



青岛双桃精细化工(集团)有限公司

20吨/天二乙苯胺醇法生产线母液中回收乙醇

工艺软件包



青岛科技大学

二零一二年九月

目录

1 设计概述	1
1.1 设计依据	1
1.2 基本思想	1
1.3 设计要求	1
1.4 设计范围	1
2 设计基础	2
2.1 产品规模和规格	2
2.2 公用工程条件	2
3 工艺设计	4
3.1 操作条件	4
3.2 控制方案	4
3.3 工艺流程简述	4
3.4 工艺流程图	5
3.5 物料平衡和能量平衡	5
4. 设备核算及选型	11
4.1 塔	11
5.2 换热器	11
5.3 液体泵条件	11
5.4 罐一览表	11
5.5 管线表	11
5.6 布置要求:	11
5.操作规程和日常管理	21
5.1 操作规程	21
5.2 日常管理	22

5.3 中间控制及异常处理	23
6 自动控制设计	24
6.1 设计原则	24
6.2 自动控制方案	24
6.3 工艺自动控制流程说明	24
7. 公用工程	28
8. 安全技术与三废处理	28
8.1 安全技术	28
8.2 三废处理	30
9 工艺管线及仪表图例	31
附录 1 带物料平衡的工艺流程图	33
附录 2 带控制点的工艺流程图	34
附录 3 塔设备条件图	35
附录 4 换热器设备条件图	36

1 设计概述

青岛双桃精细化工(集团)有限公司乙醇回收装置是二乙苯胺醇法生产线的配套装置。二乙苯胺醇法生产线在生产过程中用乙醇做溶剂，芳胺类与双乙烯酮为原料进行缩合反应，反应结束后，物料与母液分离，该装置主要任务是将母液经过精馏，乙醇回收套用。

本装置设计处理能力为 20 吨母液/天，连续操作，设计操作弹性范围为 60%~120%。

1.1 设计依据

根据青岛双桃精细化工(集团)有限公司(甲方)与青岛科技大学(乙方)签订的《20吨/天二乙苯胺醇法生产线母液中回收乙醇工艺研究》合同进行此设计工作。

1.2 基本思想

- 1) 执行国家有关部门法律、标准、规范。
- 2) 经过流程优化，挖掘装置的潜在能力，尽量利用现有设备设施。
- 3) 对中性染料母液中回收丁醇工艺流程及操作进行模拟优化。
- 4) 精心设计、保证质量。努力做到技术先进、经济合理、节省投资，各项技术指标具有先进性。

1.3 设计要求

- (1)回收工艺设计能力为20吨乙醇母液/天。
- (2)乙醇回收率 $\geq 98\%$ 。
- (3)回收乙醇含量 $\geq 94\%$ (wt) 。
- (4)系统实现自控。控制接入甲方 DCS 系统。

1.4 设计范围

- 1) 本设计是 20 吨/天二乙苯胺醇法(以 2,4-二甲基-N-

乙酰乙酰苯胺为例) 生产线中回收乙醇的工艺包设计。

- 2) 本设计不涉及具体的建厂地点和与之相联系的地理、水文、气象等条件。
- 3) 对过程工艺部分力求详尽，而对非工艺技术部分仅提出必要的数据和条件。
- 4) 本工艺包设计包括：工艺流程设计、物料平衡、热量平衡、设备设计参数、公用工程表、仪表及控制条件表、管路仪表流程图。

2 设计基础

2.1 产品规模和规格

- 1) 处理能力二乙苯胺醇法生产线母液 20t/d; 850kg/h
 - 2) 生产方式采用连续操作处理方式。
 - 3) 原料及产品
- (1) 原料

本装置的原料为青岛双桃精细化工(集团)有限公司二乙苯胺醇法生产线母液(以 2,4-二甲基-N-乙酰乙酰苯胺为例)，其中含(质量含量) 62.22%乙醇、12.78%水、1.05%乙酸, 7.44%乙酰乙酸乙酯, 7.29%2,4-二甲基苯胺, 9.22%2,4-二甲基-N-乙酰乙酰苯胺 $C_{12}H_{15}NO_2$ 。

