

清江石化 2400 吨/年废水脱硫资源化利用项目

研究报告

可行性

热火勇士队

队员：卢磊 邓平 贺建容 杨春 陈盼盼

指导老师：谭志伟 张丽雷 郑寅 张静晓 史伯安

目录

第一章 项目总论 5
1.1 项目概述 5
1.2 编制依据和原则 5
1.3 项目背景 6
1.4 项目建设的意义和必要性 6
第二章 生产规模和产品方案 7
2.1 装置规模 7
2.2 生产班制 7
2.3 原料及产品 7
第三章 工艺技术方案 8
3.1 工艺原理及特点 8
3.1.1 二氧化碳与硫化氢的吸收 8
3.1.2 二氧化碳与硫化氢的吸收历程 8
3.2 二氧化碳的预脱除技术的可行性分析 9
3.2.1 缓冲法的工艺简介 9
3.2.2 缓冲溶液法的化学机理 10
3.2.3 硫氢化钠加热分解和碳酸钠的生成 10
3.3 碱吸收法制备硫氢化钠或硫化钠的可行性分析 11
3.3.1 氢氧化钠溶液吸收硫化氢工艺简介 11
3.3.2 工艺方法的可行性分析 11
3.4 工艺特点 13
3.5 主要操作条件 13
3.6 工艺流程说明 14
第四章 建厂条件和厂址选择 16
4.1 选址依据 16
4.2 选址原则 16

4.3 厂址建设地概述　16

4.4 经济优势　17
第五章 组织机构与人力资源配置 18
5.1 企业管理体制及组织机构　18
5.1.1 项目法人组建方案　18
5.1.2 管理机构组织方案和体系图 18
5.1.3 机构适应性分析 18
5.2 生产倒班制及人力资源配置　19
5.2.1 生产作业班次　19
5.2.2 劳动定员数量及技能素质要求　19
5.3 人员来源及培训　19
5.3.1 员工来源及招聘方案19
5.3.2 员工培训计划　19
第六章 环境保护 20
6.1 建设地区环境现状20
6.1.1 自然地理概况　20
6.1.2 气候条件　20
6.1.3 社会环境概括　20
6.2 环境质量现状 20
6.2.1 环境空气质量现状　20
6.2.2 地表水环境质量现状　22
6.2.3 噪声现状　22
6.3 新建项目三废排放情况　22
6.4 执行的环保标准　23
6.4.1 设计标准和规范23
6.4.2 污染物排放标准23
6.4.3 环境质量标准　23
6.5 环境管理与监测　23
6.6 环境保护措施 23

6.6.1 硫回收装置的环保措施 23
6.6.2 新建储罐的环保措施 24
6.7 存在问题和建议 24
6.8 环境影响分析 24
第七章 消防 25
7.1 设计概述 25
7.2 法规和标准 25
7.2.1 法律法规 25
7.2.2 设计标准 25
7.3 工程概况 25
7.4 火灾危险性分析 25
7.5 建筑消防设计 26
7.5.1 排气道设计 26
7.5.2 电路盘根错节 26
7.5.3 疏散通道 27
7.5.4 自动喷水系统 27
第八章 集成方案 28
8.1 集成依据 28
8.2 集成方案 28
第九章 项目实施计划 29
9.1 项目组织与管理 29
9.2 项目实施进度 29
第十章 投资估算与资金筹措 30
10.1 投资估算依据 30
10.1.1 投资估算范围 30
10.1.2 编制依据 30
10.2 建设投资估算 30
10.2.1 工程费用 30

10.2.2 固定资产其他费用　30

10.2.3.无形资产与递延资产　30

10.2.4 预备费估算：　30

10.3 流动资金估算　30

第十一章 技术经济分析 31

11.1 概述 31

11.2 项目实施进度　31

11.3 原辅料价格　31

11.4 总成本及费用估算　31

11.5 销售额和税金估算　31

11.6 项目盈利能力分析　32

11.7 项目清偿能力分析　32

11.8 不确定性分析　32

第十二章 结论及建议 33

12.1 结论 33

12.2 建议 33

第一章 项目总论

1.1 项目概述

1.1.1 项目名称、建设单位名称、法人代表、投资性质等

项目名称：清江石化2400吨/年脱硫项目

建设单位：淮安清江石油化工有限责任公司

项目性质：新建

投资总额：2329.64 万元

企业性质：有限责任公司

1.2 编制依据和原则

《2017 年“东华科技—陕鼓杯”第十一届全国大学生化工设计竞赛设计任务书》;

