

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁷

C07C 31/10

C07C 29/04

[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 95118882.8

[45]授权公告日 2001 年 8 月 8 日

[11]授权公告号 CN 1069297C

[22]申请日 1995.12.15 [24]颁证日 2001.5.2

[21]申请号 95118882.8

[30]优先权

[32]1994.12.15 [33]JP [31]311812/1994

[32]1994.12.15 [33]JP [31]311813/1994

[73]专利权人 三井化学株式会社

地址 日本东京

[72]发明人 平田繁 小川伸二

[56]参考文献

US3994983

1976.11.30 _

审查员 侯 曜

[74]专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

代理人 张元忠

权利要求书 2 页 说明书 16 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 异丙醇的制备方法

[57]摘要

本发明公开一种在强酸固化催化剂存在下依丙烯和水直接水合生产异丙醇的方法,包括向反应器中连续加入丙烯、水和饱和烃,其中以摩尔计,水量等于或多于丙烯,在反应器中装入或悬浮有上述固体催化剂;保持反应器里的温度和压力超过或稍低于上述丙烯和饱和烃的临界温度和临界压力,保持反应液体中含有的异丙醇浓度在 6% 或更多;从反应器中收集气相,通过降压和冷却液化部分气相以分离气相组分,精炼存在于上述液相中的粗异丙醇,得到精炼的异丙醇。

I S S N 1 0 0 8 - 4 2 7 4

权 利 要 求 书

1. 一种异丙醇的生产方法，在强酸固体催化剂存在下，直接水合丙烯和水，从所得的反应产物中分离粗醇水溶液，对该水溶液进行精炼处理，该方法包括：

(1)向反应器中连续加入丙烯、水、以使反应液中异丙醇的浓度为 6-30 重量%的异丙醇和 3-4 个碳原子的饱和烃，反应器中装入或悬浮有上述固体催化剂，每摩尔待反应的丙烯需要 1-30 摩尔的水，并且所述饱和烃的量以丙烯的加入量计为 4-200 摩尔%；

(2)在 50-200℃ 的温度下进行水合反应，同时保持反应器中的温度和压力超过上述丙烯和饱和烃的临界温度和临界压力；

(3)将来自所得反应产物的全部或部分液相循环到反应器的入口，流量是以每摩尔待反应的丙烯计算上述液相中含有的水是 10 摩尔或更多；和

(4)从反应器中排出来自反应产物以及未反应的原料和饱和烃的全部汽相，借助减压或冷却液化异丙醇和水，以分离蒸汽组分，对得到的上述液化相中含有的粗异丙醇精炼，得到精炼过的异丙醇。

2. 一种如权利要求 1 所述的方法，其中烃的加入量以丙烯的加入量计为 10-200 摩尔%。

3. 如权利要求 1 或 2 所述的方法，其中借助蒸馏作用从全部或部分未冷凝的蒸汽中回收未反应的丙烯和饱和烃，并循环至反应器的入口。

4. 如权利要求 1 或 2 所述的方法，其中控制反应器入口和出口处的液相中的异丙醇浓度的方法是下列方法中的任何一种：(1)将来自反应产物的全部或部分液相循环到反应器的入口，其流量以每摩尔加入的丙烯计算上述液相中含有的水是 10 摩尔或更多；(2)在反应器中

00-10-05

留下全部或大部分液相; 或(3)向反应器的入口或循环的液相中加入异丙醇。

说明书

异丙醇的制备方法

本发明涉及一种通过丙烯的直接水合作用而制备异丙醇的方法，该异丙醇在工业上用作涂料的溶剂、药物、农业化学品、合成原料和洗涤剂。

由液相直接水合丙烯制备异丙醇以及由水合丁烯制备仲丁醇的方法早就是已知的了。用作水合反应的催化剂是酸催化剂，利用强酸阳离子交换树脂或杂多酸的制备方法已工业化。

首先，在利用强酸阳离子交换树脂代表的固体催化剂的方法中，进行水合反应的条件与用杂多酸的方法相比温度低（ $100 - 150^{\circ}\text{C}$ ）、压力低（ $60 - 250\text{ atm}$ ），这些条件有利于建造反应器或反应系统。

