# 第五部分 计算题

1. 以烃类蒸汽混合物含有甲烷a.5%，乙烷b.10%，丙烷c.30%及异丁烷d.55%。试求混合物在25℃时的露点压力与泡点压力，并确定在t=25℃，p=1MPa大气压时的气相分率。

解：a.求混合物在25℃时的露点压力

设p=1MPa=101.3kPa，由t=25℃查图2-1a得：

K1=165，K2=27， K3=8.1， K4=3.2



选异丁烷为参考组分，则



由和t=25℃查图2-1a得p=650kPa：

K1=28，K2=5.35， K3=1.7， K4=0.681



故混合物在25℃时的露点压力为650kPa。

b.求混合物在25℃时的泡点压力

设p=1MPa=101.3kPa，由t=25℃查图2-1a得：

K1=165，K2=27， K3=8.1， K4=3.2



选异丁烷为参考组分，则



由和t=25℃查图2-1a得p=2800kPa：

K1=6.1，K2=1.37， K3=0.44， K4=0.2114

由和t=25℃查图2-1a得p=1550kPa：

K1=11.0，K2=2.2， K3=0.70， K4=0.306





由和t=25℃查图2-1a得p=1800kPa：

K1=9.6，K2=1.9， K3=0.62， K4=0.27



则混合物在25℃时的泡点压力为1800kPa。

c.t=25℃，p=1MPa=101.3kPa

K1=165，K2=27， K3=8.1， K4=3.2





故在t=25℃，p=1MPa大气压时的气相分率等于1。

1. 某混合物含丙烷a.0.451（摩尔分数），异丁烷b.0.183，正丁烷c.0.366，在t=94℃和p=2.41Mpa下进行闪蒸，试估算平衡时混合物的气化分率及气相和液相组成。已知K1=1.42，K2=0.86，K3=0.72。

解：设=0.5，由t=94℃，p=2.41MPa=2410kPa，K1=1.42，K2=0.86，K3=0.72得：





故混合物处于两相区，可进行闪蒸计算。











故=0.594。由， 得

；；

；或

；；

或

1. 已知某乙烷塔，塔操作压力为28.8标准大气压，塔顶采用全凝器，并经分析得塔顶产品组成为

组分 甲烷a. 乙烷b. 丙烷c. 异丁烷d. 总合

组成xiD  1.48 88 10.16 0.36 100%（摩尔分数）

求塔顶温度。

解：设t=20℃，p=28.8MPa=2917kPa，由查图2-1a得：

K1=5.4，K2=1.2， K3=0.37， K4=0.18



选乙烷为参考组分，则



由和p=2917kPa，查图2-1a得t=22℃：

K1=5.6，K2=1.24， K3=0.38， K4=0.19



故塔顶温度为22℃。

1. 某精馏塔的操作压力为0.1Mpa，其进料组成为

组 分 正丁烷 正戊烷 正己烷 正庚烷 正辛烷 总合

组成（摩尔分数）0.05 0.17 0.65 0.10 0.03 1.00

试求：①露点进料的进料温度。

②泡点进料的进料温度。

解：①露点进料的进料温度

设t=20℃，p=0.1MPa=100kPa，由查图2-1a得：

K1=2.1，K2=0.56， K3=0.17， K4=0.055，K5=0.017



选正己烷为参考组分，则



由和p=100kPa，查图2-1a得t=78℃：

K1=9.5，K2=3.2， K3=1.315， K4=0.56，K5=0.25





由和p=100kPa，查图2-1a得t=74℃：

K1=8.5，K2=2.9， K3=1.119， K4=0.48，K5=0.20



故露点进料的进料温度为74℃。

②泡点进料的进料温度

设t=20℃，p=0.1MPa=100kPa，由查图2-1a得：

K1=2.1，K2=0.56， K3=0.17， K4=0.055，K5=0.017





由和p=100kPa，查图2-1a得t=50℃：

K1=5.2，K2=1.6， K3=0.54， K4=0.21，K5=0.085





由和p=100kPa，查图2-1a得t=54℃：

K1=5.5，K2=1.76， K3=0.60， K4=0.25，K5=0.095



故泡点进料的进料温度为54℃。

1. 已知第一脱甲烷塔的进料组成及操作条件下各组分的相平衡常数如下表所示，要求甲烷的**蒸出率为98%**，乙烯的**回收率为96%**，试分别按清晰分割和不清晰分割方法计算馏出液和釜液的组成，并比较两种计算结果。

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 序 号 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| 组 分 | H2 | CH4 | C2H4 | C2H6 | C3H6 | C3H8 | C4 |
| xiF/摩尔% | 33.8 | 5.8 | 33.2 | 25.7 | 0.50 | 0.20 | 0.70 |
| Ki | / | 1.7 | 0.28 | 0.18 | 0.033 | 0.022 | 0.004 |

解： 取100Kmol进料为基准，选取甲烷为轻关键组分，乙烯为重关键组分。

按清晰分割的概念，组分1为轻组分，全部从塔顶馏出液在采出，组分4、5、6、7为重组分，全部从塔釜液中采出。

由于甲烷的蒸出率为98%

； 

乙烯的回收率为96%

；





或

；



；

；

；

将计算结果列表如下：

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组 分 |  |  |  |  |  |
| H2  CH4  C2H4  C2H6  C3H6  C3H8  C4 | 0.338  0.58  0.332  0.257  0.005  0.003  0.007  1.000 | 0.828  0.139  0.033  /  /  /  /  1.000 | /  0.002  0.538  0.434  0.008  0.005  0.012  1.000 | 33.8  5.684  1.328  /  /  /  /  40.812 | 0.116  31.872  25.70  0.50  0.30  0.70  59.188 |

