第一章 流体

1.质点：由大量分子构成的微团，其尺寸远小于设备

尺寸、远大于分子自由程。

2.工程意义：利用连续函数的数学工具，从宏观研究

流体。

3.不可压缩性流体：流体的体积不随压力变化而变化，如液体；

可压缩性流体：流体的体积随压力发生变化，如气体。

4.质量力: 作用于流体每个质点上的力，其大小与流体的质量成正比，如重力、离心力等。

（1）表面力：通过直接接触而作用于流体表面的力，其大小与流体的表面积成正比。

压力：垂直于表面的法向力；

，单位pa，此压力为高中学的压强。

标准大气压的换算关系：

1atm = 1.013×105Pa =760mmHg =10.33m H2O

绝对压力 以绝对真空为基准测得的压力。

表压或真空度 以大气压为基准测得的压力。

表压 = 绝对压力 － 大气压力

真空度 = 大气压力 － 绝对压力

（2）剪切力：平行于表面的切向力。

5.密度：

㎏/m³，

（1）单组分密度： 密度与压强与温度有关，液体尽与温度有关（极大压强除外），气体与压强温度都有关系。



，

式中：

m——质量，㎏

V——体积，m³

P——压强，pa

M——摩尔质量，㎏/mol

T——热力学温度，K

R——气体常数，8.314J/（mol·K）

（2）混合气体密度：



——气体混合物中各组分的体积分数。

或者：

——混合气体的平均摩尔质量



——气体混合物中各组分的摩尔(体积)分数

（3）混合液体：假设各组分在混合前后体积不变，则有



——液体混合物中各组分的质量分数。

6.比体积：也成为比容，单位质量流体具有的体积，是密度的倒数。

单位，m³/㎏。

7. 牛顿黏性定律



或

式中：*F*——内摩擦力，N；

*τ* ——剪应力，Pa；

 ——法向速度梯度，1/s；

*μ*——比例系数，称为流体的黏度，Pa·s 。

8. 牛顿型流体：剪应力与速度梯度的关系符合牛顿

黏性定律的流体；

非牛顿型流体：不符合牛顿黏性定律的流体。

第二章 流体静力学

1.静压力的特性：

流体压力与作用面垂直，并指向该作用面；

任意界面两侧所受压力，大小相等、方向相反；

作用于任意点不同方向上的压力在数值上均相同。

2.流体静力学基本方程：

上端面所受总压力 方向向下

下端面所受总压力 方向向上

液柱的重力 方向向下

3.液柱静止时，上述压力合力为零。





压力形式



能量形式

3.适用范围及物理意义

（1）适用于重力场中静止、连续的同种不可压缩性流体；

（2）物理意义：

——单位质量流体所具有的位能，J/kg；

——单位质量流体所具有的静压能，J/kg。

在同一静止流体中，处在不同位置流体的位能和静压能各不相同，但二者可以转换，其总和保持不变 。

（3）压力具有传递性：液面上方压力变化时，液体内部各点的压力也将发生相应的变化。

4.压差计测定原理：

——指示液密度

若被测流体是气体 ，则有



5.指示液的选取：

* 指示液与被测流体不互溶，不发生化学反应；
* 其密度要大于被测流体密度。

应根据被测流体的种类及压差的大小选择指示液。

第三章 流体动力学

1.流量与流速：

（1）体积流量：单位时间内流经管道任意截面的流体体积。

*V*s——m3/s或m3/h

质量流量：单位时间内流经管道任意截面的流体质量。

 *m*s——kg/s或kg/h。

二者关系：

（2）流速

平均流速：单位时间内流体质点在流动方向上所流经的距离。



m/s

质量流速：单位时间内流经管道单位截面积的流体质量。



kg/（m2·s）



二者关系：

2.定态流动与非定态流动：

定态流动：各截面上的温度、压力、流速等物理量仅随位置变化，而不随时间变化；

非定态流动：流体在各截面上的有关物理量既随位置变化，也随时间变化。

3. 定态流动系统的质量衡算

对于定态流动系统，在管路中流体没有增加和漏失的情况下：







任意界面：

不可压缩性流体：

圆形管道：

3.定态流动系统的机械能衡算：

（1）内能

贮存于物质内部的能量。

1kg流体具有的内能为*U*（J/kg）。

（2）位能

流体受重力作用在不同高度所具有的能量。

1kg的流体所具有的位能为*zg*（J/kg）。

（3）动能

1kg的流体所具有的动能为 (J/kg)

（4）静压能

静压能= ，1kg的流体所具有的静压能为 (J/kg)

不可压缩性流体， 伯努利方程

4.实际流体机械能计算：

1）能量损失：设1kg流体损失的能量为Σ*W*f（J/kg）。

2）外功(有效功)： 1kg流体从流体输送机械获得的能量为*W*e (J/kg)。





或



3. 分别表示的是外加压头（有效压头）和损失压头

4. 柏努利方程的应用

管内流体的流量； 输送设备的功率；管路中流体的压力；容器间的相对位置等。

静压能：静压能是指静止流体内部任一处都有一定的静压强。流动着的流体内部任何位置也都有一定的静压强。

轴功率：泵在一定流量和[扬程](http://baike.baidu.com/view/3505.htm)下，原动机单位时间内给予泵轴的功称为轴功率。

第四章 流体流动的内部结构

1.层流和湍流

层流（或滞流）：流体质点仅沿着与管轴平行的方向作直线运动，质点无径向脉动，质点之间互不混合；

湍流（或紊流） ：流体质点除了沿管轴方向向前流动外，还有径向脉动，各质点的速度在大小和方向上都随时变化，质点互相碰撞和混合。

2.雷诺数：

判断流型

*Re*≤2000时，流动为层流，此区称为层流区；

*Re*≥4000时，一般出现湍流，此区称为湍流区；

2000<*Re*<4000 时，流动可能是层流，也可能是湍流，该区称为不稳定的过渡区。

雷诺数意义： *Re*反映了流体流动中惯性力与黏性力的对比关系，标志着流体流动的湍动程度。

3.层流流动时的平均速度为管中心最大速度的1/2。

流体在圆形直管内层流流动时，其速度呈抛物线分布。

4.湍流时

当 时，流体的平均速度 :

5.流体流动边界层

（1）流动边界层：存在着较大速度梯度的流体层区域，即流速降为主体流速的99％以内的区域。

（2）边界层厚度：边界层外缘与壁面间的垂直距离。

边界层区（边界层内）：沿板面法向的速度梯度很大，需考虑黏度的影响，剪应力不可忽略。 主流区（边界层外）：速度梯度很小，剪应力可以忽略，可视为理想流体 。

6. 层流边界层：在平板的前段，边界层内的流型为层流。

湍流边界层：离平板前沿一段距离后，边界层内的流型转为湍流。

7.进口段长度：

层流：



湍流：

8.湍流主体：速度脉动较大，以湍流黏度为主，径向传递因速度的脉动而大大强化；

过渡层：分子黏度与湍流黏度相当；

层流内层：速度脉动较小，以分子黏度为主，径向传递只能依赖分子运动。

*Re*越大，湍动程度越高，层流内层越薄。

9.边界层分离的必要条件：

流体具有黏性；流动过程中存在逆压梯度。

10.边界层分离的后果：

产生大量旋涡；造成较大的能量损失。

第五章 流体流动阻力

1. 直管阻力：流体流经一定直径的直管时由于内摩擦而产生的阻力；

局部阻力：流体流经管件、阀门等局部地方由于流速大小及方向的改变而引起的阻力。

2.流体的流动阻力表现为静压能的减少；

水平安装时，流动阻力恰好等于两截面的静压能之差。

3.计算直管阻力的通式

由于压力差而产生的推动力：

流体的摩擦力：

定态流动时







令

则J/kg

压头损失 

压力损失 

4.层流时的摩擦系数

哈根-泊谡叶（Hagen-Poiseuille）方程 :

6. 湍流时的摩擦系数

（1）层流区（*Re*≤ 2000）

*λ*与 无关，与*Re*为直线关系，即  ,即  与*u*的一次方成正比。

(2）过渡区（2000<*Re*<4000)

