



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107903149 A

(43)申请公布日 2018.04.13

(21)申请号 201711071606.4

(22)申请日 2017.11.03

(71)申请人 广东中科天元新能源科技有限公司

地址 510000 广东省广州市天河区五山能源路4号广州能源研究所技术集成大厦8楼

(72)发明人 区镜深 伍尚乐 谭晓东 周宏才

唐兆兴 姜新春 张惠婷 高志贵

(74)专利代理机构 广州德伟专利代理事务所

(普通合伙) 44436

代理人 黄浩威

(51)Int. Cl.

C07C 29/76(2006.01)

C07C 29/80(2006.01)

C07C 31/08(2006.01)

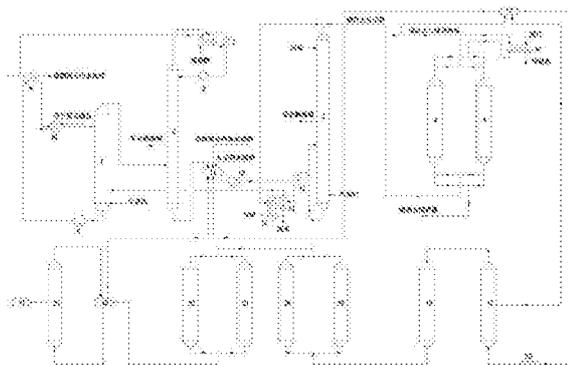
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置及其方法

(57)摘要

本发明公开一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置及其方法,所述装置包括粗馏塔、粗馏塔废槽泵、精馏塔、精馏塔塔顶冷凝器、精馏塔回流罐、回收塔、分子筛吸附分离装置、一级预热器、二级预热器、三级预热器、淡酒罐、淡酒泵、淡酒预热器、废水闪蒸罐、闪蒸罐再沸器、再生冷凝器、杂醇油分离器、纳滤或反渗透过滤器、混床离子交换系统和滤芯过滤装置,各设备之间通过管线和阀门连接。本发明能在一套工艺装置中同时生产无水乙醇和电子级无水乙醇两种产品,适应市场多元化的需求;同时,采用多效热耦合差压蒸馏节能工艺,实现能量充分地互相匹配利用,与传统的工艺相比可节省蒸汽和循环水达25%以上。



1. 一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置,其特征在于,包括粗馏塔、粗馏塔废槽泵、精馏塔、精馏塔塔顶冷凝器、精馏塔回流罐、回收塔、分子筛吸附分离装置、一级预热器、二级预热器、三级预热器、淡酒罐、淡酒泵、淡酒预热器、废水闪蒸罐、闪蒸罐再沸器、再生冷凝器、杂醇油分离器、膜过滤装置、混床离子交换系统和滤芯过滤装置,各设备之间通过管线和阀门连接。

2. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,进入所述分子筛吸附分离装置的乙醇料液为所述回收塔的塔顶酒汽。

3. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,进入所述粗馏塔的成熟醪由所述精馏塔的塔顶酒汽、所述粗馏塔的塔釜废醪液和所述分子筛吸附分离装置的成品无水乙醇预热。

4. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述废水闪蒸罐产生的二次蒸汽作为所述粗馏塔的加热介质,所述二次蒸汽的用量占所述粗馏塔所需总蒸汽量的65~75%。

5. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述装置还可以方便的切换生产食用酒精,当生产食用酒精时,所述回收塔成品酒汽进入所述精馏塔,从所述精馏塔巴斯区采出液相成品,同时从所述精馏塔和所述回收塔顶冷凝液中采出部分工业酒精。

6. 根据权利要求1~5任一所述的的装置联产无水乙醇、电子级无水乙醇的方法,其特征在于,所述方法包含如下步骤:

S1从发酵工段来的乙醇体积含量为8%~15%的成熟醪经与精馏塔酒汽、粗馏塔废醪液和成品无水酒精预热后进入粗馏塔,粗馏塔塔釜排出的废醪液经与成熟醪换热后进入废水处理系统,粗馏塔塔顶的粗酒汽直接进入精馏塔;粗馏塔的供热一部分由蒸汽直接供热,一部分由废水闪蒸罐闪蒸的二次蒸汽来供热,其中二次蒸汽的用量占粗馏塔所需总蒸汽量的65~75%;