(2) 产品性质

回收乙醇：纯度 $\geq 94\%$ (wt%)，外观为无味无色油状液体；

2.2 公用工程条件

2.2.1 蒸汽和冷凝液系统

青岛双桃精细化工(集团)有限公司热电车间提供 0.6Mpa

等级蒸汽供给回收塔 T-101，收集的蒸汽冷凝液送回热电车间。

0.6Mpa 蒸汽要求的技术规格如下：

压力 0.9Mpamax0.6Mpamin

温度 165°Cmin

SiO₂0.02×10⁻⁶(质量比值)max

总固体 0.4×10⁻⁶(质量比值)max

电导 0.2 微姆/cmmax

铁 0.2×10⁻⁶(质量比值)max

O₂/CO₂ 无

2.2.2 冷却水系统

装置的冷凝器及机泵的冷却均使用水冷方式。其技术指标要求如下：

上水：

压力 0.5Mpamax0.36Mpamin

温度 32.0~33.0°C

回水：

压力 0.30Mpamin

温度 38.0~39.0°C

污垢系数 0.00014m³h°C/kJ

氯化物 100mg/L

2.2.3 氮气系统

N₂ 主要用于开车时 N₂ 置换、吹扫及正常生产时的氮封和一些设备的调压。

N₂ 的技术指标要求如下：

N₂(包括 Ar) 99.998(体积分数) min

$O_2 20 \times 10^{-6} \text{max}$

压力 0.50Mpaabs

温度环境

露点-50.0°C

2.2.4 冷冻盐水

装置的塔顶保护冷凝器冷却使用冷冻盐水冷却方式。其技术指标要求如下:

冷冻盐水上水:

压力 0.5Mpa_{max}0.36Mpa_{min}

温度-24.0~-26.0°C

回水:

压力 0.30Mpa_{min}

温度-14.0~-16.0°C

污垢系数 0.00014m³h°C/kJ

氯化物 100mg/L

2.2.5 电力

电压 380、 220V.A.C

频率 50Hz

系统三相四线制中线接地

表 2-1 公用工程简表

蒸汽	0.6MPaG, 165°C
循环水	上水温度≤30°C,压力 0.5MpaG; 回水温度≤38°C,压力 0.3MPaG
冷冻盐水	上水温度≤-25°C,压力 0.5MpaG; 回水温度≤-15°C,压力 0.3MPaG
交流电	380V,50Hz,三相四线制,中线接地

3 工艺设计

3.1 操作条件

主要设备的操作条件如下：

回收塔 T-101

常压：塔顶压力：0.010MPaG，塔底压力：0.017MPaG，塔顶温度：80.6℃，塔底温度：117.7℃。

3.2 控制方案

本工序的控制主要是正常情况下的流量控制、温度控制、液位控制。流量控制包括塔进料流量、回流流量、塔顶塔釜出料流量和塔釜蒸汽流量；温度需控制塔釜温度、保证乙醇的回收率，需观察塔顶温度、与回收乙醇纯度关联，需观察冷凝器的冷凝液温度；系统采用常压操作，不需要控制压力，但需观察塔器、储罐的压力指示，防止堵塞、憋压；液位控制包括 T101 的塔釜液位、回流罐 R102 的液位，需观察进料管 R101 的液位。

3.3 工艺流程简述

将需处理的染料母液(间歇)加入到母液储罐(R-101)中。用进料泵(P-101)将母液经过计量打入乙醇回收塔T-101塔中部，为了回收热量，途中将母液与塔顶蒸汽在进料预热器(E-102)中换热至70-80℃。乙醇回收塔T-101在常压下操作，经过塔釜再沸器(E-101)加热使物料升温、汽化，以回收母液中的乙醇。塔顶蒸汽在与进料换热后，进入冷凝器(E-103)用循环水冷凝冷却，冷凝液流入回流罐(R-102)。为了防止冷凝器(E-103)有未冷凝的汽相物料排入大气，设置了塔顶保护冷凝器(E-104)，用-25℃盐水对系统尾气

进一步冷凝冷却。回流罐(R-102) 中回收的乙醇(94wt%) 经过塔顶回流泵(P-102) 一部分作为产品返回车间套用，另一部分作为塔顶回流。塔釜的重组分经过塔釜出料泵(P-103) 送出系统，另行处理；回收塔釜的液位经过调节塔底采出流量控制；回收塔釜温度经过调节再沸器蒸汽流量控制。回收塔(T-101) 的温度分布为：塔顶(TI-05) 80.6℃，塔釜(TI-04) 117.7℃。

