

化工原理又叫单元操作 Unit Operations

化学反应工程

[讨论回神间的其他]

传热 吸收 蒸馏和萃取

各个单元操作的原理

如何分析问题的方法

第一章 绪论

一. 内容

研究各个单元操作的基本原理

设备 设备的尺寸 如何选设备的型号 设备性能的计算

设备的设计计算

单元操作—组成各种生产过程 即 原料处理过程 完成一定处理目的

的总过程

类别	名称	目的
流体动力过程	流体输送	以一定的流量将液体从一个地方送到另一个地方
	沉降	从气体或液体中分离是浮的固体颗粒或液体滴或气泡
	过滤	从液体中分离是浮的固体颗粒
	混合	使液体与其它物质成为混合
三. 相变过程	蒸发	用液体使固体颗粒是溶解, 它们表面上就有液体的状态
传热	换热 ✓	使物料升温, 降温或改变物料相态
传质	蒸馏 ✓	利用液体或固体的挥发性不同通过汽化, 冷凝, 来分离液体混合物
	吸收	用液体的吸收剂分离气体混合物利用溶解度不同
	萃取	用萃取剂分离液体混合物
	浸取	用液体溶解浸取固体混合物中的可溶性物质使溶解
	吸附	用固体吸附剂分离气体或液体混合物
	离子交换	
	膜分离	

使加热物料含所液体除去汽化并...

1. 加热

冷却

压缩

冷冻

粉碎

颗粒剂

用外加固体物料变成尺寸更小的固体

选择科学性和经济性的统一

设计实验

操作

基本概念和方法

1. 过程的平衡和速率

平衡：一个过程进行的方向和所达到的极限

推动力 = 过程目前所处的状态 - 所对应的平衡状态

传热的推动力是冷热流体的温差

过程速率 \propto 推动力 / 阻力

2. 三种衡算

能量衡算

质量衡算

动量衡算

3. 研究方法

由此及彼 由小及大

需要通过小型实验弄清过程的规律 然后将研究成果应用到

实际当中

实验研究方法

相似理论

数学模型方法：先建物理模型，难点是合理简化，然后建数学模型

合理简化：①不失真 ②解表达

三. 单位制和单位换算

四 应用

第二章 传热 例

第一节 概述

2.1.1 概述

传热过程的功能

① 使对象(气、液)加热或冷却使物料达到指定的温度

② 换热，以回收利用热量或冷量，能量回收，资源的综合利用

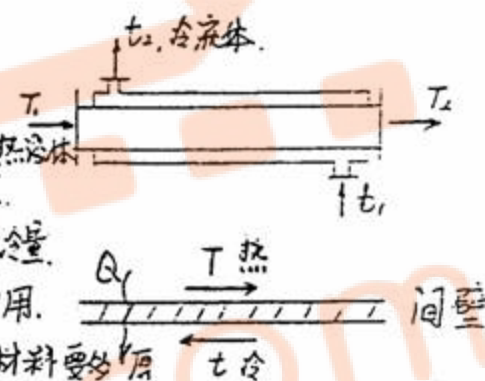
③ 保温，用什么保温材料，材料要够厚，我们的目的

如何强化传热过程

如何削弱传热过程

要完成的内容

① 传热过程的计算 如何设计换热器 ② 如何校核换热器 评价换热器性能



2.1.2 冷源和热源

一、热源

1. 电热源

来源的特点：①非常方便，随心所欲，不受高温限制。
②最高效，但根据地区特点而异。

2. 饱和水蒸汽

特点：a. 方便 b. 来源方便 c. 控制方便：温度与压强一一对应。

$100^{\circ}\text{C} \rightarrow 1\text{大气压}$, $112^{\circ}\text{C} \rightarrow 2\text{大气压}$, $123^{\circ}\text{C} \rightarrow 3\text{大气压}$, $170^{\circ}\text{C} \rightarrow 10\text{大气压}$

通过压强可求温度，可视性直观，控制容易。

① 传热速率很快，传热效率高。

② 最高温度受压强限制，压力容器比普通容器高十倍。

目前高压锅炉最高20大气压。

3. 烟道气

温度很高，在 700°C 以上。

特点：① 传热速度慢，传的是显热（ $T_F T_R$ ）。

② 温度很难控制。

③ 设备材料易腐蚀。

④ 能量回收利用，价格低廉。

4. 高温载热体

常用矿物油、联苯（有毒）、熔盐、这类高沸点、低熔点混合物。

① 沸点高。

② 饱和溶解度低？

③ 化学性质稳定。

二、冷源

1. 水

井水：best，温度低，水源稳定，是否可用？金属离子，硬度高，易结垢，降低效率。

河水：注意水质。

海水：含盐，腐蚀。

2. 空气，随季节变化，冬、夏温度不同。

3. 冷冻盐水，用电降温。

2.1.3 冷、热流体的接触方式

一、直接接触，与单纯传热过程不同。

热空气的水冷，热水的空气冷却。

特点：① 接触面积大（由其中一相分散状态决定）。

② 设备简单，加入填料促进速率。

③ 热量与物使用时传递。

二、间壁式换热

传热过程分步骤，3步，串联的，并行的，每一步机理不同。

2.1.4 传热的三种基本形式，三、蓄热式传热

一、热传导

温度：分子、原子热运动宏观表现。

✓ 温度相同，分子热运动强度不同，相互撞击，导致能量传递，表现为热量的传递。

因而热传导不可能在真空中进行。✓

二、热对流

对流: 因为流体中的质点发生了相对位移而产生

热对流仅发生在气体和液体中

自然对流: 由于流体内部温度的不同产生, 使密度不同, 产生了浮升力, 轻的向上, 重的向下, 最终结果温度相同。

强制对流: 流体在外力(如泵、风机或其他势能差)作用下产生的宏观运动。

热辐射:

通过电磁波传递热的过程, 它不需任何介质。

真空中可发生热辐射。

④ 等离子体

2.1.5 传热过程

一. 传热速率

1. 热流量 Q

单位时间内, 热流体通过整个换热器的传热面传给冷流体的热量。 $J/s, W$ ✓

2. 热流密度 q , $J/s \cdot m^2$ 传热面 ✓

单位时间, 通过单位传热面积所传递的热量。

传热面积不是流动面积。

$$q = \frac{Q}{A}$$

Q 与传热面积有关。

q 与

无关, 它完全取决于冷热流体间的传热过程。

若 T, t 随时间不变, 则是定态过程。

热流量、热流密度及相关物理量都与时间无关。

二. 换热器的热流量。

$$\text{传热速率} = \frac{\text{推动力 (温差)}}{\text{阻力 (热阻)}}$$

$$Q = \frac{\Delta T}{R}$$

R — 热阻, K/W 。

$$q = \frac{\Delta T}{\gamma}$$

γ — 单位传热面积的热阻, $K \cdot m^2/W$ 。

第二节 热传导

2.2.1 基本概念

一. 温度场和等温面

温度场: 物体或系统内温度分布的总和。

$$T = f(x, y, z, t)$$

定态 $T = f(x, y, z)$, 稳定的(定态的)温度场。

等温面: 温度场当中温度相等的点所组成的面。

二. 温度梯度 $\text{grad } T$

将等温面法线方向上的温度变化率称为温度梯度。

$$\text{grad } T = \lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta T}{\Delta n} = \frac{\partial T}{\partial n}$$

n — 法向方向上的距离的变化率。

2.2.2 热传导速率

166

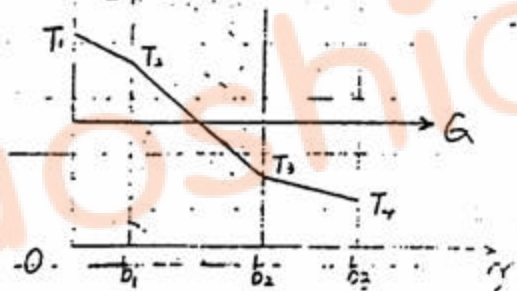
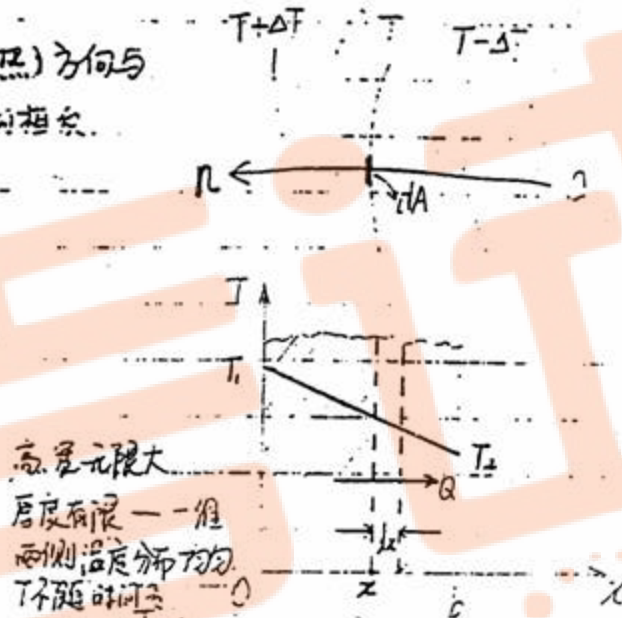
$$dq = -\lambda dA \frac{dT}{dx}$$

$$q = -\lambda \frac{dT}{dx} \quad \lambda - \text{导热系数 } W/m \cdot K$$

导热系数与材料性质和它在该方向上的温度梯度

$$q = -\lambda \frac{dT}{dx}$$

负号表示热流(传热)方向与温度梯度方向相反



2.2.3 导热系数

$$\lambda = - \frac{q}{\frac{dT}{dx}} \quad (W/(m \cdot K), W/m \cdot K)$$

描述某一种物质导热性能的物性参数

λ 大, 导热性能好

导热系数是分子微观运动的一种宏观表现

✓ λ 与物质组成、结构、温度、湿度、压强、聚集状态有关

λ 通过实验测定

非金属材料 < 金属材料

气体 < 液体 < 固体

热传导系数值: 金属 $10 \sim 10^2 W/m \cdot K$

绝热材料 $10^{-1} \sim 10^{-2}$

绝热材料 $10^{-1} \sim 10^{-2}$

液体 10^{-1}

气体 $10^{-2} \sim 10^{-1}$

2.2.4 通过平壁为定态导热过程

$$q = \frac{Q}{A} = -\lambda \frac{dT}{dx}$$

一平壁内温度分布

$$\frac{\partial q}{\partial x} = \frac{\partial q}{\partial x} + \frac{\partial q}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(-\lambda \frac{dT}{dx} \right) + \frac{\partial}{\partial t} \left(-\lambda \frac{dT}{dx} \right)$$

$$\frac{\partial q}{\partial x} = \frac{\partial q}{\partial x} = -\lambda \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} = \text{常数}$$

