沟流等作不同组合

- 常用的非理想流动模型:

离析流模型，多釜串联模型；轴向扩散模型



非理想流动模型

Nonideal Flow models

1、 离析流模型 Segregated Flow Model

假设：流体粒子之间不发生微观混合，也就是说流体粒子之间不发生质量交换。一个流体粒子就像一个间歇反应器

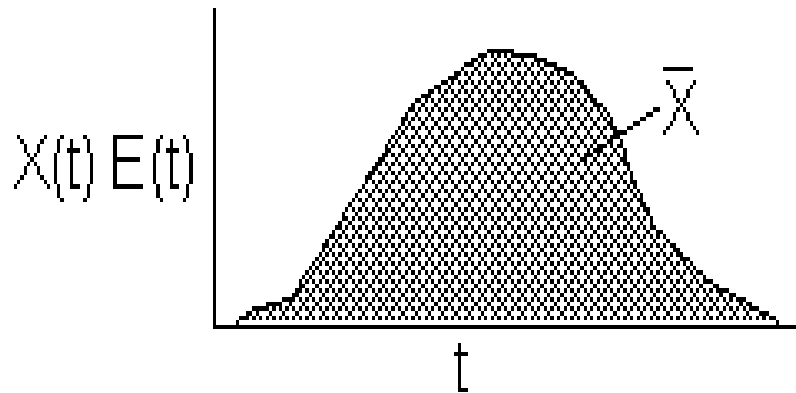
这时 $C_{A0}(t)$ t 。停留时间介于 $t \rightarrow t + dt$

之间的流体粒子所占的比率为 $E(t) dt$ ，浓

度为 $C_A(t) E(t) dt$ 所以反应器出口的平均浓度可以表示为：
$$\bar{C}_A = \int_0^{t^*} C_A(t) E(t) dt$$



- 基本假设：离析流体，不存在微观混合



- 数学模型：

$$X_A = \int_0^{t^*} X_A(t) E(t) dt$$

$$c_A = \int_0^{t^*} c_A(t) E(t) dt$$

- 适用条件：宏观流体



例5.6

解:

$$\bar{t} = \frac{Q}{m} \int_0^{\infty} t c(t) dt$$

$$\delta_t^2 = \frac{Q}{m} \int_0^{\infty} t^2 c(t) dt - \bar{t}^2$$

根据5D计算结果, 由辛普生法则得

$$\int_0^{\infty} t c(t) dt = 5.297$$

$$\bar{t} = \frac{40.2}{4.95} \times 5.297 = 43.02 \text{ min}$$

$$\text{同理 } \delta_t^2 = 233.4 \text{ min}^2$$

$$\delta_{\theta}^2 = \delta_t^2 / \bar{t}^2 = 0.1261$$

$$N = 1 / 0.1261 = 7.93 \quad 8$$

由此可见该反应器的停留时间分布近似可用八个等体积的全混釜串联来模拟。



2. 多釜串联模型

Tanks in Series Model

实际反应器的流动状况可以用多个串联的同体积全混反应器来描述，串联的釜数 N 就是模型参数。对于两种理想的反应器，其模型参数分别为：全混釜， $N=1$ ；活塞流： $N= \infty$

