

1. 一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统,其特征在於:包括一效苯蒸馏装置、二效苯蒸馏装置、三效苯蒸馏装置和苯泵槽,其中一效苯蒸馏装置由高效苯蒸馏器、一效蒸馏冷凝器、一效蒸馏尾冷器、一效蒸馏冷却器和机械真空泵组成;二效苯蒸馏装置由二效苯蒸馏塔、二效蒸馏加热器、二效蒸馏进料泵、二效蒸馏进料换热器、二效蒸馏冷却器组成;三效苯蒸馏装置由三效苯蒸馏塔、三效蒸馏加热器、三效蒸馏冷凝器、三效蒸馏尾冷器、三效蒸馏冷却器和残渣泵组成;

其中高效苯蒸馏器由一效苯蒸馏塔、余热回收加热器和一效蒸馏加热器组成;

一效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接一效蒸馏冷凝器的气相入口,一效蒸馏冷凝器的液相出口通过管道与一效蒸馏冷却器的液相入口连接,一效蒸馏冷凝器的气相出口通过管道与一效蒸馏尾冷器的入口连接,一效蒸馏尾冷器的液相出口通过管道和一效蒸馏冷却器的液相入口连接,一效蒸馏尾冷器的气相出口通过管道与机械真空泵连接;一效蒸馏冷却器的出口通过管道连接苯泵槽;

一效苯蒸馏塔的底部出口通过管道与二效蒸馏进料泵的入口连接,二效蒸馏进料泵的出口通过管道与二效蒸馏进料换热器的管侧入口连接,二效蒸馏进料换热器的管侧出口通过管道与二效苯蒸馏塔的材料入口连接;二效蒸馏进料换热器的加热介质入口通过管道与三效蒸馏加热器连接,二效蒸馏进料换热器的加热介质出口通过管道与二效蒸馏冷却器的壳侧入口连接,二效蒸馏冷却器的壳侧出口通过管道与苯泵槽连接;

二效苯蒸馏塔设置二效蒸馏加热器,三效苯蒸馏塔设置三效蒸馏加热器,二效蒸馏加热器通过管道引入外部热源;

二效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接三效蒸馏加热器,二效苯蒸馏塔的底部出口通过管道连接至三效苯蒸馏塔的材料入口;

三效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接一效蒸馏加热器的加热介质入口,一效蒸馏加热器的加热介质出口通过管道连接三效蒸馏冷凝器的壳侧入口,三效蒸馏冷凝器的液相出口通过管道与三效蒸馏冷却器的入口连接,三效蒸馏冷凝器的气相出口与三效蒸馏尾冷器的壳侧入口连接,三效蒸馏尾冷器的液相出口通过管道和三效蒸馏冷却器的入口连接,三效蒸馏冷却器的出口连接苯泵槽;

三效苯蒸馏塔的底部出口通过管道连接残渣泵,实现苯渣外送。

2. 根据权利要求1所述的一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统,其特征在於:高效苯蒸馏器内余热回收加热器和一效蒸馏加热器并联连接;具体的:

高效苯蒸馏器包括一效苯蒸馏塔(1)、余热回收加热器(23)和一效蒸馏加热器(24),所述一效苯蒸馏塔(1)上部一侧开设有粗苯进口(2),一效苯蒸馏塔(1)顶部开设第一苯蒸气出口(3),一效苯蒸馏塔(1)底部开设苯出口(4),所述一效苯蒸馏塔(1)外侧安装有液位计(5),在所述一效苯蒸馏塔(1)内部的上侧,从上到下依次安装槽盘式液体分布器(6)、填料压板(7)、填料(25)和填料支撑板(8);

所述一效苯蒸馏塔(1)的底部,苯出口(4)的两侧设有第一连接管道(9)和第二连接管道(10),所述第一连接管道(9)连接余热回收加热器(23),第二连接管道(10)连接一效蒸馏加热器(24),所述余热回收加热器(23)壳侧上部一侧开设工艺水蒸气进口(11),对应的下部开设工艺水蒸气出口(12),在所述余热回收加热器(23)内部安装有第一高效换热管(13),第一高效换热管(13)内的苯与工艺水蒸气进行热交换,所述余热回收加热器(23)壳

侧上部开设有第一排气口(14),在余热回收加热器(23)壳侧的下部设有第一导淋口(15),在余热回收加热器(23)的顶部一侧设有第三连接管(16),第三连接管(16)连接一效苯蒸馏塔(1);

所述一效蒸馏加热器(24)壳侧上部一侧开设苯蒸气进口(18),对应的下部开设第二苯蒸气出口(19),在所述一效蒸馏加热器(24)内部安装有第二高效换热管(20),第二高效换热管(20)内的苯与苯蒸气进行热交换,所述一效蒸馏加热器(24)壳侧上部开设有第二排气口(21),在一效蒸馏加热器(24)壳侧的下部设有第二导淋口(22),在一效蒸馏加热器(24)的顶部一侧设有第四连接管(17),第四连接管(17)连接一效苯蒸馏塔(1);

