



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104357096 B

(45)授权公告日 2017.02.15

(21)申请号 201410550131.7

C10K 1/16(2006.01)

(22)申请日 2014.10.16

审查员 邓生富

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104357096 A

(43)申请公布日 2015.02.18

(73)专利权人 天津奥展兴达化工技术有限公司

地址 300192 天津市南开区科研西路8号科苑大厦512室

(72)发明人 李建明 阮杰 刘佳 张春璐

安喜报

(74)专利代理机构 天津滨海科纬知识产权代理

有限公司 12211

代理人 韩敏

(51)Int.Cl.

C10K 1/08(2006.01)

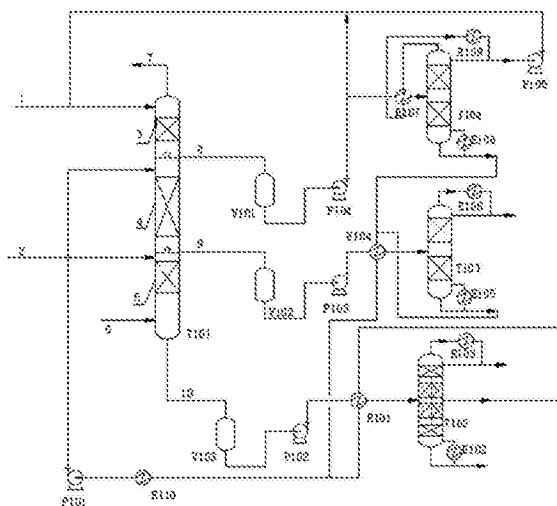
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种高效节能煤气净化处理方法

(57)摘要

本发明提供一种高效节能煤气净化处理方法,所述净化处理方法包括分段式净化煤气方法、溶剂回收和再生三个步骤,所述分段式净化煤气方法为三段式吸收。本发明技术方案中所采用的溶剂安全、稳定、易回收并且吸收效果好;吸收后的溶剂再生单独回收采用减压间壁精馏及减压精馏,不仅回收溶剂纯度较高,而且塔底温度降低,降低了溶剂再生的能耗,进一步节约了生产成本;本发明系统内所有热量均进行回收换热,减少了热损失;同时采用本发明技术方案进行煤气的回收处理可以有效的减少吸收塔设备、换热器及管道、仪表、阀门的结晶及聚合物堵塞,降低能耗,减少停车检修次数,提高设备的运行负荷。



1. 一种节能煤气净化处理方法,其特征在于,所述净化处理方法包括分段式净化煤气方法、溶剂回收和再生三个步骤,所述分段式净化煤气方法为三段式吸收:首先煤气原料从塔底进入吸收塔,煤气原料经第一段溶剂吸收脱除萘、萘同系物及其它重杂质;然后经过第一段吸附后的煤气继续进入吸收塔第二段,再经溶剂吸收脱除苯及其同系物、苯酚及多元酚;最后经过第二段吸收后的煤气继续进入吸收塔第三段,经水吸收脱除煤气中挥发和夹带的溶剂,最终得到净化煤气;所述溶剂是N-甲基吡咯烷酮、N-甲酰吗啉或 α -吡咯烷酮中的至少一种。

2. 根据权利要求1所述的煤气净化处理方法,其特征在于,所述溶剂为N-甲基吡咯烷酮和N-甲酰吗啉的混合溶剂,N-甲基吡咯烷酮和N-甲酰吗啉的混合质量比为1:99~99:1。

3. 根据权利要求1所述的煤气净化处理方法,其特征在于,所述分段式净化煤气方法所采用吸收塔为三段式吸收塔,对煤气中不同杂质进行针对性分段吸收,并且每段吸收后的溶剂单独回收处理。

4. 根据权利要求1中所述的煤气净化处理方法,其特征在于,所述的吸收塔经第一段吸收后的第一回收溶剂对应的第一溶剂回收塔为减压间壁精馏塔,所述减压间壁精馏塔操作压力为0.01-0.09MPa,塔釜温度为180-230℃,塔顶温度为40-90℃,侧线采出温度为150-210℃,塔顶采出少量苯、苯酚及低沸点杂质和水,塔底采出少量萘及重杂质,塔中部采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的溶剂。

