



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 104039758 B

(45) 授权公告日 2016. 07. 13

(21) 申请号 201380005795. 9

(22) 申请日 2013. 01. 16

(30) 优先权数据

12151354. 3 2012. 01. 17 EP

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2014. 07. 17

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/IB2013/050399 2013. 01. 16

(87) PCT国际申请的公布数据

W02013/108191 EN 2013. 07. 25

(73) 专利权人 阿尔斯通技术有限公司

地址 瑞士巴登

(72) 发明人 F. 埃嫩巴赫 U. 科斯

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公

司 72001

代理人 周李军 林森

(51) Int. Cl.

C07C 273/04(2006. 01)

(56) 对比文件

US 4235816 A, 1980. 11. 25,

AU 3092277 A, 1979. 05. 31,

CN 101010129 A, 2007. 08. 01,

US 4013718 A, 1977. 03. 22,

US 2010099914 A1, 2010. 04. 22,

CN 1344711 A, 2002. 04. 17,

审查员 李占成

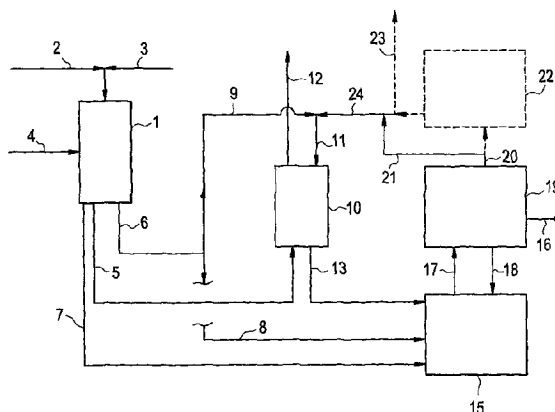
权利要求书1页 说明书8页 附图3页

(54) 发明名称

通过在脲生产过程中集成氨生产过程而形成脲的方法及其系统

(57) 摘要

公开了通过集成氨生产过程与脲生产过程而形成脲的方法,以及用于所述方法的系统,以及通过集成氨生产过程的一部分与脲生产过程而形成脲的备选方法,以及用于所述备选方法的系统。



1. 通过在脲生产过程中集成氨生产过程而形成脲的方法,其包含:
获得氨和二氧化碳和烟道气,用于第一氨流、二氧化碳流和含有二氧化碳的烟道气流,
将所述第一氨流分为第二氨流和第三氨流,其中所述第二氨流输送至吸收器,而所述第三氨流输送至脲生产过程中的脲合成区,用于脲的生产;
将所述二氧化碳流输送至所述脲合成区;
将所述烟道气流输送至所述吸收器;
将所述第二氨流和由所述脲生产过程提供的贫溶剂流组合,以形成混合流;
使所述混合流与所述吸收器中的烟道气流接触,以从所述烟道气流吸收二氧化碳,以形成富溶剂流和经处理的气流;
将从所述吸收器放出的富溶剂流输送至所述脲合成区;
使所述二氧化碳流、所述第三氨流和所述富溶剂流在所述脲合成区中接触,以形成脲和所述贫溶剂流,和
将所述贫溶剂流从所述脲生产过程输送至所述吸收器。
2. 权利要求1的方法,其中在氨生产设备中的燃烧期间获得所述烟道气流。
3. 权利要求2的方法,其中所述氨生产设备中的燃烧在蒸汽重整器中进行。
4. 权利要求1的方法,其中将所述烟道气流冷却至0-25℃的温度,然后进入所述吸收器。
5. 权利要求1的方法,其中所述吸收器为冷冻氨方法吸收器。
6. 权利要求1的方法,其中将离开所述吸收器的经处理气流的至少一部分输送至所述氨生产过程。
7. 权利要求1的方法,其中所述混合流中和所述富溶剂流中的氨浓度为2-12摩尔/升溶液;所述贫溶剂流中的二氧化碳浓度为0.2-4.0摩尔/升溶液,且所述富溶剂流中的二氧化碳浓度为1.0-10.0摩尔/升溶液。
8. 权利要求1的方法,其中所述富溶剂流中氨浓度和二氧化碳浓度之间的比率为1:1至3:1。
9. 权利要求1的方法,其中所述富溶剂流中氨浓度和二氧化碳浓度之间的比率为3:2至5:2。
10. 一种装置,其用于实施权利要求1的通过集成氨生产过程与脲生产过程而形成脲的方法,其中所述装置在脲生产设备中包含氨生产设备、吸收器和脲合成区,其中来自所述氨生产设备的第一氨流的管道分为:与所述吸收器或与贫溶剂流的管道流体连接从而形成混合流的第二氨流的管道,和与所述脲合成区流体连接的第三氨流的管道,其中包含二氧化碳的烟道气流的管道在所述氨生产设备或别的烟道气来源与所述吸收器之间流体连接,其中二氧化碳流的管道在所述氨生产设备和所述脲合成区之间流体连接,其中富溶剂流的管道在所述吸收器和所述脲合成区之间流体连接,且其中所述贫溶剂流的管道布置在所述脲生产设备和所述吸收器之间。
11. 权利要求10的装置,其中它包括与所述吸收器流体连接的净化气流的管道。

通过在脲生产过程中集成氨生产过程而形成脲的方法及其系统

发明领域

[0001] 本发明涉及通过在脲生产过程中集成氨生产过程而形成脲的方法,并涉及用于所述方法的系统。还涉及通过在脲生产过程中集成氨生产过程的一部分而形成脲的方法,并涉及用于所述方法的系统。

