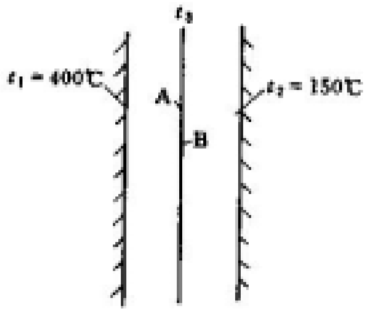
求：ε_A、ε_B



解题思路： $A_1/A_2=1$，

$$\varphi_{12}=\varphi_{21}=1$$

$$Q=\frac{A_1C_0\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1}$$

当 1→A B→2 时，

$$\frac{Q}{A}=\frac{C_0\times10^{-8}\left[T_1^{\ 4}-T_3^{\ 4}\right]}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_A}-1}$$

$$=\frac{C_0\times10^{-8}[T_1^4-T_2^4]}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_A}-1+\frac{1}{\varepsilon_2}+\frac{1}{\varepsilon_B}-1} \qquad (1)$$

当 1→B A→2 时，

$$\frac{Q}{A}=\frac{C_0\times10^{-8}\left[T_3{'}^4-T_2^{\ 4}\right]}{\frac{1}{\varepsilon_A}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1}$$

$$=\frac{C_0\times10^{-8}[T_1^4-T_2^4]}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_B}-1+\frac{1}{\varepsilon_A}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1} \qquad (2)$$

由（1）（2）式可见，两状况下 Q/A 相等

$$\therefore \frac{\frac{1}{\varepsilon_A}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_A}-1}=\frac{T_3{'}^4-T_2^{\ 4}}{T_1^{\ 4}-T_3^4}$$

得ε_A

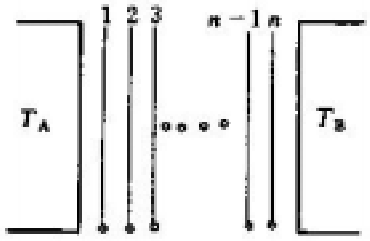
同理：$\dfrac{\dfrac{1}{\varepsilon_2}+\dfrac{1}{\varepsilon_B}-1}{\dfrac{1}{\varepsilon_1}+\dfrac{1}{\varepsilon_A}-1}=\dfrac{T_3{}^4-T_2{}^4}{T_1{}^4-T_3^4}$

得ε_A

17．已知：$T_A>T_B$，无遮热板传热 Q，n 块遮热板传热 Q'

$$\varphi_{12}=\varphi_{23}=\cdots\cdots=\varphi,\varepsilon_A=\varepsilon_B=\cdots\cdots=\varepsilon$$

求证：$\dfrac{Q'}{Q}=\dfrac{1}{n+1}$



解题思路：

$$\frac{Q}{A}=\frac{C_0\left[\left(\frac{T_A}{100}\right)^4-\left(\frac{T_B}{100}\right)^4\right]}{2\varphi(\frac{1}{\varepsilon}-1)+1}$$

$$=\frac{C_0\left[\left(\frac{T_A}{100}\right)^4-\left(\frac{T_B}{100}\right)^4\right]}{2(\frac{1}{\varepsilon}-1)+\frac{1}{\varphi}}$$

$$\frac{Q}{A}'=\frac{C_0\left[\left(\frac{T_A}{100}\right)^4-\left(\frac{T_1}{100}\right)^4\right]}{2(\frac{1}{\varepsilon}-1)+\frac{1}{\varphi}}=\cdots\cdots$$

$$=\frac{C_0\left[\left(\frac{T_n}{100}\right)^4-\left(\frac{T_B}{100}\right)^4\right]}{2(\frac{1}{\varepsilon}-1)+\frac{1}{\varphi}}$$

由加和性（等比定理）得

$$\frac{Q'}{A}=\frac{C_0\left[\left(\frac{T_A}{100}\right)^4-\left(\frac{T_B}{100}\right)^4\right]}{(n+1)\left[2\left(\frac{1}{\varepsilon}-1\right)+\frac{1}{\varphi}\right]}$$

18．已知：内钢管Φ25×2.5mm，λ=45W/m·K，管内冷水湍流，α_1=2000W/m^2·K，
环隙热气湍流，α_2=50W/m^2·K，不计垢层热阻。

求：(1) 管壁热阻占总热阻的百分率

(2) $u_{水}$增倍，K'

(3) $u_{气}$增倍，K''

解题思路：(1) $K=\left(\frac{1}{\alpha_1}\frac{d_2}{d_1}+\frac{d_2}{2\lambda}\ln\frac{d_2}{d_1}+\frac{1}{\alpha_1}\right)^{-1}$

总热阻 $\frac{1}{K}$

管壁热阻 $\frac{d_2}{2\lambda}\ln\frac{d_2}{d_1}$

得管壁热阻分率

(2) ∵ $\alpha\propto u^{0.8}$

∴ $\alpha_1'=2^{0.8}\alpha_1=2^{0.8}\times2000=3.48\times10^3$W/m^2·K

求得 K'

增加 $\frac{K'-K}{K}$

(3) ∴ $\alpha_2'=2^{0.8}\alpha_2=2^{0.8}\times50=87.1$W/m^2·K

求得 K''

增加 $\frac{K''-K}{K}$

由上可知，管壁热阻往往占分率很小，可忽略；提高 K 值，强化传热，应在α小处着手。

19．已知：管子Φ68×4mm，λ=0.08W/m·K，$t_{外}$=20℃，α_1=5000W/m^2·K，
α_2=10W/m^2·K，

求：(1) 每米管长冷凝量 w；

(2) 保温层外表面温度 t_w

解题思路：(1) d_1=0.068-2×0.004=0.06m，d_0=0.068m

d_2=0.068+2×0.03=0.128m，

不计管壁热阻

$$\therefore K=\left(\frac{1}{\alpha_1}\frac{d_2}{d_1}+\frac{d_2}{2\lambda}\ln\frac{d_2}{d_0}+\frac{1}{\alpha_2}\right)^{-1}$$

$$Q=K_2A_2(T-t_{外})=K_2\pi d_2L(T-t_{外})$$

查 0.2MPa（表）下，饱和蒸汽 T=133.3℃,r=2168.1kJ/kg

$$\therefore Q_L = K_2 \pi d_2 (T - t_{外})$$

$$w = \frac{Q_L}{r}$$

$$K_2 (T - t_{外}) = \alpha_2 (t_w - t_{外})$$

$$\therefore t_w = \frac{K_2}{\alpha_2}(T - t_{外}) + t_{外}$$

20．已知：球罐 d_1=1.2m，t_1=-196℃，绝热材料λ=0.02 W/m·K，t_w=28℃，
$t_{气}$=32℃，α_2=12 W/m^2·K。

求：绝热层厚度δ

解题思路：大气向球罐传热

$$Q = \alpha_2 \pi d_2^2 (t_{气} - t_w)$$

保温层导热

$$Q = \lambda \frac{A_m \Delta t}{\delta} = \lambda \frac{\pi d_1 d_2}{\delta}(t_w - t_1)$$

两 Q 相等，得δ

21．已知：列管式冷凝器，管子Φ28×2.5mm，λ=45W/m·℃，
水在管内高度湍流流动α_2，管外蒸汽冷凝α_1，
传热系数 K 以外表面为基准。

试验次数	第一次		第二次
流速 (m/s)	1.0	2.0	1.0
传热系数 K (W/m^2·K)	1200	1860	1100

求：(1) 第 1 次，α_1，$\alpha_2|_{u=2m/s}$；
(2) 第 2 次，K 值变化原因。

解题思路：(1) 设 $K_{1,0}$ 为 u=1m/s 的 K，$K_{2,0}$ 为 u=2m/s 的 K

$$\frac{1}{K_{1,0}} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{d_1}{2\lambda}\ln\frac{d_1}{d_2} + \frac{d_1}{\alpha_2 d_2} \qquad (1)$$

$$\frac{1}{K_{2,0}} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{d_1}{2\lambda}\ln\frac{d_1}{d_2} + \frac{d_1}{\alpha_2' d_2}$$

且 $\alpha_1 \propto u^{0.8}$ $\qquad \alpha_2' = \left(\frac{u_{2,0}}{u_{1,0}}\right)^{0.8}\alpha_2 = 2^{0.8}\alpha_2 = 1.74\alpha_2$

$$\therefore \frac{1}{K_{1,0}} - \frac{1}{K_{2,0}} = \frac{d_0}{d_1}\left(\frac{1}{\alpha_2} - \frac{1}{\alpha_2'}\right) = \frac{d_0}{d_1\alpha_2}\left(1 - \frac{1}{1.74}\right)$$

得　α_2

$$\alpha_2' = 3.05\times10^3 \mathrm{W/m^2\cdot K}$$

代入（1）式得α_1

(2) 由于使用一段时间之后，壁面生成垢层，使 K 值下降垢层热阻 R

$$\frac{1}{K_{1,0}'} = \frac{1}{K_{1,0}} + R$$

22．已知：中空钢球容器，d_1=0.34m, t_1=38℃,T=100℃, λ=45W/m · ℃,
α=500W/m^2 · ℃,
求： Q_{max} 和钢球厚度 δ
解题思路：对于所传热量有

$$Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\Delta t}{\frac{\delta}{\lambda A_m} + \frac{1}{\alpha}\cdot\frac{1}{A}}$$

其中，Δt=100-38=62℃, δ=r-r_1, A_m=4πrr_1

$$\therefore R = \frac{r-r_1}{4\lambda\pi r r_1} + \frac{1}{\alpha\cdot 4\pi r^2}$$

当 R 最小时必有 Q_{max}

当　$\frac{dR}{dr} = \frac{1}{4\pi}\left(\frac{1}{\lambda r^2} - \frac{2}{\alpha r^3}\right) = 0$　时

得　$r = \frac{2\lambda}{\alpha}$， δ=r-$r_1$， Q_{max}

23．已知： A=16.5m^2, q_{m2}=2.5kg/s, t_1=20℃, t_2=30℃,T=80℃, t_2'=26℃,
求：垢层 R
解题思路：新的冷凝器
定性温度　$\bar{t} = \frac{1}{2}(t_1 + t_2)$
查水的 c_p

$$Q = q_{m2}c_{p2}(t_2 - t_1) = KA\Delta t_m = KA\frac{t_2 - t_1}{\ln\frac{T-t_1}{T-t_2}}$$

$$\therefore K = \frac{q_{m2}c_{p2}}{A}\ln\frac{T-t_1}{T-t_2} \qquad (1)$$

结垢之后，$\bar{t} = \frac{1}{2}(t_1 + t_2)$，$C_p$ 几乎不变

∴由（1）式得 K'

若不计温度变化 2°C引起的水的物性变化对水一侧的α的影响，不计由于蒸汽冷凝量变化对蒸汽一侧α影响对总阻力的影响，则

$\frac{1}{K'}=\frac{1}{K}+R$，　$R=\frac{1}{K'}-\frac{1}{K}$

24．已知：管子Φ25×2.5mm，苯在管内，$t_1=20$°C, $t_2=55$°C,$q_{m2}=15T/h$, $u_2=0.5m/s$, $C_{p2}=1.76kJ/kg$·°C, $\rho_2=858kg/m^3$，管外蒸汽 T=130°C, $K=700W/m^2\cdot K$。

求：n, L

解题思路：$q_{m2}=15T/h=4.17kg/s$

$$q_{m2}=n\cdot\frac{\pi}{4}d^2\cdot u_2\cdot\rho_2$$

$$\therefore n=\frac{q_{m2}}{\frac{\pi}{4}d^2\cdot u_2\rho_2}$$

$$Q=q_{m2}c_{p2}(t_2-t_1)=KA\Delta t_m=K\cdot n\pi d_0\cdot L\cdot\Delta t_m \qquad (1)$$

$$\Delta t_m=\frac{t_2-t_1}{\ln\frac{T-t_1}{T-t_2}}$$

由(1)式得 L

25．已知：管内气体 $q_{m2}=90kg/h$，$t_1=38$°C, $t_2=138$°C, d=53mm, D=78mm，δ=2.5mm，$t_w=150$°C, μ=0.027mPa·S, $P_r=1$