不清晰分割物料衡算

由计算各组分的相对挥发度，结果列表。

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 序 号 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| 组 分 | H2 | CH4 | C2H4 | C2H6 | C3H6 | C3H8 | C4 |
| xiF/摩尔% | 33.8 | 5.8 | 33.2 | 25.7 | 0.50 | 0.20 | 0.70 |
| Ki | / | 1.7 | 0.28 | 0.18 | 0.033 | 0.022 | 0.004 |
| αi3 | / | 6.071 | 1.0 | 0.643 | 0.118 | 0.079 | 0.014 |



由于氢气的相对挥发度很大，该组分全部从塔顶馏出液中采出。

由和分别计算组分4、5、6、7的分布。

对组分4：；而

由此计算得；

对组分5：；而

由此计算得；

将计算结果列表如下：

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组 分 |  |  |  |  |  |
| H2  CH4  C2H4  C2H6  C3H6  C3H8  C4 | 0.338  0.58  0.332  0.257  0.005  0.003  0.007  1.000 | 0.824  0.139  0.032  0.005  /  /  /  1.000 | /  0.002  0.540  0.432  0.008  0.005  0.012  1.000 | 33.8  5.684  1.328  0.189  /  /  /  41.001 | 0.116  31.872  25.511  0.50  0.30  0.70  58.999 |

1. 某连续精馏塔的进料、馏出液、釜液组成以及平均条件下各组分对重关键组分的平均相对挥发度如下：

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 组 分 |  |  |  |  |
| A  B  C  D  ∑ | 0.25  0.25  0.25  0.25  1.00 | 0.50  0.48  0.02  /  1.00 | /  0.02  0.48  0.50  1.00 | 5  2.5  1  0.2 |

进料为饱和液体进料。

试求：a.最小回流比，b.若回流比，用简捷法求理论板数。

解：以F=100Kmol进料为基准，由题意选择B为轻关键组分，C为重关键组分。

采用Fenske公式计算最少理论板数：

采用Underwood法计算最小回流比：；

由于进料为饱和液体进料，故，采用N-R法迭代求，设











由题意，，查吉利兰（Gilliland）关联图



求得理论板数

1. 要求在常压下分离环己烷a.（沸点80.8℃）和苯b.（沸点80.2℃），它们的恒沸组成为苯0.502（摩尔分数），共沸点77.4℃，现以丙酮为恒沸剂进行恒沸精馏，丙酮与环己烷形成恒沸物，共沸组成为0.60（环己烷摩尔分数），若希望得到几乎纯净的苯，试计算：

①所需恒沸剂量。

②塔顶、塔釜馏出物量各为多少。（以100kmol/h进料计）

解：以100kmol/h进料为基准，设丙酮恒沸剂的用量为Skg，恰好与料液中的环己烷组成恒沸物，进料量和塔顶恒沸物的量和组成分别为。

对环己烷作物料平衡 ；

恒沸剂S的用量为

由于塔釜希望得到几乎纯净的苯，

1. 四氢呋喃a.-水b.混合液当（摩尔分数）时形成恒沸物，恒沸温度为63.4℃，当以呋喃（S）为恒沸剂时，则与其水成为非均相恒沸物，恒沸温度为30.5℃，恒沸组成为。要求该溶液分离得（顶）及（釜），试以简捷法计算所需理论板数N。

已知：；；；；；。30.5℃时各饱和蒸汽压：；；

1. 甲醇a.-丙酮b.在55.7℃时形成恒沸物，其恒沸组成为，水和苯均可作为萃取剂进行萃取精馏以分离甲醇和丙酮，试通过计算确定水c.与苯d.的选择度，并据理说明哪种萃取剂更佳及塔顶馏出液各为何种物质？

已知：；；；；；

；；；；；

解：以水作萃取剂











以苯作萃取剂，









以苯作为萃取剂进行萃取精馏分离甲醇和丙酮更佳，而水作为萃取剂比不加入萃取剂时的效果更差。由于甲醇的沸点（64.7℃）高于丙酮（55.7℃），则塔顶馏出物为丙酮，塔釜馏出物为甲醇和苯。

1. 乙酸甲酯a.和甲醇b.混合物在45℃时为恒沸物，今以水为溶剂进行萃取精馏，已知其组成为，；；；；；；。试求其选择度，并说明塔顶馏出何物？

解：











由于甲醇的沸点（64.7℃）低于乙酸甲酯（℃），则塔顶馏出物为甲醇酮，塔釜馏出物为乙酸甲酯和水。

1. 某裂解气组成如下表所示。

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组 分 | H2 | CH4 | C2H4 | C2H6 | C3H6 | i-C4H10 | ∑ |
|  | 0.132 | 0.3718 | 0.3020 | 0.097 | 0.084 | 0.0132 | 1.000 |