5. 根据权利要求1中所述的煤气净化处理方法,其特征在于,所述的吸收塔经第二段吸收后的第二回收溶剂对应的第二溶剂回收塔为减压精馏塔,所述减压精馏塔的操作压力0.01-0.09MPa,塔釜温度为150-210℃,塔顶温度为40-90℃,回流比为0.1-5,塔顶采出苯及其同系物、苯酚及多元酚杂质,塔釜采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的溶剂。

6. 根据权利要求1中所述的煤气净化处理方法,其特征在于,所述的吸收塔经第三段吸收后的回收水对应的水回收塔为减压精馏塔,所述减压精馏塔的操作压力为0.01-0.09MPa,塔釜温度为150-210℃,塔顶温度为40-90℃,回流比为0.1-5,塔顶采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的水,塔釜采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的溶剂。

7. 根据权利要求1-6中任一项所述的煤气净化处理方法,其特征在于,经过所述第一溶剂回收塔、第二溶剂回收塔和水回收塔回收的溶剂混合后冷凝,再进入所述吸收塔的第一段和第二段使用;经过所述水回收塔回收的水经冷凝后,再进入所述吸收塔第三段使用。

一种高效节能煤气净化处理方法

技术领域

[0001] 本发明属于化工技术领域,涉及煤化工、炼油、石油化工、精细化工、制药等领域中芳烃类、酯类化学产品回收利用,尤其是涉及一种高效节能煤气净化处理方法。

背景技术

[0002] 目前环境保护、清洁生产、节能减排和资源再生利用已成为工业持续发展的重要课题,在煤化工、石油化工生产领域中此问题显得尤为重要。

[0003] 在煤化工领域,煤干馏生产焦炭工艺中,涉及到煤气的净化处理,特别是煤气中芳烃类化合物的回收利用直接关系到环境保护和企业的经济效益,洗苯、脱苯工艺就是典型的煤气净化工艺,该工艺目前主要采用的溶剂是焦油中的洗油馏分,馏程为240-300℃,其沸点与苯、甲苯、二甲苯的沸点相差较大,并且洗油中的化合物含有类似苯环的基团,依据相似相容的原理,可以吸收芳烃类化合物。由于洗油吸收苯及甲苯的能力和其中的轻组分含量关系密切,如果洗油再生质量不好,吸收效果变差,洗油用量变大。为了提高轻组分的再生效果,过去的技术大多还要从溶剂再生塔的底部通入高温过热蒸汽,降低轻苯的平衡分压,提高再生效果。另外,由于洗油的热容比较大,洗油再生的时候加热,再生合格的贫油去吸收塔之前还要冷却,大量的热量消耗在这个循环圈中,而且由于洗油中含有不饱和烃类,多次循环受热后容易聚合分解,洗油粘度变大,颜色变黑。解析粗苯过程中,每吨粗苯损失洗油100-140kg,而且洗油再生过程需要消耗大量的热量,而且排出的沥青类油渣污染环境。

[0004] 近年来也有一些新的探索,比如用轻柴油替代洗油,轻柴油洗苯和焦油洗油洗苯相比较,含量低、与水的比重差大、易于油水分离、稳定性好,长期使用其物理化学性质几乎不变。轻柴油吸收苯的能力强,可使洗苯塔出口粗气中含苯量降低至150毫克/标m³。但轻柴油吸收苯的能力较低,富油含苯1.2~1.5%,贫油含苯0.2~0.3%,因此循环洗油量要比焦油洗油循环量增加20~30%,脱苯的蒸气用量也要增多。此外,轻柴油洗苯过程中会形成难溶的油渣,易堵塞换热设备,含油渣的油与水易生成乳浊液,影响正常操作。