将湍流时的曲线延伸查取λ值 。

（3）湍流区（*Re*≥4000以及虚线以下的区域）

（4）完全湍流区 （虚线以上的区域）

*λ*与*Re*无关，只与  有关, 一定时，,该区又称为阻力平方区。

7.经验公式 ：

（1）柏拉修斯（Blasius）式：

适用光滑管

*Re*＝5×103～5×105

（2）考莱布鲁克（Colebrook）式



8.管壁粗糙度对摩擦力的影响：

绝对粗糙度 ：管道壁面凸出部分的平均高度。

相对粗糙度 ： 绝对粗糙度与管内径的比值。

（1）层流流动时：

流速较慢，与管壁无碰撞，阻力与 无关，只与*Re*有关。

（2）湍流流动时

水力光滑管：*λ*只与*Re*有关，与 无关

完全湍流粗糙管*λ*只与 有关，与*Re*无关

9.非圆形管内的流动阻力



当量直径：

（1）套管环隙，内管的外径为*d*1，外管的内径为*d*2 ：

（2）边长分别为*a*、*b*的矩形管：



说明：

（1）*Re*与*W*f中的直径用*d*e计算；

（2）层流时：

 正方形  *C*＝57

套管环隙 *C*＝96

（3）流速用实际流通面积计算

10.局部阻力 P31

（1）阻力系数法：将局部阻力表示为动能的某一倍数。



J/kg



J/N=m

*ζ*——局部阻力系数

第六章 管路计算

1.简单管路：

（1）特点：1）流体通过各管段的质量流量不变，对于不可压缩流体，则体积流量也不变。





不可压缩流体

2) 整个管路的总能量损失等于各段能量损失之和 。



2.管路计算

连续性方程：



伯努利方程：

阻力计算

（摩擦系数）：

物性*ρ*、*μ*一定时，需给定独立的9个参数，方可求解其他三个未知量。

3.复杂管路：

（1）并联管路：

特点：1）主管中的流量为并联的各支路流量之和；





不可压缩流体

2）并联管路中各支路的能量损失均相等。



支管越长、管径越小、阻力系数越大——流量越小；反之 ——流量越大

（2）分支管路与汇合管路

特点：1）主管中的流量为各支路流量之和；

不可压缩性流体

2）流体在各支管流动终了时的总机械能与能量损失之和相等。

第七章 流速与流量的测定

1.测速管

流量的求取：

由速度分布曲线积分

测管中心最大流速，由 求平均流速，再计算流量。

2.孔板流量计



存在问题

（1）实际有能量损失；

（2）缩脉处*A*2未知。

解决方法：用孔口速度*u*0替代缩脉处速度*u*2，引入校正系数 *C*。







体积流量



质量流量

*C*0——流量系数（孔流系数）

*A*0——孔面积。

测定范围：

3.文丘里（Venturi）流量计：属差压式流量计；能量损失小，造价高。



*C*V——流量系数（0.98～0.99）

*A*0——喉管处截面积

4.转子流量计



*C*R——流量系数

体积流量



第二部分 流体运送机械

第一章 概述

对流体做功，使流体E↑, 结果——流体的动能↑， 或位能↑，静压能↑，克服沿程阻力，或兼而有之。

第二章 离心泵

1.装置：P51

2.原理：

（1）原动机——轴——叶轮，旋转

离心力→ 叶片间液体 中心→外围 ——液体被做功 动能↑ 高速离开叶轮

（2）泵壳：液体的汇集与能量的转换（动→静）

（3）吸上原理与气缚现象

（4）轴封的作用——机械密封与填料密封

（5）平衡孔的作用——消除轴向推力

（6）导轮的作用——减少能量损失

3.离心泵的性能参数与特性曲线

*r*—叶轮半径；*ω* —叶轮旋转角速度；*Q*—泵的体积流量；*b*—叶片宽度； —叶片装置角。

4.离心泵的主要性能参数

（1）(叶轮)转速*n*：1000~3000rpm；2900rpm常见

（2）(体积)流量*Q*: m3/h，与叶轮结构、尺寸和转速有关

（3）压头（扬程）*H*：1N流体通过泵获得的机械能。 J/N, m 与*Q*、叶轮结构、尺寸和*n*有关。 *H*≠*Δz*

（4）轴功率*N*：单位时间原动机输入泵轴的能量

有效功率*N*e：单位时间液体获得的能量



（5）效率*η：η= Ne/N*

*η*<100%——容积损失，水力损失，机械损失

5.离心泵的性能曲线及讨论 P53

6.离心泵特性的影响因素

（1）流体的性质：

密度： （*H*，*Q*，*η*）与*ρ*无关；*ρ*↑, (*N*、*N*e)↑

黏度： *μ* ↑，（*H*，*Q*，*η*）↓； *N* ↑

（2）转速——比例定律



—— *n* ± 20%以内

（3）叶轮直径——切割定律

——*D* - 5%以内

7.离心泵的工作点和流量调节

（1）管路特性曲线

外加压头

*Q* ↑， ∑*H*f ↑，*H*↑ ⇒ *H*~*Q*

——管路流量~所需外加压头——管路特性(方程)

管路压头损失

管路&流体一定 λ←*Q*



令

于是 ——管路特性方程(曲线)

说明：

① 曲线在*H* 轴上截距；管路所需最小外加压头

② 阻力平方区， λ与*Q*无关，并忽略动能差 其中 管路特性系数

③高阻管路，曲线较陡；低阻管路曲线较平缓。

（2）离心泵的工作点

①工作点 ←泵的特性 & 管路的特性

工作点确定：联解两特性方程作图，两曲线交点

②泵装于管路

工作点 ~（*H*,*Q*) *Q*=泵供流量=管的流量 ；*Q*=泵供压头=流体的压头

③工作点~（*Q*,*H*,*N*,*η*）泵的实际工作状态

（3）离心泵的流量调节

1）改变出口阀开度→管路特性

关小出口阀→ ∑*l*e↑ → 管特线变陡→工作点左上移→ *H* ↑ ，*Q* ↓

开大出口阀→ ∑*l*e↓ → 管特线变缓→工作点右下移→ *H* ↓ ，*Q* ↑

2）改变叶轮转速→改变泵的特性

*n*↑→泵*H*~*Q*曲线上移→工作点右上移， *H*↑，*Q*↑

8.离心泵的安装高度

8.1

高度过高现象：

①泵体振动并发出噪音

②*H* ↓↓, *Q*↓↓, 严重时不送液；

③时间长久，水锤冲击和化学腐蚀，损坏叶片

安装高度↑↑ ，→汽蚀

8.2 汽蚀余量与允许安装高度

（1）三个基本概念

1）(有效)汽蚀余量*h*a:

泵入口处：动压头+静压头-饱和蒸汽压(液柱)

