(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109865493 A
(43)申请公布日 2019.06.11

(21)申请号 201910096788.3

(22)申请日 2019.01.31

(71)申请人 浙江大学
地址 310027 浙江省杭州市西湖区浙大路38号

(72)发明人 李希 宁术余 成有为 王丽军

(74)专利代理机构 杭州之江专利事务所(普通合伙) 33216
代理人 张勋斌

(51)Int.Cl.
B01J 19/24(2006.01)
B01J 10/00(2006.01)
C07C 51/265(2006.01)
C07C 63/26(2006.01)

权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种用于对二甲苯氧化的双鼓泡塔反应装置及反应工艺

(57)摘要

本发明公开了一种用于对二甲苯氧化生产对苯二甲酸的双鼓泡塔反应装置及反应工艺,该装置由两座鼓泡塔反应器组成,其中第二反应器为大高径比的塔体或内置导流筒的气升式内循环鼓泡塔。反应物料混合后依次进入两座鼓泡塔反应器,在空气鼓泡的作用下,PX被氧化为TA,之后再经结晶、过滤、洗涤和加氢精制等步骤得到精对苯二甲酸产品。本发明省去了传统的全混流氧化反应器的搅拌装置,采用两级串联操作的鼓泡塔作为氧化反应器,使反应性能更趋向于平推流反应器,在一定程度上提高了综合反应速率,降低了原料的燃烧消耗、提高了PX的转化率和TA收率。

CN 109865493 A

1.一种用于对二甲苯氧化的双鼓泡塔反应装置,其特征在于,包括:

第一鼓泡塔反应器,用于进行对二甲苯的主氧化反应;

第二鼓泡反应器,用于接收第一鼓泡塔反应器的反应物料并进行补充氧化反应;

溶剂脱水塔,用于对两个鼓泡塔反应器的顶部气相进行脱水处理并将塔底液相母液返回至两个鼓泡塔反应器中。

2.根据权利要求1所述的双鼓泡塔反应装置,其特征在于,所述的第一鼓泡塔反应器的底部设有原料进口和空气进口,顶部设有与溶剂脱水塔相连的气相出口和母液进口,上部设有浆料出口;

所述的第二鼓泡塔反应器的底部设有空气进口和产物出口,顶部设有与溶剂脱水塔相连的气相出口和母液进口,上部设有与第一鼓泡塔反应器的浆料出口相连的浆料进口。

3.根据权利要求2所述的双鼓泡塔反应装置,其特征在于,在第一鼓泡塔反应器中,所述的空气进口位于原料进口的下方;

浆料出口位于液位下方,距离液位1/10～1/3塔高的位置,塔内液位高度为塔高的75～85%。

4.根据权利要求2所述的双鼓泡塔反应装置,其特征在于,所述的第二鼓泡塔反应器为大高径比的塔体,高径比为6～15:1。

5.根据权利要求2所述的双鼓泡塔反应装置,其特征在于,所述的第二鼓泡塔反应器的内部加装导流筒,导流筒与塔身共轴,直径为塔径的0.50～0.75倍,高度为塔液位高度的0.60～0.85倍。

6.一种采用权利要求1～5任一项所述的双鼓泡塔反应装置的反应工艺,其特征在于,包括:

(1)反应原料和空气分别从原料进口和空气进口进入第一鼓泡塔反应器中进行氧化反应,反应浆料从浆料出口出料,顶部气相进入溶剂脱水塔进行脱水处理;

(2)步骤(1)的反应浆料从浆料进口进入第二鼓泡塔反应器中,同时空气从空气进口进入第二鼓泡塔反应器中,进行补充氧化反应,反应后的浆料从产物出口出料,顶部气相进入溶剂脱水塔进行脱水处理;

(3)步骤(2)得到的反应浆料经结晶、过滤、洗涤和加氢精制得到精对苯二甲酸产品。

7.根据权利要求6所述的反应工艺,其特征在于,步骤(1)和步骤(2)的气相进入溶剂脱水塔处理后得到塔底液相母液和塔顶气相,塔底液相母液按一定比例分别返回至两座鼓泡塔反应器,塔顶气相经过换热产生不同等级的水蒸汽以回收能量,产生的冷凝水一部分返回脱水塔顶部,另一部分作为精制打浆水使用,不凝气去尾气处理单元净化后排放。

