



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105273757 B

(45)授权公告日 2017.06.30

(21)申请号 201410359772.4

(22)申请日 2014.07.25

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 105273757 A

(43)申请公布日 2016.01.27

(73)专利权人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22号

专利权人 中国石油化工股份有限公司北京
化工研究院

(72)发明人 邵华伟 李东风 张敬升 刘智信

邹弋 胡志彦

(74)专利代理机构 北京思创毕升专利事务所

11218

代理人 周媛

(51)Int.Cl.

C10G 70/06(2006.01)

C07C 11/04(2006.01)

C07C 9/06(2006.01)

C07C 7/11(2006.01)

(56)对比文件

CN 101565348 A,2009.10.28,

CN 101486625 A,2009.07.22,

US 6308532 B1,2001.10.30,

CN 101063048 A,2007.10.31,

审查员 孟令柱

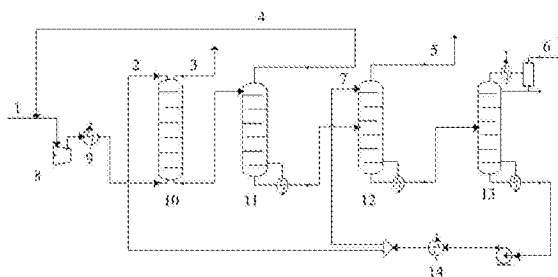
权利要求书1页 说明书8页 附图1页

(54)发明名称

一种NMP吸收分离炼厂干气的方法

(57)摘要

本发明公开了一种NMP吸收分离炼厂干气的方法。包括:炼厂干气经压缩冷却后,采用NMP为吸收剂,经过两次吸收和解吸,在第二吸收塔塔顶得到富乙烷气产品,第二解吸塔塔顶得到富乙烯气产品。本发明的方法可以回收炼厂干气中的乙烷和乙烯组份,并降低后续乙烯分离单元的负荷和能耗。由于吸收温度在5度以上,不需要乙烯制冷剂 and 膨胀机,降低了投资。



1. 一种NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于所述方法包括:

炼厂干气经压缩冷却后,采用NMP为吸收剂,经过两次吸收和解吸,在第二吸收塔塔顶得到富乙烷气产品,第二解吸塔塔顶得到富乙烯气产品;

具体步骤如下:

(1) 炼厂干气经压缩和冷却后送入第一吸收塔;

(2) 第一吸收塔内,采用NMP作为吸收剂吸收干气中的C₂馏分和更重组份;第一吸收塔的塔釜物流送至第一解吸塔,塔顶物流送入燃料系统;

(3) 第一解吸塔塔顶得到解吸气,返回压缩机入口;塔釜物流送至第二吸收塔;

(4) 第二吸收塔内采用NMP作为吸收剂吸收气相中的乙烯和重组份,在塔顶得到富乙烷气产品;塔釜物流送至第二解吸塔;

(5) 第二解吸塔塔顶得到富乙烯气产品,在塔釜得到NMP吸收剂,冷却后返回第一吸收塔和第二吸收塔循环使用。

2. 如权利要求1所述的NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于:

步骤(1)中,炼厂干气压缩至4.0~6.0MPa,冷却至5℃~15℃后送入第一吸收塔。

3. 如权利要求2所述的NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于:

步骤(1)中采用三段压缩逐级提高所述的炼厂干气的压力。

4. 如权利要求3所述的NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于:

步骤(3)中第一解吸塔塔顶气体返回压缩机二段入口。

5. 如权利要求1所述的NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于:

步骤(5)中的第二解吸塔塔釜得到的NMP溶剂经冷却至5℃~20℃后返回第一吸收塔和第二吸收塔循环使用;

第二解吸塔塔釜引入一股新鲜NMP作为补充。

6. 如权利要求1所述的NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于:

步骤(5)中第二解吸塔塔顶得到的富乙烯气产品送入脱氧器进行脱氧处理,以脱除富乙烯气中的氧和氮氧化物NO_x。

7. 如权利要求1~6中任一项所述的NMP吸收分离炼厂干气的方法,其特征在于:

第一吸收塔的理论板数为10~30,操作压力为3.0~5.0MPa,塔顶温度为10℃~25℃,塔釜温度为10℃~30℃;

第一解吸塔的理论板数为10~30,操作压力为1.5~2.5MPa,塔顶温度为10℃~30℃,塔釜温度为190℃~350℃;