当高效苯蒸馏器工作时,来自苯贮罐内粗苯连续投入一效苯蒸馏塔(1)内,进入一效苯蒸馏塔(1)内的粗苯从上至下依次通过液体分布器(6)、填料(25)均匀流入塔底部后,一部分进入余热回收加热器(23)内与工艺水蒸气进行热交换,另一部分进入一效蒸馏加热器(24)内与三效苯蒸馏塔蒸出的苯蒸气进行热交换,热交换完毕后均回流到一效苯蒸馏塔(1)内,蒸出的苯蒸气从下至上依次通过填料(25)、第一苯蒸气出口(3)进入一效蒸馏冷凝器内,一效苯蒸馏塔(1)塔釜内未蒸发的液苯则通过下部的苯出口(4)由二效蒸馏进料泵抽出送入二效蒸馏进料换热器内。

一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及己内酰胺生产技术领域,具体说是一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统。

背景技术

[0002] 在己内酰胺精制工段,为提纯己内酰胺需要用萃取剂苯对己内酰胺进行萃取,再用水对苯中的己内酰胺进行反萃取。萃取过程中,由于副产物在苯中的累积,必须对苯进行再生。目前苯再生全部采用蒸馏的方法,将苯从塔顶蒸出来提纯,并且国内一般采用单塔蒸馏或二效蒸馏,一方面,耗费较多的蒸汽量,一般每蒸馏提纯一吨苯需要消耗蒸汽0.110~0.20吨,另一方面,需要大量的循环水对蒸馏出的苯蒸汽进行冷凝和冷却,能耗较高,因此不得降低粗苯蒸馏的比例,从而影响萃取效果,最终影响己内酰胺的产品质量。

[0003] 如何更好的应用生产过程中的工艺热量,降低外来蒸汽的使用量,并且减少循环水的用量,达到热量的循环利用,从而降低己内酰胺的生产成本,提高己内酰胺的产品纯度质量是目前亟待解决的问题。

发明内容

[0004] 为解决上述问题,本实用新型的目的是提供一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统。

[0005] 本实用新型为实现上述目的,通过以下技术方案实现:

[0006] 一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统,包括一效苯蒸馏装置、二效苯蒸馏装置、三效苯蒸馏装置和苯泵槽,其中一效苯蒸馏装置由高效苯蒸馏器、一效蒸馏冷凝器、一效蒸馏尾冷器、一效蒸馏冷却器和机械真空泵组成;二效苯蒸馏装置由二效苯蒸馏塔、二效蒸馏加热器、二效蒸馏进料泵、二效蒸馏进料换热器、二效蒸馏冷却器组成;三效苯蒸馏装置由三效苯蒸馏塔、三效蒸馏加热器、三效蒸馏冷凝器、三效蒸馏尾冷器、三效蒸馏冷却器和残渣泵组成;

[0007] 其中高效苯蒸馏器由一效苯蒸馏塔、余热回收加热器和一效蒸馏加热器组成;

[0008] 一效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接一效蒸馏冷凝器的气相入口,一效蒸馏冷凝器的液相出口通过管道与一效蒸馏冷却器的液相入口连接,一效蒸馏冷凝器的气相出口通过管道与一效蒸馏尾冷器的入口连接,一效蒸馏尾冷器的液相出口通过管道和一效蒸馏冷却器的液相入口连接,一效蒸馏尾冷器的气相出口通过管道与机械真空泵连接;一效蒸馏冷却器的出口通过管道连接苯泵槽;

[0009] 一效苯蒸馏塔的底部出口通过管道与二效蒸馏进料泵的入口连接,二效蒸馏进料泵的出口通过管道与二效蒸馏进料换热器的管侧入口连接,二效蒸馏进料换热器的管侧出口通过管道与二效苯蒸馏塔的材料入口连接;二效蒸馏进料换热器的加热介质入口通过管道与三效蒸馏加热器连接,二效蒸馏进料换热器的加热介质出口通过管道与二效蒸馏冷却器的壳侧入口连接,二效蒸馏冷却器的壳侧出口通过管道与苯泵槽连接;

[0010] 二效苯蒸馏塔设置二效蒸馏加热器,三效苯蒸馏塔设置三效蒸馏加热器,二效蒸馏加热器通过管道引入外部热源;

[0011] 二效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接三效蒸馏加热器,二效苯蒸馏塔的底部出口通过管道连接至三效苯蒸馏塔物料入口;

[0012] 三效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接一效蒸馏加热器的加热介质入口,一效蒸馏加热器的加热介质出口通过管道连接三效蒸馏冷凝器的壳侧入口,三效蒸馏冷凝器的液相出口通过管道与三效蒸馏冷却器的入口连接,三效蒸馏冷却器的气相出口与三效蒸馏尾冷器的壳侧入口连接,三效蒸馏尾冷器的液相出口通过管道和三效蒸馏冷却器的入口连接,三效蒸馏冷却器的出口连接苯泵槽;

[0013] 三效苯蒸馏塔的底部出口通过管道连接残渣泵,实现苯渣外送。

[0014] 优选的,高效苯蒸馏器内余热回收加热器和一效蒸馏加热器并联连接;具体的:

[0015] 所述高效苯蒸馏器包括一效苯蒸馏塔、余热回收加热器和一效蒸馏加热器,所述一效苯蒸馏塔上部一侧开设有粗苯进口,用于将粗苯原料投入一效苯蒸馏塔内,一效苯蒸馏塔顶部开设第一苯蒸气出口,用于流出一效苯蒸馏塔内的苯蒸气,一效苯蒸馏塔底部开设苯出口,用于排出一效蒸馏后的液苯,所述一效苯蒸馏塔外侧安装有液位计,可通过液位计观测到一效苯蒸馏塔内的苯液位面,在所述一效苯蒸馏塔内部从上到下依次安装槽盘式液体分布器、填料压板、填料和填料支撑板,可保证粗苯经填料段汽提后更均匀地落入一效苯蒸馏塔内;

