

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl<sup>7</sup>  
C07C255/08  
C07C253/26



[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 97120847.6

[45] 授权公告日 2003 年 7 月 9 日

[11] 授权公告号 CN 1113858C

|                                                                                                                                                                                                                 |                                                           |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------|
| <p>[22] 申请日 1997.11.5 [21] 申请号 97120847.6</p> <p>[30] 优先权</p> <p>[32] 1996.11.6 [33] JP [31] 294122/1996</p> <p>[71] 专利权人 三菱丽阳株式会社</p> <p>地址 日本东京都</p> <p>[72] 发明人 中村敏雄 荒井八郎 稻叶秀之</p> <p>山本弘</p> <p>审查员 刘桂明</p> | <p>[74] 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利<br/>商标事务所</p> <p>代理人 陈季壮</p> |
| 权利要求书 2 页 说明书 11 页 附图 2 页                                                                                                                                                                                       |                                                           |

[54] 发明名称 生产丙烯腈的方法

[57] 摘要

本发明提供了通过丙烯的氨氧化生产丙烯腈的方法，该方法包括在流化床反应器中将含有丙烯、氨和分子氧的气体与高活性的氨氧化催化剂接触该催化剂被气体流化处于流化状态，其改进包括在下列条件下进行氨氧化反应：(a) 将流化床反应器中的表观气体速度保持在 1-10m/s，在该操作条件下丙烯氨氧化反应的速度常数是 2s<sup>-1</sup> 或更大，假设该反应是一级反应；(b) 在流化床反应器的上流侧保持流化固体物质的密度是 100 千克/立方米或更大；和(c) 将提供给反应器的循环氨氧化催化剂的系统安装在流化床反应器的上流侧和下游侧之间。

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

1. 一种通过丙烯的氨氧化生产丙烯腈的方法，该方法包括在流化床反应器中将含有丙烯、氨和分子氧的气体与高活性的氨氧化催化剂接触，该催化剂是可以达到  $2\text{s}^{-1}$  或更高的丙烯氨氧化反应速度常数的催化剂，假设该氨氧化反应是一级反应，该催化剂被气体流化处于流化状态，其改进包括在下列条件下进行氨氧化反应：

(a) 将流化床反应器中的表观气体速度保持在  $1-10\text{m/s}$ ，在该操作条件下丙烯氨氧化反应的速度常数是  $2\text{s}^{-1}$  或更大，假设该反应是一级反应；

(b) 在流化床反应器的上流侧保持流化固体物质的密度是  $100\text{ 千克/立方米}$  或更大；和

(c) 将提供给反应器的循环氨氧化催化剂的系统安装在流化床反应器的上游侧和下游侧之间，循环催化剂加入到反应器的位置应使得在加入位置之上区域存在的氨氧化催化剂与加入位置以下区域存在的氨氧化催化剂的重量比是  $2:1$  至  $99:1$ 。

其中高活性氨氧化催化剂具有用下列通式表示的组成：



其中 Q 表示至少一种选自 K, Rb 和 Cs 的元素；R 表示至少一种选自 Mn, Co, Ni, Cu 和 Zn 的元素；S 表示至少一种选自 B, P, Te, Bi 和 Ce 的元素；和下标 a, b, c, d, e, f 和 g 表示原子比率，其中当 a 是 10 时, b, c, d, e 和 f 是  $5 \leq b \leq 60$ ,  $5 \leq c \leq 30$ ,  $0 \leq d \leq 5$ ,  $0.1 \leq e \leq 10$  和  $0.01 \leq f \leq 5$ , 和 g 表示当上面的组分结合时产生的氧化物相应的氧原子数。

2. 根据权利要求 1 的方法，其中循环催化剂在经过包括将催化剂与含分子氧的气体接触的再生处理之后加入流化床反应器。

3. 根据权利要求 1 或 2 的方法，其中高活性氨氧化催化剂具有粒径范围是  $5-300\text{ 微米}$ ，平均粒径约是  $30-80\text{ 微米}$ ，和堆积密度约是  $0.6-1.5\text{ 克/立方厘米}$ 。

