合肥工業大學

CHEM.HIGH TEAM

青岛石化烟气脱硫资源化利用项目

物料平衡计算书

东华科技--陕鼓化学杯

全国大学生化工设计大赛



合肥工业大学（宣城校区）

CHEM.HIGH 团队

2017年“东华科技-陕鼓杯”

第十一届全国大学生化工设计竞赛

青岛石化

烟气脱硫资源化利用项目

学校：合肥工业大学（宣城校区）

团队名称：Chem.High

指导老师：杨则恒、张先龙、姚运金、姚鑫

团队成员：王澄宇、胡鑫林、于云鹏、林城伟、王彪

目录

1 总论 1
2 物料衡算目的.....1
3 物料衡算方法.....1
4 重要平衡之水平衡计算示例.....3
4.1 根据阿伏伽德罗定律 P1/P2=N1/N2 计算烟气带出水量.....3
4.2 根据烟气放热量=水吸收热量计算烟气蒸发水量 4
4.3 计算吸收剂携带水量.....5
4.4 计算冲洗水量.....6
4.5 计算脱硫副产物携带水量.....6
4.6 计算系统排水量.....6
4.7 系统水平衡式.....7
5 各项目核算.....8
5.1 物料衡算任务.....8
5.2 烟气喷淋脱硫工段物料衡算.....8
5.3 亚铵溶液氧化工段物料衡算.....12
5.4 硫铵后处理工段物料衡算.....14
6 总项目核算.....17

1 总论

本项目使用氨法脱硫工艺进行青岛石化全厂烟气脱硫，吸收剂为5%的氨水，脱硫率到达98%以上，烟气出口SO_2≦30mg/m^3，脱硫副产硫酸铵9312t/a。CFD系统正常运转时无废水排放，只有生活废水、雨水排放，蒸汽凝液由管道收集后回用，事故漏液经地沟收集至地坑由自吸泵送回吸收塔重复使用；机泵冷却水回锅炉循环水系统，脱硫岛雨水排入厂区雨水管网。

在已确定化学生产工艺和流程后，由定性阶段转向定量阶段，通过对整个生产系统、生产车间，以及部分重要的生产单元进行物料衡算计算出主、副产品的产量，原材料的消耗定额、“三废”排放量及组成，以及产品收率等各项经济技术指标，从而定量地评述初步设计所选择的工艺路线、生产方法及工艺流程在经济上是否合理，技术上是否先进，为后阶段的设计提供数据。

2 物料衡算目的

工艺设计中，物料衡算是在工艺流程确定后进行的。目的是根据原料与产品之间的定量转化关系，计算原料的消耗量，各种中间产品、产品和副产品的产量，生产过程中各阶段的消耗量以及组成，进而为热量衡算、其他工艺计算及设备计算打基础。对于已有装置，物料衡算可以弄清原料的来龙去脉，找出生产中的薄弱环节，为改进生产、完善管理提供可靠的依据和明确方向，并可作为检查原料利用率及三废处理完善程度的一种手段。

3 物料衡算方法

工艺设计中，物料衡算是在工艺流程确定后进行的。目的是根据原料与产品之间的定量转化关系，计算原料的消耗量，各种中间产品、产品和副产品的产量，生产过程中各阶段的消耗量以及组成，进而为热量衡算、其他工艺计算及设备计算打基础。

物料衡算是以质量守恒定律为基础对物料平衡进行计算。物料平衡是指“在单位时间内进入系统(体系)的全部物料质量必定等于离开该系统的全部物料质量再加上损失掉的和积累起来的物科质量”。

物料衡算通式如式：

∑G 投入=∑G 产品+∑G 回收+∑G 流失

式中：∑G 投入—投入系统的物料总量；

∑G 产品—系统产出的产品和副产品总量；

∑G 流失—系统中流失的物料总量；

∑G 回收—系统中回收的物料总量。

其中产品量应包括产品和副产品：流失量包括除产品、副产品及回收量以外各种形式的损失量，污染物排放量即包括在其中。

系统中物料衡算一般表达式为：

系统中的积累=输入-输出+生成-消耗

式中，生成或消耗项是由于化学反应而生成或消耗的量；积累量可以是正值，也可以是负值，当系统中积累量不为零时称为非稳定状态过程；积累量为零时，称为稳定状态过程。稳定状态过程时，可以简化为：

