

# 合理控制系统水碳比降低系统消耗

魏国栋

(山西兰花科创化肥有限公司)

**摘要:** CO<sub>2</sub> 汽提法生产尿素采用低水碳比、低温、高压的合成条件,汽提效率高,未转化成尿素的反应物大部分直接返回到高压系统,少量未反应物经低压回收系统返回高压系统继续合成,省去了中压系统,工艺流程简单,优点明显。但如何合理控制系统水碳比,成为整个尿素系统提高转化率,降低消耗的关键。

**关键词:** 尿素; 二氧化碳汽提法; 水碳比 (H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub>); 转化率; 甲铵液; 解吸水解

在二氧化碳汽提法尿素生产过程中,水碳比 (H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub>) 是指合成塔物料中水与二氧化碳摩尔比,是非常重要的工艺控制参数之一。H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 过高,将使合成系统转化率下降,易使系统产生恶性循环,消耗上升;H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 过低,系统压力难以控制,放空量大,消耗升高。因此 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 不仅是尿素装置重要的控制指标,而且 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 的控制是尿素系统稳定运行的重要环节。从而具体分析影响 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 的因素,从理论和实际出发,探讨如何控制系统的 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub>,以使整个系统在最佳状态下运行,达到实现优化操作,降低系统消耗的目的。

## 1、H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 对系统的影响

对于二氧化碳汽提法的尿素生产装置来说,工艺设计的 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 为 0.37,但从长期的生产操作情况看,H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 不易控制,一般都要高出设计值。这样,在生产过程中合成转化率就要下降,这一点从甲铵脱水生成尿素的反应方程式



中可以看出,当系统含水量增加时,使甲铵脱水反应的化学平衡逆向进行,不利于甲铵脱水生成尿素,导致合成转化率下降。在实际生产中,当物料中 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 增加 0.1 时,合成系统转化率则下降 1.5%~2.0%,这给整个系统带来一系列严重后果。当 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 过高时,高压甲铵冷凝器和合成塔出液,温度上升,合成系统压力降低。同时由于转化率的下降,汽提塔需分解的甲铵量明显上升,相应条件下低压系统负荷将增大,或汽提蒸汽耗量上升,严重时将引起系统的波动,产品消耗上升。

## 2、影响 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 的因素

在二氧化碳汽提法的尿素生产工艺中,合成系统中水量主要有以下几个方面的来源:

2.1 生产过程中的副产物。从前述甲铵经高压甲铵冷凝器进入合成塔生成尿素的反应方程式中可以看出,在合成塔内甲铵脱水反应的生成物中既有尿素又有副产物水,这部分水就是高压系统水来源的一部分。

2.2 返回高压系统的甲铵液中所含的水。在实际生产中,甲铵在合成塔内脱水转化成尿素的反应,其转化率一般只能达到 58%~62%,当合成塔转化率由 58%降 56%时,汽提塔所分解的甲铵增加 8.5%,未反应的甲铵先在汽提塔中分解汽提,然后汽提液再到低压系统进行分解和循环吸收,再此过程中蒸汽耗量增大。在低压系统中,由回流液作吸收剂所吸收的氨和二氧化碳经冷凝器冷凝为甲铵液进入低压甲铵冷凝器液位槽中,经甲铵泵返回高压系统。

2.3 解吸水解系统返回低压系统回流液所含的水。无论是低压循环吸收、以及解吸水解系统的回流液,最终都流入低压甲铵冷凝器液位槽中,然后由甲铵泵送回高压系统。从上

述影响 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> 的因素分析来看,合成系统生成尿素过程中的副产物水是无法控制的,因此要控制系统的 H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub>,只能通过调整低压甲铵液的含水量来控制,而控制低压甲铵液的含水量又要从低压循环吸收系统和解吸水解系统进行全面的调整来实现。

### 3、优化操作降低甲铵液的含水量

#### 3.1 低压系统含水量的控制

在尿素生产工艺中,低压循环系统的作用是回收分解过程分离出来的 NH<sub>3</sub> 和 CO<sub>2</sub>,使其返回高压系统继续参加反应。对于吸收过程来说,温度、压力、含水量是系统的主要控制参数。通过对 NH<sub>3</sub> 和 CO<sub>2</sub> 三元物系相图的分析可得出以下结论:

3.1.1 降低温度对吸收过程有利。气相中未被吸收的 CO<sub>2</sub> 的含量随温度降低而明显降低,这无论对氨的冷凝或 CO<sub>2</sub> 的吸收两方面来考虑都是有利的。但温度的降低又受甲铵液溶点的限制,一般来说必须在高于溶点 20℃左右的范围内操作,才不至于发生甲铵结晶析出。

3.1.2 增加系统压力,无论对甲铵生成反应的平衡及吸收速度的加快都是有利的,而且气相 CO<sub>2</sub> 的减少也是有利的。因此吸收压力应大于溶液平衡蒸汽压力,而从氨冷凝的需要来看,操作压力还必须大于氨的饱和蒸汽压。但吸收与分解同在一个循环回收系统中操作,而分解压力的升高将导致分解率下降。所以考虑吸收压力同时应兼顾分解过程的需要,在满足吸收和氨冷凝所必须的压力下,应尽量使低压系统压力低些,低压系统压力一般控制在 0.25~0.35MPa 左右。

3.1.3 含水量的高低。单就吸收过程而言,水含量的增加有利于溶点的降低和气相 CO<sub>2</sub> 浓度的降低,但水量的增加对尿素合成反应不利,它将明显降低尿素的转化率,从而使未反应物增加、低压负荷增大。这势必需要更多的水来吸收,使返回合成塔的水量大大增加。对于低压循环吸收系统来说,在温度调整上,应根据相图及吸收液最后达到的浓度(即吸收后甲铵液,不至于产生结晶),尽量将低压循环水冷却器的温度控制在操作范围的最低限可控制在 58~60℃左右。压力调整要在不影响低压分解的情况下,即在低压分解比较充分时(主要看精馏出液组分分析及闪蒸压力),将低压压力控制高一些,一般低压系统控制在 0.35MPa 左右;我厂吸收剂(回流液)的量根据解吸水解系统的负荷,基本上全部返回低压系统,低压系统压力控制在 0.3~0.4MPa。

#### 3.2 解吸水解系统含水量的控制

从工艺过程来看,要控制水解系统的含水量,就必须靠调整解吸系统的温度、压力来实现。同时解吸是吸收的逆过程,要想取得好的解吸效果,就必须提高解吸温度、降低解吸压力。

在控制系统含水量方面,第一解吸塔顶部温度是一个较重要的控制参数,该温度愈高,表明水蒸气的平衡分压愈高,其含水量也愈高。解吸塔温度与解吸气中含水量的关系见图 1。

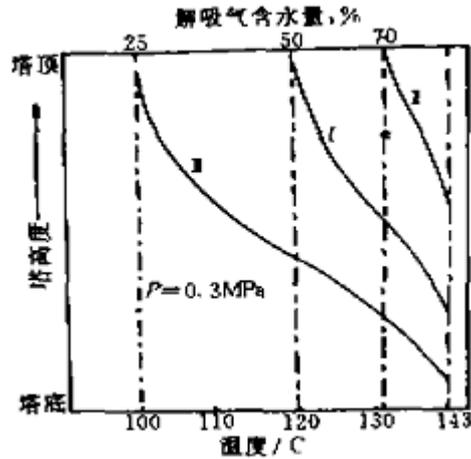


图 1 解吸塔温度与气相含水量的关系

由图 1 可以看出，当塔底温度同样是 143℃，如塔顶温度为 119℃（见曲线 I），塔顶气相含水量为 50%；如塔顶温度为 132℃（见曲线 II），塔顶气相含水量上升为 70%。显然塔顶温度的升高，会使塔顶气相含水量明显上升，因此进入回流冷凝器的水量相应增多。由曲线 III 可以看出，第二解吸塔底部进入蒸汽过少，显然塔底温度仍保持在原有温度以下，但由于蒸汽量减少，使气相中 CO<sub>2</sub> 与 NH<sub>3</sub> 的浓度升高，其熔点升高，易产生结晶，所以在解吸废液符合排放要求和回流冷凝器不结晶堵塞的前提下，尽量降低解吸塔顶部温度，一般第一解吸塔操作压力在 0.22~0.3MPa，第一解吸塔气相温度在 110℃左右。

#### 4、总结

通过对低压系统、解吸水解系统的综合控制，可以大大降低返回高压系统的水量，降低系统 H<sub>2</sub>O / CO<sub>2</sub>，提高合成转化率，降低消耗。同时，由于转化率的提高，降低了低压系统、水解系统的负荷，使系统所消耗的蒸汽量大大降低。