

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局

(43) 国际公布日
2022 年 4 月 28 日 (28.04.2022)



(10) 国际公布号
WO 2022/083395 A1

(51) 国际专利分类号:
C07C 67/48 (2006.01) C07C 69/15 (2006.01)
C07C 67/05 (2006.01)

(21) 国际申请号: PCT/CN2021/119873

(22) 国际申请日: 2021 年 9 月 23 日 (23.09.2021)

(25) 申请语言: 中文

(26) 公布语言: 中文

(30) 优先权:
202011125426.1 2020 年 10 月 20 日 (20.10.2020) CN

(71) 申请人: 天津大学 (TIANJIN UNIVERSITY) [CN/
CN]; 中国天津市津南区海河教育园雅观路 135
号北洋园校区, Tianjin 300350 (CN)。

(72) 发明人: 张敏华(ZHANG, Minhua); 中国天津市津
南区海河教育园雅观路 135 号北洋园校区, Tianjin
300350 (CN)。 余英哲(YU, Yingzhe); 中国天津
市津南区海河教育园雅观路 135 号北洋园校
区, Tianjin 300350 (CN)。 龚浩(GONG, Hao); 中
国天津市津南区海河教育园雅观路 135 号北洋
园校区, Tianjin 300350 (CN)。 董贺(DONG, He);
中国天津市津南区海河教育园雅观路 135 号
北洋园校区, Tianjin 300350 (CN)。 王升(WANG,
Sheng); 中国天津市津南区海河教育园雅观路 135
号北洋园校区, Tianjin 300350 (CN)。 刘成(LIU,
Cheng); 中国天津市津南区海河教育园雅观路
135 号北洋园校区, Tianjin 300350 (CN)。 董秀芹
(DONG, Xiuqin); 中国天津市津南区海河教育园雅
观路 135 号北洋园校区, Tianjin 300350 (CN)。

(54) Title: VINYL ACETATE PRODUCTION PROCESS AND DEVICE

(54) 发明名称: 醋酸乙烯生产工艺及装置

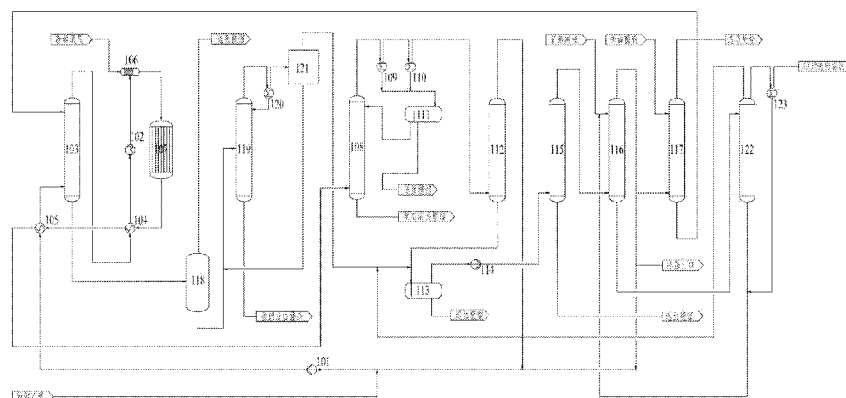


图 2

(57) Abstract: The present invention relates to a vinyl acetate production process and device. The composition of circulating gas is changed by providing a stabilization process, an acetic acid recovery system, and a desorption system and device, thus reducing an explosion range; under conditions in which the production load is the same and the catalyst is the same, the volume fraction of the highest allowable oxygen at an inlet of a reactor is improved, the safety of the production process is increased, and the one-way conversion rate of reactions is improved; meanwhile, a material separation sequence is reasonably cut according to actual production conditions.

[见续页]



WO 2022/083395 A1

(74) 代理人: 天津市北洋有限责任专利代理事务所
(BEI & OCEAN); 中国天津市南开区鞍山西道282
号启航大厦1210室, Tianjin 300073 (CN)。

(81) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的国家
保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG,
BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU,
CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB,
GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, IT,
JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK,
LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX,
MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL,
PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL,
ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US,
UZ, VC, VN, WS, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的地区
保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ,
NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM,
AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG,
CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU,
IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT,
RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI,
CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

本国际公布:

— 包括国际检索报告(条约第21条(3))。

In the present invention, a pre-first gas separation tower is provided to fully recover reaction gas heat, and energy consumption during the production process is reduced, which reduces the energy consumption during the whole production flow process. An acetic acid recovery system is provided and a negative pressure environment of an acetic acid recovery tower is provided by means of a vacuum unit, recovering acetic acid to the maximum extent, and simultaneously avoiding the accumulation of heavy components at the bottom portion of an acetic acid evaporator, and guaranteeing production stability; in addition, an ethylene recovery device in recovered lye is designed for a desorption tower, so that an ethylene raw material in the recovered lye is reused.

(57) 摘要: 本发明涉及醋酸乙烯生产工艺及装置, 通过设置致稳工艺、醋酸回收系统、解吸系统及装置, 改变循环气组成, 缩小了爆炸范围, 在相同生产负荷、相同催化剂条件下, 提高了反应器入口最高允许氧的体积分数, 增加生产过程的安全性, 提高反应单程转化率; 同时根据生产实际情况, 合理切割物料分离顺序。本发明设置预第一气体分离塔充分回收了反应气热量, 降低生产过程能耗, 降低了生产全流程过程能耗; 设置醋酸回收系统, 通过真空机组, 提供醋酸回收塔负压环境, 最大限度回收醋酸, 同时避免了醋酸蒸发器底部的重组分积累, 保障生产的稳定性; 针对解吸塔设计回收碱液中的乙烯回收装置, 对回收碱液中乙烯原料进行再利用。

醋酸乙烯生产工艺及装置

技术领域

本发明属于化工反应及分离领域，涉及生产醋酸乙烯的工艺及装置，特别地涉及一种乙烯气相法合成醋酸乙烯生产工艺及装置。

5

背景技术

醋酸乙烯(VAC)，也称为醋酸乙烯酯，分子式为 $\text{CH}_3\text{COOCH}=\text{CH}_2$ ，世界上产量最大的有机化工产品之一，也是世界上 50 种用量最大的有机化工产品之一。醋酸乙烯是饱和酸和不饱和醇的简单酯，通过自身聚合或与其它单体共聚，可以生成聚乙烯醇(PVA)、醋酸乙烯-乙烯共聚物(EVA)、聚醋酸乙烯(PVAC)、醋酸乙烯-氯乙烯共聚物(EVC)等聚合物。这些产物的用途十分广泛，一般可用于粘接剂、纸张或织物的上胶剂、油漆、墨水、皮革加工、乳化剂、水溶性膜、土壤改良剂等，被广泛用于化工、纺织、轻工、造纸、建筑、汽车等领域。

一般而言，醋酸乙烯的生产工艺路线有乙烯法和乙炔法两种。在世界范围内，目前乙烯法生产占主导地位。乙烯法醋酸乙烯生产过程是将原料乙烯、氧气和醋酸气体送入反应器与催化剂接触，在 0.5-1.4 MPa (G) 压力和 130~220℃ 温度下反应生成 VAC、水及少量副产物，高温反应气体经过多级冷却、冷凝后进入第二气体分离塔，以达到气液分离的目的。未反应乙烯气体返回压缩机。冷凝的醋酸和 VAC 混合液送精馏工序进行 VAC 的精制。

在气相法醋酸乙烯的生产过程中，醋酸乙烯产量的提高与系统中氧的浓度有关。在一定浓度范围内，提高反应器中氧气的浓度，能够降低反应温度，延长催化剂使用寿命，提高反应选择性。但是系统中氧浓度的提高受到了爆炸极限的限制，在实际生产中氧气浓度往往被控制在较低范围之内，这将导致反应温度的增加及醋酸乙烯选择性的降低。由于氧气的爆炸极限是温度、压力及混合物组成的函数，因此可以通过改变温度、压力及混合物组成来改变氧气的爆炸极限。二氧化碳是乙烯法醋酸乙烯合成过程中生成的副产物，可以很好起到该作用。因此，现有醋酸乙烯技术常常在脱碳工序控制脱碳程度，使合成反应气中保持一定的二氧化碳浓度来提高氧气的爆炸下限，起到扩大稳定区的作用。但是二氧化碳的分子量较大，在达到稳定剂作用的体积浓度下，消耗循环压缩机的功较多，因此使体