若材料均匀, λ 一定, $\frac{\partial q}{\partial x}$ 是常数, 温度分布是均匀的

温度呈线性分布 λ 以热导率变化, 导热系数不同, 温度分布不同

热流量 $\int_{T_1}^{T_2} d\dot{Q} = -\frac{q}{\lambda} \int_{x_1}^{x_2} dx$

$\Rightarrow Q = \frac{\frac{\Delta T}{b}}{\frac{\lambda}{A}} = \frac{\Delta T}{R}$

$R = \frac{b}{\lambda A}$ $\frac{K \cdot m/W}{\lambda A}$

$q = \frac{Q}{A} = \frac{\Delta T}{\frac{b}{\lambda}} = \frac{\Delta T}{R}$

$\gamma = \frac{b}{\lambda}$ $\frac{K \cdot m/W}{\lambda}$

$R = \frac{\gamma}{A}$

二. 多层平壁的稳定热传导

层与层间的空气形成了接触热阻

温差与热阻一一对应

$Q = \lambda_1 A \frac{T_1 - T_2}{b_1} = \lambda_2 A \frac{T_2 - T_3}{b_2} = \lambda_3 A \frac{T_3 - T_4}{b_3}$

$\Delta T_1 = Q R_1, \Delta T_2 = Q R_2, \Delta T_3 = Q R_3$

$Q = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3}{R_1 + R_2 + R_3} = \frac{T_1 - T_4}{\frac{b_1}{\lambda_1 A} + \frac{b_2}{\lambda_2 A} + \frac{b_3}{\lambda_3 A}}$

$Q = \frac{T_1 - T_{n+1}}{\sum_{i=1}^n R_i} = \frac{T_1 - T_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{b_i}{\lambda_i A}}$

串联过程: 1. 总的推动力是各个分推动力之和

总的热阻是各个分热阻之和

2. 各个分过程的温度差与其热阻成正比例变化

3. 当总的温差一定时, 各分过程的热量传递取决于总热阻

$R = \frac{Q}{A} = \frac{1}{\lambda b}$ 考试点考研网 www.kdoshidian.com

对于平壁热传导而言, 总的热阻等于各分热阻叠加

2.2.5 通过圆筒壁的稳定热传导 p26

$q = -\lambda \frac{dt}{dr}$

$2\pi r L \cdot q_r = 2\pi (r+dr) L \cdot q_{r+dr} + (2\pi r L) \rho \frac{\partial t}{\partial t} \cdot \Delta t$

$\therefore Q = 2\pi r L \cdot q_r = 2\pi (r+dr) L \cdot q_{r+dr}$

通过每一个传热面积的热流量相等

$dt = -\frac{Q}{2\pi L \lambda} \cdot \frac{dr}{r}$

$t = \frac{Q}{2\pi L \lambda} \ln r + C$

热流量

$Q = \frac{2\pi \lambda L (t_1 - t_2)}{\ln r_2 / r_1}$

$Q = \frac{\lambda (A_2 - A_1) (t_2 - t_1)}{(r_2 - r_1) \ln \frac{A_2}{A_1}} = \lambda A_m \frac{t_1 - t_2}{b}$

$= \frac{\Delta T}{\frac{b}{\lambda A_m}} = \frac{\Delta T}{R}$ 其中 $A_m = \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}}$

$b = r_2 - r_1 = \frac{1}{2} (d_2 - d_1)$ $R = \frac{b}{\lambda A_m}$

A_2/A_1	3	2	1.5	1.3	1.1
$\frac{A_m (圆筒)}{A_m (平壁)}$	1.10	1.04	1.02	1.005	~1.0

圆筒壁的有效传热面积随半径而变, 故采用 A_m 一对数平均面积

讨论对数平均的结果: ① 结果偏于小的, 但偏差与 \ln 平均值为 0

② 当两个数越来越接近时, 对数平均面积趋近于几何平均

③ 当两数之差小于 10% 时, 二者几乎相同, 可用算术平均

④ 正确的结果是按对数平均的结果

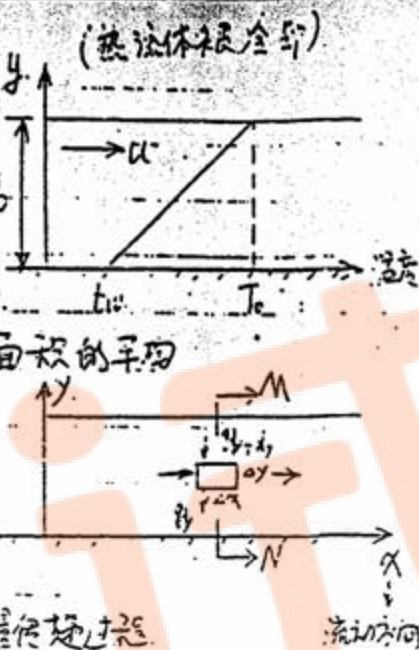
多层圆筒壁

$$Q = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3}{R_1 + R_2 + R_3} = \frac{T_1 - T_4}{\frac{b}{\lambda_1 A_{m1}} + \frac{b}{\lambda_2 A_{m2}} + \frac{b}{\lambda_3 A_{m3}}}$$

T_1 - 蒸汽的温度, 可根据压力表读出

注意 A_m 的计算, 是每一层的两个面积的平均

$$Q = \frac{T_1 - T_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{b_i}{\lambda_i A_{mi}}}$$



第三节 对流给热

定义: 流体与固体壁面之间发生的热量传递过程

一、流体无相变

1. 强制对流给热

外力驱动 流动剧烈 传热效果好

2. 自然对流给热

无外力 但存在

二、流体有相变

1. 蒸汽冷凝

2. 液体沸腾 锅炉蒸发

2.3.1 对流给热过程分析

流动传热的贡献

△若流体静止 $u=0$

$$\dot{q} = -\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_{y=0} = \lambda \frac{\Delta T}{b}$$

壁面处的温度梯度

△若发生层流流动 (没有垂直于 x 方向的流动)

在垂直于 x 的方向上, 传热机理仍然是热传导

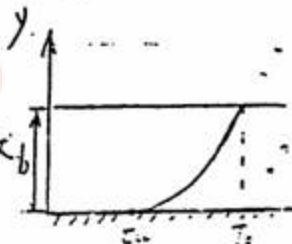
微元体积 $1 \cdot \Delta x \cdot \Delta y$

$$\partial y / \partial x < \partial y / \partial y$$

∴ $\partial y / \partial x \Rightarrow \partial y / \partial y$ → 流动对传热过程的贡献

$$\text{壁面上 } \partial y / \partial x = -\lambda \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_{y=0}$$

流体的流动, 使壁面处温度梯度增大



△若湍流流动, 流体脉动促使流体在 y 方向上的混合, 主体部分的

温度趋于均匀, 使壁面附近的温度梯度更大, 热流密度也更大

2.3.2 过程的数量描述

$$\dot{q} \propto (T_w - T)$$

是经验假设, 热流密度与 $T_w - T$ 成正比
牛顿冷却定律

$$\text{流体被加热 } \dot{q} = \alpha (T_w - T)$$

α - 给热系数, $W/m^2 \cdot K$, T_w - 壁温

$$\text{流体被冷却 } \dot{q} = \alpha (T - T_w)$$

T - 横截面上的流体平均温度, 主体温

$$\alpha = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

反映了对流给热速率的快慢

α 不是物性参数

传热方式	室内空气	气体强	液体强	液体弱	液体强	液体弱
	自然对流	强制对流	强制对流	强制对流	强制对流	强制对流
α	5~25	10~100	200~1000	1000~10000	1000~10000	1000~10000

锅炉用蒸汽传热是因为加热时属于水的沸腾, 传热系数大
时属于“水蒸气冷凝”, 两者 α 均很大

1. 过程数学描述:

解决壁温具体测量的困难

$q \propto T-t$ 温差越大, 传热速率越快

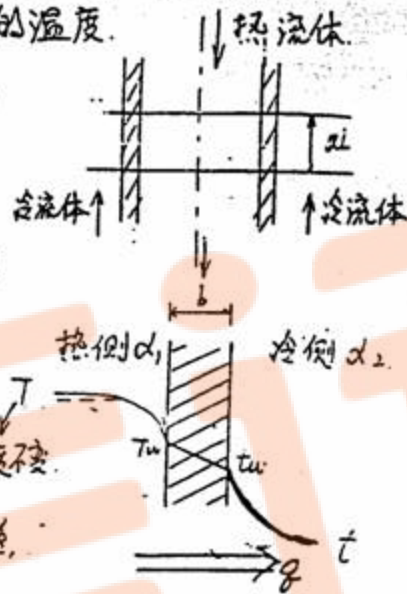
体温度 — 温度计插入后测出的温度

T, t — 热、冷流体的主体温度

$$q = K(T-t)$$

热流密度的微分表达式

管壁厚度薄, 故内外表面的差异可忽略



对于定态传热, 忽略内外表面面积差,

热流密度相等

$$q = \frac{dQ}{dA} = \frac{T - T_w}{\frac{1}{\alpha_1}} = \frac{T_w - t_w}{\frac{b}{\lambda}} = \frac{t_w - t}{\frac{1}{\alpha_2}}$$

$$q = \frac{T - t}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{\text{总推动力}}{\text{总阻力}}$$

推动力与阻力——对应

则 $K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$ 研究的问题在于 d

2. 传热系数和热阻

K_1 — 以外表面 A 为基准的总传热系数

$$dQ = K_2 dA_2 (T-t) \quad K_1 \neq K_2$$

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{d_1}{\lambda} \ln \frac{d_1}{d_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

$$K_1 dA_1 = K_2 dA_2 \Rightarrow \frac{K_1}{K_2} = \frac{d_2}{d_1}$$

一般情况下, K 指以外表面为基准的

3. 壁温计算

$$q = \frac{T - T_w}{\frac{1}{\alpha_1}} = \frac{T_w - t_w}{\frac{b}{\lambda}} = \frac{t_w - t}{\frac{1}{\alpha_2}}$$

讨论: ① 对于任意传热环境, 其热阻越大, 温差也越大

② 对于钢管 b 很小, λ 非常大, 则其热阻十分小, 温差就十分小, 可以认为钢管两侧温度相等

$$\frac{T - T_w}{T_w - t} = \frac{\frac{1}{\alpha_1}}{\frac{1}{\alpha_2}}$$

从上式知, 壁温接近于 α 大的一侧。举例: 烧水时, 壁温接近于水的一侧, 水的 α 大于空气的 α

2.4.2 传热过程基本方程式

1. 热流量的积分表达式

锅炉内部使用久后会结垢, 其质地疏松, 热阻很大

① 污垢热阻计算

内、外表面热阻 R_1, R_2

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + R_1 + \frac{b}{\lambda} + R_2 + \frac{1}{\alpha_2}}$$

→ 侧壁热阻小，传热系数大，而壁温 \$T_w\$ 接近于 \$T_1\$ 的一侧及侧壁温度分布不均，导致锅炉表面温度急剧升高，减少锅炉寿命。

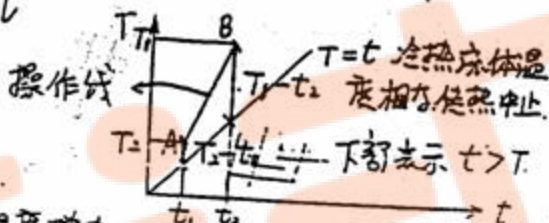


热流体的质量流量

$$dq = -w_1 c_{p1} dT = w_2 c_{p2} dt$$

$$q dA = \frac{k(T-t)dA}{\delta}$$

传热面积



\$dT\$ - 热流体微元段的温度变化
 \$dt\$ - 冷流体流过微元段后温度增加
 \$K\$ - 总传热系数

$$\left. \begin{aligned} -w_1 c_{p1} dT &= K(T-t)dA \\ w_2 c_{p2} dt &= K(T-t)dA \end{aligned} \right\} \Rightarrow \begin{cases} A = \int_0^A dA = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{T-t} \cdot \frac{w_1 c_{p1}}{K} \\ A = \int_0^A dA = \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{T-t} \cdot \frac{w_2 c_{p2}}{K} \end{cases}$$

假设总传热系数 \$K\$ 在总传热面积上是常数

\$w_1, w_2\$ 流量保持不变，无泄漏

定压比热 \$C_p\$ 保持不变 (因温差有限，近似认为 \$C_p\$ 不变)

则上式变为

$$A = \frac{w_1 c_{p1}}{K} \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{T-t} = \frac{w_2 c_{p2}}{K} \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{T-t}$$

所求为推动力 \$(T-t)\$ 与温度的变化关系。
 操作线与推动力的变化规律。

操作线方程

$$T = \frac{w_2 c_{p2}}{w_1 c_{p1}} t + (T_1 - \frac{w_2 c_{p2}}{w_1 c_{p1}} t_1)$$

A, B 点对应于换热器两端面的温度。
 线段上任一点，对应换热器任一截面冷热流体的温度

线段两端点与对角线的垂直距离是该点的推动力。

任一点

该截面的推动力

操作线方程 - 换热器任一截面与冷热流体间的温差平衡的结果。

操作线为直线的条件：\$C_p\$ 不随温度而变

$$\frac{d(T-t)}{dt} = \text{常数} \quad \text{或} \quad \frac{d(T-t)}{dT} = \frac{dT}{dt}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{t_2 - t_1} \quad \text{或} \quad \frac{dT}{dT} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{T_1 - T_2}$$

传热基本方程式

$$A = \frac{w_2 c_{p2} (t_2 - t_1)}{K (\Delta t_2 - \Delta t_1)} \int_{\Delta t_1}^{\Delta t_2} \frac{d(\Delta t)}{\Delta t}$$

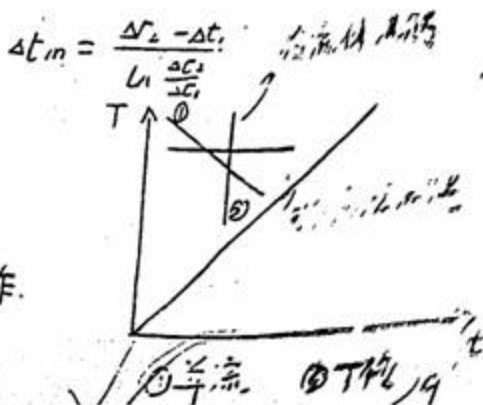
$$= \frac{Q}{K} \frac{1}{\ln \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\Delta t_1 - \Delta t_2}} = \frac{Q}{K} \frac{1}{\Delta t_m}$$

$$Q = KA \Delta t_m$$

讨论：对数平均推动力

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

逆流操作的 \$\Delta t_m\$ 大于并流操作。



$$Q = KA\Delta t_m$$

述传热速率快慢的方程。

2. 热量恒算。K → α , λ , 换热器使用时间, 流动状态, 材料
换热器厚度 δ (换热器表面粗糙, 流动阻力大, 粗糙度大, 阻力也大, 要使扬程增大, 故需
比较经济。)

A与K——相对应。K是以内表面或外表面为基准
 Δt_m 与流向有关

3. 换热器的设计型计算

型任务是将热流体从 T_1 冷却到 T_2 , 或将冷流体从 T_2 加热到 T_1 ,
选出一个换热器。

作型任务是已知的设备, 改变其任务
(热流体冷却为例, 结论不影响一般性)。

命题方式

$$Q = W_1 C_p (T_1 - T_2)$$

①任务: 将一定流量 W_1 的热流体从给定温度 T_1 冷却到 T_2 , 则 Q 已知

②条件: 可供使用的冷却介质是什么, 其进口温度 t_1 。

(考虑水的来源, 处理后的地面水或地下水, 南方北方差异)。

③目的: 求出A, 以及与其相关的其它尺寸。

计算方法 $Q = KA\Delta t_m$

①用热量恒算方法求 Q , $Q = W_1 C_p (T_1 - T_2)$

② Δt_m 根据冷、热流体温度求。

③求K要知道 α_1 , α_2 以及 δ , λ 。

④可求A了。

参数选择

1. Δt_m ①选择流向。

②选择 t_2 。

2. 求K: ①确定冷、热流体在管内或管外。

②选择流速。

选择的依据

1. 流向: ①冷、热流体进出口温度相同时, 逆流时 $\Delta t_m >$ 并流。
 T_1 和 t_1 确定后, 并流时 $(t_2)_{\max} \rightarrow T_2$, 逆流时 $(t_2)_{\max} \rightarrow T_1$ 。
对于热敏性物料, 要选并流。

逆流会使高温区集中, 易影响换热器寿命。

2. t_2 。

优点: t_2 较高时, 所需冷流体量较少 (热量恒算), 则冷流体用的量
流量可以减小, 输送费用下降 (功率小, 运行费用少)。
另一个好处是回收到了少量的高温热量。

缺点: t_2 较高时, Δt_m 较小, 则所需A变大, 设备投资高。
故最后要取一个平衡的 t_2 , $(t_2)_{\text{opt}}$

3. 流速的选择 → 影响 $\alpha \Rightarrow K \Rightarrow A$ 。

↳ 流动阻力

流速大 \Rightarrow 湍流强 $\Rightarrow \alpha$ 大 $\Rightarrow K$ 大 $\Rightarrow A$ 小, 但阻力也大。

注意选 α 较小一侧, 使其流速变大, 因其在初步设计水=冷却水
换热器最难维护的地方要使其流速较大, 避免沉积污垢。

要再换换热器形式。

阻力大小与流态有关。避免提高一点点流速就使阻力增大很多。
换热器。

气体吸收

一.概述

1.吸收的基本概念与应用

1) 吸收过程

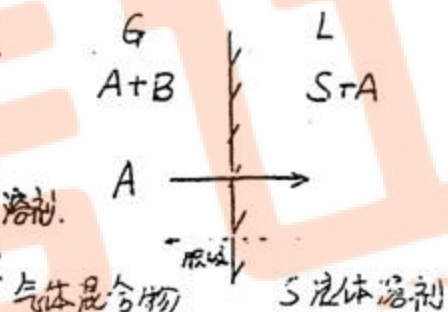
气体中气相、液相的传质过程。

B不参与吸收过程。惰性组分

A: 溶质

吸收: A进入S. 气相溶质进入溶剂。

脱吸: 液相溶质释放到气相中。



2) 应用

① 化工中原料气体的净化

合成氨中的H₂的来源: 燃料不完全燃烧成 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$

将CO₂吸收掉 然后有 $\text{N}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{NH}_3$

