



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 105176582 A

(43) 申请公布日 2015. 12. 23

(21) 申请号 201510671026. 3

C07C 7/00(2006. 01)

(22) 申请日 2015. 10. 15

C07C 5/22(2006. 01)

(71) 申请人 北京石油化工工程有限公司

地址 100107 北京市朝阳区奥运媒体村天居园 7 号楼

(72) 发明人 曹坚 刘戈 代超

(74) 专利代理机构 北京三友知识产权代理有限公司 11127

代理人 朱坤鹏

(51) Int. Cl.

C10G 67/00(2006. 01)

C07C 15/08(2006. 01)

C07C 15/04(2006. 01)

C07C 15/02(2006. 01)

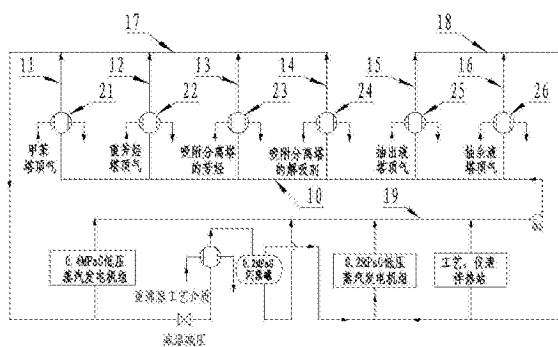
权利要求书2页 说明书8页 附图2页

(54) 发明名称

一种芳烃联合装置

(57) 摘要

本发明提供了一种芳烃联合装置,包括除氧水上水总管(10)上连接的第一除氧水支管(11)、第二除氧水支管(12)、第三除氧水支管(13)和第四除氧水支管(14);第一除氧水支管(11)能够通过第一蒸汽换热器(21)与甲苯塔顶气换热;第二除氧水支管(12)能够通过第二蒸汽换热器(22)与重芳烃塔顶气换热;第三除氧水支管(13)能够通过第三蒸汽换热器(23)与吸附分离塔的芳烃换热;第四除氧水支管(14)能够通过第四蒸汽换热器(24)与吸附分离塔的解吸剂换热。该芳烃联合装置回收利用了装置的低温余热,减少了空冷设备的投资,节省了装置内动力站,制冷站的规模和能耗,通过余热发电节省全厂电耗,在总体上节省了装置的运营成本,给工厂带来经济应。



CN 105176582 A

1. 一种芳烃联合装置,其特征在于,所述芳烃联合装置包括除氧水上水总管(10),除氧水上水总管(10)连接有第一除氧水支管(11)、第二除氧水支管(12)、第三除氧水支管(13)和第四除氧水支管(14);

第一除氧水支管(11)上设有第一蒸汽换热器(21);

第二除氧水支管(12)上设有第二蒸汽换热器(22);

第三除氧水支管(13)上设有第三蒸汽换热器(23);

第四除氧水支管(14)上设有第四蒸汽换热器(24);

第一除氧水支管(11)能够通过第一蒸汽换热器(21)与甲苯塔顶气换热;

第二除氧水支管(12)能够通过第二蒸汽换热器(22)与重芳烃塔顶气换热;

第三除氧水支管(13)能够通过第三蒸汽换热器(23)与吸附分离塔的芳烃换热;

第四除氧水支管(14)能够通过第四蒸汽换热器(24)与吸附分离塔的解吸剂换热。

2. 根据权利要求1所述的芳烃联合装置,其特征在于,除氧水上水总管(10)还连接有第五除氧水支管(15)和第六除氧水支管(16);

第五除氧水支管(15)上设有第五蒸汽换热器(25);

第六除氧水支管(16)上设有第六蒸汽换热器(26);

第五除氧水支管(15)能够通过第五蒸汽换热器(25)与抽出液塔顶气换热;

第六除氧水支管(16)能够通过第六蒸汽换热器(26)与抽余液塔顶气换热。

3. 根据权利要求2所述的芳烃联合装置,其特征在于,所述芳烃联合装置还包括第一蒸汽总管(17)和第二蒸汽总管(18),第一蒸汽总管(17)和第二蒸汽总管(18)并联,第一除氧水支管(11)的出口端、第二除氧水支管(12)的出口端、第三除氧水支管(13)的出口端和第四除氧水支管(14)的出口端均与第一蒸汽总管(17)连接,第五除氧水支管(15)的出口端和第六除氧水支管(16)的出口端均与第二蒸汽总管(18)连接,第一蒸汽总管(17)内的气压大于第二蒸汽总管(18)内的气压。

4. 根据权利要求2所述的芳烃联合装置,其特征在于,第一蒸汽换热器(21)、第二蒸汽换热器(22)、第三蒸汽换热器(23)、第四蒸汽换热器(24)、第五蒸汽换热器(25)和第六蒸汽换热器(26)均采用多台换热器并联的方式设置,每台该换热器的工艺介质出口均设有水分析仪,甲苯塔回流罐、重芳烃塔回流罐、抽出液塔回流罐和抽余液塔回流罐上均设有分水包。