8.根据权利要求6所述的反应工艺,其特征在于,步骤(1)中,所述的反应原料包括对二甲苯、醋酸、催化剂和步骤(3)中产生的循环母液;

所述的催化剂由醋酸钴、醋酸锰、溴化氢组成;

对二甲苯和醋酸质量比为1:3～1:5;

相对于醋酸的原子质量浓度,催化剂的浓度如下:Co:300～800ppm、Mn:300～800ppm、Br:500～1200ppm;

反应温度为185～200℃,反应压力为1.0～1.5MPa。

9.根据权利要求6所述的反应工艺,其特征在于,步骤(1)中,第一反应器内的气体体积

含率为45～55%，液相停留时间(以溶剂的平均停留时间计算)为40～80分钟。

10.根据权利要求6所述的反应工艺，其特征在于，第一反应器反应温度185～195℃，压力1.0～1.5MPa，第二反应器塔顶压力比第一反应器低0.01～0.05MPa，反应温度低0.5～1℃，第一反应器的液位略高于第二反应器的液位。

一种用于对二甲苯氧化的双鼓泡塔反应装置及反应工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及一种用于对二甲苯(PX)氧化生产对苯二甲酸(TA)的双鼓泡塔反应装置及反应方法，适用于现有的以醋酸为溶剂、以含有分子氧的气体氧化PX生产TA的各种工艺过程。

背景技术

[0002] 精对苯二甲酸(PTA)是一种非常重要的工业原料，主要用于生产聚对苯二甲酸乙二醇酯(PET)纤维和树脂，而PET因其优良的物理性能和机械性能，广泛应用于国民经济的各个方面，与人们的生活息息相关。目前，PTA主要采用PX的空气液相氧化法生产，该方法将PX和溶剂醋酸、催化剂醋酸钴、醋酸锰、溴化氢(或四溴乙烷)混合后进入氧化反应器，在一定条件下通入空气或富氧气进行氧化，生成固体产物TA。反应完成后的浆料再经过后续的过滤、洗涤、干燥和加氢精制等工序得到PTA产品。

[0003] 氧化反应器为生产PTA的核心装置，反应器的设计需要满足气液传质、液相反应和结晶、蒸发移热、物料混合四个方面的要求，现有氧化反应器的典型操作条件为反应温度155～205℃，压力0.5～1.6MPa，停留时间40～150min。目前，工业化应用的氧化反应器主要采用带搅拌桨的釜式结构，如专利US5211924与专利US5102630介绍的搅拌釜式反应器带有两层搅拌桨，下层桨的功能是实现液体混合与固体悬浮，上层桨用于分散气泡，达到促进气液传质和釜内液体循环的要求。专利JP14098/1979、EP0618186A1和专利US5463113公开的反应器带有一个搅拌桨，安装在反应釜的底部，其作用是松动固体浆料，防止反应釜结疤。这类搅拌釜存在的主要问题是设备造价与运行费用高，需要专门的机械制造工艺来解决搅拌桨动密封和震动等问题，运行时电耗高，维护成本高。

[0004] 专利CN1293184A公开了一种无搅拌的用于生产芳香羧酸的氧化装置，其特征是反应器筒体内安装了多层纵横隔板，将筒体内分为若干个上下相连的小区，每个小区相当于一个全混流反应器，原料与空气从塔下部加入，反应后的浆料从上部排出，物料以接近平推流的方式流动，以此来达到更高的转化率和收率。但是该反应器内部结构复杂，不利于气体与含固体浆料的混合与流动。CN100594972C公开了一种罐状无搅拌的PX氧化反应器，其特征是反应器高径比为2.8～5，反应器壳体底部设有分布式进气装置和旋流式进气装置。专利CN1049424C公开了一种无搅拌的生产芳香羧酸的氧化装置，反应器上方直接连接氧化废气蒸馏塔，蒸馏塔下部设有固体物收集盘，上部设有填料床层，直接使用氧化反应热完成溶剂脱水操作。专利CN1807392A同样公开了一种反应器与蒸馏脱水塔一体化的TA生产装置，为了保证下段反应器中三相均匀混合，该装置在反应段的侧壁均匀设置了2～8个气相原料分进口，并在反应段的底部安装有底入式锚式搅拌器。CN1486968A公开了一种生产TA的气升式外循环鼓泡塔氧化反应装置，其特征是该装置由带有顶部扩大段的筒式鼓泡塔、外循环管、回流液分布器和冷凝器构成，利用外循环管将塔上部浆料通过气升作用引入下部区域，从而使物料均匀混合。CN1634848和CN2791044Y、CN2654608Y和CN1528732A公开了一种TA的生产装置，其特征是采用带有气体分离段的鼓泡塔反应器实现对二甲苯的催化氧化，