[0002] 发明背景

[0003] 在数种燃烧过程中和在熟知的氨生产过程中,形成尤其含有二氧化碳的烟道气。通常在一个或多个吸收器系统中使用溶剂吸收剂将该二氧化碳组分从烟道气分离出来或捕获。通常地,随后在一个或多个再生塔中再生昂贵的二氧化碳溶剂吸收剂。在这种二氧化碳捕获系统中,需要降低系统能量消耗和资本支出("capax")要求。对于这样的基于溶剂的二氧化碳捕获系统,许多能量消耗和资本支出是由于需要在再生塔中的溶剂吸收剂再生,即二氧化碳脱附。再生塔具有高能量消耗需求,因为再沸器或二氧化碳脱附所用的其它源有相当大的热量需要。通常用于基于溶剂的二氧化碳捕获系统的溶剂包括胺和氨。例如,在氨生产过程中,通常使用称为冷冻氨方法(CAP)的基于溶剂的二氧化碳捕获系统。在CAP中,使用氨作为溶剂。包括基于溶剂的二氧化碳捕获系统的其它过程使用不同种类的胺或其混合物。

[0004] WO 2006/022885公开了燃烧气的超净化,包括在吸收子系统中用一个或多个二氧化碳吸收阶段和随后的再生子系统来去除二氧化碳。

[0005] 用于脲生产的过程是公知的,且在文献中详尽公开。存在脲生产过程的不同变体,但常见特征是在脲合成塔或脲生产所用的反应器中在升高压力下将氨和二氧化碳用作反应物。据此,发生以下两个平衡反应:

[0006] $2\text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons \text{NH}_2\text{COONH}_4$ (氨基甲酸铵)

[0007] $\text{NH}_2\text{COONH}_4 \rightleftharpoons \text{NH}_2\text{CONH}_2$ (脲) + H_2O

[0008] 脲合成反应后,将脲、氨基甲酸盐、水和过量氨输送至蒸馏反应器,将尤其是与氨、二氧化碳和水平衡的氨基甲酸盐的溶液或浆料从蒸馏反应器再循环回到脲合成反应器用于进一步反应。

[0009] WO 2008/135150公开了纯化来自焚化炉的烟道气然后生产脲的方法。在该方法中,将氨和含有二氧化碳的烟道气加入到其中吸收二氧化碳的洗涤装置。将含有 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 和 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 的溶液从洗涤单元放出并输送至汽提塔,其中分离 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 并使 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 经受耗能的分解,成为二氧化碳和氨。然后将该二氧化碳和氨用于脲生产过程。

[0010] GB 1 359 715公开了一种集成方法用于生产氨和脲,包括以下过程步骤:包含从浓缩的氨溶液吸收二氧化碳,目的是产生浓缩的氨基甲酸铵溶液,以进料到脲反应器,其中二氧化碳源是含有二氧化碳和氢的粗合成气。

[0011] 已开发使基于溶剂的二氧化碳捕获系统的能量消耗和资本支出降低的方法,但依然需要进一步的成本降低。

[0012] 发明概述

[0013] 本发明的一个目的是提供具有降低的能耗需求和资本成本要求的基于溶剂的二氧化碳捕获系统和方法。该目的藉由通过在脲生产过程中集成氨生产过程而形成脲的系统和方法来实现。该集成的结果是,在氨生产设备中在关于氨生产过程的蒸汽重整或气化期间形成氨和得自合成气体(“合成气”)的二氧化碳。因此,形成第一氨流、二氧化碳流和含有二氧化碳的烟道气流。将第一氨流分为输送至吸收器的第二氨流和输送至脲合成区的第三氨流,所述脲合成区可以是脲生产设备中的脲合成反应器的一部分。还将二氧化碳流输送至脲合成区,并将烟道气流输送至吸收器,用于将二氧化碳吸收到混合流中,所述混合流包含第二氨流和含有氨及相对低含量二氧化碳的贫溶剂流。通过混合流吸收二氧化碳后,将含有氨和相对高含量二氧化碳的富溶剂流从吸收器放出,并输送至脲合成区。在脲合成区中,使二氧化碳和氨反应用于脲的生产。这种脲的生产产生含有氨和相对低浓度二氧化碳的相对贫的溶剂流,用于从脲生产设备再循环至吸收器。

[0014] 该方法的一个优点在于二氧化碳脱附是不必要的,因为溶剂流中的二氧化碳与氨(即脲生产过程必须的两种反应物)结合。从而,通过在脲生产过程中使用结合二氧化碳的氨而不是通过脱附后使用结合二氧化碳的氨,系统能量需求和资本费用大大降低。

[0015] 根据一个实施方案,在氨生产设备中从燃烧获得烟道气。

[0016] 根据该方法的一个实施方案,氨生产设备中的燃烧在蒸汽重整器中进行。

[0017] 根据一个实施方案,将烟道气流冷却至0-25℃的温度,优选至10-20℃的温度,然后输送至吸收器。

[0018] 根据一个实施方案,吸收器为CAP(冷冻氨方法)吸收器。

[0019] 根据一个实施方案,从吸收器放出净化气流。

[0020] 根据一个实施方案,混合流中和富溶剂流中的氨浓度为2-12摩尔/升溶液,优选6-10摩尔/升溶液,其中贫溶剂流中的二氧化碳浓度为0.2-4.0摩尔/升溶液,优选1.5-4摩尔/升溶液,且其中所述富溶剂流中的二氧化碳浓度为1.0-10.0摩尔/升溶液,优选3-6.0摩尔/升溶液。