- 
4. 根据权利要求 2 的方法，其中再生处理在 450 – 700℃ 进行。
  5. 根据权利要求 1 或 2 的方法，其中氮氧化在 400 – 500℃ 进行。

## 生产丙烯腈的方法

本发明涉及一种在流化床反应器中通过丙烯的催化氨氧化生产丙烯腈的改进方法，该方法可以以高收率和低生产成本生产丙烯腈。

利用丙烯的氨氧化合成丙烯腈的反应通常伴随着产生高热量。因此，通常采用使用流化床反应器的方法，该反应器有利于除去产生的热量。但是，使用该方法的常规技术往往会有下列问题：由于在流化床中引起的颗粒的剧烈混合导致气体返混不可避免；由于不可避免的副反应的进行导致丙烯腈的产率降低，其中副反应是由于在流化床反应区中形成了气泡导致气体和催化剂之间的接触不充分而引起。尤其是通过使用高活性催化剂想达到高生产率时，不仅丙烯腈的产率明显降低，而且除去反应热很困难。结果反应温度不可能保持在所需范围，最后导致不能继续进行反应。此外，在高活性催化剂情况下，仅仅使用少量催化剂就足够了，这样催化剂床的体积很小。因此最佳的催化剂床的高度很低，因此催化剂床中难以保证除去反应热所需的冷却盘旋管的热转移表面积，返混的影响会变大。

作为解决上述问题的方法，人们已知例如，在下列专利中提出的方法：日本专利公告 28491/1969，531/1973 和 38428/1983，和美国专利 US3230246 和 US3783528。在这些方法中，障碍物如成形的金属制品，隔板，栅格，多孔板，水平板，管等被安装在催化剂床中以避免气泡聚集或增大，或者避免气体返混，因此改善了进料气体和催化剂之间的接触。但是，据本发明人目前所知，由于设置这种障碍物的结构很复杂，这些方法还没有使用；此外，它们似乎还有下列问题：障碍物妨碍催化剂颗粒的混合，因此流化床失去了其有利的特征（例如，良好的温度可控制性，和均匀的催化剂床温度）；反应器中催化剂的分布随着空间和时间变化而变成不均匀，因此难以稳定和连续地

进行操作。

为了避免由气体的返混和形成气泡造成的接触效率的降低，日本专利公开 144528/1978 提出了通过使用具有约 1.5 – 7.5 米/秒的高气体速度的流化床达到高丙烯腈产率的方法。但是，即使用该方法，通过使用高活性催化剂似乎也不能满意地达到经济的高生产率。该方法中的一个特殊问题是，由于柱中的表观气体速度高，需要一个相当长的反应器以达到预定的反应速率。建造以工业规模使用的该反应器需要增加成本，而这是一个很大的经济负担。为了避免该问题，人们可以尝试将反应器做成盘绕形。但是，在该情况下，产生了如下的另一问题：气体和催化剂在盘绕形管中循环运动，因此它们由于离心力相互分离，因此它们之间的接触效率降低。该问题在工业使用的大规模装置中是致命的缺陷。

本发明的目的是解决现有技术中的上述问题和提供经济上有利的生产丙烯腈的方法，该方法可以在使用流化床反应器的丙烯的气相催化氨氧化中最好地使用高活性催化剂，并且可以得到丙烯腈的高收率和高生产率。

本发明人已经发现在氨氧化方法中明显地增加了通入的进料气体和催化剂之间的接触效果，因此当在具体的操作条件下进行氨氧化时可以达到上述目的。

因此，本发明提供了通过丙烯的氨氧化生产丙烯腈的方法，该方法包括在流化床反应器中将含有丙烯、氨和分子氧的气体与高活性的氨氧化催化剂接触（该催化剂是可以达到  $2\text{s}^{-1}$  或更高的丙烯氨氧化反应速度常数的催化剂，假设该氨氧化反应是一级反应），并且该催化剂被气体流化处于流化状态，其改进包括在下列条件下进行氨氧化反应：

（a）将流化床反应器中的表观气体速度保持在 1 – 10m/s，在该操作条件下丙烯氨氧化反应的速度常数是  $2\text{s}^{-1}$  或更大，假设该反应是一级反应；