该鼓泡塔分为气体处理段、自由空间段和三相反应段，其中气体处理段安装有气体分布器、填料或持液塔板，三相反应段的下部水平安装有气体分布器。

[0005] 目前文献和专利中介绍的各种用于生产PTA的无搅拌氧化反应器都属于单一反应器类型，仅涉及一个氧化反应器。有关PTA的专利与文献中都没有提及采用双鼓泡塔进行分级氧化的方案及装置，而后者正是本发明的主要特征。

发明内容

[0006] 本发明提供了一种用于PX氧化生产TA的双鼓泡塔反应装置及反应方法，该装置使用两座串联操作的鼓泡塔作为PX的氧化反应器。PX在第一鼓泡塔中与空气发生氧化反应，在串联的第二鼓泡塔中进一步进行补充氧化和结晶产物的熟化反应，这种分级氧化方案有利于减少投资与消耗，达到比现有的工艺更佳的反应效果。

[0007] 一种用于对二甲苯氧化的双鼓泡塔反应装置，包括：

[0008] 第一鼓泡塔反应器，用于进行对二甲苯的主氧化反应；

[0009] 第二鼓泡反应器，用于接收第一鼓泡塔反应器的反应物料并进行补充氧化反应；

[0010] 溶剂脱水塔，用于对两个鼓泡塔反应器的顶部气相进行脱水处理并将塔底液相母液返回至两个鼓泡塔反应器中。

[0011] 本发明的反应装置省去了传统的全混流氧化反应器的搅拌装置，采用两级串联操作的鼓泡塔作为氧化反应器，使反应性能更趋向于平推流反应器，在一定程度上提高了综合反应速率，降低了原料的燃烧消耗、提高了PX的转化率和TA收率。此外，该套装置使用静设备代替原有动设备，大幅度降低了反应器的投资成本和操作费用，同时在反应、传质、传热和混合等各方面均可满足PX氧化的要求。

[0012] 作为优选，所述的第一鼓泡塔反应器的底部设有原料进口和空气进口，顶部设有与溶剂脱水塔相连的气相出口和母液进口，上部设有浆料出口；

[0013] 所述的第二鼓泡塔反应器的底部设有空气进口和产物出口，顶部设有与溶剂脱水塔相连的气相出口和母液进口，上部设有与第一鼓泡塔反应器的浆料出口相连的浆料进口。

[0014] 作为优选，在第一鼓泡塔反应器中，所述的空气进口位于原料进口的下方；

[0015] 浆料出口位于液位下方，距离液位1/10～1/3塔高的位置，塔内液位高度为塔高的75～85％。

[0016] 作为优选，所述的第二鼓泡塔反应器为大高径比的塔体，高径比为6～15:1。

[0017] 作为优选，所述的第二鼓泡塔反应器的内部加装导流筒，导流筒与塔身共轴，直径为塔径的0.50～0.75倍，高度为塔液位高度的0.60～0.85倍。

[0018] 本发明还提供了一种采用所述的双鼓泡塔反应装置的反应工艺，包括：

[0019] (1)反应原料和空气分别从原料进口和空气进口进入第一鼓泡塔反应器中进行氧化反应，反应浆料从浆料出口出料，顶部气相进入溶剂脱水塔进行脱水处理；

[0020] (2)步骤(1)的反应浆料从浆料进口进入第二鼓泡塔反应器中，同时空气从空气进口进入第二鼓泡塔反应器中，进行补充氧化反应，反应后的浆料从产物出口出料，顶部气相进入溶剂脱水塔进行脱水处理；

[0021] (3)步骤(2)得到的反应浆料经结晶、过滤、洗涤和加氢精制得到精对苯二甲酸产

品。

[0022] 作为优选，步骤(1)和步骤(2)的气相进入溶剂脱水塔处理后得到塔底液相母液和塔顶气相，塔底液相母液按一定比例分别返回至两座鼓泡塔反应器，塔顶气相经过换热产生不同等级的水蒸汽以回收能量，产生的冷凝水一部分返回脱水塔顶部，另一部分作为精制打浆水使用，不凝气去尾气处理单元净化后排放。