3.4 工艺流程图

3.4.1 带物料平衡的工艺流程图(见附录 1)

3.4.2 带控制点的工艺流程图(见附录 2)

3.5 物料平衡和能量平衡

3.5.1 总物料平衡

表 3-1 总物料平衡表

入方			出方		
物料名称	Kg/h	Kmol/h	物料名称	Kg/h	Kmol/h
母液 S1	850	19.04	乙醇 S12	553	13.07
			塔釜液 S15	297	5.96
合计	850	19.04		850	19.04

3.5.2 物流平衡表

乙醇回收装置的物料平衡表见表 3-2。

表 3-2 乙醇回收装置的物料平衡表

物流号	S1	S2	S3	S4
相态	液态	液态	液态	液态
位置	母液→R-101	R-101→P-101	P-101→E-102	E-102→T-101
摩尔百分数, %				
乙醇	60.3	60.3	60.3	60.3
水	31.67	31.67	31.67	31.67
乙酸	0.78	0.78	0.78	0.78
乙酰乙酸乙酯	2.55	2.55	2.55	2.55

资料内容仅供您学习参考，如有不当或者侵权，请联系改正或者删除。

二甲基苯胺	2.69	2.69	2.69	2.69
双乙酰苯胺	2.01	2.01	2.01	2.01
总流量,kmol/h	19.04	19.04	19.04	19.04
重量百分数, %				
乙醇	62.22	62.22	62.22	62.22
水	12.78	12.78	12.78	12.78
乙酸	1.05	1.05	1.05	1.05
乙酰乙酸乙酯	7.44	7.44	7.44	7.44
二甲基苯胺	7.29	7.29	7.29	7.29
双乙酰苯胺	9.22	9.22	9.22	9.22
总流量,kg/h	850	850	850	850
温度,℃				
温度,℃	25	25	25.14	70
压力,MPa	0.1	0.1	0.4	0.4
流率,m ³ /h	0.99	0.99	0.99	1.04
焓,Kcal/kg	14.33	14.33	14.41	43.18
分子量	44.65	44.65	44.65	44.65
密度, kg/m ³	859.90	859.90	859.79	819.21
液相分率	1.000	1.000	1.000	1.000

表 3-2 乙醇回收装置的物料平衡表续表

物流号	S5	S6	S7	S8
相态	汽态	汽液	液态	汽态
位置	T-101→E-102	E-102→E-103	E-103→R-102	E-103→ E-104
摩尔百分数, %				
乙醇	86.57	86.57	86.57	86.57
水	13.43	13.43	13.41	13.43
乙酸	0	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	0	0	0	0
二甲基苯胺	0	0	0	0
双乙酰苯胺	0	0	0	0
总流量,kmol/h	52.29	52.29	52.29	5.23
重量百分数, %				
乙醇	94.29	94.29	94.29	94.29
水	5.71	5.71	5.71	5.71
乙酸	0	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	0	0	0	0
二甲基苯胺	0	0	0	0

资料内容仅供您学习参考，如有不当或者侵权，请联系改正或者删除。

双乙酰苯胺	0	0	0	0
总流量,kg/h	2212	2212	2212	221.24
温度,℃	80.62	80.34	40	80.34
压力,MPa	0.11	0.109	0.107	0.11
流率,m ³ /h	1382	1326/0.15	2.83	138
流率,Nm ³ /h	1172	1113/		117
焓,Kcal/kg	271.38	271.22/51.67	23.93	271.34
分子量	42.31	42.31	42.31	42.31
密度, kg/m ³	1.60	1.56/743.64	782.1	1.60
液相分率	0.000	0.05	1.000	0.00

