



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103748232 A

(43) 申请公布日 2014. 04. 23

(21) 申请号 201280041134. 7

(22) 申请日 2012. 09. 24

(30) 优先权数据

2011-218034 2011. 09. 30 JP

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2014. 02. 25

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/JP2012/006048 2012. 09. 24

(87) PCT国际申请的公布数据

W02013/046622 JA 2013. 04. 04

(71) 申请人 川崎重工业株式会社

地址 日本兵库县神户市

(72) 发明人 楠田浩雅 和泉宪明 田尻浩范

辻田章次 西野毅

(74) 专利代理机构 上海瀚桥专利代理事务所

(普通合伙) 31261

代理人 曹芳玲

(51) Int. Cl.

C12P 7/10(2006. 01)

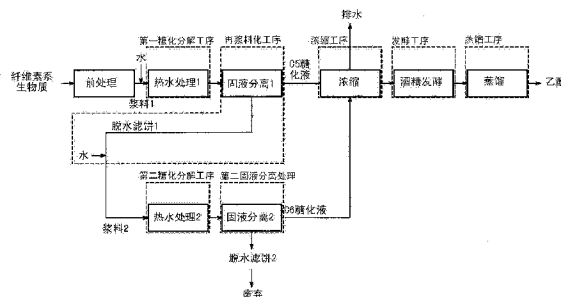
权利要求书1页 说明书7页 附图5页

(54) 发明名称

以纤维素系生物质为原料的乙醇制造方法

(57) 摘要

本发明的目的是在将纤维素系生物质中的半纤维素及纤维素独立地进行水解,并且使糖化液酒精发酵而制造乙醇的方法中,防止C5糖类及C6糖类的损失,抑制发酵阻碍物质的生成。本发明的乙醇制造方法是,首先,将纤维素系生物质的浓度为1质量%以上5质量%以下的纤维素系生物质的浆料在140℃以上200℃以下的温度、1MPa以上5MPa以下的压力下进行热水处理,以此将半纤维素糖化分解为C5糖类。接着,使固形物浓度达到1质量%以上5质量%以下地将热水处理后的脱水滤饼进行浆料化,并且在240℃以上300℃以下的温度、4MPa以上10MPa以下的压力下进行热水处理,以此将纤维素糖化分解为C6糖类。糖化液使用像反渗透膜装置那样的浓缩装置浓缩至糖类浓度为10质量%以上,并且被供给至酒精发酵。



1. 一种乙醇制造方法,具备:

将固形物浓度为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下的纤维素系生物质的浆料在 140℃ 以上 200℃ 以下的温度、1MPa 以上 5MPa 以下的压力下进行热水处理,以此将纤维素系生物质中含有的半纤维素糖化分解为 C5 糖类的第一糖化分解工序;

将所述第一糖化分解工序后的浆料进行固液分离的第一固液分离工序;

在通过所述第一固液分离工序得到的脱水滤饼中添加水,使固形物浓度达到 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下地进行浆料化的再浆料化工序;

将通过所述再浆料化工序得到的浆料在 240℃ 以上 300℃ 以下的温度、4MPa 以上 10MPa 以下的压力下进行热水处理,以此将纤维素系生物质中含有的纤维素糖化分解为 C6 糖类的第二糖化分解工序;

将所述第二糖化分解工序后的浆料进行固液分离的第二固液分离工序;

将通过所述第一固液分离工序得到的 C5 糖化液、和通过所述第二固液分离工序得到的 C6 糖化液浓缩为糖类浓度 10 质量 % 以上的浓缩工序;

使所述浓缩工序后的浓缩糖化液进行酒精发酵的发酵工序;和

对通过所述发酵工序得到的发酵液进行蒸馏而浓缩乙醇的蒸馏工序。

2. 根据权利要求 1 所述的乙醇制造方法,其特征在于,所述第一固液分离工序是对所述第一糖化分解工序后的浆料进行固液分离,并且将得到的脱水滤饼进行水洗后进一步进行固液分离的工序,且在所述第一固液分离工序中,在对脱水滤饼水洗后,回收被分离的水并供给至所述浓缩工序中。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的乙醇制造方法,其特征在于,

所述第二固液分离工序是对所述第二糖化分解工序后的浆料进行固液分离,并将得到的脱水滤饼水洗后进一步固液分离的工序;且,

在所述第二固液分离工序中将脱水滤饼水洗后,回收被分离的水并供给至所述浓缩工序中。

4. 根据权利要求 1 所述的乙醇制造方法,其特征在于,在所述浓缩工序之前通过活性炭对 C5 糖化液及 C6 糖化液进行吸附处理。

5. 根据权利要求 1 所述的乙醇制造方法,其特征在于,在所述发酵工序之前对浓缩的 C5 糖化液及 C6 糖化液进行中和处理。

以纤维素系生物质为原料的乙醇制造方法

技术领域

[0001] 本发明涉及用于在超临界状态或亚临界状态下将纤维素系生物质进行水解而制造糖类,之后,将糖类进行酒精发酵以此制造乙醇(生物乙醇)的方法。

背景技术

[0002] 作为利用生物质的能源的一个环节,尝试着使作为植物的主成分的纤维素或半纤维素分解,得到乙醇。在此计划着将得到的乙醇作为燃料主要在汽车燃料中混入一部分,或作为汽油的替代燃料使用。

[0003] 植物的主要成分中包含纤维素(作为由 6 个碳构成的 C6 糖类的葡萄糖的聚合物)、半纤维素(由 5 个碳构成的 C5 糖类与 C6 糖类的聚合物)、木质素、淀粉,而乙醇是以 C5 糖类、C6 糖类、作为他们的复合体的寡糖等的糖类为原料,利用像酵母菌这样的微生物的发酵作用产生的。