有杂质CO
要除去

② 有用组分的回收

例 焦炉气中回收粗苯

③ 产品制取 HCl, HNO₃, H₂SO₄, NaOH

④ 废气治理

SO₂的净化 用硫酸吸收

⑤ 生化反应体系的供氧

微生物生存于水溶液体系 将氧溶入其中 要持续供应 如污水处理等

3) 吸收原理分类

原理: 溶解度差

吸收分类:

① 按原理: 物理吸收 (界限是溶质与溶剂的化学性质)
化学吸收 (机理)

② 按操作: 等温 (与过程的热效应有关)
非等温 (状态)

③ 按目的: 单组分 (吸收一个溶质)
多组分

我们研究单组分等温物理吸收

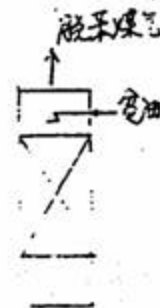
物理吸收: 物理过程
化学吸收: 化学过程
物理吸收: 物理过程
化学吸收: 化学过程
若中和反应速率很快, 则不考虑反应的阻力, 只考虑物理过程

例: HCl与SO₂, 溶解度 $\text{HCl} > \text{SO}_2$, 故设计中主要考虑SO₂. 若SO₂满足, 则HCl也满足。

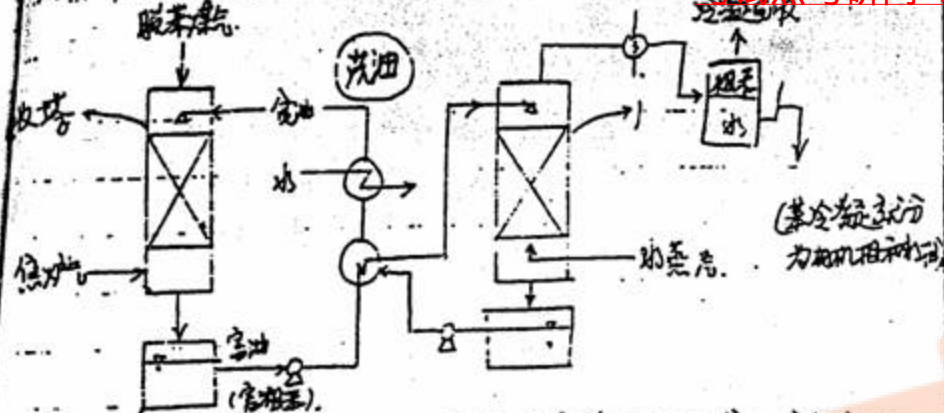
2. 吸收的实现

1) 流程与变化

① 典型流程



用作吸收剂，吸收对象A-混合气



吸收: ①再生吸收剂
②回收物(产品)

② 流程变化

a. 气、液流向

浓度差 → 气液吸收过程推动力。在一个条件下要达到最佳 → 逆流吸收。
并流: 气液同向通过填料。
逆流: 气液反向通过填料。此时, 气体无逆流上流。
(因逆流阻力压降) 其用通量受阻, 此时, 可用并流 (会失去一点推动力)。

b. 多塔吸收

某气体: 进口高浓度 → 出口低浓度。一个塔时, 塔高太高, 可把设备做小些采用并流一个逆流的塔; 塔高 (错流工艺)。

c. 加压吸收, 加压

当气体中分压比例一定时, $p = P_g \cdot y$
则升高 P_g , 可促 p 。
(提高气体相平衡常数)

d. 吸收剂的选择

2. 溶剂的选择

溶解度大和选择性好

分离依据是溶解度的差

a. 不易挥发, 气体接触时, 但腐蚀性小, 若挥发, ① 溶剂损失大, ② 污染产品

b. 粘度低, 易输送与分散

能耗低, 在填料里易于均匀分配

c. 无毒, 不燃, 无腐蚀

设备安全

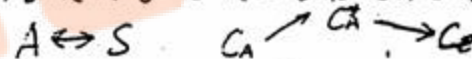
设备加工的问题

d. 来源多, 价格低, 再生易, 工业经济性

二. 气液相平衡

1. 气体在液体中的溶解度

溶质 A 与溶剂 S 接触后, 溶入 S, 仅复溶解在 A 溶, 达到平衡



这是特定条件下, 反复接触的过程, 也是一个平衡概念

平衡参数 相律 → 自由度 自由度 $F = C - \phi + 2$

C 组分数 $\phi =$ 相数

对单组分, $C=3, \phi=2, F=3$

可变量: 温度

总压

溶解度
系数

气相组成

液相组成

确定3个, 3个定另1个

选择溶解度 C_e 为因变量, 它是其余3个变量的函数组成 P_a, x_E, P, T (温度)

$C_e = f(P, T)$
考虑是否温度条件下, T 是影响的
则有 $C_e = f(P)$

若能确定下就是函数形式, 则问题就解决了
引入实验依据, 在一定的不大高压力范围内, P 对 C_e 影响不大

实验支出
↑
变量也升

特殊的形式 (不是普遍适用), 亨利定律:
视为一条通过原点的直线

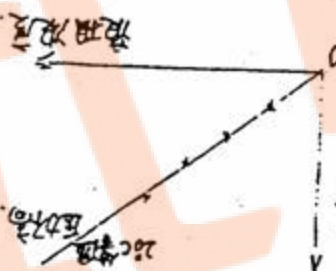
可以是 C_e 中 x 与 y 的关系
稀溶液, 稀 \leftrightarrow 浓, 此时相关

$H_2O-Mt, 1.5 \text{ mol/L}$ 时, 仍是稀溶液
 $H_2O-SCl, 0.05 \text{ mol/L}$ 时, 已不是稀溶液

亨利定律 $p = H \cdot C_e \rightarrow \text{mol/L}$
 p_a, atm , \rightarrow 溶解度系数, $P_a, \text{L/mol}$

溶解度系数 = $\frac{\text{溶解度}}{\text{浓度}} = \frac{p_a, \text{atm}}{C_e, \text{mol/L}}$
亨利定律 $E = H \cdot C_m$

溶解度系数 = $\frac{\text{溶解度}}{\text{浓度}} = \frac{p_a, \text{atm}}{C_e, \text{mol/L}}$
亨利定律 $E = H \cdot C_m$
溶解度系数 = $\frac{\text{溶解度}}{\text{浓度}} = \frac{p_a, \text{atm}}{C_e, \text{mol/L}}$



气相摩尔分数: $\frac{p}{P} = y$

$y = m x_e$
 $m = \frac{E}{P}$, m 是无量纲 (一)

2. 相平衡与吸收的关系
若 $y = 0.753 x_e$, ($m = 0.753$)

若 y 增加, 则是脱吸过程
若 y 减少, 则是吸收

① $y_1 = 0.1$, $x_1 = 0.05$ 吸收
 $y_2 = 0.05$, $x_2 = 0.1$ 脱吸

② $y_1 = 0.05$, $x_1 = 0.13 > x_1$
 $y_2 = 0.075$, $x_2 = 0.1$ 脱吸

③ $y_1 = 0.066 < y_2 = 0.1$
 $y_2 = 0.075$, $x_2 = 0.1$ 脱吸

2. 指明过程的极限
液体一直在恒温, 气体温度

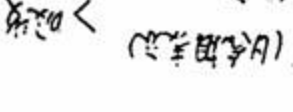
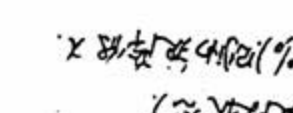
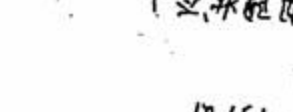
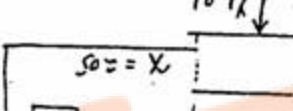
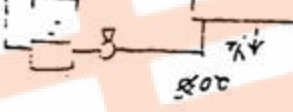
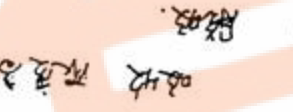
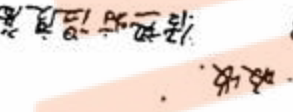
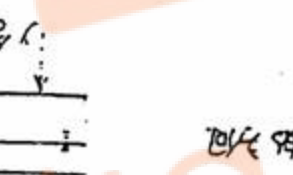
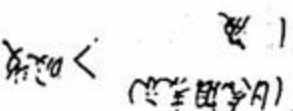
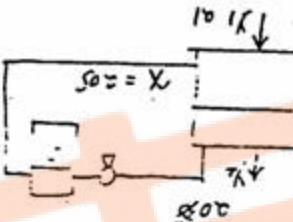
入液体, 又对液体温度不
影响

Example $x_1 = 0.05$, $y_1 = 0.1$
 $\Rightarrow y_2 = y_1 = 0.05$ (极限状态)

若溶解度除在 (压为 0.2%) 则吸收率 x
3. 平衡过程的方向力

若差前 $\Delta y = y - y_e$ (在气相中)
若差后 $\Delta x = x - x_e$ (在液相中)