（b）在流化床反应器的上流侧保持流化固体物质的密度是 100

千克/立方米或更大；和

(c) 将提供给反应器的循环氮氧化催化剂的系统安装在流化床反应器的上流侧和下游侧之间，循环催化剂加入到反应器的位置应使得在加入位置之上区域存在的氮氧化催化剂与加入位置以下区域存在的氮氧化催化剂的重量比是 2:1 至 99:1。

根据本发明，可以从含有丙烯、氨和分子氧的气体通过使用高活性的氮氧化催化剂以高收率和高生产能力得到丙烯腈。而且，建造用于上述方法的反应器的成本低，因此可以经济地生产丙烯腈。

在附图中，

图 1 是能够进行本发明方法的装置的示意图；

图 2 是能够进行本发明方法的另一装置的示意图；和

图 3 还是能够进行本发明方法的另一装置的示意图。

下面通过参考附图详细地说明本发明的优选实施方案。

向装有含有高活性氮氧化催化剂的流化固体物质的流化床反应器 1 中，通过原料气进料管 3（附图 1 - 3）通入含有丙烯和氨的原料气或者含有丙烯、氨和分子氧的原料气体。除了上述的三个组分，原料气体中还可以含有其他目的组分或其他其中不可避免存在的组分。因此可以通入空气作为分子氧。在这种情况下，空气组分而不是氧，尤其是分子氮，在原料气体中共存。而且，这也是气体流加入原料气体中的通常方式。在示于图 2 的实施方案中，分子氧通过含氧分子气体通入管 4 通入流化床反应器 1 中。

将流化床反应器 1 中的表观气体速度保持在 1 - 10m/s，优选 1 - 9m/s，更优选 1 - 7m/s，在该条件下，当假设丙烯的氮氧化反应是一级反应时，反应的速度常数是  $2s^{-1}$  或更大，优选  $3s^{-1}$  或更大。本发明中当表观气体速度是在 1 - 10m/s 时，鼓泡基本上消失，气体返混程度小得可以忽略。因此气体和催化剂之间的接触非常好。

反应的速度常数根据使用的催化剂活性、反应温度、通入反应器的气体组成、反应器中的表观气体速度、反应器结构等变化。在给定的反应条件下反应的速度常数可以通过丙烯在反应器的入口和出口处

的浓度和接触时间测定。

根据本发明的特征之一，在流化床反应器 1 的上流侧的区域保持流化固体物质（含氧高活性氮氧化催化剂 2，和当需要时可以使用的其他固体）的密度是 100 千克/立方米或更大；优选 150 千克/立方米或更大，更优选 200 千克/立方米或更大。当该密度小于 100 千克/立方米时，在流化床反应器的上流侧的反应不能完全进行，以致需要增加反应器高度。因此这种低密度是不利的。

在该类常规方法中，其中丙烯腈在具有高气体速度的流化状态下生产，反应器中流化固体物质的密度低。因此，即使使用高活性催化剂时所需要的接触时间往往也很长。为了达到所需的接触时间，不可避免地要求反应器相当长或者反应器尺寸相当大。这样导致增加了建造成本，因此经济上是不利的。为了解决该问题，在本发明中加速反应进程，同时在流化床反应器 1 的上流侧保持流化固体物质的密度是 100 千克/立方米或更大。

流化床反应器通常是直立的。因此流化床反应器的上流侧指反应器的下部。而且，反应器中保持高密度区的位置通常低于反应器高度的 1/2（反应器的高度指反应器上流侧的最低处的进气口位置至反应器下游侧的最高处的排气口位置之间的距离）。

可以通过适当地选择反应器中的表观气体速度，装入反应器中的催化剂的数量，催化剂的粒径，催化剂颗粒密度，循环的催化剂被送回反应器中的位置，和含有丙烯、氮和分子氧的气体被通入反应器中的位置，将流化固体物质的密度调节至预定值。应该注意的是，流化固体物质的密度可以通过测定沿流化床反应器高度的两个不同点测量得到的压力之间的差值，然后除以这两点之间的距离得到。