[0016] 所述一效苯蒸馏塔的底部,苯出口的两侧设有第一连接管道和第二连接管道,所述第一连接管道内的苯连续进入余热回收加热器内,第二连接管道内的苯连续进入一效蒸馏加热器内,所述余热回收加热器壳侧上部一侧开设工艺水蒸气进口,进入来自内酰胺生产装置内的余热载体,如冷凝液汽提塔和苯汽提塔气相水蒸气、重排反应热水等,对应的下部开设工艺水蒸气出口,在所述余热回收加热器内部安装有第一高效换热管,第一高效换热管内的苯与工艺水蒸气进行热交换,所述余热回收加热器壳侧上部开设有第一排气口,作用是排放余热回收加热器壳侧存在的惰性气体,在余热回收加热器壳侧的下部设有第一导淋口,停车时用于冷凝水的排出,在余热回收加热器的顶部一侧设有第三连接管,第三连接管连接一效苯蒸馏塔,被加热的苯从第三连接管道连续流入一效苯蒸馏塔内;

[0017] 所述一效蒸馏加热器壳侧上部一侧开设苯蒸气进口,三效苯蒸馏塔顶部出来的苯蒸气由此口进入,对应的下部开设第二苯蒸气出口,在所述一效蒸馏加热器内部安装有第二高效换热管,第二高效换热管内的苯与苯蒸气进行热交换,所述一效蒸馏加热器壳侧上部开设有第二排气口,作用是排放一效蒸馏加热器壳侧存在的惰性气体,在一效蒸馏加热器壳侧的下部设有第二导淋口,停车时用于冷凝苯的排出,在一效蒸馏加热器的顶部一侧设有第四连接管道,第四连接管连接一效苯蒸馏塔,被加热的苯从第四连接管道连续流回一效苯蒸馏塔内;

[0018] 当高效苯蒸馏器工作时,来自苯贮罐内的粗苯连续投入一效苯蒸馏塔内,进入一效苯蒸馏塔内的粗苯从上至下依次通过液体分布器、填料均匀流入塔底部后,一部分进入余热回收加热器内与工艺水蒸气进行热交换,另一部分进入一效蒸馏加热器内与三效苯蒸馏塔流出的苯蒸气进行热交换,热交换完毕后均流回到一效苯蒸馏塔内,蒸馏产生的苯蒸气通过一效苯蒸馏塔第一苯蒸气出口进入一效蒸馏冷凝器内,未蒸发的液苯则通过一效苯

蒸馏塔下部的苯出口由二效蒸馏进料泵抽出送入二效蒸馏进料换热器内。

[0019] 本实用新型还包括一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏方法,包括以下步骤:

[0020] ①来自苯贮罐的粗苯进入一效苯蒸馏塔中,并在一效苯蒸馏塔内进行蒸馏分离,控制一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为 $45\sim 65^{\circ}\text{C}$,塔釜温度为 $60\sim 75^{\circ}\text{C}$;一效苯蒸馏塔的压力为 $-40\sim -90\text{KPa}$;

[0021] 一效苯蒸馏塔由余热回收加热器和一效蒸馏加热器提供热量,余热回收加热器的热源为己内酰胺生产装置内的工艺余热载体,换热后回相应工序处理,一效蒸馏加热器的热源为来自三效苯蒸馏塔的温度为 $80\sim 90^{\circ}\text{C}$ 的苯蒸气;

[0022] ②经过一效苯蒸馏塔蒸馏分离产生的塔顶苯蒸气首先进入一效蒸馏冷凝器,用工业循环水进行冷凝,未冷凝苯进入一效蒸馏尾冷器用冷冻水进行冷凝,一效蒸馏冷凝器和一效蒸馏尾冷器得到的冷凝苯均进入一效蒸馏冷却器冷却至温度 $\leq 35^{\circ}\text{C}$,流入苯泵槽,供己内酰胺萃取工序使用,未被一效蒸馏尾冷器冷凝的不凝气由机械真空泵抽出放空或进火炬;

[0023] ③经过一效苯蒸馏塔蒸馏分离产生的塔底釜液苯通过二效蒸馏进料泵送至二效蒸馏进料换热器,与三效蒸馏加热器来的冷凝苯进行换热,冷凝苯经过换热后进入二效蒸馏冷却器,将冷凝苯的温度降为 $\leq 35^{\circ}\text{C}$ 后进入苯泵槽;

[0024] 经过二效蒸馏进料换热器后液苯的温度升高至 $85\sim 100^{\circ}\text{C}$,进入二效苯蒸馏塔,在二效蒸馏加热器外来蒸汽的加热下进行二效蒸馏,其中二效蒸馏塔内蒸馏产生的气相苯蒸汽进入三效蒸馏加热器,二效蒸馏塔釜液苯靠压力差进入三效苯蒸馏塔;

