

新变换系统的构思及其优化

林美和 陈琪

(化工与生化工程系)

摘 要

本文应用化工系统工程的基本观点, 针对节能降耗, 对一氧化碳变换系统提出新的构思, 并在此基础上, 借助于“情况研究”式的优化方法和计算机模拟, 进一步确定该系统的最佳工况特性。

一、前 言

能源是发展国民经济的命脉, 是实现现代化重要的物质条件。

就目前我国中、小型化工厂而言, 能源利用率仍处在较低的水平。例如中型氨厂的能源利用率为31.6%, 而小型氨厂仅为26.5%左右。这数字说明中、小型氨厂节能的潜力很大, 因此, 近年来以节能降耗为中心的技术改造, 是各氮肥厂的一项基本的技术措施。

在氨生产中, 有大量的余热存在。变换系统所占的余热约为全厂的12.4%, 而变换消耗的新鲜蒸气约占全厂工艺蒸气的35—45%, 且蒸汽的品位要求比较高。因此如何降低蒸汽用量, 如何合理利用余热, 是一个迫切需要解决的课题。

二、新变换系统的构思

目前, 块煤或碳化煤球为原料的生产流程不一。根据热量的回收方式不同, 变换流程可大致分为四种类型: (一) 段间煤气冷激; (二) 段间蒸汽冷激; (三) 段间水冷激; (四) 段间间接冷却。

对于段间煤气冷激流程, 目前使用较为广泛, 但煤气冷激会导致出口气体产生严重的返混^[1], 因此在其它条件相同的情况下, 若要达到相同的最终转化率, 则耗用的触媒量要比间

本文1986年7月5日收到。

接冷却多得多。对于段间蒸汽冷激,其调温的方式属显热调温,效果差,且要消耗大量的蒸汽,因而也是不可取的。对于段间水(软水或冷凝水)冷激,由于水的蒸发潜热大,调温敏感、简便,同时还可自产蒸汽,但由于半水煤气中水蒸汽是过量的,这煤气经一段转化后,实际的水汽比已提高了许多,再加上自产蒸汽部分,此时的水汽比远远超出最适宜的范围。因此从能源利用的角度看,采用段间水冷激是不太合理的。至于段间间接冷却,则需要较多的设备投资,只是段数不多的情况下,采用间接冷却才是合理的。

基于上述的认识,并考虑触媒的合理使用,本文对变换系统提出新的设想。此流程(附温度分布)如图1所示。其温度分布是对系统进行优化计算取得的。

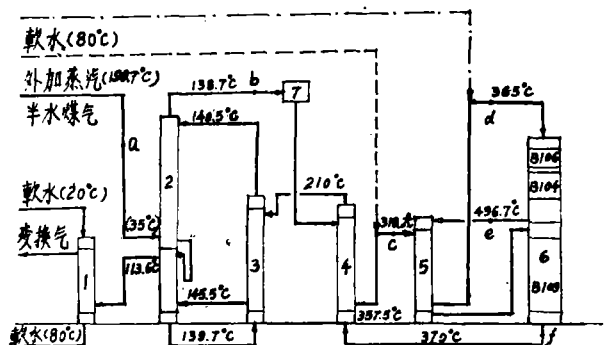


图 1 变换流程及其温度分布

- 1—软水加热器, 2—热水饱和塔, 3—水加热器;
4—主加热器, 5—中间加热器, 6—变换炉;
7—气水分离器

与目前国内中、小型氮肥厂生产中采取的流程相比,此流程具有如下特点:

1. 考虑到半水煤气经一段转化后,一氧化碳的转化率高达77%之多,因而欲要达到88%—90%的最终转化率,采用两段转化是适宜的。采用两段转化,不仅可减少设备,且反应热相对集中,便于合理利用。

