[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl[7]
C12P 7/08
C12M 1/00

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 01131184.3

[43] 公开日 2003 年 3 月 19 日

[11] 公开号 CN 1403579A

[22] 申请日 2001.9.5 [21] 申请号 01131184.3

[71] 申请人 中国科学院过程工程研究所
地址 100080 北京市海淀区中关村北二条 1 号
[72] 发明人 陈洪章 李佐虎

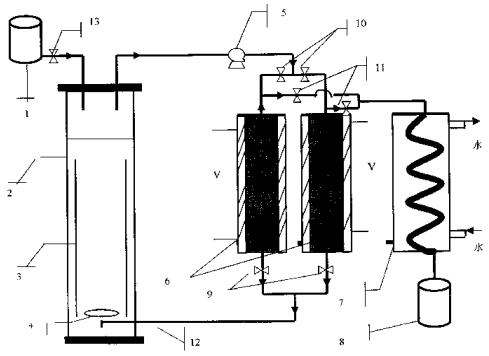
[74] 专利代理机构 上海智信专利代理有限公司
代理人 李 柏

权利要求书 2 页 说明书 9 页 附图 1 页

[54] 发明名称 采用气升式发酵分离耦合技术制备酒精的方法和专用设备

[57] 摘要

本发明属于发酵生产酒精的技术领域，特别涉及一种采用气升式发酵分离耦合技术制备酒精的方法和专用设备。 该设备在气升式酒精发酵反应器 2 的罐体内，同心悬浮放置一内循环导流筒 3，在导流筒 3 的下部放置气体分布管 4；一活性炭吸附解吸装置，包括冷凝器 7 和通过管路与冷凝器 7 连通的两个并联活性炭吸附塔 6。 利用水环真空泵 5，使气升式酒精生物反应器的真空度保持在 4000—8000Pa 之间；抽出的混合气体进入活性炭吸附解吸装置，并联的活性炭吸附塔 6 交替吸附、解吸，与冷凝器 7 相连收集解吸的酒精。 本发明经冷凝制备出的酒精浓度达到 69－72%，取代了酒精的一级蒸馏，降低了酒精蒸馏能耗，最终可使酒精生产成本降低 30%以上。



ISSN1008-4274

知识产权出版社出版

1.一种采用气升式发酵分离酒精耦合技术的设备，该设备包括带有无菌储液罐(1)的气升式酒精发酵反应器(2)、水环真空泵(5)、带有进出料口的活性碳吸附塔(6)和带有酒精产品收集器(8)的冷凝器(7)；其特征是：

在气升式酒精发酵反应器(2)的罐体内，同心悬浮放置一内循环导流筒(3)，在导流筒(3)的下部放置气体分布管(4)；

一活性碳吸附解吸装置，包括冷凝器(7)和通过管路与冷凝器(7)连通的两个并联活性碳吸附塔(6)；

所述的并联是通过管路连通两个活性碳吸附塔(6)；

所述的并联连通管路是在活性碳吸附塔(6)的两端；

所述的气升式酒精发酵反应器(2)通过管路连通活性碳吸附塔(6)一端的并联管路；

所述的活性碳吸附塔(6)另一端的并联连通管路连通一伸入气升式酒精发酵反应器(2)中，且管口在气体分布管(4)下方的连通管(12)。

2.如权利要求1所述的设备，其特征是：所述的与气升式酒精发酵反应器(2)相连接的并联管路上安装有混合气体排气阀(10)。

3.如权利要求1所述的设备，其特征是：所述的活性碳吸附塔(6)与冷凝器(7)相连接的管路上安装有解析酒精排气阀(11)。

4.如权利要求1所述的设备，其特征是：所述的活性碳吸附塔(6)在与连通管(12)相连接的并联管路上安装有 CO_2 排气阀(9)。

5.如权利要求1或2任意一项所述的设备，其特征是：所述的活性碳吸附塔（6）其中一端的并联连通管路上的阀门（10），是安装在气升式酒精发酵反应器（2）的管路与活性碳吸附塔（6）的管路连接处的两边。

6.如权利要求1所述的设备，其特征是：所述的气升式酒精发酵反应器(2)与活性碳吸附塔(6)的连通管路上安装有一水环真空泵(5)。

7.如权利要求 1-6 所述的采用气升式发酵分离酒精耦合技术的设备生产酒精的方法，其特征是：该方法的步骤是：

（1）在气升式生物反应器(2)中装入相对于生物反应器体积 60—70%的发酵培养基，升温、灭菌，然后将培养基冷却到 40℃后，接入相对于培养基重量 5%的酵母菌种子液，降温到 35—38℃发酵；

