《化工原理》课程考试大纲

**一．考试的性质**

 天津市高等院校“高职升本科”招生统一考试是由合格的高职高专毕业生参加的选拔性考试。高等院校根据考生的成绩，按照已确定的招生计划，德、智、体全面衡量，择优录取。因此，考试应该具有较高的信度、效度、适当的难度和必要的区分度。

**二．考试基本要求**

《化工原理》课程强调工程观点和创新能力、定量运算、实验技能和工程设计能力的培养，要求学生掌握各单元操作的基本原理，了解各典型设备的结构特点、完成设备工艺尺寸的计算及设备的选型。

**三．考试内容与基本要求**

**化工原理（上册）**

绪论

**了解** 本课程的性质、任务与内容

**了解** 单位制与单位换算

第一章 流体流动

**掌握**（一）流体静力学基本方程式及其应用

**掌握**（二）连续性方程式

**掌握**（三）伯努利方程式及其应用

**了解**（四）流体的流动现象、牛顿黏性定律与流体的黏度、非牛顿型流体的基本概念、层流与湍流、流动边界层的概念、流动类型与雷诺准数

**了解**（五）流体在管内流动阻力、量纲分析

**掌握**（六）管路计算

**了解**（七）流速、流量的测定

第二章 流体输送设备

**掌握**（一）离心泵：主要部件及工作原理、气缚现象、主要性能参数与特性曲线、影响性能的因素、抗气蚀性能与安装高度、离心泵的流量调节与泵的选择

**了解**（二）其他常用液体输送机械的主要结构、特性及适用场合

**了解**（三）离心通风机：主要性能参数与特性曲线、选型

**了解**（四）其他常用气体输送机械的分类、主要结构与应用

第三章 非均相物系的分离及固体流态化

**了解**（一）重力沉降：重力沉降速度、降尘室的相关计算

**了解**（二）离心沉降：离心沉降速度、旋风分离器的基本结构、操作原理、性能与选用

**掌握**（三）过滤：过滤基本方程式（恒压、恒速）及其应用、过滤常数的测定、典型过滤设备、过滤机的生产能力

第四章 传热

**了解**（一）传热的基本方程式及换热设备性能评价指标

**掌握**（二）热传导：温度场、傅立叶定律、导热系数、单层与多层平壁的定态热传导、单层与多层圆筒壁的定态热传导

**掌握**（三）对流传热：牛顿冷却定律、对流传热系数及其主要影响因素、对流传热系数关联式

**了解**（四）辐射传热：基本概念和定律、两固体间的辐射传热、对流和辐射的联合散热

**掌握**（五）总传热速率方程式：平均温度差、总传热系数、污垢热阻、传热的强化与散热

**了解**（六）换热器的类型、典型换热设备的主要结构特点

**了解**（七）列管式换热器的选用与设计

**化工原理（下册）**

传质前言

**了解** 常用传质单元操作的原理和特点

第一章 蒸馏

**了解**（一）双组分理想溶液的气液平衡：相平衡关系的相图、拉乌尔定律、相对挥发度的概念

**了解**（二）蒸馏方式：简单蒸馏与平衡蒸馏、精馏原理和流程

**掌握**（三）双组分连续精馏计算：物料衡算和操作线方程、进料状况的影响、理论板数的求算、回流比的选择、塔效率与实际板数的求算

第二章 吸收

**了解**（一）吸收过程相平衡关系：气体溶解度和亨利定律

**了解**（二）传质机理和吸收速率：分子扩散与菲克定律、扩散系数、等分子反向扩散和通过停滞组分的单方向扩散、吸收过程机理、双膜理论、吸收速率方程

**掌握**（三）吸收塔计算（低浓度气体吸收）：物料衡算和操作线方程、吸收剂用量、填料层高度计算、传质单元高度和传质单元数的求算、理论板的求算

第三章 蒸馏和吸收塔设备

**了解**（一）板式塔：塔板型式、板式塔的流体力学性能、板式塔的设计要点

**了解**（二）填料塔：填料塔的类型和特点、填料塔流体力学性能、填料塔的设计要点

第四章 液—液萃取