5. 根据权利要求2所述的芳烃联合装置,其特征在于,第一蒸汽总管(17)能够为第一蒸汽发电机组供气,第一蒸汽总管(17)还能够通过第七蒸汽换热器(27)为硫磺回收装置的溶剂再生塔底的重沸器提供加热蒸汽,第二蒸汽总管(18)能够为工艺介质及仪表伴热站供气,第二蒸汽总管(18)还能够为第二蒸汽发电机组供气。

6. 根据权利要求5所述的芳烃联合装置,其特征在于,所述芳烃联合装置包括蒸汽凝液总管(19),经过第二蒸汽发电机组利用后的凝结水、经过工艺介质及仪表伴热站利用后的凝结水、经过该重沸器利用后的凝结水和经过第一蒸汽发电机组利用后的凝结水均汇入蒸汽凝液总管(19),蒸汽凝液总管(19)能够向除氧水上水总管(10)供水。

7. 根据权利要求1所述的芳烃联合装置,其特征在于,所述芳烃联合装置还包括热水上水总管(30),热水上水总管(30)连接有第一热水支管(31)、第二热水支管(32)、第三热水支管(33)、第四热水支管(34)、第五热水支管(35)、第六热水支管(36)和第七热水支管

(37) ;

- 第一热水支管 (31) 上设有第一热水换热器 (41) ;
- 第二热水支管 (32) 上设有第二热水换热器 (42) ;
- 第三热水支管 (33) 上设有第三热水换热器 (43) ;
- 第四热水支管 (34) 上设有第四热水换热器 (44) ;
- 第五热水支管 (35) 上设有第五热水换热器 (45) ;
- 第六热水支管 (36) 上设有第六热水换热器 (46) ;
- 第七热水支管 (37) 上设有第七热水换热器 (47) ;
- 第一热水支管 (31) 能够通过第一热水换热器 (41) 与歧化反应产物换热 ;
- 第二热水支管 (32) 能够通过第二热水换热器 (42) 与歧化稳定塔顶气换热 ;
- 第三热水支管 (33) 能够通过第三热水换热器 (43) 与对二甲苯产品换热 ;
- 第四热水支管 (34) 能够通过第四热水换热器 (44) 与成品塔顶气换热 ;
- 第五热水支管 (35) 能够通过第五热水换热器 (45) 与异构化反应产物换热 ;
- 第六热水支管 (36) 能够通过第六热水换热器 (46) 与异构化脱庚烷塔顶气换热 ;
- 第七热水支管 (37) 能够通过第七热水换热器 (47) 与重整油塔顶气换热。

8. 根据权利要求 7 所述的芳烃联合装置, 其特征在于, 所述芳烃联合装置还包括热水回水总管 (38), 第一热水支管 (31) 的出口端、第二热水支管 (32) 的出口端、第三热水支管 (33) 的出口端、第四热水支管 (34) 的出口端、第五热水支管 (35) 的出口端、第六热水支管 (36) 的出口端和第七热水支管 (37) 的出口端均与热水回水总管 (38) 连接, 热水回水总管 (38) 能够为该芳烃联合装置的采暖供水, 热水回水总管 (38) 能够为热水发电机组供热水, 热水回水总管 (38) 能够为溴化锂制冷机供热水。

9. 根据权利要求 8 所述的芳烃联合装置, 其特征在于, 所述芳烃联合装置还包括热水回收总管 (39), 经过该采暖利用后的水、经过该热水发电机组利用后的水和经过该溴化锂制冷机利用后的水均汇入热水回收总管 (39), 热水回收总管 (39) 能够向热水上水总管 (30) 供水。

10. 根据权利要求 8 所述的芳烃联合装置, 其特征在于, 该溴化锂制冷机产生的冷冻水能够被送至气液分离系统, 该气液分离系统包括重整再接触罐、歧化稳定塔顶回流罐、重整油塔顶回流罐、抽余液塔顶回流罐和脱庚烷塔顶回流罐。

## 一种芳烃联合装置

### 技术领域

[0001] 本发明一种芳烃联合装置。

### 背景技术

[0002] 芳烃联合装置流程复杂,循环物料多,能耗一直居高不下。这是因为芳烃产品纯度要求高,组分沸点接近,在产品分离流程中回流比大,需要较大的冷、热负荷。为了回收这部分热量,可通过热联合的方式,将塔顶,塔底物料与其他工艺介质换热以回收这部分热量。对于一些热介质温位不高,在装置找不到合适的工艺介质与之换热,在常规的设计中,往往采用空冷器将其冷却,这样白白浪费了很多能量。以一套 60 万吨/年的对二甲苯装置计,浪费的低温热量达到 150.52MW,折合到每吨产品为 7.24GJ,如果能回收这部分能量,则能大大降低装置的生产能耗。另一方面,为了提高重整外送氢纯度,提高芳烃产品的液相收率,在芳烃装置中需要用到很多冷负荷,用以将工艺介质冷却至 4℃~12℃,以实现液收的最大化。不管采用压缩式制冷还是吸收式制冷,都需要额外的能耗,实际也间接的推高了装置的综合能耗指标。