因为工业上使用的异丙醇大多数为无水形式，所以在液相直接水合方法中的反应器的出口得到的低浓度醇水溶液必须要被浓缩至无水状态。由于异丙醇与水形成最低沸点的共沸混合物，通常是在水溶液进行共沸蒸馏和脱水蒸馏之后通过精馏操作而将异丙醇制成无水产品，因此，浓缩所需的能耗很大。

为了减少浓缩能耗，人们提出为样一种方法，即在用作水合反应的烯烃的超临界条件或次临界条件下进行水合反应以在烯烃汽相中分配所得的醇。

一种制备基本上无水的仲丁醇的方法记载在日本专利公开号60-149536中，其中利用液相杂多酸作为催化剂从正丁烯和水制备仲丁醇中，液相水合反应是在温度和压力分别超过正丁

烯的临界温度和临界压力的条件下进行的；将在汽相中存在的反应混合物以汽相从反应器里中排出，冷却和液化，以从水中分离出油相；从分离的油相中除去未反应的正丁烯。

该方法的优点在于不需要共沸操作，同时浓缩所需的能量在很大程度上得到了降低。但是，该方法在工业上存在问题，即原料丁烯的转化率限制在大约10%，因为不仅反应器容量大，而且未反应的大量丁烯即相当于生产醇所需理论量的九倍或更多的丁烯，需要循环到反应器的入口再次利用。

另外，在日本专利公开号60-24082中记载了一种方法，其特征在于在高温和高压、强酸固体存在下，汽化碳原子数2-6的低级烯烃与液体水进行直接催化水合，从反应产物中分离所得的含水粗醇，由此得到碳原子数为2-6的低级的醇，

(1) 含有烯烃的蒸汽从反应器的底部进入装有酸催化剂的反应器中，每摩尔待反应的烯烃至少要有1摩尔的液体水进入反应器；(2) 反应进行的温度和压力条件高于或至少稍低于烯烃的临界温度和临界压力；(3) 反应混合物的全部水相留在反应器中或者大量返回到反应器中；(4) 含有未反应的烯烃和几乎所有反应产物的蒸汽物流从反应器的顶部排出；(5) 从排出的蒸汽中以液体形式分离出主要包括所得醇的粗产物。据报导，根据该方法，所得异丙醇的选择性高，得到的在液体状态下分离的异丙醇的浓度高。而且，据报导，高选择性涉及这样的事实：几乎全部的反应产物直接转化至汽相，液相中的醇浓度保持在极低的水平。根据这些实施例中公开的内容，液

相水合反应在100atm和135℃下进行；异丙醇的选择值为99%或更多，分离的液体80%是醇；所得的浓度高。

但是，在该方法中，本发明人发现共沸组合物的88wt%（68mol%）的异丙醇还未达到。而且，就反应转化率来说，原料丙烯以每小时5.6mol的量进入，在分离液相后得到4.2mol的异丙醇，总转化率达到75%。但是，显然因为来自反应器出口的含有未反应烯烃的部分蒸汽被循环到反应器再利用，所以，尽管产量还不清楚，但反应器入口和出口间的单程产率为75%。

而且，根据本发明人的认识和分析，已经弄清楚，借助日本专利公开号60-24082中记载的方法进行水合反应，当液相中所得的异丙醇的浓度保持在极低的水平例如上述文献中记载的10%或更低时，在135℃和100atm条件下，反应器出口的丙烯转化率限制在大约8%。也就是说，上述文献的方法只有在反应器出口的部分蒸汽直接循环到反应器再利用时才能提高异丙烯的产率。这使得反应器的容积相当大，仍未改变的是，未反应烯烃的循环量不得不增大。因此，可以说目前还未获得工业问题的直接的解决办法。

本发明的一个目的是提供一种异丙醇的生产方法，该方法在液相中直接水合丙烯，在反应器里制得高转化率、高浓度的异丙烯，该方法降低了浓缩所需的能量，而且不需要大容积的反应器。