[0021] 根据一个实施方案,贫溶剂流中和富溶剂流中氨浓度与二氧化碳浓度的比率为1:1至3:1,优选3:2至5:2。

[0022] 本发明的目的同样可藉由形成脲的备选方法(即,通过集成氨生产过程的一部分与脲生产过程)来实现。因此,关于氨生产过程,将含有二氧化碳和氮的来自燃烧的烟道气输送至低压吸收器,和将来自重整蒸汽的氢/二氧化碳气体输送至高压吸收器。高压吸收器含有半富集吸收的二氧化碳的溶剂流。在与氢/二氧化碳气体混合物接触后,将具有氨以及富(或高含量)二氧化碳的溶剂流从高压吸收器放出并输送至脲生产设备。在脲生产设备,使输送的二氧化碳和氨反应用于脲的生产。将在溶液或浆料中含有氨基甲酸盐,含有氨、二氧化碳和水的再循环流从脲生产过程输送至低压吸收器。同样地,将氨余量的流从氨生产单元输送至脲生产设备的低压吸收器。该备选方法在以下详细描述。

[0023] 根据上述备选方法的一个实施方案,在氨生产过程的蒸汽重整反应期间形成的含有氢和一氧化碳的合成气流被输送至一氧化碳变换单元,其中一氧化碳被转化为二氧化碳,以形成氢/二氧化碳流。

[0024] 根据一个实施方案,将含氮流从脲生产过程低压吸收器放出,和将氢流从脲生产

过程高压吸收器放出。将含氮流和氢流两者输送至氨生产单元并起反应用于氨的生产。

[0025] 根据一个实施方案,将任选地源自氨生产单元的氨流加入到再循环流,其用于产生含有氨和相对低含量二氧化碳的贫溶剂流。

[0026] 根据一个实施方案,将从相对富的溶剂流转移的逃逸流输送至低压吸收器。

[0027] 根据一个实施方案,将相对贫的溶剂流的部分流加入到高压吸收器或半富溶剂流。

[0028] 根据一个实施方案,将半富溶剂流的部分流输送至脲生产设备。

[0029] 根据一个实施方案,低压吸收器中的压力为0.08-0.15MPa,优选0.095-0.11MPa,且高压吸收器中的压力为0.3-4.0MPa,优选0.095-0.11MPa。

[0030] 根据一个实施方案,在相对贫的溶剂流中、半富溶剂流中以及相对富的溶剂流中,氨浓度为2-12摩尔/升溶液,优选6-9摩尔/升溶液。

[0031] 根据一个实施方案,相对贫的溶剂流中的二氧化碳浓度为0.2-4.0摩尔/升溶液,优选1.5-4.0摩尔/升溶液,半富溶剂流中的二氧化碳浓度为1.0-5.5摩尔/升溶液,优选2.5-4.5摩尔/升溶液,且相对富的溶剂流中的二氧化碳浓度为1.0-10.0摩尔/升溶液,优选3.0-6.0摩尔/升溶液。

[0032] 根据一个实施方案,在贫溶剂流、半富溶剂流和富溶剂流中氨浓度和二氧化碳浓度之间的比率分别为1:3,优选1.5:2.5。

[0033] 本发明的另一目的是提供其中进行集成方法和备选集成方法的系统。

[0034] 该另一目的通过一种系统实现,该系统用于通过集成氨生产过程与脲生产过程而形成脲的集成方法,其中所述系统在脲生产设备中包含氨生产设备、吸收器和脲合成区。所述系统包括来自氨生产设备的第一氨流的管道,该管道分为:与吸收器或与贫溶剂流的管道流体连接从而形成混合流的第二氨流的管道,和与脲合成区流体连接的第三氨流的管道。同样地,含有二氧化碳的烟道气流的管道在氨生产设备(或别的烟道气来源)与吸收器之间流体连接。二氧化碳流的管道在氨生产设备和脲合成区之间流体连接。富溶剂流的管道在吸收器和脲合成区之间流体连接,贫溶剂流的管道布置在脲生产设备和吸收器之间。

[0035] 根据一个实施方案,该系统包含与吸收器流体连接的净化气流的管道。

[0036] 该另一目的经由备选集成方法来实现,其利用用于通过集成氨生产过程的一部分与脲生产过程而形成脲的系统。这样的系统包含蒸汽重整器或氨生产设备的气化反应器、低压吸收器、高压吸收器和脲生产设备,其中烟道气流的管道在蒸汽重整器(或气化反应器)与低压吸收器之间流体连接。氢/二氧化碳流的管道布置在蒸汽重整器、气化反应器或别的烟道气来源与高压吸收器之间。半富溶剂流的管道在低压吸收器和高压吸收器之间流体连接。富溶剂流的管道在高压吸收器和脲生产设备之间流体连接,而贫溶剂流的管道在脲生产设备和低压吸收器之间流体连接。

[0037] 根据备选集成方法的一个实施方案,该系统包含氨生产单元、在高压吸收器和氨生产单元之间流体连接的氢流的管道、以及在低压吸收器和氨生产单元之间流体连接的含氮流的管道。该系统还包含在氨生产单元和脲生产设备之间流体连接的氨余量流的管道。

[0038] 根据一个实施方案,该系统包含一氧化碳变换单元用于将一氧化碳转化为二氧化碳,其中含有氢和一氧化碳的合成气流的管道在蒸汽重整器(或气化反应器)与一氧化碳变换单元之间流体连接。同样地,氢/二氧化碳流的管道在一氧化碳变换单元和高压吸收器之