[0003] 目前国内已建成的芳烃联合装置中采用低温热回收技术的并不多,主要原因是芳烃装置的低温热量主要集中在 90℃~150℃,产生的低压蒸汽和低温热水温位不高,其能量转化效率较低。另一方面一些工程设计者出于安全考虑,并不希望在芳烃装置中引入蒸汽。由于芳烃生产工艺中,大量运用分子筛组成的催化剂,吸附剂等。由于分子筛对水含量较敏感,如果换热器出现内漏,则会造成工艺介质带水,而对分子筛造成污染。

### 发明内容

[0004] 为了解决现有的芳烃联合装置中热回收技术水平较低的问题,本发明提供了一种芳烃联合装置,该芳烃联合装置能够将芳烃装置中浪费掉的低温余热充分回收,通过温位合理的匹配,回收能量实现了最优化利用。

[0005] 本发明解决其技术问题所采用的技术方案是:一种芳烃联合装置,包括除氧水上水总管,除氧水上水总管连接有第一除氧水支管、第二除氧水支管、第三除氧水支管和第四除氧水支管;第一除氧水支管上设有第一蒸汽换热器;第二除氧水支管上设有第二蒸汽换热器;第三除氧水支管上设有第三蒸汽换热器;第四除氧水支管上设有第四蒸汽换热器;第一除氧水支管能够通过第一蒸汽换热器与甲苯塔顶气换热;第二除氧水支管能够通过第二蒸汽换热器与重芳烃塔顶气换热;第三除氧水支管能够通过第三蒸汽换热器与吸附分离塔的芳烃换热;第四除氧水支管能够通过第四蒸汽换热器与吸附分离塔的解吸剂换热。

[0006] 除氧水上水总管还连接有第五除氧水支管和第六除氧水支管;第五除氧水支管上设有第五蒸汽换热器;第六除氧水支管上设有第六蒸汽换热器;第五除氧水支管能够通过第五蒸汽换热器与抽出液塔顶气换热;第六除氧水支管能够通过第六蒸汽换热器与抽余液塔顶气换热。

[0007] 本发明的有益效果是,该芳烃联合装置能够将芳烃装置中浪费掉的低温余热充分

回收,通过温位合理的匹配,回收能量实现了最优化利用。同时本发明还提供了一套保护措施,有效降低了因换热器内漏造成工艺介质被蒸汽污染的风险。另外,该芳烃联合装置回收利用了装置的低温余热,减少了空冷设备的投资,节省了装置内动力站,制冷站的规模和能耗,通过余热发电节省全厂电耗,在总体上节省了装置的运营成本,给工厂带来经济应。

### 附图说明

[0008] 下面结合附图对本发明作进一步详细的描述。

[0009] 图 1 为芳烃联合装置中低压蒸汽利用的流程图。

[0010] 图 2 为芳烃联合装置中低温热水利用的流程图。

[0011] 其中 10. 除氧水上水总管,11. 第一除氧水支管,12. 第二除氧水支管,13. 第三除氧水支管,14. 第四除氧水支管,15. 第五除氧水支管,16. 第六除氧水支管,17. 第一蒸汽总管,18. 第二蒸汽总管,19. 蒸汽凝液总管;

[0012] 21. 第一蒸汽换热器,22. 第二蒸汽换热器,23. 第三蒸汽换热器,24. 第四蒸汽换热器,25. 第五蒸汽换热器,26. 第六蒸汽换热器,27. 第七蒸汽换热器;

[0013] 30. 热水上水总管,31. 第一热水支管,32. 第二热水支管,33. 第三热水支管,34. 第四热水支管,35. 第五热水支管,36. 第六热水支管,37. 第七热水支管,38. 热水回水总管,39. 热水回收总管,310. 冷冻水上水管,311. 冷冻水回水管;

[0014] 41. 第一热水换热器,42. 第二热水换热器,43. 第三热水换热器,44. 第四热水换热器,45. 第五热水换热器,46. 第六热水换热器,47. 第七热水换热器。

### 具体实施方式

[0015] 需要说明的是,在不冲突的情况下,本申请中的实施例及实施例中的特征可以相互组合。下面将参考附图并结合实施例来详细说明本发明。

[0016] 一种芳烃联合装置,包括除氧水上水总管 10,除氧水上水总管 10 连接有第一除氧水支管 11、第二除氧水支管 12、第三除氧水支管 13 和第四除氧水支管 14;第一除氧水支管 11 上设有第一蒸汽换热器 21;第二除氧水支管 12 上设有第二蒸汽换热器 22;第三除氧水支管 13 上设有第三蒸汽换热器 23;第四除氧水支管 14 上设有第四蒸汽换热器 24;第一除氧水支管 11 能够通过第一蒸汽换热器 21 与甲苯塔顶气进行换热;第二除氧水支管 12 能够通过第二蒸汽换热器 22 与重芳烃塔顶气进行换热;第三除氧水支管 13 能够通过第三蒸汽换热器 23 与吸附分离塔的芳烃进行换热;第四除氧水支管 14 能够通过第四蒸汽换热器 24 与吸附分离塔的解吸剂进行换热,如图 1 所示。

