

[19]中华人民共和国专利局

[51]Int.Cl⁶



[12] 发明专利说明书

C07C273 / 04

C07C273 / 08

[21] ZL 专利号 90107725.9

[45]授权公告日 1998年12月9日

[11] 授权公告号 CN 1041086C

[22]申请日 90.9.14 [24]颁证日 98.10.24

[21]申请号 90107725.9

[30]优先权

[32]89.9.15 [33]IT[31]21741A / 89

[73]专利权人 斯南普罗吉蒂联合股票公司

地址 意大利米兰

[72]发明人 盖思皮·卡罗尼 佛兰卡·兰尼里

[74]专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标

事务所

代理人 隗永良

审查员 唐铁军

权利要求书 2 页 说明书 19 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 高能效的尿素生产方法

[57]摘要

公开了一种高能效的尿素生产方法，其中合成步骤所得的尿素溶液经受第一步骤的未转化为尿素的氨基甲酸铵高压热分解，与此同时用过量氨自身汽提。上述分解步骤所产的气体产物是在两个不同温度的冷凝步骤冷凝的，在第一冷凝步骤中的冷凝热直接传递到第二氨基甲酸铵分解步骤。该分解步骤分为两部分，即第一热分解部分和包括用部分过程用二氧化碳原料绝热汽提的第二部分。

权 利 要 求 书

1. 一种通过由氨和二氧化碳合成尿素的生产方法，该方法包括：一个在压力 **130-220** 巴和温度 **175-200**°C 下操作，所用的氨对二氧化碳之摩尔比在 **3** 和 **5** 之间的合成步骤；和至少三个连续的未转化为尿素的氨基甲酸铵分解步骤，其中第一个是操作压力基本上与合成反应器的压力相同的高压分解步骤，第二个是操作压力为 **10-30** 巴的中压分解步骤，第三个是低压分解步骤，上述分解步骤的产物被冷凝以回收其冷凝热，该方法的特征在于：

第一分解步骤通过热分解方法进行，在分解过程中同时用来自合成反应器的物流中所含的过量氨自身汽提，上述分解步骤所产生的蒸汽在高压下在两个不同温度的冷凝步骤中冷凝为氨基甲酸铵水溶液，在第一步骤中在高于第二步骤的温度下，冷凝热在换热器(HE2)中直接传递给将进入第二中压分解步骤的尿素溶液，在第二冷凝步骤中，冷凝热在换热器(HE3)中传递给水，以产生低压蒸汽，所说的氨基甲酸铵水溶液通过用反应器原料氨作为驱动液的喷射器再循环至合成反应器中；

第二氨基甲酸铵分解步骤分两部分实行，在第一部分中通过在换热器(HE2)中由第一分解步骤在与合成相同的压力下产生的冷凝蒸汽所传递的热实行热分解；第二部分在塔(C1)中包括用 **3-20%** 送入合成反应器的气态二氧化碳原料的绝热逆流汽提，借此离开塔(C1)的尿素溶液所含氨对二氧化碳之比为 **2.2-4**，然后将得自第二分解步骤两部分的气体产物在换热器(HE5)中合并和一同



冷凝，冷凝热直接转入尿素预浓缩步骤；

将所说的离开塔(C1)的尿素溶液送入第三个氨基甲酸铵分解步骤，在大约4巴的压力下操作，其中使剩余的氨基甲酸铵分解以生成另外的尿素溶液和气相，然后在4巴的大致相同的压力下使气相冷凝以回收其冷凝热用于预热送入合成反应器的氨原料；

在换热器(HE5)中通过得自第二分解步骤的气态产物的冷凝热预浓缩所说的离开第三个氨基甲酸铵分解步骤的另外的尿素溶液，从而得到含有80-95%(重量)尿素的尿素水溶液。

2. 根据权利要求1所述的尿素生产方法，其特征在于，来自低压加工步骤的循环氨基甲酸铵溶液是在源自高压分解步骤的气体产物流在换热器(HE2)和/或(HE3)中冷凝之前加到其中的，高压冷凝是在(HE2)和/或(HE3)中进行的。

3. 根据权利要求1或2所述的尿素生产方法，其特征在于，供在塔(C1)中中压绝热汽提用的二氧化碳取自二氧化碳压缩机(K1)的中级，该二氧化碳量相当于装置用二氧化碳原料3-20%。