第二吸收塔的理论板数为30~50,操作压力为0.4~1.0MPa,塔顶温度为10℃~30℃,塔釜温度为190℃~350℃;

第二解吸塔的理论板数为10~30,操作压力为0.1~1.0MPa,塔顶温度为10℃~80℃,塔釜温度为190℃~350℃。

一种NMP吸收分离炼厂干气的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及干气回收领域,进一步地说,是涉及一种NMP吸收分离炼厂干气的方法。

背景技术

[0002] 炼厂干气来源于原油二次加工,如催化裂化、延迟焦化等过程。干气中通常含有大量的乙烯和乙烷组份,如焦化干气中的乙烷摩尔含量约20%,催化干气中乙烷摩尔含量约为15~24%,乙烯摩尔含量约为12~20%。目前炼厂干气主要作为燃料烧掉,利用价值较低。如果将干气中的烷烃、烯烃回收,送往乙烯工厂作为生产乙烯的原料,可以节省大量裂解原料油,降低乙烯生产成本,经济效益和社会效益十分明显。

[0003] 目前从炼厂干气中回收乙烷、乙烯组份的方法主要有深冷分离法、变压吸附法、浅冷油吸收法等,各种方法各具特点。深冷分离法工艺成熟,乙烯回收率高,但投资大,用于稀乙烯回收能耗较高;变压吸附法操作简单,能耗较低,但产品纯度低,乙烯回收率低,占地面积大。

[0004] 浅冷油吸收法主要是利用吸收剂对气体中各组分的溶解度不同来分离气体混合物,一般先利用吸收剂吸收C2和C2以上的重组份,分离出甲烷、氢气等不凝气,再用精馏法分离吸收剂中的各组分。该方法具有C2C3回收率高,生产安全,运行可靠,对原料气的适应性强等特点,是目前具有竞争力的技术之一。但回收得到的产品气中通常含有大量烯烃,无法直接进乙烯裂解炉,需要送到乙烯装置的碱洗塔进一步分离。产品气中的乙烷组份经过深冷分离过程,最终返回裂解炉作原料,占用了脱乙烷塔、乙烯精馏塔等装置的负荷并消耗了大量冷量。

[0005] US 5502971公开了一种回收C2及更重烃类的低压低温工艺,适用于炼厂干气的回收。该工艺取消了传统的高压方案,采用低压技术,这样回收温度就可以保持在硝酸树脂生成的温度之上,避免了危险的潜在可能性,同时还可以保持较高的烯烃收率。虽然该工艺采用了低压方案,但温度仍低达-100℃,仍属于深冷分离工艺的一种,因此投资较大,能耗较高。

[0006] US 6308532提出了一种从炼厂干气中回收乙烯和丙烯的工艺,该工艺包括从吸收塔釜抽出C3、C4、C5、C6液体并将部分塔釜液相物料循环至塔顶,从而保持了塔顶冷凝器的冷冻温度不低于-95℃,同时在吸收塔中富含丙烯或乙烯-丙烯区域抽出气相测线。尽管该工艺将部分塔釜物料循环至塔顶以保持塔顶温度,但塔顶温度仍接近-95℃,属于深冷分离工艺的一种,因此投资较大,能耗较高。

[0007] CN 101063048A公开了一种采用中冷油吸收法分离炼厂干气的方法,该工艺由压缩、脱除酸性气体、干燥及净化、吸收、解吸、冷量回收和粗分等步骤组成,具有吸收剂成本低廉,损失低等优点。但该工艺中仍需将干气冷却到-30℃至-40℃,属于中冷分离工艺,因此投资较大,能耗较高。

[0008] 现有的从炼厂干气中回收乙烷和乙烯的工艺中,主要侧重于保证碳二碳三回收

率,但是为了使回收得到的乙烯和乙烷得到有效利用,最终都需要采用中冷或深冷分离的方法分离乙烯和乙烷,存在制冷系统投资大和能耗高的问题。

发明内容

[0009] 为了解决现有的回收炼厂干气工艺存在制冷系统投资大和能耗高的问题,本发明提供了一种NMP吸收分离炼厂干气的方法。本发明以NMP作为吸收剂,通过两次吸收-解吸,先后从干气中回收乙烷和乙烯,得到烯烃含量很少的富乙烷气和富含烯烃的富乙烯气。本发明的方法可以回收炼厂干气中的碳二碳三组份,并初步分离乙烷和乙烯。由于吸收温度在5度以上,不需要乙烯制冷剂和膨胀机,降低了制冷系统的投资和能耗。