输入=输出-生成+消耗

对无化学反应的稳定过程，又可表示为：

输入=输出

物料衡算包括总质量衡算、组分衡算和元素衡算。各种衡算方法的适用情况如表 1-1 所示：

表 1-1 物料衡算式适用范围

类别	物料衡算形式	无化学反应	有化学反应
总衡算式	总物料衡算式	适用	适用
	总物质的量衡算式	适用	不适用
组分衡算式	组分质量衡算式	适用	不适用
	组分物质的量衡算式	适用	不适用
元素原子衡算式	元素原子质量衡算式	适用	适用
	元素原子物质的量衡算式	适用	适用

4 重要平衡之水平衡计算示例

氨法脱硫技术与其它脱硫技术相比，最大的优势在于副产物硫酸铵的回收与利用，可以带来较大的经济收益。而带来的经济收益与二氧化硫的吸收过程中副产物的生成数量和质量有着直接的关系。因此，吸收剂的消耗量与副产物的生成量是氨法脱硫的关键控制指标。以下将进行本工艺中水平衡的计算示例。

如下图所示，以脱硫系统为控制体，进入系统的水应与出系统的水量平衡。氨法脱硫主要包含以下环节：在系统入口，经换热后的原烟气需要进行喷水降温；新鲜的脱硫剂被加入系统；为了防止腐蚀和结垢，脱硫后的烟气必须进行除雾，所以需要除雾器冲洗用水；因为系统消耗，最终要进行系统补水。在系统出口，除了烟气带走的水以外，有些系统还有部分排水；对于有水循环利用的系统，浆液固液分离后，其中绝大部分清夜重新回到系统，循环利用，但是脱硫产物会携带部分水造成消耗。

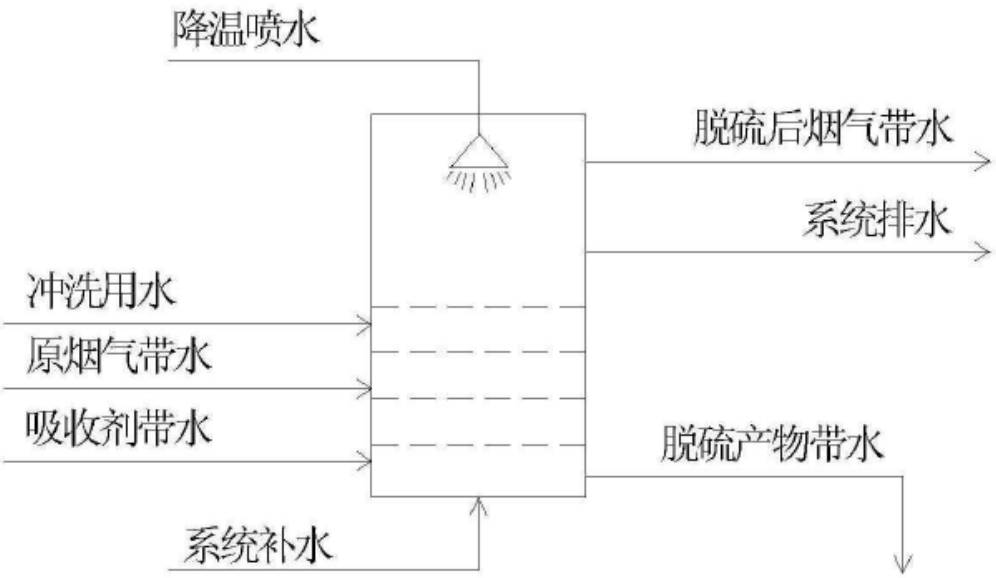


图 4-1 烟气脱硫系统水平衡图

4.1 根据阿伏伽德罗定律 P1/P2=N1/N2 计算烟气带出水量

1、在烟气出口，本系统温度以 52 度计，查表可以求出 52 度水的饱和蒸汽压 $P_{水}$=13.623KPa。由于烟气出口混合气体与水蒸汽的体积、温度相同，所以 P

$_{水}/P_{干烟气}=n_{水}/n_{干烟气}$，$P_{干烟气}$约为大气压+引风机出口压-脱硫系统压降-$P_{水}$，一般选取 105~109KPa- $P_{水}$=91.4~95.4KPa。

2、干烟气物质的量的计算

平均烟气成分按氮气 64.5%，二氧化碳 12.39%，水蒸气 7.3342%，氧气 15.5%，二氧化硫 0.276%。脱硫塔进口烟气量已知，本系统为 300000 标立方，进口烟温 170 度。