系电耗和生产成本增加。

为防止氮气等惰性气体累积后降低乙烯浓度影响反应的顺利进行，需从精制气体中抽出一部分气体排放，排出的精制气体的主要组成为乙烯，为了避免乙烯原料的浪费，通常选择合适的吸收液对排空气体中的乙烯原料进行回收。目前的工艺主要选择醋酸作为吸收剂。在实际的生产过程中，除了乙烯外，乙烷也会被醋酸吸收，在生产循环中形成累积，影响排空除杂效果。

专利 ZL 201210385948.4 公布了一种生产醋酸乙烯的方法，该方法明涉及生产醋酸乙烯的方法。本发明提供一种乙烯气相氧化生产醋酸乙烯的方法，其包括任选的乙烯制备过程，醋酸乙烯合成过程和醋酸乙烯精制过程。该专利描述的工艺过程未对反应气体氧含量进行规定，也未对具体生产过程中的致稳工艺进行描述，这对该工艺过程是至关重要的，即关系到生产过程的安全性，又直接决定了反应的选择性和转化率。

综上所述，现阶段工艺主要存在以下问题：

没有设置醋酸回收系统，造成醋酸蒸发器的塔釜醋酸浪费或重组分胶粘，造成原料浪费，并且影响实际生产的稳定性；从反应器出来的高温反应产物气体，经与反应器入口的低温反应气体两级换热后，温度仍然较高，热能存在大量浪费；乙烯气相法醋酸乙烯合成过程会副产大量水，该部分水经第二气体分离塔冷凝后，带入精馏工段进行脱除会消耗大量蒸汽；没有设置回收碱液中的乙烯回收装置，造成回收碱液过程，乙烯原料随着二氧化碳排杂被浪费。没有专门针对含氧过程生产醋酸乙烯的致稳工艺发明，由于循环气组成会决定缩小生产过程中的爆炸范围，从而影响生产过程的安全性和生产效率，没有针对乙烯气相法生产醋酸乙烯的过程安全性及致稳工艺流程及装置设计。

发明内容

本发明的一个目的就在于提供醋酸乙烯的生产工艺及装置，通过设置致稳工艺、醋酸回收系统、解吸系统及装置，改变循环气组成，缩小了爆炸范围，在相同生产负荷、相同催化剂条件下，提高了反应器入口最高允许氧的体积分数，增加生产过程的安全性，提高反应单程转化率；同时根据生产实际情况，合理切割物料分离顺序，设计第一气体分离塔回收反应气剩余热量，达到预脱水目的，降低系统能耗。

为了实现上述发明目的，本发明采用的技术方案如下：

醋酸乙烯生产工艺，如图 1 所示，包括循环气体压缩机、醋酸蒸发器、循环乙烯预热

器、氧气混合器、合成反应器、反应器出口第一换热器、反应器出口第二冷却器、第一气体分离塔、第一气体分离塔冷凝器、第一气体分离塔后冷器、第一气体分离塔分相器、第二气体分离塔、脱气槽、回收气体压缩机、水洗塔、吸收塔、乙烯回收塔、醋酸回收系统及解吸系统。

5 (1) 将新鲜乙烯和循环气体混合，通入循环气体压缩机，在反应器出口第二冷却器与反应气换热后，通入醋酸蒸发器底部。将乙烯回收塔釜液从醋酸蒸发器顶部喷淋，蒸发器顶部引出乙烯和醋酸的混合气体，蒸发器釜液送至醋酸回收系统。

(2) 乙烯和醋酸的混合气体从醋酸蒸发器顶部出来后，分别经过反应器出口第一换热器（105）、循环乙烯预热器进行加热，然后经过氧气混合器与氧气混合。从氧气混合器出
10 来的混合气体自顶部送入合成反应器。

(3) 将反应器出口的反应气，分别经过反应器出口第一换热器、反应器出口第二冷却器进行换热后，送入第一气体分离塔底部。第一气体分离塔塔釜得到脱水后的反应液，送至精馏工段进行精制处理。第一气体分离塔塔顶得到主要组分为醋酸乙烯和水的塔顶气，送入第一气体分离塔冷凝器冷凝，第一气体分离塔冷凝器的不凝气送入第一气体分离塔后
15 冷器进一步冷却，第一气体分离塔冷凝器和第一气体分离塔后冷器的凝液，进入第一气体分离塔分相器进行分相，分相后的油相作为回流送入第一气体分离塔内，水相送入精馏工段进一步处理。

(4) 将第一气体分离塔后冷器后的不凝气送入第二气体分离塔底部，经过反应液、醋酸吸收分离后，塔釜连续采出一定量的反应液，送往脱气槽，脱气槽脱出的气体，通过回
20 收气体压缩机压缩后，送入水洗塔。第二气体分离塔顶得到主要组成为乙烯、二氧化碳、乙烷和氧气的混合气体，作为循环气体送往循环气压缩机。

(5) 送入水洗塔中的气体水洗后，塔顶气送入吸收塔中以碱液吸收其中的二氧化碳，从吸收塔顶部出来的气体大部分送往循环气体压缩机，其余部分送至乙烯回收塔及排杂出口，吸收塔塔釜液送入解吸系统。

25 (6) 吸收塔塔顶气体送入乙烯回收塔后，乙烯回收塔塔顶加入新鲜醋酸回收其中的乙烯气体，乙烯回收塔塔釜液送至醋酸蒸发器塔顶，乙烯回收塔塔顶送至焚烧。

上述技术方案中，醋酸回收系统包括醋酸闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，醋酸回收

塔冷凝器未冷凝的气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送至醋酸回收塔进料。

上述技术方案中，解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：吸收塔塔釜液从解吸塔顶部送入解吸塔，解吸塔顶部采出两股物料，其中一股含有乙烯的物料，送至脱气槽，另外一股主要成分为二氧化碳，经过解吸塔塔顶冷凝器冷凝后，不凝气二氧化碳送出界区，
5 冷凝后的凝液与解吸塔塔釜液混合，与外加的新鲜碱液一起送回吸收塔。

上述技术方案中，循环气体中含有乙烷气体，反应器入口乙烷气体浓度为 9-18 mol%。

上述技术方案中，反应器入口氧浓度为 6-12 mol%。

本发明提供了醋酸乙烯生产装置，如图 2 所示，包括循环气体压缩机（101）、循环乙烯预热器（102）、醋酸蒸发器（103）、反应器出口第一换热器（104）、反应器出口第二换热器（105）、氧气混合器（106）、合成反应器（107）、第一气体分离塔（108）、第一气体分离塔冷凝器（109）、第一气体分离塔后冷器（110）、第一气体分离塔分相器（111）、第二气体分离塔（112）、脱气槽（113）、回收气体压缩机（114）、水洗塔（115）、吸收塔（116）、
10 乙烯回收塔（117）、醋酸闪蒸罐（118）、醋酸回收塔（119）、醋酸回收塔冷凝器（120）、真空机组（121）、解吸塔（122）、解吸塔冷凝器（123），以及配套的加热、运送设备，连接关系为：循环气体压缩机（101）与反应器出口第二换热器（102）升温侧入口相连；反应器出口第二换热器（102）升温侧出口与醋酸蒸发器（103）底部入口相连；醋酸蒸发器（103）顶部出口与反应器出口第一换热器（105）（104）升温侧入口相连；反应器出口第一换热器（105）升温侧出口（104）与反应器出口第二换热器（105）相连；反应器出口第二换热器（105）与氧气混合器（106）相连；氧气混合器（106）出口与合成反应器（107）
15 入口相连；合成反应器（107）出口与依次反应器出口第一换热器（104）、反应器出口第二换热器（102）降温侧相连；反应器出口第二换热器（102）降温侧出口与第一气体分离塔（108）底部进料口相连；第一气体分离塔（108）顶部依次与第一气体分离塔冷凝器（109）、第一气体分离塔后冷器（110）相连；第一气体分离塔冷凝器（109）、第一气体分离塔后冷器（110）与第一气体分离塔分相器（111）相连；第一气体分离塔分相器（111）水侧送至精馏工段，油侧与第一气体分离塔（108）回流口相连；第一气体分离塔后冷器（110）
20 不凝气出口与第二气体分离塔（112）底部进料口相连；第二气体分离塔（112）塔顶与循环气体压缩机（101）相连，第二气体分离塔（112）塔釜出口与脱气槽（113）相连；脱气槽（113）气相出口与回收气体压缩机（114）相连；回收气体压缩机（114）与水洗塔（115）入口相连；水洗塔（115）塔顶出口与吸收塔（116）底部入口相连；吸收塔（116）