《中华人民共和国国民经济和社会发展第十三个五年规划纲要》;

《中华人民共和国环境保护法》和《中华人民共和国劳动安全法》等关的国家法律、法规;

《化工投资项目可行性研究报告编制办法》 （2012 年修订版）（中石化联产发[2012]115 号）及有关专业国家标准;

《中国废气处理市场发展现状及十三五规划研究报告 2015-2020》;

《大气污染物综合排放标准》（GB 16297-1996）;

《火电厂大气污染物排放标准》（GB13223-2011）;

编制原则：

（1）认真贯彻落实可持续发展战略和国家基本建设的有关政策、法规，合理安排建设周期，严格控制工程建设项目的生产规模和建设投资;

（2）严格遵循现行消防、安全、环境、卫生、劳动保护等有关规定、规范，保障生产安全顺利进行和操作人员的安全;

（3）坚持技术、设备的先进性、适用性、合理性、经济性的原则，选用成熟可靠的先进技术，以提高生产效率，降低消耗和生产承办，减少污染，保证装置运行和产品质量的稳定性，增强产品的竞争力;

（4）结合当地的政策、法规，按照有关部门的编制要求，对建设项目做出客观的技术经济评价，对项目中尚未解决的问题，如实提出建设性的意见和建议。

（5）坚持体现“社会经济效益、环保效益和企业经济效益并重”的原则，按照国民经济和社会发展的长远规划，行业、地区的发展规划，在项目调查、选

择中对项目进行详细全面的论证。

1.3 项目背景

随着我国工业化进程的快速发展，大气环境污染引起的大范围雾霾近几年困扰着我国的许多地区，严重影响了人民群众的生活质量。含硫工业废气源是导致雾霾问题的一个重要因素。我国石油化工和煤化工行业中普遍采用循环吸收法（醇胺法）工艺处理工业废气中含有的硫化氢并产生酸性气体，处理酸性气体的工艺基本上都是采用克劳斯法制硫磺，或者采用焚烧一催化转化法制浓硫酸。这两种工艺技术成熟，但缺点是会产生二次污染废气，即产生克劳斯过程尾气和液硫脱气。这两股尾气含有硫化氢和二氧化硫。按现行的国家环保标准必须处理，脱除硫化氢和二氧化硫之后才能排放。因此操作费用增加。另外，硫磺生产费用高，产品市场价格低，使生产无利可图。

目前清江石化厂区克劳斯过程尾气和液硫脱气含硫化氢和二氧化硫均未达到环保排放标准。清江石化设有炼厂气脱硫装置，采用醇胺法循环吸收解析工艺，产生含高浓硫化氢酸气，酸气中还有氨等环保法规限制直排的有害气体。清江石化采用焚烧方式焚烧后废气直排大气。因此，烟气含二氧化硫浓度和总排量均未达到环保法规指标要求。清江石化目前规模属中小型，该厂经过规划分析认为不宜采用克劳斯制硫磺工艺也不宜采用焚烧催化转化法制浓硫酸工艺。有意采用投资省、有经济效益、能有效治理酸气的“用高浓酸气直接制备硫氢化钠工艺”。

1.4 项目建设的意义和必要性

装置硫回收装置建成投产后，不仅能够保证上游各装置的正常生产，减少环境污染，而且能够保护生态环境，改善人们居住的环境质量，造福子孙后代，更为企业本身的长远发展奠定坚实的基础。根据 GB14554－93《恶臭污染物排放标准》和 GB/T－14678 硫化氢测定方法，接标准的三级要求，在厂界的氨含量小于 4.0～5.0mg/m3，硫化氢含量小于 0.32～0.60mg/m3。目前清江石化克劳斯过程尾气和液硫脱气气含硫化氢和二氧化硫均未达到环保排放标准。