[0017] 另外,除氧水上水总管 10 还连接有第五除氧水支管 15 和第六除氧水支管 16;第五除氧水支管 15 上设有第五蒸汽换热器 25;第六除氧水支管 16 上设有第六蒸汽换热器 26;第五除氧水支管 15 能够通过第五蒸汽换热器 25 与抽出液塔顶气进行换热;第六除氧水支管 16 能够通过第六蒸汽换热器 26 与抽余液塔顶气进行换热,如图 1 所示。所述芳烃联合装置还包括第一蒸汽总管 17 和第二蒸汽总管 18,第一蒸汽总管 17 和第二蒸汽总管 18 并联设置,第一除氧水支管 11 的出口端、第二除氧水支管 12 的出口端、第三除氧水支管 13 的出口端和第四除氧水支管 14 的出口端均与第一蒸汽总管 17 连接,第五除氧水支管 15 的出口端和第六除氧水支管 16 的出口端均与第二蒸汽总管 18 连接,第一蒸汽总管 17 内的气

压大于第二蒸汽总管 18 内的气压,如图 1 所示。

[0018] 具体的,第一蒸汽总管 17 为全厂的 0.4MPaG 低压蒸汽管网,第二蒸汽总管 18 全厂的 0.2MPaG 低压蒸汽管网。使用时,该芳烃联合装置中的甲苯塔顶气的热介质、重芳烃塔顶气的热介质、吸附分离塔的芳烃的热介质和吸附分离塔的解吸剂的热介质分别与除氧水换热,换热生成的 0.4MPaG 低压蒸汽并入全厂 0.4MPaG 低压蒸汽管网。抽出液塔顶气的热介质和抽余液塔顶气的热介质也分别与除氧水换热,换热生成的 0.2MPaG 低压蒸汽并入全厂 0.2MPaG 低压蒸汽管网,经换热后的工艺介质返回装置,如甲苯塔顶气经过放热后返回至甲苯塔。

[0019] 回收低温热设置的蒸汽换热器,如果发生管束或管板泄漏则会造成工艺介质带水,而对分子筛催化剂或吸附剂造成污染。为降低该风险,本发明还提供了一种保护措施。具体方式为,第一蒸汽换热器 21、第二蒸汽换热器 22、第三蒸汽换热器 23、第四蒸汽换热器 24、第五蒸汽换热器 25 和第六蒸汽换热器 26 均采用多台换热器并联的方式设置,如第一蒸汽换热器 21 由多台并联的换热器组成,并联合数不小于 2 台,其余的每个蒸汽换热器也都是多台并联的换热器组成,每台该换热器的工艺介质出口均设有水分析仪,一旦检测某台换热器工艺介质中水含量超过设定值,则将其切出系统,并对泄漏换热器进行修理。对于塔顶气热介质换热器,还需在塔顶回流罐上设置分水包,这样泄漏出的少量水会在水包中分出,而不会对后续操作带来大的影响。即甲苯塔回流罐、重芳烃塔回流罐、抽出液塔回流罐和抽余液塔回流罐上均设有分水包。

[0020] 本发明还提供了一种低温热分级利用技术,将之前余热回收得到的低压蒸汽,依据其温位特性在装置内设置不同的利用点,其采用的具体方式为:第一蒸汽总管 17 能够为第一蒸汽发电机组(如 0.4MPaG 低压蒸汽发电机组)供气,第一蒸汽总管 17 还能够通过第七蒸汽换热器 27 为硫磺回收装置的溶剂再生塔底的重沸器提供加热蒸汽,第二蒸汽总管 18 能够为工艺介质及仪表伴热站供汽,第二蒸汽总管 18 还能够为第二蒸汽发电机(如 0.2MPaG 低压蒸汽发电机组)组供气。所述芳烃联合装置包括蒸汽凝液总管 19,经过第二蒸汽发电机组利用后的凝结水、经过工艺介质及仪表伴热站利用后的凝结水、经过该重沸器利用后的凝结水和经过第一蒸汽发电机组利用后的凝结水均汇入蒸汽凝液总管 19,蒸汽凝液总管 19 能够向除氧水上水总管 10 供水。