间流体连接。

[0039] 根据一个实施方案,该系统包含在半富溶剂流的管道和富溶剂流的管道之间流体连接的半富溶剂流的部分流的管道。

[0040] 根据一个实施方案,该系统包含在溶液或浆料中含有氨基甲酸盐以及含有氨、二氧化碳和水的再循环流的管道,其在脬生产设备和贫溶剂流的管道之间流体连接。同样地,氨流的管道与再循环流的管道流体连接。

[0041] 根据一个实施方案,该系统包含半富溶剂流的部分流的管道,其在贫溶剂流的管道与半富溶剂流的管道或高压吸收器之间流体连接。

[0042] 附图简述

[0043] 现在参考作为示例性实施方案的附图,其中相似要素使用相似编号:

[0044] 图1是用于通过集成氨生产过程与脬生产过程而形成脬的方法的系统的示意视图。

[0045] 图2是用于通过集成氨生产过程的一部分与脬生产过程而形成脬的备选集成方法的系统的示意视图。

[0046] 图3是基于图2所示系统的系统的示意视图,但还包含位于高压吸收器和脬生产设备之间的再生器。

[0047] 优选实施方案描述

[0048] 用作根据本发明集成方法的脬生产过程的反应物的二氧化碳可源于任何燃烧设备或装置,例如常规重整器。在一个实施方案中,二氧化碳源于氨生产过程的蒸汽重整器燃烧装置部分。

[0049] 合成气(也称为合成的气体或合成气体)在烃与水在反应器装置例如蒸汽重整器中反应时产生。合成气是含有变化量的一氧化碳和氢的气体混合物。用于生产合成气的蒸汽重整器是管式反应器,其从外部燃烧以提供足够反应能量用于重整反应。为此目的,使燃料在蒸汽重整器管外侧上于燃烧套壳内经受燃烧。在蒸汽重整器管内部,蒸汽重整反应在催化剂存在下发生以产生合成气。使合成气中的一氧化碳经受与水的一氧化碳变换反应以生产二氧化碳。在该生产后,然后将二氧化碳与氢分离。然后使分离的氢与氮在空气中反应以生产氨。除使用氢作为氨生产的反应物和使用从一氧化碳变换反应产生的二氧化碳以外,还由蒸汽重整器所用燃料的燃烧形成有用的烟道气。这些烟道气含有氮、二氧化碳和其它污染物,例如NO_x。通常地,在氨生产过程中存在于烟道气的二氧化碳可被吸收于在大气压力和低温下操作的CAP(冷冻氨方法)吸收器中。在进入CAP吸收器前,将烟道气冷却以使存在于吸收器中的贫二氧化碳氨化溶液的二氧化碳吸收增强。二氧化碳吸收步骤后,曾经的贫二氧化碳贫氨化溶液成为需要在随后的再生步骤中再生的富二氧化碳溶液。该方法更详细地公开于WO 2006/022885。

[0050] 另一种用于合成气生产的方法是用氧在气化反应器中使碳或烃气化。在此,在气化反应器内自身提供反应能量。如此产生的合成气可如上述处理,以将氢与二氧化碳分离。然而,根据本发明的方法,需要别的烟道气来源以产生另外的二氧化碳。在这样的情况下,可类似地对其应用对蒸汽重整器应用的相同集成方案。

[0051] 由此,用于本发明方法的合成气在蒸汽重整反应中或在气化反应中形成。在蒸汽重整反应中,通过在蒸汽重整期间的燃烧产生烟道气。在气化反应中,烟道气可源于任何来

源。本文使用的用语“氨生产过程”和“氨生产设备”旨在涵盖这两个反应。

[0052] 现在更详细地参照图1公开集成方法和系统,图1说明当合成气和烟道气两者在蒸汽重整期间形成时的实施方案。根据图1,包含蒸汽重整器1a(未显示)用于燃烧的氨生产设备1提供有原料2(如天然气、油或烃)和蒸汽3。蒸汽重整器1a用燃料4例如天然气燃烧。在烃和蒸汽之间在蒸汽重整器1a中反应期间,产生合成气。还由蒸汽重整器1a的燃烧产生烟道气。将含有二氧化碳和其它污染物的烟道气流5任选经过一个或多个常规纯化步骤输送至CAP吸收器10,在CAP吸收器10中吸收二氧化碳。此外,含有氨(来自合成气中的氢与氨生产设备1中的空气的氮之间的反应)的第一氨流6分为第二氨流9和第三氨流8。在达到CAP吸收器10之前将氨流9加入贫溶剂流24。来自脲生产过程、而且含有水、氨和低含量二氧化碳的溶液或浆料中的再循环氨基甲酸盐的贫溶剂流24作为混合流11加入CAP吸收器10。混合流11是第二氨流9和贫溶剂流24的混合物。在CAP吸收器10中,烟道气流5中的二氧化碳被吸收于混合流11的溶液中,以产生净化气流12。具有低二氧化碳含量的经处理烟道气的净化气流12从CAP吸收器10放出。含有氨、水和高含量二氧化碳的富溶剂流13从CAP吸收器10放出,并在适合于任何脲合成反应的高压下输送至脲生产设备15a(未显示)中的脲合成区15。在脲合成区15中,二氧化碳和氨反应产生脲。然后将产生的脲、氨基甲酸盐、过量氨和水的混合物在流17中输送至汽提塔区19,由此以数个步骤将脲分离为脲流16。来自汽提塔区19的氨和二氧化碳在流20中以含有氨、二氧化碳和水的氨基甲酸盐溶液的形式放出。然后将流20或流20的一部分按原样在流21中以及按原样在贫溶剂流24中输送至吸收器10。将汽提塔区19中的余量作为流18再循环回到脲合成区15或至脲生产中任何其它合适的地方。任选地,使流20在废水处理单元22中经受废水处理,其中将水从流20中分离以产生水流23。不像常规脲生产过程中那样将流20再循环回到脲合成区15,而是将流20的全部或一部分输送至吸收器10,以贫溶剂流24的形式用于氨生产过程。源自第一氨流6的第三氨流8直接输送至脲生产设备15a中的脲合成区15。