伴随着气流，流化固体物质被输送至反应器 1 的上部分，并且通过安装在反应器 1 顶部附近或者在反应器 1 外侧的催化剂分离器 5 从气流中分离。通常使用旋风分离器作为催化剂分离器 5。如果需要，可以使用多管旋风分离器（在附图种没有显示）。

将已经分离了高活性氮氧化催化剂（和其他流化固体）的气体，

即含有反应产物的气体从系统中排出，转移至提纯系统 6。从该转移气体中通过已知的常规方法回收所需产物丙烯腈。

另一方面，将通过催化剂分离器 5 收集的催化剂 2 原样（图 1 和 2），或经过再生处理之后（图 3），通过催化剂循环管 7 连续或间歇地加入流化床反应器 1。为了连续反应并且保持提供给反应的氮氧化催化剂的高水平活性，优选经过活化处理之后将催化剂送回反应器（图 3）。

催化剂循环系统通常在流化床反应器的下游侧和上流侧之间形成。本文中使用的术语“下游侧”不仅狭义地包括包含流化催化剂床以提供反应位置的反应器，而且在其中从该反应器排出的反应气体由于含有流化催化剂还会反应的情况下，还包括在进行着该反应的反应器外区域，即包括在图 1 显示的实施方案情况中的旋风分离器的外部区域。

使用的催化剂的催化活性由于结炭的沉积和/或还原通常会被降低（因为催化剂通常包含氧化物，其在氮氧化过程中通常被还原）。因此，催化剂通常通过在氧化气氛下加热被活化。

该加热可以通过任何有目的的方法进行。但是优选使用流化床以便连续地活化和循环催化剂，和均匀加热催化剂（图 3）。因此，优选再生氮氧化催化剂，该催化剂已经用含分子氧气体通过催化剂分离器 5，同时通过该气体流化该催化剂。任何类型的流化床如常规的流化床或高速度流化床可以用于该目的。

如上所述，再生处理通常通过在高温下将处理的催化剂与含分子氧的气体接触进行。可以使用空气，富氧空气，用蒸气、氮气或二氧化碳稀释的空气等作为分子氧。另外，也可以通过将催化剂与分子氧和催化剂的某些活性组分接触再生催化剂。再生处理的温度根据处理的催化剂变化。但是该温度通常是在 450 - 700 °C，优选 480-600 °C。再生处理的时间通常是约 1 - 300 分钟，优选 10 - 120 分钟。

将从流化床反应器 1 排出的催化剂再加入反应器中，其加入的位置应使得在加入位置之上区域存在的氮氧化催化剂与加入位置以下区

域存在的氮氧化催化剂的重量比是 2: 1 至 99: 1, 优选 5: 1 至 99: 1, 更优选 9: 1 至 99: 1。

加入流化床反应器 1 的原料气体, 即含有丙烯、氨和分子氧的气体通常被加入到反应器的底部, 以便可以有效地利用提供反应位置的流化床。但是, 部分或全部丙烯、氨、和部分含分子氧气体也可以在高于反应器底部的位置被加入。

另外, 如前面所述, 原料气体可以在与惰性气体如蒸气、氮气或二氧化碳混合之后被通入反应器 1; 或者原料气体和惰性气体可以从相应气体的不同加入口分别通入流化床反应器 1 中。

### 《催化剂》

本发明使用的氮氧化催化剂具有高活性, 其可以使丙烯氮氧化反应的速度常数至少达到  $2s^{-1}$ , 优选  $3s^{-1}$  或更大, 更优选  $4s^{-1}$  或更大, 假设该反应是一级反应。作为这种高活性的氮氧化催化剂, 可以使用任何一种常规已知的这种催化剂, 只要该催化剂不与本发明的目的相抵触。可以优选用于本发明的高活性氮氧化催化剂的典型实例包括含有铁, 铈和钼作为基本组分的催化剂。这些催化剂的实例包括描述在日本专利公告 18014/1978 和 26592/1982, 日本专利公开 118051/1992 等中的催化剂。由于这些催化剂可以显示出高活性催化剂的固有性质, 因此特别改善了本发明实现高收率和高生产能力地生产丙烯腈的效果, 可以使用含有铁, 铈和钼, 和除此之外的另外两种元素的催化剂, 这两种元素选自钾, 铷, 铯, 锰, 钴, 镍, 铜, 锌, 硼, 锡, 碲, 铟和铊, 可以优选使用的是具体用下列通式表示的那些催化剂:



