

一、选择题

1. 吸收速率主要决定于通过双膜的扩散速度，要提高气液两流体的相对运动，提高吸收效果，则要（减少气膜和液膜厚度）
 2. 选择吸收设备时，综合考虑吸收率大，阻力小，稳定性好结构简单造价小，一般应选 填料吸收塔
 3. 对接近常压的低浓度溶质的气液平衡系统，当温度和压力不变，而液相总浓度增加时其溶解度系数 H 将（不变），亨利系数 E 将（不变）。
 4. 在常压下用水逆流吸空气中的 CO_2 ，若将用水量增加则出口气体中的 CO_2 量将（减少）气相总传质系数 K_y 将（增加），出塔液体中 CO_2 浓度将（减少）。
 5. 通常所讨论的吸收操作中，当吸收剂用量趋于最小用量时，完成一定的分率（填料层高度趋向无穷大）。
 6. 在吸收塔某处，气相主体浓度 $y=0.025$ ，液相主体浓度 $x=0.01$ ，气相传质分系数 $k=2\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 气相总传质系数 $K=1.5\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ，则该处气液界面上气相浓度 y_i 应为（0.01），平衡关系 $y=0.5x$ 。
 7. 正常操作下的逆流吸收塔，若因某种原因使液体量减少以致液气比小于原定的最小液气比时，下列哪些情况将发生？（出塔气体浓度增加，但 x 不定）
 8. 气体的亨利系数 E 值越大，表明气体（越难溶解）。
 9. 填料吸收塔空塔的速度应（小）于液泛速度。
 10. 对吸收操作有利的是（温度低，气体分压大时）。
 11. 在 $Y-X$ 图上，吸收操作线总是位于平衡线的（上方）。
 12. 亨利定律是一个稀溶液定律，其亨利系数 E 值愈小，表明该气体的溶解度（愈大）；温度升高， E 值（愈大）。
-
1. 某二元混合物，其中 A 为易挥发组分，液相组成 $x_A=0.6$ 相应的泡点为 t_b ，与之相平衡的汽相组成 $y_A=0.7$ ，相应的露点为 t_d ，则：（ $t_b=t_d$ ）。
 2. 精馏中引入回流，下降的液相与上升的汽相发生传质使上升的汽相易挥发组分浓度提高，最恰当的说法是（液相中易挥发组分进入汽相和汽相中难挥发组分进入液相的现象同时发生）。
 3. 某二元混合物，汽液相平衡关系如图。 t_1 和 t_2 分别表示图中相应点的温度。则（不能判断）
 4. 精馏塔设计时，若 F, x_F, x_D, x_W, V 均为定值，将进料热状态从 $q=1$ 变为 $q>1$ ，设计所需理论板数：（少）
 5. 某精馏塔精馏段理论板数为 N 层，提馏段理论板数为 N 层，现因设备改造，使提馏段的理论板数增加，精馏段的理论板数不变，且 F, x_F, q, R, V 等均不变，则此时：（ x_D 减小， x_W 增加）
 7. 操作中精馏塔，保持 F, x_F, q, V' 不变，减少 D ，则塔顶易挥发组分回收率 η 变化为（变小）
 8. 具有正偏差的非理想溶液中，相异分子间的吸引力较相同分子间的吸引力（小）。
 9. 非理想溶液不一定都有恒沸点，只有对拉乌尔定律有明显的（偏差大）的非理想溶液才具有恒沸点。
 10. 精馏操作进料的热状况不同， q 值就不同，沸点进料时， q 值为（1）；冷液进料时， δ 值（ ≥ 1 ）。

11. 在指定条件下进行精馏操作，所需的实际板数较理论板数 (为多)。
12. 精馏段操作线的斜率为 $R/(R+1)$ ，全回流时其斜率等于 (1)。
13. 从沸点-组成图中可以看出：只有将混合液加热到 (气液共存区) 才能从混合液中分出易挥发组分增多的蒸汽。
14. 常压下沸点为 185°C 与水不互溶的 A 组分，若采用水蒸汽蒸馏方法，在常压下，此混合液的沸点为 ($<100^{\circ}\text{C}$)。
15. 当回流从全回流逐渐减小时，精馏段操作线向平衡线靠近，为达到给定的分离要求，所需的理论板数 (逐渐增多)。
16. 精馏塔的进料状况为冷液进料时，则提馏段的液体下降量 L' ($>L+F$)。
17. 用 $y-x$ 图表示精馏塔在某一回流比操作时，其操作线的位置 (在对角线与平衡线之间)。

1. 影响降速干燥阶段干燥速率的主要因素是 (物料性质与形状)。
2. 干燥进行的必要条件是物料表面所产生的水汽 (或其它蒸汽) 压力 (大于) 干燥介质中水汽 (或其它蒸汽) 的分压。
3. 若离开干燥器的空气温度 (t) 降低而湿度 (H) 提高，则干燥器的热效率会 (增加) 而空气消耗量会 (减少)。
4. 干燥过程中预热热量消耗随空气进入预热器的温度的降低而 (增加)。所以干燥在任务相同的条件下 (冬季) 的热量消耗量大于其它季节，故预热器的传热面积应以 (冬季) 为计算基准。
5. 湿空气在预热过程中不变化的参数是 (湿球温度)。
6. 指出“相对湿度、绝热饱和温度、露点温度、湿球温度”中，哪一个参量与空气的温度无关 (露点温度)。
7. (1) 绝热饱和温度 t_{as} 是大量的循环水与进入的空气在绝热增湿塔接触时湿空气最后达到的饱和状态温度，它等于循环水的温度。(2) 湿球温度 t_w 是湿球温度计所指示的平衡温度，但它并不等于湿纱布中水分的温度。对以上两种说法正确的判断是：((1)对(2)不对)。
8. 对于一定干球温度的空气，当其相对湿度愈低时，其湿球温度：(愈低)。
9. 空气的饱和湿度 H 是湿空气的如下参数的函数：(总压及干球温度)。
10. 在湿球温度 t_w 的计算式中， k_B/α_B 之比值：(与空气的速度变化无关)。
11. 当湿度和温度相同时，相对湿度与总压的关系是：(成正比)。
12. 一定湿度 H 的湿空气，随着总压的降低，露点相应地：(降低)。
13. 同一物料，如恒速段的干燥速率增加，则临界含水量：(增大)。
14. 同一物料，在一定的干燥速率下，物料愈厚，则临界含水量 (愈高)。
15. 真空干燥的主要优点是：(能避免物料发生不利反应)
16. 干燥热敏性物料时，为提高干燥速率，可采取的措施是 (增大干燥面积)。
17. 已知湿空气的下列哪两个参数，利用 $H-I$ 图可以查得其他未知参数 ((t_w, t))。
18. 物料中的平衡水分随温度升高而 (减小)。
19. 干燥热敏性物料时，为提高干燥速率，可采取的措施是 (增大干燥面积)。
20. 空气的湿含量一定时，其温度愈高，则它的相对湿度 (愈低)。

二、填空题

1、0°C时,CO₂ 气体溶解于水的溶解度为 0.878(标 m³)/m³(H₂O),此时液相浓度 C=0.0392 kmol/m³.液相摩尔分率 x=0.000705比摩尔分率 X=0.000706。