现拟以i-C4H10馏分作吸收剂，从裂解气中回收99%的乙烯，原料气的处理量为100kmol/h，塔的操作压力为4.052Mpa，塔的平均温度按-14℃计，求：

①为完成此吸收任务所需最小液气比。

②操作液气比若取为最小液气比的1.5倍，试确定为完成吸收任务所需理论板数。

③各个组分的吸收分率和出塔尾气的量和组成。

④塔顶应加入的吸收剂量。

解：选乙烯为关键组分，查得在4.052Mpa和-14℃下各组分的相平衡常数列于下表。

a.最小液气比的计算

在最小液气比下，9，



b.理论板数的计算

操作液气比

关键组分的吸收因子为

理论板数

c.各个组分的吸收分率和出塔尾气的量和组成

由和

以及；；进行计算结果见表。

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组 分 | H2 | CH4 | C2H4 | C2H6 | C3H6 | i-C4H10 | ∑ |
|  | 0.132 | 0.3718 | 0.3020 | 0.097 | 0.084 | 0.0132 | 1.000 |
| Ki | / | 3.15 | 0.72 | 0.50 | 0.145 | 0.056 |  |
| ，kmol/h | 13.2 | 37.18 | 30.2 | 9.7 | 8.4 | 1.32 | 100.0 |
| A | / | 0.3394 | 1.485 | 2.1384 | 7.374 | 19.093 |  |
|  | 0 | 0.3394 | 0.99 | 0.995 | 1.000 | 1.000 |  |
|  | 13.2 | 24.561 | 0.302 | 0.0485 | 0 | 0 | 38.1115 |
|  | 0.3464 | 0.6445 | 0.0079 | 0.0013 |  |  |  |

d.吸收剂量

塔内气体的平均流率为：

塔内液体的平均流率为：

由，得

1. 拟进行吸收的某厂裂解气的组成如下。

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组分 | CH4 | C2H6 | C3H8 | i-C4H10 | n-C4H10 | i -C5H10 | n-C5H10 | n-C6H14 | ∑ |
|  | 0.765 | 0.045 | 0.065 | 0.025 | 0.045 | 0.015 | 0.025 | 0.015 | 1.000 |

当在1.013Mpa压力下，以相对分子质量为220的物质为吸收剂，吸收剂温度为30℃，而塔中液相平均温度为35℃。试计算异丁烷（i-C4H10）回收率为0.90时所需理论塔板数以及各组分的回收率。操作液气比为最小液气比的1.07倍，求塔顶尾气的数量和组成。

解：选异丁烷为关键组分，查得在1.013Mpa和35℃下各组分的相平衡常数列于下表。

a.最小液气比的计算

在最小液气比下，，



b.理论板数的计算

操作液气比

关键组分的吸收因子为

理论板数

c.各个组分的回收率和塔顶尾气的数量和组成

由和

以及；；进行计算结果见表。

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组分 | CH4 | C2H6 | C3H8 | i-C4H10 | n-C4H10 | i -C5H10 | n-C5H10 | n-C6H14 | ∑ |
|  | 0.765 | 0.045 | 0.065 | 0.025 | 0.045 | 0.015 | 0.025 | 0.015 | 1.000 |
| Ki | 19.0 | 4.0 | 1.37 | 0.59 | 0.44 | 0.20 | 0.15 | 0.055 |  |
| ,  kmol/h | 76.5 | 4.5 | 6.5 | 2.5 | 4.5 | 1.5 | 2.5 | 1.5 | 100.0 |
| A | 0.0299 | 0.142 | 0.4146 | 0.963 | 1.291 | 2.840 | 3.787 | 10.327 |  |
|  | 0.0299 | 0.142 | 0.4146 | 0.90 | 0.987 | 1.000 | 1.000 | 1.000 |  |
|  | 74.213 | 3.861 | 3.8051 | 0.25 | 0.0585 | 0 | 0 | 0 | 82.19 |
|  | 0.903 | 0.047 | 0.046 | 0.003 | 0.001 |  |  |  | 1.000 |

d.吸收剂量

塔内气体的平均流率为：

塔内液体的平均流率为：

由，得

1. 在一精馏塔中分离苯（B），甲苯（T），二甲苯（X）和异丙苯（C）四元混合物。进料量200mol/h，进料组成zB=0.2,zT=0.1,zX=0.4(mol)。塔顶采用全凝器，饱和液体回流。相对挥发度数据为：=2.25，=1.0，=0.33，=0.21。规定异丙苯在釜液中的回收率为99.8%，甲苯在馏出液中的回收率为99.5%。求最少理论板数和全回流操作下的组分分配

解：根据题意顶甲苯为轻关键组分，异丙苯为重关键组分，从相对挥发度的大小可以看出，二甲苯为中间组分，在作物料衡算时，初定它在馏出液和釜液中的分配比，并通过计算修正

物料衡算如下

组分 进料 馏出液 釜液

B 40 40 -

T  60 600.995 600.005

X 20 2 18

C   

解得

D=101.86 W=98.14

=0.5861 =0.0031

=0.00157 =0.8135

=7.35





解得 =1.05mol； =18.95mol

组分 进料  

B 40 40 —

T 60 600.995 600.005

X 20 1.05 18.95

C 80  

组分  

B 0.3964 0

T 0.5916 0.0030

X 0.0104 0.1912

C 0.00158 0.8057

=7.37





|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组分 | 进料 | | 馏出液 | | 釜液 | |
| 数量 | Mol% | 数量 | mol% | 数量 | mol% |
| 苯 | 40 | 20 | 40 | 39.643 | — |  |
| 甲苯 | 60 | 30 | 59.7 | 59.167 | 0.3 | 3.02 |
| 二甲苯 | 20 | 10 | 1.04 | 1.03 | 18.96 | 19.13 |
| 异丙苯 |  |  |  |  |  |  |