*h*a的物理意义： *h*a↓，*p*1 ↓→汽蚀

2）必须汽蚀余量*h*r:——发生汽蚀时的(有效)汽蚀余量

汽蚀时，1处：动压头+静压头=

3）允许汽蚀余量*h*

比必须汽蚀余量大0.3米

正常运转的泵

（2）由 *h* 计算允许安装高度*H*gmax

（3）讨论：

1） 汽蚀现象产生的原因：

①安装高度太高；

②被输送流体的温度太高，液体蒸汽压过高；

③吸入管路阻力或压头损失太高。

2） 计算出的*H*gmax<0, 低于贮槽液面安装

3）*H*gmax大小与*Q*有关： *Q*↑，则*H*gmax↓，保险↑。 用可能的最大*Q*计算*H*gmax

4） 安装泵时为保险，*H*g比*H*gmax还要小0.5至1米。

离心泵的类型、选用、安装与操作

9.离心泵的类型、选用、安装与操作

（1）类型P58

（2）选用P59

（3）安装与操作：

安装：①安装高度应小于允许安装高度

②尽量减少吸入管路阻力，短、直、粗、管件少；调节阀应装于出口管路。

操作：①启动前应灌泵，并排气。

②应在出口阀关闭的情况下启动泵

③停泵前先关闭出口阀，以免损坏叶轮

④经常检查轴封情况

10.其他类型泵：P59

第三章 气体输送机械

1.概述：

（1）气体输送机械在工业生产中的应用

①气体输送 压力不高，但量大，动力消耗大

②产生高压气体： 终到设备压力高

③生产真空： 上游设备负压操作

（2）气体输送机械的一般特点

①动力消耗大

②设备体积庞大

③特殊性——气体的可压缩性

（3）气体输送机械的分类

①通风机：终压≤15kPa，压缩比1至1.15

②鼓风机：终压15~300kPa，压缩比小于4。

③压缩机：终压≥300kPa以上，压缩比大于4。

④真空泵：造成负压，终压*p*0，压缩比由真空度决定。

2.通风机：

（1）离心式通风机的结构特点

①叶轮直径较大 ——适应大风量

②叶片数较多

③叶片有平直、前弯、后弯。不求高效率时——前弯

④机壳内逐渐扩大的通道及出口截面常为矩形

（2）性能参数和特性曲线P64

3.鼓风机：P66

第四章 传热

1.热传递的基本传递方式：

（1）热传导：热量从物体内温度较高的部分传递到温度较低的部分，或传递到与之接触的另一物体的过程称为热传导。

特点：没有物质的宏观位移

气体 分子做不规则热运动时相互碰撞的结果

固体 导电体：自由电子在晶格间的运动

非导电体：通过晶格结构的振动实现

液体 机理复杂

（2）对流：流体内部质点发生相对位移的热量传递过程。

自然对流：由于流体内温度不同造成的浮升力引起的流动。

强制对流：流体受外力作用而引起的流动。

对流传热：流体与固体壁面之间的传热过程。

（3）热辐射：物体因热的原因发出辐射能的过程称为热辐射。

特点：能量转移、能量形式的转化；不需要任何物质作媒介

2.热载体及其选择

加热剂：热水、饱和水蒸气

矿物油或联苯等低熔混合物、烟道气等

用电加热

冷却剂：水、空气、冷冻盐水、液氨等

加热温度<180°C 饱和水蒸气

冷却温度>30°C 水

3.间壁式换热器的传热过程

（1）基本概念

热负荷*Q’*：工艺要求，同种流体需升温或降温时吸收或放出的热量，单位 J/s或W。

传热速率*Q*（热流量）：单位时间内通过换热器的整个传热面传递的热量，单位 J/s或W。

热流密度*q* （热通量）：单位时间内通过单位传热面积传递的热量，单位 J/(s·m2)或W/m2。



式中*A*──总传热面积

（2）定态与非定态传热

非定态传热

定态传热

（3）冷、热流体通过间壁的传热过程



定态传热：

总传热速率方程：



式中 Δ*t*m──两流体的平均温差，℃或K；

*A*──总传热面积，m2；

*K*──总传热系数，W/(m2·℃)或W/(m2·K)。

4.热传导：傅立叶定律

热传导速率：

式中 d*A* ── 导热面积，m2；

∂*t/*∂*n* ── 温度梯度，℃/m或K/m；

*λ* ── 导热系数，W/(m·℃)或W/(m·K)。*λ*表征材料导热性能的物性参数

*λ*越大，导热性能越好

负号表示传热方向与温度梯度方向相反

（1）对一维稳态热传导





（2）导热系数 P160

1）*λ*在数值上等于单位温度梯度下的热通量

2）*λ*是分子微观运动的宏观表现 *λ* = *f*(结构,组成,密度,温度,压力）

3）各种物质的导热系数 *λ*金属固体 > *λ*非金属固体 > *λ*液体 > *λ*气体

固体：在一定温度范围内：

式中 *λ*0, *λ* ── 0℃、 *t*℃时的导热系数，W/(m·K)；

*a* ── 温度系数。

对大多数金属材料：*a* < 0 ，*t* ↑ *λ*↓

对大多数非金属材料：*a* > 0， *t* ↑ *λ* ↑

液体：金属液体*λ*较高；非金属液体*λ*低，水的*λ*最大

一般来说，纯液体的*λ*大于溶液

*t* ↑ *λ*↓（除水和甘油）

气体 ：*t*↑ *λ*↑ 气体不利用导热，但可用来保温或隔热

4.通过平壁的定态热传导

（1）通过单层平壁的定态热传导

*λ*不随*t*而变时

**

式中 *A* ── 平壁的面积，m2；

*b* ── 平壁的厚度，m；

*λ* ── 平壁的导热系数，W/(m·℃)或W/(m·K)；

*t*1*,t*2 *──* 平壁两侧的温度，℃。

可表示为



（2）通过多层平壁的定态热传导





推广至n层

（3）各层的温差

5.通过圆筒壁的定态热传导

（1）通过单层圆筒壁的定态热传导

*λ*不随*t*而变时



1）可写成



 对数平均面积



2） 当 时

3）圆筒壁内的温度分布





（2）通过多层圆筒壁的定态热传导



6.对流传热速率——牛顿冷却定律

膜模型：

*δ*t──总有效膜厚

*δ*e──湍流区和过渡区虚拟膜厚

*δ* ──层流底层膜厚



*α* ── 对流传热系数，W/(m2·℃)

牛顿冷却定律：

流体被冷却：Δ*t*=*T*-*T*W 被加热： Δ*t*=*t*W-*t*

7.影响对流传热系数的因素P168

8.对流传热系数关联式的建立

（1）因次分析*α*＝*f*(*u*，*l*，*μ*，*λ*，*cp*，*ρ*，*gβ*Δ*t*)





待定准数



流动型态



流体物性



自然对流



9.无相变时的对流传热系数关联式

（1）流体在管内的强制对流

 1）圆形直管内的湍流



适用范围：

 *Re*>10000，0.7<*Pr*<160，*μ*<2mPa·s，*l*/*d*>60

定性温度 特性尺寸：*d*i

流体被加热时，*k*＝0.4；被冷却时，*k*＝0.3

2）圆形管内强制层流：

特点：导致速度分布受热流方向影响 层流受自然对流影响大，*α*↑





适用范围：

定性温度： 特性尺寸：*d*i

 时，

（2）外强制对流的*α*

单效蒸发

(1)溶液的沸点升高

一定压强下，溶液的沸点较纯水高，两者之差，称为溶液的沸点升高。

* 稀溶液或有机溶液沸点升高值较小，无机盐溶液较大。
* 对于同一种溶液，沸点升高值随溶液浓度及蒸发器内液柱高度而异，浓度越大，液柱越高，沸点升高值越大。

溶液沸点升高的计算公式：



式中 Δ——溶液的沸点升高，℃

t ——溶液的沸点，℃

T/——与溶液压强相等时水的沸点，即二次蒸气的饱和温度，℃

(2)传热温度差损失

在一定操作压强条件下溶液的沸点升高。

计算公式为：Δ= ΔtT- Δt

Δt=Ts-t ΔtT=Ts-T

式中Δt——传热的有效温度差，℃

ΔtT——理论上的传热温度差，℃

t —— 溶液的沸点，℃

T——纯水在操作沸点，℃

Ts——加热蒸气的温度，℃

即传热温度差损失等于溶液的沸点与同压下水的沸点之差。只有求得Δ，才可求得溶液的沸点t（=T+ Δ ）和有效传热温度差Δt=（ΔtT- Δ ）。

蒸发过程中引起温度差损失的原因有：

1）因溶液的蒸汽压下降而引起的温度差损失Δ′；

2）因加热管内液柱静压强而引起的温度差损失Δ″；

3）因管路流体阻力而引起的温度差损失

总温度差损失为：

溶液的蒸汽压下降引起的温度差损失：



式中tA——溶液沸点，℃，主要与溶液的类别、浓度及操作压强有关。

T′——与溶液压强相等时水的沸点，即二次蒸气的饱和温度，℃

1）

式中 ——常压下溶液的沸点升高，可由实验测定的tA值求得，℃；

Δ′——操作条件下溶液的沸点升高，℃；

f——校正系数，无因次。其经验计算式为：



式中T′——操作压强下二次蒸气的温度，℃；

r′——操作压强下二次蒸气的汽化热，kJ/kg。

液柱静压强引起的温度差损失

液层内的溶液的沸点高于液面的，液层内部沸点与表面沸点之差即为因液柱静压强而引起的温度差损失。

简化处理：计算时以液层中部的平均压强*pm*及相应的沸点*tAm*为准，中部的压强为：



式中 pm——液层中部的平均压强，Pa

p′——液面的压强，即二次蒸气的压强，Pa

l——液层深度，m

常根据平均压强*pm*查出纯水的相应沸点*tpm*，故因静压强而引起的温度差损失为：

Δ″=tpm-tp′

式中*tpm*——与平均压强pm相对应纯水的沸点，℃

*tp′——*与二次蒸气压强*p′*相对应的水的沸点，℃

影响*Δ″*的因素：

1）沸腾时液层内混有气泡，液层的实际密度较计算公式所用的纯液体密度要小，使得算出的*Δ″*值偏大；

2）当溶液在加热管内的循环速度较大时，就会因流体阻力使平均压强增高。

采用多效蒸发时，二次蒸气在离开前一效蒸发室流往后一效加热室的过程中要克服管道的流动阻力，从而导致蒸汽温度下降。此项温度差损失与蒸汽的流速、物性和管道的尺寸有关，一般取0.5~1.5℃。

（2）、单效蒸发的计算：见书226页

（3）、蒸发器的生产能力：

蒸发器的生产能力用单位时间内蒸发的水分量，即蒸发量表示。其生产能力的大小取决于通过传热面积的传热速率Q，因此也可以用蒸发器的传热速率来衡量生产能力。

根据传热速率方程得单效蒸发时的传热速率为：*Q=KSΔt*或*Q=KS(T-t1)*

进料状况影响蒸发器的生产能力：

1)低于沸点进料时，需消耗部分热量将溶液加热至沸点，因而降低了生产能力；

2)沸点进料时，通过传热面的热量全部用于蒸发水分，其生产能力有所增加；

3)高于沸点进料时，由于部分原料液的自动蒸发，使生产能力有所增加。

（4）蒸发器的生产强度

蒸发器的生产强度是指单位传热面积上单位时间内蒸发的水量，单位为kg/(m2·h)，常采用生产强度*U*作为衡量蒸发器性能的标准。



若为沸点进料，且忽略热损失，则：

由上式可以看出，欲提高蒸发器的生产强度，必须设法提高蒸发器的总传热系数和传热温度差。

* 传热温度差主要取决于加热蒸气和冷凝器中二次蒸气的压强。

传热温度差的提高是有一定限度的，原因如下：

* 加热蒸气的压强越高，其饱和温度也越高*，*但是加热蒸气常受工厂的供汽条件所限。一般为300~500kPa，有时可高达600~800 kPa。
* 提高冷凝器的真空度，使溶液的沸点降低，也可以加大温度差，但是这样不仅增加真空泵的功率消耗，而且因溶液的沸点降低，使粘度增高，导致沸腾传热系数下降，因此一般冷凝器中的压强不低于10~20 kPa。
* 为了控制沸腾操作局限于泡核沸腾区，也不宜采用过高的传热温度差。
* 一般来说，增大总传热系数是提高蒸发器生产强度的主要途径。
* 总传热系数K值取决于对流传热系数和污垢热阻。
* 蒸气冷凝传热系数通常比溶液沸腾传热系数大，即传热总热阻中，蒸气冷凝侧的热阻较小。
* 在蒸发器的设计和操作中，必须考虑及时排除蒸气中的不凝气，否则，其热阻将大大增加，使总传热系数下降。