（2）当发酵液中酒精浓度等于或超过 3wt%时，开启水环真空泵(5)，将气升式酒精生物反应器顶部的水蒸汽、CO_2 和酒精的混合气抽出，气升式生物反应器(2)顶部的真空度保持在 4000—8000Pa 之间；

（3）将抽出的混合气体排放到活性碳吸附塔(6)中，当酒敏仪报警时，将吸附酒精已饱和的活性碳吸附塔切换到另一个活性碳吸附塔继续吸附，同时用电加热方法再生吸附达到饱和的吸附塔中的活性炭，加热温度控制在 130—150℃；采用水冷凝器(7)冷却解吸下来的酒精，并将产品酒精收集至产品收集器(8)中，得到粗酒精产品的酒精浓度为 69—72wt% 。

8. 如权利要求 7 所述的方法，其特征是：在该方法的步骤(3)后进一步有步骤(4)，从吸附塔出来的 CO_2 气体，经连通管(12)和气升式生物反应器(2)中的气体分布管(4)进入生物反应器(2)中，使内循环套筒(3)中的发酵液提升，在反应器中形成内部循环，并夹带出发酵液中的酒精。

9. 如权利要求 7 所述的方法，其特征是：该方法进一步包括检测步骤，定时检测反应器中发酵液的糖浓度，当糖浓度不足时可由无菌储液筒(1)补加水解糖液，使发酵液中葡萄糖浓度保持在 6-10wt%，实现补料分批发酵；当发酵液中葡萄糖浓度降低到较低水平或零时，表明间歇发酵结束。

10. 如权利要求 6 所述的方法，其特征是：所述的气体分布管(4)上的小孔开孔率为 0.2—0.5。

采用气升式发酵分离耦合技术制备酒精的方法和专用设备

技术领域

本发明属于发酵生产酒精的技术领域，特别涉及一种采用气升式发酵分离耦合技术制备酒精的方法和专用设备。

背景技术

燃料酒精是一类可补充或替代汽油的高效清洁环保燃料，以玉米、秸秆等为原料发酵生产酒精，对可再生资源的利用、解决石油资源紧缺、控制大气污染等方面具有重要的经济效益、社会意义和战略意义。

酒精是一种重要的工业原料，在科技发达国家生产 1 吨酒精（包括酒糟生产蛋白饲料）的总能耗为 600-700 公斤标煤；国内则为 700-900 公斤标煤（尚未包括生产蛋白饲料）。美国年生产酒精 900 万吨，其中 30%以上用于燃料酒精。在原材料利用方面，主要以玉米为主，发酵成熟醪酒精含量达 12-14%，但目前正在积极研制开发利用高温菌以稻草、木削、秸秆等原料生产酒精，以实现再生资源的全利用。

我国是一个能源消耗大国，自 1993 年开始我国由石油出口国转为进口国。目前，我国石油消费正以 13%的速度增长，1999 年汽油消费量为 5000 万吨，年需进口汽油 2000 万吨。若按 10%的比例用酒精配制成复合性燃料（汽油醇），不但可替代 500 万吨等量汽油，而且可节约外汇 15 亿美元左右。然而，目前缺乏一条完整的既能高产酒精又能降低生产成本的酒精生产方法。

目前影响酒精生产成本的关键是如何消除酒精对酵母菌的抑制作用，提高发酵效率和降低生产过程中的能耗。实际上这两个问题是紧密联系着的。酒精发酵是一个典型的终产物反馈抑制过程。要保持快速发酵，须要求反应器内酒精浓度控制在 3%以下。当产物酒精的浓度在 12%时，酵母菌就基本停止代谢。由于酒精对酵母菌的抑制作用也限制了发酵液中的糖浓度和发酵液（醪）中的酒精浓度，从而增加了原料蒸煮、糖化和酒精蒸馏的能耗，同时也增加了废水量及废水处理的投资和能耗。

传统的酒精工业所采用的间歇操作和连续操作，都不可避免地存在酒精对酵母菌发酵的抑制作用，所以生产效率低，成本高。80 年代中后期开始，开发出一些发酵与分离耦合的新技术，以消除或减少酒精对酵母菌的抑制作用，提高酒精生产强度。所涉及到主要技术有：