表 3-2 乙醇回收装置的物料平衡表续表

物流号	S9	S10	S11	S12
相态	液态	液态	液态	液态
位置	E-104→ R-102	R-102→ P-102	P-102→T-101、 产品	乙醇产品
摩尔百分数, %				
乙醇	86.57	86.57	86.57	86.57
水	13.43	13.43	13.43	13.43
乙酸	0	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	0	0	0	0
二甲基苯胺	0	0	0	0
双乙酰苯胺	0	0	0	0
总流量,kmol/h	5.23	52.29	52.29	13.07
重量百分数, %				
乙醇	94.29	94.29	94.29	94.29
水	5.71	5.71	5.71	5.71
乙酸	0	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	0	0	0	0
二甲基苯胺	0	0	0	0
双乙酰苯胺	0	0	0	0
总流量,kg/h	221.24	2212	2212	553
温度,℃	40.0	40.0	40.19	40.19
压力,MPa	0.107	0.105	0.5	0.5
BAR(GA)	0.0720	0.05	4.0	4.0
流率,m ³ /h	0.283	2.83	2.83	0.707
焓,Kcal/kg	23.93	23.93	24.06	24.05
分子量	42.31	42.31	42.31	42.31

密度, kg/m ³	782.1	782.10	781.93	781.93
液相分率	1.000	1.000	1.0000	1.0000

表 3-2 乙醇回收装置的物料平衡表续表

物流号	S13	S14	S15	S16
相态	液态	液态	液态	液态
位置	P-102→T-101	T-101→P-103	P-103→废液	T-101→E-101
摩尔百分数, %				
乙醇	86.57	2.73	2.73	2.73
水	13.43	71.65	71.65	71.65
乙酸	0	2.49	2.49	2.49
乙酰乙酸乙酯	0	8.15	8.15	8.15
二甲基苯胺	0	8.57	8.57	8.57
双乙酰苯胺	0	6.4	6.4	6.4
总流量, kmol/h	39.22	5.96	5.96	401.66
重量百分数, %				
乙醇	94.29	2.53	2.53	2.53
水	5.71	25.92	25.92	25.92
乙酸	0	3.01	3.01	3.01
乙酰乙酸乙酯	0	21.29	21.29	21.29
二甲基苯胺	0	20.86	20.86	20.86
双乙酰苯胺	0	26.39	26.39	26.39
总流量, kg/h	1659	297	297	0
温度, °C	40.19	117.73	117.73	117.73
压力, MPa	0.5	0.117	0.317	0.217
BAR(GA)	4.0	0.1675	2.1675	0.1675
流率, m ³ /h	2.12	0.317	0.317	21.36
焓, Kcal/kg	24.05	71.3	71.3	71.3
分子量	42.31	49.80	49.80	49.8
密度, kg/m ³	781.93	936.46	936.38	936.46
液相分率	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

表 3-2 乙醇回收装置的物料平衡表续表

物流号	S17	S18	S19	S20
相态	汽液	汽态	冷凝液	液态
位置	E-101→T-101	蒸汽→E-101	E-101→冷凝水	冷却上水→E-103
摩尔百分数, %				
乙醇	2.73	0	0	0

资料内容仅供您学习参考，如有不当或者侵权，请联系改正或者删除。

水	71.65	1	1	1
乙酸	2.49	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	8.15	0	0	0
二甲基苯胺	8.57	0	0	0
双乙酰苯胺	6.4	0	0	0
总流量,kmol/h	55.17	61.3	61.3	4357.41
重量百分数, %				
乙醇	2.53	0	0	0
水	25.92	1	1	1
乙酸	3.01	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	21.29	0	0	0
二甲基苯胺	20.86	0	0	0
双乙酰苯胺	26.39	0	0	0
总流量,kg/h	1281	1104.34	1104.34	78500
温度,℃				
	120.2	165.12	165.46	32
压力,Mpa				
	0.106	0.7	0.7	0.5
流率,m ³ /h				
	1685/19.94	319	1.221	79.09
流率,Nm ³ /h				
		1374		
焓,Kcal/kg				
	506.16/70.68	661.19	166.99	32.08
分子量				
	49.79	18.02	18.02	18.02
密度, kg/m ³				
	0.76/938.81	3.47	903.55	992.48
液相分率				
	0.936	0.0000	1.000	1.0000

表 3-2 乙醇回收装置的物料平衡表续表

物流号	S21	S22	S23
相态	液态	液态	液态
位置	E-103→冷却回水	冷冻盐水上水→E-104	E-104→冷冻盐回水
摩尔百分数, %			
乙醇	0	0	0
水	1	1(+CaCl ₂)	1(+CaCl ₂)
乙酸	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	0	0	0
二甲基苯胺	0	0	0
双乙酰苯胺	0	0	0
总流量,kmol/h	4357.41	203.44	203.44
重量百分数, %			
乙醇	0	0	0
水	1	1(+CaCl ₂)	1(+CaCl ₂)