2、在常压下,20°C时氨在空气中的分压为 69.6mmHg,此时氨在混合气中的摩尔分率 y=0.0916,比摩尔分率 Y=0.101。

3、用相平衡常数 m 表达的亨利定律表达式为 y=mx。在常压下,20°C时,氨在空气中的分压为 50mmHg,与之平衡的氨水浓度为 7.5(kgNH₃/100kgH₂O)。此时 m=0.894。

4、用亨利系数 E 表达的亨利定律表达式为 p=Ex。在常压下,20°C时,氨在空气中的分压为 50mmHg,与之平衡的氨水浓度为 7.5(kgNH₃/100kgH₂O)。此时亨利系数 E=680mmHg,相平衡常数 m=0.894。

5、用气相浓度 Δp 为推动力的传质速率方程有两种,以传质分系数表达的传质速率方程为 N_A=k_G(p-p_i),以总传质系数表达的传质速率方程为 N_A=K_G(p-p_i^{*})。

6、用液相浓度 ΔC 为推动力的传质速率方程有两种,以传质分系数表达的速率方程为 N_A=k_L(C-C_i),以传质总系数表达的速率方程为 N_A=K_L(C-C_i^{*})。

7、用气相浓度 Δy 为推动力的传质速率方程有两种,以传质分系数表达的速率方程为 N_A=k_y(y-y_i),以传质总系数表达的速率方程为 N_A=K_y(y-y_i^{*})。

8、用液相浓度 Δx 为推动力的传质速率方程有两种,以传质分系数表达的速率方程为 N_A=k_x(x-x_i),以传质总系数表达的速率方程为 N_A=K_x(x-x_i^{*})。

9、用气相浓度 ΔY 为推动力的传质速率方程有两种,以传质分系数表达的速率方程为 N_A=k_Y(Y-Y_i),以传质总系数表达的速率方程为 N_A=K_Y(Y-Y_i^{*})。

10、用 Δy, Δx 为推动力的传质速率方程中,当平衡线为直线时传质总系数 K_x 与分系数 k_y、k_x 的关系式为 1/K_x=1/k_y+m/k_x,K_y 与 k_y、k_x 的关系式为 1/K_y=1/(m.k_y)+1/k_x。

11、用 ΔY, ΔX 为推动力的传质速率方程中,当平衡线为直线时,传质总系数 K_Y 与分系数 k_Y、k_X 的关系式为 1/K_Y=1/k_Y+m/k_X,K_X 与 k_Y、k_X 的关系式为 1/K_X=1/(m.k_Y)+1/k_X。

12、用 Δp, ΔC 为推动力的传质速率方程中,当平衡线为直线时,传质总系数 K 与分系数 k_G、k_L 的关系式为 1/K=1/k_L+1/H.k_G,K 与 k_L、k_G 的关系式为 1/K=H/k_L+1/k_G。

13、用清水吸收空气与A的混合气中的溶质A,物系的相平衡常数m=2,入塔气体浓度y₁=0.06,要求出塔气体浓度 y₂=0.008,则最小液气比为 1.733。

14、某吸收塔中,物系的平衡线方程为 y=2.0x,操作线方程为 y=3.5x+0.001,当 y₁=0.06,y₂=0.0015 时,x₁=0.01685,x₂=0.0001429,L/G=3.5,气相传质单元数 N_{OG}=7.12。

答案 ; ;

15、吸收过程主要用于三个方面:制备产品、分离气体混合物、除去气体中的有害组分

16、填料的种类很多,主要有拉西环、鲍尔环、矩鞍环、阶梯环、波纹填料、丝网填料

17、质量传递包括有吸收、蒸馏、萃取、吸附、干燥等过程。

18、吸收是指用液体吸收剂吸收气体的过程,解吸是指液相中的吸收质向气相扩散的过程。

19、指出下列组分,哪个是吸收质,哪个是吸收剂。

(1) 用水吸收 HCl 生产盐酸,H₂O 是吸收剂,HCl 是吸收质。

(2) 用 98.3% H₂SO₄ 吸收 SO₃ 生产 H₂SO₄,SO₃ 是吸收质;H₂SO₄ 是吸收剂。(3)

用水吸收甲醛生产福尔马林,H₂O 是吸收剂;甲醛是吸收质。

20、吸收一般按有无化学反应分为物理吸收和化学吸收,其吸收方法分为喷淋吸收、鼓泡吸收、膜式吸收。

21、气液两相平衡关系将取决于以下两种情况:

- (1) 若 $p > p^*$ 或 $C^* > C$ 则属于解析过程
 (2) 若 $p_L^G > p_G^L$ 或 $C_L^G > C_G^L$ 则属于吸收过程

22、扩散速率的费克定律公式是 $J_A = -D \frac{dc_A}{dz}$, J_A 组分 A 的扩散通量 $\text{kmol}/(\text{m}^2\text{s})$, 式中每项的物理意义 D 扩散系数 m^2/s , dc/dz 组分的浓度梯度 kmol/m^4 。

23、吸收速度取决于双膜的扩散速率, 因此, 要提高气-液两流体相对运动速率, 可以减少气膜、液膜厚度来增大吸收速率。

24、影响扩散系数 D 值的大小的因素有扩散组分的性质及介质、温度、压力、浓度。

25、总吸收速率方程式中 K_Y 是以 $Y-Y^*$ 为气相摩尔比差为传质推动力的气相总传质系数; 而 K_X 是以 X^*-X 为液相摩尔比差为传质推动力的液相总传质系数。

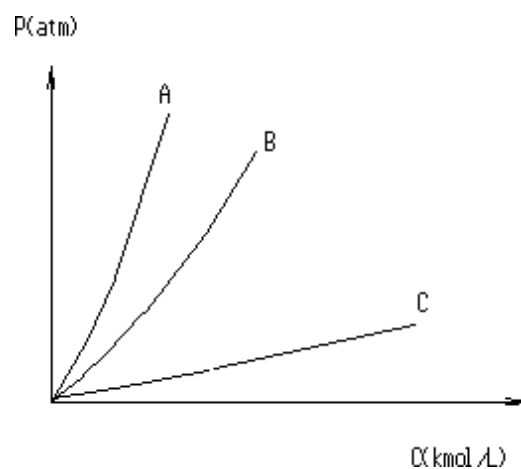
26、填料选择的原则是表面积大、空隙大、机械强度高价廉, 耐磨并耐温。

27、气相中: 温度升高则物质的扩散系数↑ 压强升高则物质的扩散系数↓。在液相中: 液相粘度增加则物质的扩散系数↓。易溶气体溶液上方的分压小, 难溶气体溶液上方的分压大, 只要组分在气相中的分压大于液相中该组分的平衡分压, 吸收就会继续进行, 直至达到一个新的平衡为止。

28、由于吸收过程气相中的溶质分压总大于液相中溶质的平衡分压, 所以吸收操作线总是在平衡线的上方。增加吸收剂用量, 操作线的斜率增大, 则操作线向远离平衡线的方向偏移, 吸收过程推动力 $(y-y^*)$ 增大。

