

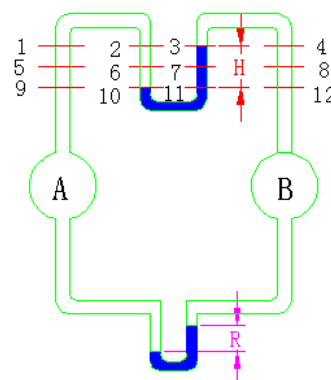
计 算 题

1. 等压面的判断

如附图所示，A 与 B 两设备内充满水，两设备之间的 U 形压差计内的指示液为水银。试说明：

- (1) 1、2、3、4 各点压强是否都相等？
- (2) 5、6、7、8 各点压强是否都相等？
- (3) 9、10、11、12 各点压强是否都相等？
- (4) 两 U 形压差计读数 R 与 H 是否相同？为什么？

答：略。

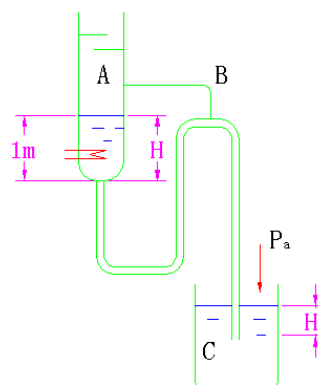


2. 液封高度的确定

精馏塔底部用蛇管加热，液体的饱和蒸汽压为 $1.093 \times 10^5 \text{ N/m}^2$ ，液体密度为 950 kg/m^3 。采用 Π 形管出料， Π 形管顶部与塔内蒸汽空间有一细管 AB 连通（见附图）。试求：

- (1) 为保证塔底液面高度不低于 1m ， Π 形管高度 H 应为多少？
- (2) 为防止塔内蒸汽由连通管逸出， Π 形管出口液封高度 H' 至少应为多少？

答：（1）略；（2） 0.86m 。

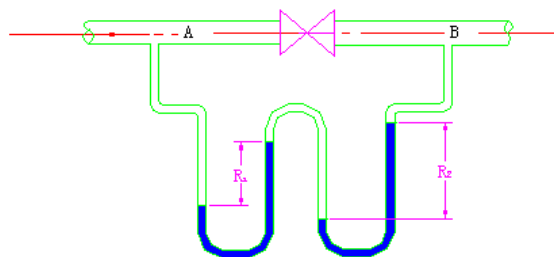


3. 复式压差计的测量

用一复式 U 形压差计测量某种流体流过管路中 A、B 两点的压力差。已知流体的密度为 ρ ，指示液的密度为 ρ_0 ，且两 U 形管之间的流体与管内流体相同。已知两个 U 形压差计的读数分别为 R_1 、 R_2 ，试推导

A、B 两点压力差的计算式，并分析由此可得出什么结论？

答：略。



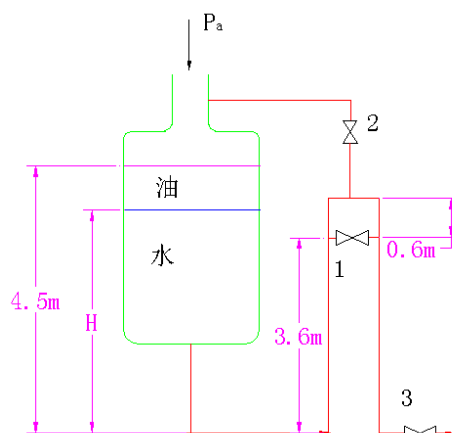
4. 分层器中分界面的确定

附图所示是一个油水分离器。油水的界面依靠倒 U 形管调节。已知 $\rho_{\text{油}}=780 \text{ kg/m}^3$, $u_{\text{水}}=0.5\text{m/s}$, $h_f = 0.136\text{mH}_2\text{O}$ 。求：

- (1) 阀 1 关、阀 2、3 开时, $H=?$ (界面位置)
- (2) 阀 1 开、阀 2、3 开时, $H=?$
- (3) 阀 1 关、阀 2 开、阀 3 关时, 倒 U 形管中液面的高度为多少? (设容器中油水界面 H 为 (1) 计算值)
- (4) 阀 1 关、阀 2 关、阀 3 开时, 分离器内界面能维持吗?

答: (1) 3.81m; (2) 1.09m; (3) 0.15m;

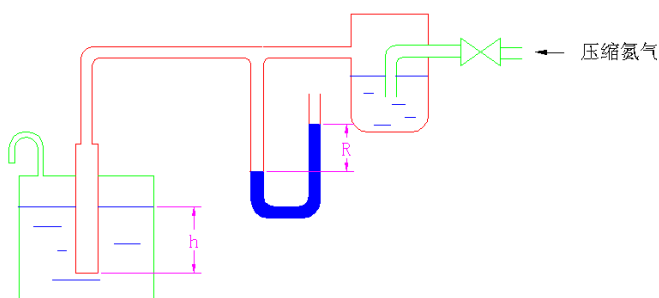
(4) 略



5. 远距离液位测量

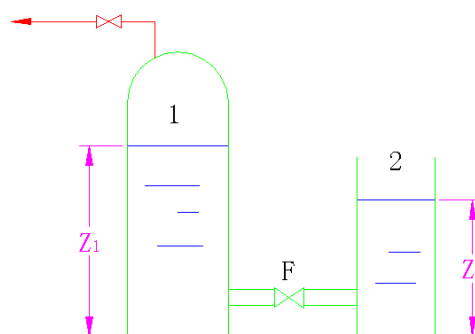
为测定贮罐中油品的贮存量, 采用附图所示的远距离液位测量装置。已知贮罐为圆柱形, 其直径为 1.6m, 吹气管底部与贮罐底的距离为 0.3m, 油品的密度为 850 kg/m^3 。若测得 U 形压差计读数 R 为 150mmHg, 试确定贮罐中油品的贮存量, 分别以体积及质量表示。

答: 5.426m^3 ; 4612kg。



6. 流向的判断

两贮罐中均装有密度为 800kg/m^3 的油品, 用一根管路连通。两贮罐的直径分别为 1m 和 0.4m, 贮罐 1 中的真空度为 $1.33 \times 10^4\text{Pa}$ 且维持恒定, 贮罐 2 与大气相通。当阀门 F 关闭时, 贮罐 1、2 内的液面高度分别为 2.5m, 1.5m。试判断阀门开启后油品的流向, 并计算平衡后两贮罐新的液位高度。



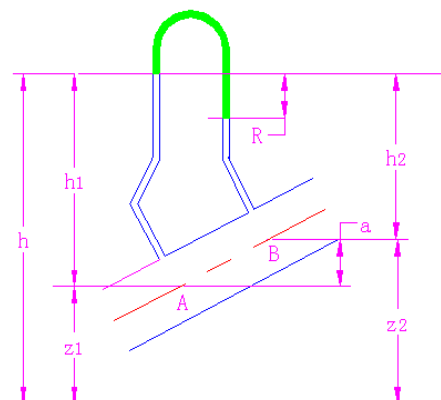
答: 贮罐 1: 2.55m; 贮罐 2: 1.19m。

7. 水平管路与倾斜管路中倒 U 形压差计测量的比较

水从倾斜直管中流过，在截面 A 与 B 处接一空气压差计，其读数 $R=10\text{mm}$ ，两测压点垂直距离 $a=0.3\text{m}$ ，见附图。试求：

- (1) A、B 两点的压差等于多少？
- (2) 管路水平放置而流量不变，压差计读数及两点的压差有何变化？

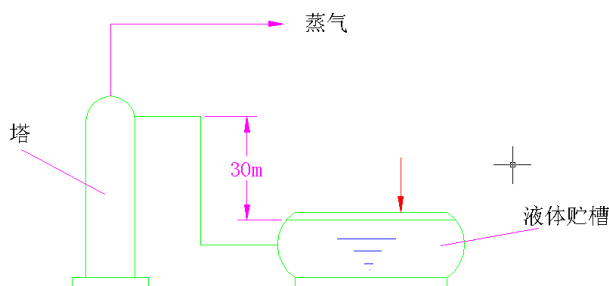
答：(1) 3041.1kPa ；(2) R 不变， 98.1kPa 。



8. 是否需要外加能量的判断

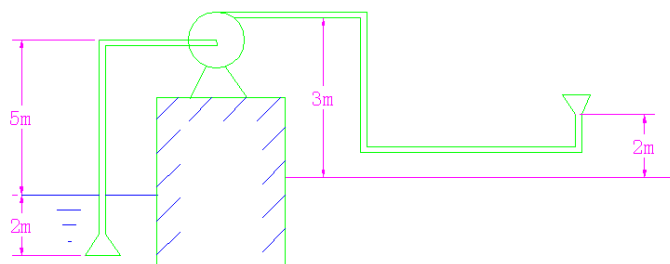
附图所示为丙烯精馏塔回流系统。精馏塔内操作压力为 13.3 kgf/cm^2 （表压），槽内液面上方压力为 20.5 kgf/cm^2 （表压），塔内丙烯入口距离槽内液面的高度差为 30m ，管子规格为 $\phi 108 \times 4\text{mm}$ ，输送量为 $40 \times 10^3\text{ kg/h}$ ，丙烯密度为 600 kg/m^3 ，管路全部阻力（不包括出口阻力）为 150 J/kg ，试问完成此输送任务是否需要装泵？

答：不需要。



9. 位差对外加压头的影响

用泵扬送河水经喷头喷出，如附图所示。水的流量为 $40\text{ m}^3/\text{h}$ ，喷头入口压力需维持 0.5 kgf/cm^2 （表压），进水管直径为 $\phi 160 \times 5\text{mm}$ ，出水管径为 $\phi 108 \times 4\text{mm}$ ，设全部管路压头损失为 $8\text{mH}_2\text{O}$ ，试求泵的外加压头为多少 mH_2O ？其它数据见附图。又问：



- (1) 夏季水位上涨 2m ，外加压头有何变化？

(2) 冬季水位下降 1m，外加压头有何变化？

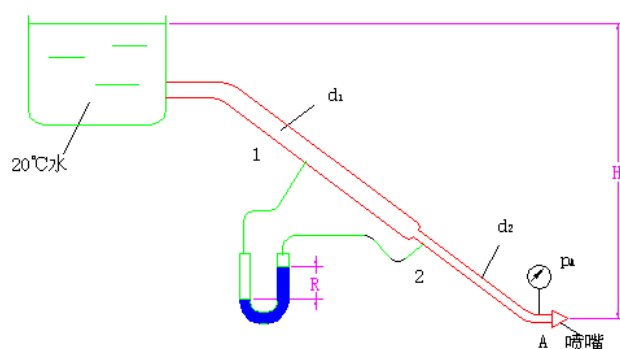
(3) 旱季水位降至泵入口处以下 10m，外加压头有何变化（设当地大气压为 1atm）

答：17.1m；（1）15.1m；（2）18.1m；（3）不能吸水。

10. 容器高度的计算

如附图所示，20℃水由高位水槽经管道从喷嘴流入大气，水槽中水位恒定。已知 $d_1=125\text{mm}$ ， $d_2=100\text{mm}$ ，喷嘴内径 $d_3=75\text{mm}$ ，U形压差计的读数 $R=80\text{mmHg}$ 。若忽略摩擦损失，求水槽的高度 H 及喷嘴前压力表读数。