乙酸	0	0	0
乙酰乙酸乙酯	0	0	0
二甲基苯胺	0	0	0
双乙酰苯胺	0	0	0
总流量,kg/h	78500	6502	6502
温度,℃	39	-25	-15
压力,MPa	0.487	0.5	0.5
流率,m ³ /h	79.31	4.50	4.49
焓,Kcal/kg	39.06	-8.974	-14.96
分子量	18.02	31.96	31.96
密度, kg/m ³	989.82	1445.09	1448.18
液相分率	1.0000	1.00	1.00

3.5.3 能量平衡表

乙醇回收装置的能量平衡表见表 3-3。

表 3-3 能量平衡表

设备位号	换热物流		热 负 荷 kW/h	物流流 量 kg/hr	入口		出口	
					温度(℃)	液相 分率	温度 (℃)	液相 分率
E-101 塔釜再沸器	冷	釜液	633.51	0	117.73	1.000	120.2	0.863
	热	蒸汽		1104	165.12	0.000	165.5	0.999
E-102 预热器	冷	原料	29.13	850	25	1.000	70.0	1.000
	热	塔顶蒸汽		2212	80.62	0.000	79.56	0.049
E-103 塔顶冷凝器	冷	循环水	645.92	78500	32	1.000	38.99	1.000
	热	塔顶蒸汽		2212	80.6	0.000	40.00	1.000
E-104 塔顶保护冷 凝器	冷	冷冻盐水	67.97	6502	-25	1.000	-15	1.000
	热	塔顶蒸汽		221.24	80.34	1.000	40.0	1.000

4.设备核算及选型

工艺流程的热量、物料衡算，回收塔的工艺计算、水利学计算采用 Simsci 公司的 PRO/II 工程化学模拟软件，并经过小试试验数据校正。

换热器的设计计算采用 AspenB-JAC。

4.1 塔

回收塔 T-101:

设计塔径 800mm，理论板数 20，回收塔基础数据一览表见表 4-1。

塔设备汇总一览表见表 4-6，设备条件图见附录 3。

5.2 换热器

换热器基础数据一览见表 4-2~表 4-5；汇总一览表见表 4-7；设备条件图见附录 4。其中保护冷凝器 E-104 按回收塔顶蒸汽量 10% 进行设计。

5.3 液体泵条件

见液体泵汇总一览表 4-8。

5.4 罐一览表

母液储罐 R-101: 流量 $0.988\text{m}^3/\text{h}$ ，停留时间约为 8 小时，选用 10m^3 储罐。

塔顶回流罐 R-102: 流量: $2.828\text{m}^3/\text{h}$ ，停留时间约为 0.25 小时，选用 1m^3

储罐容积、停留时间仅供厂家参考。

见罐汇总一览表 4-9。

5.5 管线表

管线表见汇总一览表 4-10。

5.6 布置要求:

方案一: 框架布置要求三层, 三楼是预热器 E-102、两个冷凝器 E-103、E-104, 其中 E-102 安装在 E-103 上方, E-102 的管程出口直接进入 E-103 中。二楼是回流罐 R-102, 塔的再沸器 E-101。一楼放置泵 P-101、P-102、P-103, 储罐 R-101。

方案二: 框架布置要求二层, 二楼是预热器 E-102、两个冷凝器 E-103、E-104, 塔的再沸器 E-101, 其中 E-102 安装在 E-103 上方, E-102 的管程出口直接进入 E-103 中。一楼放置泵 P-101、P-102、P-103, 储罐 R-101、R-102。

