

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.⁷
C07C215/08



[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 200310109090. X

[43] 公开日 2004 年 11 月 17 日

[11] 公开号 CN 1546459A

[22] 申请日 2003. 12. 4

[21] 申请号 200310109090. X

[71] 申请人 华东理工大学

地址 200237 上海市徐汇区梅陇路 130 号

[72] 发明人 张成芳 刘时贤

[74] 专利代理机构 上海顺华专利代理有限责任公
司

代理人 陈淑章

权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 1 页

[54] 发明名称 再生塔热量回收方法

[57] 摘要

本发明公开了一种应用于化学吸收液再生的再生塔热量回收方法，其充分发挥富液沸点较低和汽化热较高的优势，采用并联分流方式进行热能回收，突破了该领域中现存的“等热容量交换”的传统思维模式，使再生过程的热能消耗保持至尽可能的低。

I S S N 1 0 0 8 - 4 2 7 4

1、一种应用于化学吸收液再生的再生塔热量回收方法，其特征在于：自吸收塔(1)下部出口的富液并联分流成两路，其中一路富液进入溶液换热器(3)，与再生塔(4)下部出口的热贫液间壁换热，回收贫液中的显热；另一路富液进入再生气换热器(5)，与再生塔(4)顶部出口的热再生气间壁换热，回收再生气的潜热，离开溶液换热器(3)的富液和离开再生气换热器(5)的富液分别或合并后进入再生塔(4)再生；

其中所说的富液并联分流为：进入溶液换热器(3)富液的量占总富液重量的30~90%，余量进入再生气换热器(5)。

2、如权利要求1所说的热量回收方法，其特征在于，其中进入溶液换热器(3)富液的量占总富液重量的50~80%，余量进入再生气换热器(5)。

3、如权利要求1或2所说的热量回收方法，其特征在于，其中再生塔(4)的热源包括蒸汽、热原料气、热工艺气、燃烧气、热尾气或热废气。

再生塔热量回收方法

技术领域

本发明涉及一种应用于化学吸收液再生的再生塔热量回收方法。

背景技术

溶液洗涤塔脱除原料气中一种或几种组分是化工生产中常用的工艺，它适用范围广泛，溶液经再生后可循环应用。对于化学吸收，通常须将富液加热至沸点，才能使溶液所吸收的组分解吸出来从而得到再生，因此再生塔需要消耗较多的热能。

再生塔热能损失主要由塔底再生后高温贫液所带出的显热和塔顶再生气带出的蒸汽潜热所构成。传统的再生工艺（Kohl A.L. 和 Riesenfeld F.C. Gas Purification, thirded. P39），其出吸收塔的富液仅用于回收出再生塔高温贫液的显热。这种传统的再生工艺，其缺点在于：自再生塔顶部出口的再生气的温度很高，夹带大量蒸汽，其所携带的热量未作回收而向外界损失，从而造成再生塔的热耗过高。为了降低再生塔的热耗，曾出现了一种串连回收再生工艺，自吸收塔下部出口的富液，首先进入再生气换热器，使部分再生气冷却，回收由再生气所携带的部分热量。回收热量后的富液温度升高，进入溶液换热器，回收由再生塔下部出口的热贫液所携带的部分热量。这种串连回收再生工艺，虽然回收了部分再生气蒸汽的潜热，但却由于富液入溶液换热器的温度已经上升，导致溶液换热器的功效显著降低，贫液出口显热损失骤然增大，因此，其节能的整体效果仍不理想。

发明内容

本发明目的在于，提出一种利用富液并联回收贫液显热和再生气潜热的方法，使再生系统的热量损失降至最低状态。

本发明的理论依据是利用富液的沸点较贫液为低的特性，即便是富液量较少，它在换热过程中温度升至沸点后，由于富液中易挥发组部分汽化，温度也不会再显著提高，使它与热贫液一般保持 10~30℃ 的温差，因此仅用部分富液来回收贫液的显热已经足够，而抽出其余部分富液来回收再生气的潜热就成为可能，这样就可以用并联的方法，以足够的传热温差推动力来充分回收热贫液的显

热和再生气的潜热。

按照上述构思，发明人提出一种富液并联分流回收再生塔热量的方法，其特征在于：自吸收塔下部出口的富液并联分流成两路，其中一路富液进入溶液换热器，与再生塔底出口的热贫液间壁换热，回收贫液中的显热；另一路富液进入再生气换热器，与再生塔顶部出口的热再生气间壁换热，回收再生气的潜热，离开溶液换热器的富液和离开再生气换热器的富液分别或合并后进入再生塔再生。

上述所说的富液并联分流为：进入溶液换热器富液的量占总富液重量的30~90%，余量进入再生气换热器；优选的并联分流方式是：进入溶液换热器富液的量占总富液重量的50~80%，余量进入再生气换热器。

附图说明

图1为本发明所说再生塔热量回收的流程示意图

其中：1—吸收塔；2—溶液冷却器；3—溶液换热器；4—再生塔；

5—再生气换热器；6—再生气冷却器；7—再沸器。

具体实施方式

下面结合附图对本发明进行阐述：

自吸收塔1下部出口的富液分成两路。其中一路富液进入溶液换热器3，与再生塔4底出口的热贫液间壁换热，回收贫液中的显热，富液最后达到其相应的沸点，富液部分汽化，温度不再明显升高，从而保持一定的传热推动力。另一路富液去再生气换热器5，与再生塔顶部出口的热再生气间壁换热，主要回收再生气的潜热，富液温升直至达到该压力下的沸点，此时富液部分汽化，温度不再明显升高，维持了足够的传热推动力，使传热平稳前进。离开溶液换热器3的富液和离开再生气换热器5的富液均呈气液两相状态，可以分别或合并后进入再生塔4再生。