多效蒸发

1多效蒸发原理：多效蒸发时要求后效的操作压强和溶液的沸点均较前效低，引入前效的二次蒸汽作为后效的加热介质，即后效的加热室成为前效二次蒸汽的冷凝器，仅第一效需要消耗生蒸汽。

一般多效蒸发装置的末效或后几效总是在真空下操作，由于各效（末效除外）的二次蒸汽都作为下一效的加热蒸汽，故提高了生蒸汽的利用率，即经济性。

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 效数 | 单效 | 双效 | 三效 | 四效 | 五效 |
| 理论最小值 | 1 | 1/2 | 1/3 | 1/4 | 1/5 |
| 实际最小值 | 1.1 | 0.57 | 0.4 | 0.3 | 0.27 |

强调：蒸发量与传热量成正比，多效蒸发并没有提高蒸发量，而只是节约了加热蒸汽，其代价则是设备投资增加。在相同的操作条件下，多效蒸发器的生产能力并不比传热面积与其中一个效相等的单效蒸发器的生产能力大。

错误观点：多效蒸发器的生产能力是单效蒸发器的若干倍。

2多效蒸发流程

1)顺流法：蒸气和料液的流动方向一致，均从第一效到末效。

* 优点：在操作过程中，蒸发室的压强依效序递减，料液在效间流动不需用泵；料液的沸点依效序递降，使前效料进入后效时放出显热，供一部分水汽化；料液的浓度依效序递增，高浓度料液在低温下蒸发，对热敏性物料有利。
* 缺点：沿料液流动方向浓度逐渐增高，致使传热系数下降，在后二效中尤为严重。

2）逆流法：料液与蒸气流动方向相反。原料由末效进入，用泵依次输送至前效，完成液由第一效底部取出。加热蒸气的流向仍是由第一效顺序至末效。

优点：浓度较高的料液在较高温度下蒸发，粘度不高，传热系数较大。

缺点：（1）各效间需用泵输送；（2）无自蒸发；（3）高温加热面上易引起结焦和营养物的破坏。

3) 平流法：原料液分别加入各效中，完成液也分别自各效底部取出，蒸气流向仍是由第一效流至末效。此种流程适用于处理蒸发过程中伴有结晶析出的溶液。

4) 混流法：效数多时，也可采用顺流和逆流并用的操作，称为混流法，这种流程可协调两种流程的优缺点，适于粘度极高料液的浓缩。

列文蒸发器：

* 结构特点：加热室上端有一段2.7—5m的圆形筒作沸腾室，致使加热管内要承受较大的液柱静压力，溶液只有上升到沸腾室内才能沸腾汽化，可以避免加热管内有晶体析出或结垢；

沸腾室上方有纵向平行隔板，可限制汽泡长大。

* 优点：循环速度（2—3m/s），传热效果好，不会有晶体堵塞，适用于处理有晶体析出或易结垢的溶液。
* 缺点：循环管必须保持一定高度（7—8m），要求厂房高，同时耗材较多；蒸发器的液柱静压大，要求较高压强的蒸汽才能维持一定的温度差。

升—降膜式蒸发器：

结构：由升膜管束和降膜管束组合而成，蒸发器底部封头内有一隔板，将加热管束均分为二。

原理：原料液在预热器中加热达到或接近沸点后，引入升膜加热管束的底部，汽液混合物经管束由顶部流入降膜加热管束，然后转入分离器，完成液由分离器底部取出。

溶液在升膜和降膜蒸发器内的情况完全相同。该蒸发器适于处理粘度变化大的溶液，或厂房高度有一定限制的场合。如果蒸发过程溶液的粘度变化较大，建议采用常压操作。

刮板搅拌薄膜蒸发器：

结构：加热管是一根垂直的空心管，圆管外有夹套，内通加热蒸气，圆管内装可以旋转的搅拌叶片。

原理：原料液沿切线方向进入管内，由于受离心力、重力及叶片的刮带作用，在管壁上形成旋转下降的薄膜，并不断的被蒸发，完成液由底部排出。

缺点：结构复杂，动力耗费大，传热面小，处理能力不大。

该蒸发器适用于高粘度、易结晶、易结垢或热敏性溶液的蒸发。

浸没燃烧蒸发器：

将燃料气与空气按比例混合后喷入溶液中，燃烧气的温度可高达1200—1800℃，气液间的温度差大，且气体对溶液产生强烈的鼓泡作用，使水分迅速蒸发，蒸出的二次蒸气与烟道气一同由顶部排出。

特点：结构简单，不需固定的传热面，热利用率高。适于处理易结垢、易结晶或有腐蚀性溶液的蒸发。但不适于处理热敏性物料。目前广泛应用于废酸处理工业。

**第五章 气体吸收**

**气液平衡**

1．在常压、室温条件下，含溶质的混合气的中，溶质的体积分率为10％，求混合气体中溶质的摩尔分率和摩尔比各为多少？

解：

当压力不太高，温度不太低时，体积分率等于分摩尔分率，即

y=0.10

根据 ，所以

2．向盛有一定量水的鼓泡吸收器中通入纯的CO2气体，经充分接触后，测得水中的CO2平衡浓度为2.875×10－2kmol/m3，鼓泡器内总压为101.3kPa，水温30℃，溶液密度为1000 kg/m3。试求亨利系数E、溶解度系数H及相平衡常数m。

解：

查得30℃，水的



稀溶液：









3．在压力为101.3kPa，温度30℃下，含CO2 20％（体积分率）空气－CO2混合气与水充分接触，试求液相中CO2的摩尔浓度、摩尔分率及摩尔比。

解：

查得30℃下CO2在水中的亨利系数E为1.88×105kPa

CO2为难溶于水的气体，故溶液为稀溶液













4．在压力为505kPa，温度25℃下，含CO220％（体积分率）空气－CO2混合气，通入盛有1m3水的2 m3密闭贮槽，当混合气通入量为1 m3时停止进气。经长时间后，将全部水溶液移至膨胀床中，并减压至20kPa，设CO2 大部分放出，求能最多获得CO2多少kg？。

解：

设操作温度为25℃，CO2 在水中的平衡关系服从亨利定律，亨利系数*E*为1.66×105kPa。

解：

 （1）



气相失去的CO2摩尔数＝液相获得的CO2摩尔数





 （2）

（1）与（2）解得：

减压后： 



稀溶液： 









5．用清水逆流吸收混合气中的氨，进入常压吸收塔的气体含氨6％（体积），氨的吸收率为93.3％，溶液出口浓度为0.012（摩尔比），操作条件下相平衡关系为。试用气相摩尔比表示塔顶和塔底处吸收的推动力。

解：

塔顶： 

塔底： 

6．在总压101.3kPa，温度30℃的条件下, SO2摩尔分率为0.3的混合气体与SO2摩尔分率为0.01的水溶液相接触，试问：

1. 从液相分析SO2的传质方向；
2. 从气相分析，其他条件不变，温度降到0℃时SO2的传质方向；
3. 其他条件不变，从气相分析，总压提高到202.6kPa时SO2的传质方向，并计算以液相摩尔分率差及气相摩尔率差表示的传质推动力。

**解**：(1)查得在总压101.3kPa，温度30℃条件下SO2在水中的亨利系数*E*=4850kPa

所以  47.88

从液相分析

< *x*=0.01

故SO2必然从液相转移到气相，进行解吸过程。

（2）查得在总压101.3kPa，温度0℃的条件下，SO2在水中的亨利系数*E*=1670kPa

 =16.49

从气相分析

*y\*=mx=*16.49×0.01=0.16<*y=*0.3

故SO2必然从气相转移到液相，进行吸收过程。

（3）在总压202.6kPa，温度30℃条件下，SO2在水中的亨利系数*E*=4850kPa

 =23.94

从气相分析

*y\*=mx=*23.94×0.01=0.24<*y=*0.3

故SO2必然从气相转移到液相，进行吸收过程。



以液相摩尔分数表示的吸收推动力为:

*∆x=x\**－*x*=0.0125－0.01=0.0025

以气相摩尔分数表示的吸收推动力为:

*∆y= y* － *y*\*=0.3－0.24=0.06

**扩散与单相传质**

7．在温度为20℃、总压为101.3kPa的条件下，SO2与空气混合气缓慢地沿着某碱溶液的液面流过，空气不溶于该溶液。SO2透过1mm厚的静止空气层扩散到溶液中，混合气体中SO2的摩尔分率为0.2，SO2到达溶液液面上立即被吸收，故相界面上SO2的浓度可忽略不计。已知温度20℃时，SO2在空气中的扩散系数为0.18cm2/s。试求SO2的传质速率为多少？