顶部出口与循环气体压缩机（101）、排杂出口及乙烯回收塔（117）底部入口相连，乙烯回收塔（117）塔釜出口与醋酸蒸发器（103）顶部入口相连；醋酸蒸发器（103）塔釜出口与醋酸闪蒸罐（118）相连，醋酸闪蒸罐（118）底部出口与醋酸回收塔（119）进料口相连；醋酸回收塔（119）塔顶出口与醋酸回收塔冷凝器（120）相连，醋酸冷凝器凝液出口与醋酸回收塔（119）塔顶回流口相连，醋酸回收塔冷凝器（120）不凝气口与真空机组（121）相连；真空机组（121）液相出口与醋酸回收塔（119）进料口相连，真空机组（121）气相出口与脱气槽（113）进口相连；吸收塔（116）塔釜与解吸塔（122）塔顶入口相连，解吸塔（122）塔顶二氧化碳流股出口与解吸塔冷凝器（123）入口相连，解吸塔冷凝器（123）凝液出口与吸收塔（116）吸收液进料口相连。

上述技术方案中，醋酸蒸发器（103）的操作压力是 1.0-1.2 bara，塔顶温度为 40-100 °C。

上述技术方案中，合成反应器（107）反应温度为 100-180 °C，反应压力为 1.0-1.2 bara；第一气体分离塔（108）的操作压力是 6-9 bara，塔顶温度为 65-100 °C；第二气体分离塔（112）的操作压力是 6-9 bara，塔顶温度为 20-50 °C。

上述技术方案中，水洗塔（115）的操作压力是 8-11 bara，塔顶温度为 22-55 °C；吸收塔（116）的操作压力是 8-11 bara，塔顶温度为 92-112 °C；乙烯回收塔（117）的操作压力是 7-8 bara，塔顶温度为 23-45 °C。

上述技术方案中，醋酸闪蒸罐（118）的操作压力是 1.0-1.2 bara，塔顶温度为 92-115 °C；醋酸回收塔（119）的操作压力是 1.0-1.2 bara，塔顶温度为 77-91 °C；解吸塔（122）的操作压力是 1.0-1.3 bara，塔顶温度为 103-124 °C。

如本领域技术人员理解的那样，醋酸乙烯合成反应液中，除含有醋酸乙烯外，还含有醋酸、水、低沸点组分及高沸点组分。对于各组分沸点存在明显差异的液体混合物，在一定的温度下部分汽化后，其气相组成不同于液相的组成，气相中易挥发物质所占的比例大于液相中易挥发物质所占的比例，可借助精馏的方法进行分离纯化。一般地，醋酸乙烯精馏段（醋酸乙烯精制过程）包括醋酸塔、粗 VAC 塔、精 VAC 塔、脱重塔、醛酯浓缩塔、乙醛塔及醋酸回收塔。醋酸乙烯精馏利用反应液中各组份相对挥发度的差异，通过一系列的精馏操作使其各组份得到分离，最终得到高纯度的醋酸乙烯产品及各类副产品。

本发明的优点和有益效果如下：

1、改变循环气组成，缩小了爆炸范围，在相同生产负荷、相同催化剂条件下，提高了反应器入口最高允许氧的体积分数，增加生产过程的安全性。

2、提高了反应器进出口氧浓度，从而在相同时间、相同催化剂条件下提高了选择性，也相应提高了生产能力，降低了原料消耗，增加了产品产量；

3、同样生产能力下的循环气体体积减少，从而降低了循环压缩机的使用功率，动力消耗下降，降低生产成本。

5 4、设置预第一气体分离塔充分回收了反应气热量，降低生产过程能耗，降低了生产全流程过程能耗；设置醋酸回收系统，通过真空机组，提供醋酸回收塔负压环境，最大限度回收醋酸，同时避免了醋酸蒸发器底部的重组分积累，保障生产的稳定性；针对解吸塔设计回收碱液中的乙烯回收装置，对回收碱液中乙烯原料进行再利用。

10 附图说明

图 1 示出了根据本发明的合成醋酸乙烯的生产工艺流程图；

图 2 示出了根据本发明的醋酸乙烯生产装置及流程示意图。

其中：循环气体压缩机（101）、循环乙烯预热器（102）、醋酸蒸发器（103）、反应器出口第一换热器（104）、反应器出口第二换热器（105）、氧气混合器（106）、合成反应器
15 （107）、第一气体分离塔（108）、第一气体分离塔冷凝器（109）、第一气体分离塔后冷器（110）、第一气体分离塔分相器（111）、第二气体分离塔（112）、脱气槽（113）、回收气体压缩机（114）、水洗塔（115）、吸收塔（116）、乙烯回收塔（117）、醋酸闪蒸罐（118）、醋酸回收塔（119）、醋酸回收塔冷凝器（120）、真空机组（121）、解吸塔（122）、解吸塔冷凝器（123）名称和编号如图所示。

20

具体实施方式

下面是结合附图并通过具体实施例对本发明作进一步详述，以下实施例只是描述性的，不是限定性的，不能以此限定本发明的保护范围。

本发明提供了合成醋酸乙烯的生产工艺及装置，包括如下技术方案：

25

(1) 将新鲜乙烯和循环气体混合，通入循环气体压缩机，在反应器出口第二冷却器与反应气换热后，通入醋酸蒸发器底部。将乙烯回收塔釜液从醋酸蒸发器顶部喷淋，蒸发器顶部引出乙烯和醋酸的混合气体，蒸发器釜液送至醋酸回收系统。

(2) 乙烯和醋酸的混合气体从醋酸蒸发器顶部出来后，分别经过反应器出口第一换热器（105）、循环乙烯预热器进行加热，然后经过氧气混合器与氧气混合。从氧气混合器出

来的混合气体自顶部送入合成反应器。

(3) 将反应器出口的反应气，分别经过反应器出口第一换热器、反应器出口第二冷却器进行换热后，送入第一气体分离塔底部。第一气体分离塔塔釜得到脱水后的反应液，送至精馏工段进行精制处理。第一气体分离塔塔顶得到主要组分为醋酸乙烯和水的塔顶气，
5 送入第一气体分离塔冷凝器冷凝，第一气体分离塔冷凝器的不凝气送入第一气体分离塔后冷器进一步冷却，第一气体分离塔冷凝器和第一气体分离塔后冷器的凝液，进入第一气体分离塔分相器进行分相，分相后的油相作为回流送入第一气体分离塔内，水相送入精馏工段进一步处理。

(4) 将第一气体分离塔后冷器后的不凝气送入第二气体分离塔底部，经过反应液、醋酸吸收分离后，塔釜连续采出一定量的反应液，送往脱气槽，脱气槽脱出的气体，通过回收气体压缩机压缩后，送入水洗塔。第二气体分离塔顶得到主要组成为乙烯、二氧化碳、乙烷和氧气的混合气体，作为循环气体送往循环气压缩机。

(5) 送入水洗塔中的气体水洗后，塔顶气送入吸收塔中以碱液吸收其中的二氧化碳，从吸收塔顶部出来的气体大部分送往循环气体压缩机，其余部分送至乙烯回收塔及排杂出口，
15 吸收塔塔釜液送入解吸系统。