[0005] 在工艺改进方面,中国专利CN101544913A公开了一种负压脱苯方法及设备,但该工艺中洗油的循环量大,回收能耗高,并且洗油再生过程中受热分解变质问题仍然没有得到有效解决。中国专利CN103980954A公开了一种焦炉煤气中苯族烃的脱除方法,工艺系统包括煤气净化,回收,再生三个步骤,溶剂主要是N-甲酰吗啉、N-乙酰吗啉,但是该系统中吸收步骤为一次吸收,与针对性分段吸收相比溶剂用量大,净化后的煤气中夹带溶剂,经济可行性低,且吸收后溶剂中杂质复杂既有低沸点杂质,又有高沸点杂质,回收能耗高;并且该工艺中使用的溶剂N-乙酰吗啉不稳定、容易分解,损耗较大而且腐蚀问题严重。

发明内容

[0006] 为了克服现有技术中能耗大、溶剂消耗高、污染重等缺点,本发明提供一种高效节能煤气净化处理方法,该工艺主要是对煤气进行针对性分段吸收,吸收后的溶剂单独回收。

[0007] 本发明的技术方案是：一种高效节能煤气净化处理方法，所述净化处理方法包括分段式净化煤气方法、溶剂回收和再生三个步骤，所述分段式净化煤气方法为三段式吸收：首先煤气原料从塔底进入吸收塔，溶剂从第一段上端进入，煤气原料经第一段吸收脱除萘、萘同系物及其它重杂质；然后经过第一段吸附后的煤气继续进入吸收塔第二段，溶剂从第二段上端进入，再经第二段吸收脱除苯及其同系物、苯酚及多元酚；最后经过第二段吸附后的煤气继续进入吸收塔第三段，水从塔顶进入，经水吸收脱除煤气中气化和夹带的溶剂，最终得到净化煤气。

[0008] 所述溶剂是N-甲基吡咯烷酮、N-甲酰吗啉或 α -吡咯烷酮中的至少一种。

[0009] 所述溶剂为N-甲基吡咯烷酮和N-甲酰吗啉的混合溶剂，N-甲基吡咯烷酮和N-甲酰吗啉的混合质量比为1:99~99:1。

[0010] 所述分段式净化煤气方法所采用吸附塔为三段式吸收塔，对煤气中不同杂质进行针对性分段吸收，并且每段吸收后的溶剂单独回收处理。

[0011] 所述的吸收塔经第一段吸收后的第一回收溶剂对应的第一溶剂回收塔为减压间壁精馏塔，所述减压间壁精馏塔操作压力为0.01-0.09MPa，塔釜温度为180-230℃，塔顶温度为40-90℃，侧线采出温度为150-210℃，塔顶采出少量苯、苯酚及低沸点杂质和水，塔底采出少量萘及高沸点杂质，塔中部采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的溶剂；

[0012] 所述的吸收塔经第二段吸收后的第二回收溶剂对应的第二溶剂回收塔为减压精馏塔，所述减压精馏塔的操作压力0.01-0.05MPa，塔釜温度为150-210℃，塔顶温度为40-90℃，回流比为0.1-5，塔顶采出苯及同系物、苯酚及多元酚等杂质，塔釜采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的溶剂。

[0013] 所述的吸收塔经第三吸收后的回收水对应的水回收塔为减压精馏塔，所述减压精馏塔的操作压力为0.01-0.09MPa，塔釜温度为150-210℃，塔顶温度为40-90℃，回流比为0.1-5，塔顶采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的水，塔釜采出纯度 $\geq 99.5\%$ 的溶剂。

[0014] 所述的煤气净化处理方法，经过所述第一溶剂回收塔、第二溶剂回收塔和水回收塔回收的溶剂混合后冷凝，再进入所述吸收塔的第一段和第二段使用；经过所述水回收塔回收的水经冷凝后，再进入所述吸收塔第三段使用。