求：L

解题思路：$Q=\alpha A\Delta t_m$，　$\Delta t_m=\frac{(t_w-t_1)-(t_w-t_2)}{\ln\frac{t_w-t_1}{t_w-t_2}}=\frac{t_2-t_1}{\ln\frac{t_w-t_1}{t_w-t_2}}$

$$Q=q_{m2}c_{p2}(t_2-t_1)$$

$$\therefore A=\pi dL=\frac{q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)}{\alpha\Delta t_m}=\frac{q_{m2}c_{P2}}{\alpha}\ln\frac{t_w-t_1}{t_w-t_2} \qquad (1)$$

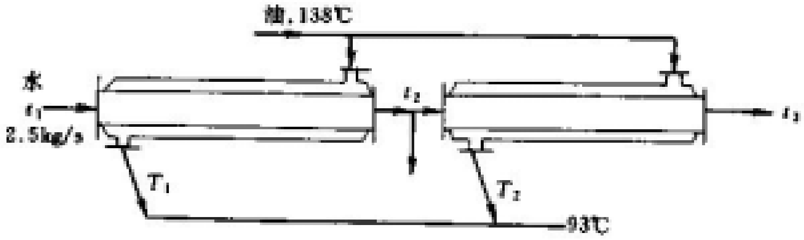
$$\mathrm{Re}=\frac{dG}{\mu}=\frac{q_{m2}}{\frac{\pi}{4}d\mu}$$

$$\alpha=0.023\frac{\lambda}{d}\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{0.4}=0.023\frac{c_P\mu}{d\,\mathrm{Pr}}\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{0.4}$$

代入（1）式得

$$L=\frac{q_{m2}c_{P2}}{\pi d\alpha}\ln\frac{t_w-t_1}{t_w-t_2}$$

26．已知：$A_1=A_2=A$，$K_1=K_2=450W/m^2\cdot℃$，$c_{P1}=2.1kJ/kg\cdot℃$，$T_1=138℃$，
$T_2=93℃$，$t_1=25℃$，$t_2=50℃$，$t_3=65℃$，$q_{m2}=2.5kg/s$，$q_{m6}=0.62kg/s$，
求：q_{m5}，A



解题思路：

（1）水的定性温度 $\bar{t}=\frac{1}{2}(t_1+t_3)$ 下 c_{P2}

$q_{m4}=q_{m2}-q_{m6}=2.5-0.62=1.88kg/s$

作总的热量衡算有 $q_{m5}c_{P1}(T_1-T_2)=q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)+q_{m4}c_{P2}(t_3-t_2)$

$$\therefore q_{m5}=\frac{q_{m2}(t_2-t_1)+q_{m4}(t_3-t_2)}{c_{P1}(T_1-T_2)}c_{P2}$$

(2) 由质量衡算 $q_{m5}=q_{m1}+q_{m3}=4.0$ (1)

由热量衡算 $q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)=q_{m1}c_{P1}(T_1-T_3)$ (2)

$q_{m4}c_{P2}(t_3-t_2)=q_{m3}c_{P1}(T_1-T_4)$ (3)

$$\Delta t_{m1}=\frac{(T_1-t_2)-(T_3-t_1)}{\ln\frac{T_1-t_2}{T_3-t_1}}$$

$$\Delta t_{m2}=\frac{(T_1-t_3)-(T_4-t_2)}{\ln\frac{T_1-t_3}{T_4-t_2}}$$

$$\frac{\Delta t_{m1}}{\Delta t_{m2}}=\frac{Q_1/K_1A_1}{Q_2/K_2A_2}=\frac{Q_1}{Q_2} \qquad (4)$$

联立（1）（2）（3）（4）可解得

T_3，T_4，q_{m1}，q_{m3}，

$$\therefore Q_1=q_{m2}c_{P2}(t_1-t_2)=KA\Delta t_{m1}$$

得 A

27．已知：$q_{m1}=1.5kg/s$，$r=395kJ/kg$，$T=60℃$，管束 n 根Φ25×2.5mm，管内河水 $t_1=25℃$，不计管外冷凝、管壁、垢层热阻，$N_P=1$

求：(1) q_{m2}

(2) n，L（u=1m/s）

(3) n 不变，$N_P'=2$，q_{m1}'

解题思路：(1) 从 $\Delta t_m>10℃$及防止水中盐类析出为原则，选 t_2

$$\bar{t}=(t_1+t_2)/2$$

查附录得ρ，c_{P2}，λ，μ，Pr

由热量衡算得 $q_{m1}r = q_{m2}C_{P2}(t_2-t_1)$

$$q_{m2} = \frac{q_{m1}\cdot r}{c_{P2}(t_2 - t_1)}$$

(2) 取水在管内流速为 1m/s 左右，则

$$n = \frac{q_{m2}}{0.785d^2\rho u}$$

取 n

$$G = \rho u = \frac{q_{m2}}{0.785d^2 n}$$

$$\mathrm{Re} = \frac{dG}{\mu}$$

$$\alpha = 0.023\frac{\lambda}{d}\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{0.4}$$

由题意知 $K \approx \alpha$

由传热速率式：$q_{m2}C_{p2}(t_2 - t_1) = KA\dfrac{t_2 - t_1}{\ln\dfrac{T - t_1}{T - t_2}}$

得 $$\frac{T - t_1}{T - t_2} = \exp\left(\frac{KA}{q_{m2}C_{P2}}\right) \qquad (1)$$

即 $$A = \frac{q_{m2}C_{p2}}{K}\ln\frac{T - t_1}{T - t_2}$$

$$L = \frac{A}{n\pi d}$$

验 L/d>30~40

(3) 改为双管程，流速变化，K 也变化

$$K = \alpha \propto u^{0.8} \propto N_P^{0.8}$$

$$\therefore \frac{K'}{K} = \left(\frac{N_P'}{N_P}\right)^{0.8} \qquad \therefore K' = \alpha^{0.8}K = 1.74K$$

由（1）式得

$$\frac{T - t_1}{T - t_2'} = \exp\left(\frac{K'A}{q_{m2}C_{P2}}\right) = \exp\left(\frac{1.74KA}{q_{m2}C_{P2}}\right) = \left(\frac{T - t_1}{T - t_2}\right)^{1.74}$$

得 t_2’

∵$q_{m1}r = q_{m2}C_{P2}(t_2-t_1)$

$$\therefore \frac{q'_{m1}}{q_{m1}} = \frac{t_2'-t_1}{t_2-t_1}$$

28.已知： A=20m^2, T=100℃ , t_1=40℃, q_{m2}=0.917kg/s , c_{P2}=4000J/kg·℃, K=125W/m^2·℃

求： 水蒸汽量 q_m

解题思路：查 100℃水蒸汽，r=2258kJ/kg

$$Q = q_{m2}C_{p2}(t_2 - t_1) = KA\frac{t_2 - t_1}{\ln\frac{T-t_1}{T-t_2}} = q_m r$$

$$\therefore \frac{T-t_2}{T-t_1} = \exp\left(-\frac{KA}{q_{m2}C_{P2}}\right)$$，得 t_2

$$q_m = \frac{q_{m2}C_{P2}(t_2-t_1)}{r}$$

29．已知：内管Φ19×3mm，L=2m，逆流，q_{m1}=270kg/h，T_1=100℃，c_{P1}=1.88kJ/kg·℃，q_{m2}=360kg/h，t_1=10℃，K_2=374W/m^2·℃

求： T_2、t_2

解题思路：水的定性温度未知，选取水的比热 C_{P2}=4.18kJ/kg·℃

解法 1：由热效率公式 $\varepsilon_1 = \frac{1-\exp[NTU_1(1-R_1)]}{R_1 - \exp[NTU_1(1-R_1)]}$

$$R_1 = \frac{q_{m1}c_{P1}}{q_{m2}c_{P2}} = \frac{270\times 1.88}{360\times 4.18} = 0.337$$

$$NTU_1 = \frac{K_2A_2}{q_{m1}c_{P1}}$$

得 $\frac{T_1-T_2}{T_1-t_1} = \varepsilon_1$

得 T_2

$$q_{m1}c_{P1}(T_1-T_2) = q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)$$

$$\therefore t_2 = \frac{q_{m1}c_{P1}}{q_{m2}c_{P2}}(T_1-T_2)+t_1$$

解法 2：由热量衡算

$$Q = q_{m1}c_{P1}(T_1-T_2) = q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)$$

$$\therefore \frac{T_1-T_2}{t_2-t_1} = \frac{(q_mc_P)_2}{(q_mc_P)_1}$$

由速率方程式$Q=q_{m1}c_{p1}(T_1-T_2)=K_2A_2\dfrac{(T_1-t_2)-(T_2-t_1)}{\ln\dfrac{T_1-t_2}{T_2-t_1}}$

$$\therefore \ln\frac{T_1-t_2}{T_2-t_1}=\frac{K_2A_2}{q_{m1}c_{P1}}\left[1-\frac{t_2-t_1}{T_1-T_2}\right]=\frac{K_2A_2}{q_{m1}c_{P1}}\left[1-\frac{(q_mc_P)_1}{(q_mc_P)_2}\right]$$

由 $\dfrac{T_1-T_2}{t_2-t_1}$，$\dfrac{T_1-t_2}{T_2-t_1}$，而得出 T_2，t_2

查 $\bar{t}=\dfrac{1}{2}(t_1+t_2)$ 下的水 c_P，偏差不大，计算有效。

30．已知：饱和水蒸汽，T=110℃，t_1=30℃, t_2=100℃,$q'_{m2}=1.5q_{m2}$，
求：(1)t_2'
(2) 保持 t_2'=100℃的措施

解题思路：(1)由传热速率式$Q=q_{m2}c_{p2}(t_2-t_1)=KA\dfrac{t_2-t_1}{\ln\dfrac{T-t_1}{T-t_2}}$

得 $$\frac{T-t_1}{T-t_2}=\exp\left(\frac{KA}{q_{m2}c_{P2}}\right) \qquad (1)$$

$$\frac{T-t_1}{T-t_2'}=\exp\left(\frac{K'A}{q'_{m2}c_{P2}}\right)$$

∵饱和水蒸汽冷凝的热阻，管壁热阻可忽略

$$\therefore K=\alpha_2\propto q_{m2}^{0.8}$$

$$\therefore K'=\left(\frac{q'_{m2}}{q_{m2}}\right)^{0.8}\cdot K=1.5^{0.8}\cdot K$$

$$\therefore \frac{T-t_1}{T-t_2'}=\exp\left(\frac{1.5^{0.8}KA}{1.5q_{m2}c_{P2}}\right)=\exp\left(0.922\frac{KA}{q_{m2}c_{P2}}\right)=\left(\frac{T-t_1}{T-t_2}\right)^{0.922}$$

得 t_2'
(2) 可以采用提高饱和水蒸汽的压强，即提高 T 的方法来维持 t_2'=100℃

$\exp\left(\dfrac{K'A}{q'_{m2}c_{P2}}\right)$ 不变

$$\therefore \frac{T'-t_1}{T'-t_2}=\exp\left(\frac{K'A}{q'_{m2}c_{P2}}\right)$$

得 T'，查对应蒸汽压强 P。

31．已知：$A=0.4m^2$，油在管内 $T_1=75$℃，$T_2=65$℃，冷却水在环隙，$t_1=30$℃，$t_2=45$℃，$\alpha_2=4000W/m^2\cdot$℃，$d=25mm$，$\lambda_1=0.56W/m\cdot$℃，$\mu=1.8mPa\cdot S$，$c_P=2070J/kg\cdot$℃，管壁热阻可忽略

求：$q_{m1,max}$

解题思路：当 T_2 达到规定的 65℃时，q_{m1} 即为最大，实际操作中若再加大 q_{m1}，则 T_2 将达不到要求

$$\therefore q_{m1,max}\times c_{P1}(T_1-T_2)=KA\Delta t_m$$

$q_{m1,max}$与K关系 (1)

$$Re=\frac{dG}{\mu}=\frac{4q_{m1,max}}{\pi d\mu}$$

$$Pr=\frac{C_P\mu}{\lambda}$$

$$\alpha_1=0.023\frac{\lambda}{d}Re^{0.8}Pr^{0.3}\text{含}q_{m1}$$

$$\frac{1}{K}=\frac{1}{\alpha_1}+\frac{1}{\alpha_2}\text{含}\frac{1}{q_{m1,max}^{0.8}}$$

代入(1)式试差解得$q_{m1,max}$

32．已知：$T_1=100$℃，$t_1=40$℃，并流时 $T_2=80$℃，$t_2=60$℃，

求：逆流操作 T_2'，t_2'