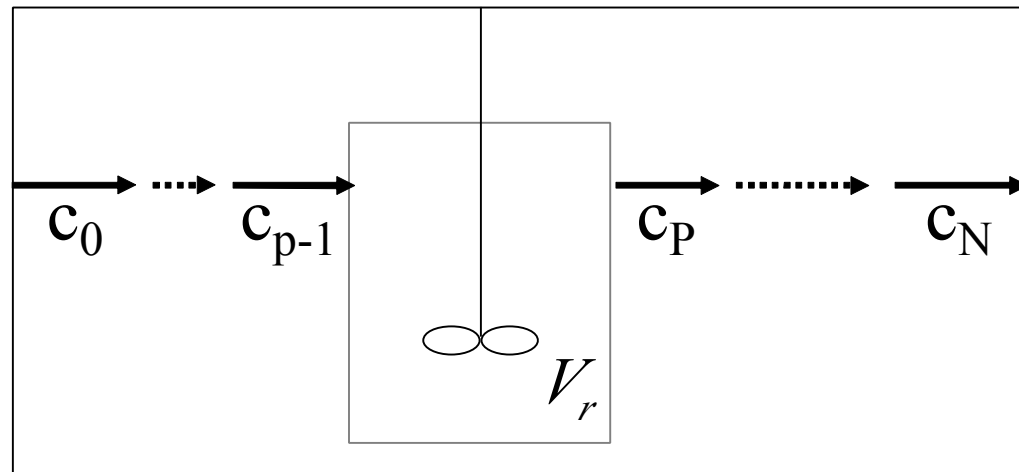
而对于实际反应器：

$$1 \leq N \leq \infty$$



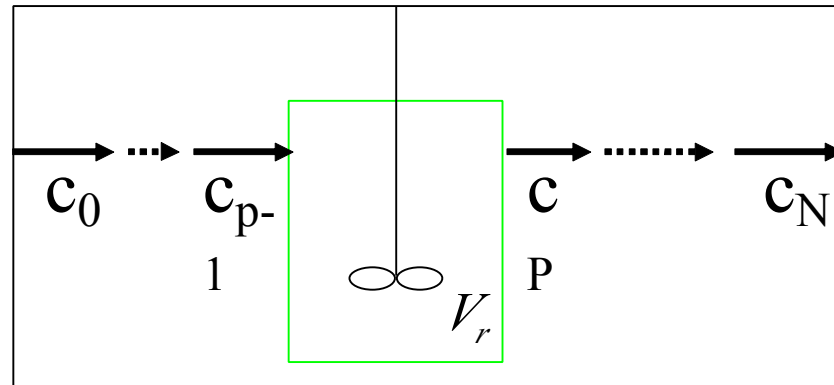
●基本假设:

级内为全混流; 级间无返混; 各级存料量相同





对示踪剂作物料衡算：



- 数学模型：

进入量 - 离开量 = 积累量

$$\text{对第 } P \text{ 釜: } Qc_{p-1}(t) - Qc_p(t) = V_r \frac{dc_p(t)}{dt} \quad \text{即: } \frac{dc_p(t)}{dt} = \frac{1}{\tau} [c_{p-1}(t) - c_p(t)]$$

初始条件（升阶）： $t = 0, c_0(0) = 1, c_p(0) = 0, P = 1, 2, \dots, N$



$$\frac{dc_p(t)}{dt} = \frac{1}{\tau} [c_{p-1}(t) - c_p(t)]$$

$$P=1, \frac{dc_1(t)}{dt} = \frac{1}{\tau} [c_0(t) - c_1(t)]$$

$$c_1(t) = c_0(1 - e^{-t/\tau}) \Rightarrow \frac{c_1(t)}{c_0} = 1 - e^{-t/\tau}$$

$$P=2, \frac{dc_2(t)}{dt} = \frac{1}{\tau} [c_1(t) - c_2(t)]$$

$$\frac{c_2(t)}{c_0} = 1 - \left(1 + \frac{t}{\tau}\right) e^{-t/\tau}$$

$$P=N, F(t) = \frac{c_N(t)}{c_0} = 1 - e^{-t/\tau} \sum_{p=1}^N \frac{\left(\frac{t}{\tau}\right)^{p-1}}{(p-1)!}$$