答案

29、图所示为同一温度下 A、B、C 三种气体在水中的溶解度曲线。由图可知, 它们溶解度大小的次序是 $C > B > A$; 同一平衡分压下, 它们的液相平衡浓度大小顺序是在同一平衡分压下 $C > B > A$ 。



30、对接近常压的低浓度溶质的气液平衡系统, 当总压增加时, 亨利系数 E 不变, 相平衡常数 m 减少, 溶解度系数 H 不变。

31、在常压下, 测定水中溶质 A 的摩尔浓度为 $0.56 \text{ kmol}/\text{m}^3$, 此时气相中 A 的平衡摩尔分率为 0.02 , 则此物系的相平衡常数 $m=2.0$ 。当其他条件不变, 而总压增加一倍时, 相平衡常数 $m=1.0$, 若测得总压值为 2 atm , 则此时的亨利系数 $E=4.0 \text{ atm}$, 而溶解度系数 $H=14 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{atm})$ 。

32、在气体流量, 气相进出口组成和液相进口组成不变时, 若减少吸收剂用量, 则传质推动力将减少, 操作线将靠近平衡线。

33、当温度增高时, 溶质在气相中的分子扩散系数将增加, 在液相中的分子扩散系数将增加。

34、对一定操作条件下的填料吸收塔, 如将塔料层增高一些, 则塔的 H_{OG} 将不变, N_{OG} 将增加(增加, 减少, 不变)。

35、某逆流吸收塔, 用纯溶剂吸收混合气中易溶组分, 设备高为无穷大, 入塔 $Y_1=8\%$ (体积), 平衡关系 $Y=2X$ 。试问:

- (1) 若液气比 (摩尔比, 下同) 为 2.5 时, 吸收率= 100%
 (2) 若液气比为 1.5 时, 吸收率= 75%

36、吸收塔底部的排液管成 U 形，目的是起液封作用，以防止空气倒灌和塔内气体跑出。操作中的吸收塔，若使用液气比小于设计时的最小液气比，则其操作结果是吸收效果达不到要求。吸收剂入塔浓度 x 降低，其它操作条件不变，吸收结果将使吸收率增大，出口气体浓度降低。

37、计算吸收塔的填料层高度，必须运用如下三个方面的知识关联计算：平衡线、操作线、传质系数。

38、溶解度很大的气体，吸收时属于气膜控制，强化吸收的手段是增大气相侧的传质分系数或流湍动程度。

39、吸收操作中，对吸收剂的要求有溶解度大、选择性好、腐蚀性小、挥发度小。

40、当平衡线在所涉及的气液范围内斜率为 m 的直线时，则 $1/K_G = 1/k_G + \frac{m}{k_L}$ 。若为气膜控制，则 $K = k_G$ 。

41、某低浓度气体吸收过程，已知 $m=1$ ，气膜体积传质分系数 $k_a = 2 \times 10^{-4} \text{ kmol} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ ，液膜体积传质分系数 $k_a = 0.4 \text{ kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。则该吸收过程为气膜阻力控制。气膜阻力占总阻力的百分数为 99.95% ≈ 100%。

42、填料吸收塔正常操作时，气相为连续相；液相为分散相；而当出现液泛现象时，则气相为分散相，液相为连续相。

43、某气体用水吸收时，在一定浓度范围内，其气液平衡线 and 操作线均为直线，其平衡线的斜率可用相平衡常数表示，而操作线的斜率可用液气比表示。

44、双膜理论认为，吸收阻力主要集中在界面两侧的气膜和液膜之中。

45、对于气膜控制的吸收过程，如要提高其过程速率，应特别注意减少气膜阻力。

46、一般吸收塔中常采用逆流操作，其目的是使两相传质平均推动力大，从而可减小设备尺寸；提高吸收效率和吸收剂使用率。

47、传质的基本方式有：分子扩散和涡流扩散。

48、填料塔的喷淋密度是指单位塔截面上单位时间内下流的液体量（体积）。

49、吸收设备的主要类型有填料吸收塔，板式吸收塔等。

1、在 1 个大气压、96°C 时，苯的饱和蒸气压 $p_A^s = 160.5 \text{ (kPa)}$ ，甲苯的饱和蒸气压 $p_B^s = 65.66 \text{ (kPa)}$ ，苯--甲苯混合溶液达于平衡时，液相组成 $x = 0.376$ ，气相组成 $y = 0.596$ ，相对挥发度 $\alpha = 2.44$ 。

2、在汽-液相平衡的 $t-x-y$ 图中，沸点与液相组成的关系曲线，称为液相线(或泡点线)，沸点与汽相组成的曲线，称为汽相线(或露点线)。

3、在汽-液相平衡的 $t-x-y$ 图中，液相线与汽相线将图平面平分为三个区：汽相线以上的区域称为汽相区，液相线以下的区域称为液相区，汽、液相线之间的区域为汽液共存区。

4、在 $y-x$ 图中，以 A 组份标绘的平衡曲线在对角线的左上方，则表示 A 组份比 B 组份的挥发度高。平衡曲线若在对角线的右下方，则表示 A 组份比 B 组份挥发度低。

5、精馏过程，就是利用混合液各组分具有不同的沸点(或挥发度)，利用多次部分汽化、多次部分冷凝的方法，将各组分得以分离的过程。

6、某泡点进料的连续精馏塔，已知其精馏段操作线方程为 $y = 0.80x + 0.172$ ，提馏段操作线方程为 $y = 1.3x - 0.018$ ，则回流比 $R = 4$ ，馏出液组成 $x = 0.86$ ，原料组成 $x = 0.38$ ，釜液组成 $x = 0.06$ 。

7、某泡点进料的连续精馏塔中，进料组成 $x = 0.35$ ，系统的平均相对挥发度 $\alpha = 2.44$ ，当 $x = 0.93$ 时，达到此分离要求的最小回流比 $R = 1.66$ 。