[0025] 二效蒸馏塔顶部气相温度 $110\sim 140^{\circ}\text{C}$,塔釜温度 $115\sim 145^{\circ}\text{C}$;二效蒸馏塔内的压力为 $0.15\sim 0.50\text{Mpa}$ (表压);

[0026] ④进入三效苯蒸馏塔的苯在三效蒸馏加热器的加热下进行三效蒸馏,三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为 $80\sim 90^{\circ}\text{C}$,塔釜温度为 $90\sim 130^{\circ}\text{C}$,三效蒸馏塔内的压力为 $0.005\sim 0.05\text{MPa}$ (表压);三效苯蒸馏塔塔顶的气相苯被送至一效蒸馏加热器,对一效苯蒸馏塔内的苯进行加热,加热后的冷凝苯和未冷凝苯蒸汽进入三效蒸馏冷凝器,用工业循环水进行冷凝,未冷凝尾气进入三效蒸馏尾冷器用冷冻水进行冷凝,经过三效蒸馏冷凝器和三效蒸馏尾冷器得到的冷凝苯均进入三效蒸馏冷却器用循环水进行冷却至温度 $\leq 35^{\circ}\text{C}$ 后流入苯泵槽,不凝气放空或送火炬;与此同时,三效苯蒸馏塔蒸馏分离产生的塔底釜液送至残渣泵,由残渣泵外送排出苯渣。

[0027] 优选的,一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为 $50\sim 55^{\circ}\text{C}$,塔釜温度为 $70\sim 75^{\circ}\text{C}$;一效苯蒸馏塔的压力为 $-60\sim -70\text{KPa}$ 。

[0028] 优选的,二效蒸馏塔顶部气相温度 $120\sim 130^{\circ}\text{C}$,塔釜温度 $125\sim 135^{\circ}\text{C}$;二效蒸馏塔内的压力为 $0.30\sim 0.40\text{MPa}$ 。

[0029] 优选的,三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为 $82\sim 85^{\circ}\text{C}$,塔釜温度为 $110\sim 120^{\circ}\text{C}$,三效蒸馏塔内的压力为 $0.01\sim 0.03\text{Mpa}$ 。

[0030] 本实用新型相比现有技术具有以下优点:

[0031] 本实用新型的己内酰胺生产中的新的苯蒸馏系统,采用三效苯蒸馏生产工艺,既回收了三效的工艺蒸汽热量,还回收了己内酰胺生产装置内的工艺余热,一方面,降低了外来蒸汽的使用量,另一方面,降低了循环水在冷凝冷却时的用量,实现了热量循环利用和降

低能耗的统一。

[0032] 本实用新型的己内酰胺生产中的新的苯蒸馏系统和苯蒸馏方法,通过余热回收加热器回收己内酰胺生产装置内的工艺余热,如冷凝液汽提塔、苯汽提塔气相水蒸气和重排反应热水等载体的余热进行一效蒸馏塔的加热;创造性的采用了一效蒸馏压力为负压,二效蒸馏压力为正压,三效蒸馏为微正压的组合方式,使得二效苯蒸馏塔的塔顶气相为三效蒸馏加热器提供热源,三效苯蒸馏塔的塔顶气相为一效蒸馏加热器提供热源,既回收了蒸馏过程的工艺蒸汽热量,又降低了苯蒸汽冷凝和冷却时的循环水使用量,采用本实用新型的苯蒸馏系统,每生产一顿己内酰胺只需外来蒸汽约 0.19~0.20吨,节省蒸汽约50%,循环水23~25吨,节省循环水约50%,节约生产成本32~35元,取得了良好的市场效应和环境效益。

[0033] 本实用新型的己内酰胺生产中的新的苯蒸馏系统,采用多效蒸馏塔组合成一个连续生产的多效蒸馏系统,配置相应加热器和冷凝器,使多效蒸馏塔系统能够连续稳定操作,有效地提高了产品质量。

附图说明

[0034] 图1为己内酰胺生产中的新的苯蒸馏系统的设备连接示意图;

[0035] 图2为高效苯蒸馏器的结构示意图;

[0036] 附图标记:1第一苯蒸馏塔 2粗苯进口 3第一苯蒸气出口 4苯出口 5液位计 6槽盘式液体分布器 7填料压板 8填料支撑板 9第一连接管 10第二连接管 11工艺水蒸气进口 12工艺水蒸气出口 13第一高效换热管 14 第一排气口 15第一导淋口 16第三连接管 17第四连接管 18苯蒸气进口 19第二苯蒸气出口 20第二高效换热管 21第二排气口 22第二导淋口 23 余热回收加热器 24一效蒸馏加热器 25填料。

具体实施方式

[0037] 余热回收加热器为市场上常规的管壳式换热器,具有二类压力容器制作资质的企业均可制作;一效蒸馏尾冷器和三效蒸馏尾冷器均为市场上常规的管壳式换热器,具有二类压力容器制作资质的企业均可制作,本申请的一效蒸馏尾冷器和三效蒸馏尾冷器均用冷冻水作为冷却介质;

[0038] 苯泵槽为常规的立式带封头槽罐;

[0039] 二效蒸馏进料换热器等其它的二效蒸馏塔、三效蒸馏塔、加热器、冷凝器和冷却器均为市场上常规的管壳式换热器,具有二类压力容器制作资质的企业均可制作;