第二章 生产规模和产品方案

2.1 装置规模

本装置设计规模为年处理硫化氢 2400 吨/年。

本装置操作弹性 60~110%。2.2 年操作小时数

本装置年操作小时数：8000h。

2.2 生产班制

本装置生产班制拟定为四班三倒制。

2.3 原料及产品

本设计的原料为干气、液化气脱硫部分酸气和污水汽提装置酸气，处理规模为硫化氢 2400 吨/年。

本设计主要产品为硫氢化钠（＞40%）9890 吨/年、碳酸钠（90%）2925 吨/年及硫酸铵（按 90%计）3750 吨/年。

第三章 工艺技术方案

3.1 工艺原理及特点

3.1.1 二氧化碳与硫化氢的吸收

二氧化碳和硫化氢都是酸性气体，都具有与碱性物质反应的共性，二氧化碳与氢氧化钠溶液反应分别生成碳酸氢钠或碳酸钠，硫化氢与氢氧化钠反应生成硫氢化钠或硫化钠。

例：

$NaOH + CO_2 == NaHCO_3$，　　－ΔH，（放热）

$2NaOH + CO_2 == Na_2CO_3 + H_2O$　　－ΔH，（放热）

$NaOH + H_2S == NaHS + H_2O$　　－ΔH，（放热）

$2NaOH + H_2S == Na_2S + H_2O$　　－ΔH，（放热）

以上吸收反应均是放热反应。

当溶液中的碱量相对较多时，反应生成正盐，如碳酸钠或硫化钠。

当溶液中的碱量相对较低时，或酸性气体组分数量较多时，反应生成酸式盐，如碳酸氢钠或硫氢化钠。

反应体系温度提高正反应抑制，温度降低正反应加快。因此从反应动力学分析，降低系统温度或取出反应生成热有利反应的顺向移动。

如果气体中同时存在二氧化碳和硫化氢气体，并且吸收反应时间较长，溶液中的碱量并不富裕，溶液中碳酸或碳酸氢根浓度较高，由于碳酸或碳酸氢根离子的酸性比硫化氢或硫氢离子的酸性强，碳酸或碳酸氢根离子能从硫氢化钠中抢夺钠离子而将硫氢离子排代出去，硫氢离子重新转化成硫化氢分子增加溶液界面上的硫化氢分压，并重新转移入气体，使硫化氢的吸收受到抑制。这是化学理论所提出的二氧化碳对硫化氢的排代现象。

例：

当溶液中存在 HCO_3^{-1} 和 H_2CO_3，NaOH，NaHS，$NaHCO_3$ 时，

吸收反应　　$NaOH + H_2S == NaHS == Na^+ + HS^{-1}$ ，

排代反应　　$Na^+ + HS^{-1} + HCO_3^{-1} == NaHCO_3 + HS^{-1}$ ，（排代）

逆向吸收　　$HS^{-1} + H^+ == H_2S\uparrow$ ，（返回酸气）

以上反应机理反映二氧化碳对硫化氢的排代作用。

3.1.2 二氧化碳与硫化氢的吸收历程

当改变以上的反应条件，即控制（酸）气、（碱）液的接触反应时间，抑制和延误对二氧化碳的吸收。酸碱性气体从气相转移到液相的历程大体相似，即从气相扩散到两相界面，然后溶解进入液相层，进入液相的气体是以分子态形式存在，液相界面上的酸分子愈多界面处的分压愈大吸收阻力愈大。当液相界面处的分子离解成为离子态，则能向液相本体深入扩散，同时在界面处的分压降低，吸

收阻力减小。当溶液中存在碱性离子时，酸性离子立即与碱离子反应生成盐。如硫化氢与碱生成硫氢化钠，二氧化碳与碱生成碳酸氢钠。

但是，不同的酸性分子溶解吸收历程是不相同的，硫化氢溶解进入液相后立即离解成离子。而二氧化碳气态分子溶解进入液相后却不能立即离解，而是必须与水发生水合反应生成碳酸，然后碳酸分子离解成碳酸氢根离子。因此，在较短时间内，二氧化碳吸收受到控制，或者说碱液吸收硫化氢而来不及吸收二氧化碳。其化学反应机理是：