[0015] 本发明具有的优点和积极效果是：本发明技术方案中所采用的溶剂安全、稳定、易回收并且吸收效果好，溶剂用量少，可以降低溶剂消耗，节约生产成本，同时，溶剂再生降解损失比传统的洗油方法降低80%以上；吸收后的溶剂再生单独回收采用减压间壁精馏及减压精馏，不仅回收溶剂纯度较高，而且塔底温度降低，降低了溶剂再生的能耗，进一步节约了生产成本；本发明系统内所有热量均进行回收换热，减少了热损失；同时采用本发明技术方案进行煤气的回收处理可以有效的减少吸收塔设备、换热及管道的结晶及聚合物堵塞，减少停车检修次数，提高设备的运行负荷。

附图说明

[0016] 图1是本发明的设备流程图。

[0017] 图中：

[0018] 1、补充水管道 2、补充溶剂管道 3、脱溶剂段 4、脱芳烃段

[0019] 5、脱萘段 6、原料进气口 7、净化气出口 8、回收水出口

[0020] 9、第二回收溶剂出口 10、第一回收溶剂出口

具体实施方式

[0021] 下面结合附图及具体实施方式对本发明作进一步说明。

[0022] 实施例1:

[0023] 1)某焦化厂焦化煤气含有芳烃等杂质,根据后续工段的需要,需将煤气中的芳烃脱除至 $3\text{mg}/\text{m}^3$,原料煤气中主要组分质量分数如下:

[0024] H_2 :12%, N_2 :14%, O_2 :3%, CO :15%, CO_2 :10%, CH_4 :35%,苯:3%,甲苯:2%,二甲苯:1%,萘:1%,苯酚及多元酚1%;

[0025] 2)采用N-甲基吡咯烷酮和N-甲酰吗啉按质量比1:1进行混合,制备混合溶剂作为吸收剂净化该焦化煤气,待处理气体的吸入温度为 25°C ,入吸收塔液体中芳烃含量 $<0.2\%$;

[0026] 3)原料煤气从塔底部的原料进气口6进入吸收塔T101中,吸收塔T101条件为常温、常压操作,净化煤气用的溶剂通过补充溶剂管道2分散后,分别从吸收塔第一段(即脱萘段5)和第二段(即脱芳烃段4)上端进入吸收塔T101中,水从第三段(即脱溶剂段3)上端进入,在吸收塔T101中与原料煤气逆向接触,塔内采用金属丝网波纹填料,工况液气比为1:600-700;

[0027] 4)净化后的气体通过吸收塔T101上端的净化气出口7采出,净化气中芳烃含量 $1.6\text{mg}/\text{m}^3$,其中苯15PPM,甲苯、二甲苯、萘、苯酚及多元酚均 $<5\text{PPM}$;

[0028] 5)第一回收溶剂从位于吸收塔T101底部的第一回收溶剂出口10采出通过管道进入到第一溶剂回收塔(为间壁精馏塔)T102再生,该间壁精馏塔T102的塔釜操作温度为 181°C ,塔顶 40°C ,塔中部 158°C ,操作压力 0.01MPa(A) ,第一回收溶剂从塔中部进料,间壁精馏塔T102理论板数为30(第9块进料),采用金属丝网波纹高效填料,塔顶采出少量苯、苯酚及低沸点杂质和水,塔釜为少量萘及高沸点杂质,塔中部测线采出纯度为99.5%的溶剂与间壁精馏塔T102的进料溶剂(即第一回收溶剂)通过换热器E101进行换热;

[0029] 6)第二回收溶剂从位于吸收塔T101第二段下部的第二回收溶剂出口9采出通过管道进入到第二溶剂回收塔(为普通精馏塔)T103再生,精馏塔T103塔釜操作温度为 158°C ,塔顶 42°C ,操作压力 0.015MPa(A) ,回流比为1,第二回收溶剂从塔中部进料,理论板数10(第5块进料),采用金属丝网波纹高效填料,塔顶为苯及同系物,苯酚及多元酚,塔釜为99.5%的溶剂与精馏塔T103的进料溶剂(即第二回收溶剂)通过换热器E104进行换热;