解题思路：并流时$\dfrac{q_{m1}c_{P1}}{q_{m2}c_{P2}}=\dfrac{t_2-t_1}{T_1-T_2}$

$$\text{而}\ q_{m1}c_{p1}(T_1-T_2)=KA\frac{(T_1-t_1)-(T_2-t_2)}{\ln\dfrac{T_1-t_1}{T_2-t_2}}$$

$$\frac{KA}{q_{m1}c_{P1}}=\frac{(T_1-T_2)\ln\dfrac{T_1-t_1}{T_2-t_2}}{(T_1-t_1)-(T_2-t_2)}$$

逆流时$\because\dfrac{q_{m1}c_{p1}}{q_{m2}c_{p2}}=\dfrac{t'_2-t_1}{T_1-T'_2}$

$\therefore\Delta t_1=T_1-t_2'=T_2'-t_1=\Delta t_2$

$\therefore\Delta t_m=\Delta t_1=T_1-t_2'=\Delta t_2=T_2'-t_1$ (1)

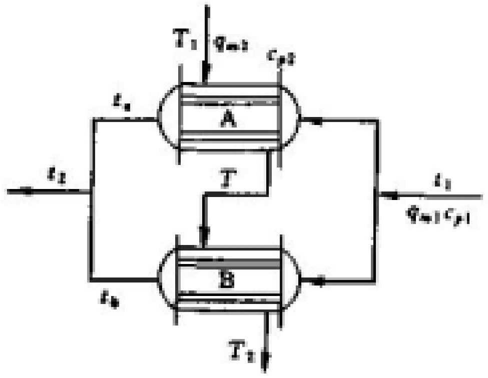
$\because q_{m1}c_{P1}(T_1-T_2')=KA\Delta t_m=KA(T_2'-t_1)$

$$\therefore T_1 - T_2' = \frac{KA}{q_{m1}c_{P1}}(T_2' - t_1)$$

得 T_2',代入（1）式得 t_2'

33．已知： $K_a=K_b$，$A_a=A_b$，$q_{m2a}=q_{m2b}$，$T_1=150℃$，$T_2=40℃$，$t_1=30℃$，$t_2=90℃$

求： T，t_a, t_b



解题思路：运用消元法

$$\ln\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{KA}{q_{m1}c_{P1}}(1 - \frac{q_{m1}c_{P1}}{q_{m2}c_{P2}})$$

对 A：$\ln\frac{T_1 - t_a}{T - t_1} = \frac{KA}{q_{m1}c_{P1}}(1 - \frac{q_{m1}c_{P1}}{q_{m2a}c_{P2}})$

对 B：$\ln\frac{T - t_b}{T_2 - t_1} = \frac{KA}{q_{m1}c_{P1}}(1 - \frac{q_{m1}c_{P1}}{q_{m2b}c_{P1}})$

$$\therefore \frac{T_1 - t_a}{T - t_1} = \frac{T - t_b}{T_2 - t_1} \qquad (1)$$

热量衡算：对 A $\frac{(q_m c_P)_1}{(q_m c_P)_{2a}} = \frac{t_a - t_1}{T_1 - T}$

对 B $\frac{(q_m c_P)_1}{(q_m c_P)_{2b}} = \frac{t_b - t_1}{T - T_2}$

$$\therefore \frac{t_a - 30}{150 - T} = \frac{t_b - 30}{T - 40} \qquad (2)$$

由冷流体交汇点热量衡算得

$$t_2 = \frac{1}{2}(t_a + t_b) = 90\,℃ \qquad (3)$$

联立(1)(2)(3)式可得

T, t_a，t_b，

34．已知：带搅拌夹套加热釜，T=120℃蒸汽，t_1=25℃，τ_1时t_2=110℃，
$\tau'=2\tau_1$时釜内温度均匀，K、A为常数
求：t_2'
解题思路：由速率式 Q=KA（T-t）
热量衡算式，$Q = Gc_P \dfrac{dt}{d\tau}$

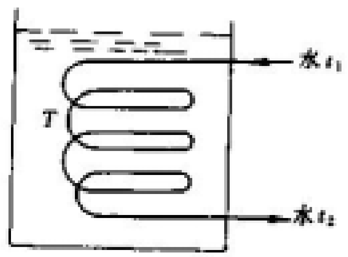
得 $d\tau = \dfrac{Gc_P}{Q}dt = \dfrac{Gc_P}{KA} \cdot \dfrac{dt}{T-t}$

$\tau=0$，$t=t_1$，$\tau=\tau$时，$\tau=t$

积分得 $\tau = \dfrac{Gc_P}{KA}\ln\dfrac{T-t_1}{T-t}$

$$\therefore \frac{\tau'}{\tau} = 2 = \frac{\ln\dfrac{T-t_1}{T-t_2'}}{\ln\dfrac{T-t_1}{T-t_2}}$$

得 t'_2
35．已知：G=6000kg，c_{P1}=4.6kJ/kg·℃,T_1=100℃, T_2=60℃,t_1=20℃,q_{m2}=1500kg/h，
A=6m^2,K=230W/m^2·℃,$Q_{损}$=0，c_{P2}=4.18kJ/kg·℃,槽内液体温度均一。
求：τ



解题思路：由速率式 $q_{m2}c_{p2}(t_2-t_1) = KA\dfrac{t_2-t_1}{\ln\dfrac{T-t_1}{T-t_2}}$　　　(1)

衡算式 $q_{m2}c_{p2}(t_2-t_1) = -Gc_{P1}\dfrac{dT}{d\tau}$　　　(2)

由(1)式得 $t_2 = T(1-e^{-\frac{KA}{q_{m2}c_{P2}}}) + t_1 e^{-\frac{KA}{q_{m2}c_{P2}}}$
代入(2)式后得

$$\int_0^{\tau} d\tau = -\frac{Gc_{P1}}{q_{m2}c_{P2}[(1-\exp(-\dfrac{KA}{q_{m2}c_{P2}})]}\int_{T_1}^{T_2}\frac{dT}{T-t_1}$$

$$\tau = \frac{Gc_{P1}}{q_{m2}c_{P2}[1-\exp(-\frac{KA}{q_{m2}c_{P2}})]}\ln\frac{T_1-t_1}{T_2-t_2}$$

36．已知：t_1=20℃，t_2=50℃，T_1=100℃，T_2=60℃，

求：(1)单壳程，四管程的Δt_m

(2) 双壳程，四管程的Δt_m'

解题思路：Δt_m=ψΔ$t_{m逆}$

$$\Delta t_{m逆} = \frac{(T_1-t_2)-(T_2-t_1)}{\ln\frac{T_1-t_2}{T_2-t_1}}$$

$$R = \frac{T_1-T_2}{t_2-t_1}$$

$$P = \frac{t_2-t_1}{T_1-t_1}$$

(1) 单壳程，四管程，查ψ=f(R,P)图，(教材图 6-57a) ψ

Δt_m=ψΔ$t_{m逆}$

(2) 双壳程，四管程，查ψ=f(R,P)图，(教材图 6-57b) ψ

Δt_m=ψΔ$t_{m逆}$

37．已知：煤油走壳程被冷却，q_{m1}=28700kg/h，T_1=230℃，T_2=120℃，

c_P=2.60kJ/kg·℃, ρ=710kg/m^3, μ=0.32mPa·S, λ=0.13W/(m·K),

D=560mm,70 根Φ25×2.5 钢管，L=6m,t=32mm,三角形排列，挡板切除 25%，B=300mm

求： 煤油的给热系数α

解题思路：当 Re>2000，25% 圆缺挡板

$$\mathrm{Nu} = 0.36\,\mathrm{Re}^{0.55}\,\mathrm{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$A' = BD(1-\frac{d_0}{t})$$

$$\therefore u_0 = \frac{q_{m1}}{A'\rho}$$

$$d_e = \frac{4(\frac{\sqrt{3}}{2}t^2-\frac{\pi}{4}d_0^2)}{\pi d_0^2}$$

$$\mathrm{Re} = \frac{d_e u_0 \rho}{\mu}$$

$$\mathbf{Pr}=\frac{c_P\mu}{\lambda}$$

煤油被冷却 $\therefore\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}=0.95$

$$\therefore\alpha=\mathbf{0.36}\frac{\lambda}{d_e}\mathbf{Re}^{0.55}\mathbf{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

38．已知：单壳程双管程，管外饱和蒸汽 T=120℃，干空气管内 u_2=12m/s，

Φ38×2.5mm,n=200, t_1=26℃，t_2=86℃，

求：（1)L

（2）q_{m2}，t_1，L 不变，管子变为Φ54×2mm, n'=80%n , t_2'

解题思路：$\bar{t}=\frac{1}{2}(26+86)=56\,℃$

查 56℃干空气，c_P=1.0kJ/kg·℃，ρ=1.07kg/m³，λ=0.0286W/m·K,

μ=1.99×10^{-5}Pa·S， Pr =0.697

（1）$q_{m2}=\frac{n}{2}\times\frac{\pi}{4}d^2\times\rho\cdot u$

$$Q=q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)$$

$$\mathbf{Re}=\frac{du\rho}{\mu}$$

$$\therefore\alpha_2=\mathbf{0.023}\frac{\lambda}{d}\mathbf{Re}^{0.8}\mathbf{Pr}^{0.4}$$

∵管外蒸汽冷凝，$\alpha_1>>\alpha_2$，$K=\alpha_2$

Q=KAΔt_m

$$\Delta t_m=\frac{t_2-t_1}{\ln\frac{T-t_1}{T-t_2}}$$

$$A=n\cdot\pi dL$$

$$\therefore L=\frac{Q}{K\cdot n\pi d\Delta t_m}$$

(2) ∵q_{m2}不变 $\therefore u\propto\frac{1}{nd^2}$

$$K=\alpha_2\propto\frac{u^{0.8}}{d^{0.2}}\propto\frac{1}{n^{0.8}d^{1.8}}$$

$$\therefore\frac{K'}{K}=\left(\frac{n}{n'}\right)^{0.8}\left(\frac{d}{d'}\right)^{1.8}$$

$$\frac{A'}{A}=\frac{n'd'}{nd}$$

$$q_{m2}c_{P2}(t_2-t_1)=KA\frac{t_2-t_1}{\ln\frac{T-t_1}{T-t_2}}$$

$$\therefore\frac{T-t_1}{T-t_2}=\exp\left(\frac{KA}{q_{m2}c_{P2}}\right)$$

$$\therefore\frac{T-t_1}{T-t_2'}=\exp\left(\frac{K'A'}{q_{m2}c_{P2}}\right)=\exp\left(\frac{0.566\times1.21\times KA}{q_{m2}c_{P2}}\right)=\left(\frac{T-t_1}{T-t_2}\right)^{0.685}$$

得 t_2’

39．已知：乙醇蒸汽 q_{m1}=3000kg/h，t_1=30℃, t_2=40℃,T=78℃,r_1=925kJ/kg,

α$_1$=1660W/m^2·℃,

试设计一列管式换热器，设计内容：

(1) N_P，N_T，L

(2) 管子排列

(3) 壳体内径

解题思路：热负荷 $Q=q_{m1}r_1$

由于乙醇无腐蚀性可走壳程，水走管程

水的定性温度 $\bar{t}=\frac{1}{2}(t_1+t_2)$

查水的 c_{P2}，ρ，λ，μ, P_r

$$q_{m2}=\frac{Q}{c_{P2}(t_2-t_1)}$$

选用Φ25×2.5mm 的钢管，选水的流速，u=1m/s

$$q_{m2}=\frac{N_T}{N_P}\cdot\frac{\pi}{4}d^2\cdot u\cdot\rho$$

$$\frac{N_T}{N_P}=\frac{4q_{m2}}{\pi d^2u\rho}$$

取 $\frac{N_T}{N_P}$，N_P,得 N_T

可采用三角形排列，如右图所示，等边六角形层数为 a

则交点数 n_0=1+6 (1+2+……a）=1+3 (a+a^2)

现取 a 为 6 层

则 n_0=1+3×(6+36）=127

除去中间双管的隔板位置 13 个交点。

即可安置 127-13=114 根管子。

取管中心间距 t=32mm（取 $t=1.25d_0$ 后圆整得）
外壳内径 D 的计算：
取外层管中心与壳壁的最小距离为 38mm（取 $1.5d_0$ 后圆整得）
∴D=2a×t+2×0.038
管子长度计算：

$$u=\frac{q_{m2}}{\frac{\pi}{4}d^2\cdot\frac{N_T}{N_P}\cdot\rho}$$

$$\mathrm{Re}=\frac{\rho u d}{\mu}$$

$$\alpha_2=0.023\frac{\lambda}{d}\mathrm{Re}^{0.8}\mathrm{Pr}^{0.4}$$

考虑水的垢层热阻，查教材表 6-6，取 R_2（取河水）
考虑乙醇蒸汽垢层热阻，查得 R_1

$$\therefore\frac{1}{K}=\frac{1}{\alpha_2}+R_2+(R_1+\frac{1}{\alpha_1})\frac{d}{d_0}$$

