

第五章 连续流动釜式反应器

5.1 连续流动釜式反应器的基本设计方程

5.1.1 全混流假定

全混流（一种理想化的假定）：连续流动釜式反应器的结构和间歇釜式反应器相同，但进出物料的操作是连续的，即一边连续恒定地向反应器内加入反应物，同时连续不断地把反应产物引出反应器，这样的流动状况称全混流。

定态操作：假定反应器在稳定操作条件下，任何空间位置处物料浓度、温度和加料速度都不随时间而发生变化的定常状态。

5.1.2 连续流动釜式反应器中的反应速率

对间歇搅拌釜式反应器和理想管式反应器，当各项操作条件相同时，能够得到完全相同的反应结果。唯一的差别：理想管式反应器的空时与间歇反应器的反应时间相当。

连续流动釜式反应器由于强烈搅拌的作用，刚进入反应器的新鲜物料与已存留在反应器内的物料在瞬间达到完全混合，使釜内物料的浓度和温度处处相等。这种停留时间不同的物料之间的混合，称为逆向混合或返混。

在间歇反应器中：由于反应器中的物料的停留时间都是相同的，反应器内各物料组分的搅拌混合，只是反应器内各空间位置上不同浓度物料之间的混合。不存在时间概念上的逆向混合。

在平推流反应器中：不存在轴向混合现象，就不存在逆向混合。

在连续流动釜式反应器中：逆向混合程度最大。实际生产中的多数连续流动搅拌釜式反应器，由于搅拌充分，可认为属于全混流反应器。

根据全混流的定义：釜内物料浓度处处相等，→ 在反应器出口处即将流出反应器的物料浓度与釜内物料浓度一致 → 流出反应器的物料浓度与反应器内的物料浓度相等。

连续流动釜式反应器的特点：

- (1) 反应器中物料浓度和温度处处相等，并且等于反应器出口物料的浓度和温度。
- (2) 物料质点在反应器内停留时间有长有短，存在不同停留时间物料的混合，即返混程度最大。
- (3) 反应器内物料所有参数，如浓度、温度等都不随时间变化，从而不存在时间这个自变量。

5.1.3 连续流动釜式反应器的基本方程

在反应器中物料浓度和温度处处均匀，可以对整个反应器进行物料衡算和热量衡算。
等温、等容反应过程



对物料 A 作物料衡算

$$v_0 C_{A0} = v_0 C_A + (-r_A)V$$

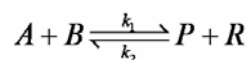
连续流动釜式反应器的基本设计方程式

$$v_0 C_{A0} = v_0 C_A + (-r_A)V$$

$$\tau = \frac{V}{v_0} = \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)}$$

例 5-1

有液相反应



在 120℃ 时，正逆反应的速率常数分别为 $k_1=8\text{L}/(\text{mol}\cdot\text{min})$ ， $k_2=1.7\text{L}/(\text{mol}\cdot\text{min})$ 。若反应在连续流动釜式反应器中进行，其中物料容量为 100L。两股进料流同时等量导入反应器，其中一股含 A 3.0mol/L，另一股含 B 2.0mol/L，求当 B 的转化率为 0.8 时，每股料液的进料流量应为多少？

5.2 连续流动釜式反应器中的均相反应

5.2.1 解析解

对一级不可逆反应

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{1}{1 + k\tau}$$

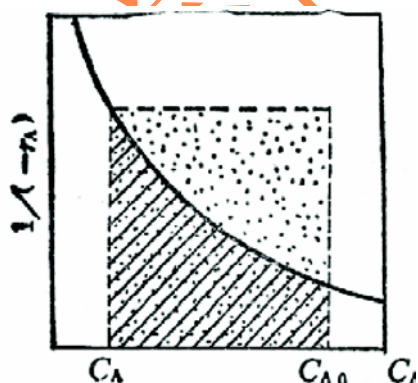
二级反应

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{\sqrt{1 + 4C_{A0}k\tau} - 1}{2C_{A0}k\tau}$$