4. 根据权利要求3所述的尿素生产方法，其特征在于，供在塔(C1)中中压绝热汽提用的二氧化碳取自二氧化碳压缩机(K1)的中级，该二氧化碳量相当于装置用二氧化碳原料5-15%。

5. 根据权利要求4所述的尿素生产方法，其特征在于，在塔(C1)中所进行的绝热汽提使离开塔(C1)的尿素溶液中氨对二氧化碳的摩尔比降低到2.5-3.5。

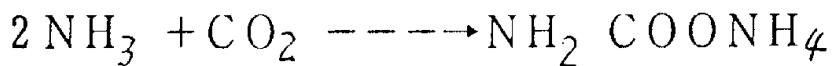
高能效的尿素生产方法

本发明涉及一种高能效、特别是低热耗的，通过由氨和二氧化碳的合成以生产尿素的方法。

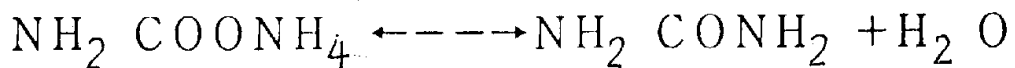
尿素系最广泛用于农业作化学肥料的化工产品之一，也是化学工业本身所广用的一种中间体，它的生产是重要的，因此对尿素生产能耗的任何降低都有极为重要的工业意义。

尿素生产方法基于已知的由氨和二氧化碳合成尿素的原理，并遵循下述反应过程。

进入合成段的氨和二氧化碳按照放热反应形成氨基甲酸铵：



然后一部分的氨基甲酸铵按照吸热可逆反应生成尿素和水：



在通用的条件（即压力在120和130巴之间和温度在170℃和250℃之间）下氨基甲酸铵的形成反应是非常快而且几乎完全的，而脱水反应向平衡的进展缓慢。

脱水形成尿素的那部分氨基甲酸铵的量不仅决定于反应温度和

压力，而且决定于各种反应剂之间之比和在合成段中的停留时间。

常用的摩尔比为：

氨/二氧化碳：2.5—7；

水/二氧化碳：0—1。

水既作为反应产物存在，又作为一种组分存在于从工厂合成段下游各段的所有循环液流中。

在合成段中的停留时间可从20分钟变动到90分钟。

合成反应的产品基本上是一含有氨基甲酸铵、尿素、水和游离氨的溶液。溶液中之所以含有游离氨是因为所有的工业用方法为了得到高的产率和限制有害副产物（例如缩二脲）的形成都是在有大量过剩氨的情况下操作的。

游离氨和氨基甲酸铵被从由合成段得到的尿素溶液中分离出来并循环到合成段，以使它们完全转化成尿素，然后对尿素溶液作进一步加工，以得到符合最近商品规格的粒状产品。确切地说，各种工业尿素生产方法的明显区别是在分离和循环那些未转化成尿素的组分所用的方法上。

为了较好的说明与本发明有关的工艺问题，兹对已知的尿素生产方法作一说明。

根据本发明申请人在英国专利第1,542,371号中所述的和其中一个有代表性的成功实施方案，从送入氨和二氧化碳开始可将整个尿素生产过程分成为以下主要加工步骤。

a) 把二氧化碳和超过化学计算量的氨送入操作在高压下的尿素合成反应器，以得到一种含有尿素、氨基甲酸铵和游离氨的水溶

液；

b) 把上述溶液送入压力基本上与合成反应器相同的高压分解器中，根据在有利于产尿素溶液的温度和压力等条件下所建立的热力学平衡所确定的，使含在上述溶液中的那部分氨基甲酸铵分解成氨和二氧化碳，同时不断地供给维持分解反应所需要的热量；

c) 在仍然基本上与步骤 a) 压力相同的高压下使步骤 b) 的分解产物（即所产的气相氨和二氧化碳）在冷凝器中冷凝，以回收该气相产物的冷凝热；

d) 将从步骤 c) 来的冷凝液循环到步骤 a)；

e) 将由步骤 b) 高压分解器得到的并仍含有大量氨基甲酸铵和溶解氨的尿素溶液送入在相当低的压力（大约 20 巴）下操作的中压分解器，在这进行进一步分解，以得到较纯的尿素溶液和另一些气体产物，同时供给所需要的热量，以维持该第二分解步骤的分解反应；

f) 将由中压分解器得到的气相产物转移到在相同压力下的冷凝器，在这里对其进行冷凝；

g) 将来自步骤 f) 的冷凝液分离成含氨基甲酸铵的第一液相，和含基本纯的氨的第二液相；

h) 将含氨基甲酸铵的第一液相循环到高压冷凝器；

i) 将含基本纯的氨的第二液相循环到合成反应器；

j) 把来自步骤 e) 中压分解器的尿素溶液转移到在压力约 4 巴下操作的低压分解器，以产生一作为顶部产物的含有氨、二氧化碳和水的物流，和一仍含有少量氨和二氧化碳的底部产物尿素液