答：5.4m；36.1kPa（表压）。



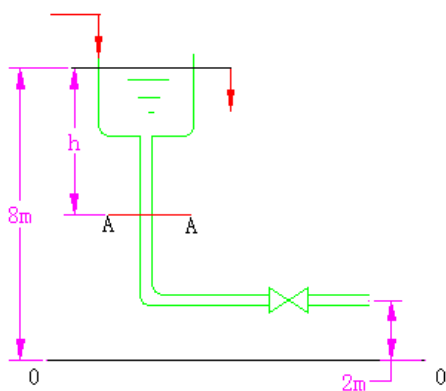
11. 管路中流体流量的计算

如附图所示，水从液位恒定的敞口高位槽中流出并排入大气。高位槽中水面距地面 8m，出水管为 $\phi 89 \times 4\text{mm}$ ，管出口距地面为 2m。阀门全开时，管路的全部压头损失为 5.7m（不包括出口压头损失）。

(1) 试求管路的输水量， m^3/h ；

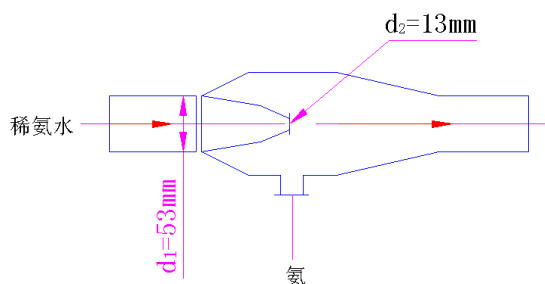
(2) 分析阀门从关闭到全开，管路中任意截面 A-A' 处压力的变化。

答：（1）45.1 m^3/h ；（2）略。



12. 管内流体压力的计算

如附图所示，某厂利用喷射泵输送氨。管中稀氨水的质量流量为 $1 \times 10^4 \text{kg/h}$ ，密度为 1000kg/m^3 ，入口处的表压为 147kPa。导管的内径为 53mm，喷嘴出口处内径为 13mm，喷嘴能量损失可忽略不计，试求喷嘴

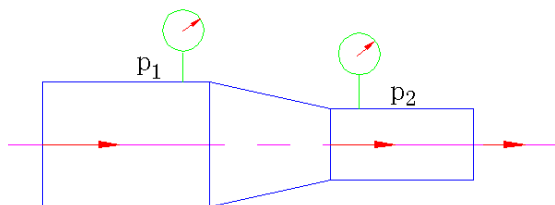


出口处的压力。

答：71.45kPa（真空度）

13. 利用压差测量流量

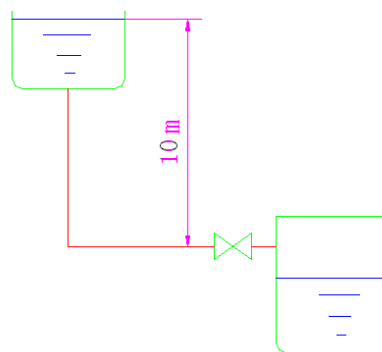
密度为 $\rho \text{ kg/m}^3$ 的流体在附图所示的管路中流动，已知粗管的内径为 d_1 ，细管的内径为 d_2 。现测得截面 1、截面 2 处的压力分别为 p_1 、 p_2 ，若忽略两截面间的能量损失，试计算流体在管内的流量。



答：略。

14. 管路中流体流量的计算

如附图所示，用高位槽向一密闭容器送水，容器中的表压为 80kPa。已知输送管路为 $\phi 48 \times 3.5 \text{ mm}$ 的钢管，管路系统的能量损失与流速的关系为 $\Sigma W_f = 6.8u^2 \text{ (J/kg)}$ （不包括出口能量损失），试求：



(1) 水的流量；

(2) 若需将流量增加 20%，可采取哪些措施？计算出调整后参数的具体数值。

答：（1）7.46m³/h；（2）略。

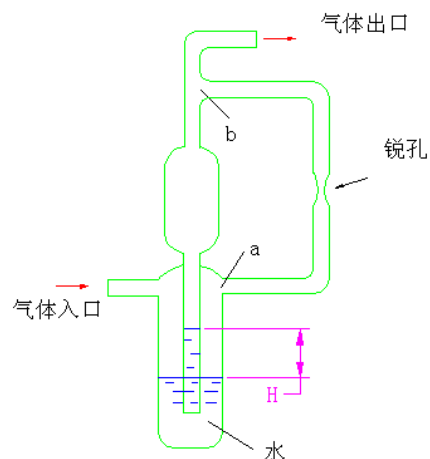
15. 粘度的测量

欲测定液体的粘度，通常可采用测量其通过毛细管的流速与压降的方法。已知待测液体的密度为 912 kg/m³，毛细管的内径为 2.222mm，长度为 0.1585m。测得液体的流量为 $5.33 \times 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$ 时，压降为 131mmH₂O（水的密度为 996 kg/m³）。忽略端效应，试计算该液体的粘度。

答：9.06cP

16. 小流量的测量

某气体以一定流量稳定流过附图所示流量测量装置。已知气体密度为 0.5 kg/m³，粘度为 0.02cP，管内径（ab 段管子）为 10mm，ab 段管有一锐孔，其局部阻力之当量长度为 10m，其它阻力忽略不计。假定通过此装置的气体密度不变。试问：



(1) 当 $H=40\text{mm}$ 时, 气体的流量为多少?

(2) 若维持气体的质量流量不变, 而压强变为原来的 0.8 倍, H 将变为多少?

答: (1) $1.73\text{m}^3/\text{h}$; (2) 50mm 。

17. 容器间相对位置的计算

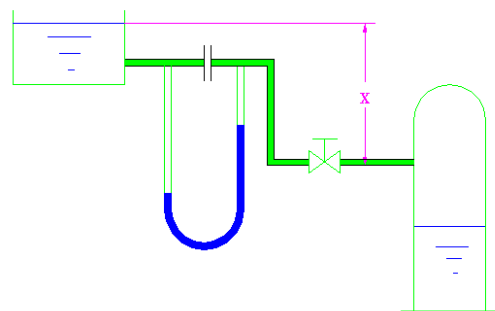
水以 1m/s 的流速从敞口的高位槽通过管路流向某压力为 $0.6\text{kgf}/\text{cm}^2$ (表压) 的设备中, 如附图所示。已知输送管总长为 10m , 管内径为 50mm , 管路上有一孔板流量计 (其当量长度为 5m), 一个半开的截止阀 (其阻力系数来 4.5), 两个 90° 弯头 (每个阻力系数为 0.75), 摩擦系数 $\lambda=0.25$, 并设高位槽液面保持不变。求:

(1) 管路总能量损失 (包括管进、出口);

(2) 高位槽液面与设备进口管间的垂直距离 x

(3) 若孔板流量计的孔径为 30mm , 流量系数 $C_0=0.62$, 求流量计上 U 形压差计的读数 (指示液为水银)。

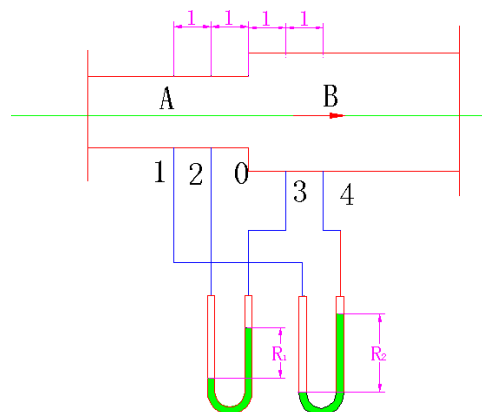
答: (1) 7.5J/kg ; (2) 6.76m ; (3) 81.3mm 。



18. 局部阻力系数的测定

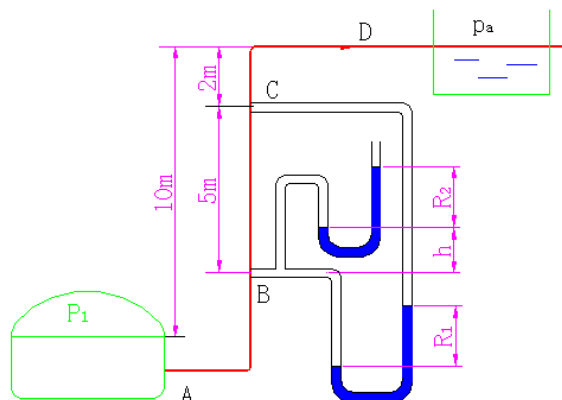
在附图所示的实验装置上采用四点法测量突然扩大的局部阻力系数。细管与粗管的尺寸分别为 $\phi 38 \times 4\text{mm}$ 、 $\phi 68 \times 3\text{mm}$ 。当水的流量为 $12\text{m}^3/\text{h}$ 时, 两 U 形压差计中读数分别为 $R_1=260\text{mmHg}$ 、 $R_2=554\text{mmHg}$ 。设 $h_{f1-2}=h_{f2-0}$, $h_{f0-3}=h_{f3-4}$, 试求突然扩大的局部阻力系数 ζ 。

答: 0.567 。



19. 容器内压力的确定

用压缩空气将密度为 $1100\text{kg}/\text{m}^3$ 的某腐蚀性液体自低位槽送至高位槽, 两槽的液面维持恒定。管子规格为 $\phi 60 \times$



3.5mm，其它尺寸如附图所示。各管段的能量损失分别为 $\Sigma W_{f,AB} = \Sigma W_{f,CD} = u^2$ ，
 $\Sigma W_{f,BC} = 1.18u^2$ (J/kg) (u 为液体在管内流速)。两 U 形压差计中的指示液均为水银，
 $R_1=45\text{mm}$, $h=200\text{mm}$ 。试求 (1) 压缩空气的压力 p_1 ； (2) U 形压差计读数 R_2 。

答： (1) $1.23 \times 10^5 \text{Pa}$; (2) 0.609m。

20. 烟囱高度的计算

某厂一有蒸汽锅炉，每小时产生烟道气 360000m^3 ，烟气需要通过烟囱排入大气中。烟囱底部气体压强较地面上的大气压强低 $25\text{mmH}_2\text{O}$ 。设烟囱是由钢板铆接而成的圆筒，内径为 3.5m，烟囱中气体的平均温度为 260°C ，在此温度下气体的平均密度为 0.6 kg/m^3 ，平均粘度为 0.028cP 。大气的温度为 20°C ，在此温度下，在烟囱高度范围内，大气的平均密度为 1.15 kg/m^3 。问此烟囱需多少米高？ (设相对粗糙度 $\varepsilon/d = 0.0004$)

答： 46.76m。

21. 管路直径的计算

油在水平管中作定态层流流动。已知粘度 μ 为 60 cP ，密度 ρ 为 800 kg/m^3 ，管长 l 为 80m ，局部阻力之当量长度 l_e 为 40m ，管段两端的压强分别为 $p_1 = 10^6 \text{ N/m}^2$ ， $p_2 = 9.5 \times 10^5 \text{ N/m}^2$ (均为表压)。若测得离管中心距离 r 处的点速度 u_r 为 0.8m/s ，且 $r=0.5R$ (R 为管子的内半径)，求管子内径 d 。