**解 :** SO2通过静止空气层扩散到溶液液面属单向扩散，已知：SO2在空气中的扩散系数*D*=0.18cm2/s=1.8×10-5m2/s

扩散距离*z*=1mm=0.001m，气相总压*p*=101.3kPa

气相主体中溶质SO2的分压*p*A1=*p·y*A1=101.3×0.2=20.26kPa

气液界面上SO2的分压*p*A2=0

所以，气相主体中空气（惰性组分）的分压*p*B1=*p*－*p*A1=101.3－20.26=81.04kPa

气液界面上的空气（惰性组分）的分压*p*B2=*p*－*p*A2=101.3－0=101.3kPa

空气在气相主体和界面上分压的对数平均值为：

=



=

=1.67×10-4kmol/(m2·s)

8．在总压为100kPa、温度为30℃时，用清水吸收混合气体中的氨，气相传质系数=3.84×10-6 kmol/（m2·s·kPa），液相传质系数=1.83×10-4 m/s，假设此操作条件下的平衡关系服从亨利定律，测得液相溶质摩尔分率为0.05，其气相平衡分压为6.7kPa。求当塔内某截面上气、液组成分别为*y*=0.05，*x*=0.01时

1. 以（）、（）表示的传质总推动力及相应的传质速率、总传质系数；
2. 分析该过程的控制因素。

解：（1）根据亨利定律

相平衡常数

溶解度常数

以气相分压差（）表示总推动力时：

=100×0.05-134×0.01=3.66kPa

=

 kmol/（m2·s·kPa）

=3.66×10-6×3.66=1.34×10-5 kmol/（m2·s）

以（）表示的传质总推动力时：

 kmol/m3

=0.4146×100×0.05－0.56=1.513 kmol/m3



=8.8×10-6×1.513=1.3314×10-5 kmol/（m2·s）

（2）与（）表示的传质总推动力相应的传质阻力为273597（m2·s·kPa）/ kmol；

其中气相阻力为m2·s·kPa/ kmol；

液相阻力m2·s·kPa/ kmol；

气相阻力占总阻力的百分数为。

故该传质过程为气膜控制过程。

9．若吸收系统服从亨利定律或平衡关系在计算范围为直线，界面上气液两相平衡，推导出KL与kL、kG的关系。

解：因吸收系统服从亨利定律或平衡关系在计算范围为直线



界面上气液两相平衡 的关系式

由 得

 （1）

由得



 （2）

由得

 （3）

（2）式＋（3）式，并与（1）式比较得



**吸收过程设计型计算**

10．用20℃的清水逆流吸收氨－空气混合气中的氨，已知混合气体总压为101.3 kPa，其中氨的分压为1.0133 kPa，要求混合气体处理量为773m3/h，水吸收混合气中氨的吸收率为99％。在操作条件下物系的平衡关系为，若吸收剂用量为最小用的2倍，试求（1）塔内每小时所需清水的量为多少kg？（1）塔底液相浓度（用摩尔分率表示）。

解：

（1） 







实际吸收剂用量*L*=2*L*min=2×23.8=47.6kmol/h

＝856.8 kg/h

（2） *X*1 = *X*2+*V*（*Y*1-*Y*2）/*L*=0+

11．在一填料吸收塔内，用清水逆流吸收混合气体中的有害组分A，已知进塔混合气体中组分A的浓度为0.04（摩尔分率，下同），出塔尾气中A的浓度为0.005，出塔水溶液中组分A的浓度为0.012，操作条件下气液平衡关系为。试求操作液气比是最小液气比的倍数？

解：













12．用SO2含量为1.1×10-3(摩尔分率)的水溶液吸收含SO2为0.09（摩尔分率）的混合气中的SO2。已知进塔吸收剂流量为37800kg/h，混合气流量为100kmol/h，要求SO2的吸收率为80%。在吸收操作条件下，系统的平衡关系为，求气相总传质单元数。

解： 吸收剂流量





惰性气体流量











12．空气中含丙酮2%（体积百分数）的混合气以0.024kmol/m2·s的流速进入一填料塔，今用流速为0.065kmol/m2·s的清水逆流吸收混合气中的丙酮，要求丙酮的回收率为98.8%。已知操作压力为100 kPa，操作温度下的亨利系数为177 kPa，气相总体积吸收系数为0.0231 kmol/m3·s，试用解吸因数法求填料层高度。

**解**

已知  







因此时为低浓度吸收，故 kmol/m2·s



=





=11.0

也可由和=83.3，查图5-25得到=9.78

=

所以  =9.78×1.04=10.17m

14．在逆流吸收的填料吸收塔中，用清水吸收空气～氨混合气中的氨，气相流率为 0.65kg/(m2·S)。操作液气比为最小液气比的1.6倍，平衡关系为 ，气相总传质系数为0.043kmol/(m3·S)。试求：

(1)吸收率由95％提高到99％，填料层高度的变化。

（2）吸收率由95％提高到99％，吸收剂用量之比为多少？

解：（1）吸收率为95％时：

*V*＝0.65／29＝0.0224 kmol/(m2·S)







*L*＝0.0224×1.398＝0.0313 kmol/(m2·S)









吸收率为99％时：







*L‘*＝0.0224×1.457＝0.0326 kmol/(m2·S)











(2)  *L*＝0.0224×1.398＝0.0313 kmol/(m2·S)

*L‘*＝0.0224×1.457＝0.0326 kmol/(m2·S)



15. 用纯溶剂在填料塔内逆流吸收混合气体中的某溶质组分，已知吸收操作液气比为最小液气比的倍数为*β*，溶质A的吸收率为*η*，气液相平衡常数*m*。试推导出：

（1）吸收操作液气比与*η*、*β*及*m*之间的关系；

（2）当传质单元高度*H*OG及吸收因数A一定时，填料层高度Z与吸收率*η*之间的关系?

解：（1） 





（2） 







**吸收过程的操作型计算**

16．在一填料塔中用清水吸收氨－空气中的低浓氨气，若清水量适量加大，其余操作条件不变，则、如何变化？（已知体积传质系数随气量变化关系为）

**解：**  用水吸收混合气中的氨为气膜控制过程，故

因气体流量*V*不变，所以、近似不变，*H*OG不变。

因塔高不变，故根据*Z*=可知不变。

当清水量加大时，因，故*S*降低，由图5-25可以看出会增大，故将下降。

根据物料衡算可近似推出将下降。

17．某填料吸收塔在101.3 kPa，293K下用清水逆流吸收丙酮—空气混合气中的丙酮，操作液气比为2.0，丙酮的回收率为95%。已知该吸收为低浓度吸收，操作条件下气液平衡关系为，吸收过程为气膜控制，气相总体积吸收系数与气体流率的0.8次方成正比。（塔截面积为1m2）

（1）若气体流量增加15%，而液体流量及气、液进口组成不变，试求丙酮的回收率有何变化？

（2）若丙酮回收率由95%提高到98%，而气体流量，气、液进口组成，吸收塔的操作温度和压力皆不变，试求吸收剂用量提高到原来的多少倍。

**解：**

（1） 设操作条件变化前为原工况

=

*X*2=0，=





设气量增加15%时为新工况

因 ，

所以 

故新工况下

因塔高未变， 故 =

=5.157

 ， 



新工况下：



解得丙酮吸收率变为92.95%

(2) 当气体流量不变时，对于气膜控制的吸收过程，不变，故吸收塔塔高不变时，也不变化，即将丙酮回收率由95%提高到98%，提高吸收剂用量时，新工况下=5.301

 ，





用试差法解得=0.338



所以吸收剂用量应提高到原来的1.746倍。

18．在一逆流操作的吸收塔中，如果脱吸因数为0.75，气液相平衡关系为，吸收剂进塔浓度为0.001（摩尔比，下同），入塔混合气体中溶质的浓度为0.05时，溶质的吸收率为90%。试求入塔气体中溶质浓度为0.04时，其吸收率为多少？若吸收剂进口浓度为零，其他条件不变，则其吸收率又如何？此结果说明了什么？

解： 时：

原工况  





新工况  





解得



时：

原工况  





新工况  





解得



从计算结果看，塔高一定，当用纯溶剂吸收混合气体中的溶质时，入塔气体组成变化，其他条件不变，其吸收率不变。

19.在一逆流操作的填料塔中，用纯溶剂吸收混合气体中溶质组分，当液气比为1.5时，溶质的吸收率为90％，在操作条件下气液平衡关系为。如果改换新的填料时，在相同的条件下，溶质的吸收率提高到98％，求新填料的气相总体积吸收系数为原填料的多少倍？

解：原工况： 





新工况： 





20. 在一填料吸收塔内用洗油逆流吸收煤气中含苯蒸汽。进塔煤气中苯的初始浓度为0.02（摩尔比，下同），操作条件下气液平衡关系为，操作液气比为0.18，进塔洗油中苯的浓度为0.003，出塔煤气中苯浓度降至0.002。因脱吸不良造成进塔洗油中苯的浓度为0.006，试求此情况下（1）出塔气体中苯的浓度；

（2）吸收推动力降低的百分数？

解：原工况：









新工况：   

 解得





21．在一塔径为880m的常压填料吸收塔内用清水吸收混合气体中的丙酮，已知填料层高度为6m,在操作温度为25℃时，混合气体处理量为2000m3/h，其中含丙酮5％。若出塔混合物气体中丙酮含量达到0.263％，每1kg出塔吸收液中含61.2kg丙酮。操作条件下气液平衡关系为，试求：（1）气相总体积传质系数及每小时回收丙酮的kg数；