1. 某原料气组成如下：

组分 CH4 C2H6 C3H8 i-C4H10 n-C4H10 i-C5H12 n-C5H12 n-C6H14

y0(摩尔分率)0.765 0.045 0.035 0.025 0.045 0.015 0.025 0.045

先拟用不挥发的烃类液体为吸收剂在板式塔吸收塔中进行吸收，平均吸收温度为38℃，压力为1.013Mpa，如果要求将i-C4H10回收90%。试求：

①为完成此吸收任务所需的最小液气比。

②操作液气比为组小液气比的1.1倍时，为完成此吸收任务所需理论板数。

③各组分的吸收分率和离塔尾气的组成。

④求塔底的吸收液量

解：由题意知，i-C4H10为关键组分

由P=1.013Mpa，t平=38℃

查得K关=0.56 （P-T-K图）

①在最小液气比下 N=∞，A关=中关=0.9

=0.56 0.9=0.504

②.=1.10.504=0.5544



所以 理论板数为

③它组分吸收率公式 ，

计算结果如下：

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组分 | 进料量 | 相平衡常数Ki |  |  | 被吸收量 | 塔顶尾气 | |
| 数量 | 组成 |
| CH4 | 76.5 | 17.4 | 0.032 | 0.032 | 2.448 | 74.05 | 0.923 |
| C2H6 | 4.5 | 3.75 | 0.148 | 0.148 | 0.668 | 3.834 | 0.048 |
| C3H8 | 3.5 | 1.3 | 0.426 | 0.426 | 1.491 | 2.009 | 0.025 |
| i-C4H10 | 2.5 | 0.56 | 0.99 | 0.90 | 2.250 | 0.250 | 0.003 |
| n-C4H10 | 4.5 | 0.4 | 1.386 | 0.99 | 4.455 | 0.045 | 0.0006 |
| i-C5H12 | 1.5 | 0.18 | 3.08 | 1.00 | 1.500 | 0.0 | 0.0 |
| n-C5H12 | 2.5 | 0.144 | 3.85 | 1.00 | 2.500 | 0.0 | 0.0 |
| n-C6H14 | 4.5 | 0.056 | 9.9 | 1.00 | 4.500 | 0.0 | 0.0 |
| 合计 | 100.0 | — | — | — | 19.810 | 80.190 |  |

以CH4为例：

=

=

V1（CH4）=（1-）VN+1=（1-0.032）76.5=74.05



④塔内气体平均流率：Kmol/h

塔内液体平均流率：L=

由=0.5544；=40.05Kmol/h

1. 某1、2两组分构成二元系，活度系数方程为，，端值常数与温度的关系：A=1.7884-4.2510-3T （T，K）

蒸汽压方程为 

 （P：kPa：T：K）

假设汽相是理想气体，试问99.75Kpa时①系统是否形成共沸物？②共沸温度是多少？

解：设T为350K

则A=1.7884-4.2510-3350=1.7884-1.4875=0.3009

；

 =91.0284；=119.2439

因为在恒沸点

由得 





=0.9487 =0.0513

=1.0008 =1.3110

P==1.00080.948791.0284+1.31100.0513119.2439=95.0692

设T为340K

则A=1.7884-4.2510-3340=0.3434

；

 =64.7695；=84.8458

由



=0.8931 =1-0.8931=0.1069

=1.0039 =1.3151

P==1.00390.893164.7695+1.31510.106984.8458=69.9992

设T为352K

则A=1.7884-4.2510-3352=0.2924

；

 =97.2143；=127.3473

由



=0.9617 =1-0.9617=0.0383

=1.0004 =1.3105

P==1.00040.961797.2143+1.31050.0383127.3473=99.9202

1. 在101.3Kpa压力下氯仿a.-甲醇b.系统的NRTL参数为： =8.9665J/mol，=-0.83665J/mol，=0.3。试确定共沸温度和共沸组成。

安托尼方程（：Pa；T：K）

氯仿：

甲醇：

解：设T为53.5℃

则



=76990.1 =64595.6

由，=

==0.06788

==1.2852

==

==

-===0.1755

求得=0.32 =1.2092 =0.8971

=

=69195.98Pa101.3kPa

设T为60℃

则



=95721.9 =84599.9

-===0.1235

设T为56℃

则



=83815.2 =71759.3

-===0.1553

求的当-=0.1553时求得=0.30 =1.1099 =0.9500

=

=75627.8Pa101.3kPa

1. 以水为溶剂对醋酸甲酯(1)-甲醇(2)溶液进行萃取精馏分离。料液的=0.649（摩尔分率），呈露点状态进塔。要求塔顶馏出液中醋酸甲酯的浓度=0.95，其回收率为98%。选取塔的精馏段中溶剂的浓度=0.8，操作回流比为最小回流的1.5倍。试计算溶剂与料液之比和所需的理论板数。经研究，此三元系中各组分活度系数可按式（2-73）计算，查得的端值常数为：