[0004] 为了使像纤维素或半纤维素这样的纤维素系生物质分解为糖类,工业上采用三种方法,即:1)利用硫酸等强酸的氧化力水解的方法,2)利用酶分解的方法,3)利用超临界水或亚临界水的氧化力的方法。然而,1)的酸分解方法所添加的酸会对酵母菌的发酵形成妨碍,因此将纤维素或半纤维素分解为糖类之后,在使糖类进行酒精发酵之前必须对已添加的酸进行中和处理,由于该处理的费用问题,该方法实用化有经济上的困难。2)的酶分解方法能够以常温恒压处理,但是目前还没有找到有效的酶,即使是找到了也会预料到酶的生产成本较高,在经济性方面还没有在工业规模上实现的希望。

[0005] 作为 3)的利用超临界水或亚临界水将纤维素系生物质水解为糖类的方法,以使纤维素粉末与 240 ~ 340℃的加压热水接触而水解为特征的非水溶性多糖类的制造方法已被专利文献 1 公开。专利文献 2 公开了使形成碎片的生物质在 140℃~ 230℃且加压至饱和和水蒸气压以上的热水中以规定时间水解来分解提取半纤维素,其后在加热至纤维素的分解温度以上的加压热水中水解来分解提取纤维素的方法。专利文献 3 公开了以使平均聚合度为 100 以上的纤维素与温度为 250℃以上 450℃以下、压力为 15MPa 以上 450MPa 以下的超临界水或亚临界水接触反应 0.01 秒以上 5 秒以下,之后使其冷却后与温度为 250℃以上 350℃以下、压力为 15MPa 以上 450MPa 以下的亚临界水接触 1 秒以上 10 分钟以下进行水解为特征的葡萄糖和 / 或水溶性纤维寡糖的制造方法。

[0006] 专利文献 4 公开了能够从木质生物质以高收率、高效率得到糖类,并且分离回收包含 C5 糖类和 C6 糖类的糖类、和包含 C6 糖类的糖类的糖类的制造方法。专利文献 4 的糖类的制造方法包括:对在木质生物质中加入高温高压水的浆料进行加热处理的第一浆料加热工序(S1);将加热处理的浆料分离为液体成分和固体成分的第一分离工序(S2);在分离的固体成分中加入水形成浆料,对该浆料进行加热处理的第二浆料加热工序(S3);将经加热处理的浆料分离为液体成分和固体成分的第二分离工序(S4);和从分离的液体成分中去除水而得到糖类的有用成分得到工序(S5);其特征在于,在有用成分得到工序(S5)中,除了得到糖类以外,还从在第一分离工序(S2)中被分离的液体成分中去除水后得到糖类。

[0007] 现有技术文献：

专利文献：

专利文献 1：日本特开 2000-186102 号公报；

专利文献 2：日本特开 2002-59118 号公报；

专利文献 3：日本特开 2003-212888 号公报；

专利文献 4：日本特开 2010-81855 号公报。

发明内容

[0008] 发明要解决的问题：

在利用超临界水或亚临界水对纤维素系生物质进行水解而制造糖类的现有技术中，热水处理的纤维素系生物质浆料中的生物质浓度（固形物浓度）越高，则能够处理越多的生物质，因此能够节约能源。

[0009] 在这里，在通常的水解法中，将生物质中的半纤维素进行热水处理（第一次热水处理）而水解为 C5 糖类，并将残渣进行脱水处理，而将固形物（固态残渣）再次形成浆料在更加苛刻的条件下进行热水处理（第二次热水处理）而将生物质中的纤维素水解为 C6 糖类。然而，在第一次的热水处理后，在通过脱水处理得到的残渣中残留着 10% 的通过第一次的热水处理产生的 C5 糖类。该 C5 糖类通过第二次的热水处理氧化为如有机酸那样的、下述发酵工序中的妨碍酒精发酵的物质。

[0010] 因此，在为了提高水解效率而提高纤维素系生物质浆料中的生物质浓度时，残留在第一次的热水处理后的残渣中的 C5 糖类量增加。其结果是，C5 糖类的损失进一步增大，也成为酒精发酵的效率下降的原因。在提高浆料浓度时，浆料的流动性下降，难以使用配管输送浆料。此外，间接热交换器中的热传递率也下降。

[0011] 本发明的目的是在将纤维素系生物质中的半纤维素及纤维素独立地进行水解，并且将糖化液酒精发酵而制造乙醇的方法中，防止半纤维素及纤维素的糖化工序中的 C5 糖类的损失，抑制发酵阻碍物质的生成。

[0012] 解决问题的手段：

本发明人等重复进行深入研究后的结果是，发现了如果将供给至用于水解半纤维素的热水处理中的纤维素系生物质的浓度（固形物浓度）抑制得较低，则在将热水处理后的浆料进行固液分离时，作为残渣的脱水滤饼中不容易残留 C5 糖类，从而达到完成本发明。

[0013] 具体而言，本发明是以纤维素系生物质为原料的乙醇制造方法，具备：

将固形物浓度为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下的纤维素系生物质的浆料在 140℃ 以上 200℃ 以下的温度、1MPa 以上 5MPa 以下的压力下进行热水处理，以此将纤维素系生物质中含有的半纤维素糖化分解为 C5 糖类的第一糖化分解工序；

将所述第一糖化分解工序后的浆料进行固液分离的第一固液分离工序；

在通过所述第一固液分离工序得到的脱水滤饼中添加水，使固形物浓度达到 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下地进行浆料化的再浆料化工序；