流；

k) 使上步骤的顶部气流在低压冷凝器中冷凝；

l) 将来自低压分解器的尿素水溶液在真空浓缩段（一级或多段）中浓缩，以得熔融尿素和一含有大量水、少量氨、少量二氧化碳和少量尿素的气流；

m) 使来自步骤 l) 的含有水、氨和二氧化碳的气流冷凝；

n) 对来自步骤 m) 的冷凝液进行处理，以使该污水净化，使尿素水解，和回收氨和二氧化碳。

高压氨基甲酸铵分解步骤 b)，如同本专利申请人在英国专利第 1, 184, 004 号中所述的那样，包括热分解成氨和二氧化碳，和同时发生的过量氨的自身汽提，并如同本专利申请人在英国专利第 1, 552, 682 中所述的那样，此步骤一般是在降膜式换热器中实现的。

从能量的观点来看，步骤 c)（即来自高压分解器的、含有氨、二氧化碳和水的气流的冷凝步骤）是这个方法的基本步骤。在此步骤中所涉及的热量是大量的；例如根据 Stamicarbon 的美国专利第 3, 356, 723 号，一般是用其生产低压蒸汽，和用其作维持步骤 j) 低压分解反应的热源及步骤 l) 浓缩尿素溶液的热源，还可用其于步骤 n) 的污水净化段。

但是，高压冷凝器中所产蒸汽的温度水平不能满足送入中压分解步骤 e) 所需要的超过 160°C 的温度，因此要在对过程的热平衡有明显负作用的情况下为此步骤提供温度超过来自高压冷凝器的现有蒸汽的温度的加热用介质。

用于冷凝中压分解器所产汽流的冷凝步骤 f) 是使过程热效非常低的另一个问题。高压分解步骤 b) 所产的尿素溶液不仅含有残存的氨基甲酸铵、尿素和水, 而且含有大量的游离氨, 因此中压分解步骤 e) 所产气流的氨量比氨基甲酸铵所需要的化学计算比 2 : 1 还要大。这样高的氨对二氧化碳之摩尔比会使温度降低, 从而使得在温度未降低时可有效地用于步骤 f) 中压冷凝器的、步骤 e) 所产气流的冷凝热, 不能有效地在工厂内有效回收, 这理所当然不利于能量平衡。

上述方法的另一个低能效问题涉及由低压分解步骤 j) 得到气相在步骤 k) 中的冷凝。在此冷凝步骤中, 高的氨 / 二氧化碳比仍然使得冷凝温度降低, 从而使相当的冷凝热不能有效地回收。除此以外, 游离氨的完全吸收需要大量的水, 这大量的水最终一定要循环到合成段, 这对氨基甲酸铵转化成尿素和工厂的能效均有不良影响。

按照本发明可解决由上述低能效步骤所引起的工艺问题, 方法是提高回收氨基甲酸铵分解步骤中所产气流的冷凝热的温度, 结果可将这种热比较有效地用在过程中。

为了更好地利用步骤 b) 的气相产物在冷凝步骤 c) 中所产的低压蒸汽, 文献中推荐, 通过压缩机或增压机提高它的水平, 使得它能用于中压分解步骤 e)。这种解决办法会使工厂复杂化, 并需要另外的电或高压蒸汽或中压蒸汽的消耗, 对于总的能平衡来说, 其带来的好处是有问题的。

还有人推荐, 将高压冷凝热直接传递到中压分解器。在

Stamicarbon的欧洲专利申请第212,744号中,这种直接传递是用一种方法实现的,这种方法是,在同时用二氧化碳汽提的情况下,将源自第一分解步骤的高压冷凝气流和尿素溶液转送到中压分解器。应用二氧化碳汽提的意思是,必须限定步骤a)中氨/二氧化碳的比值,因此限制氨基甲酸铵向尿素转化。