得 K（以内表面为基准）

$$\Delta t_m=\frac{t_2-t_1}{\ln\frac{T-t_1}{T-t_2}}$$

$Q=KA\Delta t_m=KN_T\pi dL\Delta t_m$

$$L=\frac{Q}{K\cdot N_T\pi d\cdot\Delta t_m}$$

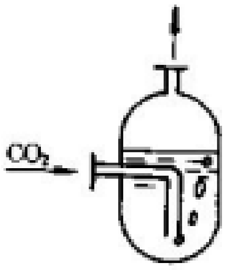
故 $\frac{A_{实}}{A_{计}}=1.2$， $\therefore L_{实}=1.2L_{计}$

解题思路：

1．已知：$c=2.875\times10^{-2}$mol/l 溶液，P=101.3kPa, t=30℃，$\rho_m=996kg/m^3$。

求：实验值 E

将此实验值与文献值 E=188.5MPa 作比较。



解题思路：查 30℃时水的饱和蒸汽压，P_S=4242.24 Pa。

长期通入 CO_2 后，$P_e=P-P_S$=101.3-4.24=97.1kPa

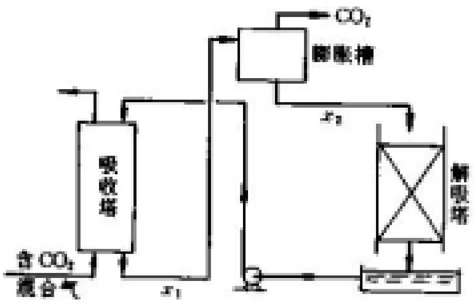
对于稀溶液 $M_m=M_S=18$

$$P_e = Ex = E\cdot\frac{c}{\rho_m/M_m}$$

$$\therefore E = \frac{P_e\cdot\rho_m}{c\cdot M_m}$$

2．已知：$y_1=0.3$, P_1=1MPa（表），P_2=20kPa,，t=25℃，吸收塔底部达饱和。

求：1kg 水在膨胀槽中放出 CO_2 的量 G。



解题思路：查 25℃，CO_2-H_2O 系统，$E=1.66\times10^2$MPa

设当地大气压为 0.1013MPa

P_1=1+0.1013=1.1013MPa

$P_2=20\times10^3\times10^{-6}+0.1013=0.1213$MPa

$$P_e = E\cdot x \qquad \therefore x=\frac{P\cdot y}{E}$$

$$x_1=\frac{P_1\cdot y_1}{E}$$

$$x_2=\frac{P_2\cdot y_2}{E}$$

对稀溶液，其比质量分率 $X = M_{CO_2} \cdot \frac{x}{M_{H_2O}}$

$$\therefore X_1 = 44 \times \frac{x_1}{18}$$

$$\therefore X_2 = 44 \times \frac{x_2}{18}$$

$G=X_1-X_2$

3．已知：t=20℃，用 N_2 逆流吸收溶解于水中的 O_2，$y_1=0.001$ 塔底达平衡。

求：(1) P=101.3kPa（绝） c_{min} mg/m^3 水

(2) P=40kPa（绝） c_{min} mg/m^3 水

解题思路：查=20℃，O_2--H_2O 系统，$E=4.062\times10^6$kPa

(1) $H = E\frac{M_S}{\rho_s}$

$$P_{e1} = P_1 \cdot y_1$$

$$P_e = cH$$

$$\therefore c_1 = \frac{P_{e1}}{H}$$

$$c_{\min} = c_1 \times M_{O_2} \times 10^6$$

(2) 同理 $P_{e2} = P_2 \cdot y_1$

$$\therefore c_2 = \frac{P_{e2}}{H}$$

4．已知：P=101.3kPa，用水逆流吸收 Cl_2, $y_1=0.01$, $x_1=0.8\times10^{-5}$

求：(1) t=20℃， (x_e-x)， $(y-y_e)$

(2) t=40℃， (x_e-x)， $(y-y_e)$

解题思路：(1) 查 t=20℃，Cl_2-H_2O 系统，$E=0.537\times10^2$MPa

$$m = \frac{E}{P}$$

$$x_e = \frac{y}{m}$$

$$y_e = mx$$

液相推动力 (x_e-x)

气相推动力 $(y-y_e)$

(2) 查 40℃，Cl_2-H_2O 系统，$E=0.8\times10^2$MPa

$$m = \frac{E}{P}$$

$$x_e = \frac{y}{m}$$

$$y_e = mx$$

液相推动力（x_e-x）

气相推动力（y-y_e）

5．已知：P_1=101kPa，y=50x，$x_1=2\times10^{-4}$，y_1=0.025。

求：若 P_2=202kPa 求推动力的增加比值。

解题思路：$y_{e1} = m_1 x$

$$x_{e1} = \frac{y}{m_1}$$

算$(y-y_e)_1$，$(x_e-x)_1$

P_2=202kPa,　m_2=50/2=25

y_{e2}= m_2x

x_{e2}=y/m_2

算$(y-y_e)_2$，$(x_e-x)_2$

$$\frac{(y-y_e)_2}{(y-y_e)_1}$$

$$\frac{(x_e-x)_2}{(x_e-x)_1}$$

6．已知：h=2mm, δ=0.2mm, t=20℃, P_{A2}=1.33kPa, P=101.3kPa

求：τ

解题思路：查 20℃时 $D=0.252\times10^{-4}m^2/s$, $\rho_{水}=998kg/m^3$

饱和蒸汽压 P_{A1}=2.338kPa

P_{B1}=P-P_{A1}

P_{B2}=P-P_{A2}

$$P_{Bm} = \frac{P_{B2} - P_{B1}}{\ln\frac{P_{B2}}{P_{B1}}}$$

$$\frac{P}{P_{Bm}}$$

对恒定的静止空气层厚度有：

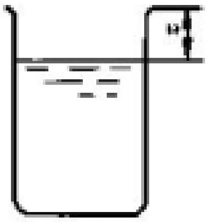
$$N_A\tau = \frac{\rho\cdot h}{M}$$

$$N_A = \frac{D}{RT\delta}\cdot\frac{P}{P_{Bm}}\cdot\frac{1}{(P_{A1}-P_{A2})}$$

得：

$$\tau=\frac{\rho RT\delta h}{MD}\cdot\frac{1}{(P_{A1}-P_{A2})}\cdot\frac{P_{Bm}}{P}$$

7．已知：t=30℃, P_{A2}=0, P=101.3kPa, z=1cm, H=4cm
求：τ



解题思路：查 30℃, D=0.268cm^2/s, ρ=995.7kg/m^3
饱和蒸汽压，P_{A1}=4.24kPa
P_{B1}=101.3-4.24=97.06kPa
P_{B2}=101.3kPa

$$P_{Bm}=\frac{P_{B2}-P_{B1}}{\ln\frac{P_{B2}}{P_{B1}}}, \qquad \frac{P}{P_{Bm}}$$

$$N_A\cdot d\tau=\frac{\rho\cdot dh}{M}, \delta=0.01+h$$

$$N_A=\frac{D}{RT\delta}\cdot(P_{A1}-P_{A2})\cdot\frac{P}{P_{Bm}}=\frac{D}{RT\delta}P_{A1}\cdot\frac{P}{P_{Bm}}$$

$$\therefore\int_0^\tau d\tau=\frac{\rho RTP_{Bm}}{MDP_{A1}P}\cdot\int_0^H(0.01+h)dh$$

$$\therefore\tau=\frac{\rho RTP_{Bm}}{MDP_{A1}P}(0.01H+\frac{1}{2}H^2)$$

8．已知：G=16kmol/h · m^2, P=101.3kPa, k_ya=64.6kmol/h · m^3,
k_La=16.6kmol/h · m^3, P_A=4.62C_A, (P_A: kPa, c_A: kmol/m^3)
求：(1) K_ya，H_{OG}
(2) 液相阻力分率
解题思路：(1) 由亨利定律
P=Ex=Hc=Hc_M · x
y=mx

$$\therefore m=Hc_M/P=\frac{4.62}{101.3}c_M=0.0456c_M$$

$k_Xa=k_Lac_M$

$$\therefore \frac{m}{k_x a} = \frac{0.0456c_M}{16.6c_M}$$

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a}$$

得 K_ya

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$$

(2)液相阻力占总阻力之百分数为

$$\frac{m/k_x a}{1/k_y a}$$

9．已知：y=0.05, x=0.01, $k_x=8\times10^{-4}$kmol/s ·m^2, $k_y=5\times10^{-4}$kmol/s ·m^2, P=101.3kPa 时 y=2x,

求：(1) N_A (kmol/s · m^2)

(2) P'=162kPa, N_A'

解题思路：(1) $\frac{1}{K_y} = \frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y}$

$$K_y = \frac{1}{\frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y}}$$

$$y_e = mx$$

$$N_A = K_y(y - y_e)$$

(2) P'=162kPa

$$m' = \frac{P}{P'} \cdot m$$

又根据经验式 $Sh=0.023Re^{0.83}Sc^{0.33}$

得 $k = 0.023\frac{D}{d}\cdot(\frac{dG}{\mu})^{0.33}(\frac{\mu}{\rho D})^{0.33}(kmol/s\cdot m^2(\frac{kmol}{m^3}))$

气体$\rho \propto P$，$D \propto \frac{1}{P}$，$c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT}\cdot y$

$\therefore k \propto \frac{1}{P}$ 而$k_y = \frac{P}{RT}k$

即 k_y 与 P 无关

∵P↑m↓ ∴($y-y_e$)↑

由$K_y=\dfrac{1}{\dfrac{m}{k_x}+\dfrac{1}{k_y}}\uparrow$

传质速率增加了$\dfrac{N_A'-N_A}{N_A}$

10．已知：$\dfrac{1}{K_y}=\dfrac{m}{k_x}+\dfrac{1}{k_y}$

求证：$N_{OL}=\dfrac{1}{A}N_{OG}$

解题思路：$\dfrac{1}{K_y}=\dfrac{m}{k_x}+\dfrac{1}{k_y}$

$$\frac{1}{K_y a}=\frac{m}{k_x a}+\frac{1}{k_y a}$$

同理可得$\dfrac{1}{K_x a}=\dfrac{1}{k_x a}+\dfrac{1}{mk_y a}$

即$K_x a=mK_y a$

得 $H_{OG}=\dfrac{G}{K_y a}=\dfrac{L}{K_x a/m}\cdot\dfrac{G}{L}=H_{OL}\cdot\dfrac{m}{L/G}=\dfrac{1}{A}H_{OL}$

$H=H_{OG}\cdot N_{OG}=H_{OL}\cdot N_{OL}$

11．已知：$\Delta y_1=y_1-y_{1e}$，$\Delta y_2=y_2-y_{2e}$

求证：$N_{OG}=\dfrac{1}{1-\dfrac{mG}{L}}\ln\dfrac{\Delta y_1}{\Delta y_2}$

解题思路：由物料衡算得

$x=x_2+\dfrac{G}{L}(y-y_2)$

低浓度吸收 $y_e=mx$

$$y_e = mx_2 + \frac{mG}{L}(y - y_2)$$

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{1}{y - mx_2 - \frac{mG}{L}(y - y_2)} dy$$

$$= \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(1 - \frac{mG}{L})y + (\frac{mG}{L}y_2 - mx_2)}$$

$$= \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \frac{(1 - \frac{mG}{L})y_1 + \frac{mG}{L}y_2 - mx_2}{y_2 - mx_2}$$

代入 $L(x_1 - x_2) = G(y_1 - y_2)$

12．已知：$x_2=0$ 逆流，$\eta = \frac{y_1 - y_2}{y_1}$ $\frac{L}{G} = \beta(\frac{L}{G})_{\min}$

求：$N_{OG}=f(\eta, \beta)$

解题思路：$(\frac{L}{G})_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_{1e} - x_2} = \frac{y_1 - y_2}{y_1 / m - 0} = m \cdot \eta$

$$\frac{L}{G} = \beta(\frac{L}{G})_{\min} = \beta m \eta$$

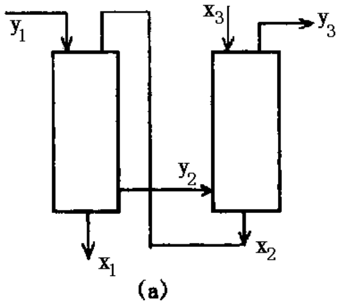
$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln[(1 - \frac{1}{A})\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A}]$$