=1.0293，=0.9464。，=0.8289，

=0.5066,=2.9934,=1.8881而C0

解： a.以100kmol进料为基准进行物料衡算：

根据题意D=F=0.9864.9=63.6kmol/h

已知=0.95，所以D=66.9kmol/h

设溜出液中不含溶剂，所以。

令为脱溶剂基的塔底产品量，则

=64.9-63.6=1.3kmol/h

一般塔顶产品中溶剂含量可以忽略，因此

=F-D=100-66.9=33.1kmol/h

于是 ，

b. 计算平均相对挥发度，由于此三元系中三对两元素的端值常数相对接近，均近似为对称系统，因此两组分间的活度系数之比可以按式（2-153）计算。

，



计算溶剂加入板

=0.9879(0.01-0.19)+0.8(2.441-0.6678)=1.2407。

式中用到的浓度计算如下：

选定=0.8，，。

算得。

又

组分1和2在恒沸点54℃时的蒸汽压分别为=90.24，。

因此 =（

计算塔釜

=0.9879（0.1921-0.0079）+0.8（2.441-0.6687）=1.600

=4.955

式中用到的浓度为：=0.8，=（1-0.8）0.0393=0.0079，

于是=（

本列中因为进料状态是露点。全塔溶剂浓度近似为常数，故认为全塔 为常数，等于==5.66

c.计算最小回流比（式2-139d）

=

取R=1.5=1.121

d.计算全回流时（包括釜）

=

e.计算实际回流比下的N（包括釜）



查图2-13得

N=7.6块（包括釜）

此外，在溶剂加入板上应该用一各回收段，可取3~4块板。

f.计算溶剂量对进料量的比值S/F

先计算（式2-164）



式中和可以按下列两式计算：



算得=26.8，=5.7。代入上式得



进料板处，可估计=0.8，=0.6490.2=0.1298，=0.0702。用同样方式可算得=37.3，=6.22

因此 

=

式（2-175）



因此 S/F=205.7/100=2.057。

1. 在转盘塔中有机溶剂萃取烃类混合物中的芳烃。原料处理量100吨/天，溶剂：进料=5：1（质量）。取溶剂相为连续相。有关物性数据为

溶剂 =1200Kg/, 

烃   =5.924N/m

转盘塔转速n=0.5。结构尺寸的比例为： ，，

。试计算所需塔径。

解：为计算塔径。必先求特性速度，而的计算式中含由特定的塔径，故应试差。

假设 D=2.1m

则,=1.26m, =0.21m

由式（5-30）得

=0.069/s







由式（5-35）



由式（5-33）



设计速度取液泛速度的75%



由式（5-39）



由于D=2.05可直接圆整成2.1m，故不再继续试差。

1. 乙醇-苯-水系统在101.3kPa，64.86℃形成恒沸物，其组成为22.8mol%乙醇a.，53.9mol%苯b.和23.3mol%水c.，利用恒沸点气相平衡组成与液相组成相等这样有利条件，计算在64.86℃等温分离该恒沸混合液成为三个纯液体产物所需的最小功。

解：在等温等压条件下，将其分离成纯组分时所需最小功为



设为理想溶液，，若





1. 含乙烯32.4%的乙烯-乙烷混合物于2Mpa压力下进行蒸馏，塔顶为纯乙烯，温度为239K，塔釜为纯乙烷、温度为260K，正常操作下，塔釜加入热量为8800kJ/kg乙烯，试计算分离净耗功为多少？

解：设环境温度，，乙烯的量为



1. 计算题21的热力学效率。

解：





1. 试求环境温度下，下表所示的气体分离过程的最小功。

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组分 | C2 | C3 | n-C4 | n-C5 | n-C6 | ∑ |
| 进料 kmol/h | 30 | 200 | 370 | 350 | 50 | 1000 |
| 产品1 kmol/h | 30 | 192 | 4 |  |  | 226 |
| 产品1 kmol/h |  | 8 | 366 | 350 | 50 | 774 |

解：求出各物流的组成

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组分 | C2 | C3 | n-C4 | n-C5 | n-C6 | ∑ |
| 进料 kmol/h | 30 | 200 | 370 | 350 | 50 | 1000 |
| xiF | 0.03 | 0.20 | 0.37 | 0.35 | 0.05 | 1.00 |
| 产品1 kmol/h | 30 | 192 | 4 |  |  | 226 |
| xi1 | 0.133 | 0.850 | 0.017 |  |  | 1.00 |
| 产品1 kmol/h |  | 8 | 366 | 350 | 50 | 774 |
| xi2 |  | 0.010 | 0.473 | 0.452 | 0.065 | 1.00 |











1. 将含丙稀80%（摩尔）和丙烷20%的料液在常压下分离为含丙稀99.6%和5%的两股产品，试求分离最小功。设料液和产品均处于环境温度298K，料液可以当作理想溶液。

解：设料液量为1kmol，计算两股产品的量：





联列解得：0.7928kmol, 0.2072kmol

分离最小功由式（6-15）计算：

=[0.7928(0.996ln0.996+0.004ln0.004)+0.2072(0.05ln0.05+0.95ln0.95) -(0.8ln0.8+0.2ln0.2)]RT0 =0.4386R T0=1087.4KJ/Kmol料液

1. 已知某混合0.05乙烷,0.30丙烷0.65正丁烷(摩尔分率),操作压力下各组分的平衡常数 可按下式进行计算,试求其泡点温度.  
            乙烷:K=0.13333t+46667  
            丙烷： k=0.6667t+1.13333  
            正丁烷： k=0.02857t+0.08571   (t的单位为℃)

