



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 105936562 A

(43)申请公布日 2016.09.14

(21)申请号 201610237888.X

(22)申请日 2016.04.14

(71)申请人 天津大学

地址 300072 天津市南开区卫津路92号天津大学

(72)发明人 汪宝和 魏东炜 朱璟 陈爽 田红兵

(74)专利代理机构 天津市北洋有限责任专利代理事务所 12201

代理人 王丽

(51)Int.Cl.

C02F 9/10(2006.01)

C02F 101/34(2006.01)

C02F 101/16(2006.01)

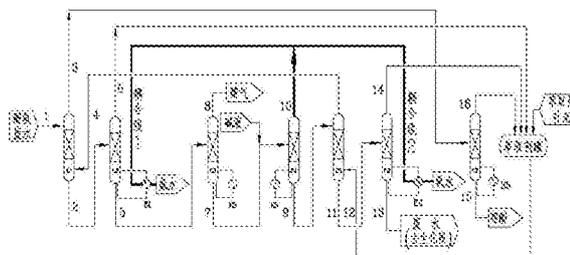
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

利用热耦合处理煤化工酚氨废水的节能方法及装置

(57)摘要

本发明涉及利用热耦合处理煤化工酚氨废水的节能方法及装置;将脱氨塔的操作压力提高,将脱萃取剂塔和水塔的操作压力降低,使得脱氨塔的塔顶蒸汽的温度与脱萃取剂塔和水塔塔釜再沸气相的温度之差达到最小传热温差以上,用脱氨塔顶蒸汽放出的热量来加热脱萃取剂塔和水塔塔釜的液相,利用两股物料的匹配换热,从而实现三塔的热耦合;本发明将脱萃取剂塔与水塔再沸器与脱氨塔冷凝器进行耦合,降低了热源消耗;耦合后,省去了脱氨塔的塔顶冷凝器,节省了设备投资费用。解决了煤化工过程中酚氨废水回收利用中能量消耗高的技术难题,通过设备的耦合,达到节能的目的,具有很高的经济和社会价值。



1. 一种利用热耦合处理煤化工酚氨废水的节能方法;其特征是将脱氨塔的操作压力提高,将脱萃取剂塔和水塔的操作压力降低,使得脱氨塔的塔顶蒸汽的温度与脱萃取剂塔和水塔塔釜再沸气相的温度之差达到最小传热温差以上,用脱氨塔顶蒸汽放出的热量来加热脱萃取剂塔和水塔塔釜的液相,利用两股物料的匹配换热,从而实现三塔的热耦合。

2. 如权利要求1所述的方法,其特征是所述的脱氨塔的操作压力为绝对压力0.1~0.5MPa,脱萃取剂塔压力为绝对压力0.06~0.1MPa,水塔0.06~0.1MP。

3. 实现权利要求1的从煤化工废水中回收酚氨的热耦合节能装置,其特征是脱氨塔顶分别与脱萃取剂塔再沸器、水塔再沸器相连,脱氨塔塔顶冷凝器与相连的再沸器为同一设备;脱氨塔塔顶回收氨气,脱萃取剂塔顶和水塔顶回收萃取剂。

利用热耦合处理煤化工酚氨废水的节能方法及装置

技术领域

[0001] 本发明属于精馏技术领域,涉及一种煤化工中含酚和氨的废水处理方法。特别是涉及一种利用热耦合技术,从煤化工装置产生的废水中回收酚、氨的节能方法。

背景技术

[0002] 近年来,在煤炭清洁利用的大背景下,新型煤化工产业发展迅速,如煤制兰炭、煤制烯烃、煤制油、煤制气、煤制醇等。在煤化工中都会产生大量的废水,这些废水一般包括煤转化过程中新产生的水、原煤本身所带水、以及工艺中进行冷却、洗涤的水等,这些煤化工废水特点是:(1)成分及其复杂,含有大量酚类等有机污染物,以及氨氮等有害物质。(2)工艺中产生的废水量大,必须进行大规模工业处理。