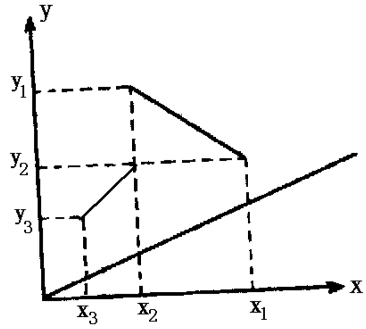
$$\frac{1}{A} = \frac{m}{L/G} = \frac{m}{\beta\eta m} = \frac{1}{\beta\eta}$$

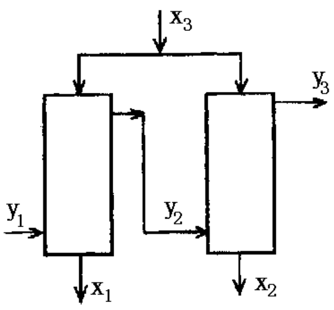
$$\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} = \frac{y_1}{y_2} = \frac{1}{1 - \eta}$$

13．画操作线与平衡线

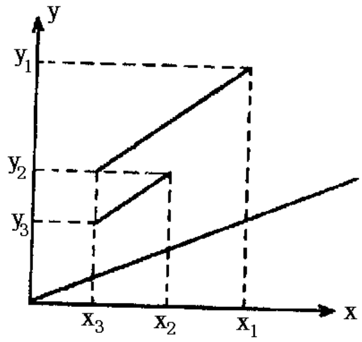
解题思路：对于流程 a 和流程 b，均有 $(\frac{L}{G})_A = (\frac{L}{G})_B$





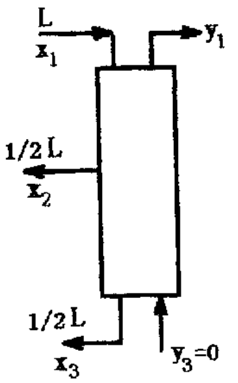


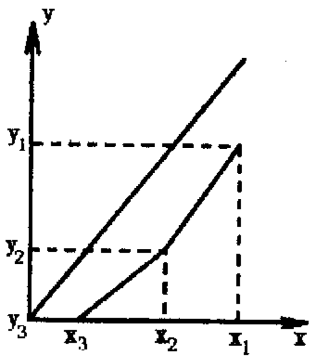
(b) 两塔的液体量相等



14．画操作线与平衡线

解题思路：对于该流程 $(\frac{G}{L})_{上} = 0.5(\frac{G}{L})_{下}$





15．已知：G=0.014kmol/s · m^2, y_1=0.02, η =0.95, x_2=0.0004, $\frac{L}{G} = 1.5(\frac{L}{G})_{min}$

K_ya=0.052kmol/s · m^3, y=1.2x

求：(1) x_1

(2) Δy_m

(3) H

解题思路：(1) $\eta = \frac{y_1 - y_2}{y_1}$

$$y_2 = y_1(1-\eta)$$

$$(\frac{L}{G})_{min} = \frac{y_1 - y_2}{x_{1e} - x_2} = \frac{y_1 - y_2}{y_1/m - x_2}$$

$$\therefore \frac{L}{G} = 1.5(\frac{L}{G})_{min}$$

根据物料衡算

$$G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2)$$

$$\therefore x_1 = x_2 + \frac{G}{L}(y_1 - y_2)$$

(2) $\Delta y_1 = y_1 - mx_1$

$$\Delta y_2 = y_2 - mx_2$$

$$\Delta y_m = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln\frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}$$

（3） $N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m}$

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$$

$$H = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

16．已知：x_2=0, L=1.3L_{min}, H_{OG}=0.8m
求：(1） η=0.9,H
(2)η=0.99,H
(3) 比较(1) (2)的 L
解题思路：(1） $(\frac{L}{G}) = 1.3(\frac{L}{G})_{\min}$

$$(\frac{L}{G})_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_{1e} - x_2} = \frac{y_1 - y_2}{y_1 / m} = m\eta$$

$$\therefore \frac{1}{A} = \frac{m}{L/G} = \frac{m}{1.3m\eta}$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln[(1 - \frac{mG}{L})\frac{1}{1-\eta} + \frac{mG}{L}]$$

H=N_{OG} · H_{OG}
(2) η'=0.99

$$\frac{1}{A'} = \frac{1}{1.3\eta}$$

$$N_{OG}' = \frac{1}{1 - \frac{1}{A'}} \ln[(1 - \frac{1}{A'})\frac{1}{1-\eta'} + \frac{1}{A'}]$$

H'=N_{OG}' · H_{OG}
(3) 比较(1) (2)可知，当回收率提高，则吸收剂用量为原来的

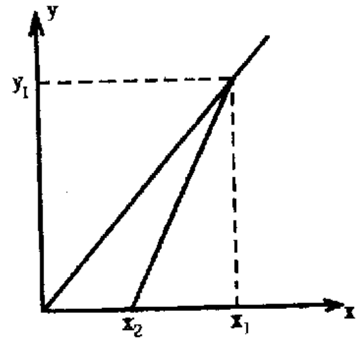
$\frac{1.3 \times 0.99 \times m}{1.3 \times 0.9 \times m} = 1.1$ (倍) 由 L/G=1.3mη可知，吸收剂用量与回收率η成正比。

17．已知：$x_1=2.5\times10^{-5}$，在 101.3kPa, 25℃下解吸，$y=545x$, $L'=5000kg/m^2\cdot h$，
$y_2=0$
求：(1) 达 $x_2=0.1\times10^{-5}$, G_{min}
(2) $G=0.40kmol//m^2\cdot h$，$H=\infty$时，$x_2=$？，并画出操作线。
解题思路：(1) $L=\frac{L'}{M}=\frac{5000}{18}=278kmol/m^2\cdot h$

$$(\frac{G}{L})_{\min}=\frac{x_1-x_2}{y_{1e}-y_2}=\frac{x_1-x_2}{mx_1-0}=\frac{2.5\times10^{-5}-0.1\times10^{-5}}{545\times2.5\times10^{-5}}=1.76\times10^{-3}$$

$$G_{\min}=(\frac{G}{L})_{\min}\times L=1.76\times10^{-3}\times278=0.489kmol/m^2\cdot h$$

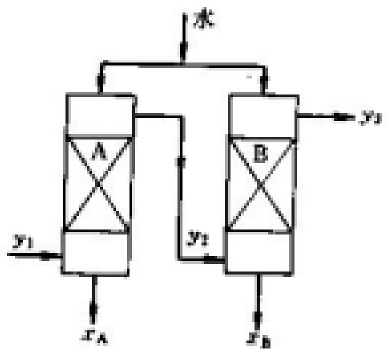
(2) L/G=278/0.4=695>m=545
此时塔高不受限制，则可在塔顶达到汽液平衡



则 $y_1=mx_1$
物料衡算：$G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2)$

$$x_2=x_1-\frac{G}{L}(y_1-y_2)$$

18．已知：$x_2=0$，$\eta_{总}=0.91$, $L_A=L_B=1.43L_{min}$, $H_{OGA}=H_{OGB}=1.2m$
求：H_A，H_B



解题思路：$(\frac{L}{G})_{\min}=\frac{y_1-y_2}{x_{1e}-x_2}=m\eta$

$$(\frac{L}{G})_A=(\frac{L}{G})_B=1.43(\frac{L}{G})_{\min}=1.43m\eta$$

$$\eta_A=\eta_B=\eta=\frac{y_1-y_2}{y_1}=\frac{y_2-y_3}{y_2}$$

又$\eta_{总}=\frac{y_1-y_3}{y_1}=1-\frac{y_3}{y_1}=1-\frac{y_3}{y_2}\cdot\frac{y_2}{y_1}$

$=1-(1-\eta_A)(1-\eta_B)$

$=1-(1-\eta)^2$

$\eta_{总}=0.91$，代入得$\eta_A=\eta_B=\eta$

$(\frac{L}{G})_A=(\frac{L}{G})_B=1.43m\eta=m$

说明操作线与平衡线斜率相等，即推动力处处相等。

$$N_{OG}=\frac{y_1-y_2}{\Delta y_m}$$

由 $N_{OGA}=\frac{y_1-y_2}{y_2-mx_2}=\frac{\eta}{1-\eta}$， $N_{OGB}=\frac{y_2-y_3}{y_3-mx_2}=\frac{\eta}{1-\eta}$

$\therefore N_{OGA}=N_{OGB}$

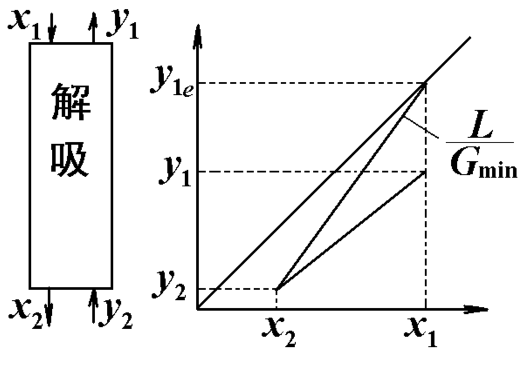
$\therefore H_A=H_{OGA}\cdot N_{OGA}$

$H_B=H_{OGB}\cdot N_{OGB}$

19．已知： $x_1=0.05$, $\eta=0.97$, $y'_2=0$, $G=1.3G_{min}$, $H_{OG}=0.3$, $y=2.8x$,

求： H

解题思路：变量如图所示，



$\eta=\frac{x_1-x_2}{x_1}=1-\frac{x_2}{x_1}$， 得 x_2

$$\frac{L}{G_{min}}=\frac{y'_{1e}-y'_2}{x_1-x_2}=\frac{mx_1}{x_1-x_2}$$

$$\frac{L}{G}=\frac{L}{1.3G_{min}}$$

根据物料衡算

$$G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2)$$

$$\therefore y'_1=y'_2+\frac{L}{G}(x_1-x_2)$$

$$\Delta y_1=mx_1-y'_1$$

$$\Delta y_2=mx_2-y'_2$$

$$\Delta y_m=\frac{\Delta y_1-\Delta y_2}{\ln\frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}$$

$$N_{OG}=\frac{y'_1-y'_2}{\Delta y_m}$$

$$H=H_{OG}\cdot N_{OG}$$

20．已知：H=5m, D=1m, x_2=0, q_V =2250m^3/h, y_1=0.05, y_2=0.0026,
x_1=60g 丙酮/kg 水，P=101.3kPa, T=25℃, y=2x

求：(1）H_{OG}，K_ya

(2) w（回收丙酮量/小时）

解：(1）$M_{丙酮}$=58, $x_1=\frac{60/58}{60/58+1000/18}=0.0183$

$$G'=\frac{q_V}{22.4}\cdot\frac{T_0}{T}$$

$$G=\frac{G'}{A}$$

$$N_{OG}=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln[(1-\frac{1}{A})\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}+\frac{1}{A}]$$

物料衡算：$G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2)$

$$\frac{L}{G}=\frac{y_1-y_2}{x_1}$$

$$\frac{1}{A}=\frac{m}{L/G}$$

得 N_{OG}

$$H_{OG}=\frac{H}{N_{OG}}$$

$$H_{OG}=\frac{G}{K_y a}$$

$$K_y a=\frac{G}{H_{OG}}$$

（2） w=G’(y_1-y_2)

21．已知：H=2.7m, P=101.3kPa, x_2=0, G=0.03kmol/m^2・s, L=0.018kmol/m^2・s, y_1=0.02,K_ya=0.1kmol/m^3・s, E=60kPa

求：y_2

解题思路：m=E/P

L/G=0.018/0.03=0.6=m

即操作线与平衡线平行，此时：

$\Delta y_m=\Delta y_1=\Delta y_2=y_2-mx_2=y_2$

$$H_{OG}=\frac{G}{K_y a}=\frac{0.03}{0.1}=0.3m$$

$$H=H_{OG}\cdot N_{OG}$$

$$\therefore N_{OG}=\frac{2.7}{0.3}=9$$

$$N_{OG}=\frac{y_1-y_2}{\Delta y_m}=\frac{y_1-y_2}{y_2}$$

得 y_2

22．已知：x_2=0.0002, L/G=3, y_1=0.01, η=0.90, y=2x, x_2’=0.00035

求：(1) η’