将通过所述再浆料化工序得到的浆料在 240℃ 以上 300℃ 以下的温度、4MPa 以上 10MPa 以下的压力下进行热水处理，以此将纤维素系生物质中含有的纤维素糖化分解为 C6 糖类的第二糖化分解工序；

将所述第二糖化分解工序后的浆料进行固液分离的第二固液分离工序；

将通过所述第一固液分离工序得到的 C5 糖化液、和通过所述第二固液分离工序得到的 C6 糖化液浓缩为糖类浓度 10 质量 % 以上的浓缩工序；

使所述浓缩工序后的浓缩糖化液进行酒精发酵的发酵工序；和

对通过所述发酵工序得到的发酵液进行蒸馏而浓缩乙醇的蒸馏工序。

[0014] 通过将固形物浓度(纤维素系生物质的浓度)调节为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下, 以此在将第一糖化分解工序后的浆料进行固液分离时, C5 糖类不容易残留在脱水滤饼中。在该脱水滤饼中加入水而浆料化, 并且将该浆料作为对象进行第二糖化分解工序时, 同样地将浆料浓度(固形物浓度)调节为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下时, 在对第二糖化分解工序后的浆料进行固液分离的过程中也不容易在脱水滤饼中残留 C6 糖类。

[0015] 通过将第一糖化分解工序及第二糖化分解工序的浆料浓度调节为固形物浓度 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下, 以此增加浆料的流动性, 通过配管的输送变得容易。此外, 在间接型热交换器中, 对浆料的热传导变得良好。

[0016] 在这里, 仅仅依靠将第一糖化分解工序及第二糖化分解工序中的浆料浓度(固形物浓度)分别调节为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下、及 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下, 尽管能够减少脱水浆料中残留的 C5 糖类及 C6 糖类, 但是通过第一糖化分解工序及第二糖化分解工序得到的糖化液的浓度(糖浓度)也下降。其结果是, 在后续的发醇工序中, 酒精发酵的效率下降。

[0017] 然而, 在本发明的乙醇制造方法中, 在酒精发酵之前通过像反渗透膜装置(RO 膜装置)那样的浓缩装置浓缩糖化液, 并且将糖化液中的糖类浓度(将 C5 糖类及 C6 糖类加在一起的糖类总体的浓度)浓缩为达到 10 质量 % 以上, 以此在后续的发醇工序中维持合适的糖类浓度, 从而能够防止酒精发酵效率的下降。

[0018] 优选的是所述第一固液分离工序是对所述第一糖化分解工序后的浆料进行固液分离, 并且将得到的脱水滤饼进行水洗后进一步进行固液分离的工序, 且在所述第一固液分离工序中, 在对脱水滤饼水洗后, 回收被分离的水并供给至所述浓缩工序中。

[0019] 对从第一糖化分解工序后的浆料中得到的脱水滤饼进行水洗, 并且回收被分离的水并供给至浓缩工序, 以此可以回收残留在脱水滤饼中的 C5 糖类。

[0020] 优选的是所述第二固液分离工序是对所述第二糖化分解工序后的浆料进行固液分离, 并将得到的脱水滤饼水洗后进一步固液分离的工序；

且, 在所述第二固液分离工序中, 在将脱水滤饼水洗后, 回收被分离的水并供给至所述浓缩工序中。

[0021] 在第二固液分离工序中, 对第二糖化分解工序后的浆料进行固液分离, 将得到的脱水滤饼进行水洗, 并且进一步进行固液分离, 回收被分离的水并供给至浓缩工序中, 以此可以回收残留在脱水滤饼中的 C6 糖类。

[0022] 在第一固液分离工序中水洗脱水滤饼后分离的水和在第二固液分离工序中水洗脱水滤饼后分离的水既可以与通过第一固液分离工序得到的 C5 糖化液及通过第二固液分离工序得到的 C6 糖化液混合后供给至浓缩工序中, 也可以独立地供给至浓缩工序中。从缩短作业时间的观点出发, 优选的是对混合了所有的糖化液及洗净液的液体进行浓缩工序。

[0023] 优选的是在所述浓缩工序之前通过活性炭对 C5 糖化液及 C6 糖化液进行吸附处

理。

[0024] 在通过反渗透膜装置浓缩 C5 糖化液及 C6 糖化液之前,优选的是通过精密过滤膜装置(MF 膜装置)去除微小的固形物,但是在纤维素系生物质的糖化液中可能含有像木质素那样的有机物或无机析出物。在将含有像这样的有机物或无机析出物的糖化液供给至反渗透膜装置时,R0 膜容易被有机物或无机析出物堵塞。因此,在浓缩工序之前,通过活性炭对糖化液进行吸附处理,去除在糖化液中含有的有机物或无机析出物,以此能够防止 R0 膜的堵塞(眼孔堵塞)。

[0025] 通过活性炭吸附处理的 C5 糖化液及 C6 糖化液中还包含对从第一糖化分解工序后的浆料得到的脱水滤饼水洗后的洗净水、和 / 或对从第二糖化分解工序后的浆料得到的脱水滤饼水洗后的洗净水、以及与这些洗净水混合的 C5 糖化液及 C6 糖化液。