**了解**（一）三元体系的相平衡关系

**了解**（二）萃取流程的特点

**了解**（三）单级萃取过程计算

第五章 干燥

**掌握**（一）湿空气性质和湿度图

**掌握**（二）干燥过程的物料衡算和热量衡算、空气通过干燥器状态变化、理想干燥过程的计算、干燥器的热效率

**了解**（三）干燥过程平衡关系：平衡水分与自由水分、结合水分与非结合水分

**了解**（四）干燥速率关系：恒定干燥条件下的干燥实验、干燥曲线和干燥速率曲线、恒定干燥条件下干燥时间的计算

**了解**（五）典型干燥设备

**四、考试形式与试卷结构**

1、考试方式与时间

考试方式为闭卷、笔试。试卷满分为100分，考试时间为90分钟。

2、考试内容及比例

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 考试内容 |  | 所占比例 |
| 流体流动及流体输送设备 |  | 20% |
| 非均相物系的分离 |  | 15% |
| 传热 |  | 15% |
| 精馏 |  | 20% |
| 吸收及塔设备 |  | 15% |
| 干燥 |  | 15% |

3、题型比例

|  |  |
| --- | --- |
| 填空题 | 30% |
| 选择题 | 20% |
| 综合计算题 | 50% |

**五、典型例题**

为了便于理解考试内容和要求，特编制下列题型示例，以供参考。 所列样题力求体现试题的各种题型及其难度，它与考试时试题的数目、题序安排、考查内容、难度没有对应关系。

（一）、填空题

1、在静止的同一种连续流体内部，各截面上\_\_位能\_\_与\_\_静压能 \_之和为常数。

2、反应器上压力表的读数为50kPa，则该反应器上部空间的表压力为 50 kPa，其绝压为 150 kPa（当地大气压为100kPa）。

3、强化传热过程的主要途径是\_\_减薄层流内层的厚度\_\_。

4、所谓理论板是指该板的气液两相 达平衡 ，且塔板上 温度 相等。

5、干燥过程中，新鲜空气在预热器中湿度H 不变 （填增大、减小或不变），相对湿度φ 减小 （填增大、减小或不变）。

（二）、选择题

1、层流与湍流的本质区别是（ C ）。

 A．滞流的流速大于湍流的 B．湍流的*Re*值大于滞流的

C．滞流无径向脉动，湍流有径向脉动 D．湍流时边界层较薄

2、由离心泵的特性曲线可知，当泵的流量加大时，泵的压头H将（ B ），轴功率N将（ A ），效率η将（ D ），必须气蚀余量(NPSH)r将（ A ）

A 增大 B 减小 C 不变 D 不确定

3、含尘气体通过长4m、宽3m、高1m的降尘室，已知颗粒的沉降速度为0.25 m/s，则除尘室的生产能力为（ A ）。

A. 3 m3/s B. 1 m3/s C. 0.75 m3/s D. 6 m3/s

4、精馏操作中加大回流比R（其他条件保持不变），则精馏段的液气比将（ A ），提馏段的液气比将（ B ）。塔顶馏出液中轻组分的收率将（ B ），塔釜温度计的读数将（ A ）。

A 增大 B 减小 C 不变 D 无法判定

5、填料吸收塔操作中，提高液气比（其他参数不变），则脱吸因子*S*将（ B ），吸收率*φ*A将（ A ），传质推动力Δ*Y*m将（ A ）。

A 提高 B 减小 C 不变 D 不确定

三、计算题

**流体流动**

1、用离心泵将水池中20℃的清水（*ρ*=1000kg）送至表压50kPa的密闭高位槽中，两液面保持恒定位差10m。管内流动在阻力平方区，管路系统压头总损失（包括直管阻力与所有局部阻力）表达为Σ*H*f=2.6×105*Q*e2（*Q*e的单位为m3/s，下同）。泵的特性方程为*H*=36.0-2.4×105*Q*2。试求：