2. 考虑到B106触媒有较好的抗硫性能,而B104触媒比B106有较好的高温活性。为此,第一段采用B106与B104,分两层装填,层与层间不采用间冷,这样可保证每层触媒都处在最佳的温度范围内操作,充分发挥触媒的效能而不致中毒或过早地失活。而B109触媒具有较好的低温活性(相对B106、B104而言),因此第二段采用B109单独装填,能保证在较低的温度下操作,有利于变换反应向右移动,即可采用较低的水汽比来获得较高的转化率,从而减少了外加的新鲜蒸汽量。

通过B106、B104与B109触媒动力学方程的分析,以及对系统的优化计算,可确定不同触媒段(层)间的转化率及其对应温度分布,如图2所示。

3. 如前分析,采用段间水冷激是不太合理的,考虑变换炉一段转化的反应热,可将半水煤气加热到比入炉温度365°C高得多的温度,为此改用段间水冷激为炉前水冷激,增加入炉的水汽比,从而减少新鲜的蒸汽量是可取的。再加上炉前水冷激基本上不受工艺条件的限制,因

而可直接采用调节水量来实现温控，所以这流程又兼有流程简单，控制方便的特点。

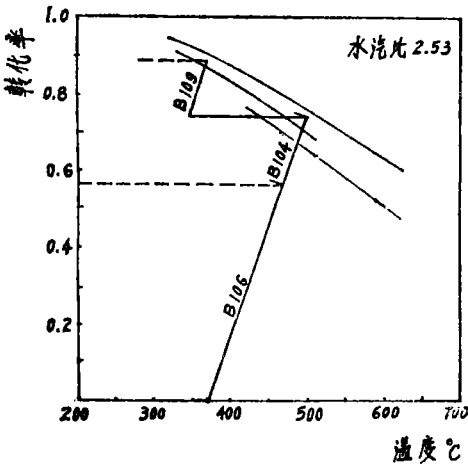


图 2 变换炉内各段（层）的转化率及其对应的温度分布

于化工过程的影响因素多，其间的变量亦多属非线性关系，因此，一般目标函数的构成是比较复杂的，仅靠数学方法往往难于将问题求得解决，这就需要借助于某些实用的优化方法，例如用“情况研究”式的优化方法来处理化工系统，即通过计算机的模拟，逐次改变输入数据，考察输出结果，并且根据模拟的结果，不断对系统的工况特性进行调整，从中进行寻优。如果目标函数复杂到难以用数学方法来描述，那就需要将系统分解为子系统，先求得子系统的最优化，再从中进行协调，最终取得整个系统的最优化。许多事实证明这种方法能有效地处理化工复杂系统。

(二) 最优步骤

采用“情况研究”式的优化方法，其步骤可用如右框图表示。

现以围绕节能降能，寻求系统的最佳工艺参数的几个主要步骤如下。

1. 流程设计：

对一个化工系统进行分析与模拟，其前

4. 根据系统的温度分布，外加的新鲜（饱和）蒸汽在主加热器出口加入是允许的，混合后的半水煤气温度为 318.2°C ，远远超出该混合气的露点温度，此时饱和蒸汽不至于产生冷凝，设备的腐蚀现象可大为减少。再者，由系统的温度分布来看，整个系统可以在较低的温度下操作，可减少热损失，对阀件、材料的要求亦可有所降低。

三、变换系统的优化

(一) 最优化方法的选择^[1, 5, 8]

通常所说的“最优化方法”，常常是指有关的数学方法，如单变量0.618法，菲波纳奇法，多变量搜索的梯度法、鲍威尔法、以及线性规划法、非线性规划法等等。但由

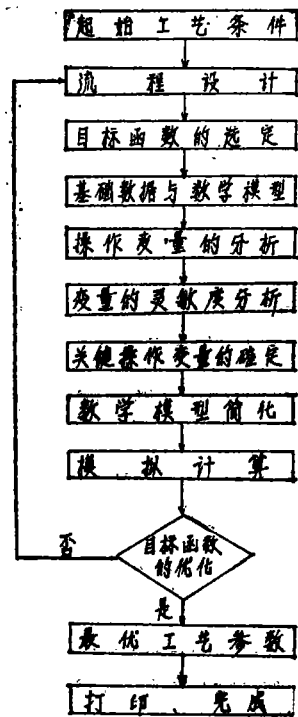


图 3

提是流程设计。流程设计的初步方案可以在调研基础上拟定,然后通过模拟提供系统工况特性的初步信息,再反馈给流程设计供调整用,直至取得合理的流程为止。在这里调研是必要的,因为通过调研可以掌握生产上工艺条件变化的幅度,这对于缩小寻优的搜索范围,加快寻优的进程是很有帮助的。