[0053] 此外,将含有二氧化碳的二氧化碳流7直接输送至脲合成区15,所述二氧化碳源自氨生产设备中生产的合成气并从中分离。可设计合成气的生产用于获得足够量的二氧化碳供脲生产,这将导致一些过量的氨。另外的二氧化碳来源为任何烟道气。若从烟道气取出二氧化碳,则可降低合成气生产(根据期望的氨生产水平调节),或者可将任何过量的氨用于脲生产过程以增加脲生产。这通过从如前所述的烟道气来源供料另外的二氧化碳来实现。此外,再循环氨基甲酸盐的贫溶剂流24可取自脲生产设备15a中任何合适的地方。应注意到,本文描述的每个不同的流在流体连接的导管中输送,适用于该目的。

[0054] 如上公开,第一氨流6和二氧化碳流7可备选地得自气化反应器(未显示于图1)中产生的合成气。同样地,含有二氧化碳的烟道气流5可从任何其它来源(未显示于图1,诸如锅炉,例如电力锅炉或供应热量至脲生产设备的任何锅炉)提供。

[0055] 不使用氨化溶剂的任何其它二氧化碳捕获技术不能如本文描述集成到脲过程中,因为所述二氧化碳吸收剂溶剂包含对于脲生产过程的外来化学物质,其干扰脲生产乃至使之不可能。此外,烟道气流5在其输送至CAP吸收器10之前可经受未显示于图1的任何常规净化或分离过程。用于脲生产过程的二氧化碳来源还可源于例如脲生产设备15a或别处中的锅炉或过程加热器所燃烧的任何矿物燃料。

[0056] 因此,在本发明集成方法中消除了对于如常规二氧化碳捕获过程中所用的二氧化

碳脱附/溶剂再生过程的需要,从而减少能量和设备成本。

[0057] 本文所用的用语“贫溶剂”和“富溶剂”表示贫溶剂流24中和富溶剂流13中的氨浓度为2-12摩尔/升溶液,优选6-10摩尔/升溶液,贫溶剂流24中的二氧化碳浓度为0.2-4.0摩尔/升溶液,优选1.5-4摩尔/升溶液,且富溶剂流13中的二氧化碳浓度为1.0-10.0摩尔/升溶液,优选3.0-6.0摩尔/升溶液。富溶剂流13中氨浓度与二氧化碳浓度的比率为1:1至3:1,优选3:2至5:2,以满足脲反应的化学计量。若通过第二氨流9加入另外的氨,则混合流11和富溶剂流13中的上述氨浓度将变化。

[0058] 在图2中说明的备选集成方法和系统的实施方案中,氨生产过程中产生的二氧化碳本身不与脲生产过程集成。而是将富溶剂流用于集成,所述富溶剂流来自氢和二氧化碳的气体混合物(通过一氧化碳变换反应形成)的吸收,源于在蒸汽重整器14或气化反应器中在氨生产过程期间产生的合成气。

[0059] 更确切地说,氢通常在蒸汽重整或气化生产合成气期间产生。通常,应用物理吸收或吸附过程,以将氢和二氧化碳的气体混合物中的二氧化碳与氢分离。这在升高的压力下发生,通常比在高压吸收器中从烟道气吸收二氧化碳期间使用的压力高得多。分离二氧化碳后,氢与空气中的氮反应形成氨。

[0060] 在本发明备选集成方法中,使烟道气流和源自合成气流的氢与二氧化碳气体混合物的流两者经受二氧化碳吸收。若将冷冻氨方法(CAP)应用于从二氧化碳和氢的气体混合物的流吸收二氧化碳,则还可使用来自脲过程的含有氨基甲酸盐的贫溶剂流,必要时富含另外的氨。于是需要用于烟道气的低压吸收器和用于二氧化碳和氢的气体混合物的高压吸收器。所述贫溶剂可与用于烟道气的低压吸收器并联使用或序贯使用,使用半富溶剂以在高压吸收器中吸收二氧化碳。将半富溶剂和高压吸收后形成的富溶剂两者供料返回到脲生产设备15a,优选引导至其中的脲合成区15。

[0061] 该备选集成方法的优势如下。第一,获得使用同种溶剂和同种原理(湿吸收)的两个吸收过程(分别从烟道气和从合成气吸收二氧化碳)的组合。第二,消除对于从富溶剂脱附二氧化碳的任何需要,因为该富溶剂被用于脲反应。富溶剂已经含有氨和二氧化碳作为反应物用于脲过程,显著减少相关的能量和设备成本。第三,无“外来”化学物质加入,例如像一些碳捕获过程所用的胺。

[0062] 此外,吸收后,贫二氧化碳和富氮的烟道气流潜在地可用作原料用于氨合成,以代替至少一部分用于氨合成的空气。这样可以允许增加的氨产量,因为随后将较少的含氧空气供料到合成。从吸收器进入氢流或富氮流的任何较少量氨逃逸不会毒化氨合成反应。作为选项,来自富溶液流的逃逸流可输送至低压吸收器以使进入富氮流的氨逃逸最小化。