（2）若将填料层加高3m，可多回收多少kg丙酮？

解： 



















(2) 









解得





22．用纯溶剂在一填料吸收塔内，逆流吸收某混合气体中的可溶组分。混合气体处理量为1.25Nm3/s，要求溶质的回收率为99.2%。操作液气比为1.71，吸收过程为气膜控制。已知10℃下，相平衡关系，气相总传质单元高度为0.8m。试求：

（1）吸收温度升为30℃时，溶质的吸收率降低到多少？ （30℃时，相平衡关系）

（2）若维持原吸收率，应采取什么措施（定量计算其中的2个措施）。

解：

（1）原工况：







新工况：  





解得

（2）温度升高，平衡线上移，推动力减小，保持吸收率不变，可采取措施：

1）L/V增加，即增加溶剂量；





2）增加填料层高度

L/V不变，温度升高，，推动力减小靠增加塔高弥补。



温度改变，对气膜控制吸收过程，传质单元高度不变，





23．在一塔高为4m填料塔内，用清水逆流吸收混合气中的氨，入塔气体中含氨0.03（摩尔比），混合气体流率为0.028kmol/(m2·s), 清水流率为0.0573kmol/(m2·s)要求吸收率为98％，气相总体积吸收系数与混合气体流率的0.7次方成正比。已知操作条件下物系的平衡关系为，试求：

（1）当混合气体量增加20％时，吸收率不变，所需塔高？

（2）压力增加1倍时，吸收率不变，所需塔高？（设压力变化气相总体积吸收系数不变）

解：

原工况： 











（1）气体流量增加20％

因水吸收氨为气膜控制，所以*V*增加，传质单元高度变化













（2）压力加1倍 











24．在一填料吸收塔内，用含溶质为0.0099（摩尔比）的吸收剂逆流吸收混合气中溶质的85%，进塔气体中溶质浓度为0.091（摩尔比），操作液气比为0.9，已知操作条件下系统的平衡关系为，假设体积传质系数与流动方式无关。试求

（1）逆流操作改为并流操作后所得吸收液的浓度；

（2）逆流操作与并流操作平均吸收推动力的比。

解： 逆流吸收时，已知，

所以 

*X*1 = *X*2+*V*（*Y*1－*Y*2）/*L*=0.0099+









改为并流吸收后，设出塔气、液相组成为，进塔气、液相组成为。

物料衡算： 



将物料衡算式代入中整理得：



逆流改为并流后， 因不变，即传质单元高度*H*OG不变，故*N*OG不变。

所以 



由物料衡算式得：

将此两式联立解得：







由计算结果可以看出，在逆流与并流的气、液两相进口组成相等及操作条件相同的情况下，逆流操作可获得较高的吸收液浓度及较大的吸收推动力。

25．含烃摩尔比为0.0255的溶剂油用水蒸气在一塔截面积为1m2的填料塔内逆流解吸，已知溶剂油流量为10kmol/h，操作气液比为最小气液比的1.35倍，要求解吸后溶剂油中烃的含量减少至摩尔比为0.0005。已知该操作条件下，系统的平衡关系为，液相总体积传质系数=30kmol/(m3·h)。假设溶剂油不挥发，蒸汽在塔内不冷凝，塔内维持恒温。求：（1）解吸所需水蒸气量为多少kmol/h；（2）所需填料层高度。

**解:**

已知 ,,， ， =1.35



（1） 

=1.35=1.35×0.0297=0.04

蒸汽用量 *V*=1.35*L*=0.04×10=0.4kmol/h

（2） 





=

=10.62



填料层高度 =10.62×0.33=3.50m

**第六章 蒸馏**

1.单位换算

1. 乙醇-水恒沸物中乙醇的摩尔分数为0.894，其质量分数为多少？
2. 苯-甲苯混合液中，苯的质量分数为0.21，其摩尔分数为多少？

大气中O2含量为0.21， N2含量为0.79（均为体积分率），试求在标准大气压下， O2和N2 的分压为多少？ O2和N2 的质量分数为多少？

解：（1）质量分数



（2）摩尔分数

（苯分子量：78；甲苯分子量：92）



（3）





2．正庚烷和正辛烷在110℃时的饱和蒸气压分别为140kPa和64.5kPa。试计算混合液由正庚烷0.4和正辛烷0.6（均为摩尔分数）组成时，在110℃下各组分的平衡分压、系统总压及平衡蒸气组成。（此溶液为理想溶液）

解：



3．试计算压力为101.3kPa时，苯-甲苯混合液在96℃时的气液平衡组成。已知96℃时， *p*Ao=160.52kPa，*p*Bo=65.66kPa。

解：液相苯的分率：

气相苯的分率：

4．在101.3 kPa时正庚烷和正辛烷的平衡数据如下：

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 温度/℃ | 液相中正庚烷的摩尔分数 | 气相中正庚烷的摩尔分数 |
| 98.4 | 1.0 | 1.0 |
| 105 | 0.656 | 0.81 |
| 110 | 0.487 | 0.673 |
| 115 | 0.311 | 0.491 |
| 120 | 0.157 | 0.280 |
| 125.6 | 0 | 0 |

试求：（1）在压力101.3 kPa下，溶液中含正庚烷为0.35（摩尔分数）时的泡点及平衡蒸汽的瞬间组成？

（2）在压力101.3 kPa下被加热到117℃时溶液处于什么状态？各相的组成为多少？

（3）溶液被加热到什么温度时全部气化为饱和蒸汽？

解：t-x-y图



由*t*-*x*-*y*图可知

（1）泡点为114℃，平衡蒸汽的组成为0.54（摩尔分数）；

（2）溶液处于汽液混合状态，液相组成为0.24（摩尔分数），气相组成为0.42（摩尔分数）；

（3）溶液加热到119℃时全部汽化为饱和蒸汽。

5．根据某理想物系的平衡数据，试计算出相对挥发度并写出相平衡方程式。

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 温度/℃ | *p*Ao/kPa | *p*Bo/kPa |
| 70 | 123.3 | 31.2 |
| 80 | 180.4 | 47.6 |
| 90 | 252.6 | 70.1 |
| 100 | 349.8 | 101.3 |

解：

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 温度/℃ | 70 | 80 | 90 | 100 |
|  | 3.952 | 3.790 | 3.603 | 3.453 |

（1）

（2）

6．在一连续操作的精馏塔中，某混合液流量为5000kg/h，其中轻组分含量为0.3（摩尔分数，下同），要求馏出液轻组分回收率为0.88，釜液中轻组分含量不高于0.05，试求塔顶馏出液的摩尔流量和摩尔分数。已知*M*A=114kg/kmol, *M*B=128kg/kmol。

解：进料混合物的平均摩尔质量：



进料混合液的摩尔流量：

物料衡算： 

则： 

联立求解得： *W=* 29.1 kmol/h

D=11.31 kmol/h

塔顶馏出液摩尔分数：

7．在一连续精馏塔中分离苯－氯仿混合液，要求馏出液中轻组分含量为0.96（摩尔分数，下同）的苯。进料量为75kmol/h，进料中苯含量为0.45，残液中苯含量为0.1，回流比为3.0，泡点进料。试求：（1）从冷凝器回流至塔顶的回流液量和自塔釜上升的蒸气摩尔流量；（2）写出精馏段、提馏段操作线方程。

解：物料衡算：



则： 

联立求解得：

*W=F-D=*75-30.52=44.48 kmol/h

（1）从冷凝器回流至塔顶的回流液量：

自塔釜上生蒸汽的摩尔流量：

（2）精馏段操作线方程：



（3）提馏段操作线方程：

提馏段下降液体组成：



8．某连续精馏塔，泡点进料，已知操作线方程如下：

精馏段：*y*=0.8*x*+0.172

提馏段：*y*=1.3*x*-0.018

试求：原料液、馏出液、釜液组成及回流比。

解：精馏段操作线的斜率为：



由精馏段操作线的截距：

→塔顶馏出液组成

提馏段操作线在对角线上的坐标为（xw, xw），则



由于泡点进料，*q*线为垂直线。精馏段与提馏段操作线交点的横坐标为*x*F：



9．采用常压精馏塔分离某理想混合液。进料中含轻组分0.815（摩尔分数，下同），饱和液体进料，塔顶为全凝器，塔釜间接蒸气加热。要求塔顶产品含轻组分0.95，塔釜产品含轻组分0.05，此物系的相对挥发度为2.0，回流比为4.0。试用：（1）逐板计算法；（2）图解法分别求出所需的理论塔板数和加料板位置。