（2） x_1’

解题思路：(1) y_2= y_1（1-η）

$$\frac{1}{A}=\frac{m}{L/G}$$

$$N_{OG}=\frac{1}{1-\frac{1}{A}}\ln[(1-\frac{1}{A})\frac{y_1-mx_2}{y_2-mx_2}+\frac{1}{A}]$$

当 x_2 上升时，由于 H 不变，H_{OG} 不变

∴N_{OG}=H/H_{OG} 也不变，得

$$y_2'，\eta'=\frac{y_1-y_2'}{y_1}$$

（2）物料衡算：

$$G(y_1-y_2')=L(x_1'-x_2')$$

$$\therefore x_1'=\frac{G}{L}(y_1-y_2')+x_2'$$

23．已知：P=101.3kPa，t=15℃，$y_1=0.0145$，$x_2=0.2$, $y_e=1.05\times10^{-4}$, $y_2=0.000322$,

$K_ya \propto G^{0.8}$, L>>G

求：G’=2G 时，y_2'

解题思路：y_e=常数, $N_{OG}=\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy}{y-y_e}=\ln\frac{y_1-y_e}{y_2-y_e}$

当流率增加一倍时，$H_{OG}=\frac{G}{K_ya}\propto\frac{G}{G^{0.8}}\propto G^{0.2}$

$$H_{OG}'=H_{OG}\times 2^{0.2}$$

∵塔高不变，则

$H=H_{OG}\cdot N_{OG}=H_{OG}'\cdot N_{OG}'$

$$N_{OG}'=\frac{H_{OG}}{H_{OG}'}\cdot N_{OG}$$

得　y_2'

解题思路：

1. 已知：P=101.3kPa，苯(A)—甲苯(B)溶液

$$\log P_A^0 = 6.031 - \frac{1211}{t+220.8}$$ （P°— kPa，t —℃）

$$\log P_B^0 = 6.080 - \frac{1345}{t+219.5}$$

t_1=108℃，t_2=81℃

求：(1) α_1，α_2

(2) α_m，x~y 表

解题思路：(1) t_1=108℃时

$$\log P_A^0 = 6.031 - \frac{1211}{108+220.8} = 2.348,\ P_A^0 = 222.8kPa$$

$$\log P_B^0 = 6.080 - \frac{1345}{108+219.5} = 1.973,\ P_B^0 = 94.0kPa$$

$$\therefore \alpha_1 = \frac{P_A^0}{P_B^0}$$

t_2=81℃时

$$\log P_A^0 = 6.031 - \frac{1211}{81+220.8} = 2.018$$

$$P_A^0 = 104.33kPa$$

$$\log P_B^0 = 6.080 - \frac{1345}{81+219.5} = 1.604$$

$$P_B^0 = 40.19kPa$$

$$\therefore \alpha_2 = \frac{P_A^0}{P_B^0}$$

$$(2)\alpha_m = \frac{1}{2}(\alpha_1 + \alpha_2)$$

由 $y = \dfrac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x}$ 计算

2. 已知：乙苯(A)—苯乙烯(B)溶液理想物系，P=8kPa，y_A=0.595

$$\log P_A^0 = 6.08240 - \frac{1424.225}{213.206+t}$$ （P°—kPa，t —℃）

$$\log P_B^0 = 6.08232 - \frac{1445.58}{209.43+t}$$

求：(1) t

(2) x_A

解题思路：(1) $y_A = \dfrac{P_A^0}{P}\cdot\dfrac{P-P_B^0}{P_A^0-P_B^0}$

设：温度 t，计算 P_A^0，P_B^0，y_A

直至 y_A 符合

（2）$x_A = \dfrac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$

3. 已知：乙苯(A)—苯乙烯(B), P=13.6kPa, x_A=0.144。
求：(1) t
(2) y_A

解题思路：(1) 设液体温度 t，计算 P_A^0，P_B^0，x_A

直至 x_A 符合

（2）$y_A = \dfrac{P_A^0 x_A}{P}$

4. 已知：P=303.9kPa，丁烷(A)—戊烷(B)，$y_{F(A)}$=0.8,
t=40℃下，P_A^0=373.3kPa，P_B^0=117.1kPa，
求：$n_{液}/n_{汽}$
解题思路：冷凝至 40℃后：

$$x_A = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$$

$$y_A = \frac{P_A^0}{P} x_A$$

取总物料为 1 摩尔计：

$$\begin{cases} n_{液} x_A + n_{汽} y_A = 0.8 \\ n_{液} + n_{汽} = 1.0 \end{cases}$$

得 $\dfrac{n_{液}}{n_{汽}} = \dfrac{y_A - 0.8}{0.8 - x_A}$

5. 已知：P=101.3kPa 下作简单精馏 W_1=100kmol, x_1=0.40, x_2=0.30, α=3.0
求：(1) $W_{汽}$，$\bar{y}$ （2）改为平衡蒸馏，$W_{汽}$，y

解题思路：(1) $\ln\dfrac{W_1}{W_2} = \dfrac{1}{\alpha - 1}[\ln\dfrac{x_1}{x_2} + \alpha\ln\dfrac{1 - x_2}{1 - x_1}]$

得 W_2

$\therefore W_{汽} = W_1 - W_2$

$$\overline{y} = x_1 + \frac{W_2}{W_1 - W_2}(x_1 - x_2)$$

（2） $y = \dfrac{\alpha x_2}{1 + (\alpha - 1)x_2}$

由物料衡算（$W_1 - W_{汽}$）$x_2 + W_{汽} y = w_1 x_1$

$$W_{汽} = W_1 \cdot \frac{x_1 - x_2}{y - x_2}$$

6. 已知：x_f=0.24, q=1, x_D=0.95, x_w=0.03

求：(1) D/F

（2） $R = 2$时，$\dfrac{L}{V}$，$\dfrac{\overline{V}}{\overline{L}}$

（3） $R = 4$时，$\dfrac{L}{V}$，$\dfrac{\overline{V}}{\overline{L}}$

解题思路：(1) 物料衡算

$$\begin{cases} D + W = F \\ Dx_D + Wx_w = Fx_f \end{cases}$$

$$\begin{cases} D + W = F \\ 0.95D + 0.03W = 0.24F \end{cases}$$

解得 D/F

(2) $\dfrac{L}{V} = \dfrac{RD}{(R+1)D} = \dfrac{R}{R+1}$

$\because q = 1,\ \overline{L} = L + qF = RD + F$

$\overline{V} = V - (1-q)F = (R+1)D$

$\therefore \dfrac{\overline{L}}{\overline{V}} = \dfrac{R + F/D}{(R+1)}$

得$\dfrac{\overline{V}}{\overline{L}}$

(3) $\dfrac{L}{V} = \dfrac{R}{R+1}$

$$\frac{\overline{L}}{\overline{V}} = \frac{R + F/D}{R+1}$$

得$\dfrac{\overline{V}}{\overline{L}}$

7．已知：苯—甲苯系统：

x_f=0.3, t_f=40℃, F=kmol/h, P=101.3kPa, x_D=0.95, x_w=0.03, R=3

求：$\overline{V}$

解题思路：查苯—甲苯相平衡，得 x_f=0.3 时, t_s=98.6℃,

由$t = \dfrac{1}{2}(t_f + t_S)$

查得：$C_{P苯}$=148kJ/kmol·℃,　　　$C_{P甲苯}$=175kJ/kmol·℃

　　$r_{苯}$=33300kJ/kmol,　　　$r_{甲苯}$=39200kJ/kmol

$$C_P = C_{P苯} \cdot x_f + C_{P甲苯} \cdot (1 - x_f)$$

$$r = r_{苯} x_f + r_{甲苯}(1 - x_f)$$

$$q = 1 + \frac{C_P}{r}(t_s - t_f)$$

物料衡算：

$$\begin{cases} D + W = F \\ Dx_D + Wx_w = Fx_f \end{cases}$$

$$\begin{cases} D + W = 10 \\ 0.95D + 0.03W = 0.3 \times 10 \end{cases}$$

得 D

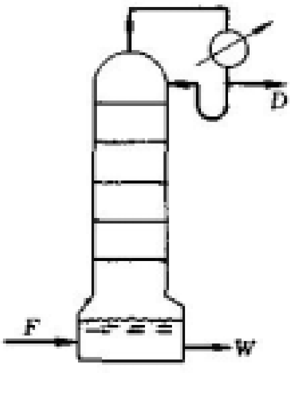
V=(R+1)D

$$\overline{V} = V - (1 - q)F$$

8．已知：x_f=0.1, q=0, F=10kmol/h, x_D=0.9, x_w=0.05, 塔釜加料

求：(1) V

(2) R，L/V



解题思路：(1) 物料衡算：$\begin{cases} D+W=F \\ Dx_D+Wx_w=Fx_f \end{cases}$

得 D，V=F

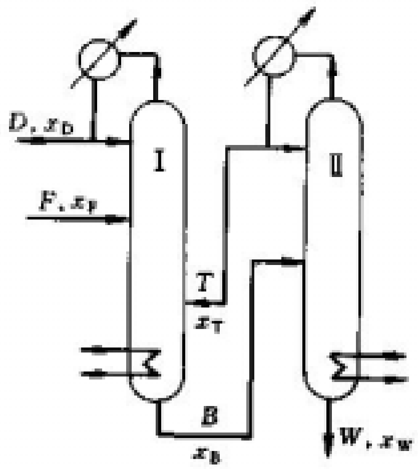
(2)$V=(R+1)D$，$R=\dfrac{V}{D}-1$

$$\frac{L}{V}=\frac{RD}{(R+1)D}=\frac{R}{R+1}$$

9. 已知：$R_1=R_2=3$，$q_1=q_2=1$，饱和液体回流。$x_f=0.6$, $x_D=0.9$, $x_B=0.3$, $x_T=0.5$, F=100kmol/h, $\eta_{总}=0.9$

求：(1) $\overline{V}_2$

(2) 1 塔中段操作线



解题思路：(1) $\eta_{总}=\dfrac{Dx_D}{Fx_f}$，得 D

对 1 塔作物料恒算：

$$\begin{cases} F+T=D+B \\ Fx_f+Tx_T=Dx_D+Bx_B \end{cases}$$

得 T, B

对 2 塔，$V_2=(R_2+1)T$

$$\overline{V}_2=V_2-(1-q_2)B=V_2$$

(2) 取 1 塔中段第 n 块板至塔顶作物料衡算。

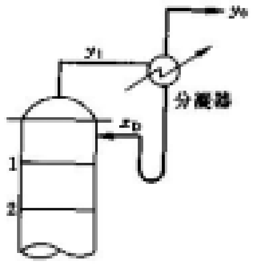
$$Fx_f+V'y_{n+1}=Dx_D+L'x_n$$

$$y_{n+1}=\frac{L'}{V'}x_n+\frac{Dx_D-Fx_f}{V'}$$

$q_1 = 1 \qquad \therefore V' = V = (R_1 + 1)D$

$L' = L + qF$

10. 已知：塔顶产品组成：全凝器时为 x_D，分凝器时为 y_0，
求：$x_D=y_0$ 时，两种情况下的操作线方程。



解题思路：由精馏段一截面与塔顶（包括分凝器在内）作物料衡算。

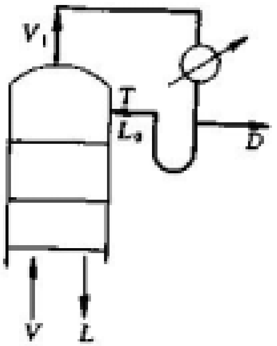
$Vy=Lx+Dy_0$，若回流比为 R

则 $y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}y_0$

对于全凝器时，精馏段操作线 $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D$

可知：当选用的回流比一致，且 $x_D=y_0$ 时两种情况的操作线完全一致。
在 y~x 图上重合，分凝器相当于一块理论板。

11．已知：冷回流 $R'=L_0/D$，塔内实际回流 $R=L/D$。



试证：(1) $R = R'[\frac{r + c_p(T_S - T)}{r}]$

(2) 操作线方程形式不变

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

解题思路：(1) 对塔顶第一块板作能量衡算

$$L_0 i_0 + V_2 I_2 = L_1 i + V_1 I_1$$

忽略 V_1 与 V_2 的温度变化，则 $I_1=I_2=I$。

又：对该板作物料衡算。

$$V_2 + L_0 = L_1 + V_1$$

将此两式代入能量衡算式，整理可得：

$$L_1 = L_0 \frac{I - i_0}{I - i}$$

若以 0℃为焓的基准，则 $I=C_PT_S+r$，$i=T_SC_P$,，$i_0=TC_P$

（2）若对精馏段任一截面与塔顶作物料衡算：

$$\begin{cases} V = L + D \\ Vy = Lx + Dx_D \end{cases} \qquad R=L/D$$

$$\therefore y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}x_D = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