1）真空发酵是保持发酵罐内一定的真空度（32mmHg），酒精被蒸馏出来，从而达到消除酒精的抑制作用。它是在标准发酵罐中，通过分冷凝器、总冷凝器、收集器和真空泵相连，所抽出的气体不回流到发酵罐中。其缺点是真空操作（32mmHg），设备负荷大、操作费用和能耗高，CO_2 不宜排出，负压极易染菌等，至今尚未工业化生产。

2）萃取发酵是在标准发酵罐中，加入疏水有机溶剂与发酵液混合，由于酒精在有机溶剂中分配系数大,因而酒精可由有机溶剂萃取出，然后定时取出混合液，分离出含有酒精的溶剂。其缺点是萃取剂对微生物有毒害作用和萃取效率低等。

3）膜循环发酵系统包括两个独立的循环回路，其一是酒精发酵体系，另一个是发酵液通过膜蒸发系统，两个回路之间通过一个内回路连接。这是一种很有前景的方法，但目前存在着膜阻力大，效率低，膜成本高等问题。

4）CO_2 气提发酵是利用发酵过程产生的 CO_2，通过循环压缩机送回发酵罐，气提夹带酒精，再用低温或活性碳吸附出酒精。但存在着 CO_2 夹带效率低的问题，不能满足工业生产的要求。

自 80 年代以来，世界各国先后提出许多发酵分离耦合技术，但都存在着这样或那样的问题，见下表。

	反应器内酒精浓度	蒸馏浓度	生产率（g/l.h）	特点
间歇发酵	5—16%	5—16%	2.4—5.0	能耗高、成本高
传统连续发酵	3.0—5.5%	3.0—5.5%	4.1--11	能耗高、成本高、原料利用率低
真空发酵	小于 1%	16—20%	82	能耗高 CO_2 积累易染杂菌
萃取发酵	1.42%	10—17%	1.39	能耗低、操作简单萃取剂/发酵醪=5-43/1 有毒
膜循环发酵	2.0—7.5%	17—40%	48--130	膜阻力大、效率低、易堵塞、膜成本高
CO_2 气提发酵	5.5%	32—53%	1.0—5.0	能耗低、CO_2 夹带效率低（每分钟一体积发酵醪需 5—20CO_2 体积）

发明内容

本发明的目的之一是综合已有发酵酒精技术，以克服上述真空发酵、萃取发酵、膜循环发酵和 CO_2 气提发酵等发酵分离耦合技术在发酵酒精过程中存在的问题，提供一种采用气升式发酵分离耦合技术制备酒精的方法；同时，该方法还可降低酒精蒸馏能耗及废液量，最终可使酒精生产成本降低 30%以上。

本发明的另一目的是提供一种实施本发明方法的设备。

气升式发酵分离酒精耦合技术及其设备是本发明的核心内容。而本发明所采用的淀粉质原料或纤维素原料的蒸煮液化、糖化、分离滤渣和差压蒸馏为常规酒精生产方法。

本发明是采用气升式发酵分离耦合设备来制备酒精，该设备包括带有无菌储液罐 1 的气升式酒精发酵反应器 2、水环真空泵 5、带有进出料口的活性碳吸附塔 6 和带有酒精产品收集器 8 的冷凝器 7；

