* + - 1. { 质量传递 }、{ 热量传递 }、{ 动量传递 }和{化学反应 }称为三传一反.

1. 物料衡算和能量衡算的一般表达式为 输入-输出=累积 。
2. 着眼组分A转化率*x*A的定义式为 *x*A=(*n*A0-*n*A)/*n*A0 。
3. 总反应级数不可能大于 3 。
4. 反应速率-*r*A=*kC*A*C*B的单位为kmol/(m3·h)，速率常数*k*的因次为 m3/(kmol·h ) 。
5. 反应速率-*r*A=*kC*A的单位为kmol/kg·h，速率常数*k*的因次为 m3/kg·h 。
6. 反应速率的单位为mol/L·s，速率常数*k*的因次为 (mol)1/2·L-1/2·s 。
7. 反应速率常数*k*与温度*T*的关系为，其活化能为 83.14kJ/mol 。
8. 某反应在500K时的反应速率常数*k*是400K时的103倍，则600K时的反应速率常数*k*时是400K时的 105 倍。
9. 某反应在450℃时的反应速率是400℃时的10倍，则该反应的活化能为（设浓度不变） 186.3kJ/mol 。
10. 非等分子反应2SO2+O2==2SO3的膨胀因子等于 -0.5 。
11. 非等分子反应N2+3H2==2NH3的膨胀因子等于 –2/3 。
12. 反应N2+3H2==2NH3中（）= 1/3 （）= 1/2 
13. 在平推流反应器中进行等温一级不可逆反应，反应物初浓度为*C*A0，转化率为*x*A，当反应器体积增大到n倍时，反应物A的出口浓度为 *C*A0(1-*x*A)n ，转化率为 1-(1-*x*A)n 。
14. 在全混流反应器中进行等温一级不可逆反应，反应物初浓度为*C*A0，转化率为*x*A，当反应器体积增大到n倍时，反应物A的出口浓度为，转化率为。
15. 反应活化能*E*越 大 ，反应速率对温度越敏感。
16. 对于特定的活化能，温度越低温度对反应速率的影响越 大 。
17. 某平行反应主副产物分别为*P*和*S*，选择性*S*P的定义为 (*n*P-*n*P0)/ (*n*S-*n*S0) 。
18. 某反应目的产物和着眼组分分别为*P*和*A*其收率*Φ*P的定义为 (*n*P-*n*P0)/ (*n*A0-*n*A) 。
19. 均相自催化反应其反应速率的主要特征是随时间非单调变化，存在最大的反应速率 。
20. 根据反应机理推导反应动力学常采用的方法有 速率控制步骤 、 拟平衡态 。
21. 对于连续操作系统，定常态操作是指 温度及各组分浓度不随时间变化 。
22. 返混的定义： 不同停留时间流体微团间的混合 。
23. 平推流反应器的返混为 0 ；全混流反应器的返混为 ∞ 。
24. 空时的定义为 反应器有效体积与进口体积流量之比 。
25. 针对着眼组分A的全混流反应器的设计方程为。
26. 不考虑辅助时间，对反应级数大于0的反应，分批式完全混合反应器优于全混流反应器。
27. 反应级数>0时，多个全混流反应器串联的反应效果 优于全混流反应器。
28. 反应级数<0时，多个全混流反应器串联的反应效果 差于 全混流反应器。
29. 反应级数>0时，平推流反应器的反应效果 优于 全混流反应器。
30. 反应级数<0时，平推流反应器的反应效果差于 全混流反应器。
31. 对反应速率与浓度成正效应的反应分别采用全混流、平推流、多级串联全混流反应器其反应器体积的大小关系为 全混流＞多级串联全混流＞平推流 ；
32. 通常自催化反应较合理的反应器组合方式为 全混流 + 平推流 。
33. 相同转化率下，可逆放热反应的平衡温度 高于 最优温度。
34. 主反应级数大于副反应级数的平行反应，优先选择 平推流 反应器。
35. 主反应级数小于副反应级数的平行反应，优先选择 全混流 反应器。
36. 要提高串联反应中间产物P收率，优先选择 平推流 反应器。
37. 主反应级活化能小于副反应活化能的平行反应，宜采用 低 温操作。
38. 主反应级活化能大于副反应活化能的平行反应，宜采用 高 温操作。
39. 停留时间分布密度函数的归一化性质的数学表达式。
40. 定常态连续流动系统，*F*(0)= 0 ；*F*(∞)= 1 。
41. 定常态连续流动系统，*F*(t)与*E*(t)的关系。
42. 平均停留时间是*E*(t)曲线的 分布中心 ；与*E*(t)的关系为。
