

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200810154633.2

[51] Int. Cl.

C07C 31/12 (2006.01)

C07C 29/74 (2006.01)

C12P 7/16 (2006.01)

[43] 公开日 2009 年 8 月 5 日

[11] 公开号 CN 101497555A

[22] 申请日 2008.12.29

[21] 申请号 200810154633.2

[71] 申请人 天津大学

地址 300072 天津市南开区卫津路 92 号天津
大学

[72] 发明人 张敏华 董秀芹 欧阳胜利 李永辉
陶敏莉 张志强 钱胜华 吕惠生

[74] 专利代理机构 天津市北洋有限责任专利代理
事务所

代理人 王丽

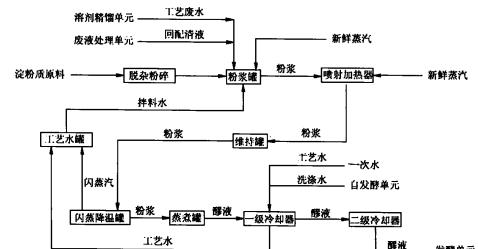
权利要求书 2 页 说明书 8 页 附图 4 页

[54] 发明名称

生物丁醇生产方法及设备

[57] 摘要

本发明涉及一种生物丁醇的生产方法及设备。包括发酵基质制备、发酵、溶剂精馏和废醪液处理四个生产单元，精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔及乙醇塔；其中精馏单元的工艺流程如下：成熟醪进料送至一醪塔，一醪塔侧采进入二醪塔，一醪塔和二醪塔顶采出的含水 30 ~ 80% 的粗溶剂一并送至乙丙塔进一步精制；物料经乙丙塔得粗丁醇及丙酮、乙醇、水的混合物；粗丁醇经丁醇塔精制得丁醇成品；丙酮、乙醇、水的混合物经丙酮塔得粗丙酮及粗乙醇；粗丙酮经脱醛塔精制得丙酮成品；粗乙醇经乙醇塔精制得乙醇成品。本发明可有效降低生物丁醇生产过程中物耗和能耗，减少生产过程中污水排放量，提高生物丁醇产品的市场竞争力。



1. 一种生物丁醇生产方法，包括发酵基质制备、发酵、溶剂精馏和废醪液处理四个生产单元，精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔；其特征是精馏单元的工艺流程如下：成熟醪进料送至一醪塔，一醪塔侧采进入二醪塔，一醪塔和二醪塔顶采出的含水30~80%的粗溶剂一并送至乙丙塔进一步精制；物料经乙丙塔得粗丁醇和丙酮、乙醇、水的混合物；粗丁醇经丁醇塔精制得丁醇成品；丙酮、乙醇、水的混合物经丙酮塔得粗丙酮和粗乙醇；粗丙酮经脱醛塔精制得丙酮成品；粗乙醇经乙醇塔精制得乙醇成品。
2. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征为所述的一醪塔、二醪塔的进料以串联方式相连；一醪塔与二醪塔的出料以并联方式相连。
3. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征为所述的乙丙塔塔釜采出物料经冷却后送至分相器，分相器富集丁醇的油相部分经醇相接受罐送至一丁醇塔，水层经水相接收罐送至二醪塔。
4. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征是所述的丁醇塔分为一丁醇塔和二丁醇塔，二丁醇塔侧线采出丁醇成品，二丁醇塔塔顶物料排杂后全回流或部分回流部分返回醇相接收罐。
5. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征在于所述的脱醛塔分为一醛塔和二醛塔，一醛塔塔釜物料送至二醛塔，二醛塔侧线采出丙酮成品；一醛塔塔顶物料排杂后全回流或返回丙酮塔或返回乙丙塔，二醛塔塔顶物料排杂后全回流或返回丙酮塔或返回乙丙塔，二醛塔塔釜物料返回丙酮塔或二醪塔或乙丙塔。
6. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征是所述的溶剂精馏单元的一醪塔的操作压力为绝对压力0.005-0.4MPa，二醪塔的操作压力为绝对压力0.02-0.6MPa，乙丙塔的操作压力为绝对压力0.01-0.5MPa，一丁塔的操作压力为绝对压力0.015-0.55MPa，二丁塔的操作压力为绝对压力0.025-0.65MPa，丙酮塔的操作压力为绝对压力0.01-0.4MPa，一醛塔的操作压力为绝对压力0.004-0.5MPa，二醛塔的操作压力为绝对压力0.004-0.45MPa，乙醇塔的操作压力为绝对压力0.01-0.5MPa。
7. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征是所述的发酵单元的废气洗涤水和新鲜水经过发酵基质制备单元的一级冷却器，以及闪蒸降温罐产生的蒸汽进行预热。
8. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征是所述的废醪液处理单元采用机械蒸发再压缩技术。
9. 如权利要求1所述的生物丁醇生产方法，其特征是所述的发酵基质制备单元采用的拌料水包括废气洗涤水、新鲜水、蒸发凝水、溶剂精馏单元的工艺废水以及来自废液处理单元的部分回配清液。

10. 权利要求1的生物丁醇生产方法的设备，精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔，其特征是乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔采用填料结构或板式和填料的复合结构。

生物丁醇生产方法及设备

技术领域

本发明涉及一种生物丁醇的生产方法及设备。特别是以淀粉质及糖质为原料采用生物发酵法制取丁醇的生产方法及设备。

背景技术

丁醇是优良的有机溶剂和重要的化工原料，广泛用于化工、塑料、有机合成、油漆、医药等领域。丁醇作为燃料，其热值和汽油相当，高于乙醇，随着石油资源的枯竭，丁醇作为新一代的生物燃料，正在得到越来越多的关注。

生物丁醇的生产是以玉米、小麦、高粱、红薯、木薯等淀粉质为原料，或以甘蔗、糖蜜、菊芋等糖质为原料，经发酵基质制备、发酵、溶剂蒸馏和废醪液处理四个工段而得成品。由于全球石油资源的紧俏以及生物技术的飞速发展，生物质资源的研究越来越得到重视。