若差前 $\Delta y = y - y_e$ (在气相中)
若差后 $\Delta x = x - x_e$ (在液相中)



$$\Delta y = y_e - y$$

> 吸收

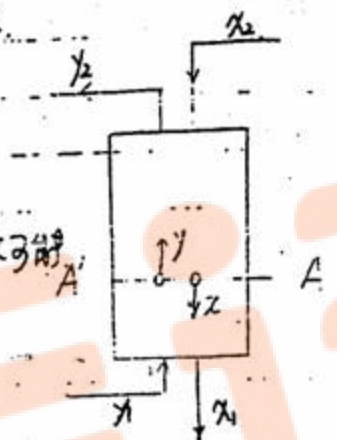
$$\Delta x = x - x_e$$

第三节 扩散与单相传质

3.3 相平衡与吸收过程的关系

离塔气体浓度 要达到标准

最好是新溶剂, 为零, 但实际上不可能
其值受再生塔控制



塔底是1, 塔顶是2

利定律

气液相充分接触, 溶质在气、液相中的分配

溶解度 = f(温度, 溶质的气相分压)

$$p_c \sim x \Rightarrow y \sim c \Rightarrow y \sim x$$

在稀溶液范围内, 气液相平衡是线性的

结论

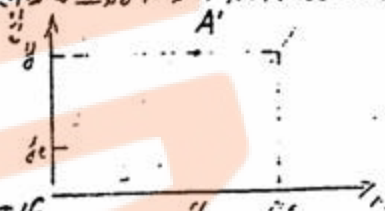
3. 利定律的应用

1. 判别方向, 比较主体浓度与对应相的平衡浓度

2. 指明极限, 溶解平衡是极限

3. 计算过程推动力, 主体浓度和与其相对应的相的平衡浓度之差

推动力 $(y - y_e)$ 和 $(x_e - x)$



第三节 扩散与单相传质

3.4 双组分混合物中的分子扩散

1. 分子扩散: 因浓度差造成, 效率较低

对流传质: 因流体的宏观流动造成

2. 费克定律: 分子扩散的速率正比于浓度梯度

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz}$$

J_A — 传递的物量, 单位时间单位传质面积所传递的 A 物

量的物量 $\text{kmol A/m}^2 \cdot \text{s}$

工程中传质面积很难算准确

"—" 表示浓度梯度方向与传递方向相反

dc_A/dz — 浓度梯度, $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{m}$ A 物在 B 中的扩散系数

"三传的类似性" — 动量传递、热量传递、质量传递

D_{AB} — 组分 A 在 A、B 双组分混合物中的扩散系数, m^2/s

一般 $D_{AB} \neq D_{BA}$

D_{AB} 不是物性参数, 无法查表, 可实验求得

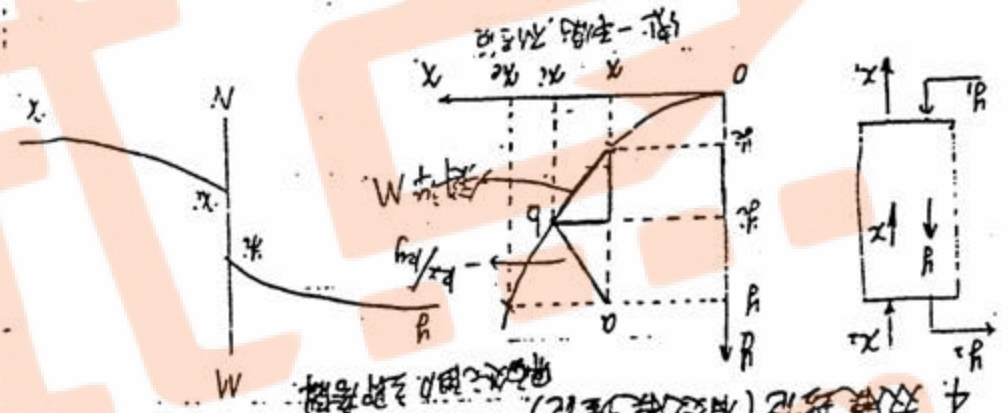
$y - y_2 = (y_1 - y_2) \cdot \frac{1}{1 + \frac{K_y}{K_x} \frac{1}{R_2}}$
 y_1 - 气相传质系数

N_A 单位: 单位时间单位面积通过的A物量

气相 $N_A = k_y (y - y_c)$

3.8 传质速率

第四章 相际传质



4. 双膜理论 (有效膜理论)

k_L - 以浓度差表示推动力的液相传质系数, m/s

C - A物在液相主体中的浓度, kmol/m³

C_i - A物在界面处的浓度, kmol/m³

(2) $N_A = k_L (C_i - C)$

P - 气相中某物分压, kPa

P_i - 界面处某物分压, kPa

k_g - 以分压差表示推动力的气相传质系数, kmol A / (s·m²·kPa)

(1) $N_A = k_g (P - P_i)$

3. 对流传质速率

界面 (溶液方程) $y_i = f(x_i)$ 相平衡 (无条件的)

$y_i = m x_i$ 亨利定律 (线性关系, 有条件的)

液相 $N_A = k_x (x_i - x)$

$k_g = P - P_i$

P - 总压, P_i - 以分压为推动力的气相传质

$k_x = C_m \cdot k_L$

k_L - 液相传质系数, C_m - 液相浓度

一些理论推导, 用主体浓度表示界面浓度

$N_A = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}}$

上述意味着有气相和液相界面, 界面处为平衡浓度

(液相) $m(x_i - x) = y_i - y_c$

$N_A = \frac{y - y_c}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = K_y (y - y_c)$

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

解决上述的三个问题: 液相浓度, 气相浓度, 相平衡关系

K_y - 气相传质系数 (以表示以总浓度表示)

液相 \rightarrow 气相传质系数倒数 $\frac{1}{K_y}$

相平衡关系 (m)

上述推导的前提是平衡浓度是直线 (一般为直线) (无条件的)

问题 $N_A = K_x (x_i - x)$

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

$K_m A / m^2$

$m k_y = K_x$

平衡方程	$y = mx + a$	$P = HC + I$	当 $\frac{1}{k_y} \gg \frac{m}{k_x}$ $K_y \approx k_y$ 称为气相传质阻力控制。(气相阻力远大于液相阻力)
吸收传质速率方程	$NA = k_y(y - y_i)$ $= k_x(x_i - x)$ $= K_y(y - y_e)$ $= K_x(x_e - x)$	$NA = k_g(P - P_i)$ $= k_L(C_i - C)$ $= K_G(P - P_e)$ $= K_L(C_e - C)$	$k_y = P \cdot k_g$ $k_x = C_m k_L$ $K_y = P K_G$ $K_x = C_m K_L$
总传质系数	$K_y = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}}$ $K_x = \frac{1}{\frac{1}{k_x m} + \frac{1}{k_y}}$	$K_G = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{H}{k_L}}$ $K_L = \frac{1}{\frac{1}{k_L H} + \frac{1}{k_g}}$	$m K_y = k_x$ $K_G H = k_L$

1. $k_y \ll k_x$ or $|k_x/k_y| \gg 1$ 又因在图上 ab 线段非常陡。
 2. m 很小 (溶解度很大)
 2. 当 $\frac{1}{m k_y} \ll \frac{1}{k_x}$, $K_x \approx k_x$ 液相传质阻力控制
 1. $k_y \gg k_x$ or $|k_x/k_y| \ll 1$ ab 线段非常平
 2. m 较大 (溶解度很小)
 讨论传质阻力系数的意义。
 ... 能提高传质速率 (通过提高传质系数 \rightarrow 增加流动条件 < 气相 液相 which one? \rightarrow 要先看哪相是传质阻力控制步骤。若为液相, 则增加液相流动 或 提高溶解度, 可以改换溶剂。 (对于液相阻力控制有效。当为气相阻力控制时, 换溶剂无用。) 可使出口气体浓度降低, 有利环保。

3.9 界面浓度与传质阻力

界面浓度: $\frac{y - y_i}{x_i - x} = \frac{k_x}{k_y}$ 及 $y_i = f(x_i)$
 $\begin{cases} a & (y, x) \\ b & (y_i, x_i) \end{cases}$
 斜率 确定点。

方法: 1. 作直线, 求交点。

2. 联立上述两方程

气相阻力控制或液相阻力控制。

$$NA = \frac{y - y_e}{\frac{1}{k_y}}$$

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

\downarrow 总阻力 \downarrow 气相阻力 \downarrow 液相阻力

与气液相本身流动, 相平衡 (斜率) 有关。

而传质平衡 $m=1$ (溶解度斜率为 1)。

3.10. 过程描述。第五节 低浓度气液吸收 (气液进口浓度小%)

3.10. 过程描述。

物料衡算, 热量衡算。

传质速率方程。

$G \rightarrow$ kmol 混合气 / s.m² 塔截面。

\downarrow 气体总流量。 G 的变化, 从下往上减小。

$L \rightarrow$ kmol 溶液 / s.m² 塔截面。

“气”来自于液体
“气”与液体不相干 (可以选择各种液体吸收等)