设温度为了10℃，用泡点方程∑Kixi=1进行试差，不满足泡点方程，设温度为7.2℃，重新试差，满足泡点方程，泡点温度为7.2℃，结果见表。

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组份 | 组份 | 设温度为10℃ | | 设温度为7.2℃ | | 圆整 |
| Ki | Kixi | Ki | Kixi |  |
| 乙烷 | 0.05 | 6.8000 | 0.340 | 6.4266 | 0.321 | 0.323 |
| 丙烷 | 0.30 | 1.8000 | 0.540 | 1.6134 | 0.484 | 0.487 |
| 正丁烷 | 0.65 | 0.3714 | 0.241 | 0.2914 | 0.189 | 0.190 |
| Σ | 1.00 |  | 1.121 |  | 0.994 | 1.000 |

1. 已知某混合0.05乙烷,0.30丙烷0.65正丁烷(摩尔分率),操作压力下各组分的平衡常数  
      可按下式进行计算,试求其露点温度.  
            乙烷:K=0.13333t+46667  
            丙烷： k=0.6667t+1.13333  
            正丁烷： k=0.02857t+0.08571   (t的单位为℃)

设温度为24℃，用泡点方程∑yi/Ki=1 进行试差，不满足露点方程，设温度为 23℃，  
 重新试差，满足露点方程，露点温度为23℃,结果见表。

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 组份 | 组份 | 设温度为24℃ | | 设温度为23℃ | | 圆整 |
| Ki | Kixi | Ki | Kixi |  |
| 乙烷 | 0.05 | 8.6666 | 0.006 | 8.5333 | 0.006 | 0.006 |
| 丙烷 | 0.30 | 2.7334 | 0.110 | 2.6667 | 0.112 | 0.113 |
| 正丁烷 | 0.65 | 0.7714 | 0.843 | 0.7428 | 0.875 | 0.881 |
| Σ | 1.00 |  | 0.959 |  | 0.993 | 1.000 |

1. 一轻烃混合物进行精馏塔的计算，求得阳小回流比Rm=1.45,最小理论板数Nm=求得最小回流化为R=1.25Rm,全塔平均板效率为n＝0.60，求所需最小塔板板数。

R＝1.25×1.45=1.8125



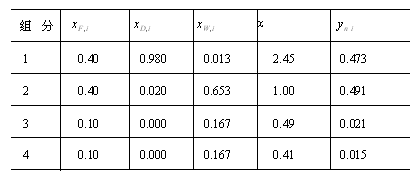
由此图查，得：



        由于，Nm＝8.6所以，N＝19.43

        实际板数为：19.43/0.6=32.4=33块

1. 某多组分精馏塔的原料组成、产品组成（组分1为轻关键组分）及各组分的相对挥建发度如表所示，已知提馏段第n板上升的气相组成,提馏段操作线方程为,精馏段操作线方程为xn,i=1.2yn-1,i-0.2xD,i 试求离开第n+2板的液相组成.(要求各板组成列表)(塔序从下往上,第n+1板为进料板).



(1)用提馏段操作线方程xni=0.8yn-1,i+0.2xWi计算x'n+1,i ,即

 xn+1,1=0.8×0.473+0.2×0.013=0.381

其他组分的计算结果列于表。.

(2)用相平衡方程



计算y'n+1,i计算结果列于表.

(3)由于第n+1板为进料板为进料板,所以,用精馏段操作线方程计算xn+2,I,即

  其他组分的计算结果列于表。

(4)计算结果汇总

　 xn+1,i    αx'n+1,i  y'n+1,i   x'n+2,i   xn+2,i

    1 0.3810 0.9335 0.6223 0.5004 0.5508

    2 0.5234 0.5234 0.3489 0.4097 0.4147

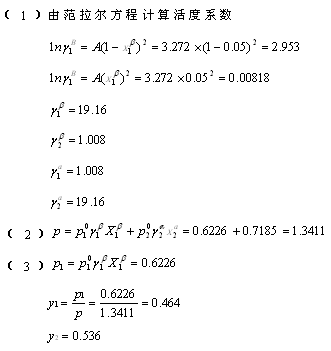
    3 0.0502 0.0246 0.0164 0.0465 0.0197

    4 0.0454 0.0186 0.0124 0.0434 0.0149

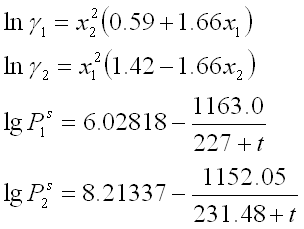
   ∑         1.0000 1.5000

1. 已知组分1和组分蘖期所构成的二元系统，当处于汽-液-液平衡时，两个平衡的液相组成如下:x2α=0.05,x1β=0.05，两个纯组分的饱和蒸气压此时分别为P10=0.65amt,P20=0.75atm，此对称系统的范拉尔常数（用Ln表示）为A=3.272求：

(1)γ2α,γ1β     
       (2)平衡压力  
       (3) 平衡的气相组成。



1. 试求总压力为86。695Kpa时，氨仿a.-乙醇b.之共沸组成与共沸温度。已知：



设温度为55℃，则由饱和蒸汽压公式得

 P1s=82.372      P2s=37.311

由恒沸物的特点有：



由于lnγ1/γ2=0.59x22-1.42x12+1.66x1x2故ln37.311/82.372=0.59x22-1.42x12+1.66x1x2

又x1+x2=1

由上式解得：x1=0.8475，x2=0.1525

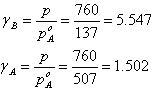
由活度系数公式得γ1=1.0475，γ2=2.3120

所以P=γ1x1 P1s+γ2x2 P2s=86.279

1. 已知A、B两组分在压力p=760mmhg下所形成的均相恒沸物的组成XA=0.65 （摩尔分率），在恒沸温度下纯A组分的饱和蒸汽压电效应507mmhg，纯B组分的饱和蒸气压=137=mmhg求：