发酵法生产丁醇产品，副产丙酮和乙醇，其联合产品共称为总溶剂。我国从二十世纪五十年代开始用粮食发酵法生产丁醇，七十年代后有较大较快发展，目前拥有发酵丙酮丁醇总溶剂生产装置约30套。

传统的发酵法丙酮丁醇生产方法及设备生产1吨溶剂一般需要消耗玉米4吨或糖蜜7吨以上，新鲜蒸汽13吨以上，存在着能耗物耗高，制造成本较高，水污染严重等问题。

因此，采用现代化工技术和装备，开展作为新一代的生物质替代资源的生物丁醇的研究，改进和完善生物丁醇生产方法及设备，降低生物丁醇生产过程的能耗和物耗，减少生产过程中排放物对环境的不利影响，降低产品的生产成本，解决生物丁醇产品作为替代资源推广使用的制约因素，提高生物丁醇产品的市场竞争力，正在得到越来越多的国家和企业公司的重视。

发明内容

本发明针对丁醇丙酮总溶剂的生产发明了采用发酵法制取生物丁醇的生产方法及设备。

本发明的生物丁醇生产方法及设备的原料为玉米、小麦、高粱、水稻、木薯和红薯等淀粉质原料，以及甘蔗和糖蜜等糖质原料，解决或改善了目前发酵法丙酮丁醇生产方法及设备存在着能耗物耗高，工艺水用量及污水排放量大等问题。

本发明的生物丁醇生产方法，包括发酵基质制备、发酵、溶剂精馏和废醪液处理四个生产单元，精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔；其中精馏单

元的工艺流程如下：成熟醪进料送至一醪塔，一醪塔侧采进入二醪塔，一醪塔和二醪塔顶采出的含水30~80%的粗溶剂一并送至乙丙塔进一步精制；物料经乙丙塔得粗丁醇和丙酮、乙醇、水的混合物；粗丁醇经丁醇塔精制得丁醇成品；丙酮、乙醇、水的混合物经丙酮塔得粗丙酮和粗乙醇；粗丙酮经脱醛塔精制得丙酮成品；粗乙醇经乙醇塔精制得乙醇成品。

所述的一醪塔、二醪塔的进料以串联方式相连；一醪塔与二醪塔的出料以并联方式相连。

所述的乙丙塔塔釜采出物料经冷却后送至分相器，分相器富集丁醇的油相部分经醇相接受罐送至一丁醇塔，水层经水相接收罐送至二醪塔。

所述的丁醇塔分为一丁醇塔和二丁醇塔，二丁醇塔侧线采出丁醇成品，二丁醇塔塔顶物料排杂后全回流或部分回流部分返回醇相接收罐。

所述的脱醛塔分为一醛塔和二醛塔，一醛塔塔釜物料送至二醛塔，二醛塔侧线采出丙酮成品；一醛塔塔顶物料排杂后全回流或返回丙酮塔或返回乙丙塔，二醛塔塔顶物料排杂后全回流或返回丙酮塔或返回乙丙塔，二醛塔塔釜物料返回丙酮塔或二醪塔或乙丙塔。

所述的溶剂精馏单元的一醪塔的操作压力为绝对压力0.005-0.4MPa，二醪塔的操作压力为绝对压力0.02-0.6MPa，乙丙塔的操作压力为绝对压力0.01-0.5MPa，一丁塔的操作压力为绝对压力0.015-0.55MPa，二丁塔的操作压力为绝对压力0.025-0.65MPa，丙酮塔的操作压力为绝对压力0.01-0.4MPa，一醛塔的操作压力为绝对压力0.004-0.5MPa，二醛塔的操作压力为绝对压力0.004-0.45MPa，乙醇塔的操作压力为绝对压力0.01-0.5MPa。

所述的发酵单元的废气洗涤水和新鲜水经过发酵基质制备单元的一级冷却器，以及闪蒸降温罐产生的蒸汽进行预热。

所述的废醪液处理单元采用机械蒸发再压缩技术。

所述的发酵基质制备单元采用的拌料水包括废气洗涤水、新鲜水、蒸发凝水、溶剂精馏单元的工艺废水以及来自废液处理单元的部分回配清液。发酵单元的废气洗涤水和新鲜水经过发酵基质制备单元的一级冷却器以及闪蒸降温罐产生的蒸汽进行预热。传统生产方法的拌料水为新鲜水。

本发明的生物丁醇生产方法的设备，精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔，所述的精馏单元的乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔采用填料结构或板式和填料的复合结构。

传统的生物丁醇生产方法，精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔，成熟醪进料至醪塔，醪塔塔顶采出物料送至乙丙塔精制，当生产规模较大，一台醪塔无法操作时，采用多台醪塔并联的方式进料，从而降低单个醪塔的处理量，但每台醪塔的功能完全相同。

本发明的生物丁醇生产方法，所述的一醪塔、二醪塔的进料以串联方式相连；一醪塔与二醪塔的出料以并联方式相连。一醪塔、二醪塔为功能不同的两个塔，并非传统工艺中的两台醪塔。同时一醪塔塔顶物料蒸汽为二醪塔再沸器加热介质，实现一醪塔与二醪塔的差压热耦合，大幅度降低生物丁醇生产中精馏单元的能耗。

采用本发明的生物丁醇生产方法及设备，丁醇产品满足丁醇产品国标 GB/T6027-1998；丙酮产品满足丙酮产品国标 GB/T6026-1998，乙醇产品满足乙醇产品国标 GB/T394.1-1994。采用本发明的优点在于精馏单元总溶剂收率可达到 99%以上，每吨总溶剂消耗新鲜蒸汽 5.5-7.5 吨，大幅度降低生物丁醇生产装置能耗，降低产品的生产成本，提高发酵法丙酮丁醇产品的市场竞争力。