其中 Q 表示至少一种选自 K, Rb 和 Cs 的元素; R 表示至少一种选自 Mn, Co, Ni, Cu 和 Zn 的元素; S 表示至少一种选自 B, P, Te, Bi 和 Ce 的元素; 和下标 a, b, c, d, e, f 和 g 表示原子比率, 其中当 a 是 10 时, b, c, d, e 和 f 是  $5 \leq b \leq 60$ ,  $5 \leq c \leq 30$ ,  $0 \leq d \leq 5$ ,  $0.1 \leq e \leq 10$  和  $0.01 \leq f \leq 5$ , 和 g 表示当上面的组分结合时产生的

氧化物相应的氧原子数。

本发明使用的催化剂如下：粒径范围通常是 5 - 300 微米，优选 10 - 200 微米（本文中使用的“粒径范围”是相应于由筛分析确定的在 0.1% 和 99.9% 重量 - 基位累积分布之间的重量 - 基位累积值的粒径范围）；平均粒径通常是 30 - 80 微米，优选 40 - 65 微米（本文中使用的“平均粒径”是相应于由筛分析确定的 50% 重量 - 基位累积分布的重量 - 基位累积值的粒径范围）；和堆积密度通常是 0.6 - 1.5 克/立方厘米，优选 0.7 - 1.3 克/立方厘米（本文中使用的“堆积密度”是通过测定装入测量圆筒而又没有摇动圆筒的催化剂的量，再转换成单位体积的量的密度）。

而且，根据本发明的高活性氮氧化催化剂被用作高速度流化床，因此该催化剂应该是刚性的。本发明中，优选的催化剂是 90 % 或更多，优选 95 % 或更多的 20 - 75 微米颗粒催化剂，它们具有抗压强度（CS），可以满足下列不等式：

$$CS > A \cdot d^{\alpha}$$

其中 CS 表示抗压强度[g - 重量/颗粒]，A 表示常数 0.001，d 表示粒径[微米]，和  $\alpha$  表示常数 2。近几年，在市场上可以买到测量具有上述小直径的颗粒的抗压强度的设备。某些适当的设备目前可以买到。但是，本发明中定义的抗压强度（CS）是通过使用由日本 Shimadzu 公司生产的“Shimadzu MCTM - 200”在下列条件下的测定值：

压头：

上部压力压头：具有 500 微米表面的金刚石制压头

低压板：SUS 板

装载速度：0.72g - 重量/秒

另外 20 - 75 微米颗粒指颗粒的直径是，或者颗粒的平均长度和宽度范围是 20 - 75 微米。具体地说，该颗粒可以通过使用由 Buckbee Mears. Co., St. Paul 生产的微孔高精度筛筛分得到。应该注意的是随机地从 20 - 75 微米颗粒中抽取样品并且抽取的样品数目具有统计学意义。

在其中超过 10 % 的 20 - 75 微米颗粒不能满足上面描述的有关抗压强度 (CS) 的不等式的情况中, 催化剂损失很大。因此该催化剂不适用。有这样一种倾向, 即不能满足上面的不等式的颗粒的比例越大, 催化剂损失就越大。

### 《丙烯腈的生产》

生产丙烯腈的反应温度通常是 400 - 500 °C, 优选 420 - 470 °C。反应压力通常是大气压至 5 千克/平方厘米表压, 优选大气压至 2 千克/平方厘米表压。

以这样一种方式向反应器中加入物料以使氧/丙烯的摩尔比通常是 1.5 至 3.0, 优选 1.8 至 2.5, 氨/丙烯的摩尔比通常是 0.8 至 2.0, 优选 1.0 至 1.5。原料气体-氨氧化催化剂的接触时间通常是 0.1 - 20 秒, 优选 1 - 10 秒。