a.在恒沸组成条件下的活度系数。  
    b.该恒沸物是最低温度恒沸物还是最高温度恒沸物？为什么？

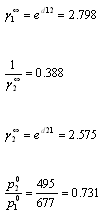
a.均相恒沸物的特点



b.该恒沸物是正偏差最温度的恒沸物，因为两组分得活度系数皆为大于1，故一定是正偏差物系。

1. 醋酸甲酯a.和甲醇b.混合物系的范拉尔数（用ln 表示）为A12=1.029,A21=0.946, 在54℃时，纯组分的饱和蒸气压数据分别为 P10=677mmHg,P20=495mmHg试判断：a.在54℃时有无恒沸物？ b.形成什么样的恒沸物？

由范拉尔方程计算无限稀释溶液的活度系数

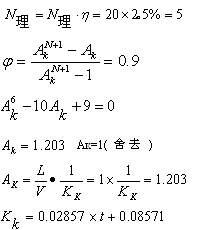


   因为满足γ1∞>P20/P10>1/γ2∞所以形成最高压力的恒沸物。

1. 用烃油吸收含85%乙烷，10%丙烷和平演变%正丁烷（摩尔百分率）的气体，采用的油气比为1，该塔处理的气体量为100kmol/h操作压力为3大气压，实际板数为20块，板效率为25%  
        计算：a.平均温度为多少，才能回收90%的丁烷；  
              b.各组份的平衡数；  
              c.吸收因子、吸收率；  
              d.尾气的组成。

操作务件下各组分的平衡常数如下：  
       乙烷：K=0.13333t+5.46667  
       丙烷: K=0.06667+1.3333  
       正丁烷:K=0.02857t+0.08571(t的单位为℃)

(1)求平均温度



     解得t=26.09℃

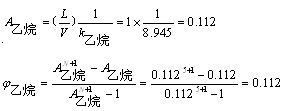
(2)各组份的平衡常数

     K1=0.13333×26.09=5.46667=8.945

     K2=0.06667×26.09+1.13333=2.873

     K3=0.02857×26.09+0.08571=0.831

(3)吸收因子、吸收率  
     以乙烷为例



     其他组分的计算结果见表

(4)尾气的组成见表

组分 νN+1 吸收因子A 吸收率φ 尾气量 尾气组成

乙烷 85 0.112 0.112 75.48 0.915

丙烷 10 0.348 0.347 6.53 0.079

正丁烷 5 1.203 0.900 0.50 0.006

Σ 82.51 1.000

1. 某厂裂解气组成（摩尔%）如下：13.2%氢、37.18%甲烷、30.2乙烯、9.7%乙烷、8.4% 丙烯、1.32异丁烷、所用的吸收剂中不含所吸收组分。要求乙烯的回收率达到99%。该吸收塔处理的气体量为100kmo1/h，操作条件下各组分的相平衡常数如下：

氢  甲烷  乙烯  乙烷  丙烷  异丁烷

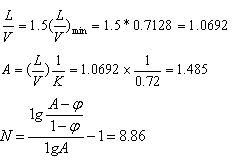
∞   3.1   0.72   0.52   0.15   0.058

操作液气化为最小液气比的1.5倍  
试求:(1)最小液气化; (2)所需理论板数; (3)各组份的吸收因子、吸收率  
 (4)塔顶尾气的组成及数量； (5塔顶应加入的吸收剂量

解：(1) 最小液气化



     (2)所需理论板数N

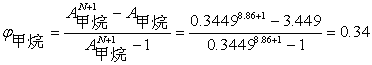


     (3)各组份的吸收因子、吸收率

       吸收因子，以甲烷为例：



        吸收率，以甲烷为例：



   (4)塔顶尾气的组成及数量（见表）

νN+1  A φ νN+1φ ν1 y1

    H 13.2 0 0 0 13.2 34.68

C10 37.2 3.449 0.34 12.64 24.56 64.48

C2= 30.2 1.485 0.99 29.90 0.030 0.79

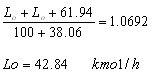
C20 9.7 2.058 0.9982 9.68 0.020 0.05

C3= 8.4 7.128 1.000 8.40 0.00 0.00

iC40  1.32 18.48 1.000 1.32 0.00 0.00

∑ 61.94 38.06 100.00

    (5)塔顶加入的吸附剂的量



1. 在内径为D=0.4的立式吸附器中,装填堆积比重为220千克/米的活性炭,其床层高度为1.1米。今有含苯蒸汽的空气以14米/分的速度通过床层。苯的初始浓度为39克/米。假设苯蒸汽通过床层后完全被活性炭吸附其出口浓度为零。活性炭对苯的动活性为7%（重），床层中苯的残余为0.5%（重）。  
          试求：a.  每一使用周期可吸附的苯量；  
                      b.  吸附器每一周期使用的时间；  
                      c.  每一周期该吸附器所处理的笨-空气混合物的体积。

解：

a.



                被吸附的体量=G(动活性-残余活性)=30.395\*（7%-0.5%）=1.976kg

         b.

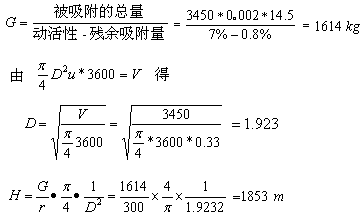


        c.