本发明的生物丁醇生产方法，生产方法及设备的具体生产过程说明如下：

1. 发酵基质制备单元

发酵基质制备生产过程参见图 1—发酵基质制备单元流程图。对于淀粉质原料，首先将原料清理脱杂，再进行粉碎。粉碎后的原料在粉浆罐中加拌料水制成粉浆，控制粉浆浓度在 5~10%。温度为 80℃~100℃，拌料水为废气洗涤水、新鲜水、精馏单元的工艺废水、蒸发凝水以及来自废液处理单元的部分回配清液。废气洗涤水和新鲜水经过一级冷却器，以及闪蒸降温罐产生的蒸汽进行预热。预热到 80℃~110℃的工艺水被送至粉浆罐进行拌料操作。利用闪蒸降温罐产生的蒸汽对拌料水进行预热，可以降低粉浆喷射器蒸煮升温的蒸汽消耗。

传统的丙酮丁醇生产工艺，由于工艺废水没有合理的利用和加热方案，在粉浆罐中不得不添加大量的新鲜水，满足拌料要求，加大了丙酮丁醇生产过程的污水处理量和排放量，同时粉浆升温也消耗大量的新鲜蒸汽，生产吨总溶剂在发酵基质制备单元的新鲜蒸汽消耗约 4.5 吨。

本发明由于采用废气洗涤塔的洗涤水、精馏单元的废水、蒸发凝水以及来自废液处理单元的部分回配清液的拌料方案，并利用闪蒸降温罐产生的蒸汽对工艺水进行预热，使拌料水加热到设计温度可以不消耗新鲜蒸汽，同时减少了丙酮丁醇生产过程中新鲜工艺水的消耗量，生产吨总溶剂在发酵基质制备单元的新鲜蒸汽消耗小于 3 吨。

粉浆罐内的粉浆经粉浆泵送至喷射加热器，喷射加热器通过控制水蒸气的量控制物料加热温度，喷射器出口物料温度控制到 100℃~140℃，粉浆温度升高到设定的温度后，送至维持罐中停留 5~60 分钟后，物料进入到闪蒸降温罐，通过压力控制蒸煮罐的温度为 100℃~120℃，闪蒸汽通过管线送至工艺水罐预热拌料水，料液在蒸煮罐内停留 30~240 分钟进行蒸煮操作。

完成蒸煮操作的醪液通过两级冷却将温度降至 35~40℃。第一级冷却介质为作为拌料水的来自发酵工段的废气洗涤塔的洗涤水及一次水，该拌料水通过换热，温度升高后，送至工艺水罐。第二级冷却介质为温度低于发酵温度的冷却水。冷却后的醪液部分送入接种罐，部分送至发酵罐。

本发明将来自发酵单元的废气洗涤塔的洗涤水和新鲜水通过一级冷却器冷却醪液。提高了拌料水的进料温度，降低了粉浆蒸煮操作的蒸汽消耗。传统的生产工艺，通常全部采用循环冷却水冷却醪液，用新鲜蒸汽加热粉浆，增加了丙酮丁醇的生产成本。

2. 发酵单元

生物丁醇发酵生产过程参见图 2—发酵单元流程图。生物丁醇发酵单元采用的操作方

式为连续，或半连续，或间歇，整个系统主要由多个发酵罐、醪液储罐和废气洗涤塔等组成。

将丙酮丁醇菌种逐级扩大培养到一定量送至发酵罐，实现丙酮丁醇的发酵操作。发酵过程发酵体系温度控制在 35~40℃，发酵周期在 45~70 h 左右，得到总溶剂浓度为 1.5~2.5% 的发酵醪。发酵醪中除含有大量的水、丙酮、丁醇和乙醇以外，还含有乙醛、丙烯醛和异戊醇等杂质，发酵罐通过低于发酵温度的冷却水和换热器实现操作温度控制，成熟醪送至精馏单元精制。

原料糖蜜经沉淀除渣，送入预处理罐，加水稀释至糖浓度为 6.8%，加酸调解 pH 值为弱酸性，直接通入蒸汽在 120~140℃ 进行杀菌处理，然后冷却至 35℃ 进入发酵罐进行发酵操作，发酵过程同于淀粉发酵过程。

3. 精馏单元

生物丁醇精馏生产过程参见图 3—丙酮丁醇精馏单元流程图，来自发酵单元的成熟醪在精馏单元经过精馏得到丁醇、丙酮和乙醇产品。

本发明的精馏单元包括醪塔、乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔，本发明依据丙酮、丁醇和乙醇产品的精馏工艺特性，对乙丙塔、丁醇塔、丙酮塔、脱醛塔和乙醇塔采用填料，或板式和填料的复合结构。

为了降低精馏能耗将醪塔变为一醪塔和二醪塔两个塔；将脱醛塔分为两个一醛塔和二醛塔，实现丙酮产品的精制，简化操作过程。

本发明的生物丁醇生产方法，所述的精馏单元是通过下述方案实现的。成熟醪进料送至一醪塔，一醪塔侧采进入二醪塔，二醪塔塔顶物料蒸汽作为一醪塔再沸器的加热介质实现两醪塔的差压热耦合。成熟醪在醪塔内脱除水、有机酸和重组分杂质。一醪塔和二醪塔顶采出的含水 30~80% 的粗溶剂一并送至乙丙塔进一步精制，塔釜采出的废醪液送至废醪液处理单元。醪塔采用间接蒸汽加热，大大减少废水的排放；乙丙塔塔顶采出的丙酮、乙醇和水的混合物经冷凝后进入丙酮塔，塔釜采出物料经冷却后送至分相器，分相器富集丁醇的油相经醇相接收罐送至一丁醇塔，分相器水层经水相接收罐送至一醪塔或二醪塔回收丁醇，分相器温度控制在 20~45℃；一丁醇塔塔顶物料蒸汽直接进入乙丙塔，一丁醇塔侧线采出粗丁醇进入二丁醇塔精制，塔釜排出丁醇油馏股送至丁醇油回收塔；二丁醇塔塔顶物料蒸汽排杂后全回流或部分回流部分返回醇相接收罐，塔釜物料排出去丁醇油回收塔或一丁醇塔，二丁醇塔侧线采出丁醇产品；丙酮塔塔顶物料蒸汽经冷凝后送至一醛塔，塔釜采出乙醇富集馏股，送至乙醇塔精制；一醛塔接受丙酮塔来的粗丙酮，塔顶物料蒸汽经冷凝后或返回乙丙塔或返回丙酮塔或排杂后全回流，塔釜物料送至二醛塔精制；二醛塔塔顶物料蒸汽经冷凝后或返回乙丙塔或返回丙酮塔或排杂后全回流，塔釜物料送至乙丙塔或二醪塔或丙酮塔，二醛塔侧线采出丙酮产品；乙醇塔塔顶物料蒸汽经冷凝后送至丙酮塔或送至乙丙塔，侧线采出乙醇产品，乙醇塔釜物料返回乙丙塔。