在所述的方法中,气流不具有这样的组成,以致能够在足以用于中压分解器的高温下有效地利用所产生的冷凝热。

为了实现有效地利用所产生的冷凝热,必须用通称槽式冷凝器的大容量高压冷凝器,其大小必须做到使停留时间足以将大部分冷凝的氨基甲酸铵转化成尿素,例如平衡量的30%。这样一来,高压冷凝器便成了合成预反应器。这种改进不但在投资上而且在建造上都是非常昂贵的。

Toyo Eng. Corp.的美国专利第4,354,040号用类似于欧洲专利申请第212,744号的方法但用较高的氨/二氧化碳之比实现这种直接热传递方法。这种方法需要在整个高压段(即合成反应器、分解器和冷凝器)中实行较高的压力操作,同时使分解器的效率下降和使压缩二氧化碳的能耗及循环来自较低压力段的未转化反应剂的能耗增加。在任何情况下,氨基甲酸氨的中压分解步骤都是不能令人满意的,而且还要例如以高或中压蒸汽的形式从外部提供补充热量,以维持中压分解。

EP-212,744和USA4,354,040所提方法的特点在于,利用在同时用二氧化碳汽提的情况下的高压分解步骤产生游离氨含量非常低的氨基甲酸铵溶液,致使分离出的气流具有

适宜于有效利用中压冷凝热的氨/二氧化碳之比。

相反，对那些具有在同时用合成反应器流出物中所含氨自身汽提情况下的高压分解步骤的方法来说，需要在中压和低压冷凝步骤中冷凝的气流中的氨/二氧化碳之摩尔比，不适宜于有效利用在冷凝过程所产生的热，而且由于为它的完全冷凝所引入到循环中的水或其它水溶液的量也不适宜。

为了改进低压冷凝条件已经提出了许多方法。

美国专利 4,350,040 提出，将一部分二氧化碳直接送入低压分解步骤，通过调节 NH_3/CO_2 之比以得到较有利的冷凝温度水平。

但是在低压冷凝中放出的相应的冷凝热是不可完全利用的，这对方法的热效是不利的。

上述欧洲专利申请 E1-212,744 提出，使来自中压分解步骤的尿素溶液再经受另一次汽提，汽提所用的气流源自前面的对高压分解步骤的尿素溶液所进行的绝热膨胀（即闪蒸）步骤。

上述汽提的作用是，使得能够向低压分解步骤供给低游离氨含量的尿素溶液，和使得实行低压冷凝所需的水或水溶剂量能够受到限制。但是这种方案并不能完全令人满意，原因是用于汽提的气相中有大量的氨。

本发明通过使冷凝各分解步骤的气流所得的热量能够比较有效地用在过程本身的方法，消除了上述各方法的缺点。本发明方法包括：一个氨基甲酸铵的中压分解步骤，在该步骤中，上述分解所需要的热是在不需要外加高温热源的情况下直接由高压分解所产气流

的冷凝提供的；和一个使中压分解步骤所产的尿素溶液经受部分原料二氧化碳的绝热汽提，以得到两种有益效果的步骤，即得到比较适宜于中压冷凝步骤的 $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ 之比，和向低压段供给利用效率好的基本上无游离氨的尿素溶液，以在上述低压段中产生可完全冷凝并有少量外加水的气流，这同样使反应效率得到提高。

本发明提供了一种包括下述主要步骤的尿素生产方法。

所附的流程图与提供在下面的实施例有关，参阅此图有助于更好地了解流程。

A) 合成步骤在温度为 $175 - 195^\circ\text{C}$ （最好为 $180 - 195^\circ\text{C}$ ）和相应压力为 $132 - 220$ 巴（最好为 $140 - 180$ 巴）下进行，所用的原料含有氨、含有惰性气体和钝化空气（下文总称之为不凝气）的二氧化碳和未转化的循环氨基甲酸铵，维持在合成反应器内 $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ 之摩尔比在 3.0 和 5.0 之间，而且最好是在 3.2 和 3.7 之间。

B) 将含有尿素、氨基甲酸铵和游离氨的水溶液的合成产物转移到高压分解步骤，该步骤有降膜式换热器，和基本上在与合成一样的压力下操作。氨基甲酸铵的热分解在同时进行游离氨自身汽提的情况下在上述换热器中进行。