答： 50mm。

22. 非定态流动过程的计算

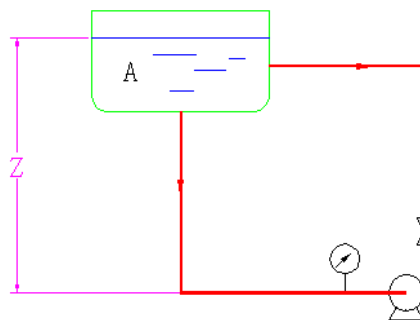
水从一直径 5m 的直立圆罐底部的钢管排出，管出口与罐底在同一水平面上，管长 90m ，直径 230mm ，试求罐内水面从离底 3m 高降到 1m 高所需时间。

水的粘度为 $1 \times 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$ ， $\varepsilon/d = 0.002$ ，设流动在完全湍流区。

答： 497s。

23. 循环管路的计算

如附图所示的循环系统，液体由密闭容器 A 进入离心泵，又由泵送回容器 A。循环量为 $1.8\text{m}^3/\text{h}$ ，输送管路为内径等于 25mm 的碳钢管，容器内液面至泵入口的压头损失为 0.55m ，离心泵出口至容器 A 液面的压头损失为 1.6m ，泵入口处静压头比容器液面静压头高出 2m 。试求：



- (1) 管路系统需要离心泵提供的压头；
- (2) 容器液面至泵入口的垂直距离 z 。

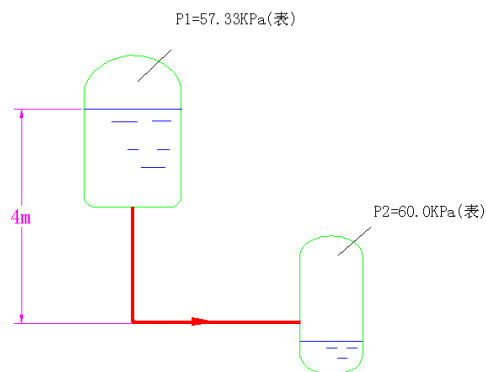
答：(1) 2.15m； (2) 2.60m。

24. 管内流量的确定

如附图所示，将密度为 920 kg/m^3 ，粘度为 $0.015 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 的液体利用位差从储槽 A 送入储槽 B。管路为 $\phi 22 \times 2 \text{ mm}$ 的钢管，其长度（包括所有局部阻力的当量长度）为 25m。求：

- (1) 管内液体流量；
- (2) 若液体的密度及粘度均增大 20%，定性分析管内流量将如何变化？

答：(1) $0.827 \text{ m}^3/\text{h}$ ； (2) 略。

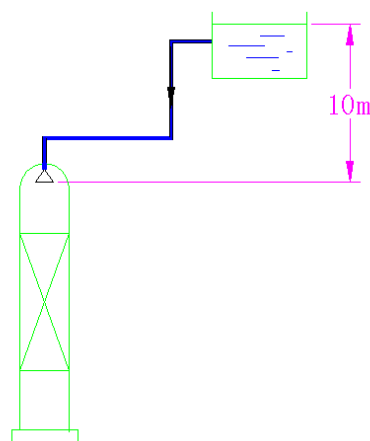


25. 管内流量的确定

$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ 、 $\mu = 1.31 \text{ cP}$ 的冷却水由常压高位槽送往常压冷却塔喷淋（见附图），输送管尺寸为 $\phi 89 \times 4.5 \text{ mm}$ ，直管及全部局部阻力当量长度之和为 120m，试求冷却水流量。（层流时， $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$ ；湍流

时， $\lambda = \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}}$ ）

答： $52.81 \text{ m}^3/\text{h}$ 。



26. 分支管路的分析

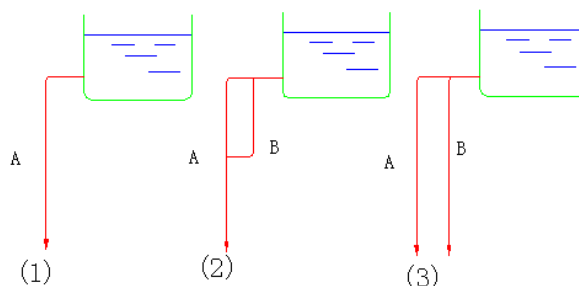
如附图所示，槽内水面维持不变，水从 D、C 两支管排出。各管段的直径、粗糙度相同，槽内水面与两支管出口垂直距离相等。水在管内达完全湍流状态。试分析：

- (1) 两阀门全开时，两支管的流量是否相等？
- (2) 若关 D 阀，C 支管内水的流量有何变化？
- (3) 当 D 阀关闭时，主管 B 处的压强比两阀全开时的压强增加还是减少？

答：略。

27. 提高流量的措施

如附图所示，水从水塔引至车间，水塔的水位视为不变，送水管的内径为 50mm，管路总长为 l ，且 $l \gg l_e$ ，流量为 V_h ，水塔水面与送水管出口间的距离为 h ，今用水量增加 50%，需对送水管进行改装。



(1) 有人建议将管路换成内径为 75mm 的管子；

(2) 有人建议将管路并联一根长为 $l/2$ 、内径为 50mm 的管子，两管子在 $l/2$ 高度汇合。

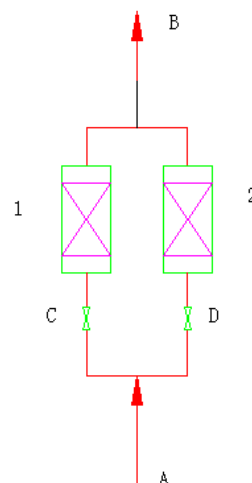
(3) 有人建议将管路并联一根长度为 l 、内径为 25mm 的管子。

试分析这些建议的效果，假设在各种情况下摩擦系数变化不大，水在管内的动能可忽略。

答：略。

28. 并联管路的流量分配

如图所示，在两个相同的塔中，各填充高度为 1m 和 0.7m 的填料，并用相同钢管并联组合，两支路管长均为 5m，管径均为 0.2m，摩擦系数均为 0.02，每支管均安装一个闸阀。塔 1、塔 2 的局部阻力系数分别为 10 和 8。已知管路总流量始终保持为 $0.3\text{m}^3/\text{s}$ 。试求：



- (1) 当阀门全开($\zeta_C = \zeta_D = 0.17$)时，两支管的流量比和并联管路能量损失；
- (2) 阀门 D 关小至两支路流量相等时，并联管路能量损失；
- (3) 当将两阀门均关小至 $\zeta_C = \zeta_D = 20$ 时，两支路的流量比及并联管路能量损失。

答：(1) 0.9, 109.2J/kg; (2) 121.74 J/kg; (3) 0.965; 335.4 J/kg; 。

29. 流量的测量

在 $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$ 的管道上装一标准孔板流量计，孔径为 25mm。管内液体的密度为 $1080\text{kg}/\text{m}^3$ ，粘度为 0.7cP。已知 U 形压差计的读数为 240mmHg，试计算液体的流量。

答：8.16 m^3/h 。

30. 流量的测量

以水标定的转子流量计用来测量酒精的流量。已知转子的密度为 7700 kg/m^3 ，酒精的密度为 790 kg/m^3 ，当转子的高度相同时，酒精的流量比水的流量大还是小？试计算刻度校正系数。

答：1.143。

1 某离心泵在输流量为 280L/min 时的扬程为 18m。问该泵是否能将密度为 1060kg/m^3 、流量为 $15\text{m}^3/\text{h}$ 的液体从敞口贮槽输送到 8.5m、表压为 0.03MPa 的设备中。已知管路尺寸为 $\phi 70 \times 3.5$ 、管长为 124m（包括所有局部阻力的当量长度），摩擦系数取为 0.03。

（答：管路在流量为 $15\text{m}^3/\text{h}$ 时所需压头为 14.7m；该泵能满足要求。）

2 用泵从江中取水送入一贮水池内。池中水面高出江面 30m；管路长度（包括所有局部阻力的当量长度在内）为 94m。要求水的流量为 $20 \sim 40\text{m}^3/\text{h}$ 。若水温为 20°C ，管的相对粗糙度取为 0.001。

（1）选择适当的管径

（2）有一离心泵铭牌上标着流量为 $45\text{m}^3/\text{h}$ ，扬程为 42m，效率为 60%，电动机功率 7kW，问该泵是否合用。

（答：可选 3” 有缝钢管，尺寸为 $\phi 88.5 \times 4$ ；输送量为 $40\text{m}^3/\text{h}$ 时管路所需压头为 35.94，消耗轴功率为 6.53kW。故泵可用；但为保险计，应采用功率更大些的电机。）

3 用离心泵将 20°C 的水从敞口贮槽送至表压为 $1.5 \times 10^5\text{Pa}$ 的密闭容器中，两容器水位恒定，各部分相对位置如本题附图所示。管道均为 $\phi 108 \times 4$ 的无缝钢管，吸入管长 20m，排出管长为 100m（各段管长均包括所有局部阻力的当量长度）。当阀门为 3/4 开度时，真空表读数为 42700Pa，两测压口的垂直距离为 0.5m，忽略两测压口之间的阻力，摩擦系数可取为 0.02。试求：（1）阀门为 3/4 开度时管路的流量及压力表读数各为多少；

（2）现欲将阀门开大，使流量变为原来流量的 1.3 倍，已知吸入管长不变，摩擦系数不变，由性能表查得该流量下泵的允许汽蚀余量为 4.0m，当大气压为 $8.5 \times 10^4\text{Pa}$ ，问在安装高度不变的情况下该泵能否正常工作？

（答：（1） $65\text{m}^3/\text{h}$ ； $3.23 \times 10^5\text{Pa}$ 。（2）最大允许安装高度 $H_{g\max} = 2.6\text{m}$ ，不能正常工作）

4 有一台双动往复泵，其冲程为 300mm，活塞直径为 180mm，活塞杆每分钟往复 45 次，其理论流量为若干？又实验测得此泵在 26.5 分钟内能使一直径为 3m 的圆形贮槽水位上升 2.6m，试求此泵的容积效率。

（答：85.9%）

5 对一离心通风机进行性能测定的实验数据中，某组数据为：空气温度 20°C ，风机出口处的表压为 23mmH₂O；两测压截面的垂直距离为 0.2m；入口处的真空度为 15 mmH₂O，相应的送风量为 $3900\text{m}^3/\text{h}$ ；吸入管和排出管的内径分别为 300mm 和 250mm；通风机转速为 1450r/min，所需要的轴功率为 0.81kW。试求所需要的全风压和风机效率。

（答：527.4Pa；70.5%）

1 密度为 1030kg/m^3 、直径为 $400\mu\text{m}$ 的球形颗粒在 150°C 的热空气中降落，求其沉降速度。
(答: 1.79m/s)

2 密度为 2500kg/m^3 的玻璃球在 20°C 的水中和空气以相同的速度沉降。试求在两种介质中沉降的颗粒直径的比值 (假设沉降处于 Stokes 区)。
(答: 9.59)

3 有一重力降尘室，长 4m 、宽 2.0m 、高 2.5m ，内部用隔板分成 25 层。炉气进入降尘室时的密度为 0.5kg/m^3 ，粘度为 0.035cP 。炉气所含尘粒密度为 45000kg/m^3 。现要用此除尘室分离 $100\mu\text{m}$ 以上的颗粒，试求可处理的炉气流量。
(答: $5.04\times 10^5\text{m}^3/\text{h}$)