[0021] 具体的,所述第一蒸汽总管 17 中的 0.4MPaG 低压蒸汽一部分经减温减压处理,压力降至 0.3MPaG 后为脱硫装置中的溶剂再生塔底重沸器提供热源。重沸器产生的凝液在 0.2MPaG 压力的容器内闪蒸,得到气相汇入 0.2MPaG 低压蒸汽管网(即第二蒸汽总管 18),得到的液相送入凝结水回水系统(即蒸汽凝液总管 19)。所述第二蒸汽总管 18 中的 0.2MPaG 低压蒸汽一部分引入工艺伴热站和仪表伴热站,放热后凝液送入凝结水回水系统(即蒸汽凝液总管 19)。第一蒸汽总管 17 中剩余的 0.4MPaG 低压蒸汽和第二蒸汽总管 18 中 0.2MPaG 低压蒸汽送至蒸汽发电机组(0.4MPaG 低压蒸汽发电机组和 0.2MPaG 低压蒸汽发电机组),蒸汽在透平内做工降压,冷凝得到凝液送至凝结水回水系统(即蒸汽凝液总管 19),发电机组所发的电并入全厂电网。优选的,0.4MPaG 低压蒸汽发电机组和 0.2MPaG 低压蒸汽发电机组的汽轮机组采用螺杆式。在凝结水系统中,凝结水需要经过除氧,净化处理后循环回除氧水上水总管 10,作为蒸汽换热器的除氧水供水。

[0022] 本发明提供一种回收装置中的低温余热来发生低温热水的技术,其主要采用的技

术手段：该芳烃联合装置中的歧化反应产物热介质、歧化稳定塔顶气热介质、对二甲苯产品热介质、成品塔顶气热介质、异构化反应产物热介质、异构化脱庚烷塔顶气热介质和重整油塔顶气热介质与低温热水换热，换热后的工艺介质返回装置（重整油塔顶气经过放热后返回重整油塔）。具体的，所述芳烃联合装置还包括热水上水总管 30，热水上水总管 30 连接有第一热水支管 31、第二热水支管 32、第三热水支管 33、第四热水支管 34、第五热水支管 35、第六热水支管 36 和第七热水支管 37；第一热水支管 31 上设有第一热水换热器 41；第二热水支管 32 上设有第二热水换热器 42；第三热水支管 33 上设有第三热水换热器 43；第四热水支管 34 上设有第四热水换热器 44；第五热水支管 35 上设有第五热水换热器 45；第六热水支管 36 上设有第六热水换热器 46；第七热水支管 37 上设有第七热水换热器 47；第一热水支管 31 能够通过第一热水换热器 41 与歧化反应产物进行换热；第二热水支管 32 能够通过第二热水换热器 42 与歧化稳定塔顶气进行换热；第三热水支管 33 能够通过第三热水换热器 43 与对二甲苯产品进行换热；第四热水支管 34 能够通过第四热水换热器 44 与成品塔顶气进行换热；第五热水支管 35 能够通过第五热水换热器 45 与异构化反应产物进行换热；第六热水支管 36 能够通过第六热水换热器 46 与异构化脱庚烷塔顶气进行换热；第七热水支管 37 能够通过第七热水换热器 47 与重整油塔顶气进行换热，如图 2 所示。

[0023] 在本实施例中，所述芳烃联合装置还包括热水回水总管 38，第一热水支管 31 的出口端、第二热水支管 32 的出口端、第三热水支管 33 的出口端、第四热水支管 34 的出口端、第五热水支管 35 的出口端、第六热水支管 36 的出口端和第七热水支管 37 的出口端均与热水回水总管 38 连接，热水回水总管 38 能够为该芳烃联合装置的采暖供水，热水回水总管 38 能够为热水发电机组供热水，热水回水总管 38 能够为溴化锂制冷机供热水。优选的，热水上水总管 30 中上水温度不高于 70℃，换热后的回水温度不低于 95℃，并入热水回水总管 38。

[0024] 具体的，如图 2 所示，所述的回水一部分作为建筑采暖供水，一部分送至溴化锂制冷机，为蒸发器提供热负荷，剩余的热水回水送至低温热水发电机组，为有机质蒸发器提供热负荷。释放热量后的低温热回水，循环回热水上水总管 30，送至各台低温热水换热器。即所述芳烃联合装置还包括热水回收总管 39，经过该采暖利用后的水、经过该热水发电机组利用后的水和经过该溴化锂制冷机利用后的水均汇入热水回收总管 39，热水回收总管 39 能够向热水上水总管 30 供水。所述的溴化锂制冷机产生 5℃~7℃的低温冷冻水，通过冷冻水上水管 310 被送至气液分离系统，为其提供冷负荷，再通过冷冻水回水管 311 循环返回该溴化锂制冷机。发电机组所发的电并入全厂电网。