(6) 吸收塔塔顶气体送入乙烯回收塔后，乙烯回收塔塔顶加入新鲜醋酸回收其中的乙烯气体，乙烯回收塔塔釜液送至醋酸蒸发器塔顶，乙烯回收塔塔顶送至焚烧。

上述技术方案中，醋酸回收系统包括一级闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，未凝气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送回醋酸回收塔进料。

上述技术方案中，醋酸回收系统包括醋酸闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，醋酸回收塔冷凝器未冷凝的气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送至醋酸回收塔进料。

上述技术方案中，解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：吸收塔塔釜液从解吸塔顶部送入解吸塔，解吸塔顶部采出两股物料，其中一股含有乙烯的物料，送至脱气槽，另外一股主要成分为二氧化碳，经过解吸塔塔顶冷凝器冷凝后，不凝气二氧化碳送出界区，冷凝后的凝液与解吸塔塔釜液混合，与外加的

新鲜碱液一起送回吸收塔。

上述技术方案中,循环气体中含有乙烷气体,反应器入口乙烷气体浓度为 9-18 mol%。

上述技术方案中,反应器入口氧浓度为 6-12 mol%。

本发明的提供了醋酸乙烯生产装置,包括循环气体压缩机(101)、循环乙烯预热器
5 (102)、醋酸蒸发器(103)、反应器出口第一换热器(104)、反应器出口第二换热器(105)、
氧气混合器(106)、合成反应器(107)、第一气体分离塔(108)、第一气体分离塔冷凝器
(109)、第一气体分离塔后冷器(110)、第一气体分离塔分相器(111)、第二气体分离塔
(112)、脱气槽(113)、回收气体压缩机(114)、水洗塔(115)、吸收塔(116)、乙烯回
10 收塔(117)、醋酸闪蒸罐(118)、醋酸回收塔(119)、醋酸回收塔冷凝器(120)、真空机
组(121)、解吸塔(122)、解吸塔冷凝器(123),以及配套的加热、运送设备,连接关系
为:循环气体压缩机(101)与反应器出口第二换热器(102)升温侧入口相连;反应器出
口第二换热器(102)升温侧出口与醋酸蒸发器(103)底部入口相连;醋酸蒸发器(103)
顶部出口与反应器出口第一换热器(105)(104)升温侧入口相连;反应器出口第一换
15 热器(105)升温侧出口(104)与反应器出口第二换热器(105)相连;反应器出口第二
换热器(105)与氧气混合器(106)相连;氧气混合器(106)出口与合成反应器(107)入
口相连;合成反应器(107)出口与依次反应器出口第一换热器(104)、反应器出口第二
换热器(102)降温侧相连;反应器出口第二换热器(102)降温侧出口与第一气体分离塔
(108)底部进料口相连;第一气体分离塔(108)顶部依次与第一气体分离塔冷凝器(109)、
20 第一气体分离塔后冷器(110)相连;第一气体分离塔冷凝器(109)、第一气体分离塔后
冷器(110)与第一气体分离塔分相器(111)相连;第一气体分离塔分相器(111)水侧
送至精馏工段,油侧与第一气体分离塔(108)回流口相连;第一气体分离塔后冷器(110)
不凝气出口与第二气体分离塔(112)底部进料口相连;第二气体分离塔(112)塔顶与循
环气体压缩机(101)相连,第二气体分离塔(112)塔釜出口与脱气槽(113)相连;脱
25 气槽(113)气相出口与回收气体压缩机(114)相连;回收气体压缩机(114)与水洗塔
(115)入口相连;水洗塔(115)塔顶出口与吸收塔(116)底部入口相连;吸收塔(116)
顶部出口与循环气体压缩机(101)、排杂出口及乙烯回收塔(117)底部入口相连,乙烯
回收塔(117)塔釜出口与醋酸蒸发器(103)顶部入口相连;醋酸蒸发器(103)塔釜出
口与醋酸闪蒸罐(118)相连,醋酸闪蒸罐(118)底部出口与醋酸回收塔(119)进料口
相连;醋酸回收塔(119)塔顶出口与醋酸回收塔冷凝器(120)相连,醋酸冷凝器凝液出

口与醋酸回收塔(119)塔顶回流口相连,醋酸回收塔冷凝器(120)不凝气口与真空机组(121)相连;真空机组(121)液相出口与醋酸回收塔(119)进料口相连,真空机组(121)气相出口与脱气槽(113)进口相连;吸收塔(116)塔釜与解吸塔(122)塔顶入口相连,解吸塔(122)塔顶二氧化碳流股出口与解吸塔冷凝器(123)入口相连,解吸塔冷凝器(123)凝液出口与吸收塔(116)吸收液进料口相连。

上述技术方案中,醋酸蒸发器(103)的操作压力是 1.0-1.2 bara,塔顶温度为 40-100 °C。

上述技术方案中,合成反应器(107)反应温度为 100-180 °C,反应压力为 1.0-1.2 bara;第一气体分离塔(108)的操作压力是 6-9 bara,塔顶温度为 65-100 °C;第二气体分离塔(112)的操作压力是 6-9 bara,塔顶温度为 20-50 °C。

上述技术方案中,水洗塔(115)的操作压力是 8-11 bara,塔顶温度为 22-55 °C;吸收塔(116)的操作压力是 8-11 bara,塔顶温度为 92-112 °C;乙烯回收塔(117)的操作压力是 7-8 bara,塔顶温度为 23-45 °C。

上述技术方案中,醋酸闪蒸罐(118)的操作压力是 1.0-1.2 bara,塔顶温度为 92-115 °C;醋酸回收塔(119)的操作压力是 1.0-1.2 bara,塔顶温度为 77-91 °C;解吸塔(122)的操作压力是 1.0-1.3 bara,塔顶温度为 103-124 °C。

如本领域技术人员理解的那样,醋酸乙烯合成反应液中,除含有醋酸乙烯外,还含有醋酸、水、低沸点组分及高沸点组分。对于各组分沸点存在明显差异的液体混合物,在一定的温度下部分汽化后,其气相组成不同于液相的组成,气相中易挥发物质所占的比例大于液相中易挥发物质所占的比例,可借助精馏的方法进行分离纯化。一般地,醋酸乙烯精馏段(醋酸乙烯精制过程)包括醋酸塔、粗 VAC 塔、精 VAC 塔、脱重塔、醛酯浓缩塔、乙醛塔及醋酸回收塔。醋酸乙烯精馏利用反应液中各组份相对挥发度的差异,通过一系列的精馏操作使其各组份得到分离,最终得到高纯度的醋酸乙烯产品及各类副产品。

以下采用具体的实例来说明本申请方法的具体实施过程。

实施例 1:

将新鲜乙烯和循环气体混合,通入循环气体压缩机,在反应器出口第二冷却器与反应气换热后,通入醋酸蒸发器底部。将乙烯回收塔釜液从醋酸蒸发器顶部喷淋,蒸发器顶部引出乙烯和醋酸的混合气体,蒸发器釜液送至醋酸回收系统。醋酸蒸发器的操作压力是 1.0 bara,塔顶温度为 42 °C

乙烯和醋酸的混合气体从醋酸蒸发器顶部出来后,分别经过反应器出口第一换热器

(105)、循环乙烯预热器进行加热，然后经过氧气混合器与氧气混合。从氧气混合器出来的混合气体自顶部送入合成反应器。在本实例中，在循环气体含有乙烷作为惰性气体，反应器入口乙烷浓度为 9 mol%。气体在氧气混合器中与氧气混合后，氧气浓度达 6 mol%。

5 在合成反应器反应温度为 100 °C，反应压力为 1.0 bara 下反应后，将反应器出口的反应气，分别经过反应器出口第一换热器、反应器出口第二冷却器进行换热后，送入第一气体分离塔底部。第一气体分离塔塔釜得到脱水后的反应液，送至精馏工段进行精制处理。第一气体分离塔塔顶得到主要组分为醋酸乙烯和水的塔顶气，送入第一气体分离塔冷凝器冷凝，第一气体分离塔冷凝器的不凝气送入第一气体分离塔后冷器进一步冷却，第一气体分离塔冷凝器和第一气体分离塔后冷器的凝液，进入第一气体分离塔分相器进行分相，
10 分相后的油相作为回流送入第一气体分离塔内，水相送入精馏工段进一步处理。第一气体分离塔（108）的操作压力是 6.2 bara，塔顶温度为 67 °C。

