

第八章 传质过程导论

一、综合题

1、在单相扩散中，静止气层各处总压 P 不变，漂流因子为 2，混合气中含 A、B 两种组分，可用算术平均值代替对数平均值。试证明： $P=P_{A1}+P_{A2}$ (P_{A1} 、 P_{A2} 分别为气层两侧 A 的分压)。

2、单相扩散中， $P=P_A+P_B$ ，漂流因子为 2，可用算术平均值代替对数均值，试证明 $P_{A1}+P_{A2}=P_{B1}+P_{B2}$ 。

第九章 吸收

一、综合题

1、在逆流吸收过程中，保持其他条件不变，增大填料层高度。试分析：（1）出塔气相和液相浓度如何变化。（2）操作线位置如何变化（用图说明）。

2、用逆流操作的吸收塔处理低浓度易溶溶质的气体混合物，如其他操作条件不变，而入口气体的浓度 y_b 增加，则此塔的气相总传质单元数 N_{OG} 、出口气体组成 y_a 、出口液相组成 x_b 如何变化？（塔内平均推动力可按算术平均计算）

3、试写出双膜理论假设的基本要点。

4、某逆流吸收过程，进塔液相中不含溶质，操作液气比 L/G 一定，出塔液相中溶质浓度达到最大值时，溶质的回收率为 η 。同时溶质气液相平衡服从亨利定律。

试证明：该体系的相平衡常数 $m = \frac{L}{G\eta}$ 。

5、当平衡线与操作线均为直线时，已知 $\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$ ，试证明： $H_{OG} = H_G +$

$$SH_L ; S = \frac{mG}{L}$$

6、清水逆流吸收过程的吸收因数 $A=1$ ，试证明： $N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{y_a}$ 。（ y_b 、 y_a 分别为气相中进出塔溶质浓度）

二、计算题

1、用清水逆流吸收空气中的溶质组分，入塔混合气单位塔截面上的摩尔流量为 $68 \text{ kmol/m}^2\text{h}$ ，溶质浓度为 0.04（摩尔分数，下同），要求溶质回收率为 99%，出塔液相溶质浓度为 0.015，操作线斜率与平衡线斜率之比 1.429， $H_{OG}=0.54\text{m}$ （设满足亨利定律）。试求：（1）气相总体积传质系数；（2）相平衡常数；（3）填料层高度。

2、在一逆流吸收塔中用清水吸收混合器中的溶质 A，进塔气体含 A 0.04 (摩尔分数)，流率 $0.03 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，溶质回收率 0.9，平衡方程 $y^*=1.5x$ ，操作线方程 $y=2.5x+0.004$ ， $K_y a=0.04 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。试求：(1) 出塔液相浓度；(2) 填料层高度；(3) 操作液气比与最小液气比的比值。

3、某填料塔高度 4m，用清水逆流吸收混合气中的 A 组分，混合气摩尔流速 $30 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，组分 A 摩尔分数为 0.05，要求吸收率为 98%。清水的摩尔流速为 $60 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，相平衡关系为 $y=0.8x$ 。吸收为气膜控制， $K_y a$ 与空气的摩尔流速的 0.7 次方成正比。试求：（1）传质单元高度 H_{OG} ；（2）若塔径、吸收率及其他操作条件不变时，混合气摩尔流速增加 20%，则填料层高度需增加多少米？

4、在一逆流填料吸收塔中，用纯溶剂吸收混合气中的溶质组分。已知入塔气体组成为 0.03（摩尔分数，下同），回收率为 95%。操作条件下的汽液平衡关系为 $y=2x$ ，吸收剂用量为最小用量的 1.4 倍，气相总传质单元高度为 0.5 m，吸收过程为气膜控制。试求：(1) 出塔液相组成；(2) 填料层高度；(3) 因回收溶剂时脱吸不完全，致使入塔液相中可溶组分浓度为 0.0005，其他条件不变，则回收率变为多少？

5、某吸收塔在 101.3kPa、293K 下用清水逆流吸收丙酮/空气混合气体（可视为低浓气体）中的丙酮。当操作液气比为 2.1 时，丙酮回收率可达 95%。已知物系平衡关系为 $y=1.18x$ ，吸收过程大致为气膜控制，气相总传质系数 $K_y a \propto G^{0.8}$ 。今气体流量增加 20%，而液量及气液进口浓度不变，试求：(1) 新工况下的 N'_{OG} 和 S' ；(2) 回收率变为多少？(3) 单位时间内被吸收的丙酮量增加多少倍？