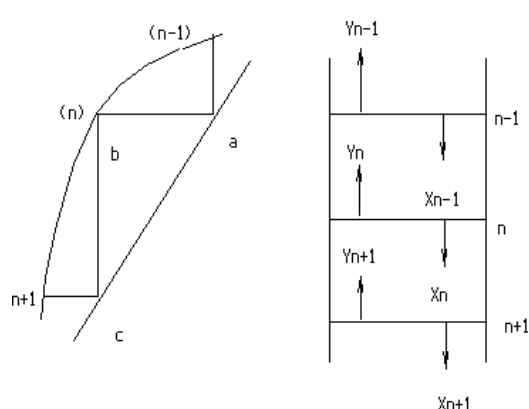
8、当塔板中上升的汽相与下降液相之间达到相平衡时，该塔板称理论塔板。

9、某理想混合液，其中一组平衡数据为 $x = 0.823, y = 0.923$ ，此时平均相对挥发度为 $\alpha = 2.578$ 。

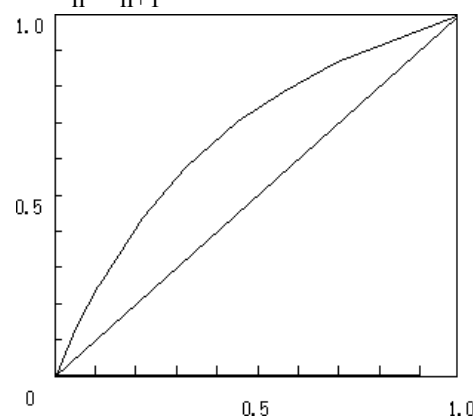
10. 分离某些 α 接近1的物系时,可采用一些特殊的精馏方法,如萃取精馏, 恒沸精馏。
11. 分离要求一定。当回流比为一定时,在五种进料状况中,冷液进料的 q 值最大,其温度 $t_F < t_{泡}$,此时,提馏段操作线与平衡线之间的距离最远,分离所需的总理论板数最少。
12. 精馏过程设计时,增大操作压强,则相对挥发度减小,塔顶温度增加,塔釜温度增加。
13. 对一定组成的二元体系,精馏压力越大,则相对挥发度越小,塔操作温度越高对分离越不利。
14. 精馏操作的依据是混合液中各组分的挥发度差异。实现精馏操作的必要条件包括塔顶液相回流和塔底上升气流。
15. 简单蒸馏过程中,釜内易挥发组分浓度逐渐减小,其沸点则逐渐升高。16. 总压为101.3kPa,95℃温度下苯与甲苯的饱和蒸汽压分别为155.7kPa与63.3kPa,则平衡时苯的汽相组成=0.411,苯的液相组成=0.632。(均以摩尔分率表示)。苯与甲苯的相对挥发度=2.46
17. 试述五种不同进料状态下的 q 值: (1) 冷液进料 $q > 1$; (2) 泡点液体进料 $q = 1$; (3) 汽液混合物进料 $0 < q < 1$; (4) 饱和蒸汽进料 $q = 0$; (5) 过热蒸汽进料 $q < 0$
18. 某连续精馏塔中,若精馏段操作线方程的截距等于零,则: (1) 回流比等于 ∞ ; (2) 馏出液量等于0; (3) 操作线斜率等于1
19. 某精馏塔的设计任务为: 原料为 F, x_F , 要求塔顶为 x_D , 塔底为 x_W 。设计时若选定的回流比 R 不变,加料热状态由原来的饱和蒸汽加料改为饱和液体加料,则所需理论板数 N 减少,提馏段上升蒸汽量 V' 增加,提馏段下降液体量 L' 增加,精馏段上升蒸汽量 V 不变,精馏段下降液体量 L 不变。(增加,不变,减少)
20. 某二元物系的相对挥发度 $\alpha=3$,在具有理论板的精馏塔内于全回流条件下作精馏塔操作,已知 $x_4=0.3$,则 y_3 =0.794
21. 某精馏塔在操作时,加料热状态由原来的饱和液体进料改为冷液进料,且保持 F, x_F , 回流比 R 和提馏段上升蒸汽量 V' 不变,则此时 D 减少, x_D 增加, W 增加, x_W 增加。
22. 精馏塔中的恒摩尔流假设,其主要依据是各组分的摩尔潜热相等,但精馏段与提馏段的摩尔流量由于进料状态的不同影响而不一定相等。
23. 某精馏塔操作时, F, x_F, q, V 保持不变,增加回流比 R ,则此时 x_D 增加, x_W 增加, D 减少, L/V 增加。
24. 某精馏塔操作时, F, x_F, q, D 保持不变,增加回流比 R ,则此时 x_D 增加, x_W 减少, V 增加, L/V 增加。
25. 精馏过程的回流比是指回流量与塔顶产品量之比,最小回流比是指塔板数为无限多时的回流比的极限值。
26. 简单蒸馏的主要特点是(1) 不稳定操作; (2) $R=0$ 。简单蒸馏操作时易挥发组分的物料衡算式是 $Wx = (W - d)x + yd$ 。

27. 如图所示

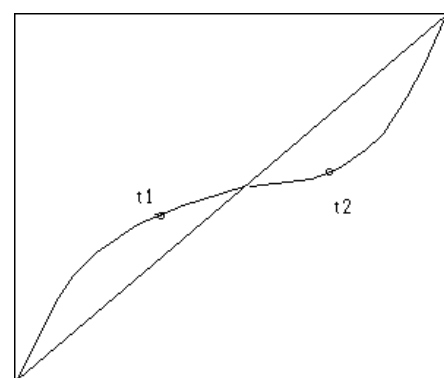
a 点表示 (x_{n-1}, y_n) ; b 点表示 (x_n, y_n) ; c 点表示 (x_n, y_{n+1}) ;
a b 段表示 $x_{n-1} - x_n$; b c 段表示 $y_n - y_{n+1}$ 。



(填空题 27 题附图)



(填空题 33 题附图)

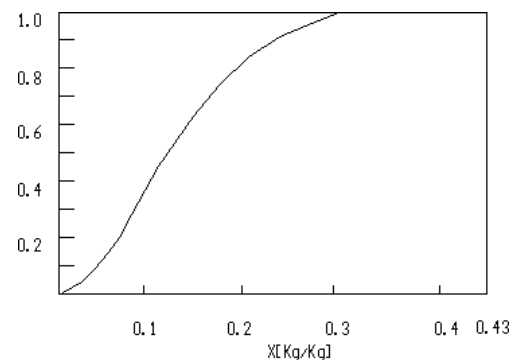


(选择题 3 题附图)