5 温度为 200°C 、压力为 0.101MPa 的含尘气体，用旋风分离器分离除尘。尘粒密度为 2000kg/m^3 。若旋风分离器直径为 0.65m ，进口气速为 21m/s 。试求：
(1) 气体处理量，以 Nm^3/s 计；(2) 尘粒的临界直径
(答: (1) $0.615\text{m}^3/\text{s}$ ；(2) $6.79\mu\text{m}$)

6 悬浮液中固体颗粒浓度为 0.025kg 固体/ kg 悬浮液，滤液密度为 1120kg/m^3 。将该悬浮液用板框压滤机在过滤面积为 100cm^2 、过滤压力为 400mmHg (表压)条件下进行过滤，所测数据为

| | | | | |
|---------|-----|-----|-----|-----|
| 过滤时间(s) | 8.4 | 38 | 84 | 145 |
| 滤液量(ml) | 100 | 300 | 500 | 700 |

已知滤液的粘度为 3.4mPas 。求过滤常数 K 、 q_e 以及滤饼比阻 r

(答: 图解法求得 $K=4.97\times 10^{-5}\text{m}^2/\text{s}$ 、 $q_e=1.64\times 10^{-2}\text{m}^3/\text{m}^2$ ； $r=2.1\times 10^{10}\text{m/kg}$)

7 对上题中所述的悬浮液，用板框压滤机在相同的压力下进行过滤。共有 20 个厚度为 60mm 的滤框，每个滤框的两侧有效过滤面积为 0.85m^2 。试求滤框全部充满滤渣所需要的时间。
已知固体颗粒的密度为 2900kg/m^3

(答: 2.09 小时)

10 若转筒真空过滤机的浸入分数为 $\phi=1/3$ ，转速为 2 转/分，每小时得滤液量为 15m^3 ，试求所需要的过滤面积。已知过滤常数 $K=2.7\times 10^{-4}\text{m}^2/\text{s}$ ， $q_e=0.08\text{m}^3/\text{m}^2$

(答: 8.12m^2)

计算题

1. 有无保温层的热损失

平壁炉壁是用内层为 120mm 厚的某种耐火材料和外层为 230mm 厚的某种建筑材料砌成，两种材料的导热系数均未知。已测得炉内壁壁温为 800℃，外侧壁面温度为 113℃。为减少热损失，在普通建筑材料外面又包砌一层为 50mm 的石棉，包砌石棉后测得的各层温度为：炉内壁温度 800℃、耐火材料与建筑材料交界面温度为 686℃、建筑材料与石棉交界面温度为 405℃，石棉层外侧温度为 77℃。问包砌后热损失比原来减少百分之几？

答：42.5%

2. 导热系数为变量时的热损失

有一水蒸气管道，其外径为 426mm，长为 50m，管外覆盖一层厚为 400mm 的保温层，保温材料的导热系数随温度变化，其关系为 $\lambda = 0.5 + 9 \times 10^{-4} t$ W/(m.K) (式中 t 为温度,℃)。现已测得水蒸气管道的外表面温度为 150℃，保温层外表面温度为 40℃，试计算该管道的散热量。

答：19.1kW

3. 导热总温差在多层壁内的分配及保温材料的合理使用

φ60×3mm 钢管外包一层 30mm 石棉层（导热系数为 0.16W/(m.K)）后，再包一层 30mm 软木（导热系数为 0.04 W/(m.K)），已测得管内壁温度为-110℃，软木外侧温度为 10℃。又已知大气温度为 20℃。

(1) 求每米管长所损失的冷量及软木层外壁面与空气间的对流传热膜系数。

(2) 计算出钢、石棉及软木层各层热阻在总热阻中所占的百分数。若忽略钢管壁热阻，重新计算每米管长损失的冷量。

(3) 若将两层保温材料互换（各层厚度仍为 30mm），钢管内壁面温度仍为-110℃，作为近似计算，假设最外层的石棉层表面温度仍为 10℃。求此时每米管长损失的冷量。

(4) 若将两层保温材料互换，钢管内壁温度仍为-110℃，计算每米管长实际损失的冷量及最外层的石棉层表面的实际温度。

提示：保温层互换后，保温层外壁面与空气间的对流传热膜系数与互换前相同。

(5) 由以上各题的计算结果，您将得到哪些有用的结论？

答：(1)-52.1W/m, 9.21W/(m².K); (2)0.01%, 29.94%, 70.05%, -52.1W/m; (3)-38.1W/m; (4)-38.74W/m, 12.6℃

4. 保温层的临界半径

在 φ25×2.5mm 的蒸气管道外包一层厚度为 37.5mm、导热系数为 0.8W/(m.K)的保温层。管内饱和蒸气温度为 130℃，大气温度为 30℃。试求：

(1) 保温层的表面温度并计算分析此保温层能否起到减小热损失的作用。

(2) 若采用 λ=0.8W/(m.K)的保温材料，其他不变，再计算保温效果。

以上计算可忽略壁阻及蒸气侧热阻。裸管或保温层外表面面对大气的联合给热系数可取为 12W/(m².K)。

答：(1) $t_w=79^\circ\text{C}$, $r_2 < r_{\text{临界}}=64\text{mm}$ ，不起减少热损失的作用；(2) $t_w=38.8^\circ\text{C}$, $r_2 > r_{\text{临界}}=67\text{mm}$ ，可减少热损失

5. 球形壁内的一维稳定热传导

有一球形容器，内外壁半径分别为 r_1 和 r_2 ，内外壁温度分别为 t_1 和 t_2 ，容器壁的导热系数为 λ ，试推导此球形壁内的传热速率 Q 的计算式。

答： $Q = \frac{t_1 - t_2}{(r_2 - r_1) / \lambda A_m}$, $A_m = 4\pi r_m^2$, $r_m = \sqrt{r_1 r_2}$

6. 流速增大对管内对流传热系数的影响

有一蒸气冷凝器，蒸气侧给热系数 α_2 为 $10000\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ ，冷却水侧给热系数 α_1 为 $1000\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ ，已测得冷却水进、出口温度分别为 $t_1=30^\circ\text{C}$ ， $t_2=35^\circ\text{C}$ ，如将冷却水流量增加一倍，蒸气冷凝量将增加多少？已知蒸气在饱和温度 100°C 下冷凝。

答： $G'/G=1.64$

7. 管径对管内对流传热系数的影响

套管换热器由 $\phi 48\times 3\text{mm}$ 和 $\phi 25\times 2.5\text{mm}$ 钢管制成，两种流体分别在管内和环隙中流动，分别测得传热膜系数 α_1 和 α_2 。若两流体流量保持不变并忽略出口温度变化对物性的影响，试求将内管改为 $\phi 32\times 2.5\text{mm}$ 后两侧的传热膜系数有何变化？（设流动为湍流）

答： $\alpha_1'=0.583\alpha_1$ ； $\alpha_2'=1.57\alpha_2$

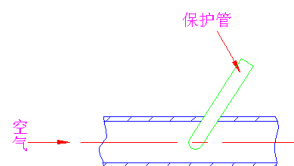
8. 物性对对流传热系数的影响

水在一定流量下通过某套管换热器的内管，温度可以从 20°C 升至 80°C ，并测得传热膜系数为 $1000\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ ，试求同样体积流量的苯通过换热器内管时的传热膜系数为多少？已知在两种情况下流动皆为湍流，苯进、出口的平均温度为 60°C 。

答： $281.4\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$

9. 气体温度的测量误差

如图所示，用一带保护管的热电偶测量管道中空气温度，设内管壁温度为 230°C ，保护管外壁温度为 300°C ，黑度 $\varepsilon=0.3$ 。试计算保护套管与管壁间的辐射热负荷。又设空气对保护套管壁的传热膜系数 $\alpha=17.4\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ ，试求空气的真实温度，并提出减小测量误差的办法。



答： $q_{1-2}=745\text{W}/\text{m}^2$ ； $T=343^\circ\text{C}$

10. 热辐射的热损失计算

在一大车间内有一圆柱形焙烧炉，炉高 6m ，外径 6m ，炉壁内层为 300mm 的耐火砖，外层包有 20mm 的钢板，已测得炉内壁温度为 320°C ，车间内温度为 23°C ，假设由炉内传出的热量全部从炉外壁以辐射的方式散失。试求此炉每小时由炉壁散失的热量为若干？已知耐火砖 $\lambda=1.05\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ ，钢板热阻可以不计。

提示： T_w^4 可用试差法求解，炉外壁温度在 $110\sim 120^\circ\text{C}$ 之间。

答： $Q\approx 106\text{kW}$

11. 并流与逆流操作时的对数平均温差的计算

在一列管换热器中，用热柴油与原油换热。

(1) 当柴油与原油逆流流动时测得柴油进、出口温度分别为 243°C 和 155°C ，原油进、出口温度分别为 128°C 和 162°C 。求传热平均温度差。

(2) 保持原油、柴油流量及进口温度不变，但该换热器改用并流操作，计算并流时的 Δt_m 。

在上述两种情况下，换热器 K 值及两流体比热容均可认为不变。

答：(1) 49.2°C ；(2) 42.5°C

12. 逆流与并流操作时最小载热体用量的比较

用 90°C 热水将流量为 10000kg/h 的原油从 20°C 预热至 70°C，已知原油的比热容为 2400J/(kg.K)，试分别计算逆流与并流操作时所需要的加热剂用量。

答：4082kg/h；14280kg/h

13. 管内流速对传热的影响

有一单管程列管式换热器,壳程为 116°C 饱和水蒸气冷凝,空气在管程湍流流动,流量为 $G\text{kg/h}$,由 20°C 加热到 80°C。

(1) 若设计时将此换热器管程改为双程,为完成相同任务,换热器面积可减少多少?(管径及总管数均不变)。

(2) 若管程仍为单程,将空气流量增加至 20%,为保持空气出口温度不变,问此时加热蒸气的温度必须为多少度?