[0023] 作为优选，步骤(1)中，所述的反应原料包括对二甲苯、醋酸、催化剂和步骤(3)中产生的循环母液；

[0024] 所述的催化剂由醋酸钴、醋酸锰、溴化氢组成；

[0025] 对二甲苯和醋酸质量比为1:3～1:5；

[0026] 相对于醋酸的原子质量浓度，催化剂的浓度如下：Co:300～800ppm、Mn:300～800ppm、Br:500～1200ppm；

[0027] 反应温度为185～200℃，反应压力为1.0～1.5MPa。

[0028] 作为优选，步骤(1)中，第一反应器内的气体体积含率为45～55％，液相停留时间(以溶剂的平均停留时间计算)为40～80分钟。

[0029] 作为优选，第一反应器反应温度185～195℃，压力1.0～1.5MPa，第二反应器塔顶压力比第一反应器低0.01～0.05MPa，反应温度低0.5～1℃，第一反应器的液位略高于第二反应器的液位。

[0030] 本发明采用双鼓泡塔进行PX分级氧化有三大优势：一是鼓泡塔制造成本低，操作故障率低；二是第二鼓泡塔与第一鼓泡塔通过上部管道连接，小液位差驱动浆料输送，温度压力能够比搅拌釜更高，接近于第一反应器，这就有利于晶体的熟化；三是两个结构相似的反应器串联操作便于调配两个反应器的氧化负荷，控制中间物4-CBA的含量，减少燃烧消耗。根据近期的研究，主氧化反应器中适当降低氧化深度、提高4-CBA的含量可以抑制燃烧消耗，这一点已被PTA工厂多数工程师和技术人员所认识。本课题组在这方面做了大量的研究，得到如图2所示的实验结果。由图中数据可以看出，提高主氧化反应器液相中4-CBA的浓度，醋酸单耗与PX消耗都会降低。例如，在主氧化反应器中将4-CBA从常规工艺值提升至3500ppm，醋酸消耗可降低5～7kg/t PTA，PX单耗可降低1～1.5kg/t PTA，效益可观。但是随着4-CBA含量的提高，氧化得到的固体产品中的杂质则进一步增多，从而影响产品品质。而本发明专利所提出的双鼓泡塔氧化反应装置则可以在一定程度上解决这一矛盾，第一反应器中提高4-CBA含量，降低燃烧消耗；而浆料中剩余的4-CBA在第二反应器中进一步氧化和熟化为TA。采用鼓泡塔作为第二反应器，温度压力都会比常规工艺的搅拌釜更高，更接近于第一反应器，在这种情况下，第二反应器的氧化与熟化效率更高，允许第一反应器降低更多的氧化深度或采用更高的4-CBA浓度，更有利于降低燃烧消耗。

附图说明

[0031] 图1为本发明给出的PX氧化生产PTA的双鼓泡塔反应装置示意图；

[0032] 图2为4-CBA含量变化对醋酸和PX消耗的影响的曲线图。

具体实施方式

[0033] 下面结合附图和实施例对本发明作进一步详细描述，需要指出的是，以下所述实

施例旨在便于对本发明的理解，而对其不起任何限定作用。

[0034] 本发明的生产TA的双鼓泡塔反应装置如图1中的流程所示，PX、醋酸、循环氧化母液和催化剂经静态混合器混合后自第一反应器下部进入；同时，空气从混合原料入口的下方进入第一反应器，与原料发生氧化反应生成TA。反应后的浆料由第一反应器上部液位下方距液位1/10～1/3位置出料，并从第二反应器上部位置的管口进入，同时，空气从第二反应器下方进入，与浆料逆向流动并进一步发生氧化反应，使PX原料及其中间产物充分氧化，TA产物进一步熟化。经第二反应器反应之后的浆料由其塔底排出，再经过滤和加氢精制等操作得到精对苯二甲酸(PTA)产品。两座鼓泡塔塔顶的气相直接进入溶剂脱水塔进行脱水处理，脱水塔塔底液相为脱水后的醋酸溶剂，按照一定比例分配返回至两座鼓泡塔反应器中，塔顶气相经过换热产生不同等级的蒸汽以回收能量，产生的冷凝液一部分回脱水塔顶部，另一部分作为精制打浆水使用，不凝气去尾气处理。