28. 某连续精馏塔,进料状态 $q=1$, $D/F=0.5$ (摩尔比), $x_F=0.4$ (摩尔分率), 回流比 $R=2$, 且知提馏段操作线方程的截距为零。则: 提馏段操作线方程的斜率 $(L'/V') = \underline{4/3}$, 馏出液 $x_D = \underline{0.8}$ 。
29. 操作中精馏塔, 保持 F, q, x_F, D 不变。(1) 若采用回流比 R 小于最小回流比 R_{min} , 则 x_D 减少, x_W 增加; (2) 若 R 增大, 则 x_D 增加, x_W 减少, L/V 增加。
30. 精馏塔在操作过程中进料组成不变, 进料量适当增加, 则塔顶组成 x_D 将不变, 塔釜组成 x_W 将不变 (泡点液体进料)。
31. 精馏塔操作时,保持 F, x_F, q, R 不变, 增加塔底排液量 W , 则: x_D 增大, L/V 不变, x_W 增大。
32. 恒沸精馏与萃取精馏主要针对恒沸物体系和沸点相差很小的物系, 采用第三组分的办法改变原物系的相对挥发度。
34. 板式精馏塔中每层塔板的作用提供气、液两相接触场所, 在塔板上及其板上方空间进行传热和传质作用。
35. 常压下沸点为 185°C 与水不互溶的 A 组分, 若采用水蒸汽蒸馏方法, 在常压下, 此不互溶的混合物的沸点会降至 100°C 以下。
36. 对现有一个精馏塔, 若将其回流比增大时, 其需要的理论板数会减少, 产品的浓度会增加。
37. 某二元理想溶液的连续精馏塔, 提馏段操作线方程为: $y=1.3x-0.018$, 系统的平均相对挥发度 $\alpha=2.5$, 当 $x_W=0.06$ 时(摩尔分率), 此时从塔底数起的第二块理论板数 (塔底可视为第一块理论板) 下流液体的组成为 0.120 (摩尔分率)。
38. 某二元理想溶液的连续精馏塔, 馏出液组成为 $x_D=0.96$ (摩尔分率) . 精馏段操作线方程为 $y=0.75x+0.24$. 该物系平均相对挥发度 $\alpha=2.5$, 此时从塔顶数起的第二块理论板上升蒸气组成为 $y_2 = \underline{0.919}$ 。
- 干燥进行的必要条件是物料表面所产生的水汽(或其它蒸汽)压力大于干燥介质中水汽(或其它蒸汽)的分压
 - 相对湿度 ϕ 值可以反映湿空气吸收水汽能力的大小, 当 ϕ 值大时, 表示该湿空气的吸收水汽的能力小; 当 $\phi=0$ 时。表示该空气为绝干空气。
 - 干燥速率曲线是在恒定干燥条件下测定的, 其恒定干燥条件是指: 干燥介质(热空气)的温度、湿度、速度以及与物料接触的方式均恒定。
 - 在一定温度下, 物料中结合水分和非结合水分的划分是根据物料的性质而定的; 平衡水分和自由水分是根据物料的性质和接触的空气状态而定的。
 - 在一定空气状态下干燥某物料, 能用干燥方法除去的水分为自由水分; 首先除去的水分为非结合水分; 不能用干燥方法除的水分为平衡水分。
 - 已知某物料含水量 $X=0.4$, 从该物料干燥速率曲线可知: 临界含水量 $X_c=0.25\text{kg 水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料, 平衡含水量 $X^*=0.05\text{kg 水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料, 则物料的非结合水分为 $0.15\text{ kg 水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料, 结合水分为 $0.25\text{ kg 水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料, 自由水分为 $0.35\text{ kg 水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料, 可除去的结合水分为 $0.2\text{ kg 水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料。
 - 作为干燥介质的湿空气, 其预热的目的降低相对湿度(增大吸湿的能力)和提高温度(增加其热焓)。
 - 固体物料的干燥, 一般分为恒速和降速两个阶段。
 - 在对流干燥器中最常用的干燥介质是不饱和的热空气, 它既是载热体又是载湿体。
 - 对于不饱和空气, 表示该空气的三个温度, 即: 干球温度 t , 湿球温度 t_w 和露点 t_d 间的关系是 $t > t_w > t_d$
 - 在干燥过程中, 当物料中表面水分汽化速率小于内部水分扩散速率时, 干燥即进入恒速

干燥阶段。

12. 1kg 绝干空气及其所带的 H kg 水汽所具有的焓，称为湿空气的焓。
13. 根据水分与材料的结合方式不同，其物料中的水分可分吸附水分、毛细管水分、溶胀水分
14. 湿空气通过预热器预热后，其湿度不变，热焓增加，相对湿度减少。
15. 饱和空气在恒压下冷却，温度由 t_1 降至 t_2 ，此时其相对湿度不变，湿度下降，湿球温度下降，露点下降。
16. 恒定的干燥条件是指空气的湿度、温度、速度以及与物料接触的状况都不变。
17. 测定空气中的水汽分压的实验方法是测量露点
18. 对于为水蒸汽所饱和的空气,则其干球温度 t ,湿球温度 t_w ，绝热饱和温度 t_{as} ,露点温度 t_d 的关系是 $t = t_d = t_w = t_{as}$ 。
19. 干燥操作的必要条件是湿物料表面的水蒸汽分压大于干燥介质中的水蒸汽分压。
干燥过程是传质过程与传热过程相结合的过程。
20. 已知在常压及 25℃下水份在某湿物料与空气之间的平衡关系为：相对湿度 $\phi=100\%$ 时,平衡含水量 $X^*=0.02\text{kg水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料；相对湿度 $\phi=40\%$ 时,平衡含水量 $X^*=0.007$ 。现该物料含水量为 $0.23\text{kg水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料,令其与25℃, $\phi=40\%$ 的空气接触,则该物料的自由含水量为 $0.223\text{kg水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料,结合水含量为 $0.02\text{kg水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料,非结合水的含量为 $0.21\text{kg水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干料。
22. 若维持不饱和空气的湿度 H 不变，提高空气的干球温度，则空气的湿球温度变大，露点不变，相对湿度变小(变大,变小,不变,不确定)。
23. 用相对湿度 $\phi=0.6$ 的空气干燥含水量为 0.43 (干基)的湿木材。木材水份含量和空气相对湿度的关系如图所示。
- 则平衡水份 = 0.11kg 水/kg 干物料
自由水份 = 0.32 kg 水/kg 干物料 ;
结合水分 = 0.3 kg 水/kg 干物料
非结合水份 = 0.13 kg 水/kg 干物料
并将有关水分数据标注在图上。
- 24、恒定条件下恒定干燥传质速率方程是 $U = -Gc dX / (A d\theta) = K (H - H_w)$ ； 恒定条件下恒速干燥传热速率方程是 $Q = \alpha A (t - t_w)$
- 25、湿空气在293K和总压 $101.3\text{kN}\cdot\text{m}^{-2}$ 下，湿度为 $0.0438\text{kg水}\cdot\text{kg}^{-1}$ 绝干气，则 100m^3 该空气中含有的绝干空气量 L 为 $L=112.7\text{kg 绝干气 kg 绝干气}$ 。



三、判断题

- 1、喷淋吸收是吸收剂成液滴分散在气体中，因此，液体为连续相，气体为分散相。(×)
- 2、吸收操作线的方程式，斜率是L/G (√)。
- 3、亨利定律的表达式之一为 $p=Ex$ ，若某气体在水中的亨利系数E值很大，说明该气体为易溶气体。(×)。
- 4、工业上一般吸收是在吸收塔中进行的。象传热一样气液间逆流操作有利于吸收完全并可获得较大的吸收推动力。(√)。
- 5、填料吸收塔逆流操作，当吸收剂的比用量（即液气比）增大时，则出塔吸收液浓度下降，吸收推动力减小 (×)。
- 6、对于大多数气体的稀溶液，气液平衡关系服从亨利定律。亨利系数 ($E=p/x$)随温度的升高而增大，而溶解度系数($H=C/p$)随温度的升高而减小。(√)
- 7、液泛点是填料吸收塔的最佳操作点。吸收操作在此条件下进行时，则吸收速率最大。(×)
- 8、在一般情况下，混合气体的有关计算可按理想气体方程和道尔顿分压定律进行。其气体组分的体积分数等于其摩尔分数，亦等于其分压分数。(√)。
- 9、填料塔中填充大量填料以提供气液接触面积。吸收速率取决于填料的比表面积 (a) 填料的比表面积越大，吸收速率越大。 (×)
- 10、吸收过程中，当操作线与平衡线相切或相交时所用的吸收剂最少，吸收推动力最大。(×)
- 11、在吸收塔中，溶质气体在混合气中的分压，大于与吸收剂中溶质浓度成平衡的分压时，则发生吸收。(√)
- 12、吸收过程中，当操作线与平衡线相切或相交时所用的吸收剂最少，此时推动力也最小。(√)
- 13、由于温度对溶解度系数有影响，温度升高，溶解度系数越小，所以升温有利于解吸。(√)。
- 14、惰性气体和吸收剂在吸收过程的前后的摩尔量是不变的(√)
- 15、对于溶解度甚大的气体吸收，为强化吸收过程，则应从减小液膜阻力入手，其效果才显著。(×)

四、问答题

1. 求取最小液气比有何意义?适宜液气比如何选择?增大液气比对操作线有何影响?