2. 目标函数的选定:

在化工系统工程中,有两类基本的目标函数的形式:(1)以过程系统特征表示的目标函数,它多以泛函的积分形式表示;(2)与过程系统的经济因素有关的一类目标函数,如消耗定额、成本等。

由于本文是围绕节能寻求系统的优化,故选择触媒和外加新鲜蒸汽费用之和作为目标函数。

3. 寻优的基础数据与数学模型:

基础数据包括物性数据,反应热、反应平衡、反应动力学等。为了对比,以上的数据均取自参考文献^[4]。

数学模型包括求解触媒和外加新鲜蒸汽用量的数学模型。

(1) 求解触媒用量的一维模型:

符号:

X ——一氧化碳转化率;

l ——触媒床层高度,米;

S ——触媒床层截面积,米²;

F_{Ao} ——一氧化碳起始的体积流量,标米³/小时;

$\frac{dy}{d\tau_0}$ ——一氧化碳的反应速度,小时⁻¹;

T ——床层温度,℃;

P ——床层压力,大气压;

C_{pm} ——混合气体的平均比热,千卡/千克分子·℃;

$-\Delta H_r$ ——一氧化碳反应热,千卡/千克分子;

ρ_f ——混合气体的平均密度,千克/米³;

G ——混合气体的质量速度,千克/小时;

d_s ——触媒颗粒的当量直径,米;

g ——重力加速度,米/秒²;

k ——比速常数,小时⁻¹;

ϵ ——触媒床层空隙率;

R_{em} ——修正雷诺准数;

A ——一氧化碳的原始组成(湿基)

B ——水蒸汽原始组成(湿基);

C ——二氧化碳原始组成(湿基);

D ——氢的原始组成(湿基);

K_p ——变换反应的平衡常数;

ϕ ——压力校正系数。

数学模型:

$$\frac{dx}{dl} = \frac{S}{22.4F_{A0}} \left(\frac{dy}{d\tau_0} \right) \quad (1)$$

$$\frac{d\tau}{d_l} = \frac{(-\Delta H_r)}{C_{pm}} \left(\frac{dx}{dl} \right) \quad (2)$$

$$\frac{dp}{dl} = \left(\frac{150}{Re_m} + 1.75 \right) \left(\frac{G^2}{\rho_f d_{sg}} \right) \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \quad (3)$$

式中, K_p 、 $\left(\frac{dy}{d\tau_0} \right)$ 、 k 和 ϕ 分别由下式求得

$$K_p = \exp \left(\frac{4575}{T} - 4.33 \right)$$

对B104触媒而言

$$\left(\frac{dy}{d\tau_0} \right) = \phi k \left[(A - Ax)(B - Ax) - \frac{(C + Ax)(D + Ax)}{K_p} \right]$$

式中

$$k = \exp \left(17.8 - \frac{6543}{T} \right)$$

对B106触媒而言

$$\left(\frac{dy}{d\tau_0} \right) = \phi k \left[(A - Ax)(B - Ax) - \frac{(C + Ax)(D + Ax)}{K_p} \right]$$

式中

$$k = \exp \left(16.2 - \frac{5033}{T} \right)$$

对B109触媒而言

$$\left(\frac{dy}{d\tau_0} \right) = \phi k \frac{A - Ax}{(C + Ax)^{0.3}} \left[1 - \frac{(C + Ax)(D + Ax)}{K_p(A - Ax)(B - Ax)} \right]$$