C) 将步骤B)得到的和含有氨、二氧化碳和水的气相转移到中压分解步骤冷凝。

D) 将离开高压分解步骤的尿素溶液送到在 $10 - 30$ 巴（最好为 $13 - 25$ 巴）下操作的中压段，在此分出闪蒸气后，将尿素溶液转移到中压分解步骤，在这里通过来自上步骤C)气流的部分

高压冷凝所放出热的直接传递实行仍然含在上述溶液中的氨基甲酸铵的热分解。

E) 将步骤D) 冷凝过程中的氨基甲酸铵溶液和不凝气转移到另一高压冷凝步骤, 在这里完成高压气中可用热的回收。在此步骤中回收下来的热用来生产供工厂其它工段用的低压(最好是4—7巴)蒸汽。分出不凝气, 和通过用原料氨作驱动液的液—液喷射器将氨基甲酸铵溶液循环到合成步骤。

F) 将离开中压分解步骤的尿素溶液用在压力基本上与中压分解步骤相同的绝热汽提步骤, 在这里分出由氨基甲酸铵分解所产生的气体后, 使含有尿素、残存氨基甲酸铵和游离氨的溶液与气态二氧化碳进行逆流接触。用于上述处理的二氧化碳是一部分原料二氧化碳, 这部分二氧化碳的量为原料二氧化碳的3—20%, 最好为原料二氧化碳的5—15%。这种处理可得到一含少量游离氨和 $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ 之比为2.2—4.0(最好为2.5—3.5)的尿素水溶液。

G) 将中压分解步骤所得到的气相和中压二氧化碳绝热汽提所得的气相转移到尿素溶液真空预浓缩步骤, 以回收上述气流的冷凝热。

H) 将来自中压汽提步骤F)的尿素和氨基甲酸铵溶液转移到操作压力约4巴和设有降膜式换热器的低压分解步骤, 在这里仍含在溶液中的氨基甲酸铵再被分解, 以得到一含有残存量氨和二氧化碳的尿素溶液(为底部产物)。

I) 将步骤H)中所得的尿素溶液转移到真空预浓缩步骤, 其

中降膜换热器的操作压力为0.3—0.95巴(绝对),最好为0.35—0.5巴(绝对)。该溶液在这时通过直接传递部分冷凝步骤G)气流所放出的热被预浓缩到尿素浓度为80—95%(重量),最好为85—94%(重量)。

L)将预浓缩后的尿素溶液送到最终浓缩步骤和通过塔使它固化成晶体,以生产结晶状尿素,或使它成粒,以生产粒状尿素。

M)冷凝浓缩步骤I)和L)中所产的气流,处理冷凝液以得到基本洁净的流出物,和将氨和二氧化碳循环到低压冷凝步骤。

N)步骤II)和M)所得的气流在操作压力基本上与低压分解步骤相同的冷凝段低压冷凝,所得的冷凝热用于预热去高压合成段的原料氨,冷凝气体方所得的冷凝液被循环到步骤I)。

O)将从在步骤I)降膜式换热器壳程中部分冷凝得到的氨基甲酸铵溶液和气体转移到冷凝/分离步骤,在这里产生含氨基甲酸铵的第一液相和含基本纯氨的第二液相。

P)将含氨基甲酸铵的第一液相循环到高压气冷凝步骤(D)和E)。

Q)使含基本纯氨的第二液相与工厂的原料氨混合,预热低压冷凝步骤N)以前所有的氨,和通过循环氨基甲酸铵用液/液喷射器(液氨用作驱动液)将它送到高压合成工段A。

步骤C)、D)、F)、G)、I)、和N)构成本发明的特征部分。

因此，本发明提供了一种通过由氨和二氧化碳合成尿素的生产方法，该方法包括：一个在压力 130-220 巴和温度 175-200°C 下操作，所用的氨对二氧化碳之摩尔比在 3 和 5 之间的合成步骤；和至少三个连续的未转化为尿素的氨基甲酸铵分解步骤，其中第一个是操作压力基本上与合成反应器的压力相同的高压分解步骤，第二个是操作压力为 10-30 巴的中压分解步骤，第三个是低压分解步骤，上述分解步骤的产物被冷凝以回收其冷凝热，该方法的特征在于：