将第一气体分离塔后冷器后的不凝气送入第二气体分离塔底部，经过反应液、醋酸吸收分离后，塔釜连续采出一定量的反应液，送往脱气槽，脱气槽脱出的气体，通过回收气体压缩机压缩后，送入水洗塔。第二气体分离塔顶得到主要组成为乙烯、二氧化碳、乙烷
15 和氧气的混合气体，作为循环气体送往循环气压缩机。第二气体分离塔的操作压力是 6.1 bara，塔顶温度为 22 °C；

送入水洗塔中的气体水洗后，塔顶气送入吸收塔中以碱液吸收其中的二氧化碳，从吸收塔顶部出来的气体大部分送往循环气体压缩机，其余部分送至乙烯回收塔及排杂出口，吸收塔塔釜液送入解吸系统。水洗塔的操作压力是 8.3 bara，塔顶温度为 24 °C。

20 吸收塔塔顶气体送入乙烯回收塔后，乙烯回收塔塔顶加入新鲜醋酸回收其中的乙烯气体，乙烯回收塔塔釜液送至醋酸蒸发器塔顶，乙烯回收塔塔顶送至焚烧。吸收塔的操作压力是 8.1 bara，塔顶温度为 92 °C；乙烯回收塔的操作压力是 7.0 bara，塔顶温度为 23 °C。

其中，醋酸回收系统包括醋酸闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，醋酸回收塔冷凝器未
25 冷凝的气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送至醋酸回收塔进料。醋酸闪蒸罐的操作压力是 1.0 bara，塔顶温度为 93 °C；醋酸回收塔的操作压力是 1.0 bara，塔顶温度为 77 °C。

其中，解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：吸收塔塔釜液从解吸塔顶部送入解

吸塔，解吸塔顶部采出两股物料，其中一股主要成分为乙烯，送至脱气槽，另外一股主要成分为二氧化碳，经过解吸塔塔顶冷凝器冷凝后，不凝气二氧化碳送出界区，冷凝后的凝液与解吸塔塔釜液混合，与外加的新鲜碱液一起送回吸收塔。解吸塔的操作压力是 1.1 bara，塔顶温度为 103 °C。

- 5 在本实施例中，利用乙烷作为惰性气体，反应器入口乙烷浓度为 9 mol%，氧气浓度为 6 mol%。以醋酸记反应单程转化率为 27 %，选择性为 96 %。

实施例 2:

- 10 将新鲜乙烯和循环气体混合，通入循环气体压缩机，在反应器出口第二冷却器与反应气换热后，通入醋酸蒸发器底部。将乙烯回收塔釜液从醋酸蒸发器顶部喷淋，蒸发器顶部引出乙烯和醋酸的混合气体，蒸发器釜液送至醋酸回收系统。醋酸蒸发器的操作压力是 1.1 bara，塔顶温度为 60 °C。

- 15 乙烯和醋酸的混合气体从醋酸蒸发器顶部出来后，分别经过反应器出口第一换热器（105）、循环乙烯预热器进行加热，然后经过氧气混合器与氧气混合。从氧气混合器出来的混合气体自顶部送入合成反应器。在本实施例中，在循环气体含有乙烷作为惰性气体，反应器入口乙烷浓度为 15 mol%，在氧气混合器中与氧气混合后，氧气浓度达 10 mol%。

- 20 在合成反应器反应温度为 140 °C，反应压力为 1.2 bara 下反应后，将反应器出口的反应气，分别经过反应器出口第一换热器、反应器出口第二冷却器进行换热后，送入第一气体分离塔底部。第一气体分离塔塔釜得到脱水后的反应液，送至精馏工段进行精制处理。第一气体分离塔塔顶得到主要组分为醋酸乙烯和水的塔顶气，送入第一气体分离塔冷凝器冷凝，第一气体分离塔冷凝器的不凝气送入第一气体分离塔后冷器进一步冷却，第一气体分离塔冷凝器和第一气体分离塔后冷器的凝液，进入第一气体分离塔分相器进行分相，分相后的油相作为回流送入第一气体分离塔内，水相送入精馏工段进一步处理。第一气体分离塔（108）的操作压力是 8.1 bara，塔顶温度为 72 °C。

- 25 将第一气体分离塔后冷器后的不凝气送入第二气体分离塔底部，经过反应液、醋酸吸收分离后，塔釜连续采出一定量的反应液，送往脱气槽，脱气槽脱出的气体，通过回收气体压缩机压缩后，送入水洗塔。第二气体分离塔顶得到主要组成为乙烯、二氧化碳、乙烷和氧气的混合气体，作为循环气体送往循环气压缩机。第二气体分离塔的操作压力是 8.4 bara，塔顶温度为 30 °C；

送入水洗塔中的气体水洗后，塔顶气送入吸收塔中以碱液吸收其中的二氧化碳，从吸收塔顶部出来的气体大部分送往循环气体压缩机，其余部分送至乙烯回收塔及排杂出口，吸收塔塔釜液送入解吸系统。水洗塔的操作压力是 8.4 bara，塔顶温度为 33 °C。

吸收塔塔顶气体送入乙烯回收塔后，乙烯回收塔塔顶加入新鲜醋酸回收其中的乙烯气体，乙烯回收塔塔釜液送至醋酸蒸发器塔顶，乙烯回收塔塔顶送至焚烧。吸收塔的操作压力是 8.4 bara，塔顶温度为 97 °C；乙烯回收塔的操作压力是 7.6 bara，塔顶温度为 36 °C。

其中，醋酸回收系统包括醋酸闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，醋酸回收塔冷凝器未冷凝的气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送至醋酸回收塔进料。醋酸闪蒸罐的操作压力是 1.1 bara，塔顶温度为 102 °C；醋酸回收塔的操作压力是 1.1 bara，塔顶温度为 85 °C。

其中，解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：吸收塔塔釜液从解吸塔顶部送入解吸塔，解吸塔顶部采出两股物料，其中一股主要成分为乙烯，送至脱气槽，另外一股主要成分为二氧化碳，经过解吸塔塔顶冷凝器冷凝后，不凝气二氧化碳送出界区，冷凝后的凝液与解吸塔塔釜液混合，与外加的新鲜碱液一起送回吸收塔。解吸塔的操作压力是 1.2 bara，塔顶温度为 119 °C。

在本实施例中，利用乙烷作为惰性气体，反应器入口乙烷浓度为 15 mol%，氧气浓度为 10 mol%。以醋酸记反应单程转化率为 35 %，选择性为 99 %。

实施例 3:

将新鲜乙烯和循环气体混合，通入循环气体压缩机，在反应器出口第二冷却器与反应气换热后，通入醋酸蒸发器底部。将乙烯回收塔釜液从醋酸蒸发器顶部喷淋，蒸发器顶部引出乙烯和醋酸的混合气体，蒸发器釜液送至醋酸回收系统。醋酸蒸发器的操作压力是 1.2 bara，塔顶温度为 98 °C。

乙烯和醋酸的混合气体从醋酸蒸发器顶部出来后，分别经过反应器出口第一换热器（105）、循环乙烯预热器进行加热，然后经过氧气混合器与氧气混合。从氧气混合器出来的混合气体自顶部送入合成反应器。在本实例中，在循环气体含有乙烷作为惰性气体，反应器入口乙烷浓度为 18 mol%。在氧气混合器中与氧气混合后，氧气浓度达 12 mol%。