[0040] 一效苯蒸馏塔、余热回收加热器、一效蒸馏加热器组成的高效苯蒸馏器,具有二类压力容器制作资质的企业均可制作;

[0041] 以下结合具体实施例来对本实用新型作进一步的描述。

[0042] 实施例1

[0043] 一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏系统,如图1所示,包括一效苯蒸馏装置、二效苯蒸馏装置、三效苯蒸馏装置和苯泵槽,其中一效苯蒸馏装置由高效苯蒸馏器、一效蒸馏冷凝器、一效蒸馏尾冷器、一效蒸馏冷却器和机械真空泵组成;二效苯蒸馏装置由二效苯蒸馏塔、二效蒸馏加热器、二效蒸馏进料泵、二效蒸馏进料换热器、二效蒸馏冷却器组成;三效苯

蒸馏装置由三效苯蒸馏塔、三效蒸馏加热器、三效蒸馏冷凝器、三效蒸馏尾冷器、三效蒸馏冷却器和残渣泵组成；

[0044] 其中高效苯蒸馏器由一效苯蒸馏塔、余热回收加热器和一效蒸馏加热器组成；

[0045] 一效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接一效蒸馏冷凝器的气相入口，一效蒸馏冷凝器的液相出口通过管道与一效蒸馏冷却器的液相入口连接，一效蒸馏冷凝器的气相出口通过管道与一效蒸馏尾冷器的入口连接，一效蒸馏尾冷器的液相出口通过管道和一效蒸馏冷却器的液相入口连接，一效蒸馏尾冷器的气相出口通过管道与机械真空泵连接；一效蒸馏冷却器的出口通过管道连接苯泵槽；

[0046] 一效苯蒸馏塔的底部出口通过管道与二效蒸馏进料泵的入口连接，二效蒸馏进料泵的出口通过管道与二效蒸馏进料换热器的管侧入口连接，二效蒸馏进料换热器的管侧出口通过管道与二效苯蒸馏塔的物质入口连接；二效蒸馏进料换热器的加热介质入口通过管道与三效蒸馏加热器连接，二效蒸馏进料换热器的加热介质出口通过管道与二效蒸馏冷却器的壳侧入口连接，二效蒸馏冷却器的壳侧出口通过管道与苯泵槽连接；

[0047] 二效苯蒸馏塔设置二效蒸馏加热器，三效苯蒸馏塔设置三效蒸馏加热器，二效蒸馏加热器通过管道引入外部热源；

[0048] 二效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接三效蒸馏加热器，二效苯蒸馏塔的底部出口通过管道连接至三效苯蒸馏塔的物质入口；

[0049] 三效苯蒸馏塔的顶部出口通过管道连接一效蒸馏加热器的加热介质入口，一效蒸馏加热器的加热介质出口通过管道连接三效蒸馏冷凝器的壳侧入口，三效蒸馏冷凝器的液相出口通过管道与三效蒸馏冷却器的入口连接，三效蒸馏冷凝器的气相出口与三效蒸馏尾冷器的壳侧入口连接，三效蒸馏尾冷器的液相出口通过管道和三效蒸馏冷却器的入口连接，三效蒸馏冷却器的出口连接苯泵槽；

[0050] 三效苯蒸馏塔的底部出口通过管道连接残渣泵，实现苯渣外送。

[0051] 实施例2

[0052] 一种己内酰胺生产中新的苯蒸馏方法，包括以下步骤：

[0053] ①来自苯贮罐的粗苯进入一效苯蒸馏塔中，并在一效苯蒸馏塔内进行蒸馏分离，控制一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为45~65℃，塔釜温度为60~75℃；一效苯蒸馏塔的压力为-40~-90KPa；

[0054] 一效苯蒸馏塔由余热回收加热器和一效蒸馏加热器提供热量，余热回收加热器的热源为己内酰胺生产装置内的工艺余热载体，换热后回相应工序处理，一效蒸馏加热器的热源为来自三效苯蒸馏塔的温度为80~90℃的苯蒸气；

[0055] ②经过一效苯蒸馏塔蒸馏分离产生的塔顶苯蒸气首先进入一效蒸馏冷凝器，用工业循环水进行冷凝，未冷凝苯进入一效蒸馏尾冷器用冷冻水进行冷凝，一效蒸馏冷凝器和一效蒸馏尾冷器得到的冷凝苯均进入一效蒸馏冷却器冷却至温度 $\leq 35^{\circ}\text{C}$ ，流入苯泵槽，供己内酰胺萃取工序使用，未被一效蒸馏尾冷器冷凝的不凝气由机械真空泵抽出放空或进火炬；

[0056] ③经过一效苯蒸馏塔蒸馏分离产生的塔底釜液苯通过二效蒸馏进料泵送至二效蒸馏进料换热器，与三效蒸馏加热器来的冷凝苯进行换热，冷凝苯经过换热后进入二效蒸馏冷却器，将冷凝苯的温度降为 $\leq 35^{\circ}\text{C}$ 后进入苯泵槽；

[0057] 经过二效蒸馏进料换热器后液苯的温度升高至85~100℃,进入二效苯蒸馏塔,在二效蒸馏加热器外来蒸汽的加热下进行二效蒸馏,其中二效蒸馏塔内蒸馏产生的气相苯蒸汽进入三效蒸馏加热器,二效蒸馏塔釜液苯靠压力差进入三效苯蒸馏塔;