[0035] 第一反应器为主氧化反应器，液相混合物料由反应器底部进料管线进入第一反应器，同时空气由反应器底部进气口进入气体分布器，经气体分布器分散后鼓泡通过液体床层，发生氧化反应。第一反应器的进气量大、物料中的气含率较高(一般为45～55％)，在大量气泡的存在下，反应器中的物料会产生剧烈的扰动，使反应器中的气、液、固三相均匀混合，达到较好的气液传质效果。PX氧化反应所产生的大量的反应热通过醋酸和水的蒸发带走，这些蒸汽经塔顶的气相管线进入溶剂脱水塔，作为脱水精馏塔的热源，通过精馏的方式将醋酸和水分离，其中，水由脱水塔塔顶抽出，醋酸由塔底抽出并按照一定比例分别经液体分布器回流至两座鼓泡塔反应器中。

[0036] 第二反应器为补充氧化反应器，其功能主要为两个方面：一是将液相残留的反应物与中间物进一步深度氧化使其转化完全；二是使包裹到粗对苯二甲酸(CTA)中的主要杂质4-羧基苯甲醛(4-CBA)通过固体熟化过程从颗粒内部扩散到液相进行深度氧化，从而减少CTA中的杂质含量。

[0037] 第二反应器设计的要点在有两个方面：一是温度尽可能高并接近第一反应器以促进晶体熟化；二是需要采用更大的高径比或加装导流筒以满足固体悬浮的要求。

[0038] 第二反应器的温度压力条件应当尽可能与第一反应器接近以便有利于晶体熟化。两个反应器在塔的上部侧面通过浆料出料/进料管道相连接。第一反应器产生的浆料通过该管道进入第二反应器中进一步氧化与熟化。本发明设计的第二反应器压力比第一反应器低0.01～0.05MPa以便浆料定向输送，相应的温度会降低0.5～1.0℃。

[0039] 第二反应器因为氧化负荷小，气速较低，因此固体难以悬浮。本发明采用两种设计之一或同时来强化第二反应器的固体悬浮性能：一是采用细长或大高径比的塔体，二是在塔内部增加一个同心圆筒，采用气升式内循环鼓泡塔。第二反应器与第一反应器结构上有两点不同：1.第二反应器直径更细、气速与气含率更低、必要时内部还要加装导流筒；2.第二反应器浆料自该塔的上部进料并从塔底出料，与塔底进料的空气形成逆流接触，而第一反应器气液都从塔底进料，上部出料。

[0040] 如果第二反应器塔内设置有导流筒，则导流筒直径为塔外径的0.65～0.75倍，高度为液位高度的0.60～0.85倍。第二反应器内的气含率为15～35％，液相停留时间(以溶剂的平均停留时间计算)为20～40分钟。反应后的浆料由塔底的出料口抽出，进入后续工段。同样的，该反应器产生的反应热由溶剂蒸发带走，并进入溶剂脱水塔进行脱水。脱水塔采用

精馏的方式分离出蒸发的溶剂中的水。同时通过多级蒸汽发生器产生不同品位的蒸汽回收反应热。

[0041] 实施例1

[0042] 该实施例中采用传统的搅拌釜式反应器生产对苯二甲酸，反应后的浆料与空气在第一结晶器中继续发生反应，设计生产能力为60万吨/年，每年生产时间按8000小时计算。该工艺中反应器和第一结晶器的具体操作参数由表1给出，该实施例中反应器的操作结果如表2所示。

[0043] 表1 搅拌釜式氧化反应器操作参数

[0044]

工艺参数	PX 进料	HAc/PX	Co 浓度	Mn 浓度	Br 浓度	空气进料	反应压力	反应温度	停留时间
单位	kg/h	kg/kg	mg/kg HAc	mg/kg HAc	mg/kg HAc	Nm^3/hr	MPa	℃	min
反应器	49500	3.33:1	475	475	950	183000	1.43	195.0	60
第一结晶器						4950	1.06	182.0	20

[0045] 表2 搅拌釜式氧化反应器操作结果

[0046]