精馏塔在常压下操作,采用粗馏塔塔顶粗酒汽为进料,进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,精馏塔塔釜得到的淡酒经淡酒罐收集后作为回收塔的进料,分子筛吸附分离装置产生的淡酒进入淡酒罐,精馏塔塔顶酒汽经与一级预热器换热后和冷凝器冷凝后回流;

回收塔采用正压操作,淡酒罐中的淡酒作为回收塔进料,淡酒罐中的淡酒通过泵送入淡酒预热器中,预热后进入回收塔,回收塔进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,分离掉杂醇油后,产生的淡酒返回淡酒罐;从回收塔塔顶采出成品酒汽进入分子筛吸附分离装置制得无水乙醇,剩余部分塔顶酒汽通过闪蒸罐再沸器和废水闪蒸罐换热,闪蒸罐产生的二次蒸汽进入粗馏塔提供热量,冷凝后的酒液回流,回收塔的热负荷由生蒸汽直接提供;

S2从分子筛出来的99.99%无水乙醇经过膜过滤装置过滤、精馏、混床离子交换、滤芯过滤装置过滤后成为超纯高净的电子级无水乙醇成品。

7. 根据权利要求6所述的方法,其特征在于,所述粗馏塔塔顶的操作压力:绝压0.13~0.15MPa;塔顶的操作温度:95~105℃;塔底的操作温度:105~115℃。

8. 根据权利要求6所述的方法,其特征在于,所述精馏塔塔顶的操作压力:绝压0.10~0.12MPa;塔顶的操作温度:75~85℃;塔底的操作温度:85~95℃。

9. 根据权利要求6所述的方法,其特征在于,所述回收塔塔顶的操作压力:绝压0.48~0.52MPa;塔顶的操作温度:120~130℃;塔底的操作温度:150~160℃;所述膜过滤装置的

操作压力:2.0~2.5Mpa,操作温度:35~40℃;所述滤芯过滤操作压力为0.1~0.4MPa。

10. 根据权利要求6所述的方法,其特征在于,所述步骤S1制得的无水乙醇为分析纯级的无水乙醇。

## 一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置及其方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及乙醇生产领域,具体是涉及一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置及其工艺。

### 背景技术

[0002] 中国专利文献CN102992953A于2014年11月19日公开了一种无水乙醇的生产方法,所述生产方法仅仅只能生产无水乙醇,且整个系统的蒸汽单耗为1.8吨蒸汽/吨无水乙醇产品,与传统的工艺相比只可节省蒸汽和循环水20%以上。

### 发明内容

[0003] 本发明的目的是提供一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置及其方法,本发明能在一套工艺装置中同时生产无水乙醇和电子级无水乙醇两种产品,实现产品产能在无水乙醇和电子级无水乙醇之间灵活调节,适应市场多元化的需求;同时,采用多效热耦合差压蒸馏节能工艺,能有效利用装置的富余热能,实现能量充分地互相匹配利用,节约蒸汽消耗和水消耗,整个系统的蒸汽单耗为1.68吨蒸汽/吨无水乙醇产品,从而实现系统节能的目的,与传统的工艺相比可节省蒸汽和循环水达25%以上。

[0004] 为实现上述目的,本发明采用如下技术方案:

[0005] 包括一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置,所述装置包括粗馏塔、粗馏塔废槽泵、精馏塔、精馏塔塔顶冷凝器、精馏塔回流罐、回收塔、分子筛吸附分离装置、一级预热器、二级预热器、三级预热器、淡酒罐、淡酒泵、淡酒预热器、废水闪蒸罐、闪蒸罐再沸器、再生冷凝器、杂醇油分离器、膜过滤装置、混床离子交换系统和滤芯过滤装置,各设备之间通过管线和阀门连接。

[0006] 作为一种优选的技术方案,需要说明的是,进入所述分子筛吸附分离装置的乙醇料液为所述回收塔的塔顶酒汽。

[0007] 作为一种优选的技术方案,需要说明的是,进入所述粗馏塔的成熟醪由所述精馏塔的塔顶酒汽、所述粗馏塔的塔釜废醪液和所述分子筛吸附分离装置的成品无水乙醇预热。