[0058] 二效蒸馏塔顶部气相温度110~140℃,塔釜温度115~145℃;二效蒸馏塔内的压力为0.15~0.50Mpa(表压);

[0059] ④进入三效苯蒸馏塔的苯在三效蒸馏加热器的加热下进行三效蒸馏,三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为80~90℃,塔釜温度为90~130℃,三效蒸馏塔内的压力为0.005~0.05MPa(表压);三效苯蒸馏塔塔顶的气相苯被送至一效蒸馏加热器,对一效苯蒸馏塔内的苯进行加热,加热后的冷凝苯和未冷凝苯蒸汽进入三效蒸馏冷凝器,用工业循环水进行冷凝,未冷凝尾气进入三效蒸馏尾冷器用冷冻水进行冷凝,经过三效蒸馏冷凝器和三效蒸馏尾冷器得到的冷凝苯均进入三效蒸馏冷却器用循环水进行冷却至温度≤ 35℃后流入苯泵槽,不凝气放空或送火炬;与此同时,三效苯蒸馏塔蒸馏分离产生的塔底釜液送至残渣泵,由残渣泵外送排出苯渣。

[0060] 实施例3

[0061] 系统设备同实施例1,生产方法同实施例2,其区别在于:

[0062] 一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为45℃,塔釜温度为60℃;一效苯蒸馏塔的压力为-90KPa;一效蒸馏加热器的热源为来自三效苯蒸馏塔的温度为 80℃的苯蒸气;经过二效蒸馏进料换热器后塔底釜液苯的温度升高至95℃,进入二效苯蒸馏塔,二效蒸馏塔顶部气相温度140℃,塔釜温度145℃;二效蒸馏塔内的压力为0.50MPa;三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为90℃,塔釜温度为130℃,压力为0.05MPa。

[0063] 实施例4

[0064] 系统设备同实施例1,生产方法同实施例2,其区别在于:

[0065] 一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为65℃,塔釜温度为75℃;一效苯蒸馏塔的压力为-40KPa;一效蒸馏加热器的热源为来自三效苯蒸馏塔的温度为 90℃的苯蒸气;经过二效蒸馏进料换热器后塔底釜液苯的温度升高至70℃,进入二效苯蒸馏塔,二效蒸馏塔顶部气相温度110℃,塔釜温度115℃;二效蒸馏塔内的压力为0.15MPa;三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为80℃,塔釜温度为90℃,压力为0.005MPa。

[0066] 实施例5

[0067] 系统设备同实施例1,生产方法同实施例2,其区别在于:

[0068] 一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为50℃,塔釜温度为70℃;一效苯蒸馏塔的压力为-70KPa;二效蒸馏塔顶部气相温度120℃,塔釜温度125℃;二效蒸馏塔内的压力为0.30MPa;三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为82℃,塔釜温度为110℃,压力为0.03MPa。

[0069] 实施例6

[0070] 系统设备同实施例1,生产方法同实施例2,其区别在于:

[0071] 一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为55℃,塔釜温度为75℃;一效苯蒸馏塔的压力为-60KPa;二效蒸馏塔顶部气相温度130℃,塔釜温度135℃;二效蒸馏塔内的压力为0.40MPa;三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为85℃,塔釜温度为120℃,压力为0.01MPa。

[0072] 实施例7

[0073] 系统设备同实施例1,生产方法同实施例2,其区别在于:

[0074] 一效苯蒸馏塔塔顶气相温度为52℃,塔釜温度为72℃;一效苯蒸馏塔的压力为-65KPa;二效蒸馏塔顶部气相温度125℃,塔釜温度130℃;二效蒸馏塔内的压力为0.35MPa;三效苯蒸馏塔塔顶气相温度为84℃,塔釜温度为115℃,压力为0.02MPa。

[0075] 实施例8

[0076] 高效苯蒸馏器包括一效苯蒸馏塔1、余热回收加热器23、一效蒸馏加热器24,其中余热回收加热器23和一效蒸馏加热器24并联连接;如图2所示,包括一效苯蒸馏塔1、余热回收加热器23和一效蒸馏加热器24,所述一效苯蒸馏塔1上部一侧开设有粗苯进口2,用于将粗苯原料投入一效苯蒸馏塔1内,一效苯蒸馏塔1顶部开设第一苯蒸气出口3,用于逸出一效苯蒸馏塔1内的苯蒸气,一效苯蒸馏塔1底部开设苯出口4,用于排出经加热后的苯,所述一效苯蒸馏塔1外侧安装有液位计5,可通过液位计5观测到一效苯蒸馏塔1内的苯液位面,在所述一效苯蒸馏塔1内部的上侧,从上到下依次安装槽盘式液体分布器6、填料压板7、填料25和填料支撑板8,可保证粗苯经填料段汽提后更均匀地落入一效苯蒸馏塔1内;

[0077] 所述一效苯蒸馏塔1的底部,苯出口4的两侧设有第一连接管道9和第二连接管道10,所述第一连接管道9连接余热回收加热器23,第二连接管道10连接一效蒸馏加热器24,所述余热回收加热器23上部一侧开设工艺水蒸气进口11,对应的下部开设工艺水蒸气出口12,在所述余热回收加热器23内部安装有第一高效换热管13,第一高效换热管13内的苯与工艺水蒸气进行热交换,所述余热回收加热器23上部开设有第一排气口14,作用是排放余热回收加热器壳侧存在的惰性气体,在余热回收加热器23的下部设有第一导淋口15,停车时用于冷凝水的排放,在余热回收加热器23的顶部一侧设有第三连接管16,被加热的苯从第三连接管道16连续流回一效苯蒸馏塔内;