根据本发明的一方面，提供了一种异丙醇的生产方法，在强酸固体催化剂存在下，直接水合丙烯和水，从所得的反应产

物中分离粗醇水溶液，对该水溶液进行精炼处理。该方法包括：

(1) 向反应器中连续加入丙烯、水和饱和烃，反应器中装入或悬浮有上述固体催化剂，每摩尔待反应的丙烯需要相当于至少1摩尔或更多的水；

(2) 进行水合反应，同时保持反应器中的温度和压力不低于或稍低于上述丙烯和烃的临界温度和临界压力；

(3) 将来自所得反应产物的全部或部分液相循环到反应器的入口，流量是以每摩尔未反应的丙烯计算上述液相中含有的水是10mol或更多；

(4) 从反应器中排出来自反应产物的全部汽相以及未反应的原料和饱和烃，借助减压和冷却液化异丙醇和水，分离蒸汽组分，对得到的上述液化相中含有的粗异丙醇精炼，得到精炼过的异丙醇。

根据本发明的另一方面，提供以下方法：

如上所述的方法，其中饱和烃的加入量以丙烯的加入量计为4 - 200mol%；

如上所述的方法，其中饱和烃的加入量以丙烯的加入量计为10 - 200mol%；

如上所述的方法，其中借助蒸馏从全部或部分非冷凝的蒸汽中回收未反应的丙烯和饱和烃并循环至反应器的入口；

如上所述的方法，其中进行水合反应的同时，保持反应器入口和出口处液相中异丙醇的浓度至少为6wt%或更多；如上所述的方法，其中控制反应器入口和出口处的液相中的异丙醇浓度的

方法是下列方法中的任何一种：（1）将来自反应产物的全部或部分液相循环到反应器的入口，其流量以每摩尔加入的丙烯计算上述液相中含有的水是10mol或更多；（2）在反应器中留下全部或大部分液相；或（3）向反应器的入口或循环的液相中加入异丙醇。

图1是实现本发明方法的流程图，其中1是丙烯进料管；2是进水管；3是饱和烃进料管；4是液相循环管；5是反应器；6是汽相排放管；7是压力控制阀；8是汽-液分离器；9是烃排放管；10是冷凝的液相排放管；11是异丙醇进料管。

本发明提到的强酸固体催化剂没有特别的限定，可以使用任何具有强酸官能团的催化剂，特别适合的是强酸阳离子交换树脂。上述固体催化剂可以固化床的形式装入反应器中或以悬浮液的形式使用。还可以利用能在水中溶解的催化剂如液相杂多酸，但是，由于具有腐蚀性，在多数情况下，这样的催化剂必须用含有例如耐蚀镍基合金和钛的耐酸高级结构材料作为反应器和辅助设备，因此，在生产设备中优选使用固体催化剂。

众所周知，与现有技术中醇浓度被反应平衡限制的从液相中回收醇的方法相比，如下的方法提供了在分离烯烃后回收高浓度的醇，所说的方法中由烯烃的液相水合反应所形成的醇在未反应的烯烃汽相中回收。为了降低回收醇的浓缩能耗，就要求分布在烯烃汽相中的异丙醇的量明显大于类似的分布在水中的量。另外，为了提高反应器中烯烃的转化率，即在烯烃汽相中回收的醇量与进入反应器的烯烃的量之比，要求分布在烯烃汽相中的醇量要大。

基于上述观点，本发明人所作的研究发现：利用饱和烃，在温度和压力超过或稍低于其临界温度和临界压力条件下，异丙醇可以大量地有选择地从液相分布到饱和烃汽相中，其中饱和烃的碳原子数是1 - 6，优选2 - 5，更优选3 - 4。烃的碳原子数太小会降低萃取异丙醇的性能，烃的碳原子数太大会使上述温度偏离于进行水合作用的温度。特别优选的烃的例子包括丙烷、正丁烷和异丁烷。本发明人惊奇地发现：在相同的压力和温度条件下进行比较，结果表明，与使用不饱和烃如丙烯的情况相比，异丙醇大量地分布于这些饱和的烃中。本发明人新的发现是：当使用饱和烃或不饱和烃时，异丙醇的分布量存在很大的区别，这一现象至今并不知晓。

本发明人的发现，当在超过丙烯（临界温度：365K，临界压力：4.61MPa）和丙烷（临界温度：369.7K，临界压力：4.25MPa）的临界温度和临界压力条件下，例如393K和8.1MPa的条件下使用饱和烃即丙烷时，存在于烃汽相中的异丙醇的量达到使用丙烯时的约2.5倍。另外，本发明人已发现在烃汽相中含有的无烃的异丙醇浓度在丙烷中达到约75mol%，同时在丙烯中是约65mol%。，这一浓度（75mol%）甚至超过了在异丙醇和水的共沸混合物中的68mol%。而且，可以清楚看出，在相同温度和压力条件下，当使用正丁烷（临界温度：425.6 K，临界压力：3.76MPa）时，存在于烃汽相中的异丙醇的量可高达约使用丙烯时的3倍，异丙醇的无烃浓度也超过70 mol%。