[0063] 备选集成方法和系统的该实施方案用于通过集成氨生产过程的一部分与脲生产过程而形成脲,示意性地说明于图2并将参照图2在以下详细公开。虽然在图2中说明蒸汽重整器单元14,但作为备选方案,这可以是(类似图1中说明的系统)其中形成合成气的气化反应器。在这种情况下,用于备选集成方法的烟道气由任何其它来源(未显示于图2)提供,诸如锅炉,例如电力锅炉或供应热量至脲生产设备的任何锅炉。参考图2,蒸汽重整器14提供有原料2(例如天然气、油或烃)和蒸汽3。蒸汽重整器14用燃料4(例如天然气)燃烧。在蒸汽重整器14中碳水化合物和蒸汽之间的反应期间,产生含有氢和一氧化碳的合成气。将合成气流26输送至一氧化碳变换单元27,其中一氧化碳经受变换,成为二氧化碳。将如此获得的

氢/二氧化碳流28直接输送至压力为0.3-4MPa,优选1-2.5MPa的高压吸收器33。此外,将含有氮、二氧化碳和其它污染物的烟道气从蒸汽重整器14放出,并作为烟道气流25输送至压力为0.08-0.15MPa,优选0.095-0.11MPa的低压吸收器29。

[0064] 在高压吸收器33中吸收二氧化碳,然后由此在含有高浓度二氧化碳、水和氨的富溶剂流37中放出。然后将该富溶剂流37在高压下作为反应物输送至脲生产设备38中的脲合成反应器38a(未显示)。从高压吸收器33放出氢流34用作氨生产单元41中的反应物。任选地,将富溶剂流37的逃逸流36输送至低压吸收器29的顶部,在此按需将其用于从要到来的经处理烟道气流25中捕获过量氨,然后将净化烟道气(即含氮流35)输送至氨生产单元41供使用。

[0065] 在低压吸收器29中,烟道气流25中含有的二氧化碳通过贫溶剂流42吸收。其作为半富溶剂流30离开低压吸收器29,含有中浓度的吸收的二氧化碳、水和氨。然后将该半富溶剂流30输送至高压吸收器33。任选地,将半富溶剂流30的部分流31输送至脲生产设备38。在进入低压吸收器29之前,可使烟道气流25经受一个或多个常规纯化步骤,而且冷却至0-25℃的温度,优选10-20℃的温度。从低压吸收器29放出的含有高百分比氮的净化烟道气可作为含氮流35输送至氨生产单元41。从而,氢流34中的氢和含氮流35中的氮作为反应物输送至氨生产单元41,其中发生氢和氮之间的反应以产生氨。源自脲生产设备38,在溶液或在浆料中含有氨基甲酸铵、碳酸铵和碳酸氢铵的混合物而且含有未反应的氨、二氧化碳、碳酸和水的再循环流39任选地通过来自氨生产单元41的氨流40提供另外的氨,形成贫溶剂流42,其形式为含有低浓度二氧化碳、氨、氨基甲酸铵、碳酸铵、碳酸氢铵和水的氨溶液,其中将该贫溶剂流42输送至低压吸收器29。任选地,可将贫溶液流42的部分流32直接输送至高压吸收器33或半富溶剂流30。将来自氨生产单元41的氨余量在部分流43中输送至脲生产设备38。

[0066] 在贫溶剂流42中、半富溶剂流30中和富溶剂流37中的氨浓度为2-12摩尔/升溶液,优选6-10摩尔/升溶液。贫溶剂流42中的二氧化碳浓度为0.2-4.0摩尔/升溶液,优选1.5-4摩尔/升溶液。半富溶剂流30中的二氧化碳浓度为1.0-5.5摩尔/升溶液,优选2.5-4.5摩尔/升溶液。富溶剂流13中的二氧化碳浓度为1.0-10.0摩尔/升溶液,优选3.0-6.0摩尔/升溶液。流37中氨浓度和二氧化碳浓度之间的比率为优选1:1.5至1:2.5,以满足脲反应的化学计量。

[0067] 图3显示图2中显示的系统的另一实施方案,其中再生器44位于高压吸收器33和脲生产设备38之间。更确切地说,将任选与半富溶剂流30的部分流31混合的富溶剂流37在再生器44中分离为纯CO₂流45和贫溶剂再循环流39。将纯CO₂流45在管道中进料至脲生产设备38,且将再循环流39在管道中进料至压力吸收器29。

[0068] 概括而言,本发明涉及通过在脲生产过程中集成氨生产过程而形成脲的方法,并涉及用于所述方法的系统。还涉及通过在脲生产过程中集成氨生产过程的一部分而形成脲的备选方法,并涉及用于所述备选方法的系统。

[0069] 虽然已参照多个优选实施方案描述了本发明,但本领域技术人员将了解可作出不同的变化并可用等价物代替其要素而不离开本发明的范围。另外,可进行很多修改以使特定的情况或材料适于本发明的教导而不偏离其实质范围。因此,旨在本发明不限于作为预期用于实施本发明的最佳方式而公开的特定实施方案,而本发明将包括落入所附权利要求