在气升式酒精发酵反应器 2 的罐体内，同心悬浮放置一内循环导流筒 3，在导流筒 3 的下部放置气体分布管 4；

一活性碳吸附解吸装置，包括冷凝器 7 和通过管路与冷凝器 7 连通的两个并联活性碳吸附塔 6；两个并联的活性碳吸附塔 6 交替吸附、解吸，

与冷凝器 7 相连收集解吸的酒精。

所述的并联是通过管路连通两个活性碳吸附塔 6；

所述的并联连通管路是在活性碳吸附塔 6 的两端；

所述的气升式酒精发酵反应器 2 通过管路连通活性碳吸附塔 6 一端的并联管路；

所述的活性碳吸附塔 6 另一端的并联连通管路连通一伸入气升式酒精发酵反应器 2 中，且管口在气体分布管 4 下方的连通管 12。

所述的与气升式酒精发酵反应器 2 相连接的并联管路上安装有混合气体排气阀 10。

所述的活性碳吸附塔 6 与冷凝器 7 相连接的管路上安装有解析酒精排气阀 11。

所述的活性碳吸附塔 6 在与连通管 12 相连接的并联管路上安装有 CO_2 排气阀 9。

所述的活性碳吸附塔 6 其中一端的并联连通管路上的阀门 10，是安装在气升式酒精发酵反应器 2 的管路与活性碳吸附塔 6 的管路连接处的两边。

所述的气升式酒精发酵反应器 2 与活性碳吸附塔 6 的连通管路上安装有一水环真空泵 5。

本发明优选气升式酒精发酵反应器 2 罐体高径比为 7—10，反应器 2 罐体内同心放置一高径比为 7—8 的内循环导流筒 3，下部放置气体分布管 4，反应器 2 罐体与内循环导流筒 3 的直径比是 0.6—0.8；气体分布管直径与反应器 2 罐体的直径比是 0.4—0.7，气体分布管上的小孔开孔率 0.2—0.5。

利用本发明设备制备酒精的方法为：

（1）在气升式生物反应器 2 中装入相对于生物反应器体积 60—70% 的发酵培养基，升温到 120℃灭菌 20 分钟，然后将培养基冷却到 40℃后，接入相对于培养基重量 5%的酵母菌种子液，降温到 35—38℃发酵；

（2）当发酵液中酒精浓度等于或超过 3wt%时，开启水环真空泵 5，将气升式酒精生物反应器顶部的水蒸汽、CO_2 和酒精的混合气抽出，气升式生物反应器 2 顶部的真空度保持在 4000—8000Pa 之间；

（3）将抽出的混合气体排放到活性碳吸附塔 6 中，当酒敏仪报警时，将吸附酒精已饱和的活性碳吸附塔切换到另一个活性碳吸附塔继续吸附，同时用电加热方法再生吸附达到饱和的吸附塔中的活性炭，加热温度控制

在130—150℃；采用水冷凝器7冷却解吸下来的酒精，并将产品酒精收集至产品收集器8中，得到粗酒精产品的酒精浓度为69—72wt% 。

该方法进一步包括检测步骤，定时检测反应器中发酵液的糖浓度，当糖浓度不足时可由无菌储液筒1补加水解糖液，使发酵液中葡萄糖浓度保持在6-10wt%，实现补料分批发酵；当发酵液中葡萄糖浓度降低到较低水平或零时，表明间歇发酵结束。

在该方法的步骤(3)后进一步有步骤(4)，从吸附塔出来的CO_2气体，经连通管12和过气升式生物反应器2中的气体分布管4进入生物反应器2中，使内循环套筒3中的发酵液提升，在反应器中形成内部循环，并夹带出发酵液中的酒精。

本发明的优点有：（1）采用真空出气回流于发酵罐，使真空泵的能量充分利用，节省了气体循环所需的循环压缩机（而真空发酵没有回路，CO_2气体循环需要循环压缩机）；（2）利用气升式生物反应器代替标准发酵罐装置，大大提高了CO_2气体同发酵液中的酒精接触机会，使CO_2夹带率得到提高；同时，降低了发酵液中的酒精浓度，提高细胞活性（而真空发酵产生CO_2激烈、积累问题）；（3）经冷凝制备出的酒精浓度达到69-72%，取代了酒精的一级蒸馏，降低了酒精蒸馏能耗，最终可使酒精生产成本降低30%以上。（4）在较低的真空度（4000--8000Pa）下发酵，降低了能耗，同时可消除负压带来的易染菌问题；（5）采用活性碳吸附回收效率高，不必对回流的CO_2加热控湿，操作简单。

附图说明

图1.本发明采用气升式发酵分离耦合技术制备酒精的设备。

1.无菌储液罐　2.气升式生物反应器　3.内循环套筒
4.气体分布管　5.水环真空泵　6.活性炭吸附塔
7.水冷凝器　8.酒精产品收集器　9.CO_2排气阀
10.混合气体排气阀　11.解析酒精排气阀
12.连通管　13.进料阀

具体实施方式

实施例1.玉米原料糖化滤液补料分批发酵酒精

请参考附图1。气升式发酵分离耦合设备包括带有无菌储液罐1的气升式酒精发酵反应器2、水环真空泵5、带有进出料口的活性碳吸附塔6和带有酒精产品收集器8的冷凝器7。气升式酒精发酵反应器2的罐体高