在合成反应器反应温度为 180 °C，反应压力为 1.2 bara 下反应后，将反应器出口的反应气，分别经过反应器出口第一换热器、反应器出口第二冷却器进行换热后，送入第一气体分离塔底部。第一气体分离塔塔釜得到脱水后的反应液，送至精馏工段进行精制处理。第一气体分离塔塔顶得到主要组分为醋酸乙烯和水的塔顶气，送入第一气体分离塔冷凝器
5 冷凝，第一气体分离塔冷凝器的不凝气送入第一气体分离塔后冷器进一步冷却，第一气体分离塔冷凝器和第一气体分离塔后冷器的凝液，进入第一气体分离塔分相器进行分相，分相后的油相作为回流送入第一气体分离塔内，水相送入精馏工段进一步处理。第一气体分离塔（108）的操作压力是 9 bara，塔顶温度为 97 °C。

将第一气体分离塔后冷器后的不凝气送入第二气体分离塔底部，经过反应液、醋酸吸收分离后，塔釜连续采出一定量的反应液，送往脱气槽，脱气槽脱出的气体，通过回收气体压缩机压缩后，送入水洗塔。第二气体分离塔顶得到主要组成为乙烯、二氧化碳、乙烷和氧气的混合气体，作为循环气体送往循环气压缩机。第二气体分离塔的操作压力是 8.8
10 bara，塔顶温度为 47 °C；

送入水洗塔中的气体水洗后，塔顶气送入吸收塔中以碱液吸收其中的二氧化碳，从吸收塔顶部出来的气体大部分送往循环气体压缩机，其余部分送至乙烯回收塔及排杂出口，吸收塔塔釜液送入解吸系统。水洗塔的操作压力是 11 bara，塔顶温度为 55 °C。
15

吸收塔塔顶气体送入乙烯回收塔后，乙烯回收塔塔顶加入新鲜醋酸回收其中的乙烯气体，乙烯回收塔塔釜液送至醋酸蒸发器塔顶，乙烯回收塔塔顶送至焚烧。吸收塔的操作压力是 11 bara，塔顶温度为 110 °C；乙烯回收塔的操作压力是 8 bara，塔顶温度为 45 °C。

其中，醋酸回收系统包括醋酸闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，醋酸回收塔冷凝器未
20 冷凝的气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送至醋酸回收塔进料。醋酸闪蒸罐的操作压力是 1.2 bara，塔顶温度为 115 °C；醋酸回收塔的操作压力是 1.2 bara，塔顶温度为 90 °C。
25

其中，解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：吸收塔塔釜液从解吸塔顶部送入解吸塔，解吸塔顶部采出两股物料，其中一股主要成分为乙烯，送至脱气槽，另外一股主要成分为二氧化碳，经过解吸塔塔顶冷凝器冷凝后，不凝气二氧化碳送出界区，冷凝后的凝液与解吸塔塔釜液混合，与外加的新鲜碱液一起送回吸收塔。解吸塔的操作压力是 1.3 bara，

塔顶温度为 124 °C。

在本实施例中，利用乙烷作为惰性气体，反应器入口乙烷浓度为 18 mol%，氧气浓度为 12 mol%。以醋酸记反应单程转化率为 33 %，选择性为 91 %。

5 本发明公开和提出的技术方案，本领域技术人员可通过借鉴本文内容，适当改变条件路线等环节实现，尽管本发明的方法和制备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路线进行改动或重新组合，来实现最终的制备技术。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。

权利要求

1. 醋酸乙烯生产工艺，包括循环气体压缩机、醋酸蒸发器、循环乙烯预热器、氧气混合器、合成反应器、反应器出口第一换热器、反应器出口第二换热器、第一气体分离塔、第一气体分离塔冷凝器、第一气体分离塔后冷器、第一气体分离塔分相器、第二气体分离塔、脱气槽、回收气体压缩机、水洗塔、吸收塔、乙烯回收塔、醋酸回收系统及解吸系统；其特征在于：

(1) 将新鲜乙烯和循环气体混合，通入循环气体压缩机，在反应器出口第二换热器与反应器出口流股换热后，通入醋酸蒸发器底部；将乙烯回收塔釜液从醋酸蒸发器顶部喷淋，蒸发器顶部引出乙烯和醋酸的混合气体，蒸发器釜液送至醋酸回收系统；

(2) 乙烯和醋酸的混合气体从醋酸蒸发器顶部出来后，分别经过反应器出口第一换热器、循环乙烯预热器进行加热，然后经过氧气混合器与氧气混合；从氧气混合器出来的混合气体自顶部送入合成反应器；

(3) 将反应器出口的反应气，分别经过反应器出口第一换热器、反应器出口第二换热器进行换热后，送入第一气体分离塔底部；第一气体分离塔塔釜得到脱水后的反应液，送至精馏工段进行精制处理；第一气体分离塔塔顶得到主要组分为醋酸乙烯和水的塔顶气，送入第一气体分离塔冷凝器冷凝，第一气体分离塔冷凝器的不凝气送入第一气体分离塔后冷器进一步冷却，第一气体分离塔冷凝器和第一气体分离塔后冷器的凝液，进入第一气体分离塔分相器进行分相，分相后的油相作为回流送入第一气体分离塔内，水相送入精馏工段进一步处理；

(4) 将第一气体分离塔后冷器后的不凝气送入第二气体分离塔底部，经过反应液、醋酸吸收分离后，塔釜连续采出一定量的反应液，送往脱气槽，脱气槽脱出的气体，通过回收气体压缩机压缩后，送入水洗塔；第二气体分离塔顶得到主要组成为乙烯、二氧化碳、乙烷和氧气的混合气体，作为循环气体送往循环气压缩机；

(5) 送入水洗塔中的气体水洗后，塔顶气送入吸收塔中以碱液吸收其中的二氧化碳，从吸收塔顶部出来的气体大部分送往循环气体压缩机，其余部分送至乙烯回收塔及排杂出口，吸收塔塔釜液送入解吸系统；

(6) 吸收塔塔顶气体送入乙烯回收塔后，乙烯回收塔塔顶加入新鲜醋酸回收其中的乙烯气体，乙烯回收塔塔釜液送至醋酸蒸发器塔顶，乙烯回收塔塔顶送至焚烧。

2. 如权利要求 1 所述的醋酸乙烯生产工艺，其特征在于：醋酸回收系统包括醋酸闪蒸罐、醋酸回收塔、醋酸回收塔冷凝器、真空机组；醋酸蒸发器塔釜液先进入醋酸闪

蒸罐，闪蒸罐蒸出气体送至精馏工段，闪蒸罐釜液送至醋酸回收塔，醋酸回收塔塔顶气体经过醋酸回收塔冷凝器冷凝后回流，醋酸回收塔冷凝器未冷凝的气体经过真空机组后送至脱气槽，真空机组凝液送至醋酸回收塔进料。

5 3. 如权利要求 1 所述的醋酸乙烯生产工艺，其特征在于：解吸系统包括解吸塔、解吸塔塔顶冷凝器：吸收塔塔釜液从解吸塔顶部送入解吸塔，解吸塔顶部采出两股物料，其中一股含有乙烯的物料，送至脱气槽，另外一股主要成分为二氧化碳，经过解吸塔塔顶冷凝器冷凝后，不凝气二氧化碳送出界区，冷凝后的凝液与解吸塔塔釜液混合，与外加的新鲜碱液一起送回吸收塔。