答: (1)42.6%; (2)118°C

14. 计算冷却水用量及出口温度

某气体冷却器总传热面积为 20m^2 ,用以将流量为 1.4kg/s 的某种气体从 50°C 冷却至 35°C,使用的冷却水初温为 25°C,与气体作逆流流动,换热器的总传热系数为 $230\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,气体的平均比热 $1.0\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$,试求冷却水用量及水的出口温度。

答: 0.21kg/s ; 48.4°C

15. 热阻较小侧流体的流量变化对传热过程的影响

一套管换热器逆流操作时,管间通空气,流量为 2.52kg/s ,进出口温度分别为 130°C 和 70°C;管内通冷水,流量为 0.6kg/s ,冷水的进口温度为 30°C。已知空气侧的对流传热系数为 $50\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,水侧的对流传热系数为 $2000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,空气和水的平均比热分别为 $1.0\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 和 $4.2\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$,试计算水量增加一倍后换热器的传热量与原工况的比值。

答: $Q'/Q=1.156$

16. 热阻较大侧流体的流量变化对传热过程的影响

一套管换热器逆流操作时,管间通空气,流量为 2.52kg/s ,进出口温度分别为 130°C 和 70°C;管内通冷水,流量为 0.6kg/s ,冷水的进口温度为 30°C。已知空气侧的对流传热系数为 $50\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,水侧的对流传热系数为 $2000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,空气和水的平均比热分别为 $1.0\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 和 $4.2\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$,试计算空气流量增加一倍后换热器的传热量与原工况的比值。

答: $Q'/Q=1.4$

17. 冷凝冷却器所需传热面积的计算

有一单管程列管换热器,其规格如下:管径为 $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$,管长 3m,管子数 $n=37$ 。今拟采用此换热器冷凝并冷却 CS_2 饱和蒸气,自饱和温度 46°C 冷却到 10°C。 CS_2 在壳程冷凝,其流量为 300kg/h,冷凝潜热为 352kJ/kg,冷却水在管程流动,进口温度为 5°C,出口温度为 32°C,逆流流动。已知 CS_2 在冷凝和冷却时的传热系数分别在 $K_1 = 291$ 及 $K_2 = 174\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。问此换热器是否适用?(传热面积 A 及传热系数均以外表面积计)

答: $A_{\text{需}}=5.16\text{m}^2 < A_{\text{实际}}$,符合要求

18. 复杂流型传热过程的计算

有一单壳程 4 管程列管换热器, 传热面积为 21m^2 , 壳程通入温度为 120°C 的热油冷却至 40°C , 管程通冷却水, 冷却水的进出口温度分别为 10°C 和 32°C 。已知油的流量为 6000kg/h , 热油的比热容为 $2000\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$, 试计算该换热器的平均传热推动力及总传热系数为多少?

答: 48°C , $265\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$

19. 污垢对传热的影响

用一实验来研究污垢对传热的影响, 采用 $\phi 28 \times 1\text{mm}$ 的铜管, 水在管内流动, 水蒸气在管外冷凝。传热系数 K 在很宽的水流速范围内可用如下方程表示:

$$\text{对于清洁管: } \frac{1}{K} = 0.0002 + \frac{1}{500u^{0.8}}$$

$$\text{对于结垢的管: } \frac{1}{K} = 0.0007 + \frac{1}{500u^{0.8}}$$

其中 $\alpha = 500u^{0.8}$ 是水与管壁间的对流传热膜系数的经验式, 单位是 $\text{kcal}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{K})$; u 为水的流速 m/s 。试求污垢热阻和蒸气冷凝时的传热膜系数。

答: $R_1 = 0.0005(\text{m}^2\cdot\text{K}\cdot\text{h})/\text{kcal}$; $\alpha_2 = 5000\text{kcal}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{K})$

20. 换热器总传热系数及污垢热阻的计算

有一列管换热器, 列管规格为 $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$ 钢管。表压为 196kPa 的饱和水蒸汽在壳程冷凝加热管程内的冷水。冷水进口温度为 20°C 、出口温度为 80°C 。水的流速为 0.6m/s , 水侧垢阻为 $6 \times 10^{-4}(\text{m}^2\cdot\text{K})/\text{W}$ 。蒸汽冷凝传热膜系数为 $10^4\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 蒸汽侧垢阻及壁阻可忽略。求:

(1) 以外表面积为基准的总传热系数 K_1 ;

(2) 一年后, 由于管内壁结垢, 冷却水出口温度降为 70°C , 求此时的总传热系数 K_1' 及水侧垢阻。

答: (1) $837\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$; (2) $K_1' = 646\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, $R_2 = 8.82 \times 10^{-4}(\text{m}^2\cdot\text{K})/\text{W}$

21. 换热器的操作计算

有一传热面积为 15m^2 的列管换热器, 用管程的冷却水使壳程 110°C 的饱和水蒸汽冷凝。已知冷却水进口温度为 20°C 、出口温度为 80°C , 冷却水流量为 $2.5 \times 10^4\text{kg/h}$ 、比热为 $4\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ 。试求:

(1) 总传热系数 K ;

(2) 一年后, 由于结垢, 在冷却水流量及进口温度、蒸汽温度维持原值的条件下, 冷却水的出口温度降至 72°C 。若要维持冷却水出口温度仍为 80°C , 饱和水蒸汽应为多少度?

答: (1) $2035\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$; (2) 123.9°C

22. 换热器的选用

用冷却水冷却热油, 已知:

水: 流量为 300kg/h , $t_1 = 25^\circ\text{C}$, $t_2 = 90^\circ\text{C}$

油: 流量为 360kg/h , $T_1 = 175^\circ\text{C}$, $c_{p1} = 2.1\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$

现库房有两台列管换热器, 规格为:

I: $A = 0.8\text{m}^2$, $K = 625\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 单壳程、双管程;

II: $A = 0.8\text{m}^2$, $K = 500\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 单壳程、单管程。

问: 哪一台换热器能满足换热要求?

答: 应选换热器 II

二、计算题

1、比较气、液两相浓度大小，确定传质方向

在常压 1atm、25°C 下，溶质组成为 0.05（摩尔分率）的 CO₂-空气混合物分别与以下几种溶液接触，试判断传质过程的方向，并计算两相传质推动力的大小。已知在常压及 25°C 下 CO₂ 在水中的亨利系数为 1640atm。

(1) 浓度为 $1.1 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO₂ 水溶液；

(2) 浓度为 $1.69 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO₂ 水溶液；

(3) 浓度为 $3.1 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ 的 CO₂ 水溶液。

答案：(1) 吸收过程；(2) 气液相达平衡；(3) 解吸过程

2、操作压力对吸收推动力大小的影响

某逆流吸收塔塔底排出液中含溶质 2×10^{-4} （摩尔分率），进塔气体中含溶质 2.5%（体积%），操作压力为 1atm，此时气液平衡关系为 $y^* = 50x$ 。现将操作压力由 1atm 增至 2atm，问塔底气相推动力（ $y - y^*$ ）和液相推动力（ $x^* - x$ ）各增加为原来的多少倍。

答案：（ $y - y^*$ ）增加 1.33 倍；（ $x^* - x$ ）增加 2.67 倍。

3、吸收剂流量大小对总传质阻力的影响

用填料塔进行吸收操作，在操作条件下， $k_y a = k_x a = 0.026 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$ ，已知液相体积传质分系数 $k_x a \propto L^{0.66}$ ，试分别对 $m = 0.1$ 及 $m = 5.0$ 两种情况，计算当液体流量增加一倍时，总传质阻力减少的百分数。

答案：(1) $m = 0.1$ 时，34%；(2) $m = 5$ 时，30.6%。

4、气液平衡对吸收平衡的影响

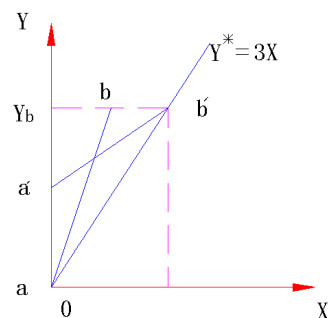
在填料吸收塔中，用清水吸收含有溶质 A 的气体混合物，两相逆流流动。进塔气体初始浓度为 5%（体积%），在操作条件下相平衡关系为 $Y^* = 3X$ ，试分别计算液气比为 4 和 2 时，出塔气体的极限浓度和液体出口浓度。

答案：(1) $\frac{L_S}{G_B} = 4 > m$ ，操作线 ab 与平衡线交于塔顶。 $Y_{\text{amin}} = 0$

$$X_b = 0.0132$$

(2) $\frac{L_S}{G_B} = 2 < m$ ，操作线 $a'b'$ 与平衡线交于塔底。

$$X_{b\text{max}} = 0.0175, Y_{\text{amin}} = 0.0176$$



5、逆流吸收与并流吸收操作对出塔气体组成的影响

用纯水吸收空气中的 SO_2 ，混合气中 SO_2 的初始组成为 5%（体积），液气比为 3，在操作条件下，相平衡关系为 $Y^*=5X$ ，通过计算说明逆流和并流吸收操作出塔气体的极限浓度哪个低？

答案：(1) 逆流时 $Y_a = 0.0211$ ；(2) 并流时 $Y_b = 0.0329$ ，逆流时出塔气体的极限浓度低。

6、最小液气比、操作液气比、出塔液相组成的计算及操作压力对其影响

在逆流操作的吸收塔中，在 101.3kPa、25°C 条件下，用清水吸收混合气中的 H_2S ，将其浓度由 2% 降至 0.1%（体积%）。该系统符合亨利定律，亨利系数为 $5.52 \times 10^4 \text{ kPa}$ 。若吸收剂用量为最小用量的 1.2 倍，试计算操作液气比 L_s/G_B 及出塔液相组成 X_b 。

若操作压力改为 1013kPa 其它条件不变，再求 L_s/G_B 及 X_b 。

答案：(1) $P = 101.3 \text{ kPa}$ 时， $\frac{L_s}{G_B} = 622$ ， $X_b = 3.12 \times 10^{-3}$ ；

(2) $P = 1013 \text{ kPa}$ 时， $\frac{L_s}{G_B} = 62.2$ ， $X_b = 3.12 \times 10^{-4}$ 。

7、传质单元数的计算

低浓度气体逆流吸收，试证：

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \frac{\Delta y_b}{\Delta y_a}$$

式中： $\Delta y_b = y_b - y_b^*$ 为塔底吸收推动力；

$\Delta y_a = y_a - y_a^*$ 为塔顶吸收推动力。

证明：略

8、液体入塔浓度为零时，传质单元数与溶质回收率、液气比为最小液气比倍数间的关系

用纯溶剂对低浓度气体进行逆流吸收，溶质的回收率为 η ，所用液气比为最小液气比的 β 倍。气液平衡关系服从亨利定律，试以 η 、 β 两个参数列出计算 N_{OG} 的表达式。

答案：
$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{\beta\eta}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{\beta} \right) \frac{1}{1 - \eta} \right]$$

9、填料层高度的计算

在逆流操作的填料吸收塔中，用清水吸收某低浓气体混合物中的可溶组分。操作条件下，该系统的平衡线与操作线为互为平行的两条直线。已知气体混合物的摩尔流率为 $90 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{h}$ ，要求回收率达到 90%，气相体积总传质系数 $K_y a$ 为 $0.02 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$ ，

求填料层高度。

答案: $h_0 = 11.25\text{m}$

10、填料层高度对吸收率的影响

在一塔径为 1m 的常压逆流填料塔中,用清水吸收含溶质 5% (体积%) 混合气中的溶质, 已知混合气的处理量为 125kmol/h , 操作条件下的平衡关系为 $y^*=1.2x$, 气相体积传质总系数为 $180\text{kmol/m}^3\cdot\text{h}$, 吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍, 要求回收率达到 95%。试求:

(1) 吸收剂出塔浓度;

(2) 完成上述任务所需的填料层的高度;

(3) 若在以上填料层基础上加高 2m, 其它条件不变, 问回收率可达到多少?