溶解　　离解

$H_2S_{(G)} \rightarrow H_2S_{(L)} \rightarrow H^+ + HS^{-1}$ ，

溶解　　水合反应　　离解

$CO_{2(G)} \rightarrow CO_{2(L)} \rightarrow CO_2 + H_2O \rightarrow H_2CO_3 \rightarrow H^+ + HCO_3^{-1}$ ，

所以，当控制在短时间内吸收，使二氧化碳来不及离解而硫化氢已经被吸收完毕，达到对二氧化碳的吸收控制。

石油化工厂酸气中含有硫化氢、二氧化碳、氨等气体。当用碱液吸收硫化氢时，氨对吸收没有影响。而二氧化碳对硫化氢吸收在某些条件下有影响。因此控制对二氧化碳的吸收或选择性吸收二氧化碳是本工艺技术的关键。脱碳单元是利用溶液中存在碳酸氢盐条件下控制对硫化氢的吸收，在充分的吸收时间内吸收二氧化碳。

3.2 二氧化碳的预脱除技术的可行性分析

酸气在碱吸收硫化氢之前预先脱除二氧化碳是保障碱吸收硫化氢制备硫氢化钠或硫化钠工艺操作稳定的关键。目前酸气脱碳工艺技术主要有醇胺法（MDEA），醇胺法脱碳工艺已经有 70 多年的历史。醇胺溶液具有脱碳能力也具有吸收硫化氢的能力。醇胺工艺包括吸收单元和脱吸收单元，吸收单元采用二段塔式吸收，在降温或加压下进行。脱吸收单元采用加热蒸馏解析出酸性气体二氧化碳和硫化氢。MDEA 醇胺法在石油化工、天然气、和烟气脱碳等工艺方面已经有很长时间的操作经验。最近也有采用 TETA 醇胺法。但是醇胺技术方法在吸收二氧化碳的同时，也吸收硫化氢，脱吸收蒸馏时解析出的酸气含有二氧化碳外还含有硫化氢，因此解析气成为二次污染源。

因此，我们认为采用醇胺法脱碳技术不够完美。我们采用碳酸氢钠缓冲溶液碱洗脱碳法（以下简称缓冲溶液法），吸收二氧化碳和对硫化氢控制吸收。

3.2.1 缓冲法的工艺简介

缓冲溶液法工艺包括缓冲溶液吸收，加热分解，和制碱三个部分。吸收部分由 2 个吸收反应器串联操作。经过初步吸附净化的酸气依次进入第一个和第二个吸收反应器用碱液吸收二氧化碳。适量的碱液从第二吸收器加入，第二吸收器循环碱液部分递送到第一吸收反应器加入循环碱液。第一吸收反应器循环吸收液取出部分富液送入中间槽或直送到加热分解器。加热分解器用夹套加热，加热分解

出含硫化氢的分解气依靠循环缓冲溶液喷射造成的吸力吸出并引入脱碳器与酸气汇合。留在加热器的碳酸氢钠和氢氧化钠在加热下反应生成碳酸钠。进一步蒸发浓缩的碳酸钠盐浆，最后将盐浆放入干燥器煮干成为固体碳酸钠。经过脱碳后的酸气送去脱硫单元。