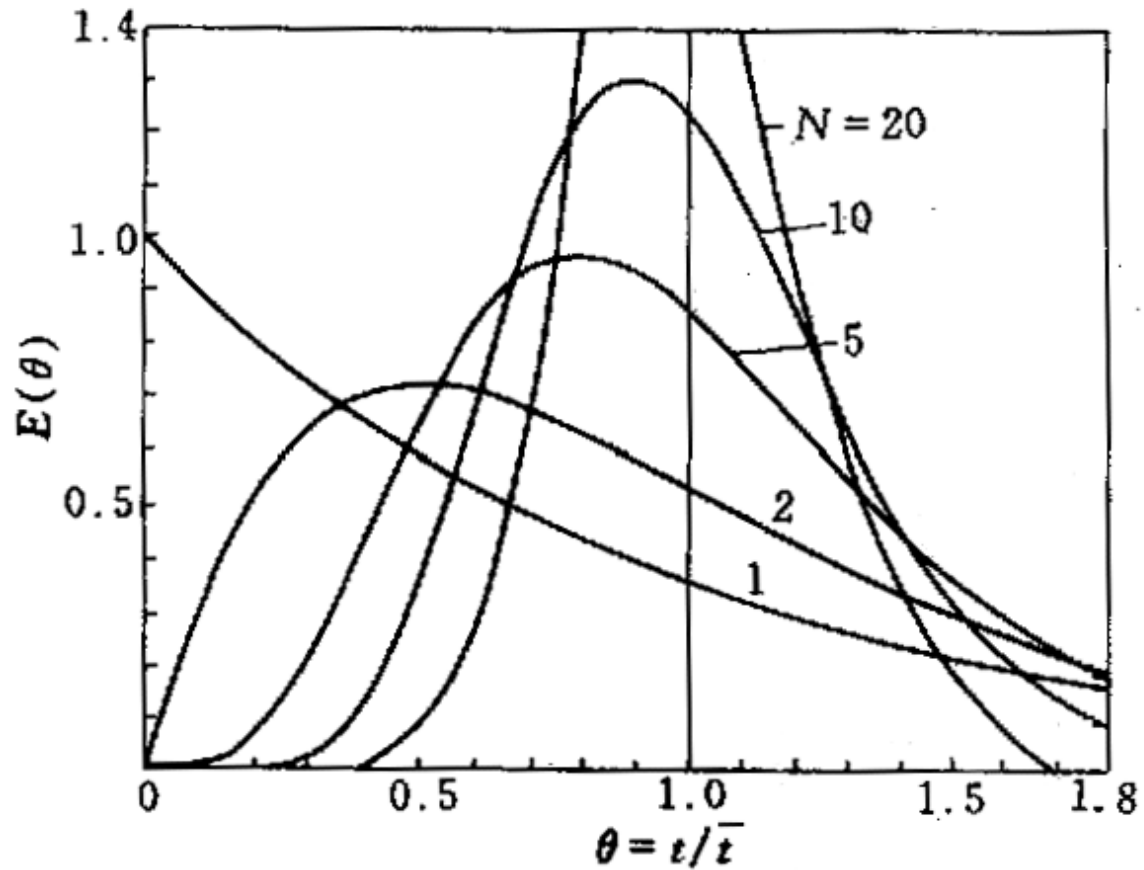


$$F(\theta) = e^{-N\theta} \sum_{p=1}^N \frac{(N\theta)^{p-1}}{(p-1)!}$$

$$E(\theta) = \frac{dF(\theta)}{d(\theta)} = \frac{N^N}{(N-1)!} \theta^{N-1} e^{-N\theta}$$

$$\bar{\theta} = \int_0^{\infty} \theta E(\theta) d\theta = \int_0^{\infty} \frac{N^N \theta^N e^{-N\theta}}{(N-1)!} d\theta = 1$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 E(\theta) d\theta - 1 = \int_0^{\infty} \frac{N^N \theta^{N+1} e^{-N\theta}}{(N-1)!} d\theta - 1 = \frac{1}{N}$$



多釜串联模型的E(θ)图



小结： 用多釜串联模型进行反应器计算步骤

- ① 测反应器的停留时间分布，求出 σ_{θ}^2
- ② 根据 $\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N}$ 求出模型参数N（N要圆整）
- ③ 逐釜计算求出最终转化率。

若为一级不可逆反应，则

$$\tau = \frac{1}{k} \left[\left(\frac{1}{1 - X_{AN}} \right)^{\frac{1}{N}} - 1 \right] \quad (\text{注意! } \tau \text{ 为单釜空时})$$