运行参数	PX 转化率	TA 收率	液相 PT 酸浓度	液相 4-CBA 浓度	固相 4-CBA 浓度	尾气 O_2 浓度	尾气 CO_2 浓度	尾气 CO 浓度	母液水含量	浆料固含率	气含率
单位	%	%	ppm	ppm	ppm	%,v/v	%, v/v	%, v/v	%, w/w	%,v/v	%,v/v
反应器	99.5	94.3	12537	3100	4480	3.57	1.95	0.53	10.2	19.7	38.0
第一结晶器	99.5	97.5	1573	290	3020	4.72	1.70	0.15	10.6	20.5	15.0

[0047] 注：1.第一结晶器的PX转化率与TA收率指总的转化率和收率；

[0048] 2.尾气中O_2、CO_2和CO浓度指各组分在不凝组分中的体积分数。

[0049] 实施例2

[0050] 该实施例中采用本发明专利提出的双鼓泡塔氧化反应器生产对苯二甲酸，其中第二反应器为内置导流筒的气升式内循环鼓泡塔反应器。设计生产能力60万吨/年，每年生产时间按8000小时计算，两座鼓泡塔反应器的具体操作参数由表3给出，两座反应器的结构参数由表4给出。

[0051] 表3 双鼓泡塔氧化反应器操作参数

[0052]

工艺参数	PX 进料	HAc/PX	Co 浓度	Mn 浓度	Br 浓度	空气进料	反应压力	反应温度	停留时间

[0053]

单位	kg/h	kg/kg	mg/kg HAc	mg/kg HAc	mg/kg HAc	Nm^3/hr	MPa	℃	min
第一反应器	49500	3.33:1	475	475	950	187600	1.43	195.0	50
第二反应器						5380	1.39	194.7	25

[0054] 表4 双鼓泡塔氧化反应器结构参数

[0055]

结构参数	直径	高度	高径比	导流筒直径	导流筒高度	有效容积
单位	m	m	m/m	m	m	m^3
第一反应器	5.40	22.00	4.07	-	-	504
第二反应器	3.00	22.00	7.33	2.00	12.00	155

[0056] 在上述条件下，原料PX、溶剂醋酸、循环母液、催化剂醋酸钴、醋酸锰和溴化氢经混合器混合后依次进入两座鼓泡塔反应器发生反应，两座鼓泡塔中的表观气速分别为0.65m/s和0.07m/s，反应后的结果列于表5中。根据表中的数据可以看出，使用双鼓泡塔反应器氧化PX具有较佳的反应效果，该反应装置使得燃烧副反应在一定程度上得到抑制，尾气中CO_2和CO浓度降低，能够在保证较低PT酸和4-CBA含量的前提下，使TA收率高达97.9%。

[0057] 表5 双鼓泡塔氧化反应器操作结果

[0058]

运行参数	PX 转化率	TA 收率	液相 PT 酸 浓度	液相 4-CBA 浓度	固相 4-CBA 浓度	尾气 O_2 浓度	尾气 CO_2 浓度	尾气 CO 浓度	母液 水含量	浆料 固含率	气含率
单位	%	%	ppm	ppm	ppm	%,v/v	%, v/v	%, v/v	%, w/w	%,v/v	%,v/v
第一反应器	99.3	92.9	14630	3520	5280	3.83	1.61	0.44	10.5	19.7	49.0
第二反应器	99.7	97.9	815	203	3490	4.99	0.87	0.14	10.8	20.5	19.4