[0003] 对于该类废水,国内外普遍采用化工分离与生化处理相结合的方式来处理,化工分离主要是提高废水的可生化性和降低生化处理成本。化工分离主要包括萃取、汽提、酚氨回收、萃取剂回收等单元过程。例如文献报道的鲁奇工艺(煤化工,2013,(2):43-46),华南理工大学工艺(中国专利201210145137.7),河南龙成煤高效技术应用有限公司工艺(中国专利201310450609.4)等。其中萃取脱酚是利用酚在萃取剂中的溶解度大于在水中的溶解度的特性,将废水中酚类物质转移至萃取剂中,实现酚的脱除(中国专利200610033936.X)。对于废水中存在的氨等气体的脱除,广泛采用的是加压塔汽提工艺(中国专利200810106916.X,及Industrial Wastewater Treatment Technology.2nd Ed.London: Butterworths,1985)。这种技术优点是既回收废水中的酚,又提高废水的可生化性,但处理成本较高。由于焦油物质及煤灰颗粒的存在,很容易堵塞塔盘,尤其在处理兰炭废水的情况下,更容易造成堵塞,不能正常的进行精馏操作。

[0004] 本发明的目的就是提供一种差压热耦合处理煤化工废水的系统,解决现有煤气化或焦化废水处理存在能耗高及易堵塞的问题。

发明内容

[0005] 为了解决现有技术的问题,本发明拟通过热耦合技术,达到从煤化工废水中回收酚、氨的同时,降低整个回收装置的能耗;实现节能减排的目的。

[0006] 本发明的技术方案如下:

[0007] 一种利用热耦合处理煤化工酚氨废水的节能方法,将脱氨塔的操作压力提高,将脱萃取剂塔和水塔的操作压力降低,使得脱氨塔的塔顶蒸汽的温度与脱萃取剂塔和水塔塔釜再沸气相的温度之差达到最小传热温差以上,用脱氨塔顶蒸汽放出的热量来加热脱萃取剂塔和水塔塔釜的液相,利用两股物料的匹配换热,从而实现三塔的热耦合。

[0008] 所述的脱氨塔的操作压力为绝对压力0.1~0.5MPa,脱萃取剂塔压力为绝对压力0.06~0.1MPa,水塔0.06~0.1MP。保证脱氨塔的压力大于脱萃取剂塔及水塔的压力。

[0009] 本发明的利用热耦合处理煤化工酚氨废水的装置,主要包括脱氨塔C4、脱萃取剂塔C2和水塔C6;脱氨塔顶分别与脱萃取剂塔再沸器、水塔再沸器相连,脱氨塔塔顶冷凝器与

相连的再沸器为同一设备;脱氨塔塔顶回收氨气,脱萃取剂塔顶和水塔顶回收萃取剂。

[0010] 本发明的特点在于:将脱氨塔的压力适当提高一些,将脱萃取剂塔与水塔的操作压力适当降低一些,使得脱氨塔的塔顶冷凝液的温度和脱萃取剂塔、水塔塔釜再沸气相的温度之差达到最小热温差以上,并且使得脱氨塔塔顶冷凝放出的热量和脱萃取剂塔、水塔塔釜再沸所需的热量尽量耦合匹配。这样,即可用脱氨塔塔顶蒸汽放出的热量来同时加热脱萃取剂塔与水塔塔釜的液相,利用该三股物料的匹配换热从而实现三塔的热耦合,充分利用塔顶蒸汽的热量,达到节能的目的。实现节能的目标。

[0011] 本发明的优点在于:本发明的优点在于:(1)将脱萃取剂塔与水塔再沸器与脱氨塔冷凝器进行耦合,降低了热源消耗;(2)耦合后,省去了脱氨塔的塔顶冷凝器,节省设备投资费用。(3)解决了煤化工过程中酚氨废水回收利用中能量消耗高的技术难题,通过设备的耦合,达到节能的目的,具有很高的经济和社会价值。

附图说明

[0012] 图1:为从酚氨废水中回收有机物的差压热耦合节能工艺示意图。

[0013] 图2:为现有工艺流程示意图。

[0014] 图中,各标号所代表的部件列表如下:

[0015] C1预萃取塔,C2脱萃取剂塔,C3脱酸塔,C4脱氨塔,C5萃取塔,C6水塔,C7萃取剂回收塔;E1脱萃取剂塔再沸器,E2脱酸塔再沸器,E3脱氨塔再沸器,E4水塔再沸器,E5萃取剂回收塔再沸器;1酚氨废水原料;2预萃取塔C1萃余相;3预萃取塔C1萃取相;4来自萃取塔C5萃取相;5脱萃取剂塔C2釜液;6脱萃取剂塔C2塔顶蒸汽;7脱酸塔C3釜液采出物;8脱酸塔C3塔顶采出物;9脱氨塔C4釜液采出物;10脱氨塔C4塔顶采出物;11萃取塔C5萃余相;12萃取剂;13水塔C6釜液采出物;14水塔C6塔顶蒸汽;15萃取剂回收塔C7塔釜采出物;16萃取剂回收塔C7塔顶采出物。

具体实施方式

[0016] 下面结合附图和实施例详细描述本发明。

[0017] 本发明的工艺流程如图1所示,包括有预萃取塔C1、脱萃取剂塔C2、脱酸塔C3、脱氨塔C4、萃取塔C5、水塔C6和萃取剂回收塔C7。酚氨废水1与萃取剂4经预萃取塔C1操作,萃余相2进入脱萃取剂塔C2,萃取相3进入萃取剂回收塔C7,脱萃取剂塔塔底设置有脱萃取剂塔再沸器E1,塔顶蒸汽6采出萃取剂,C2塔釜釜液5进入脱酸塔C3;脱酸塔塔底设置有脱酸塔再沸器E2,塔顶蒸汽8采出酸气,C3塔釜釜液7进入脱氨塔C4;脱氨塔塔底设置有脱氨塔再沸器E3,脱氨塔C4塔顶的上升蒸汽10同时分别进入脱萃取剂塔再沸器E1的热端及水塔C6再沸器E4的热端,经换热后的塔顶的物料变成部分冷凝液或者饱和液体氨回收,C4塔釜釜液9进入萃取塔C5;C5萃取相4进入脱萃取剂塔C2,萃余相11进入水塔C6;水塔塔底设置有水塔再沸器E4,塔顶蒸汽14采出萃取剂,塔釜釜液13为去生化段处理废水;萃取剂回收塔C7塔底设置有萃取剂回收塔再沸器E5,塔顶蒸汽16采出萃取剂,萃取剂回收塔塔底排出酚15。

[0018] 将脱氨塔的操作压力提高,将脱萃取剂塔和水塔的操作压力降低,使得脱氨塔的塔顶蒸汽的温度与脱萃取剂塔和水塔塔釜再沸气相的温度之差达到最小传热温差以上,用脱氨塔顶蒸汽放出的热量来加热脱萃取剂塔和水塔塔釜的液相,利用两股物料的匹配换

热,从而实现三塔的热耦合。脱氨塔的操作压力为绝对压力0.1~0.5MPa,脱萃取剂塔压力为绝对压力0.06~0.1MPa,水塔0.06~0.1MPa。保证脱氨塔的压力大于脱萃取剂塔及水塔的压力。

[0019] 现有工艺流程如图2所示,与本发明工艺流程的主要区别在于脱氨塔C4塔顶的上升蒸汽10没有充分利用其热值。

[0020] 对本领域的熟练技术人员来说,应该了解到利用热耦合处理煤化工酚氨废水的节能方法及装置;在上面的装置和下列实施例中公开的技术代表本发明人所发明的技术,其在本发明的实施中很好地起作用,并因而可以认为这些技术构成了其实施的优选模式。但本领域的熟练技术人员应该理解,基于这些公开内容,在不偏离本发明范围的情况下,可以对这里所公开的具体实施方案进行许多改变,并且仍然可以得到相同或类似结果。需要特别说明的是,以下示例中数据是仔细模拟的结果,试验或全规模的研究并不能改变结论性的东西。