[0030] 7)纯水通过位于吸收塔T101第三段上部的补充水管道1进入吸收塔T101,使用4-5次后的回收水从位于吸收塔T101第三段下部的回收水出口8采出通过管道进入到水回收塔(为普通精馏塔)T104再生,精馏塔T104塔釜操作温度为 165°C ,塔顶 43°C ,操作压力 0.015MPa(A) ,回流比0.4,水从塔中部进料,理论板数15(第8块进料),采用金属丝网波纹高效填料,塔釜为纯度为99.5%的溶剂,塔顶为纯度为99.55%的水与精馏塔T104进料水通过换热器E107进行换热;

[0031] 8)三个再生回收塔回收的溶剂进行混合、冷却,再通过补充溶剂管道2送至吸收塔T101中循环使用。

[0032] 另外,如附图1所示管道中还根据实际需要设有不同的泵(编号依次为P101~

P105)、换热器(编号依次为E101~E110)和储罐(编号依次为V101~V103)。

[0033] 实施例2:

[0034] 1)处理气源同实施例1,吸收溶剂为 α -吡咯烷酮与N-甲酰吗啉,按质量比2:1进行混合,制备混合溶剂净化该焦化煤气,待处理气体吸入温度28℃,入吸收塔液体中芳烃含量 $<0.2\%$;

[0035] 2)净化后出吸收塔的净化气体中芳烃及酚类含量降低到 $1.7\text{mg}/\text{m}^3$ 以下,其主要组成与实施例1相同;

[0036] 3)第一溶剂回收塔T102,塔釜温度201℃,塔顶温度58℃,测线采出温度190℃,操作压力0.05MPa(A),其他操作条件与实施例1相同;

[0037] 4)第二溶剂回收塔T103,塔釜温度172℃,塔顶温度56℃,操作压力0.02MPa(A),回流比0.2,其他操作条件与实施例1相同;

[0038] 5)水回收塔T104,塔釜温度186℃,塔顶温度49℃,操作压力0.02MPa(A),回流比1,其他操作条件与实施例1相同;

[0039] 实施例3:

[0040] 1)处理气源同实施例1,吸收溶剂为 α -吡咯烷酮与N-甲基吡咯烷酮,按质量比1:90进行混合,制备混合溶剂净化该焦化煤气,待处理气体吸入温度28℃,入吸收塔液体中芳烃含量 $<0.2\%$;

[0041] 2)净化后出吸收塔的净化气体中芳烃及酚类含量降低到 $1.5\text{mg}/\text{m}^3$,其主要组成与实施例1相同;

[0042] 3)第一溶剂回收塔T102,塔釜温度210℃,塔顶温度71℃,测线采出温度198℃,操作压力0.07MPa(A),其他操作条件与实施例1相同;

[0043] 4)第二溶剂回收塔T103,塔釜温度190℃,塔顶温度66℃,操作压力0.05MPa(A),回流比3.5,其他操作条件与实施例1相同;

[0044] 5)水回收塔T104,塔釜温度192℃,塔顶温度65℃,操作压力0.06MPa(A),回流比4,其他操作条件与实施例1相同;

[0045] 实施例4:

[0046] 1)处理气源同实施例1,吸收溶剂为 α -吡咯烷酮、N-甲基吡咯烷酮、N-甲酰吗啉,按质量比1:1:1进行混合,制备混合溶剂净化该焦化煤气,待处理气体吸入温度28℃,入吸收塔液体中芳烃含量 $<0.2\%$;

[0047] 2)净化后出吸收塔的净化气体中芳烃及酚类含量降低到 $1.5\text{mg}/\text{m}^3$,其主要组成与实施例1相同;

[0048] 3)第一溶剂回收塔T102,塔釜温度228℃,塔顶温度89℃,测线采出温度208℃,操作压力0.09MPa(A),其他操作条件与实施例1相同;

[0049] 4)第二溶剂回收塔T103,塔釜温度208℃,塔顶温度82℃,操作压力0.05MPa(A),回流比5,其他操作条件与实施例1相同;

[0050] 5)水回收塔T104,塔釜温度209℃,塔顶温度88℃,操作压力0.09MPa(A),回流比2.5,其他操作条件与实施例1相同。

[0051] 以上实施例对本发明进行了详细说明,但所述内容仅为本发明的较佳实施例,不能被认为用于限定本发明的实施范围。凡依本发明申请范围所作的均等变化与改进等,均