1. 今从空气混合物中吸收石油气，空气混合气的流量为3450m3/h，石油气原始含量为，CO=0.002kg/m3按设备截面积计算混合气的线速为u=0.33m/s。活性炭对石油气的动活性为0.07（重）脱附残余吸附量为0.08（重），活性炭的堆积比重γ=300kg/m3，吸附剂量再生时的吹扫、脱附冷却的时间为14.5小时候。求所需填充的活性炭量，吸附床层的直经和高度。

解：

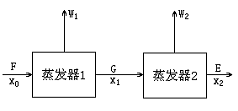


1. 含水份52%的木材共120kg，经日光照晒，木材含水份降至25%，问：共失去水份多少千克？以上含水份均指质量百分数。

解：∵120(1-0.52)=(120-w)(1-0.25)

∴w=43.2kg

1. 以两个串联的蒸发器对NaOH水溶液予以浓缩，流程及各符号意义如图所示，F、G、E皆为NaOH水溶液的质量流量，x表示溶液中含NaOH的质量分数，W表示各蒸发器产生水蒸汽的质量流量。若，F=6.2kg/s，x0=0.105，x2=0.30，W1:W2=1:1.15问：W1、W2、E、x1各为多少？



解：对控制体I，做NaOH的物料衡算：Fx0=Ex2

即 6.2×0.105=E×0.30 ∴E=2.17 kg/s

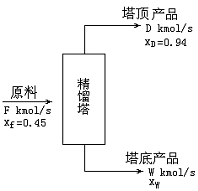
W1 W1+W2=F-E=6.2-2.17=4.03 kg ，又W1:W2 =1;1.15

∴W1=4.03/2.15=1.87 kg/s ，W2=4.03-1.87=2.16 kg/s

对控制体II，做总的物料衡算：G=F-W1=6.2-1.87=4.33 kg/s

∵Fx0=Gx2即6.2×0.105=4.33x1,

∴x1=0.15

1. 某连续操作的精馏塔分离苯与甲苯。原料液含苯0.45（摩尔分率，下同），塔顶产品含苯0.94。已知塔顶产品含苯量占原料液中含苯量的95%。问：塔底产品中苯的浓度是多少？按摩尔分率计。

解：

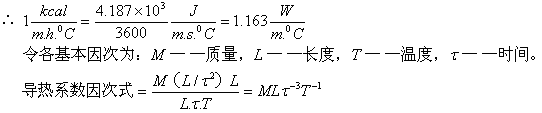


又F\*0.45=D\*0.94+WXW，既0.45=0.445\*0.94

∴ XW=0.0413

1. 导热系数的SI单位是W/(m·℃)，工程制单位是kcal/(m·h·℃)。试问1kcal/( m·h·℃)相当于多少W/(m·℃)？并写出其因次式。1kcal/(m.h.0C)=?J/(m.s.0C)写出导热系数的因次式。

∵1kcal=4.187×103J,1h=3600s



1. 已知理想气体通用常数R=0.08205物理大气压·升/(摩尔·K)，试求采用J/(kmol·K)时R的数值。写出以J/（kmolk）的单位为理想气体通用常数R之值。

解：∵1物理大气压=1.0133×105N/m2，1升=10-3m3



1. 水蒸汽在空气中的扩散系数可用如下经验公式计算：



   式中  D----扩散系数，英尺2/h；  
         p----压强，atm；  
         T----绝对压强，。R   
试将上式改换成采用SI单位的形式。各物理量采用的单位是：D-m2/s，p-Pa，T-K。

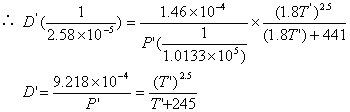
经验公式的单位换算：



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 物理量 | 扩散系数 | 压强 | 绝对温度 |
| 原来单位 | 英尺2/h | atm | 0R |
| 后来单位 | M2/s | Pa | K |

∵1英尺2/h=0.30482/3600m2/s=2.58×10-5m2/s,1atm=1.0133×105pa,

                                                     温差 1k=1.80R



1. 在冷凝器中蒸汽与冷却水间换热，当管子是洁净的，计算总传热系数的经验式为：



  式中  K——总传热系数，Btu/(ft2·h·℉)；  
         u——水流速，ft/s。

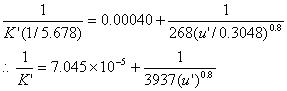
试将上式改换成采用SI单位的形式。各物理量采用的单位是：K—W/(m·℃)，u—m/s。

经验公式的单位换算：



|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 物理量 | 传热系数 | 流速 |
| 原来单位 | BUT/ft2.h.0F) | ft/s |
| 后来单位 | W/（m2.K） | m/s |

∵1BUT/(ft2.h.0F)=5.678W/(m2.K),1ft/s=0.3048m/s



1. 两液体A，B能形成理想溶液。如果在t℃时p0A=104.32kPa，p0B=121.6kPa。问(1)将气缸中含40%A的A、B混合气体恒温t℃缓慢压缩，凝出第一滴液滴时物系的总压及该液滴的组成为多少?(2)将A、B配成溶液使其在101.33kPa下的泡点为t℃，该溶液的组成为多少?
2. 苯与水可看做互不相溶的二元物系，其蒸气压数据如下表。试画出101.33kPa下，苯-水物系的沸点组成图。

温度/℃   50     60    70    75    80    90    100     110

苯的蒸气压   269    389   547   640   754   1016  1344   1748

水的蒸气压     93    149   233   285    355   526    760    1075