[0021] 实施例1

[0022] 如图1所示。以每小时360吨、含酚、氨和酸分别为11000mg/L、5000mg/L和1800mg/L的废水为例,加入萃取剂MIBK为60吨/小时,将脱氨塔C4的操作压力适当提高为绝压0.5MPa,脱萃取剂塔C2的操作压力为绝压0.07MPa,水塔C6的操作压力为绝压0.07MPa,用脱氨塔塔顶蒸汽10放出的热量通过脱萃取剂塔再沸器E1和水塔再沸器E4分别来加热脱萃取剂塔塔釜及水塔塔釜的液相,利用该三股物料的匹配换热,从而实现三塔的热耦合。脱萃取剂塔顶和水塔顶回收萃取剂;脱氨塔塔顶回收氨,水塔塔釜排出工艺废水;萃取剂回收塔釜采出酚。此时三塔的再沸器的热负荷如表1所示。

[0023] 实施例2

[0024] 如图1所示。以每小时360吨、含酚、氨和酸分别为11000mg/L、5000mg/L和1800mg/L的废水为例,加入萃取剂MIBK为60吨/小时,将脱氨塔C4的操作压力适当提高为绝压0.5MPa,脱萃取剂塔C2的操作压力为绝压0.1MPa,水塔C6的操作压力为绝压0.1MPa,用脱氨塔塔顶蒸汽10放出的热量通过脱萃取剂塔再沸器E1和水塔再沸器E4分别来加热脱萃取剂塔塔釜及水塔塔釜的液相,利用该三股物料的匹配换热,从而实现三塔的热耦合。脱萃取剂塔顶和水塔顶回收萃取剂;脱氨塔塔顶回收氨,水塔塔釜排出工艺废水;萃取剂回收塔釜采出酚。此时三塔的再沸器的热负荷如表1所示。

[0025] 实施例3

[0026] 如图1所示。以每小时360吨、含酚、氨和酸分别为11000mg/L、5000mg/L和1800mg/L的废水为例,加入萃取剂MIBK为60吨/小时,将脱氨塔C4的操作压力适当提高为绝压0.4MPa,脱萃取剂塔C2的操作压力为绝压0.07MPa,水塔C6的操作压力为绝压0.07MPa,用脱氨塔塔顶蒸汽10放出的热量通过脱萃取剂塔再沸器E1和水塔再沸器E4分别来加热脱萃取剂塔塔釜及水塔塔釜的液相,利用该三股物料的匹配换热,从而实现三塔的热耦合。脱萃取剂塔顶和水塔顶回收萃取剂;脱氨塔塔顶回收氨,水塔塔釜排出工艺废水;萃取剂回收塔釜采出酚。此时三塔的再沸器的热负荷如表1所示。

[0027] 比较例1

[0028] 如图2所示。采用传统非热耦合工艺,以每小时360吨、含酚、氨和酸分别为11000mg/L、5000mg/L和1800mg/L的废水为例,加入萃取剂MIBK为60吨/小时,脱氨塔C4的操

作压力为绝压0.5MPa,脱萃取剂塔C1的操作压力为绝压0.1MPa,水塔C6的操作压力为绝压0.1MPa。此时三塔的再沸器的热负荷如表1所示。

[0029] 表1 各再沸器热负荷及节能

[0030]

示例	热负荷/M×kJ/h			总负荷/M×kJ/h	节能/%
	再沸器 E1	再沸器 E3	再沸器 E4		
实施例 1	10.1	24.1	6.2	24.1	52.3
实施例 2	13.5	27.1	10	27.1	46.6
实施例 3	10.1	25.3	9.3	25.3	50
比较例 1	13.5	27.1	10	50.6	