1. 管路特性方程：
2. 泵的流量及轴功率（效率为76%）

（1）管路特性方程为：*H*e=Δ*z*+$\frac{∆p}{ρg}$+Σ*H*f

 =10+$\frac{50×10^{3}}{1000×9.81}$+2.6×105*Q*e2

 =15.1+2.6×105*Q*e2

（2）联立方程： *H*=36.0－2.4×105*Q*2

 *H*e=15.1+2.6×105*Q*e2

解得：*Q*=6.47×10-3m3/s

 *H*=26m

*N*e=*HgρQ*=26×9.81×1000×6.47×10-3=1650.23w

*N*=*N*e/*η*=2.17w=2.17kw

2、四、（20分）有一用水吸收混合气中氨的常压逆流吸收塔，如图所示。水由水池用离心泵送至塔顶经喷头喷出，泵入口管为Ф108mm×4mm的无缝钢管，管中流量为40m3/h，出口管为Ф89mm×3.5mm无缝钢管。池内水深为2m，池底至塔顶喷头入口处的垂直距离为20m。管路的总阻力损失为40J/kg（不包含进出口阻力损失），喷头入口处的压强为120kPa（表压）。试计算：（1）此过程离心泵提供的有效功W；（2）设泵的效率为65%，试求泵所需的功率。（本题条件下，水的密度为1000kg/m3，重力加速度g=9.81m/s2）





有一用水吸收混合气中氯化氢的常压逆流吸收塔，如图所示。水由水池用离心泵送至塔顶经喷头喷出，泵入口管为Ф108mm×4mm的无缝钢管，管中流量为35m3/h，出口管为Ф89mm×3.5mm无缝钢管。池内水深为2m，池底至塔顶喷头入口处的垂直距离为20m。管路的总阻力损失为40J/kg（包含全部阻力损失），喷头入口处的压强为120kPa（表压）。试计算：（1）此过程离心泵提供的有效功W；（2）设泵的效率为70%，试求泵所需的功率。（本题条件下，水的密度为1000kg/m3，重力加速度g=9.81m/s2）

**传热**

1、在套管换热器的环隙中通入110℃的饱和水蒸气（其相变热为2232kJ/kg）加热管内湍流的水溶液，冷凝水在饱和温度下排出，蒸汽流量为140kg/h。水溶液从20℃升温至75℃，其比热容为4.18kJ/(kg·℃)。换热管的直径为*Ф*25mm×2.5mm。已测得基于换热器外表面积的总传热系数*K*o为1870W/(m2·℃)。忽略热损失。试求：

1. 水溶液的处理量*w*c，kg/h
2. 换热管的有效长度*L*，m

（1）*Q*=*w*h*r*=*w*c*c*pc(*t*2-*t*1)

140×2232=*w*c×4.18×(75-20)

解得*w*c=1359.2kg/h

（2）*Q*=*K*o*S*Δ*t*m

*Q*= *w*h*r*=140×2232÷3600=86.8kw

Δ*t*m=$\frac{90-35}{ln\frac{90}{35}}$=58℃

86800=1870×*S*×58

解得*S*=0.8m2

由*S*=*πdL*

0.8=3.14×0.02×*L* *L*=12.7m

2、有一单程列管换热器，由Φ25mm×2.5mm的管子组成。用初温为25℃的水将机油由150℃冷却至100℃，水走管内，油走管间。已知水和机油的质量流量分别为4000 kg/h和1400 kg/h，其比热容分别为4.2 kJ / (kg·℃) 和2.0 kJ/ kg·℃）；水侧和油侧的对流传热系数分别为1800W/（m2·℃）和200W /（m2·℃）。两流体呈逆流流动，忽略管壁热阻和污垢热阻，忽略热损失。求算该换热器的换热面积。

*Q*= *w*c*c*pc(*t*2-*t*1)=*w*h*c*ph(*T*1-*T*2)

 4.2×4000(*t*2-25)=2×1400(150-100)

解得*t*2=33.3℃

*Q*=38.9kw

Δ*t*1=150-33.3=116.7℃，Δ*t*2=100-25=75℃

Δ*t*m=$\frac{Δt1-Δt2}{ln\frac{Δt1}{Δt2}}$=$\frac{116.7-75}{ln\frac{116.7}{75}}$=94.34℃

 $\frac{1}{K\_{o}}$=$\frac{1}{α\_{o}}$+$\frac{d\_{o}}{α\_{i}d\_{i}}$=$\frac{1}{1800}$+$\frac{25}{200×20}$ 解得*K*o=146.9 W/（m2·℃）

 *S*=$\frac{Q}{K\_{o}Δtm}$=$\frac{38900}{146.9×94.34}$=2.8m2

**精馏**

1、在板式精馏塔中分离相对挥发度为2.0的两组分理想溶液。原料液的处理量为100kmol/h，组成为0.55（轻组分的摩尔分数，下同），泡点进料。现场测得：精馏段的气相与液相负荷分别为187kmol/h与132kmol/h，馏出液组成为0.95。试计算：