[0026] 优选的是在所述发酵工序之前对浓缩的 C5 糖化液及 C6 糖化液进行中和处理。

[0027] 在糖化液中,在进行半纤维素或纤维素的水解时生成像醋酸或乳酸那样的有机酸。因此,糖化液的液性在较多的情况下为 pH2 ~ pH4 程度的酸性。如果将糖化液原封不动地浓缩并转移至发酵工序中,糖化液就会具有不适合酒精发酵的低的 pH。因此,优选的是在发酵工序之前中和糖化液,将 pH 调节为 4.0 ~ 6.0 程度。在中和处理时,优选的是使用不会分解糖化液中含有的成分或者不会阻碍发酵工序的像苛性钠或消石灰那样的碱性剂。

[0028] 在中和处理的 C5 糖化液及 C6 糖化液中还包含对从第一糖化分解工序后的浆料得到的脱水滤饼进行水洗后的洗净水、和 / 或对从第二糖化分解工序后的浆料得到的脱水滤饼进行水洗后的洗净水、以及与这些洗净水混合的 C5 糖化液及 C6 糖化液。

[0029] 本发明的上述目的、其他目的、特征以及优点,在参照附图的基础上,由以下的优选的实施形态的详细说明得以明确。

[0030] 发明效果:

根据本发明的乙醇制造方法,可以最大限度地有效利用通过水解半纤维素及纤维素得到的 C5 糖类及 C6 糖类,且也可以维持酒精发酵的效率。

附图说明

[0031] 图 1 是说明本发明的实施形态 1 的概略流程图;

图 2 是说明本发明的实施形态 2 的概略流程图;

图 3 是说明本发明的实施形态 3 的概略流程图;

图 4 是说明本发明的实施形态 4 的概略流程图;

图 5 是说明本发明的实施形态 5 的概略流程图。

具体实施方式

[0032] 参照适宜附图说明本发明的实施形态。本发明并不限于以下记载的内容。

[0033] <实施形态 1>

图 1 示出说明本发明的实施形态 1 的概略流程图。首先,作为前处理,将纤维素系生物质(例如,甘蔗渣、甜菜渣或麦秆等的草本系生物质)粉碎至数毫米以下。在粉碎后,加入水而形成固形物浓度为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下的浆料 1。由于固形物浓度低,因此浆料 1 的流动性较高,使用配管的输送比现有技术容易。

[0034] (第一糖化分解工序)

接着,固形物浓度为 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下的浆料 1 在 140℃ 以上 200℃ 以下的温度、1MPa 以上 5MPa 以下的压力下被实施热水处理(热水处理 1)。热水处理 1 例如通过在间接加热型压力容器内加热及加压浆料来实施。通过热水处理 1,纤维素系生物质中的半纤维素水解为 C5 糖类。此时,由于浆料 1 的流动性高,因此间接加热型压力容器内的热传导性比现有技术良好。

[0035] (第一固液分离工序)

接着,使用筒式过滤机、带式过滤机、盘式过滤机或压滤机等固液分离装置,将热水处理 1 的浆料 1 固液分离为 C5 糖化液和脱水滤饼 1 (固液分离 1)。C5 糖化液被供给至后续的浓缩工序中。此时,在本发明中,热水处理的浆料 1 的固形物浓度低于现有的半纤维素水解法中的浆料的固形物浓度,因此在脱水滤饼 1 中不容易残留 C5 糖类。

[0036] (再浆料化工序)

脱水滤饼 1 被添加水而使固形物浓度达到 1 质量 % 以上 5 质量 % 以下地浆料化,从而配制浆料 2。

[0037] (第二糖化分解工序)

浆料 2 与热水处理 1 相同地在 240℃ 以上 300℃ 以下的温度、4MPa 以上 10MPa 以下的压力下被实施热水处理(热水处理 2)。通过热水处理 2,纤维素系生物质中的纤维素水解为 C6 糖类。此时,因浆料 2 的流动性较高,因此间接加热型压力容器内的热传导性比现有技术良好。

[0038] 在本发明中,由于脱水滤饼 1 中的 C5 糖类的残留量较少,因此在热水处理 2 中,相比现有技术较少生成像有机酸那样的妨碍酒精发酵的物质。

[0039] (第二固液分离工序)

使用筒式过滤机、带式过滤机、盘式过滤机或压滤机等固液分离装置,将热水处理 2 的浆料 2 固液分离为 C6 糖化液和脱水滤饼 2 (固液分离 2)。C6 糖化液被供给至后续的浓缩工序中。脱水滤饼 2 适当地废弃到系统外部。

[0040] (浓缩工序)

使用如 RO (reverse osmosis ;反渗透) 膜装置那样的浓缩装置,将 C5 糖化液及 C6 糖化液浓缩至糖类浓度为 10 质量 % 以上。在使用 RO 膜装置作为浓缩装置时,C5 糖化液及 C6 糖化液既可以分别单独地通过 RO 膜装置浓缩,也可以在两者混合后,通过 RO 膜装置浓缩。浓缩后的糖类浓度根据 RO 膜装置的性能而变化,但是优选的是达到更高的浓度。浓缩后的糖类浓度达到 10 质量 % ~ 50 质量 % 程度是实用的。为了防止 RO 膜装置的 RO 膜的眼孔被堵塞,C5 糖化液及 C6 糖化液优选的是使用 MF (micro filtration ;微滤) 膜装置等去除固形物。通过 RO 膜装置从糖化液中分离的水分适当地向系统外部排出。

[0041] (发酵工序)

接着,被浓缩的糖化液在发酵工序中,利用酵母转化为乙醇。发酵工序可以采用公知的发酵方法。通过发酵工序,包含在糖化液中的 C5 糖类及 C6 糖类转化为乙醇。

[0042] (蒸馏工序)