[0010] 本发明的目的是提供一种NMP吸收分离炼厂干气的方法。

[0011] 包括:炼厂干气经压缩冷却后,采用NMP为吸收剂,经过两次吸收和解吸,在第二吸收塔塔顶得到富乙烷气产品,第二解吸塔塔顶得到富乙烯气产品。

[0012] 包括以下步骤:

[0013] (1) 炼厂干气经压缩和冷却后送入第一吸收塔;

[0014] (2) 第一吸收塔内,采用NMP作为吸收剂吸收干气中的C2馏分和更重组份;第一吸收塔的塔釜物流送至第一解吸塔,塔顶物流送入燃料系统;

[0015] (3) 第一解吸塔塔顶得到解吸气,返回压缩机入口;塔釜物流送至第二吸收塔;

[0016] (4) 第二吸收塔内采用NMP作为吸收剂吸收气相中的乙烯和重组份,在塔顶得到富乙烷气产品;塔釜物流送至第二解吸塔;

[0017] (5) 第二解吸塔塔顶得到富乙烯气产品,在塔釜得到NMP吸收剂,冷却后返回第一吸收塔和第二吸收塔循环使用。

[0018] 其中,优选:

[0019] 步骤(1)中,炼厂干气压缩至4.0~6.0MPa,冷却至5℃~15℃后送入第一吸收塔;优选采用三段压缩逐级提高所述的炼厂干气的压力。

[0020] 步骤(3)中第一解吸塔塔顶气体返回压缩机二段入口。

[0021] 步骤(5)中的第二解吸塔塔釜得到的NMP溶剂经冷却至5℃~15℃后返回第一吸收塔和第二吸收塔循环使用;

[0022] 第二解吸塔塔釜引入一股新鲜NMP作为补充。

[0023] 步骤(5)中第二解吸塔塔顶得到的富乙烯气产品送入脱氧器进行脱氧处理,以脱除富乙烯气中的氧和氮氧化物NO_x。

[0024] 工艺条件优选:

[0025] 第一吸收塔的理论板数为10~30,操作压力为3.0~5.0MPa,塔顶温度为10℃~25℃,塔釜温度为10℃~30℃;

[0026] 第一解吸塔的理论板数为10~30,操作压力为1.5~2.5MPa,塔顶温度为10℃~30℃,塔釜温度为190℃~350℃;

[0027] 第二吸收塔的理论板数为30~50,操作压力为0.4~1.0MPa,塔顶温度为10℃~30℃,塔釜温度为190℃~350℃;

[0028] 第二解吸塔的理论板数为10~30,操作压力为0.1~1.0MPa,塔顶温度为10℃~80℃,塔釜温度为190℃~350℃。

[0029] 本发明具体可采用以下技术方案：

[0030] (1) 压缩：将炼厂干气的压力提高到4.0~6.0MPa；

[0031] (2) 冷却：将所述的步骤1)得到的压缩后的干气冷却至5℃~15℃；

[0032] (3) 第一次吸收：采用NMP为吸收剂，吸收剂从第一吸收塔顶部喷入，吸收干气中的C2馏分及更重组分；第一吸收塔的塔釜物流送至第一解吸塔处理；

[0033] (4) 第一次解吸：来自第一吸收塔的塔釜物流进入第一解吸塔，利用精馏的方法进一步脱除溶解在NMP中的甲烷和氢气，塔顶气体返回压缩机入口，塔釜得到含有乙烯和乙烷的NMP溶剂，进入第二吸收塔；

[0034] (5) 第二次吸收：来自第一解吸塔釜的物流进入第二吸收塔中部，经冷却后的NMP从塔顶喷入，在第二吸收塔塔顶得到基本不含乙烯的富乙烷气，在第二吸收塔塔釜得到含有碳二组份的富NMP溶剂，经冷却后进入第二解吸塔；

[0035] (6) 第二次解吸：来自第二吸收塔的富NMP溶剂经过冷却后进入第二解吸塔中部，在第二解吸塔塔顶得到富乙烯气产品；在第二解吸塔釜得到NMP吸收剂，冷却后返回第一吸收塔和第二吸收塔循环使用；