在丙烯水合反应器中与丙烯一起使用本发明所述的饱和烃，例如碳原子数是3 - 4的饱和烃，在温度和压力超过或稍低

于它们的临界温度和临界压力条件下，可以使由液相水合丙烯形成的异丙醇选择地大量地分布在烃汽相中，这带来了非显而易见的且本领域普通技术人员不能预料的有益的效果。如上所述，本发明可以降低浓缩异丙醇的能耗、提高丙烯的转化率。

进行水合反应的反应器中的温度和压力反应条件优选超过所用丙烯和饱和烃的临界压力，而且，更优选超过它们的临界温度。从反应速度看，较高的水合反应温度是有利的。过高的温度降低了分布于烃汽相中的异丙醇的浓度，从降低浓缩能耗看，这是不利的。当反应温度太低时，分布于烃汽相中的异丙醇的量减少，丙烯转化率也降低。水合反应优选在 $50^{\circ}\text{C} - 200^{\circ}\text{C}$ 下完成，更优选在 $80 - 150^{\circ}\text{C}$ 。

在本发明中，丙烯、水和饱和烃连续加入装有固体催化剂的反应器中以完成水合反应。如上所述，作为饱和烃，可优选使用丙烷、正丁烷和/或异丁烷，它们与丙烯共存。允许这些烃单独与丙烯共存或可以用混合的形式。其中，作为饱和烃，优选用丙烷，因为它通常含于原料丙烯中。因此，对工艺设计而言，由于丙烷存在于原料丙烯中，因而使用丙烷作为饱和烃是合理的。

所用饱和烃的量没有特别严格限定。增加饱和烃的加入量，可以提高丙烯的转化率。但是，用于进料或循环烃的能耗也增加。因此，基于反应器的丙烯加入量，上述共存量至少是 $4 - 200\text{mol}\%$ ，优选 $10 - 200\text{mol}\%$ ，更优选 $10 - 100\text{mol}\%$ 。相对于每摩尔待反应的丙烯，水的加入量至少为1摩尔或更多（作为

新进料)。它的上限没有特别的限定，可以是小于或等于30摩尔，优选5摩尔或更少。

在本发明中，反应器中的烃汽相主要由未反应的丙烯、饱和烃、异丙醇、水和副产物二异丙醚组成。丙烷也可以根据原料丙烯而共存，通过调节饱和烃的共存量可以明显降低未反应丙烯的量。从反应器中连续排放上述的烃汽相后，使蒸汽减压至低于丙烯和饱和烃的临界压力，如需要，冷却至低于临界温度，使异丙醇和水液化成冷凝的液相，从未反应的气体丙烯和饱和的烃中分离出异丙醇和水。

因此，可以获得为共沸组合物的浓度等于或大于68mol%的高浓度的异丙醇水溶液。根据本发明，因为基本上不需要共沸蒸馏，而且减少了共存的水量，所以大大降低了浓缩的能耗。

在本发明中，分离出从异丙醇后，借助常规的蒸馏方法回收气态的未反应的丙烯和饱和烃，并将它们再循环到反应器中，从而所有的丙烯和饱和烃均可充分利用。无需说明的是，在未反应的丙烯和饱和烃中存在很少量的异丙醇的时候，异丙醇从蒸馏柱底部回收并进入精炼步骤，这有效地提高了原料利用率。

在本发明中，于反应器中的作为主要组份的全部或大部分含水液相可以留在反应器里。更优选的是从液相水合反应中的反应选择性和去除反应热的角度考虑，最好以连续从反应器的出口排出全部或大部分的液相，并将它们循环到反应器的入口再次使用。循环的液相流速优选保持在这样的量：反应器里对于每摩尔待反应的丙烯，循环液体中的水量是10mol或更多。

更优选地控制液相的循环流速，使得对于每摩尔进入反应器的丙烯，水量为10摩尔或更多。因此，可以减少在水合反应中副产物二异丙醚的量。在图1中，设计成将丙烯、水和饱和烃加至液相循环管线中，但是，对于本领域普通的技术人员来说，显而易见的是它们可以加入反应器。