[0008] 作为一种优选的技术方案,需要进一步说明的是,所述废水闪蒸罐产生的二次蒸汽作为所述粗馏塔的加热介质,所述二次蒸汽的用量占所述粗馏塔所需总蒸汽量的65~75%。

[0009] 作为一种优选的技术方案,需要进一步说明的是,所述混床离子交换系统包括阳离子交换柱和阴离子交换柱。

[0010] 作为一种优选的技术方案,需要进一步说明的是,所述膜过滤装置包括纳滤或反渗透过滤器。

[0011] 作为一种优选的技术方案,需要更进一步说明的是,所述装置还可以方便的切换生产食用酒精,当生产食用酒精时,所述回收塔成品酒汽进入所述精馏塔,从所述精馏塔巴

斯区采出液相成品,同时从所述精馏塔和所述回收塔顶冷凝液中采出部分工业酒精。

[0012] 作为一种优选的技术方案,需要更进一步说明的是,当所述装置生产无水乙醇时,所述精馏塔和所述回收塔都不采工业酒,仅从所述回收塔塔顶采出酒汽直接进料分子筛系统。

[0013] 以及包括利用所述装置联产无水乙醇、电子级无水乙醇的方法,所述方法包含如下步骤:

[0014] S1 从发酵工段来的乙醇体积含量为8%~15%的成熟醪经与精馏塔酒汽、粗馏塔废醪液和成品无水酒精预热后进入粗馏塔,粗馏塔塔釜排出的废醪液经与成熟醪换热后进入废水处理系统,粗馏塔塔顶的粗酒汽直接进入精馏塔;粗馏塔的供热一部分由蒸汽直接供热,一部分由废水闪蒸罐闪蒸的二次蒸汽来供热,其中二次蒸汽的用量占粗馏塔所需总蒸汽量的65~75%;

[0015] 精馏塔在常压下操作,采用粗馏塔塔顶粗酒汽为进料,进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,精馏塔塔釜得到的淡酒经淡酒罐收集后作为回收塔的进料,分子筛吸附分离装置产生的淡酒进入淡酒罐,精馏塔塔顶酒汽经与一级预热器换热后和冷凝器冷凝后回流;

[0016] 回收塔采用正压操作,淡酒罐中的淡酒作为回收塔进料,淡酒罐中的淡酒通过泵送入淡酒预热器中,预热后进入回收塔,回收塔进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,分离掉杂醇油后,产生的淡酒返回淡酒罐;从回收塔塔顶采出成品酒汽进入分子筛吸附分离装置制得无水乙醇,剩余部分塔顶酒汽通过闪蒸罐再沸器和废水闪蒸罐换热,闪蒸罐产生的二次蒸汽进入粗馏塔提供热量,冷凝后的酒液回流,回收塔的热负荷由生蒸汽直接提供;

[0017] S2 从分子筛出来的99.99%无水乙醇经过膜过滤装置过滤、精馏、混床离子交换、滤芯过滤装置过滤后成为超纯高净的电子级无水乙醇成品;膜过滤与滤芯过滤的循环余液由暂储罐与淡酒罐连通,重新经过回收塔提纯去除杂质、分子筛脱水回用。

[0018] 作为一种优选的技术方案,需要说明的是,所述粗馏塔塔顶的操作压力:绝压0.13~0.15MPa;塔顶的操作温度:95~105℃;塔底的操作温度:105~115℃。

[0019] 作为一种优选的技术方案,需要说明的是,所述精馏塔塔顶的操作压力:绝压0.10~0.12MPa;塔顶的操作温度:75~85℃;塔底的操作温度:85~95℃。

[0020] 作为一种优选的技术方案,需要说明的是,所述回收塔塔顶的操作压力:绝压0.48~0.52MPa;塔顶的操作温度:120~130℃;塔底的操作温度:150~160℃;所述膜过滤装置的操作压力:2.0~2.5MPa;操作温度:35~40℃;所述滤芯过滤操作压力为0.1~0.4MPa。

[0021] 作为一种优选的技术方案,需要进一步说明的是,所述步骤S1制得的无水乙醇为分析纯级的无水乙醇。

[0022] 本发明的有益效果在于:

[0023] 1、本发明能在一套工艺装置中同时生产无水乙醇和电子级无水乙醇两种产品,实现产品产能在无水乙醇和电子级无水乙醇之间灵活调节,适应市场多元化的需求;