表 4-1T-101 塔基础数据一览表

位号	T-101	名称	回收塔				
功能	精馏	型式	填料塔				
物料工艺参数							
物料衡算	单位	13 块进料	塔顶出	塔顶回流	釜产品	再沸器进	再沸器出
	kg/h	850	2212	1659	297	0	0
操作温度	℃	70.090	80.62	40.2	117.6	117.6	120.07
操作压力	MPa(GA)	0.30	0.01	0.40	0.016	0.016	0.005
液相分率		1.00	0.00	1.0	1.0	1.0	0.936
塔内操作负荷							
理论板			2	7	14		
汽相	质量流量 kg/h		2411	2368	2324		
	体积流量 m ³ /h		1506	1487	1471		
	空塔汽速 m/s		0.833	0.822	0.813		
	密度 kg/m ³		1.601	1.593	1.580		
	粘度 cP		0.0106	0.0107	0.0107		
液相	质量流量 kg/h		1850	1806	2588		
	体积流量 m ³ /h		2.487	2.420	3.364		

资料内容仅供您学习参考，如有不当或者侵权，请联系改正或者删除。

	密度 kg/m ³	743.84	746.31	769.30
	粘度 cP	0.412	0.408	0.415
	表面张力 dyne/cm	23.786	25.176	29.497
	喷淋密度 m ³ /(m ² ·h)	4.95	4.82	6.70
	泛点百分数%	45.72	44.75	49.29
	F 因子 PA**0.5	1.20	1.17	1.15
	需理论板数	20.0		
设备特性参数				
塔直径 mm	800.00	塔高度 mm	25500	
操作温度℃	120.00	操作压力 MPa(GA)	0.01	
填料型式	350Y	填料高度 mm	5000×3	
计算压降 kPa		允许压降 kPa		
分布器形式		比表面积		
塔内件				

换热器基础数据一览

表 4-2 换热器 E-101 基础数据一览表

位号	E-101	名称	塔釜再沸器	类型	BEM
换热面积m ²	25.9	热负荷kw	633.61	卧/立式	立式
物料工艺参数					
	壳程		管程		
介质	水蒸气		乙醇、水、胺		
流量kg/h	1104		0		
	入口	出口	入口	出口	
气体量kg/h	1104			1072	
液体量kg/h		1104	0	18928	
温度℃	165.26	165.26	107.11	110.07	
压力Mpa(abs)	0.701	0.701	0.118	0.118	
流体物性					
	进口	出口	进口	出口	
流体比热kcal/kg.℃	0.5961	1.020	0.6001	0.444	
流体粘度CP	.015	0.178	0.459	0.013	
导热系数kcal/m.h.℃	0.027	0.59	0.123	0.022	
流体密度kg/m ³	3.58	902.51	1035.09	0.750	
表面张力dyne/cm					
汽化潜热kcal/kg	491.81	491.81	470.36	473.86	
热交换特性					
污垢系数m ² .h.℃/kcal	0.00023		0.00047		
传热膜系数kcal/m ² .h.℃	7003.5		1578.6		
压力降kPa	1.08		7.84		
流速m/s	1.34		9.97		
总传热系数kcal/m ² .h.℃	543.3	平均温差℃	56.42	安全系数	1.46
设备特性参数					
管程					
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	管数	135
管长mm	2500	管外径mm	25	管壁厚mm	2
管中心距mm	32	排列方式	正三角形	管程数	1
进口管径mm	125	出口管径mm	250		
壳程					
设计压力Mpa(abs)	0.689	材质	SS304	壳径mm	450
折流板数目	3	挡板间距mm	700	切割%	42
进口管径mm	80	出口管径mm	25		

表 4-3 换热器 E-102 基础数据一览表

位号	E-102	名称	原料预热器	类型	BEM
换热面积m ²	8.7	热负荷kw	29.13	卧/立式	立式
物料工艺参数					
	壳程			管程	
介质	乙醇、水、胺			乙醇、水	
流量kg/h	850			2212	
	入口	出口	入口	出口	
气体量kg/h			2212	2099	
液体量kg/h	850	850		113	
温度℃	25	70	80.62	80.62	
压力Mpa(abs)	0.301	0.301	0.112	0.112	
流体物性					
	进口	出口	进口	出口	
流体比热kcal/kg.℃	0.6169	0.6955	0.3886	0.7924	
流体粘度CP	1.131	0.512	0.011	0.414	
导热系数kcal/m.h.℃	0.146	0.137	0.018	0.136	
流体密度kg/m ³	880.08	827.84	1.62	740.55	
表面张力dyne/cm					
汽化潜热kcal/kg			221.15	221.15	
热交换特性					
污垢系数m ² .h.℃/kcal	0.00047			0.00023	
传热膜系数kcal/m ² .h.℃	277.9			889.9	
压力降kPa	0.29			1.18	
流速m/s	0.02			19.26	
总传热系数kcal/m ² .h.℃	171.3	平均温差℃	26.75	安全系数	1.58
设备特性参数					
管程					
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	管数	57
管长mm		管外径mm	25	管壁厚mm	2
管中心距mm	32	排列方式	正三角形	管程数	1
进口管径mm	200	出口管径mm	200		
壳程					
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	壳径mm	325
折流板数目	18	挡板间距mm	100	切割%	23
进口管径mm	25	出口管径mm	25		