43. 方差表示停留时间分布的 分散程度 ；其数学表达式为。
44. 采用无因次化停留时间后，*E*(θ)与*E*(t) 的关系为。
45. 采用无因次化停留时间后，*F*(θ)与*F*(t) 的关系为 *F*(θ)=*F*(t) 。
46. 无因次方差与方差的关系为。
47. 平推流反应器的= 0 ；而全混流反应器的= 1 。
48. 两种理想流动方式为 平推流 和 全混流 。
49. 非理想流动的数值范围是 0~1 。
50. 循环操作平推流反应器循环比越 大 返混越大。
51. 循环操作平推流反应器当循环比β= 0 时为平推流；当β= ∞ 时为全混流。
52. 停留时间分布实验测定中，常用的示踪方法为 脉冲示踪 和 阶跃示踪 。
53. 脉冲示踪法根据检测到的浓度变化曲线可以直接得到 *E*(t) 曲线。
54. 阶跃示踪法根据检测到的浓度变化曲线可以直接得到 *F*(t) 曲线。
55. 采用脉冲示踪法测得的浓度*C*A(t)与*E*(t)的关系式为 *E*(t)= *C*A(t)/*C*0 。
56. 采用阶跃示踪法测得的浓度*C*A(t)与*F*(t)的关系式为 *F*(t)= *C*A(t)/ *C*A0 。
57. N个等体积全混釜串联的停留时间分布的无因次方差= 1/*N* 。
58. 多级全混釜串联模型当釜数N= 1 为全混流，当N= ∞ 为平推流。
59. 全混流的*E*(t)=；*F*(t)=。
60. 平推流的*E*(t)=0 当、=∞当 ；*F*(t)= 0 当、=1当。
61. 轴向分散模型中，*Pe*准数越 小 返混越大。
62. 轴向分散模型中Peclet准数的物理意义是 代表了流动过程轴向返混程度的大小 。
63. 对于管式反应器，流速越 大 越接近平推流；管子越 长 越接近平推流。
64. 为使管式反应器接近平推流可采取的方法有 提高流速 和 增大长径比 。
65. 对于 平推流 反应器，宏观流体与微观流体具有相同的反应结果。
66. 工业催化剂所必备的三个主要条件：选择性高 、活性好 和 寿命长 。
67. 化学吸附的吸附选择性要 高于 物理吸附的吸附选择性。
68. 化学吸附的吸附热要 大于 物理吸附的吸附热。
69. 化学吸附常为 单 分子层吸附，而物理吸附常为 多 分子层吸附。
70. 操作温度越高物理吸附 越弱 ，化学吸附 越强 ；
71. 在气固相催化反应中动力学控制包括 表面吸附 、 表面反应 和 表面脱附 。
72. 气固相催化反应本征动力学指消除 内外扩散对反应速率的 影响测得的动力学。
73. 气固相催化反应的本征动力学与宏观动力学的主要区别是 前者无内外扩散的影响。
74. 在气固相催化反应中测定本征动力学可以通过提高气体流速 消除外扩散、通过 减小催化剂颗粒粒度 消除内扩散。
75. 固体颗粒中气体扩散方式主要有 分子扩散 和 努森扩散 。
76. 固体颗粒中当孔径 较大时 以分子扩散为主，而当孔径 较小时 以努森扩散为主。
77. 气固相催化串联反应，内扩散的存在会使中间产物的选择性 下降 。
78. 气固相催化平行反应，内扩散的存在会使高级数反应产物的选择性 下降 。
79. Thiele模数的物理意义 反映了表面反应速率与内扩散速率之比 。
80. 催化剂的有效系数为催化剂粒子实际反应速率/催化剂内部浓度和温度与外表面上的相等时的反应速率。
81. 催化剂粒径越大，其Thiele模数越 大 ，有效系数越 小 ；
82. 气固相非催化反应缩核模型中气相反应物A的反应历程主要有三步，分别是 气膜扩散 、 灰层扩散 和 表面反应 。
83. 自热式反应是指 利用反应自身放出的热量预热反应进料 。
84. 固定床反应器的主要难点是 反应器的传热和控温问题 。
85. 多段绝热固定床的主要控温手段有 段间换热 、原料气冷激 和 惰性物料冷激 。
86. 固定床控制温度的主要目的是 使操作温度尽可能接近最优温度线 。
87. 固体颗粒常用的密度有堆密度、颗粒密度和真密度，三者的关系是 真密度＞颗粒密度＞堆密度。
88. 对于体积为*V*P外表面积为*a*P的颗粒其体积当量直径为、面积当量直径为 、比表面当量直径为。
89. 固定床最优分段的两个必要条件是 前一段出口反应速率与下一段进口相等 和 每一段的操作温度线跨越最优温度线。