第一分解步骤通过热分解方法进行，在分解过程中同时用来自合成反应器的物流中所含的过量氨自身汽提，上述分解步骤所产生的蒸汽在高压下在两个不同温度的冷凝步骤中冷凝为氨基甲酸铵水溶液，在第一步骤中在高于第二步骤的温度下，冷凝热在换热器(HE2)中直接传递给将进入第二中压分解步骤的尿素溶液，在第二冷凝步骤中，冷凝热在换热器(HE3)中传递给水，以产生低压蒸汽，所说的氨基甲酸铵水溶液通过用反应器原料氨作为驱动液的喷射器再循环至合成反应器中；

第二氨基甲酸铵分解步骤分两部分实行，在第一部分中通过在换热器(HE2)中由第一分解步骤在与合成相同的压力下产生的冷凝蒸汽所传递的热实行热分解；第二部分在塔(C1)中包括用 3-20% 送入合成反应器的气态二氧化碳原料的绝热逆流汽提，借此离开塔(C1)的尿素溶液所含氨对二氧化碳之比为 2.2-4，然后将得自第二分解步骤两部分的气体产物在换热器(HE5)中合并和一同冷凝，冷凝热直接转入尿素预浓缩步骤；

将所说的离开塔(C1)的尿素溶液送入第三个氨基甲酸铵分解步骤，在大约 4 巴的压力下操作，其中使剩余的氨基甲酸铵分解以生成另外的尿素溶液和气相，然后在 4 巴的大致相同的压力下使气相冷凝以回收其冷凝热用于预热送入合成反应器的氨原料；

在换热器(HE5)中通过得自第二分解步骤的气态产物的冷凝热预浓缩所说的离开第三个氨基甲酸铵分解步骤的另外的尿素溶液，从而得到含有 80-95%(重量)尿素的尿素水溶液。

与现有技术的方法相比，本发明的优点在于重复利用各氨基甲酸铵分解步骤所产气流的冷凝热于过程本身内，从而大大地减

少了外部所供的热量。

本发明特别重要的优点如下：

——高压冷凝步骤中所放出的热用于中压分分解步骤，而不需要外加的高温热；

——中压冷凝步骤中所放出的热用于在降膜式设备中的尿素溶液的真空浓缩，使得从此步骤所得尿素溶液的浓度能高达90—95%（重量）；

——低压冷凝步骤可有效地将外加的吸收水量减少到最低，可有效地提高氨基甲酸铵向尿素转化的转化率，并且处在温度仍然高到足以预热原料氨的状况下。

从下面的实施例可以更清楚地看出本发明的特点和优点。该实施例用来说明以所附流程图为基准的本发明的一个典型实施方案。

实施例

一个流程如所附流程图所示的工厂被用来生产尿素。其所产的尿素量为300吨/天，相当于12500千克/时。将9167千克/时的二氧化碳、21千克/时的情性气和61千克/时的空气（用作钝化剂）通过管线1进入压缩机K1的吸入端，然后进入装置。

从K1的中级取出压力为17巴和温度为220℃下的910千克/时的二氧化碳和附带的8千克/时的情性气，通过管线2进入绝热汽提塔C1。将其余的8257千克/时的二氧化碳和74千克/时的情性气通过管线3送入在120℃和155巴下的合成

反应器R 1。

同时将一含有1 8 9 7 0千克/时的氨、6 1 8 4千克/时的二氧化碳和2 9 5 4千克/时的水的混合物通过管线4送入反应器R 1。

在停留时间达到3 0分钟后，在温度为1 9 0℃和压力为1 5 0巴下离开反应器的反应混合物含有1 1 7 1 7千克/时的氨、5 0 5 4千克/时的二氧化碳、1 2 8 0 0千克/时的尿素、6 7 9 4千克/时的水和7 4千克/时的不凝物。通过管线5将该混合物送入操作压力基本上与反应器R 1相同的降膜式分解器HE 1。

通过管线1 0 1将5 8 7 5千克/时的2 2巴压力饱和蒸汽送入分解器HE 1的壳程，使该蒸汽冷凝。通过管线1 0 2将所得的冷凝液送入氨基甲酸铵冷凝器HE 3的壳程，以再产生蒸汽，此时得的蒸汽是低压的。