1. 馏出液中轻组分的收率，釜残液的组成
2. 操作回流比与最小回流比的比值
3. 精馏段操作线方程
4. *F*=*D*+*W*

 *Fx*F=*Dx*D+*Wx*W

 *V*=*L*+*D*

 100=*D*+*W*

 100×0.55=*D*×0.95+W*x*W

 187=132+*D*

解得 *D*=55，*W*=45，*x*W=0.061

$η\_{D}$=$\frac{Dx\_{D}}{Fx\_{F}}$=$\frac{55×0.95}{100×0.55}$=0.95

（2）泡点进料，*x*q=*x*F=0.55，*y*q=$\frac{αx}{1+（α-1）x}$=$\frac{2×0.55}{1+\left（2-1\right）×0.55}$=0.71

*R*min=$\frac{x\_{D}-y\_{q}}{y\_{q}-x\_{q}}$=$\frac{0.95-0.71}{0.71-0.55}$=1.5

$\frac{L}{V}$=$\frac{R}{R+1}$=$\frac{132}{187}$ 解得*R*=2.4

∴*R*=1.6*R*min

（3）精馏段操作线方程：y=$\frac{R}{R+1}$x+$\frac{x\_{D}}{R+1}$=$\frac{2.4}{2.4+1}$x+$\frac{0.95}{2.4+1}$

即*y*=0.71*x*+0.28

2、在一连续精馏中分离苯、甲苯的混合液，进料量为100kmol/h，原料液中含苯0.4，塔顶馏出液中苯的回收率为83.3%，塔底馏出液中含苯0.1（以上均为摩尔分数），原料液为饱和液体进料，苯甲苯的相对挥发度为2.5，回流比为最小回流比的3倍。求：

（1）馏出液及釜残液量

（2）塔釜产生的蒸汽量及塔顶回流的液体量。

（1）馏出液及釜残液量



（2）塔釜产生的蒸汽量及塔顶回流的液体量。

当原料液位饱和液体进料时q=1 

 =[0.952/0.4-2.5\*(1-0.952)/(1-0.4)]/(2.5-1)=1.453

 



在一连续精馏中分离苯、甲苯的混合液，进料量为120kmol/h，原料液中含苯0.4，塔顶馏出液中苯的回收率为83.9%，塔底馏出液中含苯0.1（以上均为摩尔分数），原料液为饱和液体进料，苯甲苯的相对挥发度为2.5，回流比为最小回流比的3倍。求：

（1）馏出液及釜残液量

（2）塔釜产生的蒸汽量及塔顶回流的液体量。

Xd=0.95，D=42.4，W=77.6

**吸收**

1、在填料层有效高度为4.5m的吸收塔中，用清水吸收空气中所含氨气。入塔气相中氨的组成为0.04（摩尔比，下同），要求吸收率90%。操作液气比*L*/*V*=1.2。操作条件下的相平衡关系为*Y*=1.2*X*。试求：

1. 吸收液的组成*X*1
2. 气相总传质单元高度*H*OG，m；
3. 操作液气比是最小液气比的多少倍；
4. $\frac{Y\_{1}-Y\_{2}}{Y\_{1}}=φ\_{A}$=0.9

$\frac{0.04-Y\_{2}}{0.04}=0.9$ 解得*Y*2=0.004

由操作线方程*Y*1-*Y*2=$\frac{L}{V}$（*X*1-*X*2）

 0.04-0.004=1.2（*X*1-0）

解得*X*1=0.03

1. *S*=$\frac{mV}{L}$=$\frac{1.2}{1.2}$=1

*N*OG=$\frac{Y\_{1}-Y\_{2}}{Y\_{2}}$=$\frac{0.04-0.004}{0.004}$=9

*H*OG=$\frac{z}{NOG}$=$\frac{4.5}{9}$=0.5m

（3）$(\frac{L}{V})\_{min}$=*mφ*A=1.2×0.9=1.08

 $\frac{\frac{L}{V}}{(\frac{L}{V})\_{min}}$=$\frac{1.2}{1.08}$=1.11倍

操作液气比为最小液气比的1.11倍