**二、计算分析题**

1. 在恒容条件下，反应A+2B==R，原料气组成为*C*A0=*C*B0=100*kmol*/*m*3，计算当*C*B =20 *kmol*/*m*3时，计算反应转化率*x*A、*x*B及各组分的浓度。

解：**在恒容条件下：*x*B=( *C*B0- *C*B )/ *C*B0=0.8**

**由*C*A0- *C*A =( *C*B0- *C*B )/2得到：*C*A =60 *kmol*/*m*3**

***x*A=( *C*A0- *C*A )/ *C*A0=0.4**

1. 在恒压条件下，反应A+2B==R，原料气组成为*C*A0=*C*B0=100*kmol*/*m*3，计算当*C*B =20 *kmol*/*m*3时，反应转化率*x*A、*x*B及各组分的浓度。

解：*δ*B=(1-1-2)/2=-1;*y*B0=0.5

*n*=*n*0(1+ *y*B0*δ*B *x*B)= *n*0(1-0.5 *x*B)

在恒压条件下：*V*=*V*0 *n*/*n*0= *V*0(1-0.5*x*B)

*C*B =*n*B/V= *n*B0(1- *x*B)/[*V*0(1-0.5*x*B)]= *C*B0(1- *x*B)/ (1-0.5*x*B)

*x*B=8/9

*n*A0- *n*A =( *n*B0- *n*B )/2

*x*A=( *n*A0- *n*A )/ *n*A0=( *n*B0- *n*B )/(2 *n*A0)= ( *n*B0- *n*B )/(2 *n*B0)=0.5 *x*B=4/9

1. 串联-平行反应A+B==R，A+R==S，原料中各组分的浓度为*C*A0=2.0*mol*/*L*，*C*B0=4.0 *mol*/*L*，*C*R0=*C*S0=0，在间歇反应器中恒容操作一定时间后，得到*C*A=0.3*mol*/*L*，*C*R=1.5 *mol*/*L*，计算此时组分B和S的浓度。