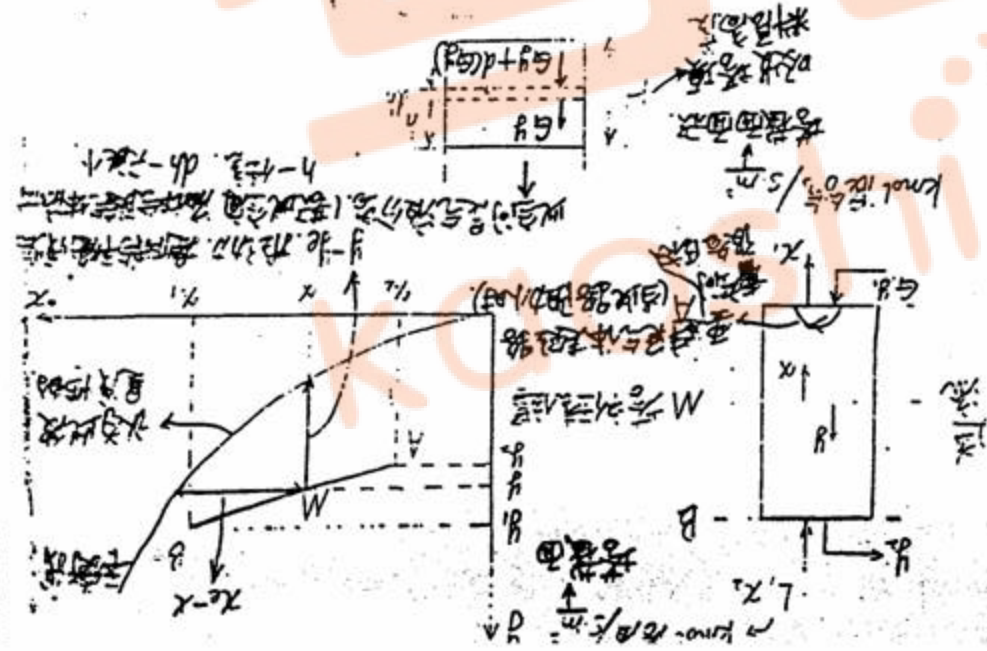
吸收塔物料衡算
✓ 填料塔: 微分过程, 气液相浓度连续变化, 填料塔板数可无限变化
板数可无限变化, 填料塔板数可无限变化

溶解过程有热效应, 大多数物质则温度会升高, 所以沿塔向
会有温度变化, 这会影响溶解度和溶解度
吸收率, 引为气相随塔的吸收高度, 且是恒量
溶解的量很小, 引为温度变化, 则可忽略吸收溶解度变化
吸收率随塔高为不变

气相随A物浓度

分析
可以认为气、液流动沿塔高是常数, 用双膜理论分析
可以认为气、液相传质系数是常数 → 最重要的影响因素是流动状态
平衡没有变化, 相平衡系数 m 是常数
→ K_y, K_x 是常数

* 吸收塔物料衡算 (以填料塔为例)
“低浓度”的特点:
1. G, L 是常数
各向同性, 沿塔高气液相浓度不
连续变化, 称为微分式
2. 等温吸收 (由于低浓度吸收)
低浓度所产生的热量很少



一 沿塔高设若干块塔板. 浓度分布非连续. 板式接触.

考试点考研网 www.kaoshidian.com

* 塔高与吸收速率. 胖瘦 控制流量. 反映处理量的大小.

"高矮" 控制处理程度. 与吸收速率有密切关系. 反映处理标准的高低.

参数:

- N_A kmol A/s.m^2 传质面积.
- A 塔的截面积.
- a 评价填料性能的参数 \rightarrow 有效吸收面积. 化工上叫比表面积. 单位体积的填料有多少表面积. m^2 吸收传质面积 / m^3 填料体积. 是填料按体积算. 如 5m^3 的填料.

建立微元塔高的物料衡算 (A组分).

$$Ad(G-y) = N_A \cdot A \cdot (A \cdot dh)$$

\downarrow kmol A/s \downarrow $\text{A组分通过} dh \text{ 填料高度的流量变化. } \text{kmol A/s.m}^2$ \downarrow $\text{每单位} N_A \text{ 的速率通过} dh \text{ 的塔截面} \text{的} A \text{ 的} \frac{1}{2}$
 \downarrow $\text{每单位塔截面通过的} A \text{ 的} \frac{1}{2}$ \downarrow A组分的流速

$$H = \int_{y_2}^{y_1} dh = \int_{y_2}^{y_1} \frac{d(G-y)}{N_A \cdot a}$$

$$= \int_{y_2}^{y_1} \frac{d(G-y)}{K_y \cdot a (y - y_e)}$$

$$= \frac{G}{K_y \cdot a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$$

(N_A 用 G 代)
 a 是常数 \because 填料会同时变,
 $(y - y_e)$ 总推动力随塔高的变化

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$$

\downarrow 传质单元数

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

传质单元高度

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

衡算. $Gy_1 + Lx_2 = Gy_2 + Lx_1$ 对 A 组分的物料衡算. 塔顶 A 组分的量 = 塔底 A 组分的量.

\downarrow
 $Gy_1 - Gy_2 = Lx_1 - Lx_2$
 进塔的气相减少的量 = 经过塔的气相增加的量.

$Gy + Lx = Gy_2 + Lx_1$ (B-M 之间). 对 A 组分的物料衡算.

$Gy - Lx = Gy_2 - Lx_1$
 经过一个塔段后气相减少的量 = 经过一个塔段后液相增加的量.
 收塔的操作线方程.

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

更热湿的操作线方程是换热器局部作热平衡算的结果. 收塔的操作线方程是直线的条件:

L/G 是常数 (液气比). (\because 气体浓度低, $\therefore G/L$ 为常数).
 L - 液体流量 G - 气体流量.

对于低浓度吸收. 操作线是直线. 平衡线是互位. (直线的条件 \rightarrow 斜率. 截距为常数相等).

$$\frac{1}{h} - 1 = \frac{1}{(1-h)} \cdot \frac{1}{2}$$

已知条件“同角”

新無差別 $\rightarrow x_2 = c$ (或說吸入空氣12%)

$$y_2 = mx_2$$

(-:-) :-

方程是过原点的直线

条件: 相平衡关系满足亨利定律.

$$\Delta y_m = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}} = \frac{1 - 0.5}{\ln \frac{1}{0.5}} = 0.7$$

$$\frac{w_{p\sigma}}{r_h - r} = \frac{f_{\sigma}}{(h\sigma) f_{h\sigma}} \int \frac{r_h - r_{h\sigma}}{r_h - r} = \frac{p_{h\sigma}}{p_{h\sigma}} \int = w_N$$

塔内计算式	$H = H_{OG} N_{OG}$ $H_{OG} = \frac{K_y \cdot a}{G}$ $H_{OL} = \frac{K_x \cdot a}{L}$ $H_g = \frac{K_y \cdot a}{G}$ $H_L = \frac{K_x \cdot a}{L}$	传质单元高度
传质单元数	$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i}$ $N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x_i}$ $N_g = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i}$ $N_L = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x_i}$	$H = H_g \cdot N_g$ $H = H_L \cdot N_L$

$$\frac{r_p - r_f}{r_{\text{portfolio}} - r_f} = \frac{r_p - r_f}{(r_{\text{market}} - r_f) \times 1} = \frac{r_p - r_f}{r_{\text{market}} - r_f} = \frac{\rho_{p,m}}{\rho_{m,m}}$$

两条线(都市、乡村)间距离,随人口变化也是非线性变化。

$$2H - H = \Delta H = \text{Heat}$$

一. 对数平均推动力法. 条件: 平衡线是直线. (不足点: 点)

3.11. 恒值单元数的求取. 求 N_{eq} .

NO₃⁻ 无因次 $H_{03} = (0.15 \sim 1.5)m$

No. 76. 改开改商.

H009 的改进: (陈好强) 陈好强

NO₂ 非常大气. 强氧化剂.

• ১৯৭৭

N_{0g} 越大, 要求越高.

呼吸系统的卫生要求

NO₂ 反应了低浓度的NO₂ 浓度，在呼吸过程中NO₂ 浓度

设备
Hog. Hog - 完成一个值单元所需的时间
在树状图下 要设计时 越小越好 \rightarrow 是设备性能与物料流

• $H_{05} \rightarrow$ 反映吸收设备效率的高低. $(0.15 \sim 1.5)m$.

 $\gamma > m(\text{常数}) - p_1, p_2$ 与流初状态有关

流动条件与设备形式有关

(一) 设备的性能。

回收率下的塔高变化? 只有一个变量。

推动力为塔高处处相等。

→ (操作线与平衡线平行)。

平均推动力 (\because 处处相等)。

均推动力 = 任一点的推动力)。

$$N = L(x_1 - x_2)$$

$$N = L(x_1 - x)$$

No_G

吸收塔的设计型计算。

要求: 目标一达到排放标准。计算达到此分离要求所需的塔高。

条件: 混合气体的性质——浓度 y_1 , 流量 G , 分离要求(经济是否

能承受), 相平衡关系 m (确定吸收剂)。

要求的表达方式: ①. 残余浓度 y_2 。

②. 回收率 η (留下来的量/总的进来的量)。

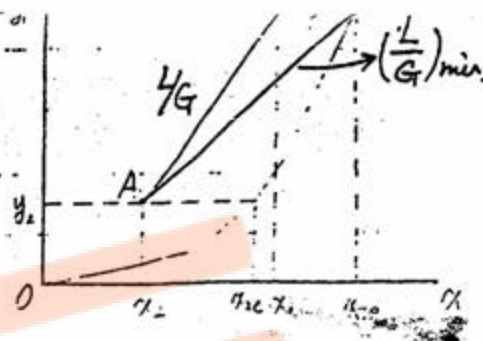
$$\eta = \frac{G_1 y_1 - G_2 y_2}{G_1 y_1} = 1 - \frac{y_2}{y_1}$$