式中

$$k = 5.736 \times 10^{11} \exp \left(- \frac{12682}{T} \right)$$

而

$$\begin{aligned} \phi &= 0.816 + 0.814p & (p \leq 11.8) \\ &= 1.53 + 0.123p & (11.8 \leq p \leq 20.0) \\ &= 4 & (p > 20.0) \end{aligned}$$

ϕ 的数值取自于文献[9]。

(2) 求解外加新鲜蒸汽的数学模型:

由变换系统中的每一台设备的物料衡算与热量衡算构成。

4. 操作变量的分析:

考虑到来自压缩二段出口的原料气的处理量、组成、气温、气压与最终的转化率是由生产任务给定;触媒的型号与规格可预先选定;原料气中的氧与氢的反应热与变换系统的热损大体相当^[4],因此对系统而言,影响目标函数的独立变量为原料气的一段入炉温度、一段出口转化率、二段入炉温度、水汽比以及系统的操作压力。

5. 变量的灵敏度分析与关键变量:

考虑到操作变量中某些变量对目标函数的影响并不敏感,有些虽敏感,而在实际操作中由于种种条件的限制,其变动范围相当小,所以对变量进行灵敏度分析是必要的。通过灵敏度分析确定关键性变量,舍去不太重要的变量,可对数学模型进行合理的简化。例如床层阻力很小,还不及系统操作压力的1%,因而变换炉内的操作压力可视为常量。又如在实际操作中既要确保入炉温度高于触媒的起始活性温度,又要保证该触媒在最佳的温度范围内操作,因此不允许有太大的变化。再者,有计算资料表明:入炉温度在365—395℃间,对触媒用量的影响甚微^[5],因而一段入炉温度亦可视为非关键性变量。为此,本文选择一段出口转化率和入炉的水汽比为目标函数的关键性变量。

(三) 优化的计算结果

在目标函数的寻优过程中,首先是采用龙格-库塔法对有关的数学模型求解,考察在不同的水汽比下,一段出口转化率与触媒费用的关系,其结果如图4表示。随后根据每一台设备的物料衡算与热量衡算,求解外加新鲜蒸汽的用量,并在这基础上用图解法直接搜索目标

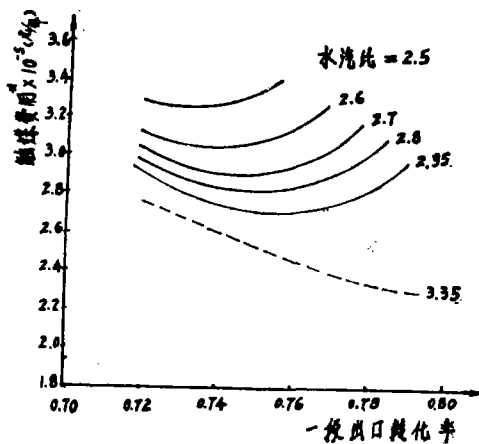


图 4 触媒费用与水汽比、一段出口转化率的关系

• 触媒费用是按年产2500吨氨计算。

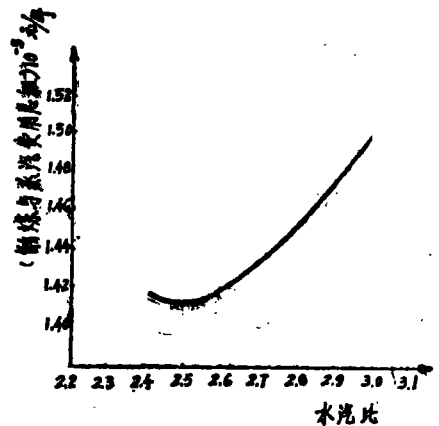


图 5 触媒与蒸汽费用总和与水汽比的关系

函数(触媒与蒸汽费用的总和)的最佳值及最佳的工艺条件,其结果如图5表示。

图4的结果表明:(1)采用不同的水汽比,可获得不同的曲线和相应的最佳一段出口转化率;(2)水汽比对触媒用量的影响的敏感程度是递减的,即随着水汽比的提高,触媒的用量虽