解：物料衡算：



则： 

联立求解得：

*W=F-D=*0.15*F* kmol/h

提馏段下降液体组成：

自塔釜上生成蒸汽的摩尔流量：

精馏段操作线方程：

提馏段操作线方程：

相平衡方程：

（1）逐板计算法

因为：y1=xD=0.95

由相平衡方程得：

由精馏段操作线方程：

交替使用相平衡方程和精馏段操作线方程至x<xF后，交替使用相平衡方程和提馏段操作线方程至*x*<*x*W。

各板上的汽液相组成

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
|  | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| *y* | 0.95 | 0.914 | 0.863 | 0.788 | 0.674 | 0.527 | 0.370 | 0.234 | 0.136 | 0.074 |
| *x* | 0.905 | 0.841 | 0.759 | 0.650 | 0.508 | 0.357 | 0.227 | 0.133 | 0.073 | 0.039 |

第三块板为进料板，理论板数为10块。

（2）图解法

交替在相平衡方程和精馏段操作线方程之间作梯级，至*x*<*x*F后，交替在相平衡方程和提馏段操作线方程作梯级至*x*<*x*W。

习题10附图



习题9附图

10．在一常压连续精馏塔中分离苯-甲苯混合液。已知原料液中含苯0.4（摩尔分率，下同），要求塔顶产品组成含苯0.90，塔釜残液组成含苯0.1，操作回流比为3.5，试绘出下列进料状况下的精馏段、提馏段操作线方程。（1）*q*=1.2；（2）气液混合进料，汽化率为0.5；（3）饱和蒸汽进料。

解：精馏段操作线方程：



（1）



（2）汽液混合进料，汽化率为0.5



（3）

在*x*-*y*图上分别作出上述三种情况下的精馏段操作线和*q*线，由其交点作出提馏段操作线。

11．在连续精馏塔中分离含甲醇0.3（摩尔分数，下同）的水溶液，以便得到含甲醇0.95的馏出液和0.03的釜液。操作压力为常压，回流比为1.0，泡点进料，试求：（1）理论板数及加料板位置；（2）从第二块理论板上升的蒸气组成。

习题3-11附表 常压下甲醇-水的平衡数据

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 温度/℃ | 液相中甲醇的摩尔百分数 | 气相中甲醇的摩尔百分数 | 温度/℃ | 液相中甲醇的摩尔百分数 | 气相中甲醇的摩尔百分数 |
| 100 | 0.0 | 0.0 | 75.3 | 40.0 | 72.9 |
| 96.4 | 2.0 | 13.4 | 73.1 | 50.0 | 77.9 |
| 93.5 | 4.0 | 23.4 | 71.2 | 60.0 | 82.5 |
| 91.2 | 6.0 | 30.4 | 69.3 | 70.0 | 87.0 |
| 89.3 | 8.0 | 36.5 | 67.6 | 80.0 | 91.5 |
| 87.7 | 10. | 41.8 | 66.0 | 90.0 | 95.8 |
| 84.4 | 15.0 | 51.7 | 65.0 | 95.0 | 97.9 |
| 81.7 | 20.0 | 57.9 | 64.5 | 100 | 100.0 |
| 78.0 | 30.0 | 66.5 |  |  |  |

解：由*x*=*x*D, *y*=*y*D 在*x*-*y*图上得*a*点

精馏段截距： 在*x*-*y*图上得*c*点

过*x*=*x*F作垂直线与精馏段操作线交与*d*点；

过*x*=*x*W作垂直线与对角线交于*b*点，连接*db*为提馏段操作线。

在平衡线与操作线之间作梯级，塔内理论板数为10块，第11块为塔釜，第8块为加料板。

（2）由习题11附图可得，从第二块理论板上升的蒸汽组成为0.92

12．用一连续精馏塔分离苯-甲苯混合液，原料中含苯0.4（摩尔分数，下同），要求塔顶馏出液中含苯0.97，釜液中含苯0.02，若原料液温度为25℃，求进料热状况参数*q*为多少？若原料为气液混合物，气液比为3:4，*q*值为多少？

习题3-12附表 常压下苯-甲苯的平衡数据

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 温度/℃ | 液相中苯的摩尔百分数 | 气相中苯的摩尔百分数 | 温度/℃ | 液相中苯的摩尔百分数 | 气相中苯的摩尔百分数 |
| 80.2 | 1 | 1 | 100 | 0.256067 | 0.452824 |
| 84.1 | 0.822807 | 0.922359 | 104 | 0.155186 | 0.305256 |
| 88.0 | 0.658917 | 0.829677 | 108 | 0.058149 | 0.126931 |
| 92.0 | 0.50778 | 0.720202 | 110.4 | 0 | 0 |
| 96.0 | 0.376028 | 0.595677 |  |  |  |

解：由附图所示的苯-甲苯*t*-*x*-*y*图得泡点温度为94.5℃。

查得：*r*苯=*r*甲苯=31018.3kJ/kmol，

平均温度*t*=（25+94.5）/2=59.75℃

苯的比热容：

甲苯的比热容：

原料液的平均比热容：



汽液混合物：



习题12附图

13．续习题11，若原料液温度为40℃，其他条件相同，求所需理论板数及加料板位置。并与习题11结果比较。

解：由习题11所示的甲醇-水平衡数据得泡点温度为78℃。

查得：*r*甲醇=36167kJ/kmol，*r*谁=41592kJ/kmol，

原料液平均汽化热：

平均温度t=（40+78）/2=59℃

水的比热容：

甲醇的比热容：

原料液的平均比热容：



*q*线方程：



作*q*线，由*q*线与精馏段操作线的交点做提馏段操作线。在平衡线与操作线之间作梯级，塔内理论板数为10块，第11块为塔釜，第7块为加料板。比习题11的塔板数略有减少。）



习题13附图

14．用一连续操作的精馏塔分离丙烯-丙烷混合液，进料含丙烯0.8（摩尔分数，下同），常压操作，泡点进料，要使塔顶产品含丙烯0.95，塔釜产品含丙烷0.95，物系的相对挥发度为1.16，试计算：（1）最小回流比；（2）所需的最少理论塔板数。

解：(1) 泡点进料，*q*=1 则*xq=xF=*0.8





（2）全回流时的最小理论板数



15．求习题11的最小回流比*R*min。

解：



习题15附图

方法一：

由xF作*q*线与平衡线相交与*q*点，连接*aq*延长至纵轴，得截距：



方法二：

由图读出*q*点坐标（0.3，0.67），带入Rmin的计算式



16．求习题12的最小回流比*R*min。

解：



习题16 附图

* 1. 原料液温度为25℃时，*q*=1.352，则*q*线方程为



在*x*-*y*图上作出*q*线，则可以由附图读出*q*点坐标（0.46，0.68），带入*R*min的计算式



（2）汽液混合进料，汽液比为3：4时，*q*值为0.57，则*q*线方程为



在*x*-*y*图上作出*q*线，则可以由附图读出*q*点坐标（0.32，0.52），带入*R*min的计算式



17．用一连续精馏塔分离苯-甲苯混合液。进料液中含苯0.4（质量分数，下同），要求馏出液中含苯0.97，釜液中含苯0.02，操作回流比为2.0，泡点进料，平均相对挥发度为2.5。使用捷算法确定所需的理论塔板数。

解：先将质量分数换算为摩尔分数：







泡点进料，q=1 则*xq=xF=*0.44





（2）全回流时的最小理论板数



由吉利兰图查得： 

所需的理论塔板数*N*T=14.4（不包括塔釜）



习题6-18 附图

18．常压下采用连续精馏塔分离甲醇-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（以上均为摩尔分数）。泡点进料，操作回流比为2.0，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）塔釜采用间接蒸气加热；（2）釜中液体用水蒸气直接加热。甲醇-水的气液平衡数据见习题11。

解：采用间接蒸汽加热

精馏段操作线方程



操作线的两端点为*a*，*c*

提馏段操作线：连接线与精馏段操作线的交点*d*和点*b*，提馏段操作线方程式为：

图解法求理论板数，需3.9块理论板。

（2）采用直接蒸汽加热

精馏段操作线同（1），即

提馏段操作线

，

所以，该操作线经过点

由全塔物料衡算方程



连结点d和点b’，可得提馏段操作线方程。

直接蒸汽加热和间接蒸汽加热两种情况下提馏段操作线重合，图解法求理论板，需4.8块理论板。

19．用连续精馏塔分离含甲醇0.20（摩尔分数，下同）的水溶液，希望得到含甲醇0.96和0.5的溶液各半，釜液浓度不高于0.02。回流比2.2，泡点进料。

试求：（1）所需理论板数及加料口、侧线采出口的位置；

（2）若只从塔顶取出0.96的甲醇溶液，问所需理论板数比（1）多还是少？

解 （1）第一段操作线方程

因，，则精馏操作线方程为：

第二段操作线方程 ，

，

所以 

整理得 

因，可得第二段操作线方程为：

第一段与第二段操作线方程相交于点，第二段操作线与线相交于点

则第三段操作线方程可以通过如下方法得到：

连结点和点，得，

可得第三操作线方程：

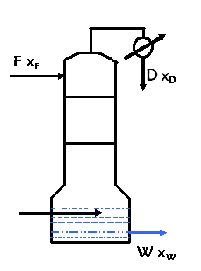
（2）图解法得所需理论板数9，第4块为侧线采出，第6块为进料板。

（3）精馏段操作线方程同上 

提馏段操作线方程：精馏段操作线与q线x=xF=0.2交于 ，连结点和点，得提馏段操作线方程

图解法得所需理论板数8，比不侧线采出所需理论板数少。

（图略）



习题20附图

20．用仅有两块理论塔板的精馏塔提取水溶液中易挥发组分，流率为50kmol/h的水蒸气由塔釜加入。温度为20℃，组成为0.2、流率为100kmol/h的料液由塔顶加入。气液两相均无回流。已知料液泡点为80℃，平均定压比热容为100kJ/（kmol·℃），气化潜热为40000 kJ/kmol。若汽液平衡关系为*y*=3*x*，试求轻组分的回收率。

解：先确定加料热状况：



塔内液相

塔内汽相



由于无回流，所以，

由塔底部物料衡算式导出操作线方程

，

或 

塔釜的上升蒸汽应与成平衡，即

而塔釜的上升蒸汽与第二块板的液相满足操作线方程，即

所以 ，即。

因为 

所以由操作线方程

可得 

解得 。

又，得。

将结果代入轻组分的物料衡算式

，



由此可以解得： ，

轻组分的回收率

21、一个只有提馏段的精馏塔，组成为0.5（摩尔分数，下同）的饱和液体自塔顶加入，若体系的相对挥发度为2.5，塔底产品组成控制为0.03，当塔顶回流比为0.27时，求：

(1) 塔顶组成的最大可能值；

(2) 若要求塔顶产品组成达到0.8，回流比至少为多少?