解：在恒容条件下：Δ*C*A1= *C*B0-*C*B；Δ*C*A2= *C*S ；*C*R= (*C*B0-*C*B)-*C*S；*C*A0-*C*A=Δ*C*A1+Δ*C*A2

得到：*C*S=( *C*A0-*C*A- *C*R)/2=(2.0-0.3-1.5)/2=0.1 *mol*/*L*

*C*B= *C*B0- *C*R-*C*S=4.0-1.5-0.1=2.4 *mol*/*L*

1. 在间歇反应器中进行等温2级、1级、0级均相反应，分别求出转化率由0至0.9所需的时间与转化率由0.9至0.99所需时间之比。

解：在间歇反应器中： 

0级反应：，

1级反应：，

2级反应：，

1. 在等温恒容条件下进行下列气相反应：A→2R其反应速率方程为，试推导：
2. 以A组分转化率*x*A表示的反应速率方程；
3. 以总压*P*表示的速率方程。

假定原料组分为50%A和50%惰性气体，气体为理想气体。

解：（1）



（2）*δ*A=(2-1)/1=1 *y*A0=0.5 *n*=*n*0(1+ *y*A0*δ*A *x*A)= *n*0(1+0.5 *x*A)

*x*A=2*n*/*n*0-2=2*P*/*P*0-2



1. 在间歇反应器中进行等温二级反应A==B，反应速率：当*C*A0分别为1、5、10mol/L时，分别计算反应至*C*A=0.01mol/L所需的时间。

解：在间歇反应器中可视为恒容反应可视为：



当*C*A0=1mol/L时，*t*=9900s

当*C*A0=5mol/L时，*t*=9950s

当*C*A0=10mol/L时，*t*=9990s

1. 试画出反应速率常数*k*与温度*T*的关系示意图。

ln*k*

1/*T*

解：



ln*k*与1/*T*作图为一直线

1. 某气相恒容反应在400K时的速率式为：MPa/h，（1）试问反应速率常数的单位是什么？（2）若速率式写成 kmol/(m3·h)，试问此反应的速率常数为多少？

解：（1）反应速率常数的单位：(h·MPa)-1

（2）  



m3/( kmol·h)

1. 等温下在间歇反应器中进行一级不可逆液相分解反应A==B+C，在5min内有50%的A分解，要达到分解率为75%，问需多少反应时间？若反应为2级，则需多少反应时间？

解：一级反应：



二级反应：



1. 液相自催化反应A==B的速率方程为mol/(L·h)，在等温间歇釜中测定反应速率，*C*A0=0.95mol/L，*C*B0=0.05mol/L，经过1小时后可测得反应速率最大值，求该温度下的反应速率常数*k*。

解：*C*B=*C*A0+*C*B0-*C*A=1-*C*A 

反应速率最大时：，得到*C*A=0.5 mol/L

对反应速率式积分得到，代入数据得到*k*=2.944 L/(mol·h)

1. 对于气相反应：A→3P 其反应速率方程为-*r*A=*kC*A，试推导在恒容条件下以总压*P*表示的反应速率方程。假定原料为50%A和50%惰性组分，气体符合理想气体。

解： 在恒容条件下



*δ*A=(3-1)/1=2 *y*A0=0.5 *n*=*n*0(1+ *y*A0*δ*A *x*A)= *n*0(1+ *x*A)

*x*A=*n*/*n*0-1=*P*/*P*0-1



1. 对于气相反应：A→3P 其反应速率方程为-*r*A=*kC*A，在一平推流反应器中进行等温恒压反应。已知反应器体积为*V*，原料体积流量为*v*0，初始浓度为*C*A0。试推导：其反应器设计方程，并以A组分转化率*x*A表示成易积分的形式。假定原料为纯A，气体符合理想气体。

解：*δ*A=(3-1)/1=2 *y*A0=1

等温恒压：*v*=*v*0(1+ *y*A0*δ*A *x*A)= *v*0(1+2*x*A)







1. 在一全混流反应器中进行下列一级不可逆串联反应：

*k*1

*k*2

A

P

S

目的产物为P，反应器体积为*V*，体积流量为*v*0，进料为纯A组分，浓度为*C*A0。

（1）各组分的浓度表达式；

（2）导出产物P的总收率、选择性表达式；

（3）导出产物P浓度达到最大所需的空时，即最优空时。

解： 全混流反应器中对A组分作物料衡算

  

对P组分作物料衡算：

  