答案: (1) $x_b = 0.0278$, (2) $h_0 = 5.64\text{m}$, (3) 填料层加高 2m, $\eta' = 97.6\%$

11、传质系数的计算

直径为 800mm 的填料吸收塔内装 6m 高的填料, 每小时处理 2000m^3 (25°C , 1atm) 的混合气, 混合气中含丙酮 5%, 塔顶出口气体中含丙酮 0.263% (均为摩尔分率)。以清水为吸收剂, 每 kg 塔底出口溶液中含丙酮 61.2g。在操作条件下的平衡关系为 $Y^*=2.0X$, 试根据以上测得的数据计算气相体积总传质系数 $K_y a$ 。

答案: $K_y a = 206.05\text{kmol}/(\text{m}^3\cdot\text{h})$

12、核算吸收塔是否合用

$200\text{m}^3/\text{h}$ (18°C , 1atm) 的空气-氨混合物, 用清水吸收其中的氨, 使氨含量由 5% 下降到 0.04% (均为体积%)。出塔氨水组成为其最大组成的 80%。今有一填料塔, 塔径为 0.3m, 填料层高 5m, 操作条件下的相平衡关系为 $Y^*=1.44X$, 问该塔是否合用? $K_G a$ 可用下式计算:

$$K_G a = 0.272 m^{0.35} W^{0.36} \text{ kmol}/(\text{m}^3\cdot\text{h}\cdot\text{atm})$$

m ---气体质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$;

W ---液体质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。

答案: 该塔不合适。

13、用水量及填料层高度的计算

混合气中含 10% (摩尔分率, 下同) CO_2 , 其余为空气, 在 20°C 及 20atm 下用清水吸收, 使 CO_2 的浓度降到 0.5%。已知混合气的处理量为 $2240\text{m}^3/\text{h}$ (标准状态下), 溶液出口浓度为 0.0006, 亨利系数 E 为 200MPa , 液相体积总传质系数 K_{La} 为

50kmol/h · m³ · (kmol/m³), 塔径为 1.5m。试求每小时的用水量(kg/h)及填料层的高度。

答案: $L = 286.092\text{t/h}$, $h_0 = 9.66\text{m}$

14、吸收率与填料层高度的关系

有一常压逆流吸收塔, 塔截面积为 0.5m², 填料层高为 3m。用清水吸收混合气体中的丙酮, 丙酮含量为 5% (体积%), 混合气流量为 1120m³/h (标准状态) 要求回收率达到 90%。已知操作液气比为 3, 操作条件下的平衡关系为 $y^* = 2x$ 。试求:

(1) 出塔液体中丙酮的质量分率;

(2) 气体体积总传质系数 $K_y a$ (kmol/m³ · s);

(3) 若将吸收率提高到 98%, 拟采用增加填料层高度的方法, 问此时填料层高度应为多少?

答案: (1) $x_b = 0.0468$, (2) $K_y a = 0.0386\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$, (3) $h'_0 = 6.17\text{m}$

15. 气体处理量与溶质吸收率的关系

在逆流操作的填料塔中, 用清水吸收氨-空气混合物中的氨。已知混合气处理量为 2000m³/h (标准状态), 其中含氨体积分率为 5%, 气体空塔气速为 1m/s (标准状态), 氨的吸收率为 98%。吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍。操作条件下的相平衡关系为 $y^* = 1.2x$ 。气相体积传质总系数 $K_y a = 180\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 且 $K_y a \propto G^{0.7}$ 。试求:

(1) 用水量, kg/h;

(2) 完成上述任务所需填料层高度, m;

(3) 若混合气体处理量增加 25%, 此时氨的吸收率为多少?

答案: (1) 用水量 $L = 2835\text{kg/h}$; (2) $h_0 = 7.876\text{m}$; (3) 当 $G' = 1.25G$ 时, $\eta' = 94.2\%$

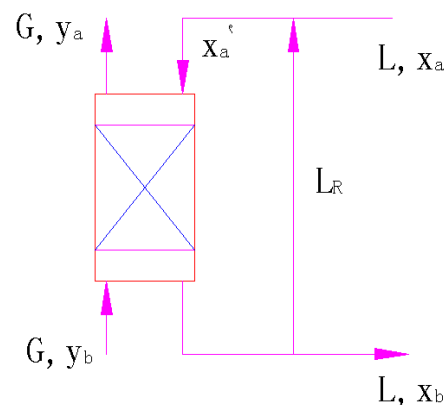
16、填料性能对吸收过程的影响

在高度为 6m 的填料塔内, 用纯溶剂吸收某气体混合物中的可溶组分, 在操作条件下气液相平衡关系为 $y^* = 0.5x$, 当液气比为 0.8 时, 溶质吸收率为 90%。现改用另一种性能较好的填料, 在相同操作条件下, 可使吸收率提高到 95%, 问此填料的体积传质总系数是原填料的多少倍?

答案: $\frac{(K_y a)_2}{(K_y a)_1} = 1.42$

17、吸收剂再部分循环对吸收效果的影响

常压逆流连续操作的吸收塔, 用清水吸收混合



气中的 A 组分，混合气的流率为 30kmol/h ，入塔时 A 组分的浓度为 0.08 （摩尔分率），要求吸收率为 87.5% ，相平衡关系为 $y^*=2x$ ，设计液气比为最小液气比的 1.43 倍，气相传质总系数 $K_y a = 0.0186\text{kmol/m}^3\text{s}$ ，且 $K_y a \propto G^{0.8}$ ，取塔径为 1m ，试计算：

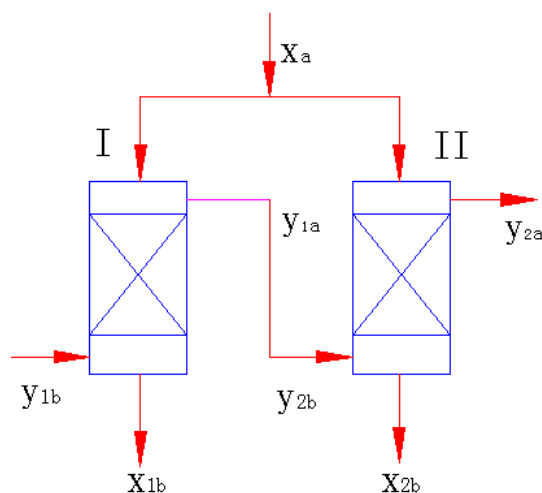
（1）所需填料层高度为多少？

（2）设计成的吸收塔用于实际操作时，采用 10% 吸收剂再循环流程即 $L_R = 0.1L$ （见图），新鲜吸收剂用量及其它入塔条件不变，问吸收率为多少？

答案：（1） $h_0 = 2.495\text{m}$ ，（2） $\eta' = 84\%$

18、双塔吸收流程的计算

采用如图所示的双塔吸收流程，以清水吸收混合气中的 SO_2 ，气液平衡关系为 $y^* = 0.91x$ ，气体经两塔后总的吸收率为 91% ，两塔的用水量相等，且均为最小用水量的 1.43 倍，两塔的总传质单元高度均为 1.2m ，试求两塔的填料层高度。

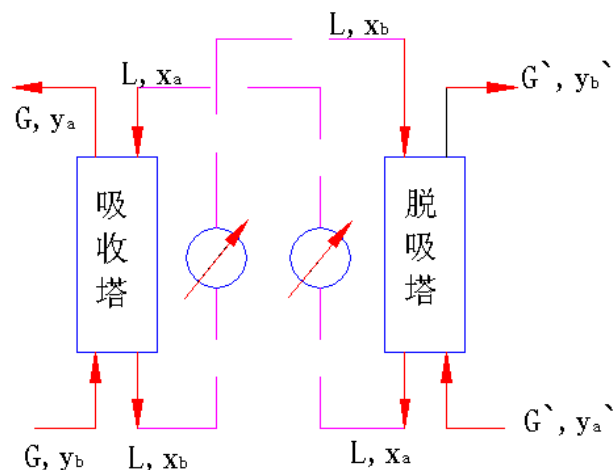


答案： $h_{0I} = h_{0II} = 2.80\text{m}$

19、吸收与解吸联合流程

含苯 2% （体积%）的煤气用平均分子量为 260kg/kmol 的洗油在一填料塔中逆流吸收，以回收其中 95% 的苯，煤气流率为 1200kmol/h ，塔顶进入的洗油中含苯 0.5% （摩尔分率），洗油用量为最小用量的 1.3 倍，吸收塔在 1atm 、 27°C 下操作，此时平衡关系为 $y^* = 0.125x$ 。

从吸收塔塔底引出的富油经加热后送入解吸塔顶，塔底通入水蒸汽，使苯从洗油中解吸出来，脱苯后的洗油冷却后送回吸收塔塔顶。水蒸气用量为最小用量的 1.2 倍，解吸塔在 1atm 、 120°C 下操作，气液平衡关系为 $y^* = 3.16x$ 。求洗油的循环用量和水蒸汽用量（ kg/h ）。



答案：(1) $L = 191.22 \text{ kmol/h} = 49717.2 \text{ kg/h}$ ；(2) $G' = 69.68 \text{ kmol/h} = 1254.2 \text{ kg/h}$

20、操作条件（压力、气液流率）对塔高的影响

用一填料层高度为 3m 的吸收塔，从含氨 6%（体积分率）的空气中回收 99% 的氨。混合气体的质量流率为 $620 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$ ，吸收剂为清水，其质量流率为 $900 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$ 。在操作压力 1atm、温度 20°C 下，相平衡关系为 $Y^* = 0.9X$ 。体积传质系数 k_{Ga} 与气相质量流率的 0.7 次方成正比。吸收过程为气膜控制，气液逆流流动。试计算当操作条件分别做下列改变时，填料层高度应如何改变才能保持原来的吸收率：

- (1) 操作压力增大一倍；
- (2) 液体流率增大一倍；
- (3) 气体流率增大一倍。

答案：(1) $h'_0 = 2.459 \text{ m}$ ；(2) $h'_0 = 2.459 \text{ m}$ ；(3) $h'_0 = 7.117 \text{ m}$

进料状态与最小回流比

1、精馏塔采用全凝器，用以分离苯和甲苯组成的理想溶液，进料状态为汽液共存，两相组成如下： $x_F=0.5077$ ， $y_F=0.7201$ 。

(1) 若塔顶产品组成 $x_D=0.99$ ，塔底产品的组成为 $x_W=0.02$ ，问最小回流比为多少？塔底产品的纯度如何保证？

(2) 进料室的压强和温度如何确定。

(3) 该进料两组份的相对挥发度为多少？

($R_{\min}=1.271$ ，通过选择合适的回流比来保证； $\alpha=2.49$)。

2、常压连续操作的精馏塔来分离苯和甲苯混和液，已知进料中含苯 0.6(摩尔分数)，进料状态是汽液各占一半(摩尔数)，从塔顶全凝器取出馏出液的组成为含苯 0.98(摩尔分数)，已知苯—甲苯系统在常压下的相对挥发度为 2.5。试求：

(1) 进料的汽液相组成；(2)最小回流比。

(液相 0.49；汽相 0.71； $R_{\min}=1.227$)

3、最小回流比与理论板数

用一连续精馏塔分离苯—甲苯混合液，原料中含苯 0.4，要求塔顶馏出液中含苯 0.97，釜液中含苯 0.02(以上均为摩尔分数)， $R=4$ 。求下面两种进料状况下最小回流比 R_{\min} 。及所需理论板数：(1)原料液温度为 25℃；(2)原料为汽液混合物，汽液比为 3 : 4。已知苯—甲苯系统在常压下的相对挥发度为 2.5。

($R_{\min}=1.257$ ， $N_T=10$ ，第 5 块加料； $R_{\min}=2.06$ ， $N_T=11$ ，第 6 块加料)