[0024] 2、采用多效热耦合差压蒸馏节能工艺,能有效利用装置的富余热能,实现能量充分地互相匹配利用,节约蒸汽消耗和水消耗,整个系统的蒸汽单耗为1.68吨蒸汽/吨无水乙醇产品,从而达到系统节能的目的,与传统的工艺相比可节省蒸汽和循环水达25%以上;

[0025] 3、采用本发明生产电子级无水乙醇时，步骤S2中的脱水工艺与步骤S1共用一套分子筛脱水，省去后续的脱水装置，节省了固定投资；

[0026] 4、所述装置还可以方便的切换生产食用酒精，可根据生产需要，在食用酒精、无水乙醇、电子级无水乙醇产品之间灵活切换生产；

[0027] 5、进入分子筛吸附分离装置的乙醇料液为回收塔的塔顶酒汽，脱水效果更好，分子筛对乙醇液相的处理能力要弱于气相，因为在相同的条件下乙醇溶液的吸附热大约是乙醇蒸汽的2倍的原因，因此现有乙醇分子筛吸附装置都是将液相成品过热成气相后再进行吸附，本工艺采用回收塔的塔顶酒汽作为分子筛吸附分离装置的进料，不再需要分子筛再沸器来气化液相进料，节省了能量，又省去了一套固定设备的投资；

[0028] 6、回收塔在绝压0.48~0.52MPa下运行，塔顶蒸汽供闪蒸罐再沸器作热源，闪蒸罐再沸器也相当于回收塔顶冷凝器，可节省固定投资，塔底废水经闪蒸罐闪蒸后直接供给粗馏塔作热源，闪蒸二次蒸汽的用量占粗馏塔所需总蒸汽量的65~75%；

[0029] 7、通过系统各级能量优化配置，成熟醪一级预热器相当于精塔冷凝器、二级预热器相当于粗塔废水冷却器，三级预热器相当于成品冷却器、闪蒸罐再沸器相当于回收塔冷凝器；同时，因为采用吸收塔的塔顶酒汽作为分子筛系统的进料方式，省去了分子筛再沸器，减少了整个系统的固定设备投资。

## 附图说明

[0030] 图1为本发明的工艺流程图。

[0031] 附图标记：1、粗馏塔；2、精馏塔；3、回收塔；4、分子筛吸附分离装置；5、粗馏塔废槽泵；6、一级预热器；7、精馏塔塔顶冷凝器；8、精馏塔回流罐；9、二级预热器；10、三级预热器；11、淡酒罐；12、淡酒泵；13、淡酒预热器；14、废水闪蒸罐；15、闪蒸罐再沸器；16、再生冷凝器；17、暂储罐；18、膜过滤装置；19、精馏塔；20、阳离子交换柱；21、阴离子交换柱；22、暂储罐；23、滤芯过滤装置；24、成品乙醇暂储罐；25、中间冷凝器。

## 具体实施方式

[0032] 以下将结合附图对本发明作进一步的描述，需要说明的是，本实施例以本技术方案为前提，给出了详细的实施方式和具体的操作过程，但本发明的保护范围并不限于本实施例。

[0033] 包括一种联产无水乙醇、电子级无水乙醇的装置，所述装置包括粗馏塔1、粗馏塔废槽泵5、精馏塔2、精馏塔塔顶冷凝器7、精馏塔回流罐8、回收塔3、分子筛吸附分离装置4、一级预热器6、二级预热器9、三级预热器10、淡酒罐11、淡酒泵12、淡酒预热器13、废水闪蒸罐14、闪蒸罐再沸器15、再生冷凝器16、杂醇油分离器、膜过滤装置18、混床离子交换系统和滤芯过滤装置23，各设备之间通过管线和阀门连接。

[0034] 需要说明的是，各设备之间的连接关系为：所述一级预热器6连接于所述精馏塔塔顶冷凝器7、二级预热器9，所述二级预热器9连接于所述粗馏塔废槽泵5、回收塔3、三级预热器10，所述粗馏塔1连接于所述粗馏塔废槽泵5、回收塔3、三级预热器10，所述精馏塔2连接于所述一级预热器6，所述精馏塔回流罐8连接于所述精馏塔2、精馏塔塔顶冷凝器7，所述淡酒罐11连接于所述精馏塔2、淡酒泵12、杂醇油分离器，所述淡酒泵12连接于所述淡酒预热器