- 适用：微观流体

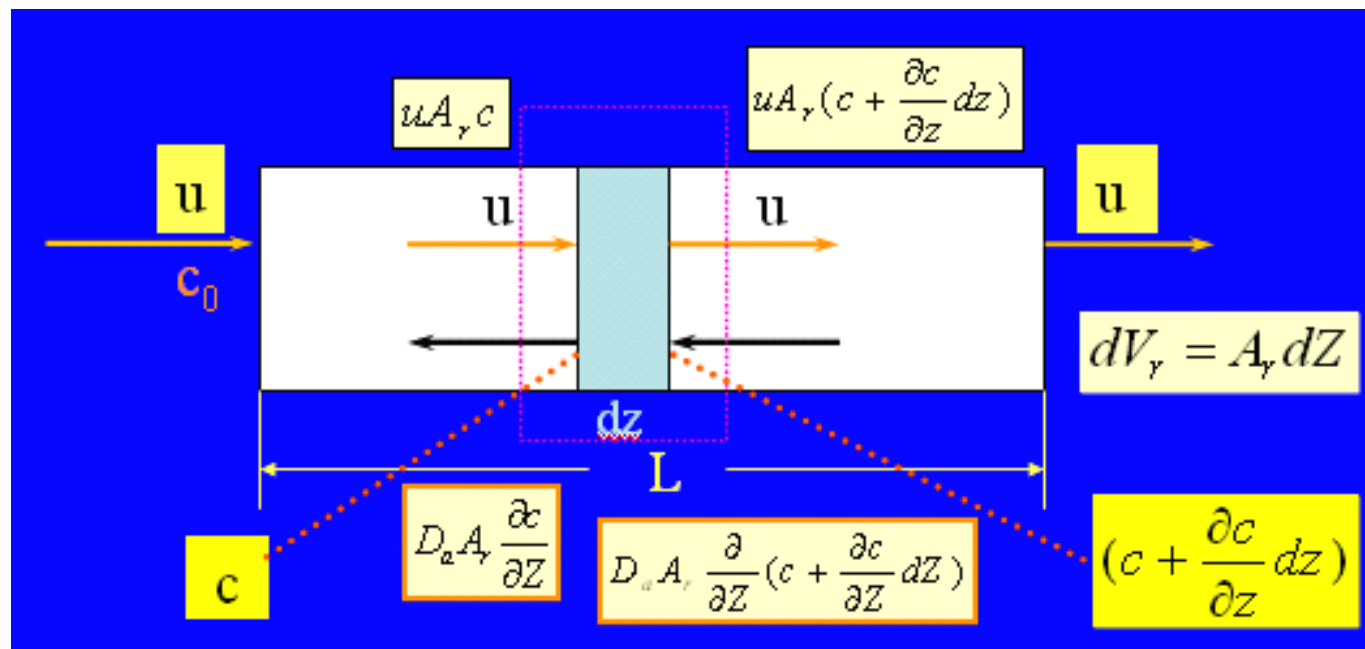


3. 轴向扩散模型

Axial Dispersion Model

- 基本假定

径向浓度分布均一，轴向上流体的流速和扩散系数均为恒定值



$$uA_y c + D_a A_y \frac{\partial}{\partial Z} \left(c + \frac{\partial c}{\partial Z} dZ \right) = uA_y \left(c + \frac{\partial c}{\partial Z} dz \right) + D_a A_y \frac{\partial c}{\partial Z} + \frac{\partial c}{\partial t} A_y dZ$$



$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_a \frac{\partial^2 c}{\partial Z^2} - u \frac{\partial c}{\partial Z}$$

轴向扩散项，反映系统内返混程度的大小。

$$\theta = \frac{tu}{L_r}, \quad \psi = \frac{c}{c_0}, \quad \zeta = \frac{Z}{L_r}, \quad P_e = \frac{uL_r}{D_a} \quad \frac{\partial \psi}{\partial \theta} = \frac{1}{P_e} \frac{\partial^2 \psi}{\partial \zeta^2} - \frac{\partial \psi}{\partial \zeta}$$