则 $n_{干烟气}=300000\times92.6658\%/22.4\times1000=12410598\ mol/h$。

3、出口烟气中水含量的计算

$$n_{水}=13.623/95\times12410598=1779679.7\ mol/h$$

$$m_{水}=18\times n_{水}/1000/1000\ =32.03t/h$$

4、原烟气中的水含量

$$n_{原水}=300000/22.4\times1000\times7.3342\%=982259\ mol/h$$

$$m_{原水}=18\times\ n_{原水}/1000/1000=17.7\ t/h$$

5、烟气从系统中带出的水

$$m\ =32.03-17.7=14.66t/h$$

4.2 根据烟气放热量=水吸收热量计算烟气蒸发水量

1、通过 Aspen Plus v8.4 软件计算，得脱硫塔进口烟气温度为 170 度时的各组分的焓值如下表所示。

表 4-1 入塔温度下各组分焓值表

物质名称	焓值 KJ/Kg
氮气（N_2）	151.216
二氧化碳（CO_2）	-8808.25
水蒸气（H_2O）	-13148.9
氧气（O_2）	135.277
二氧化硫（SO_2）	-4537.39

脱硫塔出口温度为 52 度时各组分的焓值如下表所示。

表 4-2 出塔温度下各组分焓值表

物质名称	焓值 KJ/Kg
氮气（N_2）	28.08
二氧化碳（CO_2）	-8918.15
水蒸气（H_2O）	-13372.5
氧气（O_2）	24.82
二氧化硫（SO_2）	微量，忽略

2、170 度烟气的平均 mol 焓值：

$$H_1 = H_{N_2}M_{N_2}/1000*X_{N_2} + H_{CO_2}M_{CO_2}/1000*X_{CO_2} + H_{H_2O}M_{H_2O}/1000*X_{H_2O} + H_{O_2}M_{O_2}/1000*X_{O_2} + H_{SO_2}M_{SO_2}/1000*X_{SO_2}$$

$H_1 = -63.376$ KJ/mol

52 度烟气的平均 mol 焓值：

H_2=同上

$H_2 = -65.642$ KJ/mol

3、烟气放热量

$$Q = (-63.376 + 65.642) \times 300000 / 22.4 \times 1000 = 30348214KJ$$

4、查表的 52 度水的汽化潜热为 2382.9KJ/Kg

水从 20 度升到 52 度吸收热量 125KJ/Kg 则蒸发的水量为

$$Q/(2382.9 + 125) = 12.10\ t$$

4.3 计算吸收剂携带水量

湿法脱硫系统所用吸收剂一般都为某种物质的水溶液,这将会带入吸收塔一部分水分。本系统中氨吸收法脱硫工艺中,吸收剂来源为浓度为 99%的液氨,调配成合适浓度后,送入吸收塔中,洗涤净化烟气。

经过工艺计算，本系统所需吸收剂及引入水量如下表所示。

表 4-3 本系统吸收剂耗量及其引入水量

	99%液氨耗量	5%氨水耗量	吸收剂含水量
质量 kg/h	**378.8**	**7500**	**7125**

即本工艺中，吸收剂携带水量为 $7.125t/h$

4.4 计算冲洗水量

选择除雾器冲水量除了需满足除雾器自身的要求外 ,还需考虑系统水平衡的要求 ,有些条件下需采用大水量短时间冲洗 ，有时则采用小水量长时间冲洗 ，具体冲水量需由工况条件确定 ，一般情况下除雾器断面上瞬时冲洗耗水量约为 $1\sim4m^3/m^2\bullet h$，冲洗周期一般不超过两小时。