[0036] 在本发明的方法中，步骤5)得到的富乙烷气中主要含有85~99%wt的乙烷、0.1~5%wt的乙烯，各组分含量之和不超过100%。

[0037] 在本发明的方法中，步骤7)得到的富乙烯气中主要含有1~15%wt的乙烷、15~80%wt的乙烯，5~75%wt的碳三等重组份，各组分含量之和不超过100%。

[0038] 炼厂干气的压力一般在0.4~0.9MPa，一般需要逐级提高压力至4.0~6.0MPa，对压缩的段数没有特别的规定，优选采用三段压缩。

[0039] 在本发明的方法中，优选将压缩后的干气冷却至5℃~15℃。制冷剂可选用5℃左右的冷水，由溴化锂吸收式制冷机提供。溴化锂制冷机采用的是吸收制冷工艺，以炼厂的废热蒸汽为热源，具有能耗低的优点。

[0040] 在本发明的方法中，按照第一吸收塔、第一解吸塔、第二吸收塔、第二解吸塔的顺序，操作压力依次下降，各塔物流依靠压差即可进入下游设备。

[0041] 优选所述的第一吸收塔塔顶气体送入燃料系统或者制氢系统。

[0042] 在本发明的方法中，所述的第一吸收塔和第二吸收塔的吸收剂用量没有特别的要求，本领域技术人员可以根据现有技术的常识确定。

[0043] 在本发明的方法中，所述第一解吸塔塔顶气体返回压缩机入口的位置没有特别的规定，优选进入压缩机二段入口。

[0044] 在本发明的方法中，在第二吸收塔塔顶得到的富乙烷气，可送往乙烯装置的裂解炉。

[0045] 如果需要，本发明的方法还包括脱氧步骤，将步骤6)得到的富乙烯气送入脱氧器进行脱氧处理，以脱除富乙烯气中的氧和NO_x(氮氧化物)。对本步骤的具体工艺条件没有特别的限定，本领域的技术人员可以根据现有技术合适地确定其具体操作条件和方法。

[0046] 在本发明的方法中，在第二解吸塔塔顶得到的富乙烯气，经脱氧处理后可送往乙烯装置的压缩单元。

[0047] 本发明的NMP吸收法分离回收炼厂干气工艺，既能同现有干气回收工艺一样保证碳二碳三组份的回收率，又能在较温和的条件下初步分离产品中的乙烯和乙烷，分别送入

不同的下游单元。具有以下特点：

[0048] (1) 本发明的方法中，以NMP作为吸收剂回收炼厂干气中的C₂C₃馏分，吸收剂原料容易获得，成本低廉，溶剂对产品污染小，不需水洗；

[0049] (2) 本发明的方法中，使用NMP吸收剂，可以同时分离乙烷和乙烯，得到的富乙烷气和富乙烯气分别进入乙烯裂解炉和压缩单元，降低了后续乙烯分离单元的负荷和能耗；

[0050] (3) 用NMP吸收干气中的C₂C₃馏分，工艺流程不需乙烯、丙烯制冷压缩机和膨胀机，投资少、操作简单。

[0051] (4) 本发明的方法中，吸收温度在5~20℃，可选用溴化锂制冷机提供冷剂来制冷，能耗低；

[0052] (5) 在本发明的方法中，系统的最低操作温度不低于5℃，设备和管线可采用普通低温钢，节省了大量投资。

附图说明

[0053] 图1是本发明的采用NMP吸收分离炼厂干气方法的流程示意图。

[0054] 符号说明：

[0055] 1炼厂干气；2第一吸收塔NMP吸收剂；3甲烷氢；4解吸气；5富乙烷气；6富乙烯气；7第二吸收塔NMP吸收剂；8干气压缩机；9干气冷却器；10第一吸收塔；11第一解吸塔；12第二吸收塔；13第二解吸塔；14NMP冷却器。

[0056] 下面参考附图进一步解释本发明的方法。

[0057] 在图1中，将炼厂干气1和第一解吸塔解吸气4的压力经过压缩机8提高到4.0~6.0MPa；

[0058] 经过压缩后的干气经干气冷却器9冷却至5℃~15℃，进入第一吸收塔10；

[0059] 在第一吸收塔10中，采用NMP作为吸收剂2，从第一吸收塔顶部喷入，吸收干气中C₂馏分及更重组份，塔顶未被吸收的甲烷氢3排放至炼油厂的燃料气系统，第一吸收塔釜液送至第一解吸塔11处理；