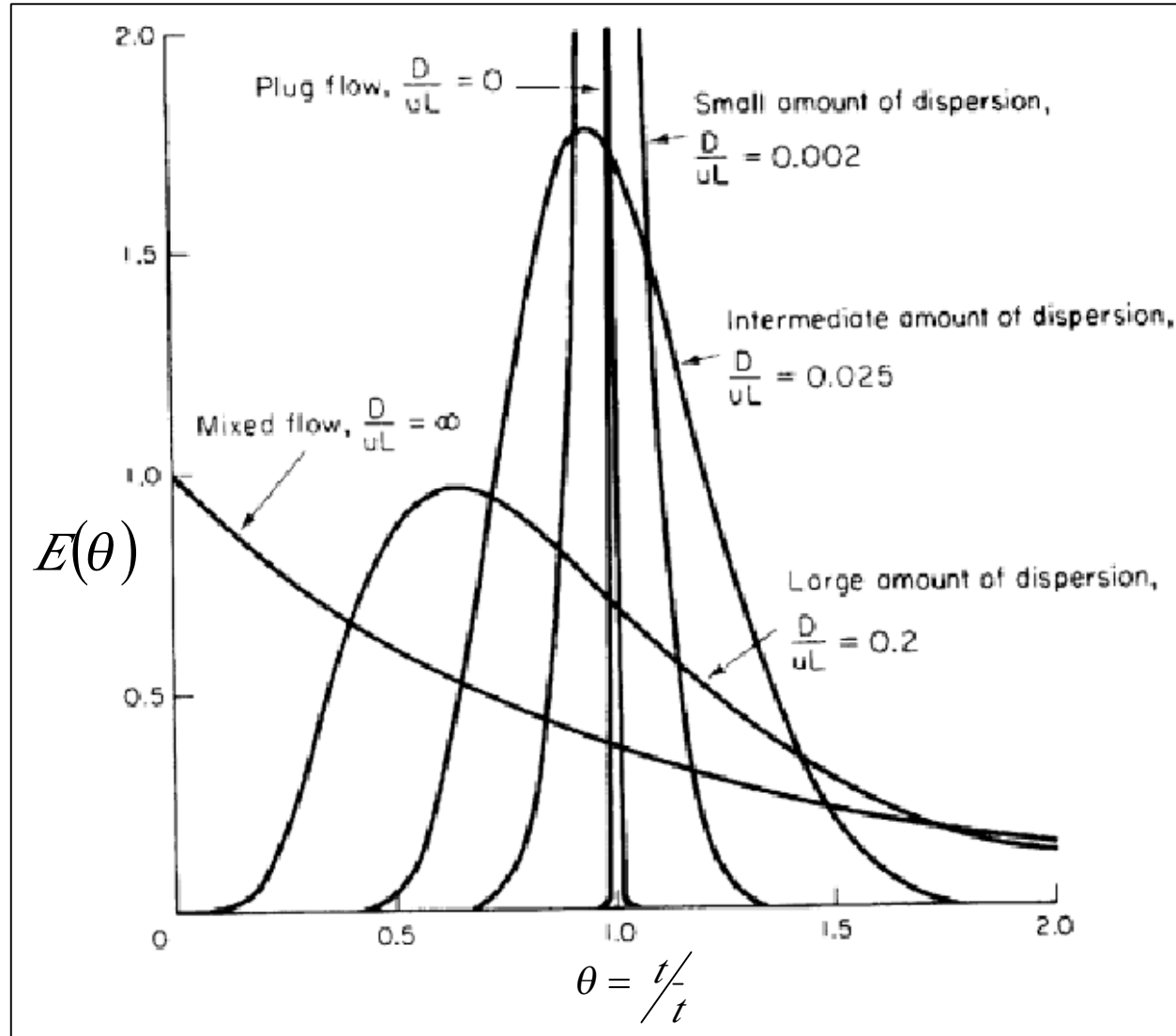
Pe (Peclet)准数

表示对流传递速率和扩散传递速率的相对大小

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} (1 - e^{-Pe})$$



轴向扩散模型的停留时间分布密度函数图





小结： 用多釜串联模型进行反应器计算步骤

- ① 测反应器的停留时间分布，求出 σ_θ^2
- ② 根据 $\sigma_\theta^2 = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2}(1 - e^{-Pe})$ ， 求出模型参数 Pe
- ③ 解反应模型求转化率。

反应模型方程
(关键组分A) $D_a \frac{d^2 c_A}{dZ^2} - u \frac{dc}{dZ} + R_A = 0$ $\frac{\partial c}{\partial t} = D_a \frac{\partial^2 c}{\partial Z^2} - u \frac{\partial c}{\partial Z}$

若轴向扩散项
为零，则化简
为活塞流模型



反应模型方程求解方法

$$\begin{aligned} \text{若: } r &= kc_A \\ Z=0, uc_{A0} &= uc_A - D_a \left. \frac{dc_A}{dZ} \right|_{0^+} \\ Z=L_r, \left. \frac{dc_A}{dZ} \right|_{L_r} &= 0 \end{aligned}$$