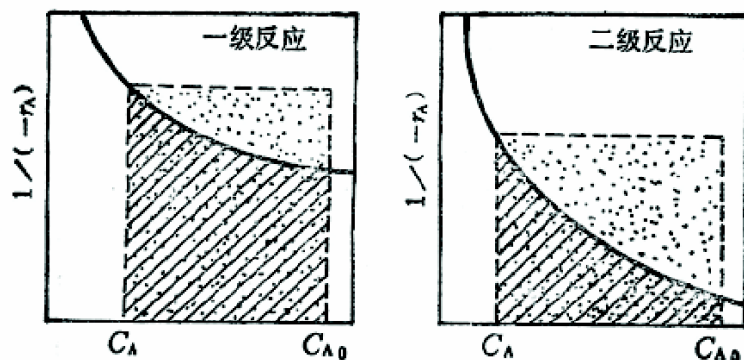
在高反应级数和高反应转化率条件下，连续釜式反应器的生产能力将会大幅度下降。

5.2.2 图解法

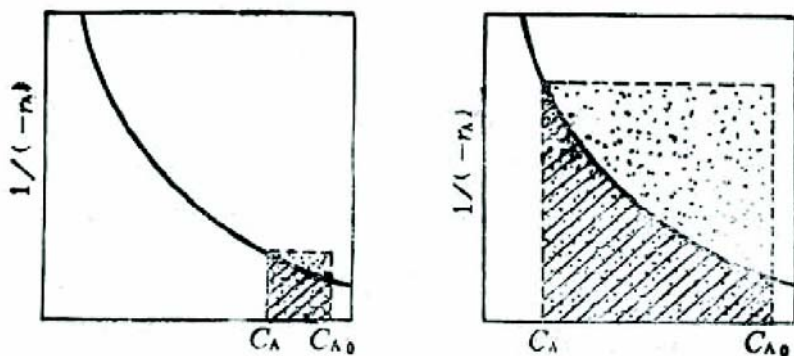
只要反应动力学特征如图所示的单调递减曲线，则在理想管式反应器和连续釜式反应器中进行同一反应，在同样的操作条件下，前者所需的空时总比后者要小，或者说理想管式反应器所需的体积总比连续釜式反应器要小。



在相同的初浓度下，反应级数愈高，二种连续反应器的空时,或反应器体积，相差就愈大。



在相同的初浓度下，反应转化率愈高，二种连续反应器的空时,或反应器体积，相差就愈大。



例 5-2

例 4-1 的反应如果移在一个连续搅拌釜式反应器中进行，且反应温度、物料初始浓度、反应转化率和物料处理量等都保持不变，求此反应器的体积为多大？又假定该反应在间歇搅拌釜中进行，每二批反应之间还需 20 分钟时间用于出料、加料和升温，反应器中物料装填系数为 0.8，此时为达到同样生产能力，间歇釜的体积应为多少？

例 5-3

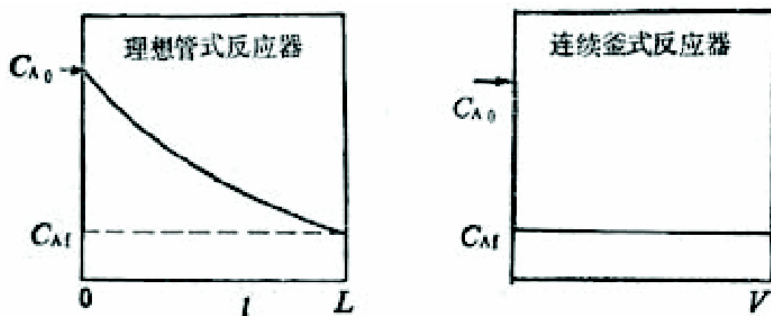
某一级反应的速率常数 $k=1.0\text{min}^{-1}$ ，若要求转化率为 0.9，反应物料为液相，试对比连续釜式反应器和间歇釜式反应器的生产能力。若

- (1) 间歇操作时每批辅助生产时间 $t'=0$ ；
- (2) 间歇操作时每批辅助生产时间 $t'=5\text{min}$ ；
- (3) 间歇操作时每批辅助生产时间 $t'=10\text{min}$ 。