4、物料恒算：

1kmol/s 的饱和汽态的氨—水混合物进入一个精馏段和提馏段各有 1 块理论塔板的精馏塔分离，进料中氨的组成为 0.001(摩尔分数)。塔顶回流为饱和液体，回流量为 1.3kmol/s，塔底再沸器产生的汽相量为 0.6kmol/s。若操作范围内氨—水溶液的汽液平衡关系可表示为 $y=1.26x$ ，求塔顶、塔底的产品组成。

($x_D=1.402 \times 10^{-3}$ ， $x_W=8.267 \times 10^{-4}$)

5、操作线方程

一连续精馏塔分离二元理想混合溶液，已知精馏段某层塔板的气、液相组成分别为 0.83 和 0.70，相邻上层塔板的液相组成为 0.77，而相邻下层塔板的气相组成为 0.78(以上均为轻组分 A 的摩尔分数，下同)。塔顶为泡点回流。进料为饱和液体，其组成为 0.46。若已知塔顶与塔底产量比为 2 / 3，试求：

(1)精馏段操作线方程；

(2)提馏段操作线方程。

(精馏段 $3y=2x+0.95$ ；提馏段 $3y=4.5x-0.195$)

6、综合计算：

某一连续精馏塔分离一种二元理想溶液，已知 $F=10\text{kmol/s}$ ， $x_F=0.5$ ， $q=0$ ， $x_D=0.95$ ， $x_W=0.1$ ，(以上均为摩尔分率)，系统的相对挥发度 $\alpha=2$ ，塔顶为全凝器，泡点回流，塔釜间接蒸汽加热，且知塔釜的汽化量为最小汽化量的 1.5 倍。试求：

(1) 塔顶易挥发组分的回收率；

(2) 塔釜的汽化量；

(3) 第二块理论板的液体组成(塔序由顶部算起)。
($\eta=89.5\%$; $V'=11.07\text{kmol/s}$; $x_2=0.843$)

7、热状况参数与能耗

某苯与甲苯的混合物流量为 100kmol/h , 苯的浓度为 0.3 (摩尔分率, 下同), 温度为 20°C , 采用精馏操作对其进行分离, 要求塔顶产品浓度为 0.9 , 苯的回收率为 90% , 精馏塔在常压下操作, 相对挥发度为 2.47 , 试比较当 $N \rightarrow \infty$ 时, 以下三种工况所需要的最低能耗(包括原料预热需要的热量):

- (1) 20°C 加料;
- (2) 预热至泡点加料;
- (3) 预热至饱和蒸汽加料。

已知在操作条件下料液的泡点为 98°C , 平均比热容为 161.5J/kmol.K , 汽化潜热为 32600J/mol 。

(977.1kW ; 1110.6kW ; 1694.7kW)

8、(分凝器)

在一常压连续精馏塔中分离二元理想混合物。塔顶上升的蒸气通过分凝器后, $3/5$ 的蒸气冷凝成液体作为回流液, 其浓度为 0.86 。其余未凝的蒸气经全凝器后全部冷凝为塔顶产品, 其浓度为 0.9 (以上均为轻组分 A 的摩尔分数)。若已知回流比为最小回流比的 1.2 倍, 当泡点进料时, 试求:

- (1) 第 1 块板下降的液体组成,
- (2) 料液的组成。
(0.828 ; 0.759)

9、回收塔

将一原料液馏率为 100kmol/h , 组成为 $x_F=0.4$ (摩尔分率, 下同), 进入一回收塔进行回收, 要求塔顶回收率为 0.955 , $x_W=0.05$, 泡点进料, 系统的相对挥发度 $\alpha=3$ 。试求:

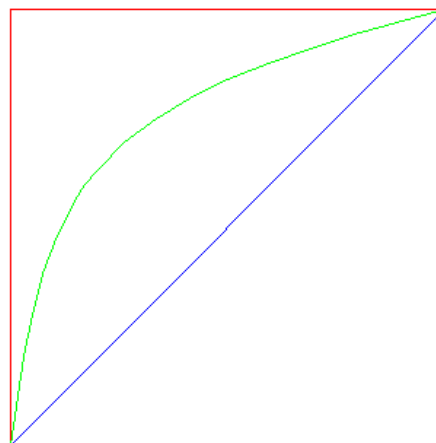
- (1) 馏出液组成, 塔顶、塔底产量;
- (2) 操作线方程;
- (3) 在加料流率及塔釜蒸发量不变时, 可能获得最高流出液浓度。
($D=64\text{kmol/h}$, $W=36\text{kmol/h}$, $x_D=0.597$; 只有提馏段: $y=1.563x-0.028$; $x_{D\max}=0.625$)

10、直接蒸汽加热与间接蒸汽加热的比较

常压下连续精馏甲醇—水溶液, 进料浓度为 0.5 , 希望得到塔顶产品的浓度为 0.9 , 塔釜残液浓度 <0.1 (以上均为摩尔分数)。泡点液相进料, 操作回流比为 2 , 采出率 $D/F=0.5$, 求以下二种情况下的操作线方程及所需理论板数: (1) 塔釜采用间接蒸汽加热; (2) 釜中液体用水蒸汽直接加热。甲醇—水的汽液平衡曲线如图所示。

($N_T=3.9$; $N_T=4.8$)

y



x

精馏塔物料恒算

11、在一常压连续精馏塔中，分离某理想溶液，原料液浓度为 40%，馏出液浓度为 95%（以上均为摩尔分率）。操作回流比为最小回流比的 1.5 倍。每千摩尔原料液变成饱和蒸气所需热量等于原料液的千摩尔汽化潜热的 1.2 倍。操作条件下，溶液的平均相对温度挥发度为 2。塔顶采用全凝器，泡点回流。试计算精馏段自塔顶向下数的第二块理论板上上升的蒸气组成。

($y_2=0.917$) (化工原理例题分析与练习 P115)

12、用连续精馏塔分离含 A,B 各 50%（摩尔分率）的混合液。泡点进料。处理原料量 100kmol/h，塔顶、塔底产品各 50kmol/h，塔底采用间接蒸气加热，塔顶采用全凝器，液体在泡点下回流，该塔精馏段操作线方程为： $y=0.833x+0.15$ 。

试求：（1）塔顶、塔底产品组成；

（2）精馏塔内循环的物料量为多少？

（3）全凝器中每小时冷凝的蒸气量；

（4）提馏段操作线方程式；

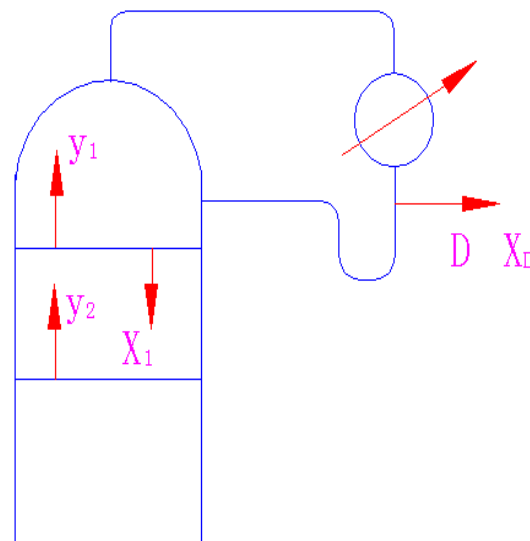
（5）若物系相对挥发度为 3，塔顶第一块板的板效率以液相组成表示 $E_L=0.6$ ，求自塔顶向下数的第二块实际板上上升蒸气的组成。

((1) $x_D=0.89$, $x_w=0.11$; (2) $L=249\text{kmol/h}$, $V=299\text{kmol/h}$; $L'=349\text{kmol/h}$, $V'=299\text{kmol/h}$)

(3) $V=299\text{kmol/h}$ (4) $y=1.17x-0.018$, (5)

$y_2=0.81$

(化工原理例题分析与练习 P116)



板式塔的理论塔板数与实际塔板数

13、连续精馏塔在常压下将 16%CS₂ 和 84%CCl₄ 的混合液进行分离，要求塔顶产品含 CS₂ 91%，釜液含 CCl₄97%（以上均为质量分率）。塔顶采用全凝器，液体在泡点下回流，操作回流比为 3。求进料为 290K 液体时所需理论塔板数。（化工原理例题分析与练习 P117）

($N_{理}=10-1=9$ （不包括塔釜） $N_{精}=5$, $N_{提}=4$ （不包括塔釜）)

14、连续精馏塔在常压下分离含甲醇 30%与水 70%的混合液，要求塔顶产品含甲醇不低于 95%，塔底残液含甲醇不大于 5%（以上均为摩尔分率）。泡点进料。

试计算：（1）最小回流比 R_{min} ；

（2）若 $R=2R_{min}$ ，求所需理论塔板数；

（3）若总板效率为 50%，所需实际塔板数与加料板位置。（化工原理例题分析与练习 P117）
($R_{min}=0.78$, $N_{理}=7$ （不包括塔釜）, $N_{实际}=14$ （不包括塔釜）, $N_{精}=10$, $N_{提}=4$ （不包括塔釜）)

塔板效率

15、连续精馏塔有塔板 8 块，分离甲醇-水混合液，泡点进料。今测的原料液、馏出液、釜液分别含甲醇 0.4, 0.95, 0.05（摩尔分率）。塔顶采用全凝器，泡点回流，操作回流比为最小回流比的 3 倍。试求：（1）全塔效率；（2）若测的塔顶第一块实际板下将液体组成为 0.92，该板的单板效率为多少？（化工原理例题分析与练习 P121 7-12）

($E_T=50\%$, $E_e=60\%$)

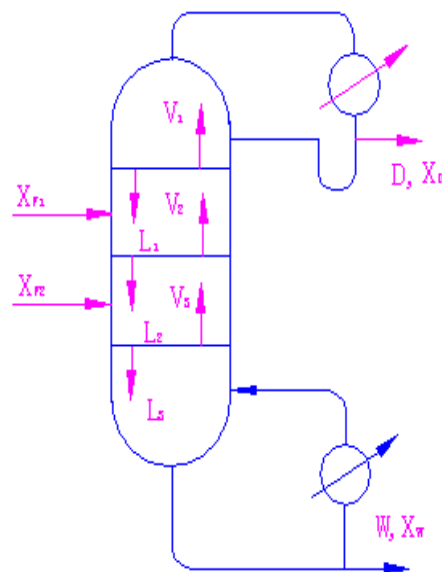
16、连续精馏塔中分离 CS_2 和 CCl_4 混合液。处理量 4000kg/h ，原料液含 CS_2 30%，沸点进料。馏出液含 CS_2 95%，釜液含 CS_2 5%（以上均为摩尔分率），塔顶采用全凝器，液体泡点回流，操作回流比为最小回流比的 1.5 倍，操作压强为 1atm ，全塔平均温度为 60°C ，空塔气速为 0.8m/s ，板间距为 0.4m ，全塔平均效率为 50%。试求：（1）实际塔板数，（2）塔径及塔的有效高度。（化工原理例题分析与练习 P121 7-12）