12．已知：$x_f=0.5$，$x_D=0.96$，$x_w=0.05$，$q=1$，$R=1.2R_{min}$，α=2.5

求：逐板计算法得 N_T，加料位置。

解题思路：∴q=1,　∴$x_q=x_f=0.5$

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1+(\alpha-1)x_q}$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min+1}} = \frac{x_D - y_q}{x_D - x_q}, 得 R_{min}$$

$$\therefore R = 1.2R_{min}$$

精馏段操作线方程：

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

提馏段操作线方程：

$$y_{m+1} = \frac{\overline{L}}{\overline{V}}x_m - \frac{Wx_w}{\overline{V}}$$

$$q=1 \qquad \therefore V' = V = (R+1)D$$

$$L' = L + qF = RD + qF$$

由全塔物料衡算：

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_f = Dx_D + Wx_w \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} F = D + W \\ 0.5F = 0.96D + 0.05W \end{cases}$$

$$\frac{W}{F} = 0.505, \quad \frac{D}{F} = 0.495$$

$$y_{m+1}=\frac{\overline{L}}{\overline{V}}x_m-\frac{Wx_w}{\overline{V}}$$

$$=\frac{R\cdot D/F+q}{(R+1)D/F}x_m-\frac{W/F}{(R+1)\cdot D/F}x_w$$

平衡方程： $y=\frac{2.5x}{1+1.5x}$　　即 $x=\frac{y}{2.5-1.5y}$

自塔顶往下计算：$y_1=x_D=0.96$

$$x_1=\frac{y_1}{2.5-1.5y_1}=\frac{0.96}{2.5-1.5\times0.96}=0.906$$

$$y_2=0.58\times0.906+0.403=0.928$$

计算，当第 m 块板时，$x<x_q=0.5$，为加料板
计算，当第 N 块理论板 $x<x_w=0.05$
所以，全塔需理论板为 N 块（包括釜）
13．已知：F=15kmol/h, $x_f=0.35$，$x_D=0.95$，$x_w=0.04$，q=1，R=1.5，
间接蒸汽加热分离甲醇—水溶液

求：(1) $\overline{V}$，η

(2) 图解法 N_T

解题思路：(1) $\eta=\frac{\boldsymbol{Dx_D}}{\boldsymbol{Fx_f}}=\frac{(\boldsymbol{x_f-x_w})}{(\boldsymbol{x_D-x_w})}\cdot\frac{\boldsymbol{x_D}}{\boldsymbol{x_f}}$

$$\boldsymbol{D=F\cdot\frac{x_f-x_w}{x_D-x_w}}$$

∵ q=1.0,

∴ 塔釜蒸发量 $\overline{V}$ =V=(R+1)D

(2) 按教材附录的平衡数据作出甲醇—水溶液的平衡曲线。
精馏段操作线截距

$$\frac{x_D}{R+1}=\frac{0.95}{1.5+1}=0.38$$

作图得 N_T (包括釜)，加料板位置为第 m 块理论板。
14．已知：数据同上题，改用直接饱和蒸汽加热，x_D，x_W，R 不变
求：(1) S, η
(2) 作图计 N_T
解题思路：(1) ∵x_D、x_W 不变

S= $\overline{V}$ =(R+1)D-(1-q)F=(R+1)D

$$\therefore\begin{cases}S+F=D+W\\Fx_f=Dx_D+Wx_w\end{cases}$$

得 D, W

$$S=\overline{V}=(R+1)D$$

回收率 $\eta=\dfrac{Dx_D}{Fx_f}$

(2) 改用直接蒸汽加热后精馏段操作线方程没变

提馏段 $\begin{cases} S+\overline{L}=\overline{V}+W \\ \overline{L}x=\overline{V}y+Wx_w \end{cases}$

$S=\overline{V}$ $\quad\quad\quad\quad \overline{L}=W$

得 $y=\dfrac{W}{S}x-\dfrac{W}{S}x_w$

显然 $x=x_w$ 时， $y=0$

作图可得 N_T 块（包括釜）。加料板位置为第 m 块理论板。

15．已知： $x_D=0.98$，$x_f=0.60$，$x_w=0.05$，$R=1.5R_{min}$， $\alpha=2.47$，$q=1$

求：捷算法 N_T

解题思路：∴q=1, ∴$x_q=x_f=0.6$

$$y_q=\frac{\alpha x_q}{1+(\alpha-1)x_q}$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min+1}}=\frac{x_D-y_q}{x_D-x_q}$$

得$R_{\min}$，$R=1.5R_{\min}$，算 $\dfrac{R-R_{\min}}{R+1}$

查吉利兰图得 $\dfrac{N-N_{\min}}{N+1}$

由芬斯克方程可得：$N_{\min}=\dfrac{\log[(\frac{x_D}{1-x_D})(\frac{1-x_w}{x_w})]}{\log\alpha}$

∴ 可得 N（包括塔釜）

16．已知：$x_f=0.42$，q=1，$x_w=0.02$， $\alpha=2.5$，塔顶不回流，

求：(1) $x_D=0.6$ 时，N_T

(2) N_T 不限，x_{Dmax}

解题思路：(1) 该塔为一无回流回收塔，其操作线即为提馏段操作线

$$y=\frac{\overline{L}}{\overline{V}}x-\frac{W}{\overline{V}}x_w$$

且 ∵q=1, R=0

$\therefore \overline{L}=F$，$\overline{V}=D$

$$y=\frac{F}{D}x-\frac{W}{D}x_w$$

由全塔物料衡算

$$\frac{D}{F}=\frac{x_F-x_W}{x_D-x_W}$$

$$\frac{W}{F}=1-\frac{D}{F}$$

$$y_1=\frac{\alpha x_1}{1+(\alpha-1)x_1}$$

逐板计算：$y_1=x_D=0.6$

$$x_1=\frac{y_1}{2.5-1.5y_1}=\frac{0.6}{2.5-1.5\times0.6}=0.375$$

$y_2=1.45\times0.375-0.009=0.535$,　　　　$x_2=0.315$

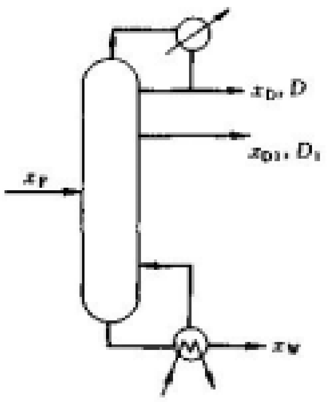
依次反复计算，至 $x_N\leq x_w=0.02$

（2）在设计条件下，若板数不限则 $N_T=\infty$时，塔顶产物可达 $x_{D\max}$

$$x_{D\max}=\frac{\alpha x_f}{1+(\alpha-1)x_f}$$

17．已知：$x_D=0.9$, $x_{D1}=0.7$, $x_f=0.4$, $x_w=0.1$, $q=1.05$,　$R=2$，α=2.4, $D/D_1=2$，D_1为液相。

求：N_T



解题思路：第一段操作线方程：

$$V_1y=L_1x+Dx_D$$

$$y=\frac{L_1}{V_1}x+\frac{D}{V_1}x_D=\frac{R}{R+1}x+\frac{x_D}{R+1}$$

第二段操作线方程：

$$V_2 y = L_2 x + Dx_D + D_1 x_{D1}$$

$$y = \frac{L_2}{V_2} x + \frac{Dx_D + D_1 x_{D1}}{V_2}$$

∵D_1为液相，∴$V_2=V_1=(R+1)D$　$L_2=L_1-D_1$

$$\therefore y = \frac{R - D_1 / D}{R+1} x + \frac{x_D + D_1 / D \cdot x_{D1}}{R+1}$$

第三段操作线方程：

$$V_3 y + F \cdot x_f = L_3 x + Dx_D + D_1 x_{D1}$$

$$y = \frac{L_3}{V_3} x + \frac{Dx_D + D_1 x_{D1} - Fx_f}{V_3}$$

∵ $q=1.05$

∴ $L_3=L_2+qF=2D-D_1+1.05F$

$V_3=V_2-(1-q)F=3D+0.05F$

作全塔物料衡算：

$$\begin{cases} F = D + D_1 + W \\ Fx_f = Dx_D + D_1 x_{D1} + Wx_w \\ D / D_1 = 2 \end{cases}$$

得 D_1/F, D/F，操作线方程

$$\therefore q\text{线方程：} y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_f}{q-1}$$

联立得交点

由塔顶 $y_1 = x_D = 0.9,\quad x_1 = \dfrac{y_1}{2.4 - 1.4 y_1} = \dfrac{0.9}{2.4 - 1.4 \times 0.9} = 0.789$

$$y_2 = 0.667 \times 0.789 + 0.3 = 0.826$$

依次计算

$x_2<x_{D1}=0.7$

换第二段操作线计算，至 $x_9<x=0.411$

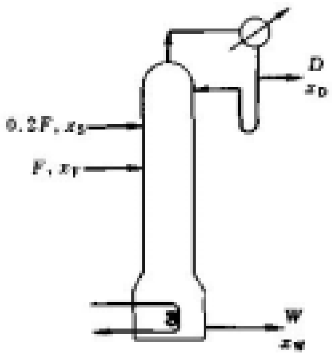
换第三段操作线计算，至 $x_N<x=0.1$

得 N_T（包括釜）。

18．已知：$x_D=0.98$, $x_s=0.56$, $x_f=0.35$, $x_w=0.02$, $\alpha=2.4$, $S=0.2F$, $q_f=q_s=1$

求：(1) η

(2) R_{min}



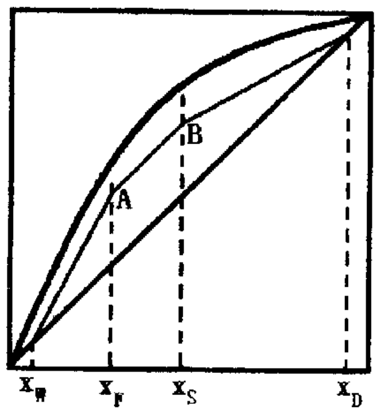
解题思路：(1）作全塔物料衡算：

$$\begin{cases} S+F=D+W \\ S\cdot x_s+F\cdot x_f=Dx_D+Wx_w \\ S=0.2F \end{cases}$$

∴解得 D/F

$$\eta=\frac{Dx_D}{Sx_s+Fx_f}$$

两段加料，全塔有三段操作线，如图示。



在最小回流比下，可能出现的有 A 点或 B 点成为挟点。

(i) 当 A 点挟紧时，$q_f=1$

∴$x_A=x_f=0.35$

$$y_A=\frac{\alpha x_A}{1+(\alpha-1)x_A}$$

$$\frac{L''}{V''}=\frac{y_A-x_w}{x_A-x_w}$$

∵$q_s=1$　∴L’’=L’+F=L+S+F=RD+1.2F

V’’=V’=V=(R+1)D

$$\therefore\frac{R_{\min}D+1.2F}{(R_{\min}+1)D}=\frac{y_A-x_w}{x_A-x_w}$$

得 $R_{\min A}$

(ii) 当 B 点挟紧时，$q_s=1$

$x_B=x_S=0.56$

$$y_B=\frac{\alpha x_B}{1+(\alpha-1)x_B}$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min}+1}=\frac{x_D-y_B}{x_D-x_B}$$