[0060] 来自第一吸收塔釜的物流靠压差进入第一解吸塔11上部，塔顶得到含有甲烷、氢气的解吸气4，返回压缩机8入口，第一解吸塔塔釜液送至第二吸收塔12处理；

[0061] 来自第一解吸塔塔釜的物流靠压差进入第二吸收塔12中部，NMP吸收剂7从第二吸收塔上部进入，在塔顶得到富乙烷气5，可送至乙烯厂作为裂解炉原料，第二吸收塔塔釜液送至第二解吸塔13处理；

[0062] 来自第二吸收塔釜的物流在压差的作用下进入第二解吸塔13中部，塔顶得到富乙烯气6，可送至乙烯厂的压缩单元，第二解吸塔釜液经冷却器14冷却后，返回第一吸收塔10和第二吸收塔12循环使用。

具体实施方式

[0063] 下面结合实施例，进一步说明本发明。

[0064] 实施例1

[0065] 如图1所示。

[0066] 某炼厂催化干气的组成如表1所示。

[0067] 表1

[0068]

	催化干气1
温度, °C	40.0
压力, MPa (g)	0.8
质量流量, t/h	10.0
组成, wt%	
H ₂	2.60
N ₂	27.48
O ₂	1.15
CO ₂	5.11
CH ₄	21.61
C ₂ H ₆	18.32
C ₂ H ₄	20.86
C ₃ H ₆	0.24
C ₃ H ₄	1.71
C ₄ H ₁₀	0.28
H ₂ O	0.64

[0069] 采用本发明的NMP吸收分离炼厂干气工艺对上述催化干气进行分离。

[0070] 具体的工艺过程为：

[0071] 从炼厂催化裂化装置来的催化干气，压力0.8MPa，进入压缩机8，经过三段压缩，将压力提高至4.2MPa。增压后的干气经冷却器9冷却到15℃，送入第一吸收塔10。在第一吸收塔中，采用NMP作为吸收剂2（流量290t/h），从塔顶喷入，吸收干气中C2馏分及更重组份。第一吸收塔理论板数优选为18，操作压力4.0MPa，塔顶温度为15.1℃，塔釜温度为16.0℃。塔釜物料送至第一解吸塔11处理，塔顶未被吸收的H₂、CH₄排放至炼油厂的燃料气系统。

[0072] 来自第一吸收塔塔釜的物料靠压差进入第一解吸塔11上部。第一解吸塔的理论板数为15，操作压力2.0MPa，塔顶温度为15.7℃，塔釜温度为273.2℃。第一解吸塔采用导热油加热，塔顶得到含有甲烷、氢气的解吸气4，返回压缩机8入口，第一解吸塔塔釜液送至第二吸收塔12处理；

[0073] 来自第一解吸塔塔釜的物流靠压差进入第二吸收塔12中部，NMP吸收剂7（流量550t/h）从第二吸收塔上部进入。第二吸收塔的理论板数为39，操作压力0.6MPa，塔顶温度为16.3℃，塔釜温度为265.0℃。第二吸收塔采用导热油加热，塔顶得到基本不含乙烯组份的富乙烷气5产品，塔釜液送至第二解吸塔13处理；

[0074] 来自第二吸收塔塔釜的物流在压差的作用下进入第二解吸塔13中部。第二解吸塔的理论板数为10，操作压力0.15MPa，塔顶温度为19.4℃，塔釜温度为242.4℃。塔釜采用导热油加热，回流比10。第二解吸塔塔顶得到富乙烯气6产品，塔釜液经冷却器14冷却至15℃后，返回第一吸收塔10和第二吸收塔12循环使用。

[0075] 分离后的产品组成见表2。

[0076] 表2

[0077]

	富乙烷气 5	富乙烯气 6
温度, °C	16.3	19.4
压力, MPa(g)	0.60	0.15
质量流量, t/h	1.57	2.89
组成, wt %		
H ₂	0.88	0
CO ₂	1.26	17.02

[0078]