表 4-4 换热器 E-103 基础数据一览表

位号	E-103	名称	塔顶冷凝器	类型	BEM
换热面积m ²	51.2	热负荷kw	645.92	卧/立式	卧式
物料工艺参数					
	壳程		管程		
介质	乙醇、水		冷却水		
流量kg/h	2212		79510		
	入口	出口	入口	出口	
气体量kg/h	2212				
液体量kg/h		2212	79510	79510	
温度℃	80.62	40	32	39	
压力Mpa(abs)	0.112	0.112	0.501	0.501	
流体物性					
	进口	出口	进口	出口	
流体比热kcal/kg.℃	0.3886	0.7043	0.9982	0.9976	
流体粘度CP	.011	0.795	0.786	0.684	
导热系数kcal/m.h.℃	.018	0.145	0.53	0.538	
流体密度kg/m ³	1.62	790.5	987.08	980.25	
表面张力dyne/cm					
汽化潜热kcal/kg	220.05	234.98			
热交换特性					
污垢系数m ² .h.℃/kcal	0.00023		0.00047		
传热膜系数kcal/m ² .h.℃	693.2		4670.5		
压力降kPa	1.57		10.09		
流速m/s	8.59		1.17		
总传热系数kcal/m ² .h.℃	376.7	平均温差 ℃	33.79	安全系数	1.17
设备特性参数					
管程					
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	管数	222
管长mm	3000	管外径mm	25	管壁厚mm	2
管中心距mm	32	排列方式	正三角形	管程数	4
进口管径mm	150	出口管径mm	150		
壳程					
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	壳径mm	600
折流板数目	13	挡板间距mm	200	切割%	27
进口管径mm	200	出口管径mm	40	出口管径mm	50(汽相)

表 4-5 换热器 E-104 基础数据一览表

位号	E-104	名称	塔顶保护冷凝器		类型	BEM
换热面积m ²	8.7	热负荷kw	67.97		卧/立式	卧式
物料工艺参数						
		壳程		管程		
介质	冷冻盐水		乙醇、水			
流量kg/h	6502		221			
	入口	出口	入口	出口		
气体量kg/h			221			
液体量kg/h	6502	6502		221		
温度℃	5	15	80.62	20		
压力Mpa(abs)	0.501	0.501	0.112	0.112		
流体物性						
	进口	出口	进口	出口		
流体比热kcal/kg.℃	0.599	0.599	0.3886	0.6698		
流体粘度CP	1955	1113	0.011	1.152		
导热系数kcal/m.h.℃	0.651	0.672	0.509	0.15		
流体密度kg/m ³	1448	1445	1.62	813.2		
表面张力dyne/cm						
汽化潜热kcal/kg			220.05	241.38		
热交换特性						
污垢系数m ² .h.℃/kcal	0.0047		0.00023			
传热膜系数kcal/m ² .h.℃	1739.8		276.7			
压力降kPa	1.67		0.20			
流速m/s	0.12		1.93			
总传热系数kcal/m ² .h.℃	174.2	平均温差℃	60.91	安全系数	1.58	
设备特性参数						
管程						
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	管数	57	
管长mm		管外径mm	25	管壁厚mm	2	
管中心距mm	32	排列方式	正三角形	管程数	1	
进口管径mm	50	出口管径mm	50			
壳程						
设计压力Mpa(abs)	0.517	材质	SS304	壳径mm	325	
折流板数目	12	挡板间距mm	150	切割%	23	
进口管径mm	50	出口管径mm	25	放空管径mm	40	

资料内容仅供您学习参考，如有不当或者侵权，请联系改正或者删除。

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。
如要下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/766224004043010115>