（ $N_{\text{实际}}=24$ （不含釜）， $D=600\text{mm}$ ， $H=9.6\text{m}$ ）

17、多股进料

有两股苯-甲苯混合液，摩尔流量比为 1:3，组成依次为 0.6 和 0.3（苯摩尔分率，下同），进料状态分别为饱和蒸气和饱和液体，分别从适宜位置加入精馏塔中进行分离。要求塔顶产品组成为 0.9，塔底产品组成为 0.05。在操作条件下两组分的相对挥发度为 2.47，试求该精馏过程的最小回流比 R_{\min} 。

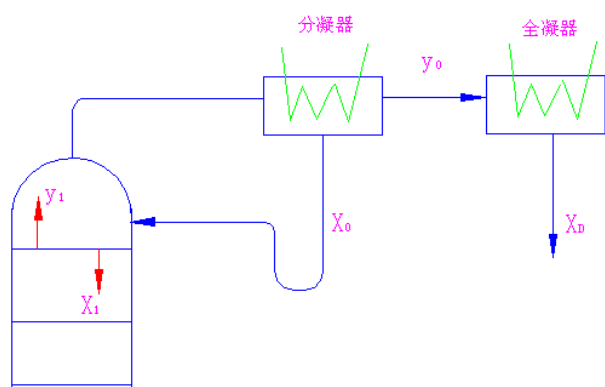
（ $R_{\min}=1.542$ ）（化工原理学习指导）



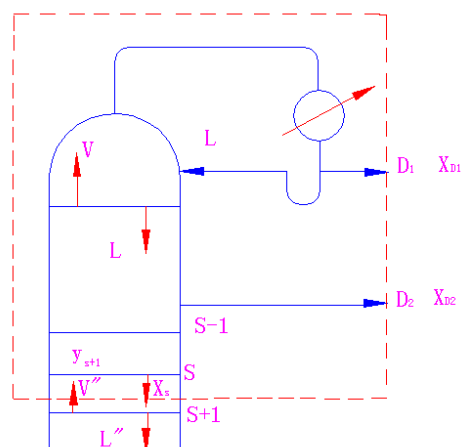
18、分凝器

在连续精馏塔中分离两组分理想溶液，原料液组成为 0.5（轻组分摩尔分率，下同），泡点进料。塔顶采用分凝器和全凝器，如附图所示，分凝器向塔内提供泡点温度的回流液，其组成为 0.88，从全凝器得到塔顶产品，其组成为 0.95。要求易挥发组分的回收率为 96%，并测得离开塔顶第一层理论板的液相组成为 0.79，试求：（1）操作回流比为最小回流比的倍数；（2）若馏出液流量为 50kmol/h ，求需要的原料液浓度。

（ $R/R_{\min}=1.538$ ， $F=99\text{kmol/h}$ ）（化工原理学习指导）



题 18 附图



题 19 附图

19、侧线采出

在具有侧线采出的连续精馏塔中分离两组分理想溶液，如附图所示。原料液流量为

100kmol/h, 组成为 0.5 (易挥发组分的摩尔分率), 饱和液体进料。从精馏段抽出组成 x_{D2} 为 0.9 的饱和液体。塔顶馏出液流量 D_1 为 20kmol/h, 组成 x_{D1} 为 0.98, 釜残液组成为 0.05。物系平均相对挥发度 2.5。塔顶为全凝器, 泡点回流, 回流比为 3.0。

试求: (1) 侧线采出流量 D_2 , kmol/h; (2) 中间段的操作线方程。

($D_2=31.06\text{kmol/h}$, $y_{s+1}=0.362x+0.594$)

20、平衡精馏与简单精馏

在常压下对苯-甲苯混合液进行蒸馏, 原料液量为 100kmol/h, 组成为 0.7 (苯摩尔分率, 下同), 塔顶产品组成为 0.8。物系的平均相对挥发度为 2.46, 试分别求出平衡蒸馏和简单蒸馏两种操作方式下的气化率。

(平衡蒸馏: 0.448, 简单蒸馏: 0.667)

习题:

湿空气性质

1. 在常压下将干球温度 65°C 、湿球温度 40°C 的空气冷却至 25°C ，计算 1kg 干空气中凝结出多少水分？ 1kg 干空气放出多少热量？

答案： 0.0174kg 水/ kg 干气； 87.6kJ/kg 干气。

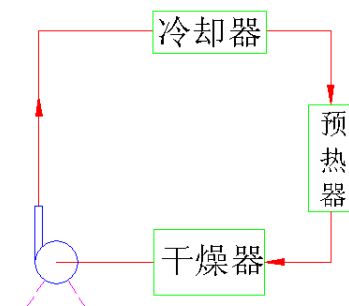
2. 在温度为 80°C 、湿度为 0.01kg/kg 干气的空气流中喷入流速为 0.1kg/s 的水滴。水滴温度为 30°C ，全部汽化被气流带走。干气体的流量为 10kg 干气/ s ，不计热损失。试求：

- (1) 喷水后气体的热焓增加了多少？
- (2) 喷水后气体的温度降低到多少度？
- (3) 如果忽略水滴带入的热焓，即把气体的增湿过程当作等焓变化过程，则增湿后气体的温度降到几度？

答案： 1.25kJ/kg 干气； 55.9°C ； 54.7°C 。

3. 某干燥过程如图所示。现测得温度为 30°C ，露点为 20°C ，湿空气流量为 $1000\text{m}^3/\text{h}$ 的湿空气在冷却器中除去水分 2.5kg/h 后，再经预热器预热到 60°C 后进入干燥器。操作在常压下进行。试求：

- (1) 出冷却器的空气的温度和湿度；
- (2) 出预热器的空气的相对湿度。



答案： 17.5°C ； 0.0125kg 水/ kg 干气； 10.0% 。

间歇干燥过程计算

4. 已知常压、 25°C 下水分在氧化锌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/ kg 干料

相对湿度 $\phi=40\%$ 时，平衡含水量 $X^*=0.007\text{kg}$ 水/ kg 干料

现氧化锌的含水量为 0.25kg 水/ kg 干料，令其与 25°C 、 $\phi=40\%$ 的空气接触。试问物料的自由含水量、结合水分及非结合水分的含量各为多少？

答案： 0.243kg 水/ kg 干料； 0.02kg 水/ kg 干料； 0.23kg 水/ kg 干料。

5. 某物料在定态空气条件下作间歇干燥。已知恒速干燥阶段的干燥速率为 $1.1\text{kg}/(\text{m}^2\text{h})$ ，每批物料的处理量为 1000kg 干料，干燥面积为 55m^2 。试估计将物料从 0.15kg 水/ kg 干料干燥到 0.005kg 水/ kg 干料所需的时间。

物料的平衡含水量为零，临界含水量为 0.125kg 水/ kg 干料。作为粗略估计，可设降速阶段的干燥速率与自由含水量成正比。

答案： 7.06hr 。

6. 某厢式干燥器内有盛物浅盘 50 只，盘的底面积为 $70\text{cm}\times 70\text{cm}$ ，每盘内堆放厚 20mm 的湿物料。湿

物料的堆积密度为 1600kg/m^3 ，含水量由 0.5kg 水/kg 干料 干燥到 0.005kg 水/kg 干料 。器内空气平行流过物料表面，空气的平均温度为 77°C ，相对湿度为 10% ，风速 2m/s 。物料的临界自由含水量为 0.3kg 水/kg 干料 ，平衡含水量为零。设降速阶段的干燥速率与物料的含水量成正比。求每批物料的干燥时间。

答案：21.08hr。

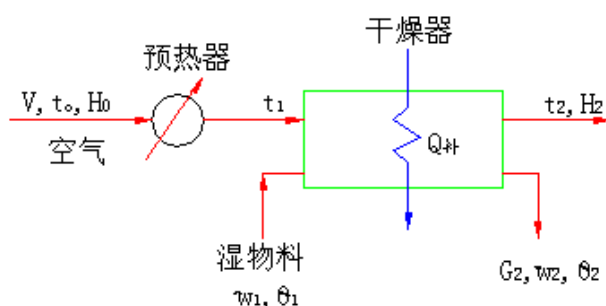
连续干燥过程的计算

7. 某常压操作的干燥器的参数如附图所示，其中：

空气状况 $t_0=20^\circ\text{C}$ ， $H_0=0.01\text{kg 水/kg 干气}$ ， $t_1=120^\circ\text{C}$ ， $t_2=70^\circ\text{C}$ ， $H_2=0.05\text{kg 水/kg 干气}$ ；
物料状况 $\theta_1=30^\circ\text{C}$ ，含水量 $\omega_1=20\%$ ， $\theta_2=50^\circ\text{C}$ ， $\omega_2=5\%$ ，绝对干物料比热容 $c_{ps}=1.5\text{kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$ ；
干燥器的生产能力为 53.5kg/h （以出干燥器的产物计），干燥器的热损失忽略不计，

试求：

- (1) 空气用量；
- (2) 预热器的热负荷；
- (3) 应向干燥器补充的热量。



答案：250.75kg 干气/hr；25798.2kJ/hr；13984.3kJ/hr。

8. 一理想干燥器在总压 100kPa 下将物料由含水 50% 干燥至含水 1% ，湿物料的处理量为 20kg/s 。室外空气温度为 25°C ，湿度为 0.005kg 水/kg 干气 ，经预热后送入干燥器。废气排出温度为 50°C ，相对湿度 60% 。试求：

- (1) 空气用量 V ；
- (2) 预热温度；
- (3) 干燥器的热效率。

答案：223kg/s； 163°C ；81.1%。

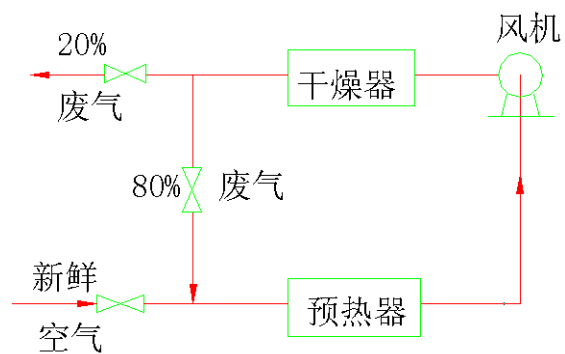
*9. 一理想干燥器在总压为 100kPa 下，将湿物料由含水 20% 干燥至 1% ，湿物料的处理量为 1.75kg/s 。室外大气温度为 20°C ，湿球温度 16°C ，经预热后送入干燥器。干燥器出口废气的相对湿度为 70% 。现采用两种方案：

- (1) 将空气一次预热至 120°C 送入干燥器；
- (2) 预热至 120°C 进入干燥器后，空气增湿至 $\phi=70\%$ 。再将此空气在干燥器内加热至 100°C (中间加热) 继续与物料接触，空气再次增湿至 $\phi=70\%$ 排出器外。求上述两种方案的空气用量和热效率。

答案：10.9kg/s；78%；6.59kg/s；80.5%。

*10. 从废气中取 80% (质量分数) 与湿度为 0.0033kg 水/kg 干气 、温度为 16°C 的新鲜空气混合后进入预热器 (如图示)。已知废气的温度为 67°C ，湿度为 0.03kg 水/kg 干气 。物料最初含水量

为 47%，最终含水量为 5%（以上均为湿基），干燥器的生产能力为 1500kg 湿物料/h。试求干燥器每小时消耗的空气量和预热器的耗热量。设干燥器是理想干燥器。



答案：24800kg/hr； 3010000kJ/hr。