径比为 8，在气升式酒精发酵反应器 2 的罐体内同心放置一高径比为 7 的内循环导流筒 3，下部放置气体分布管 4，反应器 2 罐体与内循环导流筒 3 的直径比是 0.6；气体分布管直径与反应器 2 罐体的直径比是 0.5，气体分布管上的小孔开孔率 0.3。

一活性碳吸附解吸装置，包括冷凝器 7 和通过管路与两端通过管路并联的冷凝器 7 连通；气升式酒精发酵反应器 2 通过管路连通活性碳吸附塔 6 一端的并联管路；活性碳吸附塔 6 另一端的并联连通管路连通一伸入气升式酒精发酵反应器 2 中，且管口在气体分布管 4 下方的连通管 12。

与气升式酒精发酵反应器 2 相连接的并联管路上安装有混合气体排气阀 10，活性碳吸附塔 6 与冷凝器 7 相连接的管路上安装有解析酒精排气阀 11，活性碳吸附塔 6 在与连通管 12 相连接的并联管路上安装有 CO_2 排气阀 9，活性碳吸附塔 6 其中一端的并联连通管路上的阀门 10，是安装在气升式酒精发酵反应器 2 的管路与活性碳吸附塔 6 的管路连接处的两边，气升式酒精发酵反应器 2 与活性碳吸附塔 6 的连通管路上安装有一水环真空泵 5。

将玉米等粮食原料进行蒸煮、液化糖化，过滤除渣，糖化液装入上述装置的气升式生物反应器 2 中。将温度升高到 120℃对玉米培养基灭菌 20 分钟，然后将玉米培养基冷却到 40℃，接入相对于培养基重量 5%的酵母菌种子液，35℃发酵 8--10 小时后，发酵液中酒精浓度达到 3wt%时，开启水环真空泵 5，将气升式酒精生物反应器顶部的水蒸汽、CO_2 和酒精混合气抽出，使气升式生物反应器顶部真空度保持在 6000-8000Pa。抽出的混合气体进入并联的两个活性碳吸附塔 6 的其中一个，当酒敏仪报警时，将吸附饱和的活性碳吸附塔切换到另一个活性碳吸附塔，同时电加热再生吸附到达饱和的吸附塔中的活性炭，加热（解吸）温度控制在 140℃左右。采用水冷凝器 7 冷却解吸下来的酒精，并将酒精收集至产品收集器 8 中，得到粗酒精产品的酒精浓度为 70%。

从吸附塔出来的 CO_2 气体，由气升式生物反应器底部气体分布管 4 喷入生物反应器中，使发酵液在内循环套筒 3 中提升，发酵液在反应器 2 中形成内部循环，并夹带出发酵液中的酒精。CO_2 气体循环速度为 1—2vvm（每分钟循环的 CO_2 气体体积与发酵液体积比）。定时由无菌储液筒 1 补加糖液，使发酵液中葡萄糖浓度保持在 6-10%。

实施例 2. 玉米浓醪分批发酵酒精

形成内部循环，并夹带出发酵液中的酒精。CO_2 气体循环速度为 2—3vvm（每分钟循环的 CO_2 气体体积与发酵液体积比）。定时由无菌储液筒 1 补加水解糖液，使发酵液中葡萄糖浓度保持在 8-10 %。

实施例 4. 秸秆原料同步糖化发酵分离酒精

请参考附图 1。气升式发酵分离耦合设备包括带有无菌储液罐 1 的气升式酒精发酵反应器 2、水环真空泵 5、带有进出料口的活性碳吸附塔 6 和带有酒精产品收集器 8 的冷凝器 7。气升式酒精发酵反应器 2 的罐体高径比为 10，在气升式酒精发酵反应器 2 的罐体内同心放置一高径比为 8 的内循环导流筒 3，下部放置气体分布管 4，反应器 2 罐体与内循环导流筒 3 的直径比是 0.6；气体分布管直径与反应器 2 罐体的直径比是 0.7，气体分布管上的小孔开孔率 0.5。

一活性碳吸附解吸装置，包括冷凝器 7 和通过管路与两端通过管路并联的冷凝器 7 连通；气升式酒精发酵反应器 2 通过管路连通活性碳吸附塔 6 一端的并联管路；活性碳吸附塔 6 另一端的并联连通管路连通一伸入气升式酒精发酵反应器 2 中，且管口在气体分布管 4 下方的连通管 12。