本发明充分发挥富液沸点较低和汽化热较高的优势，采用并联分流方式进行热能回收，突破了该领域中现存的“等热容量交换”的传统思维模式，使再生过程的热能消耗保持至尽可能的低。通常，有许多热源可以被利用，例如蒸汽、热原料气、热工艺气、燃烧气、热尾气或热废气均有可作为本发明的热源。

为更好理解本发明的内容，下面通过实施例对本发明作进一步说明，但所举之例并不限制本发明的保护范围：

实施例 1

本实施例为一乙醇胺溶液回收烟道气中二氧化碳工艺,采用了图 1 所示的富液并联分流流程。原料气为烟道气,拟回收其中的二氧化碳用于醋酸生产,烟道气量 6000m³/h,含 CO₂10%,气体经脱硫和除尘降温后进入本系统。吸收剂为含 15%一乙醇胺水溶液,循环量 L=210m³/h。由吸收塔底部出口的富液进行分流,分流流量:送溶液换热器 0.6L,送再生气换热器 0.4L。

实施结果如下:

离开溶液换热器的贫液温度 60℃
 离开再生气换热器的再生气温度 78℃
 富液进入再生塔的温度 91℃
 热源蒸汽消耗(每 1000Nm³CO₂) 2.6t

采用现有的二氧化碳回收工艺,其热源蒸汽消耗约 4.5t/1000Nm³CO₂,两者比较,本发明节省了热源蒸汽约 42.2%。

实施例 2

本实施例为二乙醇胺溶液脱除乙烯原料气中的酸性气体。本实施例采用了图 1 富液并联分流流程,用在国内大型乙烯装置脱除乙烯原料气中的二氧化碳和硫化物,吸收剂采用二乙醇胺,溶液循环量 L=35000kg/h,分流流量:富液进溶液换热器 0.75L,富液进再生气换热器 0.25L。实施结果比较如下:

	实施前	实施后
贫液进溶液换热器温度	110℃	110℃
贫液出溶液换热器温度	73℃	63℃
再生气出再生塔温度	107℃	107℃
再生气出再生换热器温度	107℃	92℃
热源蒸汽耗量	4300 kg/h	2735 kg/h

与实施前相比,本发明节省了热源蒸汽约 36.4%

本发明除适用于上述回收烟道气中二氧化碳的再生系统和脱除原料气中酸性气体的再生系统外,尚可应用于其他任何有明显热量消耗的各种气体净化过程的溶液再生系统。

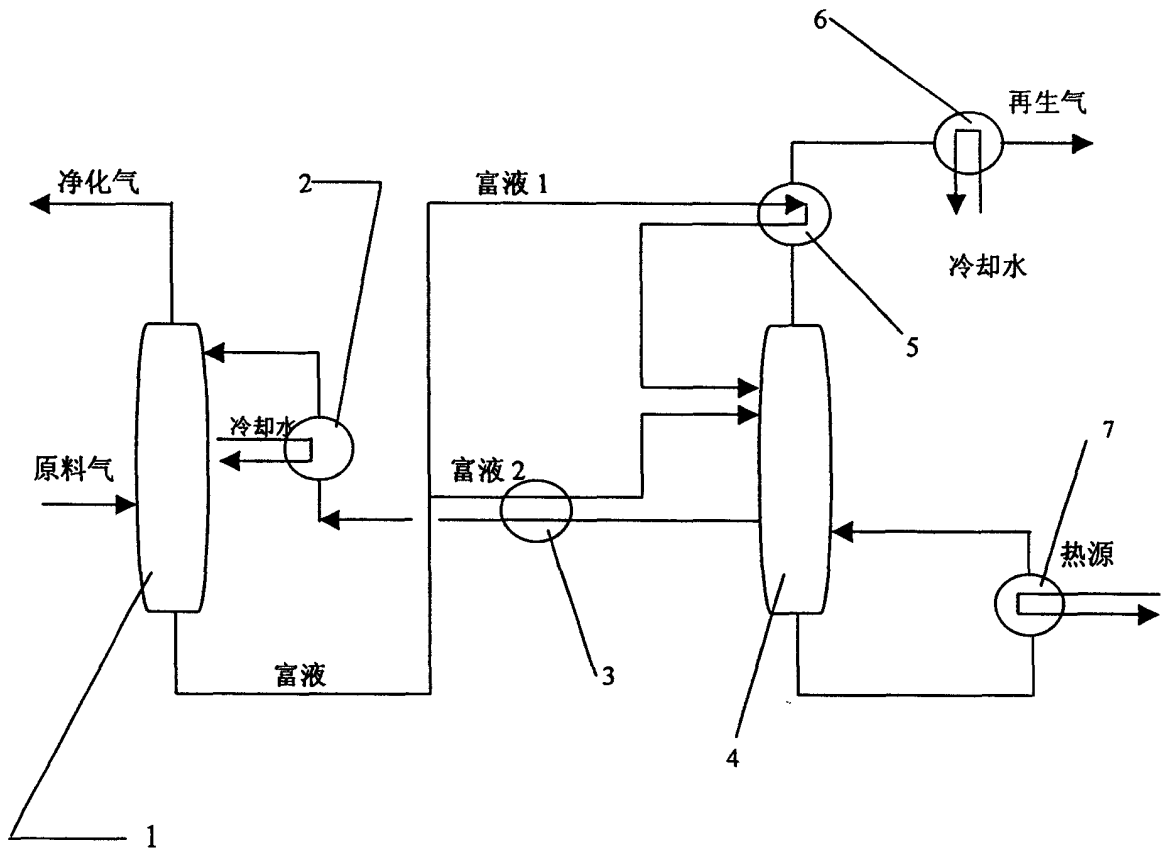


图 1