然而，由丙烯和饱和烃分离的、其浓度等于或大于共沸混合物浓度的高浓异丙醇中含有少量的水。优选进行干燥操作以获得无水异丙醇。常规的方法例如与苯、甲苯或己烷借助共沸蒸馏干燥，也可以用干燥剂如沸石干燥。

本发明优选的实施方案是，在进行水合反应时，保持反应器的入口和出口处液相中异丙醇的浓度至少是6wt%或更高。

为完成上述反应，优选通过下述方法中的任何一种控制在反应器入口和出口处液相中的异丙醇浓度：（1）将来自反应产物的全部或部分液相循环到反应器的入口，其流量是以每摩尔加入的丙烯计，上述液相中含有的水量是10mol或更多；（2）在反应器中留下全部或大部分液相；或（3）向反应器的入口或循环的液相中加入异丙醇。

本发明的方法显然不同于现有技术，因为可以使上述大量的异丙醇先共存于连续进入水合反应的水中。更具体地说，本发明显然不同于日本专利公开号60-24082（第4页，第7栏，40-42行），该文献中液相中异丙醇的浓度很低，因为所述量或更多的异丙醇优先与反应器中任何液相部分里的水共同存在，与反应器出口处的全部或大部分液相反应产物混合循环到反应器的入口。

根据本发明人的一个新发现，在一种作为丙烯反应产物的几乎所有的异丙醇以汽相的形式从反应器中排出的方法中，丙烯的转化率与液相中异丙醇的浓度密切相关。在反应温度和反应压力相同的条件下，醇的浓度越高，作为汽相排出的由丙烯到异丙醇的转化率就越高。水相中所含的溶质（异丙醇）至超临界或次临界烯烃的平衡分布至今尚未公开。例如，当利用已知的强酸阳离子交换树脂作为催化剂时，如果液相中异丙醇的浓度是25wt%，在反应温度130℃、反应压力120atm下丙烯的转化率能达到20%。这能看出其获得了显著的进步，相反日本专利公开号60-24082和日本专利公开号60-149536中烯烃的转化率最多是10%。

在方法中，反应器入口处的液相至少是新加入的水与异丙醇二者的混合物，异丙醇可以和水及从反应器出口循环的液相一起新加入。本发明一个优选的实施方案是在反应器入口处的液相中含有的异丙醇的浓度受到与水一起新加入的异丙醇和水的量的控制，目的是使其浓度与从反应器出口处循环的液相中所含的异丙醇的浓度基本相同。

在本发明中，就提高丙烯转化率而论，优选与水共存的异丙醇的浓度足够高。但是，浓度过高会增加副产物二异丙醚的量，这不适合于本发明的方法。按照提高转化率和降低醚副产物而论，液相中异丙醇的浓度优选是6-30wt%，优选的浓度是10-25wt%。

实施例

本发明将结合以下实施例进行详细阐述。

实施例1

在反应管中装入100ml商购的大孔型强酸阳离子交换树脂 Lewatit SPC-118, 该反应管的内径是30mm, 高300mm, 由SUS 316生产, 设有一个夹套, 从反应管的底部以每小时400mmol的流速加入96%的丙烯(其余4%: 丙烷), 以每小时214mmol的流速加入丙烷(基于丙烯的进料量相应为60mol%), 以每小时165mmol的流速加入水。从反应管的上部每小时连续放出115g液相, 将其循环至反应管的底部, 同时保持反应管的温度和压力分别在130℃和80atm。用压力控制阀降低从反应管出口连续排放的汽相的压力到30atm, 由汽-液分离管把汽相的温度降低到80℃之后, 从汽-液分离管底部连续放出液相。确定在开始操作24小时内各部分的流速和温度达到稳定状态后, 测量从汽-液分离管的上部放出的汽相的流速和组成, 测量从汽-液分离管的底部放出的汽相的流速和组成, 测量反应管中循环液相的组成。反应管中循环液相里的异丙醇的浓度为2.8mol% (8.8wt%)。