器13,所述废水闪蒸罐14连接于所述粗馏塔1、淡酒预热器13、闪蒸罐再沸器15,所述闪蒸罐再沸器15连接于所述回收塔3,所述分子筛吸附分离装置4连接于所述回收塔3、闪蒸罐再沸器15、再生冷凝器16,所述回收塔3连接于所述淡酒预热器13,所述精馏塔19连接于所述混床离子交换系统、膜过滤装置18,所述滤芯过滤装置23连接于所述淡酒罐11。

[0035] 需要说明的是,所述装置还包括暂储罐17、成品乙醇暂储罐24、暂储罐22和中间冷凝器25,所述暂储罐17连接于所述分子筛吸附分离装置4、淡酒罐11、膜过滤装置18,所述暂储罐22连接于所述淡酒罐11、滤芯过滤装置23,所述成品乙醇暂储罐24连接于所述滤芯过滤装置23,所述中间冷凝器25连接于所述膜过滤装置18。

[0036] 需要说明的是,进入所述分子筛吸附分离装置4的乙醇料液为所述回收塔3的塔顶酒汽。

[0037] 需要说明的是,进入所述粗馏塔1的成熟醪由所述精馏塔2的塔顶酒汽、所述粗馏塔1的塔釜废醪液和所述分子筛吸附分离装置4的成品无水乙醇预热。

[0038] 需要进一步说明的是,所述废水闪蒸罐13产生的二次蒸汽作为所述粗馏塔1的加热介质,所述二次蒸汽的用量占所述粗馏塔1所需总蒸汽量的65~75%。

[0039] 需要进一步说明的是,所述混床离子交换系统优选是阳离子交换柱20和阴离子交换柱21。

[0040] 需要进一步说明的是,所述膜过滤装置18优选是纳滤或反渗透过滤器。

[0041] 需要更进一步说明的是,所述装置还可以方便的切换生产食用酒精,当生产食用酒精时,所述回收塔3成品酒汽进入所述精馏塔2,从所述精馏塔2巴斯区采出液相成品,同时从所述精馏塔2和所述回收塔3顶冷凝液中采出部分工业酒精。因此,可根据生产需要,在食用酒精、无水乙醇、电子级无水乙醇产品之间灵活切换进行生产。

[0042] 需要更进一步说明的是,当所述装置生产无水乙醇时,所述精馏塔2和所述回收塔3都不采工业酒,仅从所述回收塔3塔顶采出酒汽直接进料分子筛系统。

[0043] 以及包括利用所述装置联产无水乙醇、电子级无水乙醇的方法,所述方法包含如下步骤:

[0044] S1 从发酵工段来的乙醇体积含量为8%~15%的成熟醪经与精馏塔2酒汽、粗馏塔1废醪液和成品无水酒精预热后进入粗馏塔1,粗馏塔1塔釜排出的废醪液经与成熟醪换热后进入废水处理系统,粗馏塔1塔顶的粗酒汽直接进入精馏塔2;粗馏塔1的供热一部分由蒸汽直接供热,一部分由废水闪蒸罐14闪蒸的二次蒸汽来供热,其中二次蒸汽的用量占粗馏塔1所需总蒸汽量的65~75%;

[0045] 精馏塔2在常压下操作,采用粗馏塔1塔顶粗酒汽为进料,进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,精馏塔2塔釜得到的淡酒经淡酒罐11收集后作为回收塔3的进料,分子筛吸附分离装置4产生的淡酒进入淡酒罐11,精馏塔2塔顶酒汽经与一级预热器6换热后和冷凝器冷凝后回流;

[0046] 回收塔3采用正压操作,淡酒罐11中的淡酒作为回收塔3进料,淡酒罐11中的淡酒通过泵送入淡酒预热器13中,预热后进入回收塔3,回收塔3进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,分离掉杂醇油后,产生的淡酒返回淡酒罐11;从回收塔3塔顶采出成品酒汽进入分子筛吸附分离装置4制得无水乙醇,剩余部分塔顶酒汽通过闪蒸罐再沸器15和废水闪蒸罐14换热,闪蒸罐14产生的二次蒸汽进入粗馏塔1提供热量,冷

凝后的酒液回流,回收塔3的热负荷由生蒸汽直接提供;