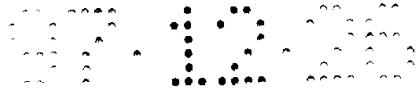
从分解器HE 1的底部可得到一温度为2 0 2℃的尿素溶液，其含有7 5 8 8千克/时的氨、2 5 8 2千克/时的二氧化碳，1 2 5 6 0千克/时的尿素和6 2 8 6千克/时的水。通过管线6将该尿素溶液送到膨胀阀X 1，在这里使压力由1 5 0巴减低到1 7巴。然后通过管线7将所得的混合物送入分离器V 2，在这里分出闪蒸气，底部的尿素溶液通过管线1 5进入中压分解器HE 2。

从高压分解器HE 1顶部出来的在压力1 5 0巴和温度1 9 0℃下的气流含有4 2 6 5千克/时的氨、2 6 4 8千克/时的二氧

化碳、436 千克/时的水和74 千克/时的不凝物。该气流在循环氨基甲酸铵溶液混合后，通过管线8 进入中压分解器HE 2，以提供中压分解所需要的热量。循环氨基甲酸铵溶液是通过管线9 送来的，该溶液含有4427 千克/时的氨、3536 千克/时的二氧化碳和2518 千克/时的水。这种物流对供水非常有用，供水使冷凝能够实现最大的热回收。这种物流也是可变动的，方法是把它分散在换热器HE 2 的上游侧和下游侧之间。使高压气在中压分解器HE 2 中部分冷凝，和将在170℃ 下离开的液/气送到氨基甲酸铵冷凝器HE 3（最好是卧式的釜式重沸器），在这里利用仍可用的冷凝热生产4925 千克/时的温度147℃ 和压力4.4 巴蒸汽。通过管线103 将该蒸汽送到低压蒸汽歧管。

通过管线11 将在155℃ 下离开氨基甲酸铵冷凝器HE 3 的氨基甲酸铵冷凝液和不凝物的混合物送入分离器V 1，在这里分出的液相含有7767 千克/时的氨、6184 千克/时的二氧化碳和3954 千克/时的水。通过管线12 将该液相送入液/液喷射器J 1 的吸入端，此喷射器用通过管13 在200 巴和100℃ 下送来的11203 千克/时的氨作驱动液。然后，通过管线4 将所得的混合物送入合成反应器R 1。

从分离器V 1 顶部排出的、含有925 千克/时的氨和74 千克/时的不凝物的气相，通过管线14 和膨胀阀X 2 进入氨冷凝/分离段Z 1。离开分离器V 2 的尿素溶液通过管线15 进入中压分解器HE 2，在这里分解为一顶部产物和一底部产物。该顶部产物为气相，通过管线16 循环到分离器V 2；该底部产物为温度



155℃的尿素溶液，它含有1344千克/时的氨、536千克/时的二氧化碳、12560千克/时的尿素和5269千克/时的水，该尿素溶液通过管线17进入绝热汽提塔C1，在这里它与从压缩机K1中级引出和通过管线2送来的二氧化碳进行密切的逆流接触。

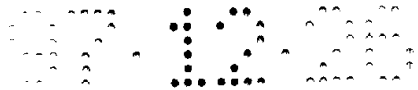
从汽提塔出来的底部产物为温度147℃的尿素溶液，它含有803千克/时的氨、669千克/时的二氧化碳、12560千克/时的尿素和5085千克/时的水，并具有3.1的 $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ 之摩尔比。

然后使这种溶液通过管线18和膨胀阀X3进入在4巴下操作的低压降膜式分解器HE4。

把从分离器V2和绝热汽提塔C1两者顶部得到的气流（含有6785千克/时的氨、2823千克/时的二氧化碳、1201千克/时的水和8千克/时的不凝物）合并，并在与低压循环氨基甲酸铵混合后通过管线19进入预浓缩器HE5的壳程。所述的循环氨基甲酸铵是通过管线20送来的含有837千克/时的氨、713千克/时的二氧化碳和917千克/时的水，具有55℃的温度。

低压气在换热器HE5中被部分冷凝，所得的液/气混合物（含有氨基甲酸铵溶液和氨气）通过管线21在110℃的温度下循环到氨冷凝/分离段Z1。

在结构和操作方面，氨冷凝/分离段Z1，与本发明人在上述英国专利第1,542,371号中已作充分说明的氨冷凝分离段



类似。此外，还要通过管线22向段Z1送入400千克/时的水。这种水是用来洗涤惰性气和完全脱除含在其中的氨的。

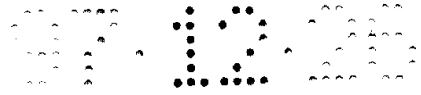
从冷凝/分离段Z1可得到以下物流：

——含有4427千克/时的氨、3536千克/时的二氧化碳和2518千克/时的水的、温度85℃的氨基甲酸铵溶液，该溶液通过管线23进入高压氨基甲酸铵泵P1的吸入端。上述氨基甲酸铵溶液被从段22来的工艺冷凝液在换热器HE6中预热到120℃之后，通过管线9循环到高压冷凝段。HE6的作用是实现管线33和9中的两种流体的热交换。为了简化流程，换热器HE6在图中出现了两次，一次是在管线9上，另一次是在管线33上，但事实上是同一设备。