4. 废醪液处理单元

生物丁醇生产废醪液处理过程参见图 4—废醪液处理单元流程图。废醪液处理单元包括

离心分离、多效蒸发和湿糟干燥过程。

来自精馏单元的废醪液经过固液分离装置实现液固分离，分离后的湿糟送至干燥装置干燥，干燥机产生的干糟—DDGS，可根据用户的要求，直接包装出售，也可以进行造粒，以颗粒形式出售。干燥机产生的二次蒸汽引入蒸发浓缩工段，作为多效蒸发热源；分离后的清液的 0~50%部分送至发酵基质制备单元回配，剩余部分进行多效蒸发浓缩，浓浆与湿糟一起进行干燥，蒸发凝水依据原料不同全部或部分回配用于发酵基质制备。多效蒸发装置采用机械蒸发再压缩 MVR 技术增压强化，可大幅降低蒸汽消耗。

本发明可有效降低生物丁醇生产过程中物耗和能耗，减少生产过程中污水排放量，提高生物丁醇产品的市场竞争力

附图说明

图 1：发酵基质制备单元流程示意图；

图 2：发酵单元流程示意图；

图 3：精馏单元流程示意图；

图 4：废醪液处理单元流程示意图。

具体实施方式

以下结合附图和具体实施例进一步说明本发明的实施过程。

实施例 1：

以淀粉质原料如玉米、小麦、高粱、水稻、红薯、木薯等为原料，或以糖质原料如甘蔗、糖蜜、菊芋等为原料，采用图 1、图 2、图 3 和图 4 所示的生产方法进行丁醇溶剂的生产。本实施例以玉米为原料生产丙酮、丁醇，以其他原料生产丙酮丁醇的工艺过程大致相同。

将淀粉含量为 64% 的玉米原料，连续清理脱杂后粉碎。粉碎后的原料在粉浆罐加拌料水制成粉浆，控制粉浆浓度为 8%。温度约为 90℃，拌料水为废气洗涤水、新鲜水、蒸发凝水、精馏单元的废水以及来自废液处理单元的部分回配清液。废气洗涤水和新鲜水经过一级冷却器以及闪蒸降温罐产生的蒸汽进行预热，预热温度 100℃的工艺水送至粉浆罐进行拌料操作。

粉浆罐内的粉浆经粉浆泵送至喷射加热器，喷射器通过控制水蒸气的量控制物料加热温度，喷射器出口物料温度控制到 130℃，粉浆温度升高到设定的温度后，送至维持罐中停留 20 分钟后，物料进入到闪蒸降温罐，通过压力控制蒸煮的温度为 110℃，闪蒸汽通过管线送至工艺水罐预热拌料水。料液在蒸煮罐内停留 80 分钟进行蒸煮操作。

完成蒸煮操作的醪液通过两级冷却将温度降至 38℃。第一级冷却介质为作为拌料水的来自发酵工段的废气洗涤塔的洗涤水及一次水，该拌料水通过换热，温度升高至 80℃，送至工艺水罐。第二级冷却介质为温度低于发酵温度的冷却水。冷却后的醪液部分送入接种罐，部分送至发酵罐。发酵基质制备单元的新鲜蒸汽消耗约 3.7 吨。

生物丁醇发酵单元采用的操作方式为连续，整个系统主要由 6 个发酵罐、1 个醪液储罐和 1 个废气洗涤塔等设备组成。

将丙酮丁醇菌种逐级扩大培养到一定量送至发酵罐，实现丙酮丁醇的发酵操作。发酵过程发酵体系温度控制在 38℃，发酵周期在 55 h 左右，得到总溶剂浓度 2% 的发酵醪，发酵罐通过低于发酵温度的冷却水和换热器实现操作温度控制。成熟醪送至精馏单元精制。

来自发酵单元的成熟醪进料送至一醪塔，一醪塔的侧采进入二醪塔，二醪塔塔顶物料蒸汽作为一醪塔再沸器的加热介质实现两醪塔的差压热耦合。一醪塔塔顶采出的含水 30~80% 的粗溶剂送至乙丙塔进一步精制，塔釜采出的废醪液送至废醪液处理单元；二醪塔顶采出的含水 30~80% 的粗溶剂也送至乙丙塔进一步精制，塔釜采出的废醪液也送至废醪液处理单元；乙丙塔塔顶采出的丙酮、乙醇和水的混合物送经冷凝后进入丙酮塔，塔釜采出物料经冷却后送至分相器，分相器富集丁醇的油相送至一丁醇塔，分相器水层送至一醪塔回收丁醇，分相器温度控制在 20~45℃；一丁醇塔塔顶物料蒸汽直接进入乙丙塔，一丁醇塔侧线采出粗丁醇进入二丁醇塔精制，塔釜排出丁醇油馏股送至丁醇油回收塔；二丁醇塔塔顶物料蒸汽经冷凝后返回乙丙塔，塔釜物料排出去丁醇油回收塔或一丁醇塔，二丁醇塔侧线采出丁醇产品，丁醇产品满足丁醇产品国标 GB/T6027- 1998；丙酮塔塔顶物料蒸汽经冷凝后送至脱醛塔，塔釜采出乙醇富集馏股，送至乙醇塔精制；脱醛塔接受丙酮塔来的粗丙酮，塔顶物料蒸汽经冷凝后部分回流部分返回乙丙塔，塔釜物料送至乙丙塔，脱醛塔中部侧线采出丙酮产品，丙酮产品满足丙酮产品国标 GB/T6026- 1998；乙醇塔塔顶物料蒸汽经冷凝后送至丙酮塔或送至乙丙塔，侧线采出乙醇产品，乙醇塔釜物料返回乙丙塔，乙醇产品满足乙醇产品国标 GB/T394. 1-1994。总溶剂的生产量为 8.75 吨/小时，精馏单元总溶剂收率提高达到 99.2%，每吨总溶剂消耗新鲜蒸汽 7.5 吨。