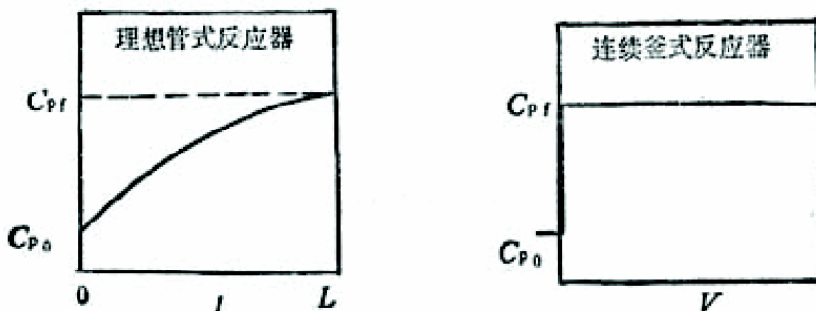
5.3 连续流动釜式反应器中的浓度分布与返混

5.3.1 连续搅拌釜中的浓度分布特征

理想管式、间歇釜式和连续釜式反应器反应物浓度分布



理想管式、间歇釜式和连续釜式反应器中产物浓度分布

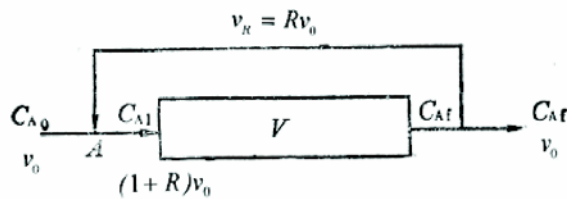


连续釜式反应器中浓度分布特征：釜内的物料浓度都与出口物料的浓度相同，反应器中反应物的浓度普遍下降，而产物的浓度则普遍上升。

5.3.2 管式循环反应器

循环比 R : 表征循环反应器特性的一个重要参数，它是表示循环物料的流量与离开反应系统的流量之比。

$$R = \frac{v_R}{v_0}$$



对反应器进口前的物料汇合点 A 作物料衡算，

$$v_0 C_{A0} + R v_0 C_{Af} = (1 + R) v_0 C_{A1}$$

$$C_{A1} = \frac{C_{A0} + R C_{Af}}{1 + R}$$

$$x_{A1} = \frac{R}{1 + R} x_{Af}$$

循环比愈大，循环返回量愈多，进口浓度的下降就愈厉害。当循环比 $R \rightarrow \infty$ ，必然使进口浓度接近于出口浓度 $C_{A1} \rightarrow C_{Af}$ 。这时，循环反应器中各处的反应物浓度接近于反应器的出

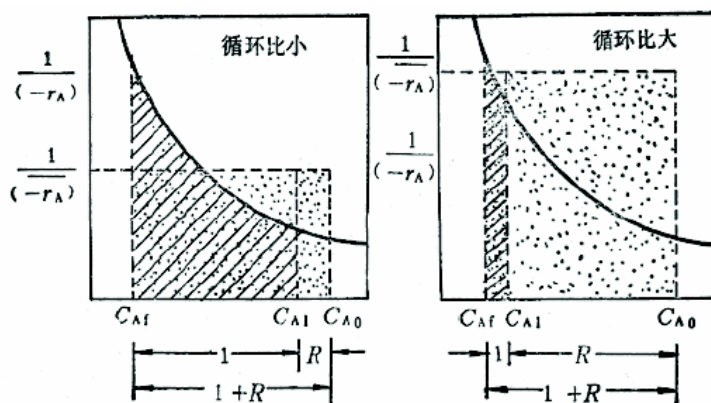
口浓度，具有这种浓度分布特征的反应器本质上就是连续釜式反应器，它的性能与连续釜式反应器相同。

循环反应器的计算

$$\frac{V}{(1+R)v_0} = - \int_{c_{A1}}^{c_{Af}} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

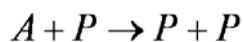
$$\tau = \frac{V}{v_0} = -(1+R) \int_{c_{A1}}^{c_{Af}} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

图解方法计算



例 5-4

有一自催化反应



已知： $c_{A0} = 1 \text{ mol/L}$, $c_{P0} = 0$, $F_{A0} = 1 \text{ mol/s}$, $k = 1 \text{ L}/(\text{mol}\cdot\text{s})$ 今在一循环反应器中进行此反应，要求达到的转化率为 98%，求：当循环比分别为 $R=0$, $R=3$, $R=\infty$ 时，所需要的反应器体积

5.3.3 连续釜式反应器中的返混

间歇釜和连续釜的区别——参与混合的物料不相同

间歇釜：是同一时刻进入反应器的物料之间的混合，也就是相同浓度、相同性质的物料之间的混合，并不改变原有的物料浓度；

连续釜：是不同时刻进入反应器的物料之间的混合，也就是不同浓度、不同性质物料之间的混合，这种混合，常称之为返混，

连续釜内存在着的返混，改变了反应器内的浓度分布，造成了生产能力的下降。

理想管式反应器内不存在这种返混，因而它具有与间歇釜相同的生产能力。

连续釜中返混的简要归纳：

(1) 返混不是一般意义上的混合，它专指不同时刻进入反应器内的物料之间的混合。

(2) 返混是连续化后才出现的一种混合现象。因此在间歇搅拌釜反应器中不存在返混。

理想管式反应器是没有返混的一种典型的连续反应器，而连续釜式反应器或称全混釜则是返混达到极限状态的一种反应器型式。

(3) 返混改变了反应器内浓度分布，返混的结果使反应器内反应物的浓度下降，反应产物的浓度上升。这种浓度分布的改变对反应的利弊则取决于反应过程的动力学特征——浓度

效应。

(4) 返混是连续反应器中的一个重要工程因素。任何过程在连续化时，必需充分考虑这个因素的影响，否则不但不能强化生产，反而有可能导致生产能力的下降或反应选择率的恶化。在实际工作中，应首先研究清楚反应的动力学特征，然后根据它的浓度效应确定采用何种型式的连续反应器。