范围内的所有实施方案。

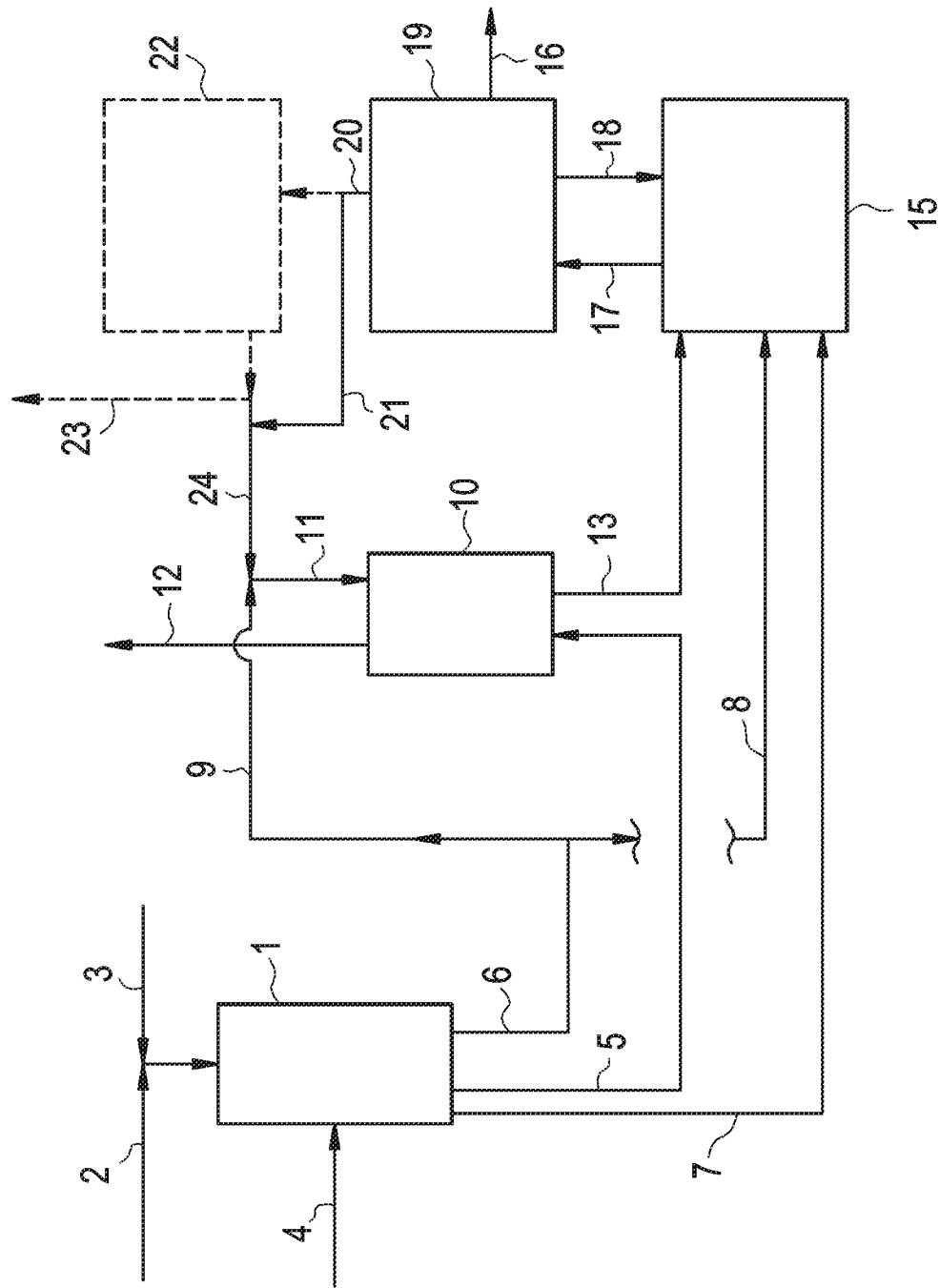


图 1