答：溶质气体 A 得以吸收的最小溶剂用量、最小液气比时，欲达到分离要求需填料层高度（或理论塔板数）无穷大，所以在最小液气比时，吸收操作只在理论上才能进行。当液气比比最小液气比还小时，有一部分操作线会在平衡线之下，吸收在理论上都行不通了，而为脱吸了。与解吸的分界线。适宜液气比常在最小液气比的1.1-1.5 倍范围内。

增大液气比，操作线更远离平衡线，越加有利于吸收

2. 什么叫液泛现象?

答：当气速增大，使气、液间的摩擦阻力增大至足以阻止液体下流，至使液体充满填料层空隙，先是塔顶部积液，继而蔓延全塔，液体被气流带出塔顶，吸收操作完全被破坏。此现象叫液泛现象。

3. 双膜论的主要论点有哪些? 并指出它的优点和不足之处。

答：论点：1) 相互接触的气液两相流体间存在着稳定的相界面，相界面两侧分别各有一稳

定的气膜和液膜，吸收质以分子扩散的方式通过此两膜；

2) 在两膜层以外的气液两相主体中，由于流体的充分湍动，吸收质的浓度基本上是均匀的、全部浓度变化集中在两膜层中，即阻力集中在两膜层内； 3)

在相界面处，气液两相达平衡，即界面上没有阻力。实验证明，在气速较低时，用双膜理论解释吸收过程是符合实际情况的，即提高速度，可增大吸收速率已为实践所证实。根据这一理论的基本概念所确定的吸收速率关系，至今仍是填料吸收塔设计计算的主要依据。

但当速度较高时，气液两相界面就处于不断更新的状态，并不存在稳定的气膜和液膜，界面更新对吸收过程是一重要影响因素，双膜论对于这种情况并无考虑进去，这是它的局限性。

4. 欲提高填料吸收塔的回收率，你认为应从哪些方面着手？

答：1、降低操作温度或增大压力，可使吸收速率提高，使回收率提高；

2、在保证不发生“液泛”在前提下，适当增大气速；

3、适当增大吸收剂的用量（增大喷淋密度），可使回收率提高（但会导致操作费增大，溶液浓度 X 下降）；4、喷淋液体应均匀，并保证填料被充分润湿；

5、可适当增加填料层高度。

1. 精馏塔在一定条件下操作，试问：回流液由饱和液体改为冷液时，塔顶产品组成有何变化？为什么？

答：从泡点回流改为冷液回流时， $x_D \uparrow$ 。其原因是：冷液回流至塔顶时，冷凝一部分蒸气，放出的潜热把冷液加热至塔顶第一板的饱和温度。冷凝部分中含难挥发组分较大，使气相易挥发组分增浓。同时，在塔顶回流比保持不变的条件下，增加了塔内的内回流，这也有利于分离。

2. 精馏塔在一定条件下操作时，试问将加料口向上移动两层塔板，此时塔顶和塔底产品组成将有何变化？为什么？

答：当加料板从适宜位置向上移两层板时，精馏段理论板层数减少，在其它条件不变时，分离能力下降， $x_D \downarrow$ ，易挥发组分收率降低， $x_W \uparrow$ 。

3. 精馏塔进料量对塔板层数有无影响？为什么？

答：无影响。因从图解法求理论板数可知，影响塔板层数的主要参数是 x_F ， x_D ， x_W ， R 和 q 。而进量的改变对上述参数都无影响，所以对塔板数无影响。

4. 为什么说全回流时，所需的理论板数最少？

答：全回流时，操作线与 $y-x$ 图的对角线相重合，此时的操作线偏离平衡线最远，即传质推动力最大，故要达到一定的分离要求时，其所需的理论板数为最少。

1. 为什么湿空气进入干燥器前，都先经预热器预热？

答：一是使湿空气的 ϕ 值下降，以增大其吸取水汽的能力；二是提高其温度（即增大焓值），使其传给物料的热增多，以供给汽化水分所需之热。

2. 要提高恒速干燥阶段的干燥速率，你认为可采取哪些措施？

答：措施：(1)提高热空气进干燥器的温度和降低其湿度；(2)提高热空气通过物料的流速 (3)改变热空气与物料的接触方式（如将物料充分分散在气流中，增大气、固两相接触表面，或气流垂直通过比平行通过物料层效果好）。

3. 测定湿球温度时，当水的初温不同时，对测量结果有无影响？为什么？

答：无影响。若水温等于空气温度时，则由于湿纱布表面的水分汽化而使其水温下降、若水温高也会降温（一方面供给水分汽化需要的热量，一方面散热至空气中）、若水温低、则水分汽化需要的热量就会从空气中吸热。最终都会达到湿、热平衡（即所测的湿球温度）。

4. 在对流干燥过程中。为什么说干燥介质—湿空气既是载热体又是载湿体？

答：因物料中水分汽化需要热量，此热量由空气供给，而汽化的水汽又要靠空气带走（破坏其平衡状态），使干燥能稳定连续地进行。故湿空气在干燥过程中起到供热、去湿的作用，故称湿空气是载热体又是载湿体。

5. 如何强化干燥过程？

答：强化干燥过程要依据干燥的不同阶段而采取不同的措施。在等速干燥阶段：要使干燥速率提高，其措施：增大热空气的温度、降低其湿度；增大热空气的流速；改变其接触方式（如垂直流过物料层效果比平行好，若将物料充分分散于气流中更好）

在降速干燥阶段：主要改变物料的尺寸（变小）厚度（减薄）或将物料充分分散于气流中增大其气、固两相的接触面积或加强搅拌等措施来提高干燥速率。

6. 为什么临界含水量 x_c 的确定对于如何强化具体的干燥过程具有重要的意义？下列两种情况下 x_c 值将会变大还是变小？（1）提高干燥时气流速度而使恒速阶段的干燥速率增大时；（2）物料的厚度减小时。试从干燥机理加以分析。

答：干燥中，与临界点对应的物料含水量 x_c 称为临界含水量。临界点是恒速与降速阶段之交界点。在恒速阶段与降速阶段内，物料干燥的机理和影响干燥速率的因素是各不相同的。物料在干燥过程中，一般均经历预热阶段、恒速干燥阶段和降速干燥阶段，而其中恒速阶段和降速阶段是以物料的临界含水量来区分的。若临界含水量 x_c 值愈大，便会较早地转入降速干燥阶段，使在相同的干燥任务下所需的干燥时间愈长。由于两个干燥阶段物料干燥的机理和影响干燥速率的因素不同，因此确定 x_c 值对于如何强化具体的干燥过程有重要的意义。