	富乙烷气 5	富乙烯气 6
温度, °C	16.3	19.4
CH ₄	4.07	0
C ₂ H ₆	89.13	5.24
C ₂ H ₄	4.64	69.75
C ₃ H ₈	0	0.82
C ₃ H ₆	0	5.92
C ₄ H ₁₀	0	0.97
H ₂ O	0	0.22
NMP	0.02	0.03

[0079] 在本实施例中, 乙烯回收率为99.99%, C2C3总回收率为93.21%。

[0080] 实施例2

[0081] 某炼厂焦化干气的组成如表3所示。

[0082] 表3

[0083]

	焦化干气1
温度, °C	40
压力, MPa (g)	0.6
质量流量, t/h	10.0
组成, wt %	
H ₂ O	0.71
H ₂	1.27
CH ₄	51.55
C ₂ H ₆	35.30
C ₂ H ₄	3.91
C ₃ H ₆	7.25

[0084] 采用本发明的NMP吸收分离炼厂干气工艺对上述焦化干气进行分离。

[0085] 具体的工艺过程为:

[0086] 从炼厂延迟焦化装置来的焦化干气,压力0.6MPa,进入压缩机8,经过三段压缩,将压力提高至4.4MPa。增压后的干气经冷却器9冷却到15℃,送入第一吸收塔10。在第一吸收塔中,采用NMP作为吸收剂2(流量400t/h),从塔顶喷入,吸收干气中C2馏分及更重组份。第一吸收塔理论板数优选为18,操作压力4.2MPa,塔顶温度为15.0℃,塔釜温度为16.6℃。塔釜物料送至第一解吸塔11处理,塔顶未被吸收的H₂、CH₄排放至炼油厂的燃料气系统。

[0087] 来自第一吸收塔塔釜的物料靠压差进入第一解吸塔11上部。第一解吸塔的理论板数为12,操作压力2.0MPa,塔顶温度为16.1℃,塔釜温度为297.0℃。第一解吸塔采用导热油加热,塔顶得到含有甲烷、氢气的解吸气4,返回压缩机8入口,第一解吸塔塔釜液送至第二吸收塔12处理;

[0088] 来自第一解吸塔塔釜的物流靠压差进入第二吸收塔12中部,NMP吸收剂7(流量320t/h)从第二吸收塔上部进入。第二吸收塔的理论板数为35,操作压力0.6MPa,塔顶温度为16.5℃,塔釜温度为286.0℃。第二吸收塔采用导热油加热,塔顶得到基本不含乙烯组份的富乙烷气5产品,塔釜液送至第二解吸塔13处理;

[0089] 来自第二吸收塔塔釜的物流在压差的作用下进入第二解吸塔13中部。第二解吸塔的理论板数为10,操作压力0.5MPa,塔顶温度为44.7℃,塔釜温度为278.3℃。塔釜采用导热油加热,回流比15。第二解吸塔塔顶得到富乙烯气6产品,塔釜液经冷却器14冷却至15℃后,返回第一吸收塔10和第二吸收塔12循环使用。

[0090] 分离后的产品组成见表4。

[0091] 表4

[0092]

	富乙烷气 5	富乙烯气 6
温度, °C	16.5	44.7
压力, MPa(g)	0.60	0.40
质量流量, t/h	3.35	1.07
组成, wt %		
H ₂	0.12	0
CH ₄	2.86	0.28
C ₂ H ₆	92.20	9.88
C ₂ H ₄	4.72	21.59

[0093]

	富乙烷气 5	富乙烯气 6
C ₃ H ₈	0.02	67.58
NMP	0.02	0.05
H ₂ O	0	0.62

[0094] 在本实施例中,乙烯回收率为99.87%,C2C3总回收率为92.84%。

[0095] 对比例

[0096] 以回收从炼厂延迟焦化装置来的焦化干气为例,比较了同样原料组成和流量下,

NMP吸收分离工艺、中冷油吸收分离工艺、深冷分离工艺三种方案的系统内工艺物流最低温度以及对制冷系统的要求,见表3。

[0097] 表3

[0098]

	工艺物流最低温度	所需制冷系统
NMP吸收分离工艺	15	溴化锂制冷
中冷油吸收分离工艺	-35	丙烯制冷
深冷分离工艺	-100	乙烯/丙烯二元制冷

[0099] 比较上述三种焦化干气回收方案可知,NMP吸收分离工艺对制冷系统的要求最低,相应的设备投资和制冷能耗最小。