P的总收率：

P的总选择性：

P的浓度达到最大需满足： 得到最优空时：

1. 某一级气相反应A==2P，反应速率常数*k*=0.5min-1，按下列条件进行间歇恒容反应，1min后反应器内的总压为多少？反应条件：(1)1atm纯A；(2) 10atm纯A；(3)1atm A和9atm惰性气体。

解：一级反应： 

*δ*A=(2-1)/1=1 *n*=*n*0(1+*δ*A *y*A0*x*A)= *n*0(1+ *y*A0*x*A) *P*=*P*0 (1+ *y*A0*x*A)

1. 1atm纯A：*y*A0=1 *P*=*P*0 (1+ *y*A0*x*A)=1.393atm
2. 10atm纯A：*y*A0=1 *P*=*P*0 (1+ *y*A0*x*A)=13.93atm
3. 1atm A和9atm惰性气体：*y*A0=0.1 *P*=*P*0 (1+ *y*A0*x*A)=10.393atm
4. 某二级液相反应A+B==C，已知在间歇全混釜反应器中达到*x*A=0.99需反应时间为10min，问：（1）在平推流反应器中进行时，空时τ为多少？（2）在全混流反应器中进行时，空时τ为多少？（3）若在两个等体积串联全混流反应器中进行时，空时τ又为多少？

解： 

（1）在平推流反应器中：

（2）在全混流反应器中：

（3）两个等体积串联全混流反应器中：

第一个釜 第二个釜

由试差法计算得到：τ=51.5min

1. 自催化反应A+R→2R其速率方程为：-*r*A=*kC*A*C*R
2. 在等温条件下进行反应，已知*C*A0和*C*R0，要求最终转化率为*x*Af。为使反应器体积最小。试问：最合适的理想反应器组合方式；
3. 此最小反应器总体积表达式；
4. 在*F*A0/(-*r*A)～*x*A图上表示各反应器的体积。

解：（1）最合适的理想反应器组合方式：全混釜反应器串联平推流反应器

（2）反应速率最大点是两个反应器的分界点。

*C*A+*C*R= *C*A0+*C*R0 *C*R= *C*A0+*C*R0-*C*A= *C*M-*C*A



反应速率最大时，*d*(-*r*A)/*dt*=0 *C*A=0.5*C*M

①若*C*Af≥0.5*C*M，即，仅用一个全混釜即可



②若*C*Af＜0.5*C*M，即

全混釜体积：

平推流体积： 

*V*=*V*m+*V*P

*F*A0/(-*r*A)

*V*P

*V*m

0

*x*Af

1. 对于反应速率方程为的液相反应，为达到一定的生产能力，试讨论当*n*＞0、*n*=0和*n*＜0时，如何选择型式（平推流或全混流）使反应器体积最小，并简单说明理由，并在图上表示反应器的体积。

解：当*n*=0时，反应速率与反应物浓度无关，故与反应器型式无关。

当*n*＞0时，反应速率与反应物浓度呈正效应，而平推流反应器的浓度水平明显高于全混流型式，故选择平推流反应器。

当*n*＜0时，反应速率与反应物浓度呈负效应，而平推流反应器的浓度水平明显高于全混流型式，故选择全混流反应器。

*n*〈0

*F*A/(-*r*A)

*x*A

*F*A/(-*r*A)

*x*A

*F*A/(-*r*A)

*n*=0

*n*＞0

*x*A

1. 一级等温反应A==P，活化能为83140J/mol，在平推流反应器中进行反应，反应温度为420K，反应器体积为*V*p，如改为全混流反应器，其体积为*V*m，为达到相同的转化率*x*A=0.6，（1）若反应操作温度相同，则*V*m/*V*p之值应为多少？（2）若*V*m/*V*p=1，则全混流反应器的操作温度应为多少？