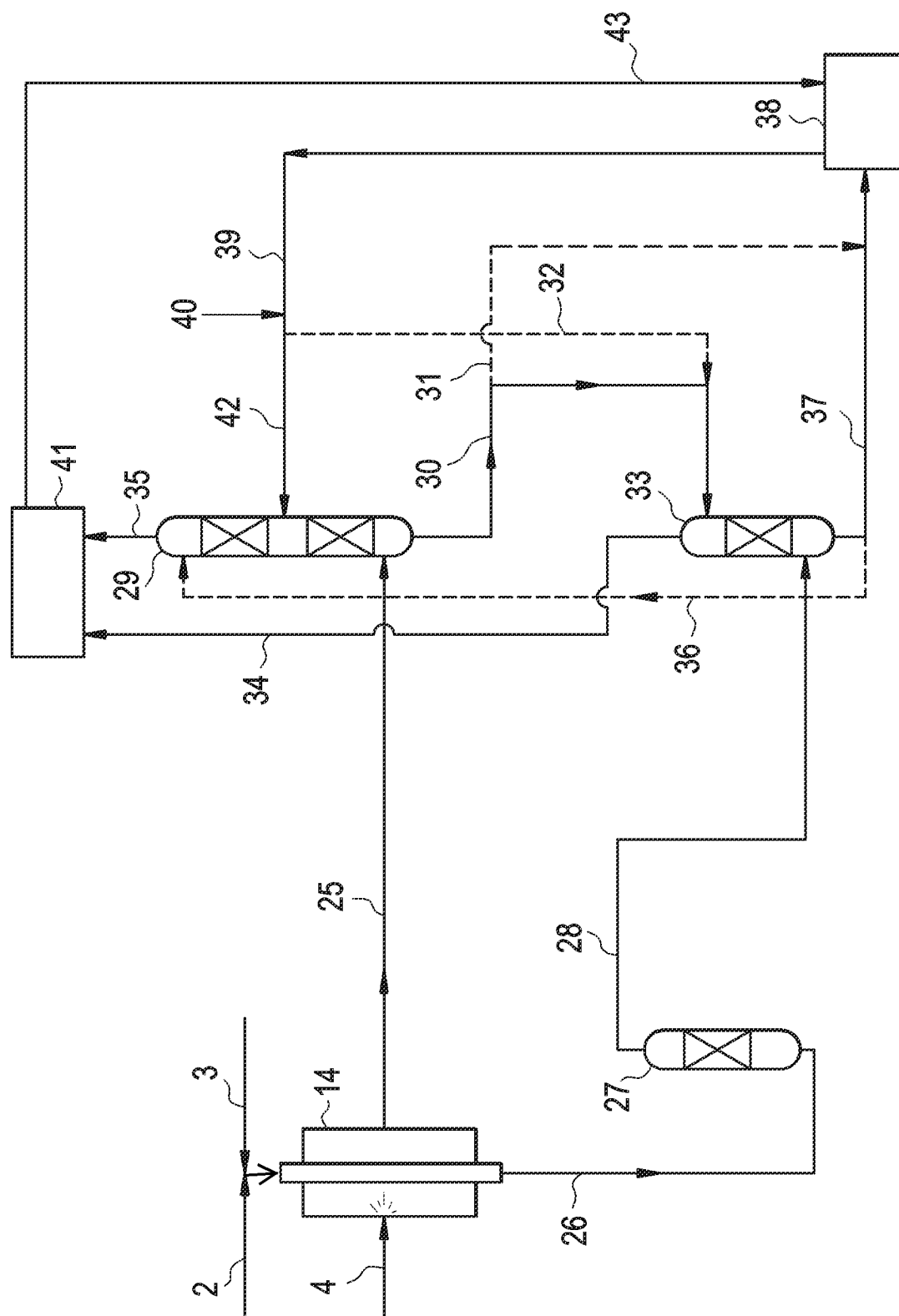


图 2

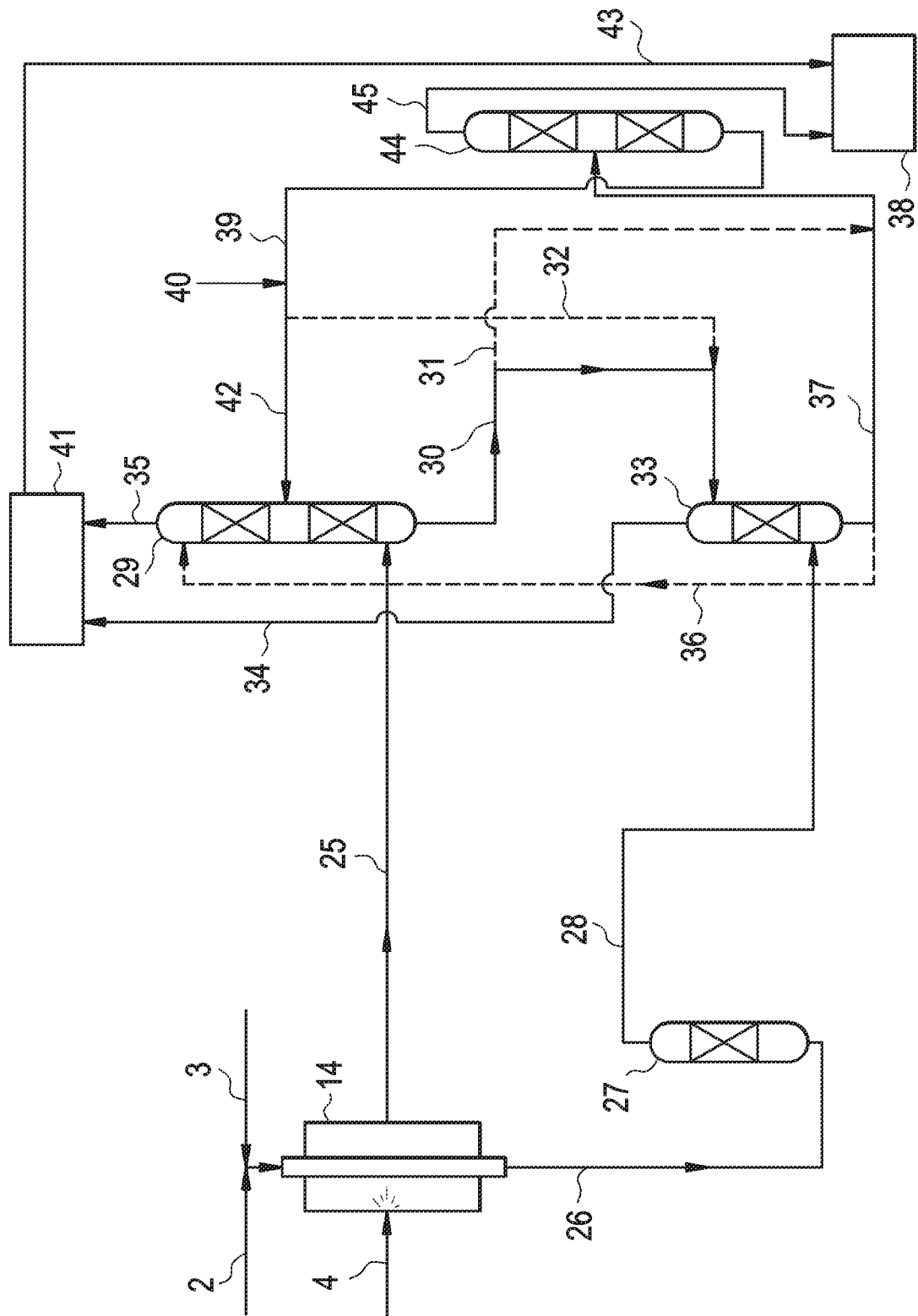


图 3