### 实施例

用于下列实施例的常数和性质特征由下面测定。

反应速度常数  $[1/S] = \ln\{100 / (100 - \text{丙烯转化率}[\%])\} / (\text{接触时间}[\text{秒}])$

接触时间  $[s] = (\text{丙烯原料入口之上的催化剂重量}[\text{kg}]) / \{(\text{催化剂的堆积密度}[\text{千克/立方厘米}]) \times (\text{在反应条件下所有原料气体的体积流动速率}[\text{立方米/秒}])\}$

丙烯转化率  $[\%] = \{(\text{反应的丙烯中含有的碳的重量}[\text{千克}]) / (\text{加入的丙烯中含有的碳的重量}[\text{千克}])\} \times 100$

丙烯腈的收率  $[\%] = \{(\text{生产的丙烯腈中含有的碳的重量}[\text{千克}]) / (\text{加入的丙烯中含有的碳的重量}[\text{千克}])\} \times 100$

### 实施例 1

使用如图 1 所示的反应器 1 通过丙烯的氨氧化生产丙烯腈。具体地说, 如图 1 所示, 向具有 0.04 米内径和 10 米高的流化床反应器的底部通入含有 8.5mol % 丙烯, 10.3mol % 氨, 和作为余量的空气的原料气体; 在反应温度是 435 °C 和反应器顶部压力是 0.80 千克/立方厘米表压的反应条件下保持反应器中的表观气体速度在 4 米/秒。使用的氨氧

化催化剂是负载于二氧化硅上的用下列实验式表示的高活性氮氧化催化剂(在操作条件下的反应速度常数是  $7.7\text{s}^{-1}$ ):



其中  $x$  表示当上面的组分结合时的氧的原子比率, 该催化剂具有的粒径范围是 5 - 300 微米, 平均粒径约 50 微米, 堆积密度是 1.0 克/立方厘米。

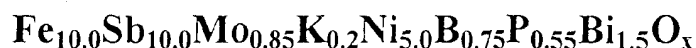
来自反应产物气体中的催化剂的分离在安装在反应器出口处的圆筒中进行。将分离的催化剂通过催化剂加入口加入反应器中, 其加入的位置应使得在加入位置之上区域存在的氮氧化催化剂与加入位置以下区域存在的氮氧化催化剂的重量比是 19: 1。此时, 催化剂固体密度是 200 千克/立方米的区域在反应器底部和循环的催化剂被送回反应器中入口之间形成。

通过让盐酸水溶液吸收反应产物气体得到的溶液的气相色谱分析测定丙烯腈的收率; 通过测量, 通过气相色谱分析在未吸收的气体中含有的未反应的丙烯测定丙烯的转化率。反应和测量的结果是, 丙烯的转化率是 99%, 丙烯腈的收率是 82.5%。

从这些结果可以看到, 根据本发明, 丙烯可以以高转化率和高收率在流化床反应器中使用高活性催化剂氮氧化成丙烯腈。

## 实施例 2

除了使用示于图 2 中的流化床反应器, 含有 8.6mol % 丙烯, 10.5mol % 氨, 和作为余量的空气的通入气体, 和用下列实验式表示的催化剂:



代替实施例 1 中的相应物之外重复实施例 1 的方法。该催化剂具有下列特征: 催化剂活性使得在反应条件下反应的速度常数是  $7.8\text{s}^{-1}$ ; 粒径范围是 5 - 300 微米; 平均粒径是 55 微米; 堆积密度是 1.0 克/立方厘米。

将分离的催化剂通过循环系统加入反应器中, 其加入的位置应使得在加入位置之上区域存在的氮氧化催化剂与加入位置以下区域存在

的氮氧化催化剂的重量比是 19: 1。在该实施例中, 催化剂固体密度是 250 千克/立方米的区域保持在反应器底部和加入上述催化剂入口之间。

反应条件和结果列于表 1 中。从这些结果可以看到, 根据本发明, 丙烯可以以高转化率和高收率在流化床反应器中使用高活性催化剂氮氧化成丙烯腈。

### 实施例 3

除了仅仅将空气从流化床反应器的底部通入和将丙烯和氮在这样一个位置加入反应器中, 其加入的位置应使得在加入位置之上区域存在的氮氧化催化剂与加入位置以下区域存在的氮氧化催化剂的重量比是 8: 2 之外重复实施例 2 的方法。反应条件和结果列于表 1 中。