10

4. 如权利要求 1 所述的醋酸乙烯生产工艺，其特征在于：循环气体中含有乙烷气体，反应器入口乙烷气体浓度为 9-18 mol%。

15

5. 如权利要求 1 所述的醋酸乙烯生产方法，其特征在于：反应器入口氧浓度为 6-12 mol%。

20

6. 醋酸乙烯生产装置，其特征在于：包括循环气体压缩机(101)、循环乙烯预热器(102)、醋酸蒸发器(103)、反应器出口第一换热器(104)、反应器出口第二换热器(105)、氧气混合器(106)、合成反应器(107)、第一气体分离塔(108)、第一气体分离塔冷凝器(109)、第一气体分离塔后冷器(110)、第一气体分离塔分相器(111)、第二气体分离塔(112)、脱气槽(113)、回收气体压缩机(114)、水洗塔(115)、吸收塔(116)、乙烯回收塔(117)、醋酸闪蒸罐(118)、醋酸回收塔(119)、醋酸回收塔冷凝器(120)、真空机组(121)、解吸塔(122)、解吸塔冷凝器(123)以及配套的加热、运送设备，连接关系为：循环气体压缩机(101)与反应器第二冷却器(105)升温侧入口相连；反应器第二冷却器(105)升温侧出口与醋酸蒸发器(103)底部入口相连；醋酸蒸发器(103)顶部出口与反应器出口第一换热器(104)升温侧入口相连；反应器出口第一换热器升温侧出口(104)与循环乙烯预热器(102)相连；循环乙烯预热器(102)与氧气混合器(106)相连；氧气混合器(106)出口与合成反应器(107)入口相连；合成反应器(107)出口与依次反应器出口第一换热器(104)、反应器出口第二换热器(105)降温侧相连；反应器出口第二换热器(105)降温侧出口与第一气体分离塔(108)底部进料

30

口相连；第一气体分离塔（108）顶部依次与第一气体分离塔冷凝器（109）、第一气体分离塔后冷器（110）相连；第一气体分离塔冷凝器（109）、第一气体分离塔后冷器（110）与第一气体分离塔分相器（111）相连；第一气体分离塔分相器（111）水侧送至精馏工段，油侧与第一气体分离塔（108）回流口相连；第一气体分离塔后冷器（110）不凝气出口与第二气体分离塔（112）底部进料口相连；第二气体分离塔（112）塔顶与循环气体压缩机（101）相连，第二气体分离塔（112）塔釜出口与脱气槽（113）相连；脱气槽（113）气相出口与回收气体压缩机（114）相连；回收气体压缩机（114）与水洗塔（115）入口相连；水洗塔（115）塔顶出口与吸收塔（116）底部入口相连；吸收塔（116）顶部出口与循环气体压缩机（101）、排杂出口及乙烯回收塔（117）底部入口相连，乙烯回收塔（117）塔釜出口与醋酸蒸发器（103）顶部入口相连；醋酸蒸发器（103）塔釜出口与醋酸闪蒸罐（118）相连，醋酸闪蒸罐（118）底部出口与醋酸回收塔（119）进料口相连；醋酸回收塔（119）塔顶出口与醋酸回收塔冷凝器（120）相连，醋酸冷凝器凝液出口与醋酸回收塔（119）塔顶回流口相连，醋酸回收塔冷凝器（120）不凝气口与真空机组（121）相连；真空机组（121）液相出口与醋酸回收塔（119）进料口相连，真空机组（121）气相出口与脱气槽（113）进口相连；吸收塔（116）塔釜与解吸塔（122）塔顶入口相连，解吸塔（122）塔顶二氧化碳流股出口与解吸塔冷凝器（123）入口相连，解吸塔冷凝器（123）凝液出口与吸收塔（116）吸收液进料口相连。

7. 如权利要求6所述的生产装置，其特征在于：醋酸蒸发器（103）的操作压力是1.0-1.2 bara，塔顶温度为40-100℃。

8. 如权利要求6所述的生产装置，其特征在于：合成反应器（107）反应温度为100-180℃，反应压力为1.0-1.2 bara；第一气体分离塔（108）的操作压力是6-9 bara，塔顶温度为65-100℃；第二气体分离塔（112）的操作压力是6-9 bara，塔顶温度为20-50℃。

9. 如权利要求6所述的生产装置，其特征在于：水洗塔（115）的操作压力是8-11 bara，塔顶温度为22-55℃；吸收塔（116）的操作压力是8-11 bara，塔顶温度为92-112℃；乙烯回收塔（117）的操作压力是7-8 bara，塔顶温度为23-45℃。

10. 如权利要求6所述的生产装置，其特征在于：醋酸闪蒸罐（118）的操作压力是1.0-1.2 bara，塔顶温度为92-115℃；醋酸回收塔（119）的操作压力是1.0-1.2 bara，塔顶温度为77-91℃；解吸塔（122）的操作压力是1.0-1.3 bara，塔顶温度为103-124℃。