因为临界含水量随物料的厚度和干燥条件而不同，所以对两种情况下 x_c 值的变化可作如下的分析：（1） $x_c \uparrow$ 提高干燥时气流速度可导致等速阶段 U_c 的增加（ U_c 为等速阶段的干燥速率），但随着 $U_c \uparrow$ ，内部水分扩散不及的现象就可能提前来临，即 $x_c \uparrow$ 。也就是：临界含水量 x_c 随恒速阶段的干燥速率的增加而增大。

（2） $x_c \downarrow$ x_c 随物料厚度的增加而增大，随物料厚度的减小而减小。因为物料厚度大，内部扩散路径长，阻力大，容易出现供不应求（来不及供应水分的表面汽化），故当 x_c 还较高时便已到达降速阶段。 $\therefore x_c \uparrow$ 。同理，物料的厚度减小时， $x_c \downarrow$ 。

五、计算题

精馏

1. (10分) 某连续精馏塔进料液中含易挥发组分 55%(摩尔百分数，下同)（与此相平衡的汽相组成为 75%），要求塔顶产品含易挥发组分 95%，饱和液体进料。试求：(1)求最小回流比。(2)若加料板上液体组成与进料组成相同，回流比为最小回流比的 1.5 倍时，求进料板上一板流下的液体组成。

解： $R_{min} = (x_D - y_F) / (y_F - x_F) = (0.95 - 0.75) / (0.75 - 0.55) = 1$,

$$x_F = x_F \quad y_F = [R / (R + 1)] x_{F-1} + x_F / (R + 1), \quad 0.75 = [1.5 / (1.5 + 1)] x_{F-1} + 0.95 / (1.5 + 1), \quad x_{F-1} = 0.62$$

2. (10分) 用连续精馏塔每小时处理 100 kmol 含苯 40%和甲苯 60%的混合物，要求馏出液中含苯 90%，残液中含苯 1%(组成均以 kmol%计)。试求 (1)馏出液和残液各多少 kmol.h⁻¹。(2)饱和液体进料时，已估算出塔釜每小时汽化量为 132kmol，问回流比为多少？

解： * ① $F = D + W \quad F x_F = D x_D + W x_W \quad W = 56.2 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1} \quad D = 43.8 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

② ∵ $q=1$ $V'=V$ ∴ $L=V-D=132-43.8=88.2$ $R=L/D=88.2/43.6=2.02$

3. (12分) 在常压连续精馏塔中分离理想二元混合物, 进料为饱和蒸汽, 其中易挥发组分的含量为 0.54 (摩尔分率), 回流比 $R=3.6$, 提馏段操作线的斜率为 1.25, 截距为 -0.0187, 求馏出液组成 x_D

解: q 线方程: $y = x_F = 0.54$ (1), 精线方程: $y = 0.7826x + 0.217x_D$ (2)
 提段方程: $y = 1.25x - 0.0187 = 0.54$ (3)。式(1)与(3)联立得两操作线交点坐标 $x = x_d = 0.447$
 将 $y = 0.54, x = 0.447$ 代入(2)得 $x_D = 0.8764$

4. (15分) 用常压精馏塔分离双组分理想混合物, 泡点进料, 进料量 $100 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$, 加料组成为 50%, 塔顶产品组成 $x_D = 95\%$, 产量 $D = 50 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$, 回流比 $R=2R_{\min}$, 设全塔均为理论板, 以上组成均为摩尔分率。相对挥发度 $\alpha=3$ 。求: 1. R_{\min} (最小回流比) 2. 精馏段和提馏段上升蒸汽量。 3. 列出该情况下的精馏段操作线方程。

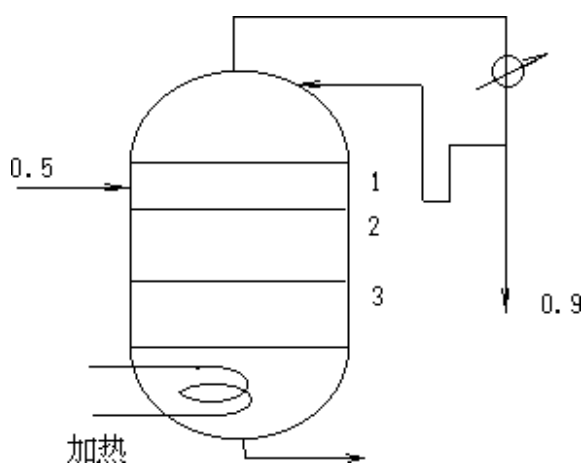
解: 1. $y = \alpha x / [1 + (\alpha - 1)x] = 3x / (1 + 2x)$, 泡点进料 $q=1, x = x_F = 0.5$,
 $y_e = 3 \times 0.5 / (1 + 2 \times 0.5) = 1.5 / 2 = 0.75$, $R_{\min} / (R_{\min} + 1) = (0.95 - 0.75) / (0.95 - 0.5) = 0.20 / 0.45 = 4/9$,
 $R_{\min} = 4/5 = 0.8$

2. $V = V' = (R + 1)D = (2 \times 0.8 + 1) \times 50 = 130 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

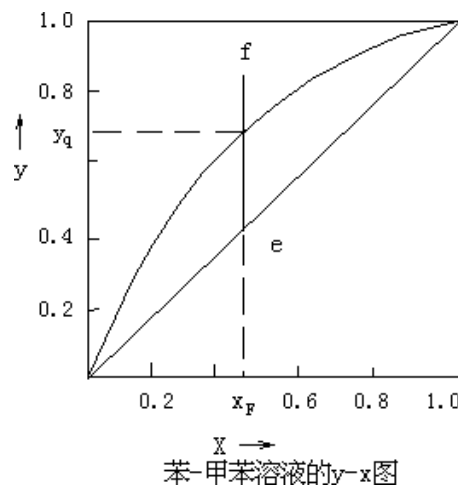
3. $y_{n+1} = [R / (R + 1)]x_n + x_D / (R + 1) = 0.615x_n + 0.365$

5. 某二元系统精馏塔在泡点下进料, 全塔共有三块理论板及一个再沸器, 塔顶采用全凝器, 进料位置在第二块理论板上, 塔顶产品组成 $x_D = 0.9$ (摩尔分率), 二元系统相对挥发度 $\alpha = 4$, 进料组成为 $x_F = 0.5$ (摩尔分率), 回流比 $R=1$ 时, 求: (1) 离开第一块板的液相组成 x_1 为多少? (2) 进入第一块板的气相组成 y_2 为多少? (3) 两操作线交点 d 的气液组成?