解：（1） 



（2）*V*m/*V*p=1，同样得到：

   代入数据得到：*T*m=440K

1. 等温二级反应，依次经过体积相等的平推流反应器和全混流反应器，出口转化率为0.99，若将两个反应器改换次序，问出口转化率为多少？

解：等温二级反应得到，平推流

全混流：

将平推流反应器+全混流反应器时的条件代入，计算得到：*kC*A0τ=61.53

全混流反应器+平推流反应器：先计算全混流出口*x*A=0.884

全混流出口*x*A就是平推流进口*x*A，计算平推流出口*x*A=0.986

1. 等温一级反应，依次经过体积相等的平推流反应器和全混流反应器，出口转化率为0.99，若将两个反应器改换次序，问出口转化率为多少？

解：等温一级反应得到，平推流

全混流：

将平推流反应器+全混流反应器时的条件代入，计算得到：*k*τ=3.175

全混流反应器+平推流反应器：先计算全混流出口*x*A=0.760

全混流出口*x*A就是平推流进口*x*A，计算平推流出口*x*A=0.99

1. 液相二级不可逆反应A+B==C，*C*A0=*C*B0，在平推流反应器进行试验，当*τ*=10min时*x*A=0.99，问在相同温度下为达到相同转化率，采用（1）在全混流反应器中进行时，空时τ为多少？（2）若在两个等体积串联全混流反应器中进行时，空时τ又为多少？
2. 在恒温恒容下进行下式所示的自催化反应：A+R→2R，其速率方程为，初始浓度分别为和，试推导其在间歇釜中达到最大反应速率时的时间和A组分的浓度，若采用连续操作，应采用何种理想反应器组合方式，可使反应器总体积最小，并用示意图进行表示。
3. 平行反应：

其中P为目的产物，在等温操作中，证明：采用全混流反应器最大产物浓度*C*Pmax=*C*A0；采用平推流反应器最大产物浓度*C*Pmax= *C*A0/(1+ *C*A0)。

A

P *r*P=1

S *r*S=2*C*A

T *r*T=*C*A2

1. 等温一级不可逆串联反应ARS，进料为纯A浓度为*C*A0，连续操作空时为τ，试分别推导出反应器出口各组分的浓度：（1）平推流反应器；（2）全混流反应器。
2. 等温一级不可逆平行反应：

A

P *r*P=*k*1*C*A

S *r*S=*k*2*C*A

进料为纯A浓度为*C*A0，连续操作空时为τ，试分别推导出反应器出口各组分的浓度：（1）平推流反应器；（2）全混流反应器。

1. 试分别在图上画出下列流动模型的停留时间分布函数*F*(t)和停留时间分布密度函数*E*(t)曲线：

*V*m

PFR

CSTR

*V*p

*v*0

举出与它有相同停留时间分布的另一种流动模型，这说明了什么问题。

1. 液相反应

R(主反应) *r*R=*k*1*C*A0.6*C*B1.2

A+B

S(副反应) *r*S=*k*2*C*A2.0*C*B0.2

从有利于产品分布的观点，（1）将下列操作方式按优→劣顺序排列，并说明理由。 （2）若反应活化能*E*1>*E*2，应如何选择操作温度？

A

B

B

A

A

B

A

B

①

②

③

④

1. 试采用脉冲示踪法推导全混流反应器的停留时间分布函数和分布密度函数。
2. 试采用阶跃示踪法推导全混流反应器的停留时间分布函数和分布密度函数。
3. 画出平推流反应器、全混流反应器、平推流和全混流反应器串联及全混流和平推流反应器串联的停留时间分布密度函数*E*(t)和分布函数*F*(t)
4. *F*(θ)和*E*(θ)分别为闭式流动反应器的无因次停留时间分布函数和停留时间分布密度函数。

（1）若反应器为平推流反应器，试求：

(a)*F*(1)；(b)*E*(1)；(c)*F*(0.8)；(d)*E*(0.8)；(e)*E*(1.2)

（2）若反应器为全混流反应器，试求：

(a)*F*(1)；(b)*E*(1)；(c)*F*(0.8)；(d)*E*(0.8)；(e)*E*(1.2)