[0078] 所述一效蒸馏加热器24上部一侧开设苯蒸气进口18,用于进三效苯蒸馏塔顶部出来的苯蒸气,对应的下部开设第二苯蒸气出口19,在所述一效蒸馏加热器24内部安装有第二高效换热管20,第二高效换热管20内的苯与苯蒸气进行热交换,所述一效蒸馏加热器24上部开设有第二排气口21,作用是排放一效蒸馏加热器壳侧存在的惰性气体,在一效蒸馏加热器24的下部设有第二导淋口22,停车时用于冷凝苯的排出,在一效蒸馏加热器24的顶部一侧设有第四连接管17,第四连接管17连接一效苯蒸馏塔1;

[0079] 当高效苯蒸馏器工作时,从苯贮罐内将粗苯投入一效苯蒸馏塔1内,进入一效苯蒸馏塔1内的苯从上至下依次通过液体分布器6、填料25均匀的流入塔底部,一部分进入余热回收加热器23内与工艺水蒸气进行热交换,另一部分进入一效蒸馏加热器24内与三效苯蒸馏塔蒸出的苯蒸气进行热交换,热交换完毕后均循环流回到一效苯蒸馏塔1内,蒸出的苯蒸气从下至上依次通过填料25、第一苯蒸气出口3进入一效蒸馏冷凝器内,一效苯蒸馏塔1塔釜内未蒸发的液苯则通过下部的苯出口4由二效蒸馏进料泵抽出送入二效蒸馏进料换热器内。

[0080] 表1实施例2~实施例7生产每吨己内酰胺锅炉蒸汽的用量表

[0081]

	生产每吨己内酰胺的锅炉蒸汽量/吨	生产每吨己内酰胺的循环水用量/吨
实施例2	0.195	25
实施例3	0.195	25
实施例4	0.210	22

实施例5	0.200	23
实施例6	0.198	23
实施例7	0.197	23

[0082] 未使用本申请时,生产每吨己内酰胺需要锅炉蒸汽的数量为0.39~0.40吨左右,循环水的用量为45~50吨左右,每吨蒸汽的成本是160元左右,每吨循环水的成本是0.1元左右,通过本申请的生产系统设备,如表1所示,可以看出生产每吨己内酰胺节约锅炉蒸汽能达到0.19~0.20吨左右,循环水的用量降低23~25吨,综合降低生产成本32~35元/吨,具有巨大的经济效益,实现了热量的重复利用,安全环保。