——含有4120千克/时的循环液氨的物流，该物流与通过管线24送入的7093千克/时的新鲜氨合并，所得的总量为11203千克/时的氨通过管线25进入高压氨泵P2的吸入端。氨被泵压到200巴，接着在换热器HE7中预热到100℃的温度，然后通过管线13进入反应段，该氨在用于合成之前用于喷射器J1作驱动液。氨是用在低压冷凝段中的气流冷凝热预热的。象换热器HE6的情况一样，为了简化引线，HE7在流程图中出现了两次，都是在有关的管线上，但只有一个换器HE7。

——含有82千克/时的不凝物的物流，该物流通过管线26和压力控制阀X4从工厂排出。

通过管线104将1150千克/时的低压蒸汽送入低压膜式分解器HE4，以使残存氨基甲酸铵进一步分解，以得到温度为



138℃的底部产物形式的尿素溶液，该溶液含有254千克/时的氨、70千克/时的二氧化碳、12560千克/时的尿素和4594千克/时的水。该溶液通过管线27和膨胀阀X5进入在绝对压力为0.35巴下操作的膜式浓缩器HE5，在这里利用通过管线19进入的中压气流的部分冷凝，使尿素溶液的浓度达到90.1%（重量）。

尿素溶液通过管线28从预浓缩器HE5进入最终浓缩器HE8，接着进入分离器V3，在这里分出一含有12500千克/时的尿素和25千克/时的水的熔融尿素流。将此熔融尿素流送到最终的产品成粒或成品工段。

最终浓缩器所需的1825千克/时的低压蒸汽是通过管线105供给的。

在最后几个设备中（即在HE5和HE8/V3中）产生的气流通过管线30和31进入冷凝/处理污水段Z2。通过管线106向该段送入1950千克/时的低压蒸汽，以真空排气和汽提含在过程冷凝水中的氨和二氧化碳。通过管线107同时向段Z2送入250千克/时的高压蒸汽，以使在预浓缩器HE5和最终浓缩工段HE8/V3中被气体夹带的尿素完全水解。

在结构和操作方面，最终处理段Z2与本申请人在上述英国专利第1,542,371号中已详细说明的最终处理段类似。

从段Z2可得到以下物流：

——含有279千克/时的氨、114千克/时的二氧化碳和426千克/时的水的气流，该气流通过管线32循环到低压冷

凝段。

——温度为 139°C 、含有 6325 千克/时的净化水的物流，该物流在用于预热循环到高压冷凝段的氨基甲酸铵的换热器HE 6中回收了它的显热后，通过管线33排出工厂。

从段Z 2出来的通过管线32的循环气流和离开HE 4顶部的通过管线34的气流在混合后进入低压氨基甲酸铵冷凝器HE 7和HE 9。

在冷凝器HE 7中部分冷凝热用于预热通过管线13送往高压段的高压氨。在冷凝器HE 9中，气体在 55°C 下完全被冷凝，冷凝热用冷却水移走。

离开冷凝器HE 9的氨基甲酸铵溶液（含有 837 千克/时的氨、 713 千克/时的二氧化碳和 917 千克/时的水）通过管线35进入泵P 3的吸入端，用泵使氨基甲酸铵溶液通过管线20循环到中压冷凝段。

最终加工段所需要的低压蒸汽是可用冷凝器HE 3得到的低压蒸汽来满足的。

上述实施方案所需的能耗是非常低的。包括处理所产的污水在内，每吨尿素产品的比动力消耗为：

——中压蒸汽	470 千克/小时
——高压蒸汽	20 千克/吨
——电	20 千瓦小时/吨*
——冷却水	60 立方米/吨**

97.10.20

注：

* 不包括CO₂ 压缩用电。

** 温度10℃。

说明书附图