解: (1) $y_1 = x_D = 0.9, x_1 = 0.9 / (4 - 3 \times 0.9) = 0.692$, (2) $y_2 = 1 \times 0.692 / (1 + 1) + 0.9 / 2 = 0.796$,
 (3) $x_d = x_F = 0.5, y_d = 0.5 / 2 + 0.9 / 2 = 0.7$



(计算题 5 题附图)



(计算题 8 题附图)

6. (12分) 已知某精馏塔进料组成 $x_F = 0.5$, 塔顶馏出液组成 $x_D = 0.95$, 平衡关系 $y = 0.8x + 0.2$, 试求下列二种情况下的最小回流比 R_{\min} 。(1) 饱和蒸汽加料; (2) 饱和溶液加料。

解: $R_{\min} = (x_D - y_e) / (y_e - x_e)$ ---(1); $y = 0.8x + 0.2$ ---(2); $y = q \times x / (q - 1) - x / (q - 1)$ ---(3)

(1) $q=0$, 由(3) $y = x_F = 0.5$; 由(2) $x_e = (0.5 - 0.2) / 0.8 = 0.375$, $R_{\min} = (0.95 - 0.5) / (0.5 - 0.375) = 3.6$

(2) $q=1$, 由(3) $x = x_F = 0.5$, 由(2) $y = 0.8 \times 0.5 + 0.2 = 0.6$; $R_{\min} = (0.95 - 0.6) / (0.6 - 0.5) = 3.5$

7. 某厂用一连续精馏塔在常压下连续精馏浓度为 50% (质量%) 的稀酒液。要求获得浓度为 0.82 摩尔分率的酒精 $700 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$, 残液中含酒精不超过 0.1% (质量%)。采用间接蒸汽加热, 操作回流比为 3.5。试求: (1) 进料和残液各为多少 $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$? (2) 塔顶进入冷凝器的酒精蒸汽量为多少 $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$? 回流液量又为多少 $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$? (3) 沸点进料时提馏段操作线方程。附: 乙醇分子量 46

解: 1) $F, W; x_D = (46 \times 0.82) / (46 \times 0.82 + 18 \times 0.18) = 0.92$ (质量分率)

代入方程: $F=700+W$, $F=1289\text{kg}\cdot\text{h}$ $F\times 0.5=700\times 0.92+W\times 0.001$, $W=589\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ 2) V , L

$$V=(R+1)D=4.5\times 700=3150\text{kg}\cdot\text{h} \quad L=DR=700\times 3.5=2450\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

3) 提馏段操作线方程: $L'=L+qF$ 而 $q=1$ $\therefore L'=2450+1289=3739\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$

$$\text{又: } x_w = (0.001/46)/(0.001/46+0.999/18)=0.0004; \quad \therefore y_{m+1}' = (L'/L' - w)x_m' - w/(L' - w)x_w$$

$$=(3739/3739 - 589)x_m' - (589/3739 - 589)\times 0.0004 = 1.19x_m' - 7.5\times 10^{-5}$$

8. 常压下, 某一连续操作的精馏塔每小时处理 $10\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ 苯-甲苯二元溶液。进料液含苯 40%, 要求塔顶馏出液中含苯 96%, 塔底产品含苯 5% (以上均为质量%)。如果进料为饱和液, 试求: (1)塔顶, 塔釜的产品量为多少 $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$? (2)最小回流比; (3)若 $R=2R_{\min}$, 用图解法求理论板数, 并指出加料板位置。附: 苯的分子量 78.1, 甲苯分子量 92.1

解: 1) D , W ; 单位换算: $x = (96/78.1)/(96/78.1+4/92.1)=0.966$

$$x_D = (40/78.1)/(40/78.1+60/92.1)=0.44, \quad x_W = (5/78.1)/(5/78.1+95/92.1)=0.058$$

$$\text{原料液的平均分子量 } M = \sum_{ii} M_{x_i} = 78.1\times 0.44 + 92.1\times 0.56 = 85.94$$

$$\therefore F=10000/85.94=116.4\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1} \quad \therefore 116.4=D+W; \quad 116.4\times 0.44=D\times 0.966+W\times 0.058$$

$$\text{解出: } D=49\text{kmol}\cdot\text{h} \quad W=67.4\text{kmol}\cdot\text{h}$$

2) R_{\min} : 由公式: $R = (x_D - y_e)/(y_e - x_F)$; \therefore 饱和液进料 $\therefore x_F = x_D = 0.44$

$$\text{由 } x_F = x_D = 0.44 \text{ 在 } y-x \text{ 图上在平衡线上找到 } y_e = 0.65 \text{ 则: } R_{\min} = (0.966 - 0.65)/(0.65 - 0.44) = 1.5$$

3) N 和进料板位置; 由 $R=2R_{\min}=2\times 1.5=3$ 作图得 $N=10$ (块) 注: 作图方法略

从图中可知: 加料板为第 5 块 (从上向下数) 理论板。

9. 在连续精馏塔中, 精馏段操作线方程 $y=0.75x+0.2075$, q 线方程式为 $y=-0.5x+1.5x_F$, 试求: (1)回流比 R , (2)馏出液组成 x_D , (3)进料液的 q 值, (4)当进料组成 $x_F=0.44$ 时, 加料板的液体浓度; (5)要求判断进料状态。

$$\text{解: } y_{n+1} = [R/(R+1)]x_n + x_D/(R+1)$$

$$\text{① } R/(R+1)=0.75 \quad R=0.75R+0.75 \quad R=0.75/0.25=3$$

$$\text{② } x_D/(R+1)=0.2075 \quad x_D/(3+1)=0.2075 \quad x_D=0.83$$

$$\text{③ } q/(q-1)=-0.5 \quad q=-0.5q+0.5 \quad q=0.5/1.5=0.333$$

$$\text{④ } 0.75x+0.2075=-0.5x+1.5x_F; \quad 0.75x+0.2075=-0.5x+1.5\times 0.44$$

$$1.25x=1.5\times 0.44-0.2075=0.4425 \quad ; x=0.362$$

$$\text{⑤ } 0 < q < 1 \quad \text{原料为汽液混合物}$$

10. 某精馏塔分离 A, B 混合液, 料液为含 A 和 B 各为 50% 的饱和液体, 处理量为 $100\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$, 塔顶、塔底的产品量各为 $50\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$, 要求塔顶组成 $x_D=0.9$ (摩尔分率), 取回流比为 5, 间接蒸汽加热, 塔顶采用全凝器, 试求: (1)塔底产品组成; (2)塔顶全凝器每小时冷凝蒸汽量; (3)蒸馏釜每小时产生蒸汽量; (4)提馏段操作线方程式; (5)相对挥发度 $\alpha=3$ 塔顶第一层板的板效率 $E=0.6$, 求离开第二块板(实际板)的上升蒸汽组成。

$$\text{解: (1) } Fx_F = Dx_D + Wx_W; \quad 100\times 0.5 = 50\times 0.9 + 50x_W \quad x_W = 0.1$$

$$\text{(2) } V=(R+1)D=(5+1)\times 50=300(\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1})$$

$$\text{(3) } V'=V-(1-q)F=300-0=300(\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1})$$

$$\text{(4) } y_{m+1} = L'x_m/V' - Wx_W/V' = (5\times 50 + 100)x_m / 300 - 50\times 0.1/300 = 1.167x_m - 0.0167$$

$$\text{(5) } E_{mL1} = (x_D - x_1)/(x_D - x_1^*) \quad ; x_1^* = y_1 / (\alpha - (\alpha - 1)y) = 0.9 / (3 - 2\times 0.9) = 0.75,$$

$$\text{代入(1)式: } 0.6 = (0.9 - x_1)/(0.9 - 0.75), \quad x_1 = 0.81$$

$$y_2 = R x_1 / (R+1) + x_D / (R+1) = 5\times 0.81 / (5+1) + 0.9 / (5+1) = 0.825$$