低含量 $G_2 = G_1$

追求高含量的分离是很困难的, 需要让塔高增加吸收或者

以及更换吸收剂。

考试点考研网 www.kaoshidian.com



二. 选择。

1. 流向选择。

相同进出口浓度, 逆流的对数平均推动力 Δ 大于并流。

逆流限制了 L/G 的相对大小, L 不能太小, 太小液体向下流动时会因受到阻力过大而液不动, 积液, 这时会变成鼓泡塔, 系统破坏。

2. 吸收剂进口浓度 x_2 。

经济上: x_2 高 \Rightarrow 推动力减小 \Rightarrow 填料塔高度增加 } 二者平衡考虑。
 \Rightarrow 再生要求低

若解吸容易, 则可使 x_2 稍高一些。

技术上: x_2 高至 x_{2c} 时, 推动力为零, 则填料塔高度为 ∞ 。

即放宽 x_2 的要求是有限的, $(x_2)_{max} = x_{2c}$ 。

3. 吸收剂的量 L 的选择。

y_1, y_2, G 一定时, $L \uparrow \Rightarrow x_1 \downarrow$ 或 $L \downarrow \Rightarrow x_1 \uparrow$

$$x_1 = x_2 + \frac{G}{L}(y_1 - y_2) \quad L/G \uparrow \Rightarrow x_1 \downarrow$$

经济上: y_1, y_2, x_2 确定了, ①. $L/G \uparrow \Rightarrow x_1 \downarrow \Rightarrow \Delta y_m \uparrow \Rightarrow H \downarrow$

②. $L/G \uparrow \Rightarrow$ 再生量大, 动力消耗大

\Rightarrow 吸收液含量 x_1 低, 再生技术要求高。 } 再生困难大。

第四章 蒸馏

4.1 概述

1. 液体混合物 $\frac{\text{蒸汽}}{\text{液体}}$ 部分

2. 工业蒸馏

釜中易挥发组分含量下降
蒸汽中易挥发组分含量也下降
富集是有限的

3. 操作费用

影响操作费用的因素：加热温度、冷却温度

加热温度越低越好 \rightarrow 易汽化 \rightarrow 省蒸汽
冷却温度越高越好 \rightarrow 易冷凝 \rightarrow 省冷却水

上述二者由压强控制

加热希望操作压强低些 冷却希望操作压强高些

找出二者的平衡点

气-液相平衡 (G-L-P-E) 的自由度

对汽相和液相指双组分：一易挥发组分，难挥发组分

$$F = N - Q + 2 \quad \therefore N = 2, Q = 2 \quad \therefore F = 2$$

涉及参数：温度、压强、液相组成、气相组成

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

一吸收塔，在比 $\left(\frac{L}{G}\right)_{\min}$ 的 $\frac{L}{G}$ 下操作，也可以，则分离要求达不到

$$\text{通常 } \left(\frac{L}{G}\right) = (1.1 \sim 1.2) \left(\frac{L}{G}\right)_{\min}$$

1.3 吸收塔的操作型计算

已知条件：G, L, y_1, x_2, H, H_{OG} (设备性能), m (溶剂已知)

计算目的： y_2, x_1 (吸收的结果)

计算方法：

塔高计算式：(H, $H_{OG} \rightarrow N_{OG}$)

相平衡 $y = mx$ 或 $y = m'x$ ，用对数平均推动力法或吸收因数法

物料衡算 y_2, x_1

吸收塔的操作和调节

手段：吸收剂进口条件：L, x_2, t (温度)

$t \uparrow \rightarrow m \uparrow \rightarrow$ 平衡线左移 \rightarrow 推动力 $\uparrow \rightarrow$ 塔高 \downarrow

$x_2 \uparrow \rightarrow$ 推动力 \downarrow ，但再生要求高

$L \uparrow \rightarrow \frac{L}{G} \uparrow \rightarrow$ 推动力 \uparrow ，再生要求高

作：指定液相组成后，温度和气相组成已定。
 压双组分操作中，气相(液相)组成与温度一一对应。
 气相和液相组成一一对应。

4.2. 理想物系的相平衡

理想物系：①液相为理想溶液。

②气相为理想气体。

$p_A = p_A^0 x_A$ $p_B = p_B^0 x_B$ 溶液温度 t 下纯组分 A、B 的

$p_B = p_B^0 x_B$ p_B^0 是温度的单值函数。

混合物的沸腾条件是各组分的蒸汽压之和等于外压。

$$p_A + p_B = p$$

$$\Rightarrow x_A = \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0} = \frac{p - f_A(t)}{f_A(t) - f_B(t)}$$

液相组成-温度(沸点)关系式
 A、B、C 与物性有关。

安托因方程 $\lg p^0 = A - \frac{B}{t+C}$

理想气体： $y_A = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^0 x_A}{p} = K x_A$

$K = \frac{p_A^0}{p}$ 与液相平衡关系式。

$$y_A = \frac{p_A^0}{p} \cdot \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0} = \frac{f_A(t)}{p} \cdot \frac{p - f_B(t)}{f_A(t) - f_B(t)}$$

气相组成-
 温度、沸点关系

$t-x(y)$ 图 和 $y-x$ 图

A-纯物质 A 的饱和蒸汽压对应的平衡

$y-x$ 的近似表达式与相对挥发度 α 。

$$y_A = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^0 x_A}{p} \quad y_B = \frac{p_B}{p} = \frac{p_B^0 x_B}{p}$$

$$\text{挥发度 } Y_A = \frac{p_A}{x_A} = p_A^0 \quad Y_B = \frac{p_B}{x_B} = p_B^0$$

$$\text{相对挥发度 } \alpha_A = \frac{Y_A}{Y_B} = \frac{p_A^0 / x_A}{p_B^0 / x_B} = \frac{p_A^0 x_B}{p_B^0 x_A} = \frac{f_A}{f_B}$$

对混合物而言，不能用饱和蒸汽压表示各组分的挥发度。

$$y_A / y_B = \alpha_A \cdot x_A / x_B$$

$\alpha_A > 1$ 时，蒸发有意义。

$\alpha_A = 1$ 时，A、B 挥发性近似。

α_A 越大，越合适蒸馏。

$\alpha_A \ll 1$ 时，B 易蒸发，可蒸馏 B。

对双组分体系。

$$y_B = 1 - y_A$$

$$x_B = 1 - x_A$$

$$\text{则 } y_A = \frac{\alpha_A x_A}{1 + (\alpha_A - 1) x_A}$$

为图中各点。

对上式，过 (0,0), (1,1) 点。 $\alpha_A > 1$ 时 $y_A > x_A$

双组分理想溶液：

$$\alpha = \frac{p_A^0}{p_B^0}$$

α 为温度的函数。

4.3 精馏

精馏的缺点：无法达到高纯度的蒸馏。

1. 精馏原理

精馏板——加料处以上，使上升蒸汽中轻组分含量足够高。

A 组分的回收率：顶部回收到的量 / 原料的量。

部分回流构成了气、液两相的接触，是精馏的必要条件。

相平衡构成了气液两相接触，精馏的充分条件。

2. 全塔物料衡算

总物料衡算 $F = D + W$

A组分物料衡算 $F x_F = D x_D + W x_W$

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{D}{F} &= \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \\ \frac{W}{F} &= 1 - \frac{D}{F} \end{aligned} \right.$$

讨论: x_F, F 为一定

① 若规定了塔顶、塔底产品组成 x_D, x_W , 则 D/F 和 W/F 确定

② W 确定

③ 若规定了 D, x_D , 则 x_W, W 确定

④ ②是由物料衡算得出的与技术水平无关

⑤ $D, x_D \leq F, x_F$ 塔顶得出轻组分量不能超过原料

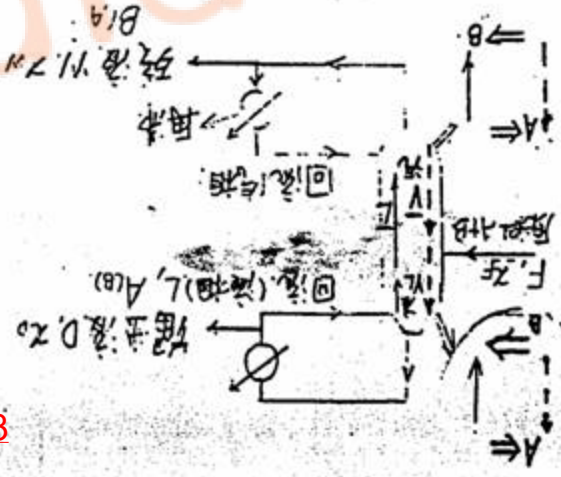
⑥ 轻组分量

$$x_D \leq \frac{F x_F}{D}$$

⑦ 高质量产品做产量不超过高

⑧ 塔顶轻组分取出得过大时, 塔顶不能

取得高纯度产品



4. 精馏过程的数学描述

1. 逆流多级传质操作

2. 过程描述的基本方法

4.5 塔板上过程的数学描述

1. 塔板物料、热量衡算

$$V_{n+1} + L_{n+1} = V_n + L_n$$

$$V_{n+1} y_{n+1} + L_{n+1} x_{n+1} = V_n y_n + L_n x_n$$

热量衡算

$$V_{n+1} I_{n+1} + L_{n+1} i_{n+1} = V_n I_n + L_n i_n$$

过程简化: 理论板、板效率

理论板: 在塔板上充分混合并达到传质平衡, 组成最终平衡。若是使离开塔板的气、液两相在传质与传热两方面都达到平衡状态, 且温度相同, 组成互成平衡。

13

② 理论加料板
不管进入板的各物料组成、热状态如何，离开加料板的气、液两相达平衡。

③ 加料热状态
泡点加料：温度在泡点以上。
过热蒸汽：温度在露点以上。
饱和蒸汽：温度在露点以下。
冷液加料：温度在泡点以下。

第一块板在上方
从上方第m块

$$\left\{ \begin{array}{l} L \sim L \\ V \sim V \end{array} \right. \Rightarrow$$