第十章 蒸馏

一、综合题

1、若在精馏过程计算中得到进料方程为 $y = -0.25x + 1.26$ ，请问这可能吗？试说明理由。

2、A-B-C-D 四元混合液，A 为腐蚀性，B、C 难分离，要将此混合液中的组分进行分离，请给出合理的精馏流程。（画示意图）

3、精馏塔全回流操作时， $x_3=0.5$ (摩尔分数)，相对挥发度 $\alpha=3$ ，试求从第四块理论板上下流的液相组成 x_4 。

4、某连续精馏塔中进行全回流操作，已测得相邻两板上液相组成分别为 $x_{n-1}=0.7$ ， $x_n=0.5$ ，该操作条件下相对挥发度为 3，求 y_n ， x_n^* ，第 n 块板的默弗里单板效率 E_{mL} 。

5、简述表征进料热状况的参数 q 的物理意义（写出定义式），若饱和汽焓值为 120 kJ/kmol，饱和液焓值为 20 kJ/kmol，露点进料时，进料焓 i_F 为多少？

6、请在 $y-x$ 图上定性画出冷液进料和气液混合进料时相应的 q 线，并分析说明： x_F 、 x_D 、 x_w 、 R 不变时，哪种情况所需理论板较少？

二、计算题

1、常压连续精馏塔分离苯和甲苯混合物，已知进料流率和组成分别为 1000kmol/h 和 0.4 (苯摩尔分数，下同)，要求塔顶流出液中含苯 90% 以上，苯回收率为 90% ，汽液混合物 (汽液摩尔比 $2:3$) 进料，回流比为最小回流比的 1.6 倍。系统平均相对挥发度 2.5 。试求：(1) 塔底残液组成 x_w ；(2) 操作回流比；(3) 提馏段操作线方程。

2、在一连续精馏塔中分离某二元混合液，已知进料流率 100kmol/h ，进料组成为 0.5 （摩尔分数，下同），泡点进料，轻组分回收率为 0.9 ，精馏段操作线方程为 $y=0.75x+0.225$ ，相对挥发度 $\alpha=2.5$ 。试求：（1）塔底产品组成；（2）提馏段下降液体流率；（3）操作线交点坐标；（4）再沸器上升蒸汽的组成。

3、连续精馏塔分离二元混合液，已知进料流率和组成分别为 200kmol/h 和 0.5 （轻组分摩尔分数，下同），提馏段操作线方程为 $y=1.215x-0.0129$ ，泡点进料，塔顶产品组成为 0.98 ，平均相对挥发度 3 。试求：（1）塔顶产品量；（2）最小回流比；（3）精馏段上升蒸汽量？

4、用精馏塔分离某二元混合液，泡点进料，进料量 120kmol/h ，轻组分回收率 0.9 ，塔底产品浓度 $x_w=0.1$ （摩尔分数，下同）。提馏段操作线方程 $y=1.45x-0.09x_F$ (x_F 为进料浓度)，相对挥发度 $\alpha=2.0$ ，试求：（1）进料浓度 x_F 和塔顶产品浓度 x_D ；（2）操作回流比；（3）精馏段操作线方程；（4）流入再沸器的液体浓度。

5、在一连续精馏塔中分离某二元混合液。已知进料组成 $x_F=0.5$ (摩尔分数下同), 塔顶、塔底产品组成分别为 0.9 和 0.05, 提馏段操作线方程 $y=1.3x-0.018$, 相对挥发度 $\alpha = 2.0$, q 线方程为: $y= -1.5x+1.25$ 。试求: (1) 判断进料状态; (2) 塔顶轻组分回收率; (3) 精馏段操作线方程。(4) 从第一块理论板上下降的液相组成。