（3）若反应器为一非理想反应器，试求：

(a)*F*(∞)；(b)*E*(∞)；(c)*F*(0)；(d)*E*(0)；(e)；(f) 

1. 丁烯在某催化剂上反应的到丁二烯的总反应为

C4H8(A)== C4H6(B)+ H2(C)

假设反应按如下步骤进行：

A+σAσ

AσBσ+C

BσB+σ

假定符合均匀吸附模型，试分别推导动力学方程：

1. A吸附控制；
2. B脱附控制；
3. 表面反应控制。
4. 乙炔与氯化氢在HgCl2-活性炭催化剂上合成氯乙烯的反应

C2H2 (A) + HCl (B)== C2H3Cl (C)

其动力学方程式可有如下几种形式：

（1）

（2）

（3）

试分别列出反应机理和控制步骤

1. 气固相催化反应：A+B==C，其反应机理如下：

A+σAσ

B+σBσ

Aσ+B Cσ

CσC+σ

假定符合Langmuir均匀吸附模型，试分别推导动力学方程：

1. A吸附控制；
2. C脱附控制；
3. 表面反应控制。
4. 在气固相催化剂表面进行下列气相可逆反应：

*A*+*B*==*R*

其反应机理为： *A*+σ1＝*A*σ1

*B*+σ2＝*B*σ2

*A*σ1+ *B*σ2→*R*σ1+σ2 (速率控制步骤)

*R*σ1＝*R*+σ1

试用Langmuir均匀吸附模型导出该反应的本征动力学方程。

1. 某气固相催化反应：A==R，其动力学方程式为

（以催化剂质量为基准）

试导出平推流式的等温积分反应器中转化率*x*A与*W*/*F*A0的关系式

1. 试列出气固相催化反应通常所经历的步骤，并区分动力学控制和传递控制。
2. 试叙述气固相催化反应中Thiel模数*φ*s和有效系数*η*的物理意义；对于本征动力学的测定应如何消除内外扩散的影响。
3. 某非催化气固相反应：A(g)+2B(s)==R(g)+S(s)，假定固体反应物为球型颗粒，若过程为气膜扩散控制，试采用缩核模型推导其动力学方程（*t*与*x*B的关系）。提示：气膜扩散方程：；*n*B=*ρ*m*V*c=
4. 某非催化气固相反应：A(g)+2B(s)==R(g)+S(s)，假定固体反应物为球型颗粒，若过程为非反应核表面反应控制，试采用缩核模型推导其动力学方程（*t*与*x*B的关系）。提示：表面反应：；*n*B=*ρ*m*V*c=
5. 试列出气固相非催化反应中缩核模型的反应历程，并说明与缩粒模型的差别。
6. 试说明反应器设计中产生放大效应的原因；为提高放大的可靠性，应如何应用反应工程知识对系统进行研究。

*Q*

*Q*r

*Q*g

*T*

1

2

3

1. 在全混流反应器中进行不可逆放热反应，其放热和移热线如下图所示：

试(1)指明稳定的定常态操作点，写出热稳定性的判据；(2)实际生产中如何进行开、停车操作，并在图中画出。

1. 采用中间冷却的三段绝热固定床进行气固相催化反应，标明图中各条线的名称，根据最优分段的要求画出整个过程的操作线。

*T*0

*x*A

*T*

*x*Af

0

1. 一级可逆反应A==B，对不同控制步骤绘出反应物A在催化剂颗粒内部与气膜中的浓度分布。其中：主体浓度为*C*Ag；颗粒表面浓度为*C*As；颗粒中心浓度为*C*Ai；平衡浓度为*C*Ae。

主体

气膜

粒内

*C*Ag

*C*Ag

*R*p

0

内扩散控制

主体

气膜

粒内

*C*Ag

*C*Ag

*R*p

0

外扩散控制

主体

气膜

粒内

*C*Ag

*C*Ag

*R*p

0

动力学控制