由于丙烯和氮的加入位置从流化床反应器的底部转移至反应器的上部, 氮氧化催化剂和原料气体的接触时间减少。但是, 转化率的降低明显地比由于接触时间的减少所期望的要小。这表面通过活化催化剂通过将空气引入再生区域可以保持反应的速度常数和丙烯腈的收率。

### 对比实施例 1

除了使用具有 0.04 米内径和 1 米高度的流化床反应器和反应器中的表观气体速度和接触时间相应地改为 0.1 米/秒和 1.75 秒之外, 在与实施例 1 相同的条件下进行反应。反应条件和结果列于表 1 中。结果显示, 使用循环流化床反应器的实施例 1 的收率比使用常规的流化床反应器的对比实施例 1 的收率高得多。

表 1

| 实施例序号   | 反应区   |        | 原料气体<br>( mol%) |      |      | 反应结果       |                |
|---------|-------|--------|-----------------|------|------|------------|----------------|
|         | 温度    | 接触时间   | 丙烯              | 氨    | 空气   | 转化率<br>(%) | 丙烯腈的<br>收率 (%) |
| 实施例 1   | 435 ℃ | 0.60 秒 | 8.5             | 10.3 | 81.2 | 99.0       | 82.5           |
| 实施例 2   | 435 ℃ | 0.60 秒 | 8.6             | 10.5 | 80.9 | 99.1       | 82.3           |
| 实施例 3   | 435 ℃ | 0.55 秒 | 8.6             | 10.5 | 80.9 | 98.9       | 82.3           |
| 对比实施例 1 | 435 ℃ | 1.75 秒 | 8.5             | 10.3 | 81.2 | 98.1       | 80.4           |

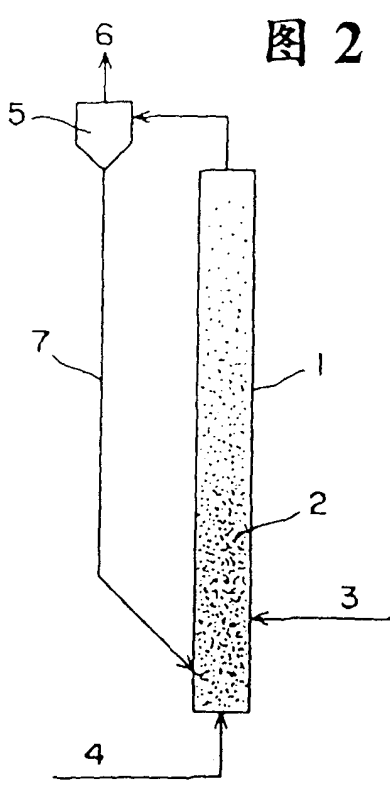
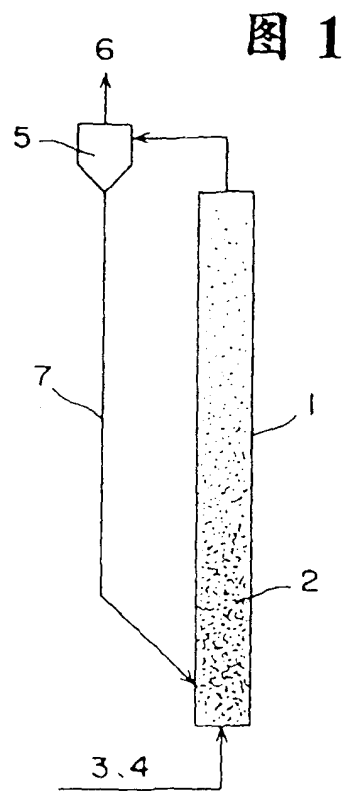


图 3