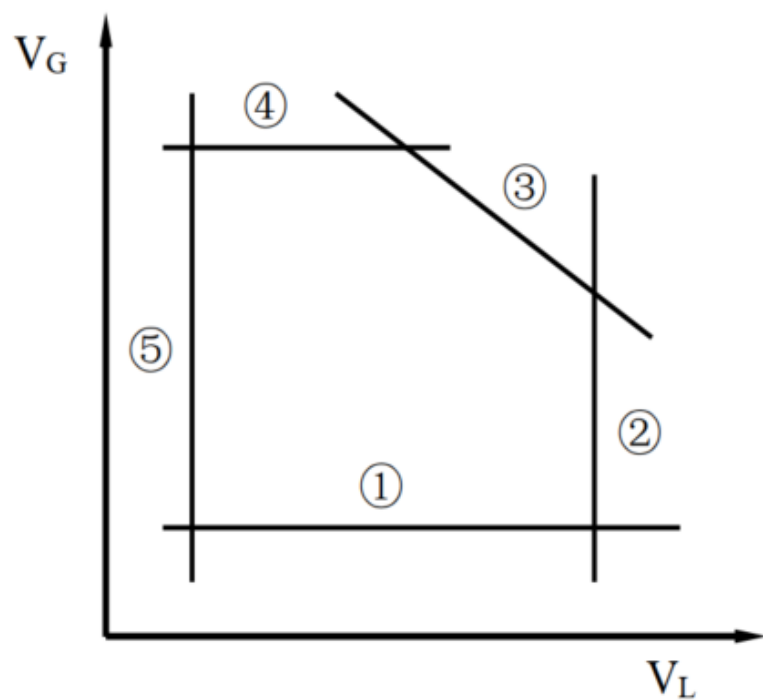
第十一章 气液传质设备

一、综合题

1、定性画出塔板负荷性能图；若增加板间距将对哪些线产生什么影响？

2、在有两块筛板的精馏塔中，上一块板崩塌，位置下移，碎渣堵塞部分筛孔，降液管也发生部分堵塞。试分析主要影响塔板负荷性能图中的哪些曲线，变化趋势如何？

3、请写出负荷性能图中各线名称，若要使④线上移，可采取什么措施？



4、筛板精馏塔操作时，汽速突然增大可能发生什么现象，其结果怎样？

5、以填料塔为例，试说明气体压降 ΔP 与空塔气速的关系，并指出泛点前后液相将如何变化（分三段讨论，定性画出关系曲线）。

6、填料层较高时一般应将填料层分段，这样做的主要理由是什么？

第十二章 萃取

一、综合题

1、在单级萃取中，B-S 部分互溶，进料中含 A 为 50kg，含 B 为 50kg，用纯溶剂萃取，已知萃取相浓度 $y_A/y_B = 12/7$ ，萃余相浓度 $x_A/x_B = 2/5$ ，试求萃取液量和萃余液量的比值 E'/R' 。（ y_A 、 y_B 、 x_A 、 x_B 均为质量分数）

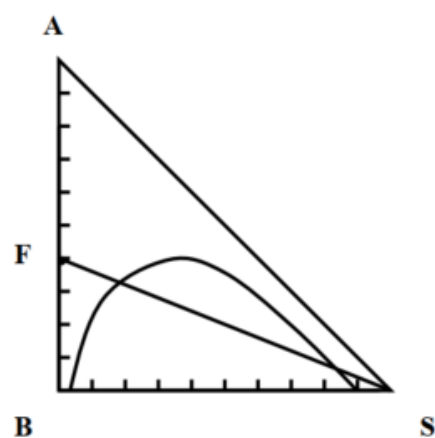
2、用纯溶剂 45kg 在单级萃取器中处理 A、B 两组分混合液。料液处理量为 39kg，其中组分 A 的组成为 $X_F=0.3$ （质量比，下同）。操作条件下，组分 B、S 可视为完全不互溶，且两组分的平衡方程为 $Y=1.5X$ 。试求萃取相和萃余相组成。

3、什么情况下选择萃取分离而不选择精馏分离？

4、多级错流萃取有何特点？

5、多级逆流萃取有何特点？

6、单级萃取，萃取剂为纯溶剂，请在下图中标记出以下两个点：(1) 最大萃取液浓度 $y'_{A,\max}$ ；(2) 最小萃取剂用量 S_{\min} 。



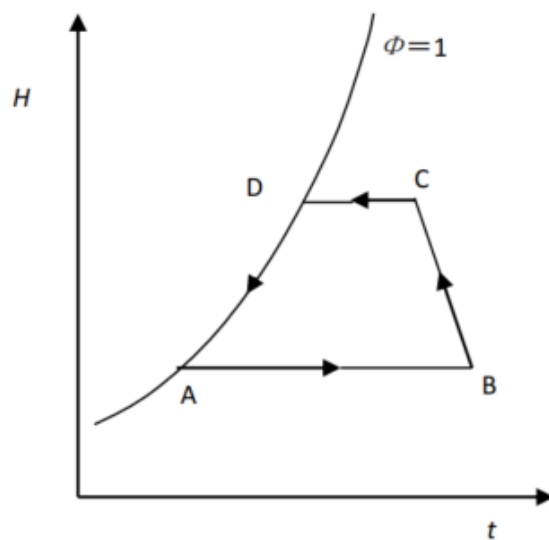
第十三章 干燥

一、综合题

1、已知空气的干球温度 $t=30^{\circ}\text{C}$ ，相对湿度 $\phi=0.6$ ，请在 $t-H$ 图上定性标出空气状态点，说明如何确定露点温度和湿球温度。