接着,发酵工序后的酒精发酵液被蒸馏而浓缩乙醇。通过蒸馏工序得到的蒸馏液被去除固形物及乙醇以外的成分。蒸馏工序可以采用作为蒸馏酒的制造方法的公知的蒸馏方

法。

[0043] <实施形态 2>

图 2 示出说明本发明的实施形态 2 的概略流程图。本实施形态的基本的流程与实施形态 1 相同,因此在这里只说明与实施形态 1 的不同之处。对于与实施形态 1 相同的结构,使用相同的用语。

[0044] 本实施形态是在实施形态 1 中,在将通过固液分离 1 得到的脱水滤饼 1 供给至热水处理 2 之前,增加了水洗 1 和固液分离 3 的处理的结构。即,在本实施形态中,对通过固液分离 1 得到的脱水滤饼 1 进行水洗(水洗 1)。借助于此,脱水滤饼 1 再次浆料化,形成浆料 3。浆料 3 与固液分离 1 相同地被固液分离为洗净水 1 和脱水滤饼 3(固液分离 3)。本发明的特征是残留在脱水滤饼 1 中的 C5 糖类较少。然而,根据本实施形态,可以将少量残留在脱水滤饼 1 中的 C5 糖类通过水洗 1 最大限度回收,并可以供给至发酵工序。

[0045] 溶解有 C5 糖类的洗净水 1 与通过固液分离 2 得到的 C6 糖化液混合后,通过 RO 膜装置浓缩至糖类浓度为 10 质量%以上。另一方面,脱水滤饼 3 被添加水而使固形物浓度(纤维素系生物质浓度)达到 1 质量%以上 5 质量%以下地浆料化,配制出浆料 2。

[0046] <实施形态 3>

图 3 示出说明本发明的实施形态 3 的概略流程图。本实施形态的基本的流程与实施形态 1 相同,因此在这里仅说明与实施形态 1 的不同之处。对于与实施形态 1 相同的结构,使用相同的用语。

[0047] 本实施形态是在实施形态 1 中增加了如下处理的结构:对通过固液分离 2 得到的脱水滤饼 2 进行水洗 2 和固液分离 4 的处理,并且将通过固液分离 4 得到的洗净水 2 及通过固液分离 2 得到的 C6 糖化液在浓缩工序中浓缩。即,在本实施形态中,对通过固液分离 2 得到的脱水滤饼 2 进行水洗(水洗 2)。借助于此,脱水滤饼 2 再次浆料化,形成浆料 4。浆料 4 与固液分离 2 相同地被固液分离为洗净水 2 和脱水滤饼 4(固液分离 4)。本发明的特征是残留在脱水滤饼 2 中的 C6 糖类较少。然而,根据本实施形态,可以将少量残留在脱水滤饼 2 中的 C6 糖类通过水洗 2 最大限度回收,并可以供给至发酵工序。

[0048] 溶解有 C6 糖类的洗净水 2 与通过固液分离 2 得到的 C6 糖化液混合后,通过 RO 膜装置浓缩至糖类浓度为 10 质量%以上。另一方面,脱水滤饼 4 适当地废弃到系统外部。

[0049] 也可以形成为将图 2 及图 3 所公开的结构进行组合,将脱水滤饼 1 及脱水滤饼 2 两者进行水洗,并且将洗净水 1 及洗净水 2 供给至浓缩工序中,从而进行回收的结构。在该情况下,可以最大限度回收 C5 糖类及 C6 糖类两者,并可以供给至发酵工序中。

[0050] <实施形态 4>

图 4 示出说明本发明的实施形态 4 的概略流程图。本实施形态的基本的流程与实施形态 1 相同,因此在这里仅说明与实施形态 1 的不同之处。对于与实施形态 1 相同的结构,使用相同的用语。

[0051] 在本实施形态中,其特征是在将通过固液分离 1 得到的 C5 糖化液和通过固液分离 2 得到的 C6 糖化液通过 RO 膜装置浓缩之前进行活性炭处理。活性炭处理可以例如通过将糖化液供给至活性炭吸附塔中或者供给至填充了活性炭的柱中来进行。通过对糖化液进行活性炭处理,以此糖化液中含有的像木质素那样的有机物或无机析出物被去除,可以防止在后续的浓缩工序中使用的 RO 膜装置的 RO 膜的眼孔被堵塞。对 C5 糖化液及 C6 糖化液既

可以分别单独地进行活性炭处理,也可以在混合两者后进行活性炭处理。

[0052] 为了防止混入活性炭的微粒而导致 RO 膜装置的 RO 膜的眼孔被堵塞,活性炭处理后的糖化液优选的是在 RO 膜装置的上游侧通过固形物去除工序去除固形物。从活性炭处理后的糖化液中去除像活性炭的微粒那样的固形物的手段例如可以使用 MF 膜装置,但是并不限于此。

[0053] 像活性炭吸附塔那样的活性炭处理单元优选的是定期地进行反冲洗。在反冲洗时,反冲洗排水 1 被供给至用于固液分离 1 的固液分离单元的上游侧。同样地,在 MF 膜装置的反冲洗时,反冲洗排水 2 被供给至用于活性炭处理的活性炭处理单元的上游侧。

[0054] 与图 4 所示的活性炭处理及固形物去除相关的结构也可以与图 1 ~ 图 3 所示的实施形态 1 ~ 3 进行组合。

[0055] <实施形态 5>

图 5 是说明本发明的实施形态 5 的概略流程图。本实施形态的基本的流程与实施形态 1 相同,因此在这里仅说明与实施形态 1 的不同之处。对于与实施形态 1 相同的结构,使用相同的用语。