得 $R_{\min B}$

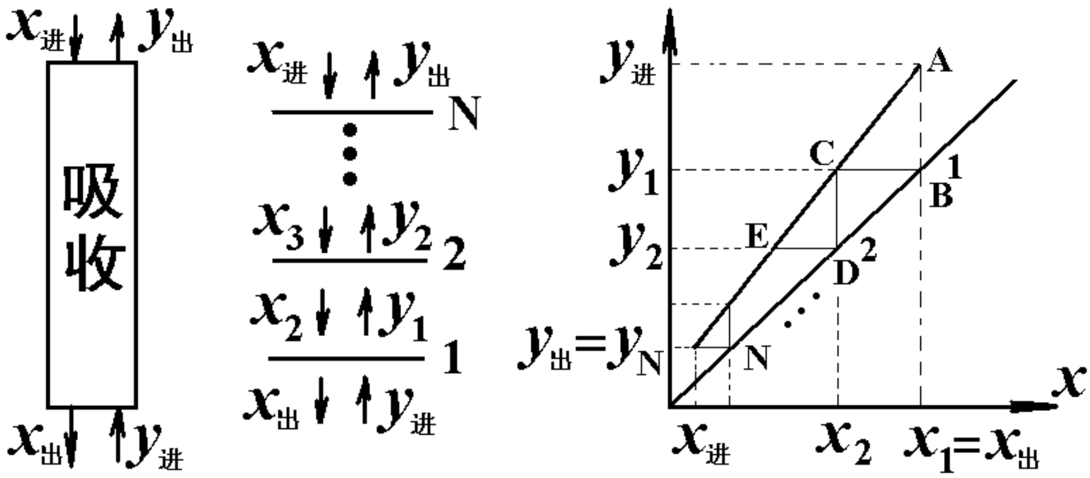
比较 $R_{\min A}$ 与 $R_{\min B}$，取大者

第 09 章 05 讲：

19. 逆流吸收，物系相平衡服从 y=mx，证明 $N_T=\dfrac{1-\dfrac{mG}{L}}{\ln\dfrac{L}{mG}}N_{OG}$

解题思路：如(a)图所示的吸收过程，由式(8-84)可得

$$N_{OG}=\frac{1}{1-\dfrac{mG}{L}}\ln[(1-\frac{mG}{L})\frac{y_{进}-mx_{进}}{y_{出}-mx_{进}}+\frac{mG}{L}] \qquad (1)$$



(a) (b) (c)

按照理论板的概念，如图(b)所示。$y_{出}=y_N$，$x_{出}=x_1$。图(c)中画出了操作线与平衡线，以及梯级三角形。ΔABC 与ΔCDE 为相似三角形。线 AB 比线 BC 等于 L/G，即操作线的斜率；线 CD 比线 BC 等于 m，即平衡线的斜率。相似三角形的相似比就是线 AB 与线 CD 之比，等于 L/mG=A。这样，

$$y_{进}-mx_{进}=(y_{进}-y_1)+(y_1-y_2)+(y_2-y_3)+...+(y_{N-1}-y_N)+(y_N-mx_{进})$$

$$=[1+\frac{1}{A}+\frac{1}{A^2}+\frac{1}{A^3}+...+\frac{1}{A^N}](y_{进}-y_1)$$
$$=[1+\frac{1}{A}+\frac{1}{A^2}+\frac{1}{A^3}+...+\frac{1}{A^N}](y_N-mx_{进})A^N$$

或 $$\frac{y_{进}-mx_{进}}{y_{出}-mx_{进}}=1+A^2+A^3+...+A^N=\frac{A^{N+1}-1}{A-1}=\frac{A^N-\frac{1}{A}}{1-\frac{1}{A}}$$

20．已知：$N_T=5$, $x_f=0.5$, $q=1$, $m=3$ (第三块加料)，R=3，D/F=0.44，α=2.47
求：x_D, x_W

解题思路：$\frac{D}{F}=\frac{x_f-x_w}{x_D-x_w}$

$$x_D=\frac{x_f-x_w}{D/F}+x_w$$

先设 $x_w=0.194$，则

$$x_D=\frac{0.5-0.194}{0.44}+0.194=0.889$$

精馏段操作线方程：

$$y=\frac{R}{R+1}x+\frac{x_D}{R+1}=\frac{3}{3+1}x+\frac{0.889}{3+1}=0.75x+0.222$$

提馏段操作线方程：

$$y=\frac{\overline{L}}{\overline{V}}x-\frac{W}{\overline{V}}x_w$$

$$q=1 \qquad \therefore \overline{L}=L+qF=RD+F \qquad \overline{V}=V=(R+1)D$$

$$\therefore y=\frac{R+F/D}{R+1}x-\frac{F/D-1}{R+1}x_w$$
$$=\frac{3+1/0.44}{3+1}x-\frac{1/0.44-1}{3+1}\times 0.194=1.32x-0.0617$$

平衡线方程：

$$x=\frac{y}{\alpha-(\alpha-1)y}=\frac{y}{2.47-1.47y}$$

自塔顶逐板计算：$y_1=x_D=0.889$

$$x_1=\frac{y_1}{2.47-1.47y_1}=\frac{0.889}{2.47-1.47\times 0.889}=0.764$$
$$y_2=0.75\times 0.764+0.222=0.795$$

由计算结果验证 x_w。

21．已知：将上题的加料板位置上移一块，即：m=2

求：x_D, x_w

解题思路：先设 x_w=0.207

$$\therefore x_D = \frac{0.5-0.207}{0.44} + 0.207 = 0.873$$

精馏段操作线方程：

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{3}{3+1}x + \frac{0.873}{3+1} = 0.75x + 0.218$$

提馏段操作线方程：

$$y = \frac{R+F/D}{R+1}x - \frac{F/D-1}{R+1}x_w$$

$$= \frac{3+1/0.44}{3+1}x - \frac{1/0.44-1}{3+1} \times 0.207 = 1.32x - 0.0659$$

相平衡方程：

$$x = \frac{y}{2.47-1.47y}$$

自塔顶逐板计算，由计算结果验证 x_w。

22．已知：N_T=3, x_f=0.002,q=0, R=4, y=6.4x，塔釜进料

求：x_D、x_W

解题思路：$N_T = \frac{1}{\ln\frac{1}{A}} \ln[(1-A)\frac{x_D - \frac{y_{N+1}}{K}}{x_w - \frac{y_{N+1}}{K}} + A]$

$$\frac{1}{A} = \frac{KV}{L} = \frac{(R+1)K}{R}$$

q=0，塔釜进料 $\therefore y_{N+1}=x_f=0.002$

获得 x_D 与 x_W 的关系

又有该塔仅有精馏段，其操作线方程

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{4}{4+1}x + \frac{x_D}{4+1} = 0.8x + 0.2x_D$$

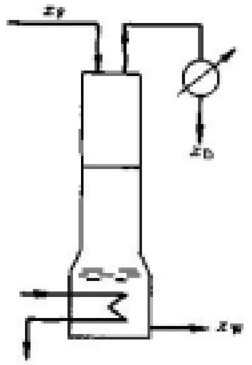
$y = x_f = 0.0002$时，$x = x_w$

$$\therefore 0.002 = 0.8x_w + 0.2x_D$$

将上两式联立可解得 x_D, x_w。

23．已知：$N_{实}$=1，q=1，塔顶加入 x_f=0.2，η=80%，x_D=0.28，α=2.5，R=0

求：x_w，E_{mV}



解题思路： $\eta=\dfrac{Dx_D}{Fx_f}$，可得 D/F，W/F

全塔物料衡算 $\begin{cases} F=D+W \\ Fx_f=Dx_D+Wx_w \end{cases}$

可得 x_W

$$E_{mV}=\frac{y_1-y_2}{y_1^*-y_2}$$

∵ 塔釜相当于一块理论板

$$\therefore y_2=y_w=\frac{\alpha x_w}{1+(\alpha-1)x_w}$$

又 $y_1=x_D=0.28$
取塔顶与第一块塔板之间作控制体
得衡算式 $Vy_2+Fx_f=Lx_1+Dx_D$
由恒摩尔流得 F=L， D=V

$$\therefore \frac{D}{F}y_2+x_f-\frac{D}{F}x_D=x_1$$

$$\therefore y_1^*=\frac{\alpha x_1}{1+(\alpha-1)x_1}$$

$$\therefore E_{mV}=\frac{y_1-y_2}{y_1^*-y_2}$$

24．已知：$x_f=0.5$，q=1，α=2，D/F=0.6, $N_T=\infty$
求：(1) R=0.8，x_D, x_w
(2) R=1.5，绘操作线示意图
解题思路：(1) $N_T=\infty$，设 y_q, x_q 达相平衡，则 $R=R_{min}=0.8$
∵q=1， ∴$x_q=x_f=0.5$

$$\therefore y_q=\frac{\alpha x_q}{1+(\alpha-1)x_q}$$

由$\dfrac{R_{\min}}{R_{\min}+1}=\dfrac{x_D-y_q}{x_D-x_q}$，得 x_D

验物料衡算

$$x_w=\dfrac{x_f-\dfrac{D}{F}x_D}{1-\dfrac{D}{F}}\text{是否}>0$$

（2）仍为 y_q, x_q 达平衡，则

$$\frac{1.5}{1.5+1}=\frac{x_D-0.667}{x_D-0.5}$$

$\therefore x_D=0.917$

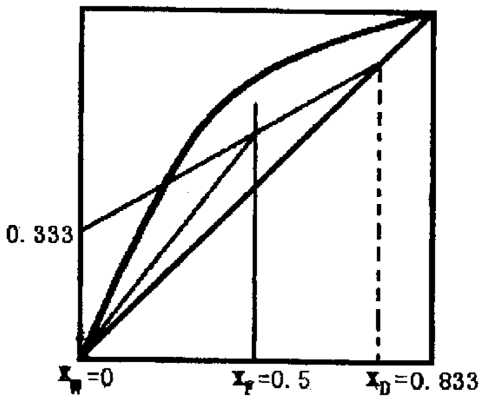
验物料衡算

$$x_w=\dfrac{x_f-\dfrac{D}{F}x_D}{1-\dfrac{D}{F}}=\frac{0.5-0.6\times0.917}{1-0.6}=-0.05<0$$

原假设不成立，而显然在 x_w=0 处相平衡

$\therefore x_w=0 \qquad x_D=\dfrac{Fx_f}{D}=\dfrac{0.5}{0.6}=0.833$

精馏段操作线截距 $\dfrac{x_D}{R+1}$



全塔操作线如图示。

解题思路：

1. 已知：常压苯—甲苯系统，R=∞，x_9=0.652，x_{10}=0.489
求：第十块板默弗里湿板效率 E_{MV}

解题思路：$E_{MV}=\dfrac{y_n-y_{n+1}}{y_n^*-y_{n+1}}=\dfrac{y_{10}-y_{11}}{y_{10}^*-y_{11}}$

全回流下，表观操作线方程 $y_{n+1}=x_n$
∴ $y_{11}=x_{10}=0.489$　　　$y_{10}=x_9=0.653$

$$y_{10}^*=\frac{\alpha x_{10}}{1+(\alpha-1)x_{10}}$$

苯—甲苯系统α=2.48
2. 已知：常压，甲醇—水系统，x_f=0.4, x_D=0.9, x_w=0.05,
求：用 O'connell 关联图估计 E_T
解题思路：由教材附录相平衡数据查得：
　　$t_{底}$=93℃　　$t_{顶}$=67.8℃
　　$t_m=(t_{底}+t_{顶})/2=(93+67.8)/2=80.4$℃
再查 t=80℃时，汽液共存
　　y=0.650　x=0.241

$$\therefore \alpha=\frac{y}{1-y}\cdot\frac{1-x}{x}$$

t=80.4℃时，$\mu_{水}$=0.356mPa·s，$\mu_{甲}$=0.275 mPa·s

$$\mu_L=\sum_{i=1}^{n}x_i\mu_i=0.4\times0.275+0.6\times0.356=0.324mPa\cdot s$$

算$\alpha\mu_L$

查 O'connell 关联图得 E_T
3. 已知：$y_{进}$=0.02,，$y_{出}$=2×10^{-5}，E_{mv}=0.5，m=0
求：$N_{实}$
解题思路：∵m=0　∴y_n^*=0

$$每板E_{mv}=\frac{y_n-y_{n+1}}{y_n^*-y_{n+1}}=1-\frac{y_n}{y_{n+1}}$$

N块板逐推得　$y_{出}=y_{进}(1-E_{mv})^N$

$$\therefore N_{实}=\frac{\ln(\dfrac{y_{出}}{y_{进}})}{\ln(1-E_{mv})}$$

5. 已知：R=∞，x_D=8.05×10^{-3}，x_w=8.65×10^{-4}，H=8m，α=1.10
求：HETP
解题思路：由芬斯克方程得

$$N_{\min} = \frac{\log[\frac{x_D}{1-x_D} \cdot \frac{1-x_w}{x_w}]}{\log\alpha}$$(包括釜)

不包括釜 N_T=Nmin-1

$$\therefore \text{理论当量高度} HETP = \frac{H}{N_T}$$