④ 加料过程分析

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{n+1} = V_n \\ L_{n+1} = L_n \end{array} \right. \Rightarrow \text{无加料出料的任一塔板中，塔板内上升蒸汽量均相等，各板下降的液体量也均相等。}$$

$$V_{n+1} - V_n = (L_n + V_n - L_{n+1} - V_{n+1}) \cdot z$$

$$V_{n+1} = V_n = y$$

$$L_{n+1} = L_n = i$$

$$V_{n+1}(y_{n+1} + i_{n+1}) + L_{n+1}i_{n+1} = V_n(y_n + i_n) + L_n i_n$$

$$V_{n+1} = V_n = y$$

$$L_{n+1} = L_n = i$$

$$V_{n+1}(y_{n+1} + i_{n+1}) + L_{n+1}i_{n+1} = V_n(y_n + i_n) + L_n i_n$$

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

板效率——表示实际塔板与理论板的差异。

③ 精馏塔内的摩尔流量
 精馏段：L=RD, V=L+D=(1+R)D
 提馏段：L=L+qF, V=V-(1-q)F

④ 汽液两相混合物加料

$q < 1$ ：汽液两相混合物加料。
 $q > 1$ ：冷液加料。 $L > L$ (液体量增加)
 $q < 0$ ：过热蒸汽。 $L < L$ (液体量减少)
 $q = 1$ ：饱和液体加料。 $L = L + F(1-q)$
 $q = 0$ ：加料为饱和蒸汽。 $L = L$ (液体量不变)
 $V = V - F$

⑤ 原料液中的摩尔分率 (F)
 原料液中饱和液体所占百分比，即加入1kmol的原料液提馏段中，饱和液体所占的摩尔分率。

$$\left\{ \begin{array}{l} F + L + V = L + V \\ F \cdot i_f + L \cdot i_l + V \cdot i_v = L \cdot i_l + V \cdot i_v \end{array} \right.$$

$$y_m = f(x_m)$$

⑥ 相平衡方程：F·x_f + V·y_m + L·x_{m+1} = V·y_m + L·x_m}

第四节 双组分精馏过程的设计型计算

4.8 理论板数的计算

命题：

对象是液体混合物，依据是挥发性的不同。

分离要求：① 塔顶塔底产品的质量、产量 即 x_D, D, x_W, W 。

② 各物料衡算制约，只能规定其中的两个。

③ 某一组分的回收率，轻组分： $\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F}$

塔的中部某些位置有出料时。

$$\eta = \frac{\text{所需出料中的轻组分}}{Fx_F}$$

操作条件的选择。

① 压强——相平衡，即 α ，即为图中相平衡曲线的选择。

- 常压
- 减压
- 加压

② 回流比 R 。（选择时有范围）——操作线的斜率。

③ 加料的热状态 $\rightarrow q \rightarrow q$ 线方程 \rightarrow 不影响精馏段操作线。

前面加个换热器——加热或冷却。

④ 上述3点选定，则全塔已定。

那么理论板数将随之确定。

1. 逐板计算法，p95.

假设全凝器。

从塔顶开始计算。

$y_1 = x_D$ 。（已知，由分离要求确定）。

\downarrow 相平衡方程，理论板。

$x_1 \rightarrow$ 板间浓度 x_1 与 y_2 符合操作线方程。

\downarrow

y_2

\downarrow 相平衡方程。

x_2

问题：算到加料板，改用提馏段操作线方程。

\downarrow

算到液相浓度 $x_n \leq x_W$ 。（大于时不行）。

n 为理论板数，由 $E_{M,V}$ 求出实际板数。

\rightarrow 何时加料？

2. 最适宜的加料位置的确定

在 M, P 间选一位置加料。

M

P

097 操作线的作法

精馏段: 点 (x_0, x_0) 斜率 $\frac{R}{R+1}$

提馏段: 点 (x_w, x_w)

斜率为 $\frac{L}{V}$ ~ 只与 q 有关

R 确定后

先求交点 (x_2, y_2)

$$y_2 = \frac{q}{q-1} x_2 - \frac{x_f}{q-1}$$

过点 (x_f, x_f) 又知 q (斜率) 则可画 q 线方程

$q=1$ 时 竖直线 (饱和液体)

$q=0$ (饱和蒸气) 水平直线

已知了 q 求 q 线方程和 (x_f, x_f) 一起画出 q 线方程

q 线方程与精馏段操作线方程联立求出交点 (x_2, y_2)

(x_2, y_2) 点与 (x_w, x_w) 点两点确定提馏段操作线方程

压力低 有利于挥发 故宜全蒸留很好 但操作费用大

(在大)

49 回流比的选择

$R \uparrow \Rightarrow$ 提馏段操作线斜率变大 \Rightarrow 推动力 $\uparrow \Rightarrow$ 理论塔板数 \downarrow

理论塔板数 \downarrow

$R \uparrow \Rightarrow$ 提馏段操作线斜率变大 \Rightarrow 推动力 $\uparrow \Rightarrow$ 理论塔板数 \downarrow

理论塔板数 \downarrow

\Rightarrow 即精 提馏段操作线一起向对角线靠近 推动力 \uparrow 塔板数 \downarrow

$R \uparrow \Rightarrow$ 进料量 \uparrow (这才有保证 D, x_D) \Rightarrow 汽液量 $\uparrow \Rightarrow$ 能耗 \uparrow

(这才有保证 W, x_W) \Rightarrow 再沸器 $\uparrow \Rightarrow$ 能耗 \uparrow

\Rightarrow 冷凝器和再沸器负荷 $\uparrow \Rightarrow$ 设备费用 \uparrow

能耗 损失 $\uparrow \Rightarrow$ 操作费用 \uparrow

0.11 R 的变化范围

$R=0 \Rightarrow$ 简单蒸馏

$R \rightarrow \infty \Rightarrow$ 无产品 精馏塔开始运行时必须试至一点

出产品 直到产品合格

R 下限 最小回流比 R_{min}

满足确定的分离要求

对设计型问题 有尺的技术上的限制

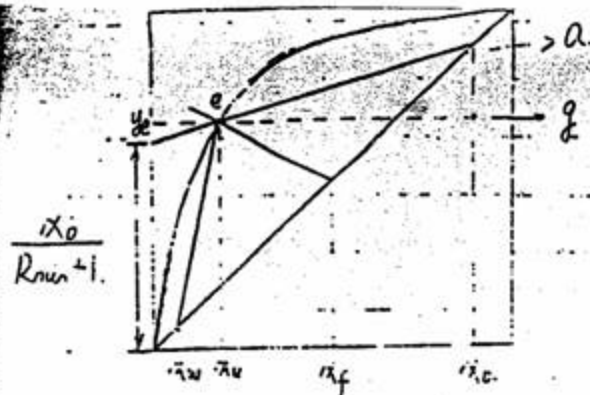
R_{min} 只对设计型问题有意义

$$R \downarrow \Rightarrow \begin{cases} \frac{V}{L} \uparrow \\ \frac{V}{F} \uparrow \end{cases} \Rightarrow \text{推动力} \downarrow \Rightarrow V \uparrow \text{ (确定的 } x_D, x_W \text{)}$$

当尺减小至某点 使塔中某一块外推动力为零 则对数

始推动力 塔板数为 n

$R=R_{min}$ 时 e 点 四线合一



设 $e(x_e, y_e)$ 为交点. 由 Δaeg .

\overline{ae} 斜率: $\frac{R_{min}}{R_{min}+1} = \frac{x_0 - y_e}{x_0 - x_e} \Rightarrow R_{min} = \frac{x_0 - y_e}{x_e - y_e}$

精馏段斜率

Pr. 全回流 $\sim N_{min}$.

无加料出料. 无精. 提馏段之分. 操作线和对角线重合.
对角线 $y=x$ 平衡线为驱动力.

板上浓度在 平衡线上.
板间浓度在 对角线上. 故板间浓度相等.

$$(y_A/y_B)_1 = (x_A/x_B)_0$$

$$\Rightarrow (x_A/x_B)_1 = \frac{1}{\alpha_1} (y_A/y_B)_1 = \frac{1}{\alpha_1} (x_A/x_B)_0$$

α_1 - 第一块塔板上的相对挥发度.

$$(x_A/x_B)_2 = \frac{1}{\alpha_2} (y_A/y_B)_2 = \frac{1}{\alpha_2 \alpha_1} (x_A/x_B)_0 \dots$$

$$\Rightarrow (x_A/x_B)_N = \frac{1}{\alpha_1 \alpha_2 \dots \alpha_N} (x_A/x_B)_0$$

满足 $\rightarrow (x_A/x_B)_N$ 时. 0.999.

平均相 对挥发度: $\bar{\alpha} = \sqrt[N]{\alpha_1 \cdot \alpha_2 \cdot \dots \cdot \alpha_N} \Rightarrow N_{min} = \frac{\lg[(x_A/x_B)_0 / (x_A/x_B)_N]}{\lg \bar{\alpha}}$

对双组分: $N_{min} = \frac{\lg \left[\frac{(x_A/x_B)_0}{(x_A/x_B)_N} \right]}{\lg \bar{\alpha}}$

Pr. 最适宜的 R 的选择.

$$\begin{cases} R_{min} \Rightarrow N \rightarrow \infty \\ N_{min} \Rightarrow R \rightarrow \infty \end{cases}$$

设备费用: 塔板数. 换热器面积.
操作费用: 能耗.

一般: $R_{opt} = (1.2 \sim 2) R_{min}$

Pr. 5. 4.10. 子路选择.

R 确定后. 改变 α :

$\begin{cases} \text{精馏段操作线位置不变.} \\ \text{提馏段操作线位置显著变化.} \end{cases}$

R_{opt}

$$\downarrow N \Leftarrow \uparrow \text{g. wt.}$$