- 适用：微观流体

$$\frac{c_A}{c_{A0}} = \frac{4\alpha}{(1+\alpha)^2 \exp\left[-\frac{Pe}{2}(1-\alpha)\right] - (1-\alpha)^2 \exp\left[-\frac{Pe}{2}(1+\alpha)\right]}$$

$$\alpha = \left(1 + \frac{ak\tau}{Pe}\right)^{1/2}$$



非理想反应器的计算

Calculations Of Nonideal Reactors

到目前为止，我们已经学习过的非理想流动模型有：(1) 离析流模型；(2) 多釜串模型；(3) 扩散模型。对于离析流模型，只要知道反应器的停留时间分布和反应动力学方程，就可以直接利用式（5-??）进行求解。对于多釜串模型，只要模型参数 N 和反应动力学方程已知，就可以通过逐釜计算的办法进行求解。



对于扩散模型，则首先要根据模型的特点和反应动力学方程，建立过程的模型，然后进行求解。同样，选择微元体、对关键组分进行物料衡算，最后得到计算方程：

$$D_a \frac{d^2 C_A}{dZ^2} - u \frac{dC_A}{dZ} + \mathfrak{R}_A = 0$$

边界条件为：

$$Z = 0, \quad uC_{A0} = uC_A - D_a \left. \frac{dC_A}{dZ} \right|_{0'}$$

$$Z = L_r, \quad \left. \frac{dC_A}{dZ} \right|_{\Gamma_r} = 0$$



对于 n 级反应, 速率方程为: $-R_A = kC_A^n$

这样将速率带入计算方程, 利用边界条件, 就可以得到方程的解。由于方程的非线性, 除了零级和一级反应有解析解之外, 其余均得不到解析解, 只有数值解。对于一级反应 ($n=1$), 得到解析解为:

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{4a}{(1+a)^2 \exp\left[-\frac{Pe}{2}(1-a)\right] - (1-a)^2 \exp\left[-\frac{Pe}{2}(1+a)\right]}$$



当 $p_e \rightarrow \infty$ 时（活塞流），式（5-69）变成

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \exp(-k\tau) \text{ 或 } \tau = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A)$$

当 $p_e \rightarrow 0$ 时（全混流），式（5-69）变成

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{1}{1 + k\tau} \text{ 或 } \tau = \frac{C_{A0} X_A}{k C_{A0} (1 - X_A)} = \frac{C_{A0} - C_A}{k C_A}$$