解（1）塔顶产品的极限组成

由总物料衡算得，  (a)

设进料与回流的混合液的组成为，则提馏段操作线方程为



将、及代入上式可得，



即  (b)

按上升蒸汽和下降达到汽液平衡的假定，则，即

 (c)

式（a）（b）(c)联立求解，得，，

按此题的要求，即使塔为无限高，所得塔顶产品组成也只能达到0.74

（2）产品合格时的最小回流比

按考虑，即为满足产品合格的最小回流比。



再由 解得。

将、代入提馏段操作线方程

则

解得所需最小回流比

22．在连续精馏塔中分离一理想溶液，原料液轻组分含量为0.5（摩尔分数，下同），泡点进料。塔顶采用分凝器和全凝器。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，求所需的原料液流量。

解：分凝器相当于一块理论板

（1）操作回流比与最小回流比

由附图所知，

由相平衡方程知 

即 

解得 

由x1用相平衡方程求y1，即



由精馏段操作线方程求操作回流比



即： 

解得 R=1.593

最小回流比Rmin

泡点进料，q=1 则*xq=xF=*0.5





则

（2）原料液流量F

由回收率得 

所以： F=99koml/h

23．精馏分离某理想混合液，已知：操作回流比为3.0，物系的相对挥发度为2.5，*x*D=0.96。测得精馏段第二块塔板下降液体的组成为0.45，第三块塔板下降液体组成为0.4（均为易挥发组分的摩尔分数）。求第三块塔板的气相单板效率。

解：精馏段操作线方程：

已知x2=0.45，由精馏段操作线方程得y3



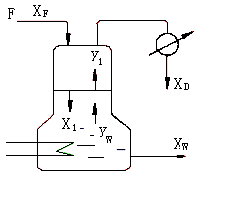
同理：x3=0.4，可得y4=0.54

y3\*由相平衡方程求解



则第三块塔板的气相单板效率为：





习题24附图.

24、如附图，用一个蒸馏釜和一层实际板组成的精馏塔分离二元理想溶液。组成为0.2的料液在泡点温度下由塔顶加入，系统的相对挥发度为3.5。若使塔顶轻组分的回收率达到80%，并要求塔顶产品组成为0.30，试求该层塔板的液相默弗里板效率。

解：由物料衡算及回收率可得：

，

由该式可和解得

因为全塔为提馏段，且泡点加料，所以，

则 



所以提馏段操作线方程为

已知，则与在理论上成平衡的液相组成为



该板的实际液相组成与自塔上升的蒸汽组成满足操作线方程，而与塔釜液相组成成相平衡关系：



将此结果代入操作线方程，可得

该板的默弗里板效率为：

25、将二硫化碳和四氯化碳混合液于常压下进行间歇精馏。料液组成含二硫化碳0.4（摩尔分数，下同），当釜内残液中二硫化碳含量降到0.079时停止操作。若保持馏出液的组成恒定为0.95，操作终止时回流比为最小回流比的1.76倍。

试求此精馏塔的理论板数（7.5层）

习题25附表 常压下二硫化碳和四氯化碳的平衡数据如下：

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 液相中二硫化碳的摩尔百分数 | 气相中二硫化碳的摩尔百分数 | 液相中二硫化碳的摩尔百分数 | 气相中二硫化碳的摩尔百分数 |
| 0.0 | 0.0 | 0.3908 | 0.6340 |
| 0.0296 | 0.0823 | 0.5318 | 0.7470 |
| 0.0615 | 0.1555 | 0.6630 | 0.8290 |
| 0.1106 | 0.2660 | 0.7574 | 0.8790 |
| 0.1435 | 0.3325 | 0.8604 | 0.9320 |
| 0.2580 | 0.4950 | 1.0 | 1.0 |

解：在x-y图上绘平衡曲线和对角线，如本题附图所示，在该图上读得：当*x*We=0.079时，与之平衡的*y*We=0.20，则：

习题25附图

所以 

而 

连接a (0.95,0.95)和点b（在y轴上的截距为0.08），直线ab即为操作线。从点a开始在平衡线和操作线间绘梯级，共需7.5层理论板（包括再沸器）。

26．用常压精馏塔分离苯和甲苯混合液。已知精馏塔每小时处理含苯0.44（摩尔分数，下同）的混合液100kmol，要求馏出液中含苯0.975，残液中含苯0.0235。操作回流比为3.5，采用全凝器，泡点回流。物系的平均相对挥发度为2.47。试计算泡点进料时以下各项：

（1）理论板数和进料位置；

（2）再沸器热负荷和加热蒸汽消耗量，加热蒸汽绝压为200kPa；

（3）全凝器热负荷和冷却水的消耗量（冷却水进、出口温度*t*1=25℃, *t*2=40℃）。

已知苯和甲苯的汽化热为427kJ/kg和410kJ/kg，水的比热为4.17kJ/(kg. ℃)，绝压为200kPa的饱和水蒸气潜热为2205kJ/kg。再沸器和全凝器的热损失忽略。

解：（1）理论板数和加料板位置

根据物系的相对挥发度，在x-y图上标绘平衡曲线和对角线，如本题附图6-26所示。

精馏段操作线截距 

在附图6-26上连接点（0.975，0.975）和（0，0.217），即为精馏段操作线*ac*。

泡点进料，*q*线为通过xF=0.44的垂线*ed*，连接点*b*(0.0235, 0.0235)和点*d*，即为提馏段操作线。按图解法在附图6-26上画梯级，图解的理论板数为11（不包括再沸器），第六块理论板为进料板。

（2）、再沸器热负荷和加热蒸汽消耗量

先由物料衡算求*D*和*W*，即



则： 

联立求解得：



精馏段上升蒸汽量： 

提馏段上升蒸汽量： 

因釜残液中苯含量很低，故可近似按甲苯计算，再沸器的热负荷为：



水蒸气消耗量为：



（3）全凝器热负荷和冷却水消耗量

因馏出液中甲苯含量很低，故可近似按纯苯计算，全凝器热负荷为：



冷却水消耗量为：



27、试计算下列生产条件下筛板塔的空塔气速和塔径。



解：允许气速是最大气速的0.7倍。

分离空间的高度为 HT-hL=0.4－0.06＝0.34m

气液动能参数为： 

由图6-57查得气体负荷因子C20＝0.072，修正表面张力后的C值为：



c．计算塔径

最大允许空塔气速为：

选取空塔气速为：

塔径： 

塔径的计算值不是整数时，应予以圆整。故直径应取为0.7m。

28、设计一精馏塔，其物料性质、进料量及组成、馏出液及釜液组成、回流比、冷却水温度、加热蒸汽压力均不变。当进料状态由泡点进料改为饱和蒸汽进料时，塔板数是否相同？再沸器所需蒸汽量是否改变？

29、有一正在操作的精馏塔分离某混合液。若下列条件改变，问馏出液及釜液组成有何改变？

假设其他条件不变，塔板效率不变。

（1） 回流比下降；

* 1. 原料中易挥发组分浓度上升；
  2. 进料口上移。

解：（1）回流比下降，馏出液组成减小，釜液组成增大。

(2) *x*F上升，馏出液组成增大，釜液组成增大。

（3）馏出液组成减小，釜液组成增加。

30、在精馏塔操作中，若*F、V*维持不变，而*x*F由于某种原因降低，问可用哪些措施使*x*D维持不变？并比较这些方法的优缺点。

解：可以采用以下措施。

（1）增大回流比*R*，但会减少塔顶产品产量

（2）降低进料管位置，缺点是釜液组成增大，使塔底产品纯度下降

（3）减少进料的焓（如有可能，即原来的料液通过预热的，降低其预热程度），即相当于增大提馏段回流比，但以减小塔顶产品产量为代价。

可根据允许付出的代价，选择其中一法，或同时用多于一法的组合。