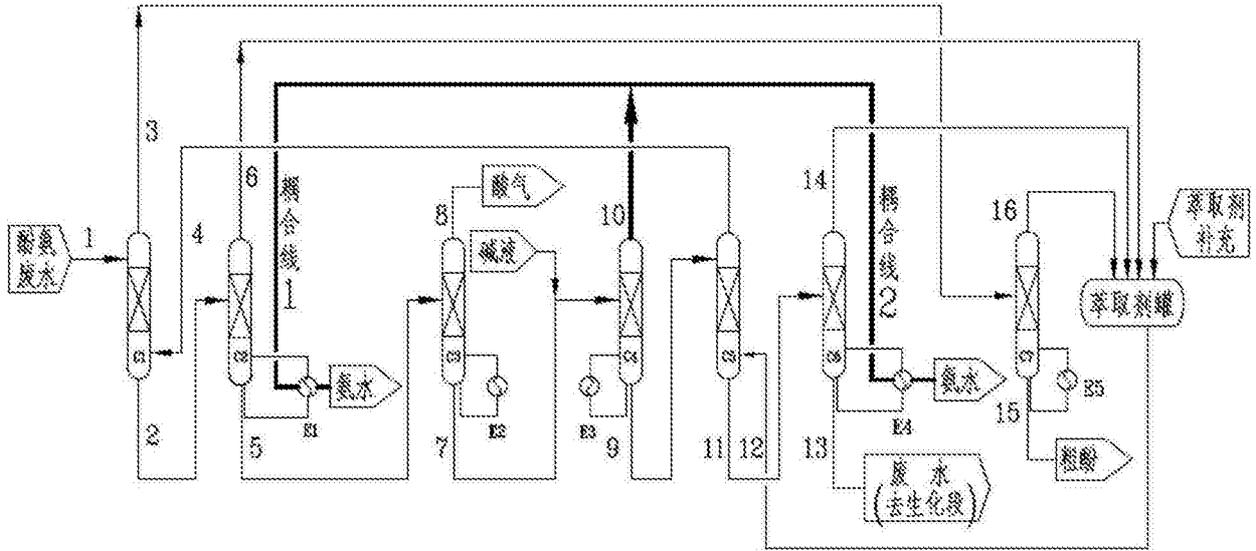


图1

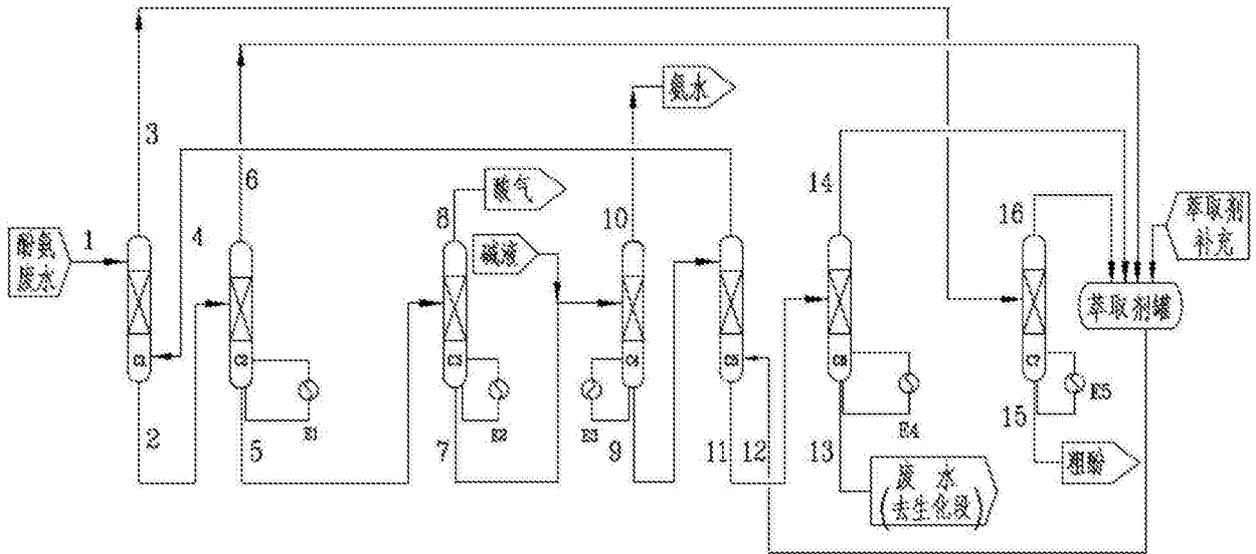


图2