应仍归属于本发明的专利涵盖范围之内。

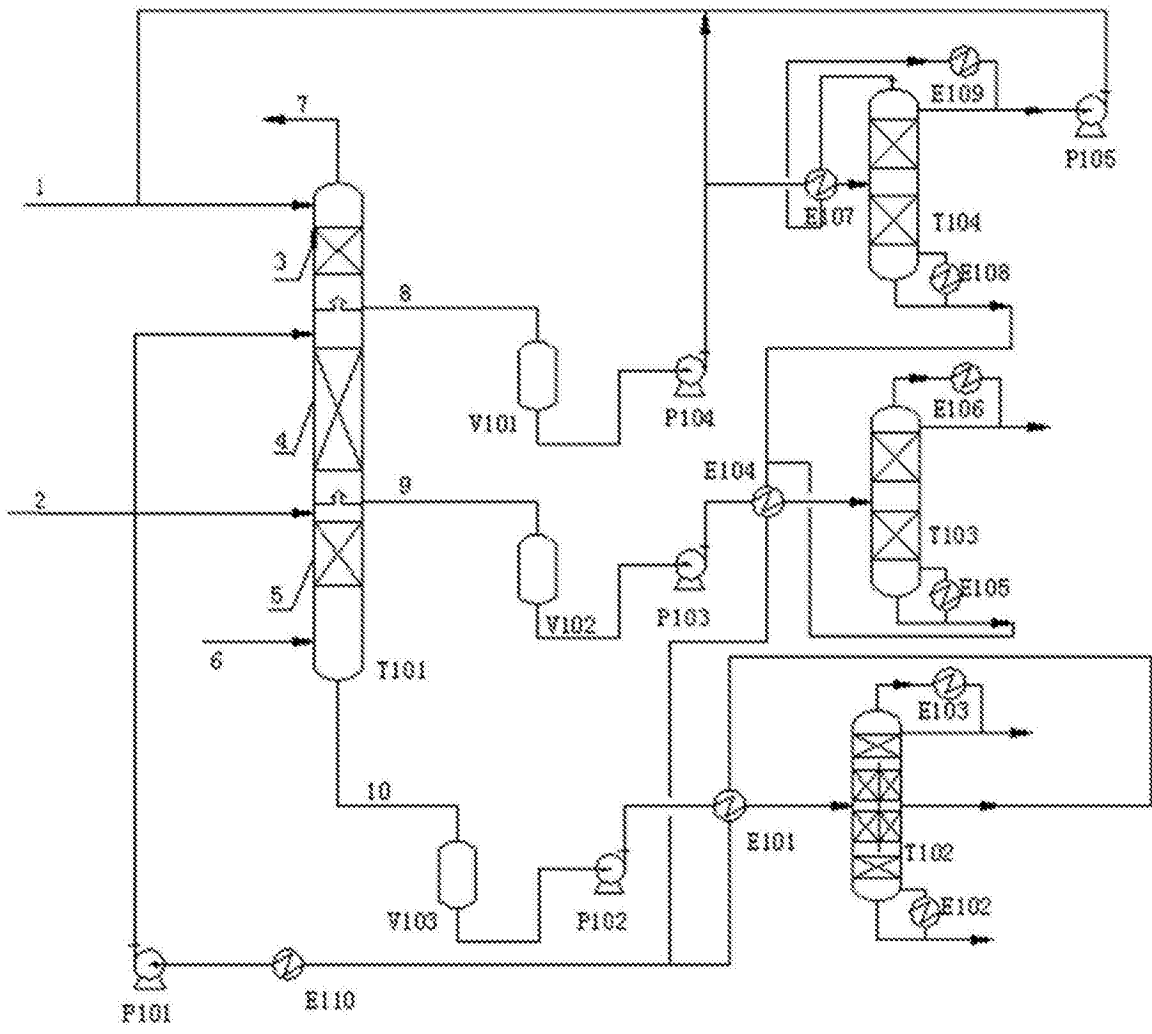


图1