可继续减少,但减少的幅度愈来愈小,而水蒸汽的消耗却大为增加,因而采用过高的水汽比是不经济的。这也是本文推荐入炉前采用水冷激的一个论据。

图 5 的结果表明:变换操作有一个最佳的水汽比 2.53。考虑到化工生产总是难免有些波动,因此水汽比控制在 2.4—2.6 之间是适宜的。此时一段出口转化率为 0.740—0.742。当水汽比为 2.53 时, B106, B104 和 B109 的触媒用量分别为 2.5 米³, 3.4 米³ 和 6.9 米³, 此时系统的温度分布可参阅图 2。而组分的分布可参阅表 1, 从表中可看出采用炉前冷激, 可保证各段合理的水汽比。

不难理解, 当触媒和燃料的价格有变动时, 最佳的水汽比亦随之变化。以上的费用是按 1984 年价格计算的。

表 1 各组分的分布(以体积流率 标米³/小时 表示)

	H ₂	CO	CO ₂	O ₂	N ₂	CH ₄	Ar	H ₂ O
a	4565.21	3586.53	985.76	35.42	2514.58	86.18	31.88	51.94
b	4565.21	3586.53	985.76	35.42	2514.58	86.18	31.88	4105.97
c	4565.21	3586.53	985.76	35.42	2514.58	86.18	31.88	7829.45
d	4565.21	3586.53	985.76	35.42	2514.58	86.18	31.88	9073.75
e	7141.18	939.72	3632.57	—	2514.58	86.18	31.88	6497.78
f	7650.00	430.43	4143.39	—	2514.58	86.18	31.88	5987.78

结 束 语

1. 变换反应是一个典型的化学反应,变换系统是多变量非线性系统,应用“情况研究”式的优化方法对变系统进行优化是可行且有效的。

2. 新变换系统兼有节能、流程简化和便于控制的特点。对该系统优化的结果表明:水汽比采用 2.53, 相当于吨氨消耗的蒸汽 850 公斤。与采用三段间水冷激流程相比, 蒸汽用量可降低 600 公斤^[4], 相当于每年可节约 1.200 吨标准煤。这结果对目前中小型氮肥厂开展以节能降耗为中心的技术改造具有一定的参考价值。

3. 以上的优化计算, 只限于变换系统本身, 若考虑其它系统的余热用来加热循环水, 进一步提高饱和塔的半水煤气的出口温度, 则可大大减少外加新鲜蒸汽用量。

参 考 文 献

- [1] 彭秉璞, 化工系统工程与节能, 化工技术, 2 (1982).
- [2] 目崎令司, 现有工业装置最佳化, 化工技术, 2 (1982).
- [3] B. B. 卡卡罗夫, 控制论方法在化学化工中的应用, 化学工业出版社, (1983).
- [4] 石油工业部化工设计院, 小氮肥工艺设计手册, 石油工业出版社, (1979).
- [5] A. V. 斯拉克等, 合成氨(二分册), 化学工业出版社, (1979).
- [6] 朱炳辰主编, 无机化工反应工程, 化学工业出版社, (1981).
- [7] Howard F. Rase, Chemical Reactor Design for process Plants, John Wiley and Sons, Inc. (1977).
- [8] Octave Levenspiel, Chemical Reaction Engineering, John Wiley and Sons, Inc. 2nd Edition, (1972).
- [9] L. M. Rose, Chemical Reactor Design in Practice, Elsevier Scientific Publishing Company, (1981).

A New Plot on Translating System of Carbon Monoxide and Its Optimization

Lin Meihe Chen Qi

Abstract

For the sparing of energy and raw materials, a new translating system of carbon monoxide was plotted on the basis of system engineering. By means of optimization method in case study and computer simulation, the optimum performance characteristics of this system were obtained.