精馏单元的操作条件：一醪塔的操作压力为绝对压力 0.005~0.4MPa，二醪塔的操作压力为绝对压力 0.02~0.6MPa，乙丙塔的操作压力为绝对压力 0.01~0.5MPa，一丁塔的操作压力为绝对压力 0.015~0.55MPa，二丁塔的操作压力为绝对压力 0.025~0.65MPa，丙酮塔的操作压力为绝对压力 0.01~0.4MPa，一醛塔的操作压力为绝对压力 0.004~0.5MPa，二醛塔的操作压力为绝对压力 0.004~0.45MPa，乙醇塔的操作压力为绝对压力 0.01~0.5MPa。

来自精馏单元的废醪液经过固液分离装置实现液固分离，分离后的湿糟送至干燥装置干燥，干燥机产生的干糟—DDGS，进行造粒，以颗粒形式出售。干燥机产生的二次蒸汽引入蒸发浓缩工段，作为多效蒸发热源；分离后的清液的 20% 送至发酵基质制备单元回配，剩余部分进行多效蒸发浓缩，浓浆与湿糟一起进行干燥，蒸发凝水全部回配用于发酵基质制备。多效蒸发装置采用机械蒸发再压缩技术（MVR）增压强化，可大幅降低蒸汽消耗。

实施例 2：

以淀粉质原料如玉米、小麦、高粱、水稻、红薯、木薯等为原料，或以糖质原料如甘蔗、糖蜜、菊芋等为原料，采用图 1、图 2、图 3 和图 4 所示的生产方法进行丁醇溶剂的生产。本实施例以玉米为原料生产丙酮、丁醇，以其他原料生产丙酮丁醇的工艺过程大致

相同。

发酵基质制备单元、发酵单元及废醪液处理单元的实施过程与实施例 1 相同。

来自发酵单元的成熟醪进料送至一醪塔，一醪塔的侧采进入二醪塔，二醪塔塔顶物料蒸汽作为一醪塔再沸器的加热介质实现两醪塔的差压热耦合。一醪塔塔顶采出的含水 30~80% 的粗溶剂送至乙丙塔进一步精制，塔釜采出的废醪液送至废醪液处理单元；二醪塔顶采出的含水 30~80% 的粗溶剂也送至乙丙塔进一步精制，塔釜采出的废醪液也送至废醪液处理单元；乙丙塔塔顶采出的丙酮、乙醇和水的混合物送经冷凝后进入丙酮塔，塔釜采出物料经冷却后送至分相器，分相器富集丁醇的油相经醇相接收罐送至一丁醇塔，分相器水层经水相接收罐送至二醪塔回收丁醇，分相器温度控制在 20~45℃；一丁醇塔塔顶物料蒸汽直接进入乙丙塔，一丁醇塔侧线采出粗丁醇进入二丁醇塔精制，塔釜排出丁醇油馏股送至丁醇油回收塔；二丁醇塔塔顶物料排杂后全回流，塔釜物料排出去丁醇油回收塔或一丁醇塔，二丁醇塔侧线采出丁醇产品，丁醇产品满足丁醇产品国标 GB/T6027- 1998；丙酮塔塔顶物料蒸汽经冷凝后送至一醛塔，塔釜采出乙醇富集馏股，送至乙醇塔精制；一醛塔接受丙酮塔来的粗丙酮，塔顶物料蒸汽经冷凝后返回丙酮塔，塔釜物料送至二醛塔精制；二醛塔塔顶物料蒸汽经冷凝后返回丙酮塔，塔釜物料送至丙酮塔，二醛塔侧线采出丙酮产品，丙酮产品满足丙酮产品国标 GB/T6026- 1998；乙醇塔塔顶物料蒸汽经冷凝后送至丙酮塔或送至乙丙塔，侧线采出乙醇产品，乙醇塔釜物料返回乙丙塔，乙醇产品满足乙醇产品国标 GB/T394. 1-1994。总溶剂的生产量为 7.5 吨/小时，精馏单元总溶剂收率提高达到 99.5%，每吨总溶剂消耗新鲜蒸汽 5.5 吨。

精馏单元的乙丙塔，一丁醇塔、二丁醇塔、丙酮塔、一醛塔、二醛塔及乙醇塔采用采用填料结构。

精馏单元的操作条件：一醪塔的操作压力为绝对压力 0.005~0.4MPa，二醪塔的操作压力为绝对压力 0.02~0.6MPa，乙丙塔的操作压力为绝对压力 0.01~0.5MPa，一丁塔的操作压力为绝对压力 0.015~0.55MPa，二丁塔的操作压力为绝对压力 0.025~0.65MPa，丙酮塔的操作压力为绝对压力 0.01~0.4MPa，一醛塔的操作压力为绝对压力 0.004~0.5MPa，二醛塔的操作压力为绝对压力 0.004~0.45MPa，乙醇塔的操作压力为绝对压力 0.01~0.5MPa。