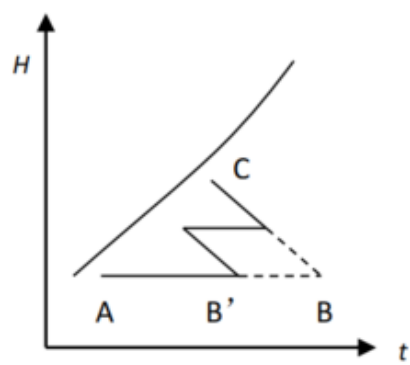
2、湿空气在 $t-H$ 图上经历如右图示 $A \rightarrow B \rightarrow C \rightarrow D \rightarrow A$ 的封闭循环。试说明：

(1) 各部分的作用；(2) B、D 两点所代表的空气何者湿球温度高？



3、请定性画出废气循环干燥过程中空气状态的变化轨迹，并说明该过程的优点。

4、对图示干燥流程画出合理的干燥过程，并说明该过程具有什么优点。



5、请从物料温度、除去的水分和干燥机理三个方面，简单描述恒速干燥阶段和降速干燥阶段的特点。

6、1kg 干物料总含水量为 0.3kg，恒速段除去 0.15kg 水，降速段除去 0.03kg 非结合水，1kg 干物料的结合水和非结合水各是多少？若干燥不能除去的含水量为 0.05kg 水/kg 干料，平衡水与自由水量各是多少？

二、计算题

- 1、用一连续干燥器干燥某湿物料。已知湿物料流率 500 kg/h ，含水量 20% （湿基），湿物料经干燥失重 50 kg/h ，所用新鲜空气的温度和湿度分别为 20°C 和 $0.008 \text{ kg 水汽/kg 干气}$ ，出预热器空气焓值为 130 kJ/kg ，干燥过程为等焓过程，出干燥器空气温度 70°C 。试求：（1）产品含水率（湿基）；（2）出干燥器空气的湿度；（3）新鲜空气的体积流率。

2、某连续干燥过程，湿物料进料量 7200 kg/h ，含水量 0.02 (湿基)，产品量 7100 kg/h 。新鲜空气温度 20°C ，总压 100 kPa ，水汽分压 10 kPa ，在预热器中被加热至 100°C ，进出干燥器空气的焓差 $I_2 - I_1 = 30 \text{ kJ/kg 干气}$ 。该干燥过程的比空气用量为 32 kg 干气/kg 水 。试求：(1) 产品含水量；(2) 蒸发 1 kg 水在预热器中加入的热量；(3) 出干燥器的空气温度。

3、流率为 800kg/h, 含水率 15%(湿基)的湿物料通过连续干燥过程失重 80 kg/h, 空气出预热器温度为 110℃, 出干燥器湿度为 0.03kg 水汽/kg 干气。空气流经干燥器后, 焓值减少了 4.67kJ/kg 干气, 干燥器的 $\Delta = -260 \text{ kJ/kg 水}$ 。试求: (1) 产品的干基含水率; (2) 新鲜空气的质量流率; (3) 出干燥器空气的温度。

4、某逆流干燥过程的空气流率为 1000 kg 干空气/h ，干球温度为 30°C ，相对湿度 $\varphi=0.6$ ， 30°C 水的饱和蒸汽压为 4.2 kPa ，操作压力为 100 kPa ，湿物料流率为 500 kg/h ，初、终含水量分别为 15% 、 5% （湿基）。试求：（1）进干燥器空气的湿度；（2）每小时蒸发水量；（3）若干燥过程为绝热过程，进干燥器空气焓值为 150 kJ/kg 干空气 ，则空气出干燥器时的温度是多少？

5、某物料在恒定空气条件下从含水率 0.1kg/kg 干料干燥至 0.05kg/kg 干料共需 5h ，已知此干燥条件下临界含水率 $X_c=0.08\text{kg/kg}$ 干料，平衡含水率为 0.01kg/kg 干料，干燥器的生产能力为 1500kg 湿物料/h。试求：（1）水分气化量 W ；（2）降速干燥时间 t_2 ；（2）若将此物料继续干燥至 0.02kg/kg 干料还需要多长时间？