[0025] 在本实施例中，该溴化锂制冷机产生的冷冻水能够被送至气液分离系统，该气液分离系统包括重整再接触罐、歧化稳定塔顶回流罐、重整油塔顶回流罐、抽余液塔顶回流罐和脱庚烷塔顶回流罐。重整再接触罐、歧化稳定塔顶回流罐和重整油塔顶回流罐并联成第一单元，抽余液塔顶回流罐和脱庚烷塔顶回流罐并联成第二单元，该第一单元和第二单元并联。冷冻水利用具体方式为：分离罐的气相介质经过低温换热器，冷凝得到的液相返回分离罐，未凝结的气相进入下游工艺管线。低温换热器的冷负荷由冷冻水上水提供，换热器回水返回溴化锂制冷机后被重新冷却成 5℃~7℃的冷冻水上水，再循环回各台低温换热器。优选的，分离罐气相经低温换热器后的冷却温度根据工艺操作需求来确定。

[0026] 与现有技术相比，本发明提供的芳烃装置一体化节能优化技术，能够将芳烃装置

中浪费掉的低温余热充分回收,通过温位合理的匹配,回收能量实现了最优化利用。同时本发明还提供了一套保护措施,有效降低了因换热器内漏造成工艺介质被蒸汽污染的风险。

[0027] 本发明可以用在新建或改造的芳烃联合装置上,下面以某炼厂改造装置为例进行说明,假设某炼厂的芳烃联合装置,每年生产 36 万吨/年的苯和 73 万吨对二甲苯产品。其中歧化规模为 154 万吨/年,吸附分离规模为 317 万吨/年,异构化为 246 万吨/年,二甲苯分离规模为 408 万吨/年。

[0028] 如图 2 所示,歧化反应产物热介质,歧化稳定塔顶热介质、对二甲苯产品热介质、成品塔顶热介质、异构化反应产物、异构化脱庚烷塔顶热介质和重整油塔顶热介质与低温热水换热,低温热水上温度分别为 70℃,回水温度应尽量高,且不低于 95℃。本次改造中,在回收各工艺介质的低温热后,总管中低温热水回水温度为 104℃。

[0029] 如图 1 所示,甲苯塔顶气热介质、重芳烃塔顶气热介质、吸附分离塔的芳烃热介质、吸附分离塔的解吸剂热介质分别在蒸汽换热器内与除氧水换热,换热生成的 0.4MPaG 低压蒸汽并入全厂 0.4MPaG 低压蒸汽管网。抽出液塔顶气热介质和抽余液塔顶气热介质分别与除氧水换热,换热生成的 0.2MPaG 低压蒸汽。

[0030] 经过改造后本装置回收低温余热的量见表 1 所示。

[0031] 表 1 低温回收装置回收热量总表

[0032]



低温热回收热介质名称	取热形式	换热前后热介质温度 °C/°C	产汽/热水量 t/h	回收热量 /MW
甲苯塔顶气	0.4MPag 低压蒸汽	195/171	18.1	11.65
重芳烃塔顶气		190/166	29.7	19.09
吸附分离塔的芳烃		196/166	7.8	5.04
吸附分离塔的解吸剂物料		186/170	5.7	3.69
抽出液塔顶气	0.2MPag 低压蒸汽	153/138	38.4	24.87
抽余液塔顶气		160/138	104.5	67.74
歧化反应产物	低温热水	140/80	189.7	11.03
歧化稳定塔顶气		134/95	151.7	4.41
成品塔顶气		125/95	357.1	10.38
对二甲苯产品		151/95	82.6	2.4
异构化反应产物		146/80	258	16.5
脱庚烷塔顶气		148/80	140.7	9

[0033]

重整油塔顶气		109/82	863.1	25.09
汇总	0.4MPaG 低压蒸汽		61.3	35.78
	0.2MPag 低压蒸汽		142.9	92.61
	低温热水		2042.9	78.81

[0034] 如图 1 和图 2 所示, 换热产生的低温热水分别作为采暖用水, 溴化锂制冷机用水, 低温热水发电机组。换热产生的低压蒸汽分别作为硫磺回收装置溶剂再生塔重沸器, 工艺及仪表伴热站, 低压蒸汽发电机组用汽。

[0035] 溴化锂制冷机产生冷冻水为装置气,液分离系统提供低温负荷。气液分离系统包括:重整再接触罐、歧化稳定塔顶回流罐、重整油塔顶回流罐、抽余液塔顶回流罐和脱庚烷塔顶回流罐。回流罐气相组分与冷冻水换热,降温后凝结出的液相组分返回回流罐,不凝气至下游工艺管线。

[0036] 工艺介质与除氧水换热的蒸汽换热器设成 2 台并联。在每台换热器工艺介质出口管线设置水分析仪。一旦检测出某台换热器工艺介质中水含量超过设定值,则将该台换热器切出系统,并及时对泄漏换热器进行修理。对换热器后的塔顶回流罐设置水包,包括甲苯塔回流罐、重芳烃塔回流罐、抽出液塔回流罐、抽余液塔回流罐,对水包液位进行实时监控。这样即使换热器因内漏导致工艺介质带水时,水能够在水包中分出,从而减少吸附剂和催化剂被水污染的可能性。