实施例 3：

以淀粉质原料如玉米、小麦、高粱、水稻、红薯、木薯等为原料，或以糖质原料如甘蔗、糖蜜、菊芋等为原料，采用图 1、图 2、图 3 和图 4 所示的生产方法进行丁醇溶剂的生产。本实施例以玉米为原料生产丙酮、丁醇，以其他原料生产丙酮丁醇的工艺过程大致相同。

发酵基质制备单元、发酵单元及废醪液处理单元的实施过程与实施例 1 相同。

精馏单元与实施例 2 基本相同，其不同点如下：分相器水层经水相接收罐送至一醪塔回收丁醇；二丁醇塔塔顶物料部分回流部分返回醇相接收罐；一醛塔接受丙酮塔来的粗丙酮，塔顶物料排杂后全回流，塔釜物料送至二醛塔精制；二醛塔塔顶物料蒸汽经冷凝后返回乙丙塔，塔釜物料送至乙丙塔，二醛塔侧线采出丙酮产品。总溶剂的生产量为 7.5 吨/

小时，精馏单元总溶剂收率提高达到 99.3%，每吨总溶剂消耗新鲜蒸汽 6.5 吨。

精馏单元的乙丙塔，一丁醇塔、二丁醇塔、丙酮塔、一醛塔、二醛塔及乙醇塔采用采用板式和填料的复合结构。

实施例 4：

以淀粉质原料如玉米、小麦、高粱、水稻、红薯、木薯等为原料，或以糖质原料如甘蔗、糖蜜、菊芋等为原料，采用图 1、图 2、图 3 和图 4 所示的生产方法进行丁醇溶剂的生产。本实施例以玉米为原料生产丙酮、丁醇，以其他原料生产丙酮丁醇的工艺过程大致相同。

发酵基质制备单元、发酵单元及废醪液处理单元的实施过程与实施例 1 相同。

精馏单元与实施例 2 基本相同，其不同点如下：一醛塔接受丙酮塔来的粗丙酮，塔顶物料返回乙丙塔，塔釜物料送至二醛塔精制；二醛塔塔顶物料排杂后全回流，塔釜物料送至二醪塔，二醛塔侧线采出丙酮产品。总溶剂的生产量为 7.5 吨/小时，精馏单元总溶剂收率提高达到 99.6%，每吨总溶剂消耗新鲜蒸汽 6.8 吨。

精馏单元的乙丙塔，一丁醇塔、二丁醇塔、丙酮塔、一醛塔、二醛塔和乙醇塔采用采用板式和填料的复合结构。

本发明公开和提出的生物丁醇的生产方法及设备，本领域技术人员可通过借鉴本文内容，适当改变原料、工艺参数、结构设计等环节实现。本发明的方法与技术已通过较佳实施例子进行了描述，相关技术人员明显能在不脱离本发明内容、精神和范围内对本文所述的方法和技术进行改动或适当变更与组合，来实现本发明技术。特别需要指出的是，所有相类似的替换和改动对本领域技术人员来说是显而易见的，他们都被视为包括在本发明精神、范围和内容中。