因此，保障脱碳单元的脱碳效率主要的工艺要点是：

1） 脱碳循环液采用碳酸氢钠——氢氧化钠混合液，既保障对二氧化碳的吸收能力又控制硫化氢的吸收速度。

2） 脱碳吸收反应时间充分，采用两个吸器串联操作。

3） 控制合适的碱浓度，减少对硫化氢的吸收，但是又要保证二氧化碳的吸收。

4） 加热分解，将硫氢化钠水解分解成氢氧化钠和硫化氢，硫化氢返回酸气，氢氧化钠与碳酸氢钠反应转化成碳酸钠。

5） 加热分解操作在封闭体系内进行，分解气要求返回酸气中，因此，在减压下操作。

3.2.2 缓冲溶液法的化学机理

吸收反应：

在 $NaHCO_3$ 与 NaOH 混合溶液中，

吸收二氧化碳反应：

$$H_2CO_3 + NaOH == NaHCO_3 + H_2O \ ,$$

也会吸收硫化氢：

$$H_2S + NaOH == Na\text{-}HS + H_2O \ ,$$

碳酸氢根对硫氢根的排代作用：

$$Na\text{-}HS + HCO_3^{-1} == Na\text{-}HCO_3 + HS^{-1} \ ,$$

硫氢离子与氢离子重新结合成分子态硫化氢：

$$HS^{-1} + H^+ == H_2S\uparrow ,$$

液面上硫化氢分子浓度增加会使硫化氢的吸收迟延。移出的硫化氢重返酸气。

由于缓冲液作用，使硫化氢吸收速度变慢，另外，溶液中的碳酸氢离子对硫氢离子产生排代作用，因此，吸收较多的二氧化碳较少的硫化氢。实现吸收二氧化碳和控制硫化氢的目的。

3.2.3 硫氢化钠加热分解和碳酸钠的生成

接近吸收饱和的脱碳富液从第一脱碳反应器取出贮于中间槽内然后转入加热分解浓缩器处理，脱碳富液组分有碳酸氢钠（$NaHCO_3$）、硫氢化钠（NaHS）、氢氧化钠(NaOH)等，在加热过程中发生硫氢化钠分解反应和碳酸氢钠与氢氧化钠化合反应。如：

硫氢化钠水解反应，析出硫化氢气体：

$$Na\text{-}HS + H_2O == NaOH + H_2S\uparrow \ ,$$

碳酸氢钠与氢氧化钠化合成碳酸钠反应：

$$Na\text{-}HCO_3 + NaOH == Na_2CO_3 + H_2O\uparrow \ ,$$

反应产物气体硫化氢和水汽引出返回酸气系统，碳酸钠蒸出水分浓缩成浆液，最后将碱浆移入烘干器煮干成固体碳酸钠盐。

当碳酸氢钠分子数多于氢氧化钠时，固体碳酸氢钠会分解生成碳酸钠并析出二氧化碳气。当氢氧化钠分子数多于碳酸氢钠时，氢氧化钠将残留在纯碱产物中。

脱碳单元的操作实质是，脱碳操作过程控制主要是首先在吸收过程中控制硫化氢的过分吸收，利用碳酸氢根对硫氢离子的排代作用，在加热分解过程控制硫氢化钠的水解。前一个过程控制吸收，后一个过程控制水解。

3.3 碱吸收法制备硫氢化钠或硫化钠的可行性分析

3.3.1 氢氧化钠溶液吸收硫化氢工艺简介

酸气吸收采用三个（级）管式反应器串联操作，酸气依次经过第一（级）、第二（级）、第三（级）反应器，在最后一级吸收后尾气含硫化氢小于 0.6mg/m³ 。最后尾气进入排气洗净塔用循环水洗涤，洗净后尾气直接排放或送入烟囱。

各个管式反应器设独立的碱液循环系统，新鲜碱液从第三级碱液循环泵前加入，循环碱液浓度由计划产品质量确定。第二级循环碱液由第三级循环碱液补充，从第三级碱液循环泵后分出并引入第二级碱液循环泵前的吸入管。而第一级循环碱液由第二级循环碱液补充，从第二级碱液循环泵后分出并引入第一级碱液循环泵前的吸入管。这样，形成碱液与酸气逆向对流方式，游离碱浓度由后向前递减，硫化氢浓度由前向后递减。而硫氢化钠产物的浓度由后向前增加。各个反应器形成稳定的物料浓度梯度。中间产物从最前的一级反应器取出。

工艺装置采用封闭式系统，采用自吸式喷射管式反应器，使酸气自动吸入，循环系统封闭。不与环境接触，对环境不产生污染。即使酸气剩余压力很小时也能顺畅进行吸收操作。

本工艺方法不同于鼓泡式饱和吸收法，国内大多数采用鼓泡饱和吸收法，这就是采用 3～4 个鼓泡反应槽，先将碱液注入槽内，然后将酸气通入浸没管鼓泡与碱液反应。碱液不循环，当吸收到达饱和点，或碱量完毕，该碱洗槽反应就结束了。最后将槽内产物放出，再注入新鲜碱液开始下一轮操作。鼓泡式饱和吸收法吸收时间长，二氧化碳吸收量增加，因此到达饱和点时会出现终点过量现象，使产品硫氢化钠含量反而降低。