本工艺中塔径 6m，计算可得塔横截面积

$$S=\pi R^2=3.14\times3^2=28.3m^2$$

由此算得本工艺中除雾器冲水开启时耗水量为

$$Q_{冲洗}=28.3\sim113.1t/h$$

实际脱硫系统运行中，冲洗水量在满足除雾器工艺要求外，主要考虑水平衡的要求，使塔底浆液池持液量保持稳定，选择合适的冲洗水量以及冲洗周期。

4.5 计算脱硫副产物携带水量

根据烟气中携带 SO_2 含量以及脱硫效率，可以计算出脱硫副产物硫酸铵的产量。结合副产物硫酸铵产量及其含水量可以计算出副产物携带水量。

本项目设计副产硫酸铵 9312t/h，副产物中携带水量很小，此处暂不考虑副产物携带水量对水平衡的影响。

4.6 计算系统排水量

由于新技术的引入，本系统采用水循环利用的设计。副产物浆液经固液分离再经一系列处理后和在线除灰装置处理后，循环利用。

故本系统在正常运行时，无系统废水排出。

4.7 系统水平衡式

故系统总需水量=烟气携带水量+烟气蒸发水量-吸收剂带入水量+副产物携带水量+系统排出

$$M=12.10+14.66-7.13+0+0=19.63t/h$$

由上述水平衡计算，可以得到本系统运行中的补水量，作为指导脱硫设备运行的依据。

表 4-4 系统总需水量表

	烟气携带水量	烟气蒸发水量	吸收剂带入水量	副产物携带水	系统排出水量	系统总需水量
质量 t/h	**12.10**	**14.66**	**7.13**	**≈0**	**0**	**19.63**

5 各项目核算

从原烟气进入系统到副产品输出，本项目工艺路线可分为如下 3 个工段：烟气喷淋脱硫工段、亚铵溶液氧化工段、硫铵后处理工段。

5.1 物料衡算任务

对于本厂，工艺采取年开工 333 天（8000 小时）的连续操作，其中一年内的四~五周（约 30 天）用于固定的停车设备检修及紧急情况处理。物料衡算的主要任务在于：

① 确定副产品硫酸铵的实际产量以及质量指标；

② 确定液氨、工艺软水等原料的循环量以及损失率等指标；

③ 确定工艺中的“三废”排放量等公共经济指标；

④ 各主要单元过程的物料衡算，并指导工艺设备的尺寸确定；

⑤ 汇总全流程物料衡算，数据用于完成物料流程图等后续设计任务。

5.2 烟气喷淋脱硫工段物料衡算

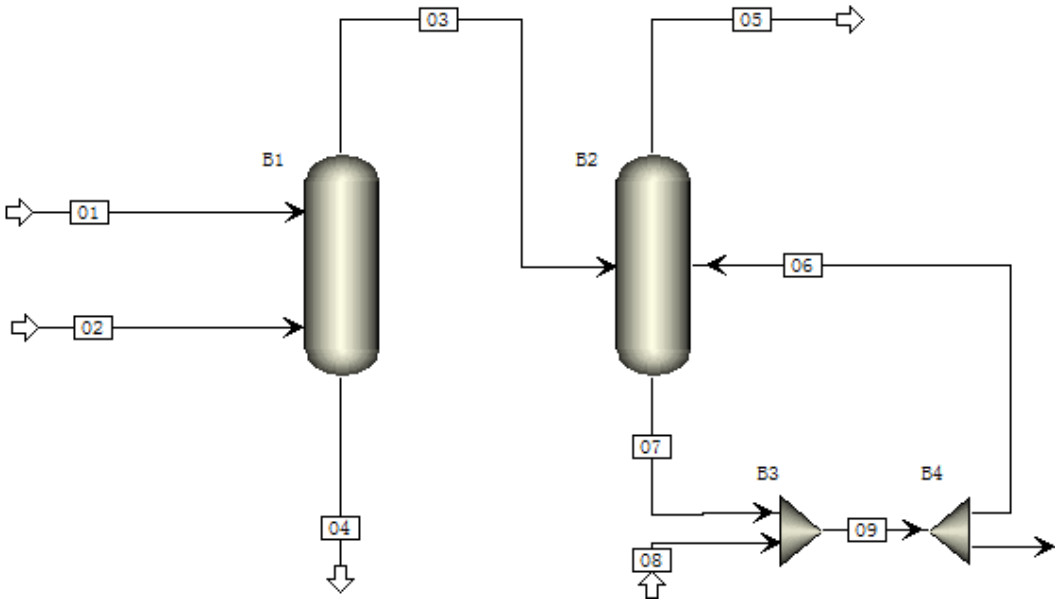


图 4.1 烟气喷淋脱硫工段工艺示意图

由工艺示意图可知，尾气喷淋脱硫工段有除尘冷激塔、烟气喷淋塔、浆液循环等重要单元过程，并在最终排放出净烟气与待氧化浆液，需要对他们进行物料衡算。

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：https://d.book118.com/975241111011012123