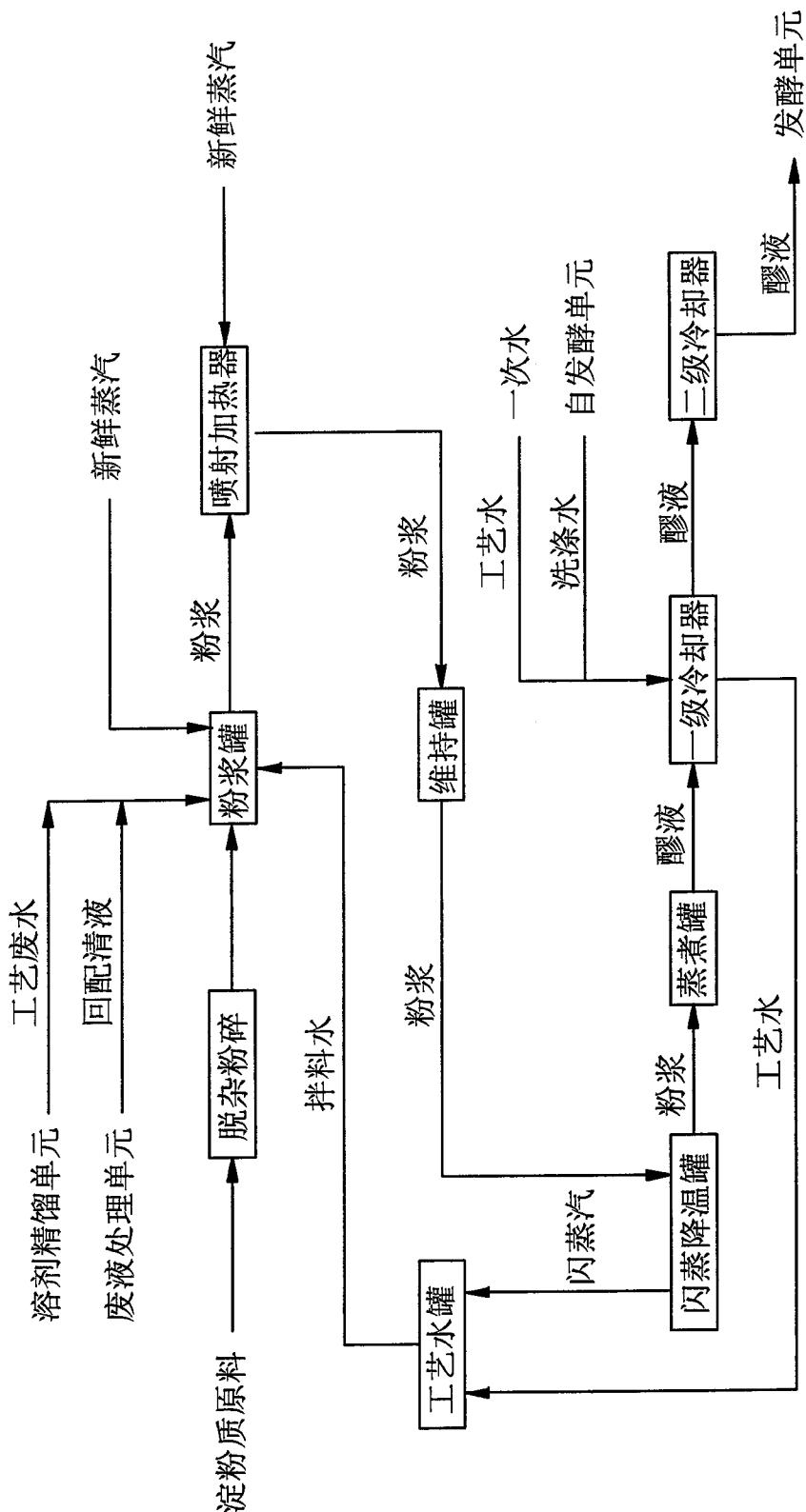


图 1

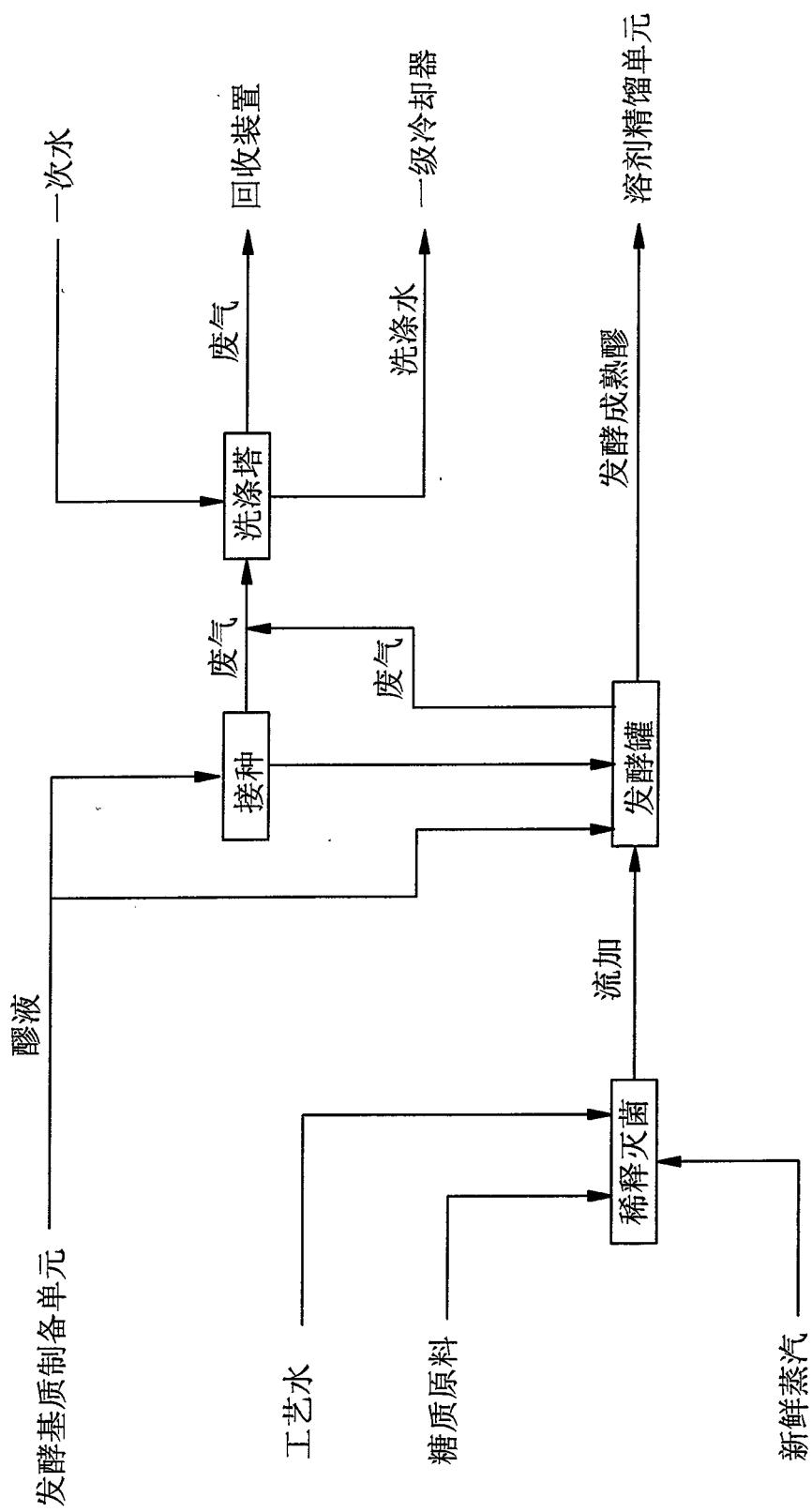


图 2