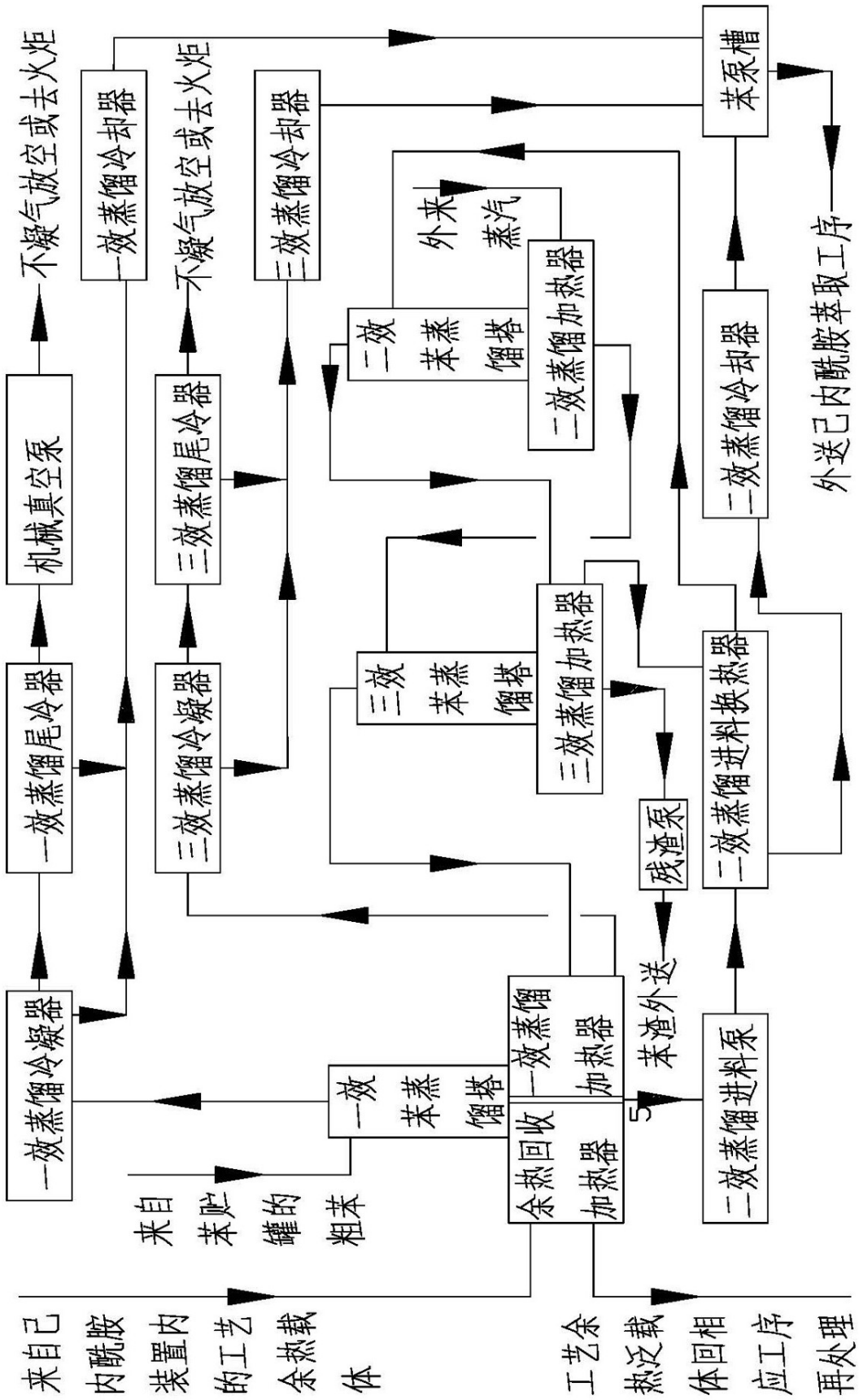


图1

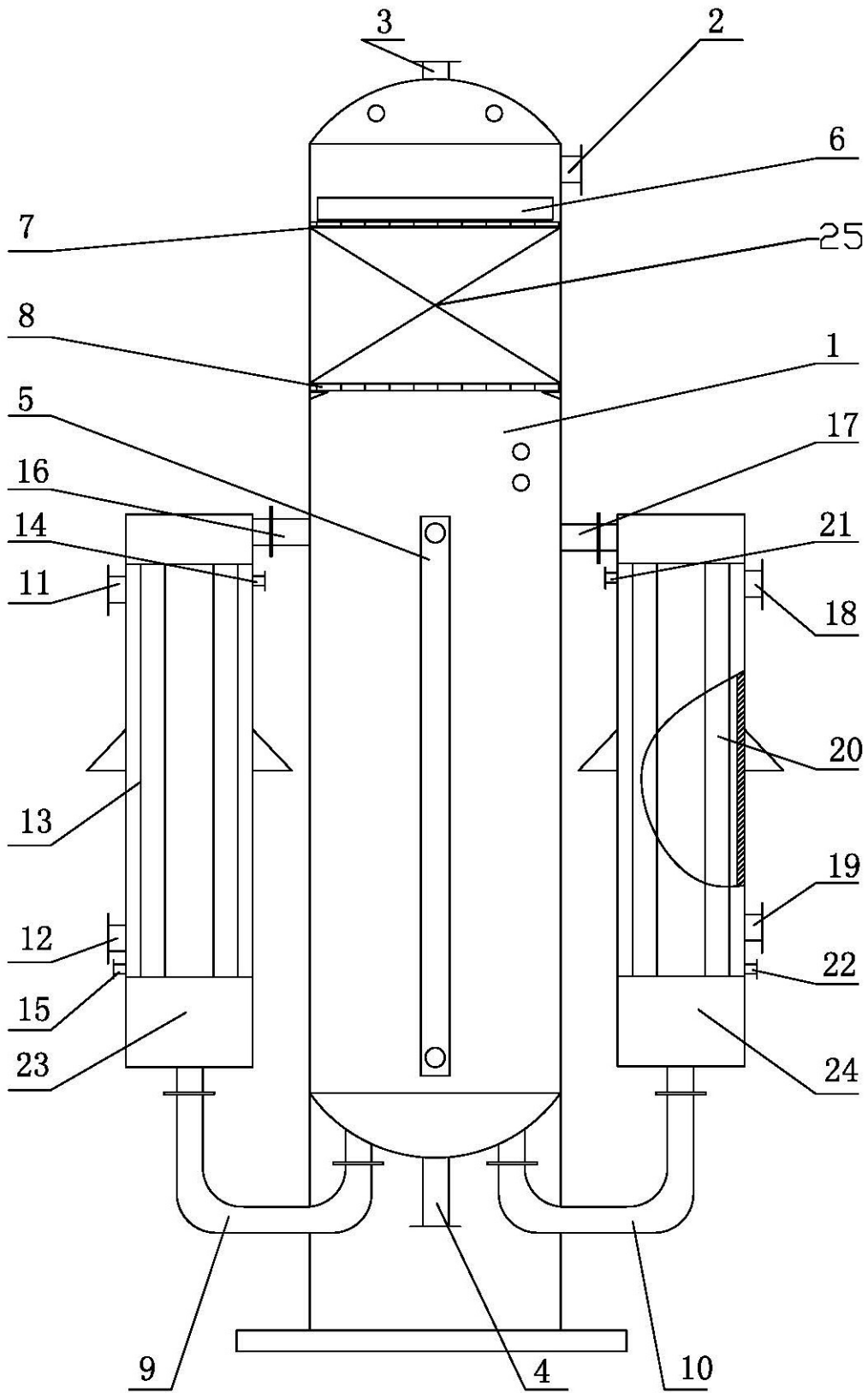


图2