表1中显示了各部分的流速和组成, 反应管入口和出口间的丙烯转化率, 该转化率是由进入反应管的丙烯量和由反应管放出的汽相中的丙烯量计算的。

实施例2

在实施例1所用的设备中, 不提供丙烷, 代替丙烷的是加入正丁烷, 同时保持与丙烯50mol%的比例。保持液相相同的循环速率, 完成相同的操作。不时地对从汽-液分离管放出的液相中的异丙醇进行分析, 控制加入反应管中的丙烯量, 为的是

使异丙醇的流速即醇的生产速度与实施例1的一样。除了上述操作外，进行与实施例1相同的操作，所得的结果也示于表1。

对比实施例1

在实施例1所用的设备中，既不加入丙烷也不加入正丁烷，仅向反应管中加入96%的丙烯和水。保持液相相同的循环速率，进行类似的操作。不时地对从汽-液分离管放出的液相中的异丙醇进行分析，控制加入反应管中的丙烯量，为的是使异丙醇的流速即醇的生产量与实施例1的一样。除了上述操作外，进行与实施例1相同的操作，所得的结果也示于表1。

表1

丙烯转化率和醇浓度

	<u>实施例</u>		<u>对比实施例</u>
	1	2	1
反应管的流速 (mmol/小时)			
丙烯(1)	384	266	943
丙烷	230	11	39
正丁烷	0	133	0
在汽-液分离管内			
汽相中丙烯的流速(2) (mmol/小时)	280	162	839
反应管中丙烯的转化率 [(1)-(2)]/(1)×100(%)	27	39	11
从汽-液分离管放出的			
液相中异丙醇的流速 (mmol/小时)	102	102	102
从汽-液分离管放出的			
液相的组成(mol%)			
异丙醇	67	64	61
二异丙醚	0.7	0.6	0.6
水	32.3	35.4	38.4

实施例3

在反应管中装入100ml商购的大孔型强酸阳离子交换树脂 Lewatit SPC-118, 该反应管的内径是30mm, 高300mm, 由SUS 316生产, 设有一个夹套, 从反应管的底部以每小时1300mmol 的流速加入96%的丙烯(其余4%: 是饱和烃丙烷), 以每小时 9.2g的流速加入含有18wt%异丙醇的水。从反应管的上部每小时连续放出315g液相, 循环至反应管的底部, 同时保持反应管的温度和压力分别在150℃和150atm。用压力控制阀降低从反应管出口连续排放的汽相的压力到30atm之后, 由汽-液分离管把汽相的温度降低到80℃之后, 从汽-液分离管底部连续放出液相。确定在开始操作8小时内各部分的流速和温度达到稳定状态后, 测量从汽-液分离管的上部放出的汽相的流速和组成, 测量从汽-液分离管的底部放出的液相的流速和组成, 测量反应管中循环液相的组成。

表2中显示了各部分的流速和组成, 反应管入口和出口间的丙烯转化率, 该转化率是由进入反应管的丙烯量和由反应管放出的汽相中的丙烯量计算的。

对比实施例2

进行与实施例3相同的操作, 除了控制进入反应管的水中的异丙醇的加入量, 使从反应管出口处排放的液相中的异丙醇的浓度为5wt%; 进一步控制进入反应管的丙烯量, 使由汽-液分离管放出的液相的流速与实施例3的相同。其结果也显示在表2中。

表2		
	实施例	对比实施例
	3	2
反应管中丙烯的流速(1) (mmol/小时)	1300	3670
汽-液分离管里汽相中的 丙烯流速(2)(mmol/小时)	1080	3450
反应管中丙烯的转化率 [(1)-(2)]/(1)x100(%)	17	6.0
反应管中循环液相里的 异丙醇的浓度(wt%)	17.7	5.0
从汽-液分离管放出的 液相流速(g/小时)	16.8	16.8
从汽-液分离管放出的 液相中的异丙醇的流速 (mmol/小时)	220	220
从汽-液分离管放出的 液相的组成		
异丙醇(wt%)	79	79
二异丙醚(wt%)	1	1
水(wt%)	20	20

根据本发明，在借助丙烯的液相直接水合反应生产异丙醇的方法中，解决了各种问题，例如烯烃转化率、烯烃的过量供料速度、扩大的反应器容积，涉及的方法中，制得的异丙醇选择地转移至收集的未反应的烯烃汽相中。

而且，根据本发明，可以生产高浓度的醇水溶液，同时具有降低浓缩能耗的优点。

说明书附图

图 1