下图1给出了一级反应转化率随模型参数和空时的变化。对于非一级反应，可以通过数值计算的方法解方程。图2给除了二级反应的结果。比较两种情况发现：

图中的参量均为模型参数 $\frac{D_a}{uL} = \frac{1}{Pe}$

但横坐标分别为：（一级）和 $kC_{A0}\tau$ （二级）

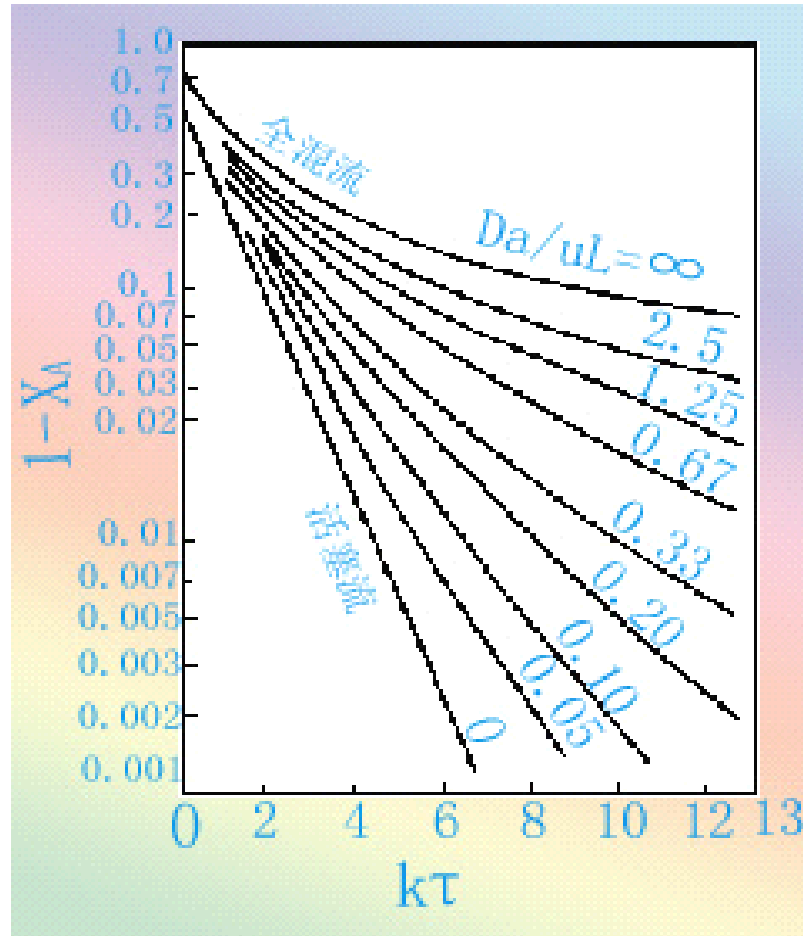


图 1 用轴向扩散模型计算一级反应的转化率

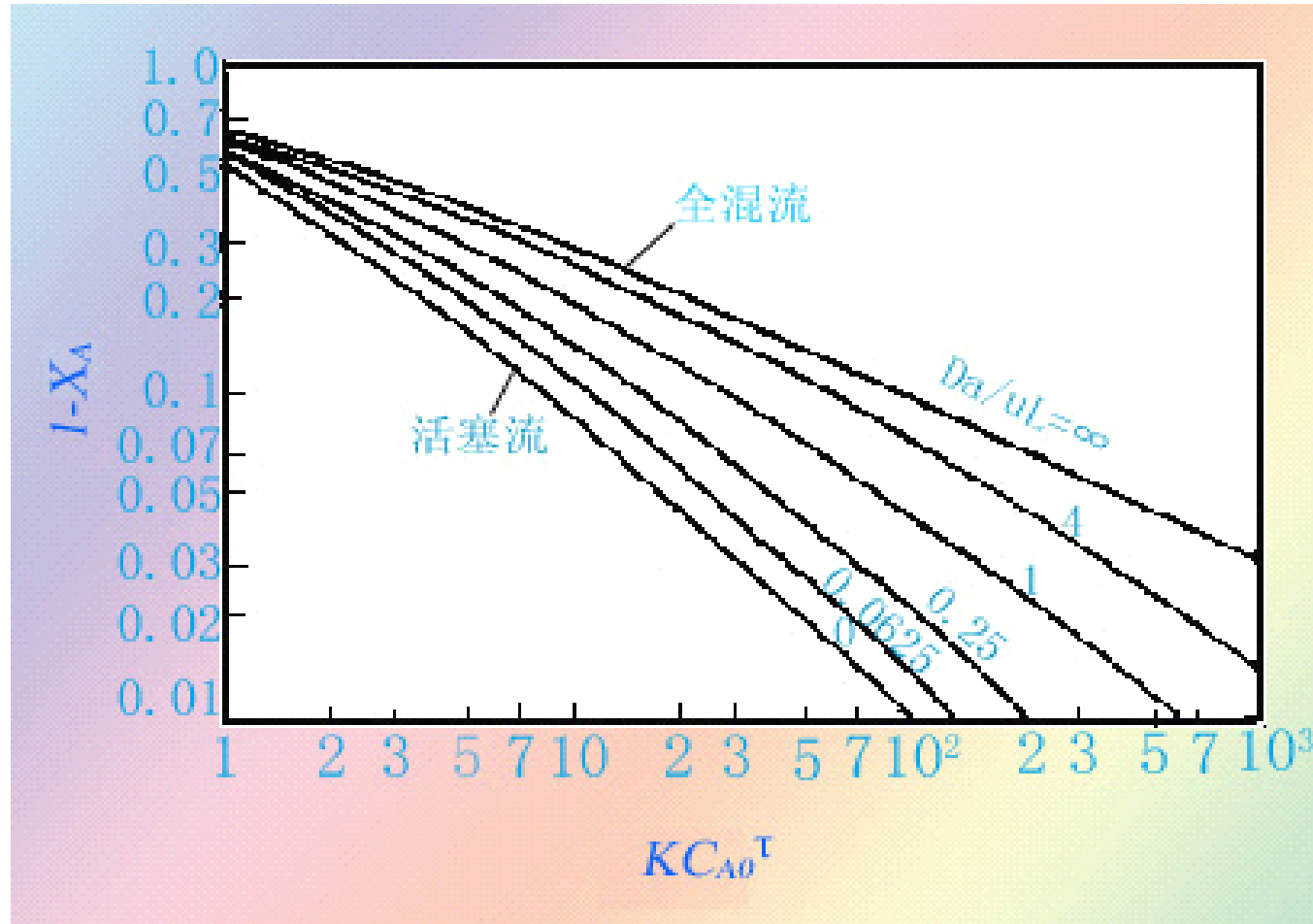


图 2 用轴向扩散模型计算二级不可逆反应的转化率



流动反应器中流体的混合 Mixing Of Fluid In A Flow Reactor

一、 流体混合的定义：

流体微团之间不发生混合 —— 完全离析（对应的流体为宏观流体）

部分离析或部分微观混合（介于两者之间）

流体微团之间的混合达到分子级 —— 完全微观混合（对应的流体为微观流体）

混合状态的不同, 对反应结果有不同的影响。举例说明, 说明 C_{A1} , C_{A2} , 进行了 a 级不可逆反应, 那么:



对于宏观流体（完全离析）—— $\langle r_A \rangle = \frac{1}{2}(r_{A1} + r_{A2}) = \frac{k}{2}(C_{A1}^\alpha + C_{A2}^\alpha)$

对于微观流体（完全微观混合）—— $\langle r_A' \rangle = k \langle C_A \rangle^\alpha = k \left[\frac{(C_{A1} + C_{A2})}{2} \right]^\alpha$

除了 $\alpha = 1$ ，一般 $\langle r_A \rangle \neq \langle r_A' \rangle$

其相对大小要看的具体数值。

二、 反应器固有的特性（针对流体混合）

反应体系包括反应物料和反应器，体系的性能是两者的组合。



如果反应物料是流体，那流体本身的混合特性如何影响整个反应体系的性能呢？显然不同类型的反反应器本身也具有特定的混合特征，两者就好比内因和外因，下面是三种理想反应器的比较结果。

间歇釜	空间各点RT(停留时间)相同	流体的混合程度对反应结果没有影响
活塞流	沿轴向各点RT相同	同上
全混流	空间各点RT不同(有RTD)	流体的混合程度对反应有影响