[0056] 本实施形态是在实施形态 1 中增加了如下处理的结构:在通过浓缩工序浓缩的糖化液中添加碱性剂,以此在酒精发酵之前进行中和。如上所述,糖化液的液性在较多的情况下达到 pH2 ~ pH4 程度的酸性。如果使糖化液原封不动地进行浓缩并转移至发酵工序,则糖化液变成不适合乙醇发酵的较低的 pH。因此,在本实施形态中,通过在浓缩的糖化液中添加碱性剂,以此进行中和,并调节 pH 至 4.0 ~ 6.0 程度。浓缩的糖化液的 pH 可以通过像 pH 计那样的 pH 测定装置进行测定。

[0057] 使用于中和的碱性剂只要是不分解糖化液中含有的成分或者不阻碍乙醇发酵的碱性剂则并不特别限定。然而,从糖化液的 pH 调节容易的观点考虑,使用弱碱性剂比使用强碱性剂更优选。优选的碱性剂的具体示例是苛性钠或消石灰。碱性剂可以以水溶液形式进行添加,只要能溶解于糖化液中则也可以以粉末等的固体形式添加。

[0058] 由上述说明,本领域技术人员明了本发明的较多的改良和其他的实施形态等。因此,上述说明只是作为例示解释,是以向本领域技术人员教导实施本发明的最优选的形态为目的提供。在不脱离本发明的精神的范围内可以实质上变更其结构和 / 或功能的具体内容。

[0059] 工业应用性:

本发明的乙醇制造方法作为用于分解纤维素系生物质而制造乙醇的方法,在生物能源领域有益处。

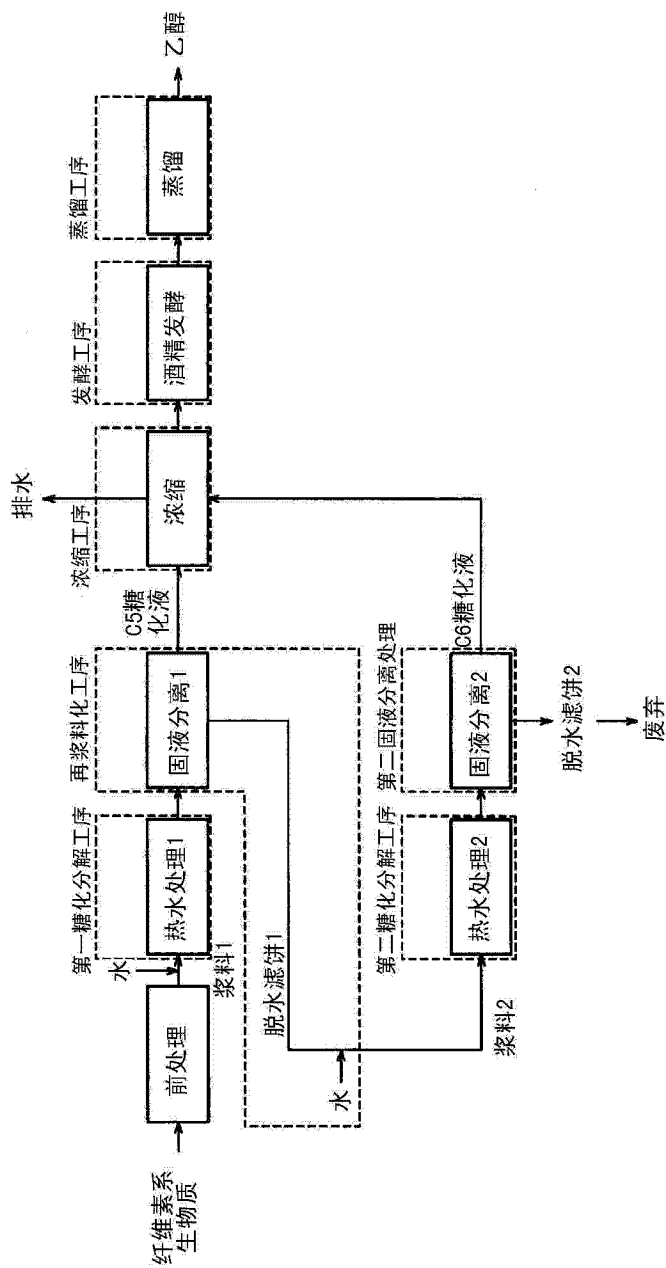


图 1

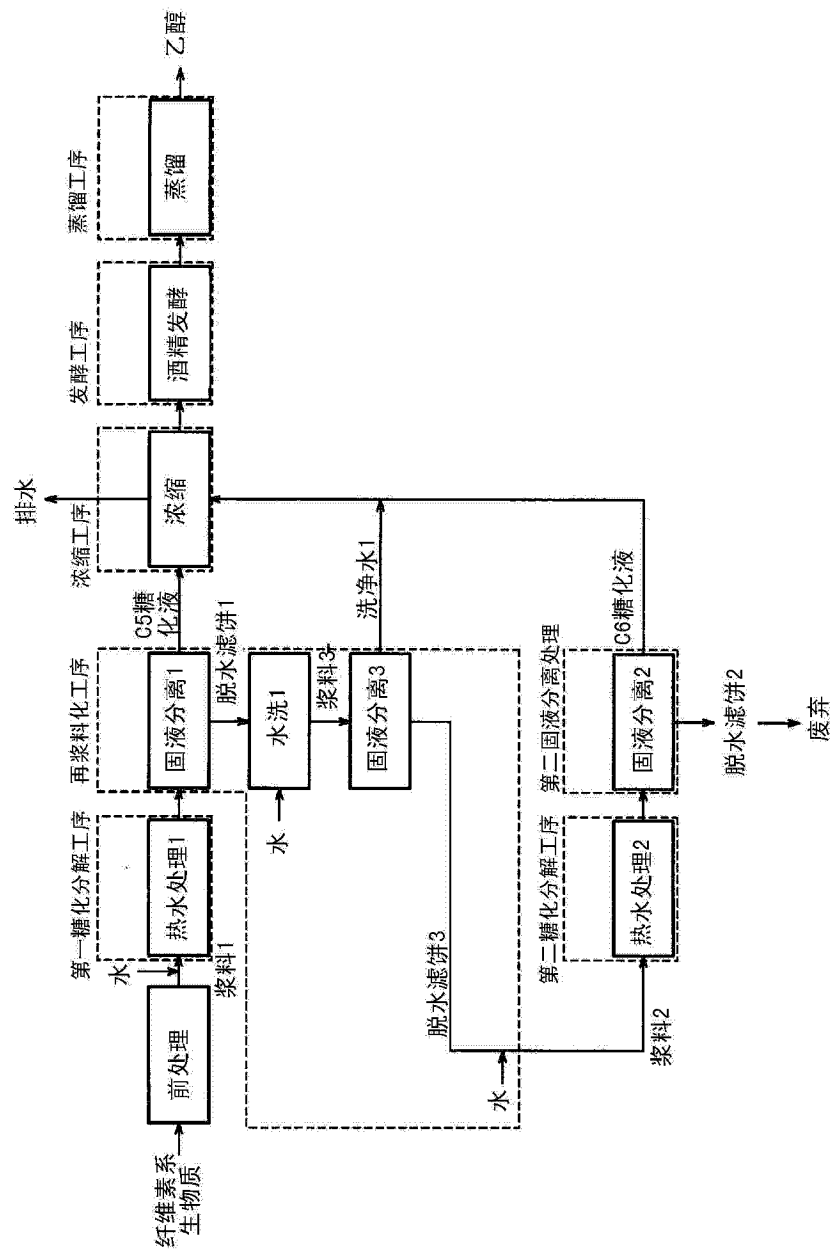


图 2