与气升式酒精发酵反应器 2 相连接的并联管路上安装有混合气体排气阀 10，活性碳吸附塔 6 与冷凝器 7 相连接的管路上安装有解析酒精排气阀 11，活性碳吸附塔 6 在与连通管 12 相连接的并联管路上安装有 CO_2 排气阀 9，活性碳吸附塔 6 其中一端的并联连通管路上的阀门 10，是安装在气升式酒精发酵反应器 2 的管路与活性碳吸附塔 6 的管路连接处的两边，气升式酒精发酵反应器 2 与活性碳吸附塔 6 的连通管路上安装有一水环真空泵 5。

将预处理后的秸秆原料和 10 IU FPA（滤纸酶活国际单位）纤维素酶制剂/g 纤维素混合配制成混合溶液，其中预处理秸秆原料含量为 15%(W/V) 加入到气升式生物反应器中，直至装入到反应器体积 70%为止；将温度升高到 120℃对秸秆培养基灭菌 20 分钟，然后将秸秆培养基冷却到 40℃，35--37℃发酵 24--30 小时后，发酵液中酒精浓度达到 3wt%时，开启水环真空泵 5，将气升式酒精生物反应器顶部的水蒸汽、CO_2 和酒精混合气抽出，使气升式生物反应器顶部真空度保持在 5000-8000Pa。抽出的混合气体进入并联的两个活性碳吸附塔 6 的其中一个，当酒敏仪报警时，将吸附饱和的活性碳吸附塔切换到另一个活性碳吸附塔，同时电加热再生吸附到达饱和的吸附塔中的活性炭，解吸温度控制在 140℃左右。采用水冷凝器 7 冷

利用实施例 1 的设备。

将玉米粮食原料进行蒸煮、液化糖化（固形物含量为 15%左右），过滤除渣，直接装入气升式装入气升式生物反应器中，直至装入到反应器体积 60%为止；将温度升高到 120℃对玉米培养基灭菌 20 分钟，然后将玉米培养基冷却到 40℃，接入相对于培养基重量 5%的酵母菌种子液，35℃发酵 10--14 小时后，发酵液中酒精浓度达到 3wt%时，开启水环真空泵 5，将气升式酒精生物反应器顶部的水蒸汽、CO_2 和酒精混合气抽出，使气升式生物反应器顶部真空度保持在 5000-8000Pa。抽出的混合气体进入并联的两个活性碳吸附塔 6 的其中一个，当酒敏仪报警时，将吸附饱和的活性碳吸附塔切换到另一个活性碳吸附塔，同时电加热再生吸附到达饱和的吸附塔中的活性炭，解吸温度控制在 130℃左右。采用水冷凝器 7 冷却解吸下来的酒精，并将酒精收集至产品收集器 8 中，得到粗酒精产品的酒精浓度为 70%。

从吸附塔出来的 CO_2 气体，由气升式生物反应器底部气体分布管 4 喷入生物反应器中，使发酵液在内循环套筒 3 中提升，发酵液在反应器 2 中形成内部循环，并夹带出发酵液中的酒精。CO_2 气体循环速度为 2—3vvm（每分钟循环的 CO_2 气体体积与发酵液体积比）。当发酵液中葡萄糖浓度降低到较低水平或零时，表明间歇发酵结束。

实施例 3. 秸秆原料水解液补料分批发酵酒精。

设备同实施例 1。

秸秆原料经酸水解或酶水解的葡萄糖液，装入气升式生物反应器中，直至装入到反应器体积 70%为止；将温度升高到 120℃对秸秆培养基灭菌 20 分钟，然后将秸秆培养基冷却到 40℃，35℃发酵 10--12 小时后，发酵液中酒精浓度达到 3wt%时，开启水环真空泵 5，将气升式酒精生物反应器顶部的水蒸汽、CO_2 和酒精混合气抽出，使气升式生物反应器顶部真空度保持在 7000-8000Pa。抽出的混合气体进入并联的两个活性碳吸附塔 6 的其中一个，当酒敏仪报警时，将吸附饱和的活性碳吸附塔切换到另一个活性碳吸附塔，同时电加热再生吸附到达饱和的吸附塔中的活性炭，解吸温度控制在 150℃左右。采用水冷凝器 7 冷却解吸下来的酒精，并将酒精收集至产品收集器 8 中，得到粗酒精产品的酒精浓度为 72%。