实际上，流体混合特性对整个反应体系产生的作用并不大，特别是当RTD比较窄的时候更始如此。另外，还应该看到，即使流体的微观混合程度一样，当混合的先后顺序不同时，反应的结果也有差别（即早混合和晚混合的问题）。

注意：

两种反应器组合的停留时间完全相同（为什么？），混合的程度也相同，但由于混合的时间顺序不同，反应结果也有差异。但一级反应是非常特殊的，正象前面的一些结果一样。



例5.9

解：（1）一级反应 活塞流反应器的计算式为

$$c_A = c_{A0} e^{-kr}$$

$$c_{A1} = 0.368 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

$$c_{A2} = \frac{c_{A1}}{1 + k\tau} = 0.184 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

转化率为81.6%

$$c'_{A1} = 0.5 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

$$c'_{A2} = 0.184 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

转化率也是81.6%，可见混合早晚对于一级反应不发生影响。



(2) 二级反应 活塞流反应器的计算式

$$c_{A1} = \frac{c_{A0}}{1 + k\tau c_{A0}} = 0.5 \text{ kmol/m}^3$$

全混流反应器的计算式

$$c_{A2} = \frac{1}{2k\tau} \left[-1 + \sqrt{1 + 4k\tau c_{A1}} \right] = 0.366 \text{ kmol/m}^3$$

$$c_{A1}' = 0.618 \text{ kmol/m}^3 \quad \text{转化率为63.4\%}$$

$$c_{A2}' = 0.382 \text{ kmol/m}^3$$

转化率为61.8%，可见，混合的早晚对二级反应有影响，晚混合对二级反应有利。显然，这种影响并不是很大的。



本章回顾

停留时间分布的概念和物理意义。流动反应器中的微观混合与宏观混合及其对反应器性能的影响。利用扩散模型和多釜串联模型的反应器计算。



本章习题

P156

5.1 5.2 5.3 5.6
5.7 5.8