[0059] 注：1.第二反应器的PX转化率与TA收率指总的转化率和收率；

[0060] 2.尾气中O_2、CO_2和CO浓度指各组分在不凝组分中的体积分数。

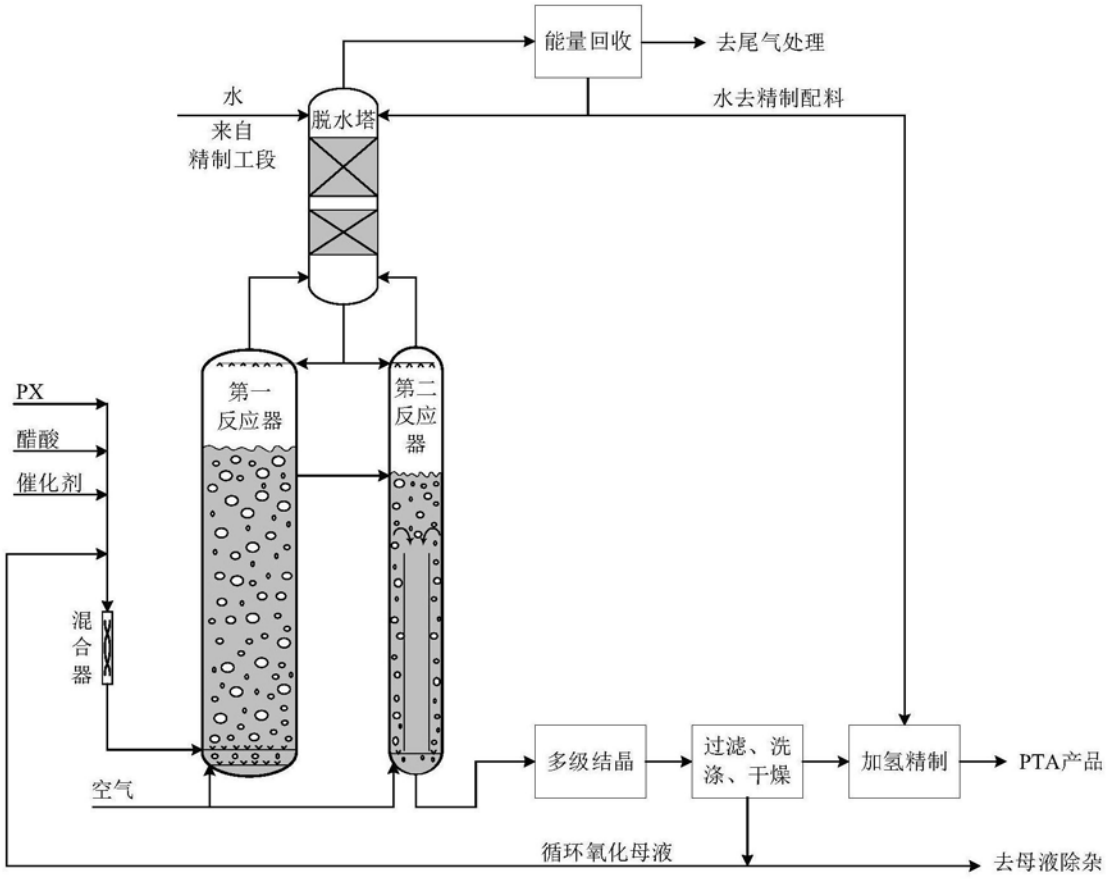
能量回收
去尾气处理
水
来自
精制工段
脱水塔
水去精制配料
PX
醋酸
催化剂
第一
反应器
第二
反应
器
混
合
器
空气
多级结晶
过滤、洗
涤、干燥
加氢精制
PTA产品
循环氧化母液
去母液除杂

图1

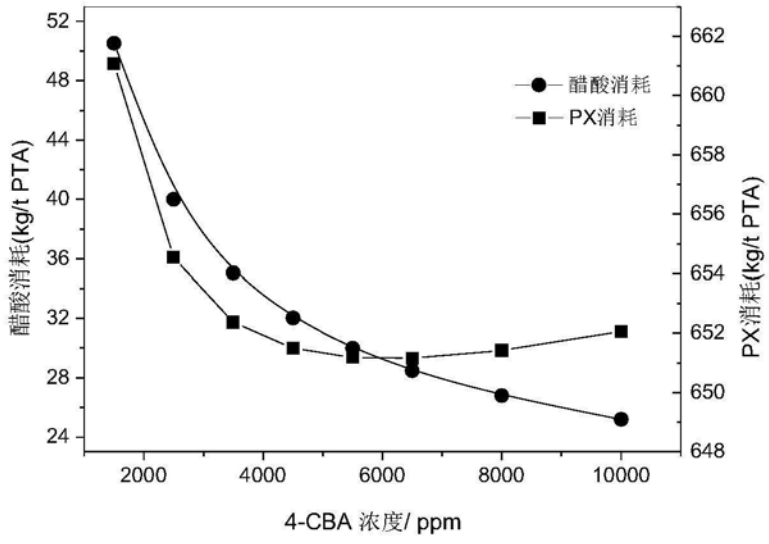
醋酸消耗
PX消耗
醋酸消耗(kg/t PTA)
PX消耗(kg/t PTA)
4-CBA 浓度/ ppm
52
48
44
40
36
32
28
24
662
660
658
656
654
652
650
648
2000
4000
6000
8000
10000

图2