从吸附塔出来的 CO_2 气体，由气升式生物反应器底部气体分布管 4 喷入生物反应器中，使发酵液在内循环套筒 3 中提升，发酵液在反应器 2 中

却解吸下来的酒精，并将酒精收集至产品收集器 8 中，得到粗酒精产品的酒精浓度为 65%。

从吸附塔出来的 CO_2 气体，由气升式生物反应器底部气体分布管 4 喷入生物反应器中，使发酵液在内循环套筒 3 中提升，发酵液在反应器 2 中形成内部循环，并夹带出发酵液中的酒精。CO_2 气体循环速度为 0.8-1.5 vvm（每分钟循环的 CO_2 气体体积与发酵液体积比）。当发酵液中葡萄糖浓度降低到较低水平或零时，表明间歇发酵结束。

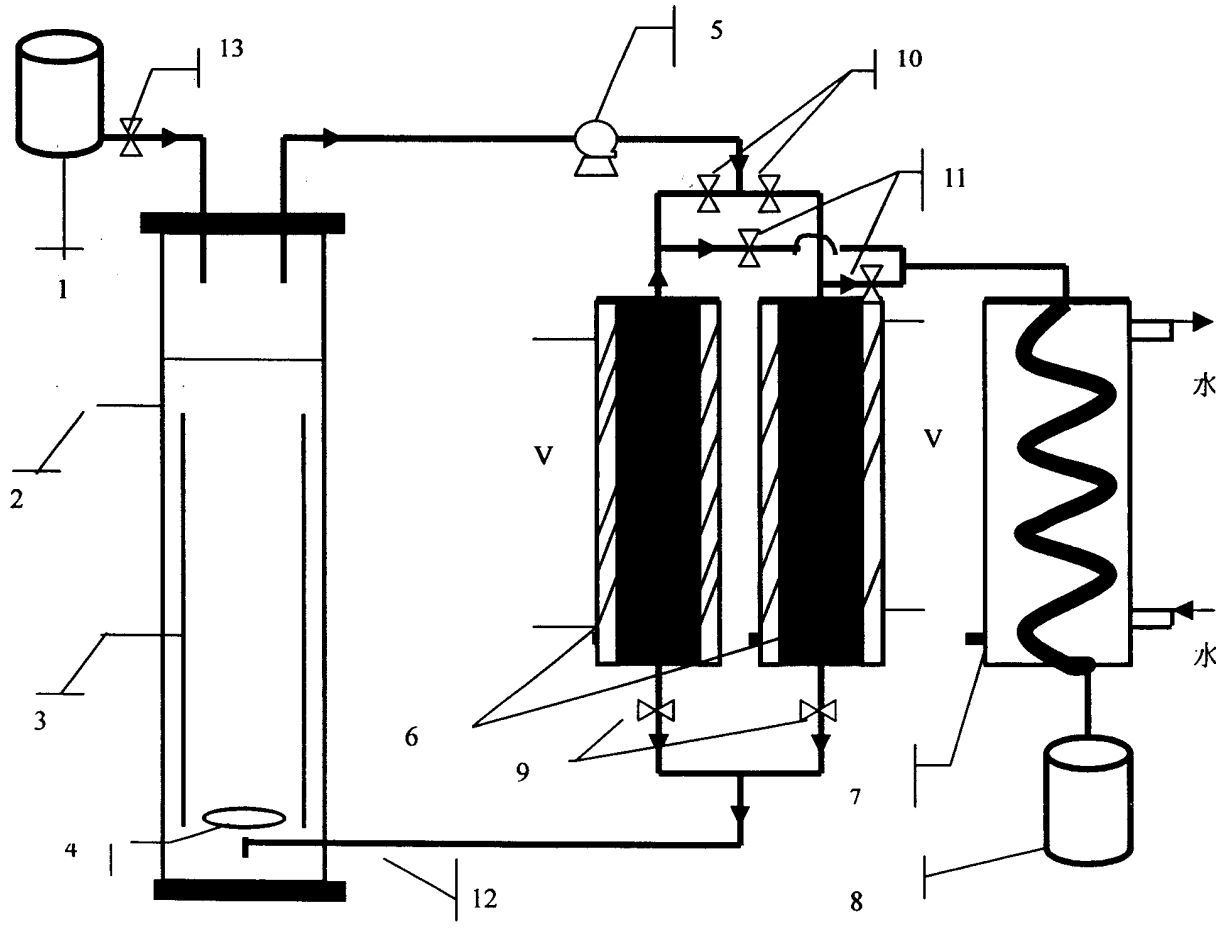


图 1