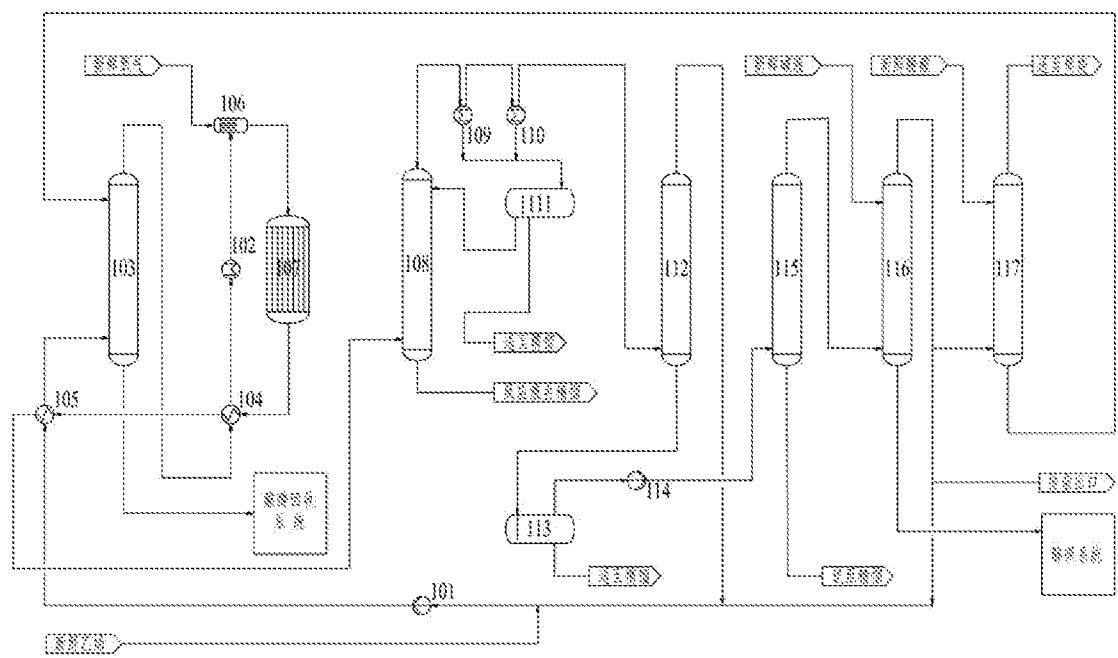


图 1

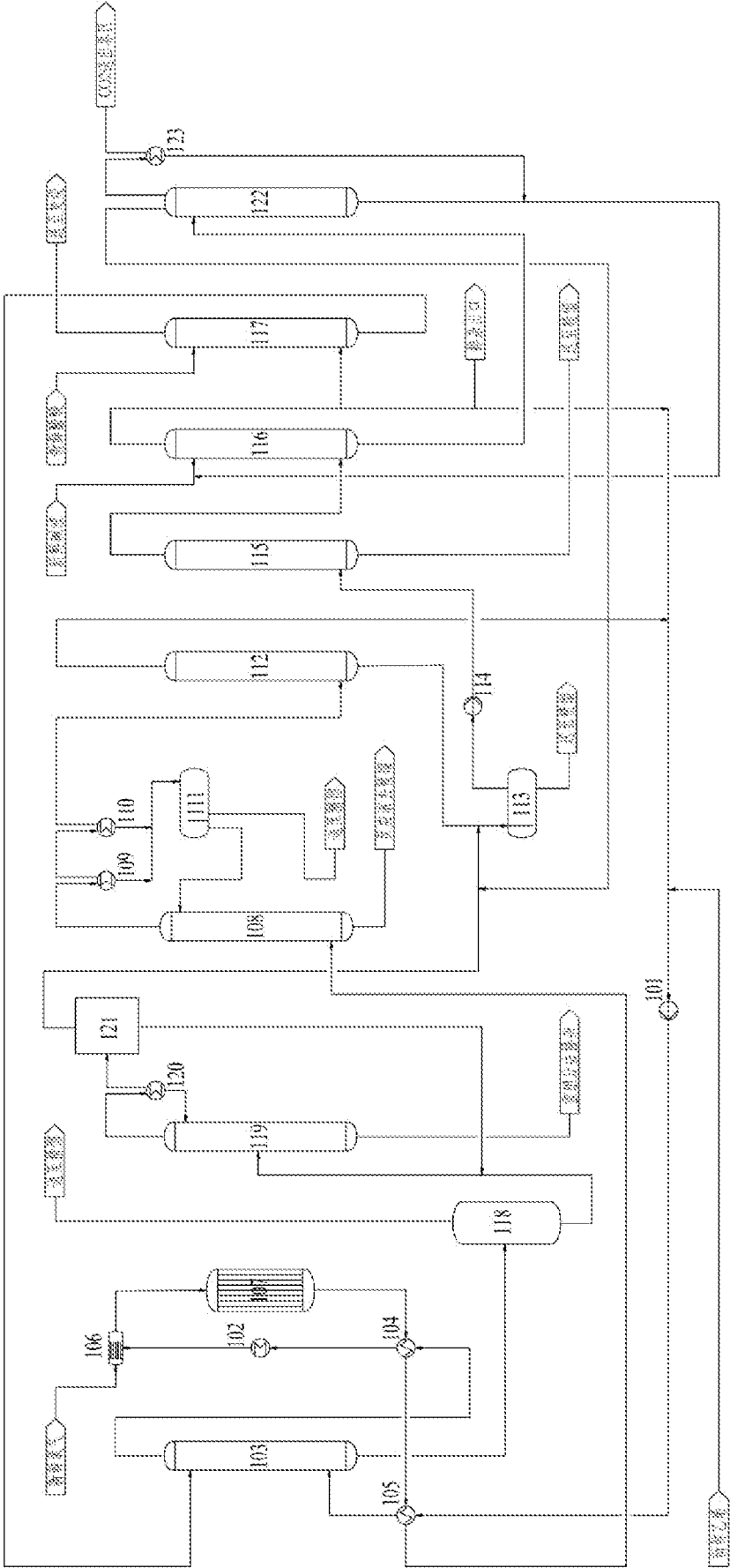


图 2

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2021/119873

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

C07C 67/48(2006.01)i; C07C 67/05(2006.01)i; C07C 69/15(2006.01)i

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

C07C67; C07C69

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

CNTXT, VCN, VEN, CNKI: 天津大学, 醋酸乙烯, 乙酸乙烯, 乙烯, 醋酸, 乙酸, 氧气, 空气, 乙烷, 气体, 分离, 分相, 分层, vinyl, acetate, ethenyl, ethanoate, acetic, acid, ethylene, oxygen, gas separation,

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
PX	CN 112299989 A (TIANJIN UNIVERSITY) 02 February 2021 (2021-02-02) claims 1-10	1-10
PY	CN 112209830 A (TIANJIN UNIVERSITY) 12 January 2021 (2021-01-12) claims 1-8, description paragraphs [0051]-[0064], figures 1-3	1-10
Y	CN 102936198 A (TIANJIN UNIVERSITY) 20 February 2013 (2013-02-20) description, paragraphs [0020]-[0074] and figure 2	1-10
Y	JP 6287552 A (NIPPON SYNTHETIC CHEM IND) 22 April 1987 (1987-04-22) description right-hand column paragraph 4 to page 3 right-hand column paragraph 4 and figures	1-10
Y	GB 1425877 A (CELANESE CORP.) 18 February 1976 (1976-02-18) claims 1-5	4-5
A	WO 2012078552 A1 (CELANESE INT CORP et al.) 14 June 2012 (2012-06-14) entire document	1-10



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

* Special categories of cited documents:

“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

“E” earlier application or patent but published on or after the international filing date

“L” document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

“O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

“P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

“T” later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

“X” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

“Y” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

“&” document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

21 December 2021

Date of mailing of the international search report

28 December 2021

Name and mailing address of the ISA/CN

China National Intellectual Property Administration (ISA/
CN)
No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao, Haidian District, Beijing
100088, China

Facsimile No. (86-10)62019451

Authorized officer

Telephone No.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.

PCT/CN2021/119873

Patent document cited in search report			Publication date (day/month/year)	Patent family member(s)			Publication date (day/month/year)
CN	112299989	A	02 February 2021	None			
CN	112209830	A	12 January 2021	None			
CN	102936198	A	20 February 2013	WO	2014056301	A1	17 April 2014
				CN	102936198	B	25 May 2016
JP	6287552	A	22 April 1987	JP	H0611730	B2	16 February 1994
GB	1425877	A	18 February 1976	US	3855280	A	17 December 1974
				JP	S4987621	A	22 August 1974
				JP	S5748541	B2	16 October 1982
				IT	1018523	B	20 October 1977
				CA	1024523	A	17 January 1978
				DE	2361098	A1	27 June 1974
				DE	2361098	C2	10 March 1983
WO	2012078552	A1	14 June 2012	US	2012149939	A1	14 June 2012

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2021/119873

A. 主题的分类

C07C 67/48(2006.01)i; C07C 67/05(2006.01)i; C07C 69/15(2006.01)i

按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和IPC两种分类

B. 检索领域

检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)

C07C67; C07C69

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用))

CNTXT, VCN, VEN, CNKI: 天津大学, 醋酸乙烯, 乙酸乙烯, 乙烯, 醋酸, 乙酸, 氧气, 空气, 乙烷, 气体, 分离, 分相, 分层, vinyl, acetate, ethenyl, ethanoate, acetic, acid, ethylene, oxygen, gas separation,

C. 相关文件

类 型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求
PX	CN 112299989 A (天津大学) 2021年2月2日 (2021 - 02 - 02) 权利要求1-10	1-10
PY	CN 112209830 A (天津大学) 2021年1月12日 (2021 - 01 - 12) 权利要求1-8, 说明书第[0051]-[0064]段, 图1-3	1-10
Y	CN 102936198 A (天津大学) 2013年2月20日 (2013 - 02 - 20) 说明书第[0020]-[0074]段和图2	1-10
Y	JP 6287552 A (NIPPON SYNTHETIC CHEM IND) 1987年4月22日 (1987 - 04 - 22) 说明书右栏第4段至第3页第右栏第4段和附图	1-10
Y	GB 1425877 A (CELANESE CORP) 1976年2月18日 (1976 - 02 - 18) 权利要求1-5	4-5
A	WO 2012078552 A1 (CELANESE INT CORP等) 2012年6月14日 (2012 - 06 - 14) 全文	1-10

☐ 其余文件在C栏的续页中列出。☒ 见同族专利附件。

* 引用文件的具体类型:

“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件

“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利

“L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件(如具体说明的)

“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件

“P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件

“T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件

“X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性

“Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性

“&” 同族专利的文件

国际检索实际完成的日期

2021年12月21日

国际检索报告邮寄日期

2021年12月28日

ISA/CN的名称和邮寄地址

中国国家知识产权局(ISA/CN)

中国北京市海淀区蓟门桥西土城路6号 100088

传真号 (86-10)62019451

受权官员

陈蔚

电话号码 010-62084576

国际检索报告
关于同族专利的信息

国际申请号

PCT/CN2021/119873

检索报告引用的专利文件			公布日 (年/月/日)	同族专利			公布日 (年/月/日)
CN	112299989	A	2021年2月2日	无			
CN	112209830	A	2021年1月12日	无			
CN	102936198	A	2013年2月20日	WO	2014056301	A1	2014年4月17日
				CN	102936198	B	2016年5月25日
JP	6287552	A	1987年4月22日	JP	H0611730	B2	1994年2月16日
GB	1425877	A	1976年2月18日	US	3855280	A	1974年12月17日
				JP	S4987621	A	1974年8月22日
				JP	S5748541	B2	1982年10月16日
				IT	1018523	B	1977年10月20日
				CA	1024523	A	1978年1月17日
				DE	2361098	A1	1974年6月27日
				DE	2361098	C2	1983年3月10日
WO	2012078552	A1	2012年6月14日	US	2012149939	A1	2012年6月14日