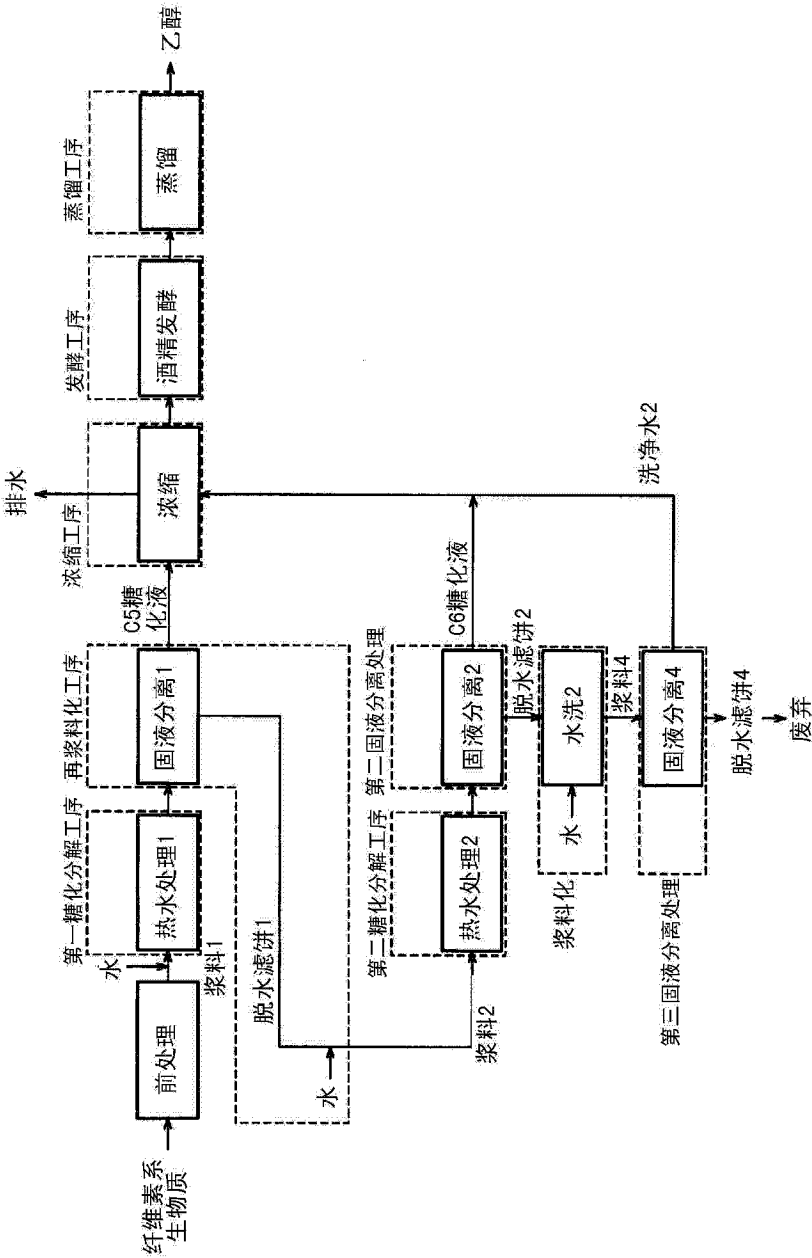


图 3

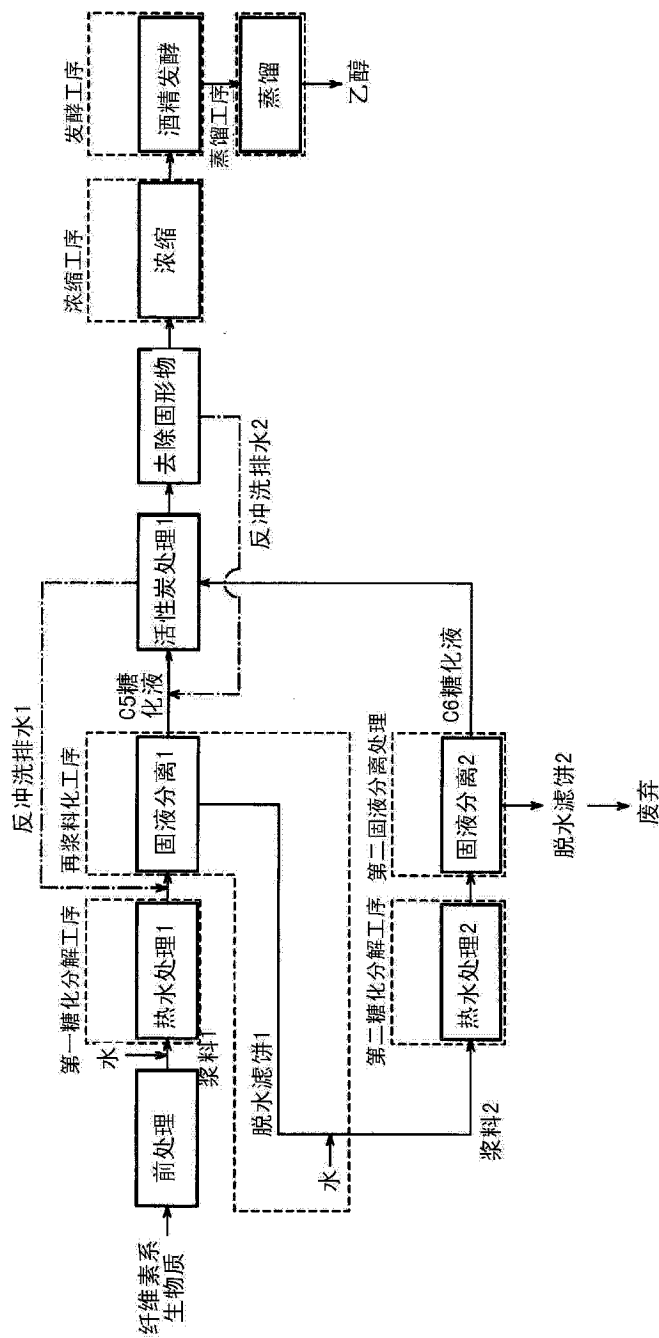


图 4

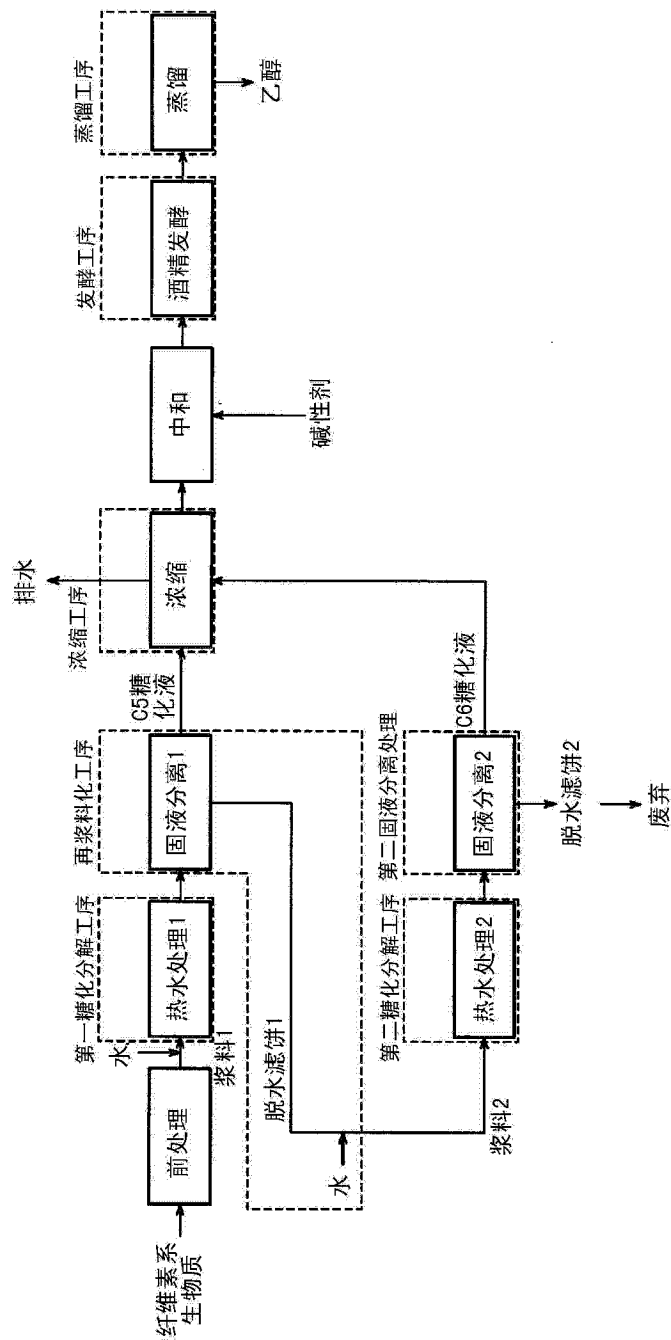


图 5