5.4 返混的原因与限制返混的措施

5.4.1 返混的原因

返混产生的主要原因：

- *设备中存在有不同尺度的环流（由于物料在连续反应器中空间的反向运动造成的）
- *不均匀的速度分布。

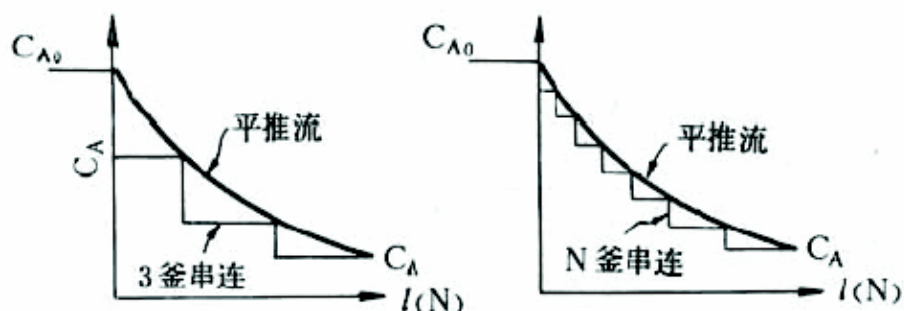
返混的结果：

形成了物料的停留时间分布，在反应器内引起了浓度分布的变化。返混现象不仅存在于反应过程，其它各种化工过程也都伴有返混的问题。

5.4.2 限制返混的措施

限制返混的主要措施：分割，通常有横向分割和纵向分割之分，其中重要的是横向分割。

连续操作的搅拌釜，工业上常采用多釜串联的操作（横向分割）。当串联釜数足够多时，连续多釜串联的操作性能很接近平推流反应器的性能。



纵向分割：流化床反应器是气固相连续操作的一种工业反应器，流化床中由于气泡运动造成气相和固相都存在严重的返混。为了限制返混，对高径比较大的流化床反应器，常在其内部装置横向挡板以减少返混。而对高径比较小的，则可设置垂直管作为内部构件（纵向分割）。

5.4.3 多釜串联反应器

多釜串联操作时的平均浓度及相应的平均反应速率都比单釜要高，所需反应器总体积降低。串联的釜数愈多，效果愈好，其结果愈接近于理想管式反应器。

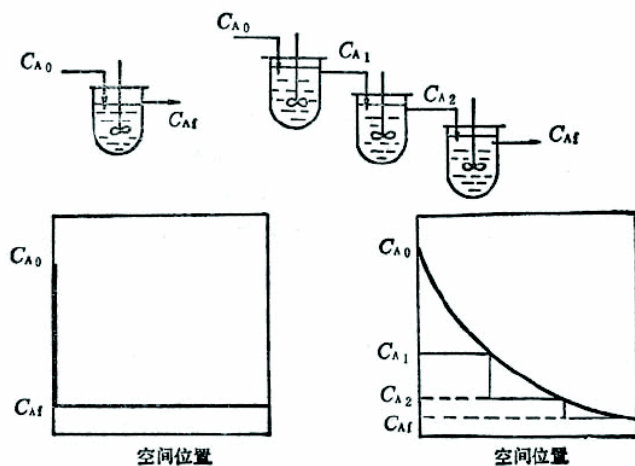


图 5-11 单釜和多釜串连操作时的反应物浓度水平

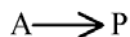
多釜串连中第 i 釜的物料衡算

$$\tau_i = \frac{C_{A,i-1} - C_{A,i}}{(-r_A)_i}$$

$$C_{AN} = \frac{C_{A0}}{(1 + k\tau_i)^N}$$

例 5-5

一级不可逆反应



在 85°C 时反应速率常数为 3.45h^{-1} 。今拟在一容积为 10m^3 的釜式反应器中进行。若最终转化率为 0.95，该反应器处理的物料量可达 $1.82\text{m}^3/\text{h}$ 。若用两个容积相同的串连釜时的总体积为多少？

例 5-6

应用串连全混流釜式反应器进行一级不可逆反应，假设各釜的容积和操作温度相同，已知在该温度下的速率常数为 $k=0.92\text{h}^{-1}$ ，原料的进料速率 $v_0=10\text{m}^3/\text{h}$ ，要求最终转化率为 0.90。试计算当串连釜数 N 分布为 1、2、3、4、5、10、50 和 100 时的反应器总体积。如果应用间歇反应器操作，计算不考虑辅助生产时间条件下所需间歇釜的体积。