[0047] S2 从分子筛4出来的99.99%无水乙醇经过膜过滤装置18过滤、精馏、混床离子交换、滤芯过滤装置23过滤后成为超纯高净的电子级无水乙醇成品;膜过滤与滤芯过滤的循环余液由暂储罐与淡酒罐连通,重新经过回收塔提纯去除杂质、分子筛脱水回用。

[0048] 需要说明的是,所述粗馏塔1塔顶的操作压力:绝压0.13~0.15MPa;塔顶的操作温度:95~105℃;塔底的操作温度:105~115℃。

[0049] 需要说明的是,所述精馏塔2塔顶的操作压力:绝压0.10~0.12MPa;塔顶的操作温度:75~85℃;塔底的操作温度:85~95℃。

[0050] 需要说明的是,所述回收塔3塔顶的操作压力:绝压0.48~0.52MPa;塔顶的操作温度:120~130℃;塔底的操作温度:150~160℃;所述膜过滤装置的操作压力:2.0~2.5MPa;操作温度:35~40℃;所述滤芯过滤操作压力为0.1~0.4MPa。

[0051] 需要进一步说明的是,所述步骤S1制得的无水乙醇为分析纯级的无水乙醇。

[0052] 需要再进一步说明的是,所述一级预热器6相当于精塔冷凝器,所述二级预热器9相当于粗塔废水冷却器,所述三级预热器10相当于成品冷却器,所述闪蒸罐再沸器15相当于回收塔冷凝器。

[0053] 实施例1

[0054] 从发酵工段来的成熟醪(乙醇体积含量为8~15%)经与精馏塔酒汽、粗馏塔废醪液和成品无水酒精预热后进入粗馏塔,粗馏塔塔釜排出的废醪液经与成熟醪换热后进入废水处理系统,粗馏塔塔顶的粗酒汽直接进入精馏塔。控制粗馏塔塔顶绝压0.13~0.15MPa,塔顶温度95~105℃,塔底温度:105~115℃。粗馏塔的供热一部分由蒸汽直接供热,一部分由废水闪蒸罐闪蒸的二次蒸汽来供热,其中二次蒸汽的用量占粗馏塔所需总蒸汽量的65~75%。

[0055] 精馏塔在常压下操作,采用粗馏塔塔顶粗酒汽为进料,进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理。精馏塔塔釜得到的淡酒经淡酒罐收集后作为回收塔的进料,分子筛吸附分离装置产生的淡酒进入淡酒罐,精馏塔塔顶酒汽经与成熟醪预热器(一级预热器)换热后和冷凝器冷凝后回流。控制精馏塔塔顶绝压0.10~0.12MPa,塔顶温度75~85℃,塔底温度85~95℃。

[0056] 回收塔采用正压操作,控制回收塔塔顶绝压0.48~0.52MPa,塔顶温度120~130℃,塔底温度150~160℃,采用淡酒罐中的淡酒作为回收塔进料。淡酒罐中的淡酒通过泵送入淡酒预热器中,预热后进入回收塔。回收塔进料层附近采出富含杂醇油的酒精,经冷却后进入杂醇油分离器处理,分离掉杂醇油后,产生的淡酒返回淡酒罐。从回收塔塔顶采出成品酒汽进入分子筛吸附分离装置制得无水乙醇,剩余部分塔顶酒汽通过闪蒸罐再沸器和废水闪蒸罐换热,闪蒸罐产生的二次蒸汽进入粗馏塔提供热量。冷凝后的酒液回流。回收塔的热负荷由生蒸汽直接提供。

[0057] 分子筛出来的99.99%无水乙醇经过膜过滤装置过滤、精馏、混床离子交换、滤芯过滤装置过滤后成为超纯高净的电子级无水乙醇成品;膜过滤与滤芯过滤的循环余液由暂储罐与淡酒罐连通,重新经过回收塔提纯去除杂质、分子筛脱水回用。无水乙醇经过膜过滤时,操作压力为2.0~2.5MPa,温度为30~40℃;无水乙醇滤芯过滤操作压力为0.1~0.4MPa。

[0058] 对于本领域的技术人员来说,可以根据以上的技术方案和构思,作出各种相应的改变和变形,而所有的这些改变和变形都应该包括在本发明权利要求的保护范围之内。