[0037] 经过改造后本装置低温余热利用情况见表 2 所示。其中运营成本已将发电机组,溴化锂制冷机自用的公用工程消耗折算成钱。

[0038] 表 2 低温余热利用汇总表

[0039]

回收热介质	利用点	热水/蒸汽用量	工艺热耗量	冷冻水	发电量	运营成本
		t/h	折算至 0.4MPaG 蒸汽 t/h	t/h	/KW	元/h

[0040]

0.4MPaG 低压蒸汽	硫磺回收 单元	4.8	4.8			
	0.4MPaG 低压发电 机组	56.5			6845	3235
0.2MpaG 低压蒸汽	工艺伴热	13	12.9			
	0.2MPaG 低 压发电机组	129.9			11440	6753
低温热水	采暖伴热	300	17.06			
	溴化锂制 冷	148.7		544.1		416
	低温热水 发电机组	1594.2			5557	1321
汇总			34.76	544.1	23842	11725

[0041] 采用本发明技术对芳烃联合装置进行改造,全厂改造费用约为4亿元,全厂总共回收低温余热207.2MW,回收的热量主要为装置重沸器,工艺介质及仪表伴热,建筑采暖,溴化锂制冷机,低温热发电机组等提供热负荷,以一年8400小时计算,每年为全厂节省工艺用0.4MPaG蒸汽29.2万吨,副产冷冻水457万吨,节省发电量200273MW。以每吨蒸汽60元,每吨冷冻水6元,每度电量0.82元计算,每年运营成本为0.98亿,一年节省资金约1.107亿元,改造投资成本4年即可收回。

[0042] 以上所述,仅为本发明的具体实施例,不能以其限定发明实施的范围,所以其等同组件的置换,或依本发明专利保护范围所作的等同变化与修饰,都应仍属于本专利涵盖的范畴。另外,本发明中的技术特征与技术特征之间、技术特征与技术方案之间、技术方案与技术方案之间均可以自由组合使用。