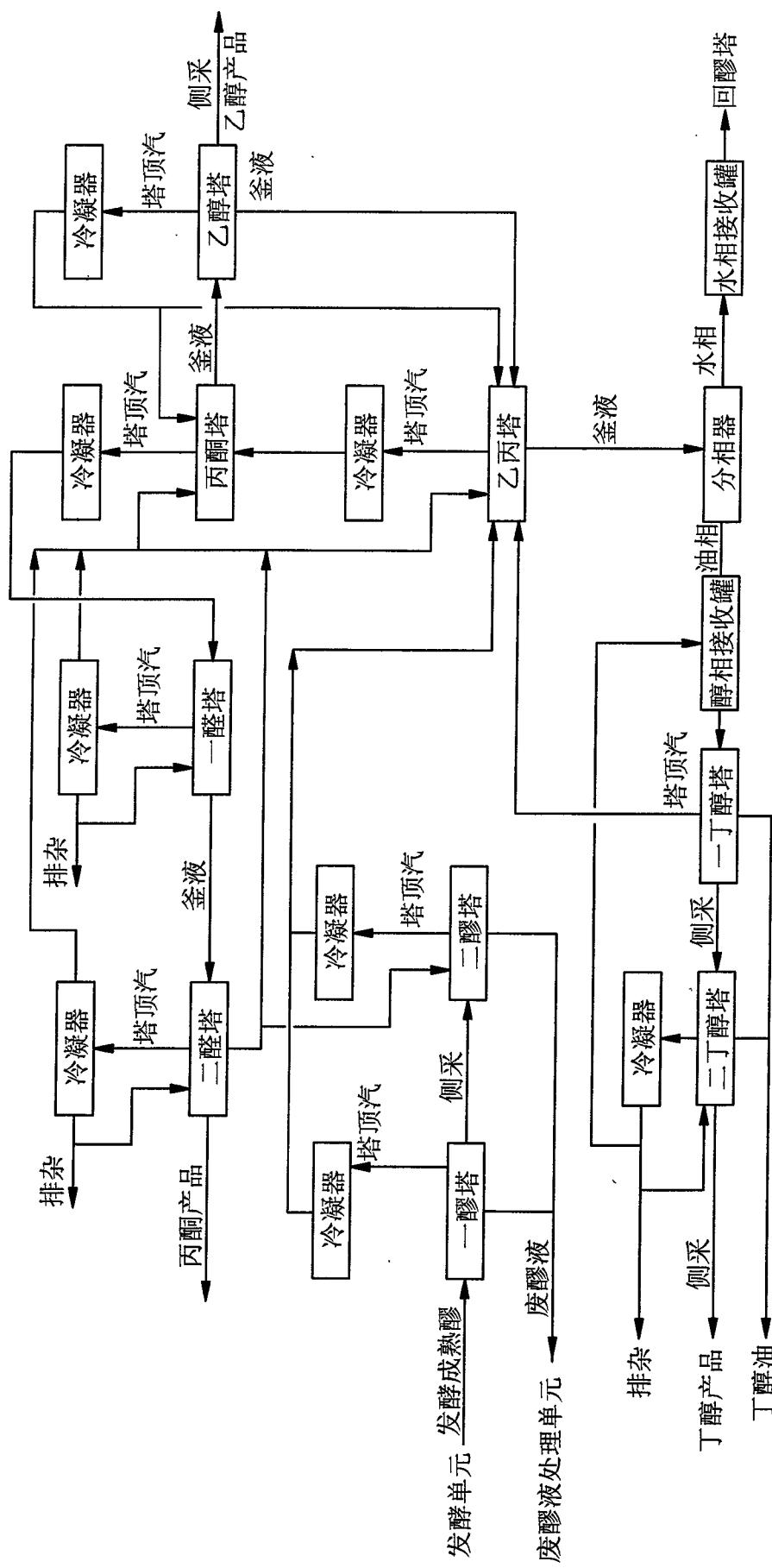


图 3

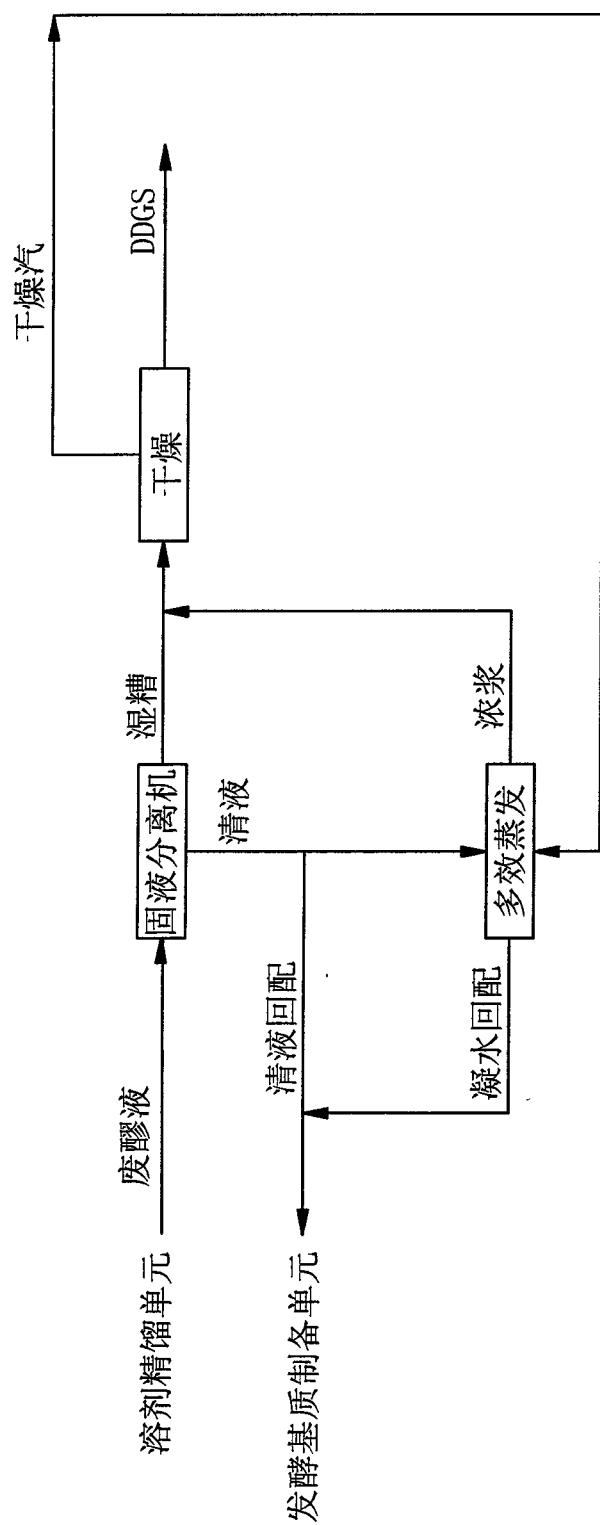


图 4