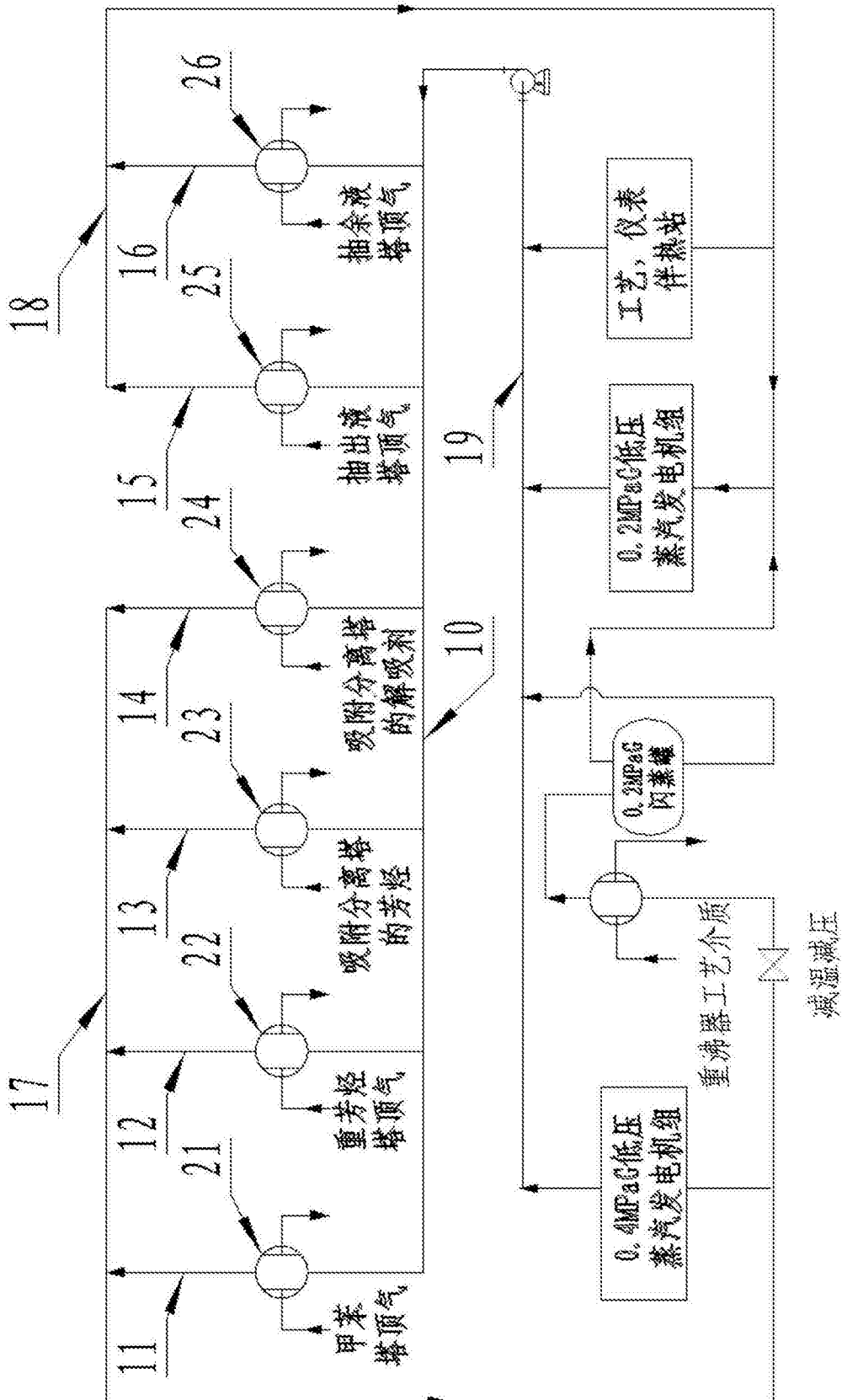


图 1

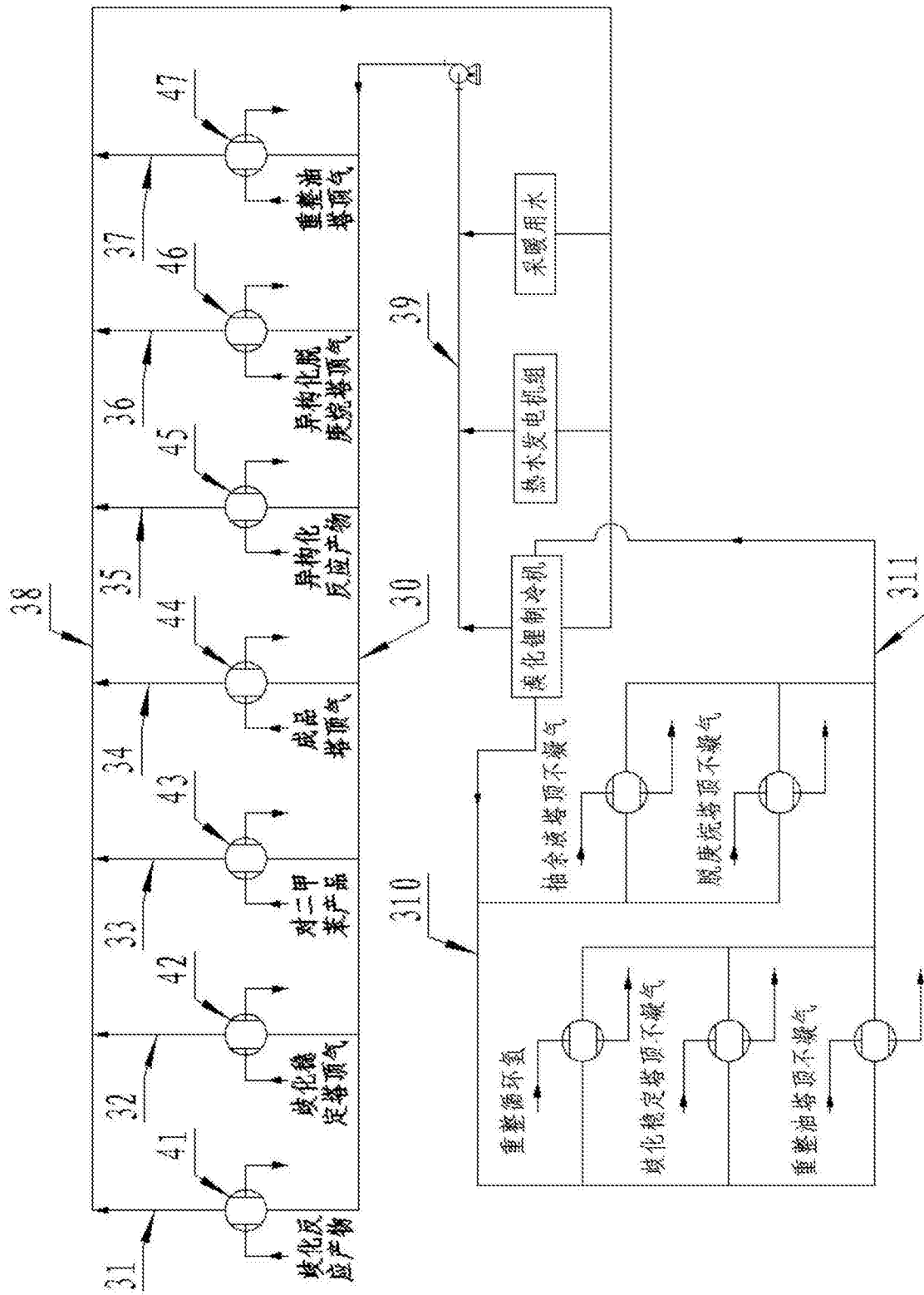


图 2