本工艺方法采用管式反应方式，混合湍动强烈，接触时间短，反应充分。另外由于时间短，对二氧化碳的吸收控制特别有效。

由第一（级）反应器抽出的硫氢化钠富液置于中间槽，再转送到加热蒸发器（或加热蒸发浓缩器），必要时进行澄清过滤，滤去黑色杂质沉淀。加热到 100°C 左右得到合格的硫氢化钠产品。液体产品采用罐装贮存（固体硫化钠包装贮存。）

3.3.2 工艺方法的可行性分析

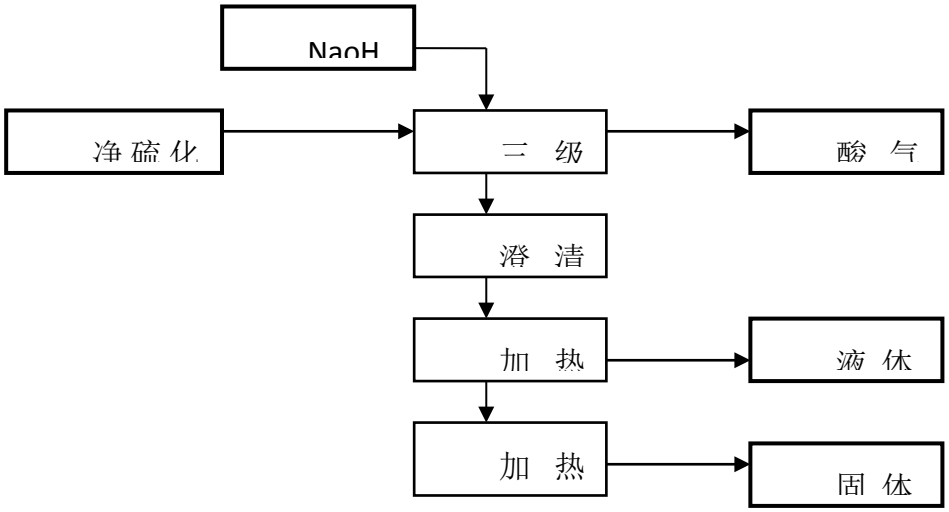
用氢氧化钠吸收硫化氢制造液体硫化钠或固体硫化钠，无论在理论上或工艺实践上都是可行的，而且已有很多的实践经验。

硫化氢与氢氧化钠反应是快速反应，硫氢化钠是一种黄色或淡黄色液体，闪

点 90℃,熔点 52.54 ℃，密度 1.790，稳定。固体分解温度从 50 ℃开始到 270 ℃完全分解。液体硫氢化钠加热不分解，但是在有水的时候发生水解反应，生成氢氧化钠和硫化氢气。硫化氢与氢氧化钠反应放出热量。

采用石油化工厂酸气制硫氢化钠或制硫化钠产品的工艺方法，比采用煤炭或其他矿物作原料更具有优越性。目前一般硫化钠产品是采用在转炉中用煤粉还原八五硝来制造硫化钠的工艺路线，也有采用碳酸锶作原料生产硫化钠，有以硫化氢尾气作为原料制备硫氢化钠等。以煤炭作为原料的工艺路线很长，包括：原料前破碎粉碎处理——煅烧——热熔——澄清洗泥——化学除杂质——沉淀——蒸发浓缩等工序。硫化氢气体杂质多，除了固体杂质外还杂有二氧化碳、氧气、和其他酸性气体杂质。因此，净化路线很长，煅烧温度高（900～1100℃），能耗高，且不容易进行完全，气体杂质多。采用高浓硫化氢酸气直接制备硫氢化钠的原料气源较干净，因此相对用煤粉还原法，直接用硫化氢酸气为原料不仅原料质量好，而且生产费用低。

目前采用硫化氢酸气制备硫氢化钠工艺都是采用烧碱（氢氧化钠）吸收法，基本流程是：



用碱液吸收硫化氢生成硫氢化钠在水溶液中是稳定的，通过加热蒸发出部分水分提高硫氢化钠产品的浓度，由于硫氢化钠能与水结合成含结晶水硫氢化钠，所以要获得高纯度的硫氢化钠产品还需要采用共沸蒸馏法向含水硫氢化钠加入恒沸溶液蒸馏脱水。经过浓缩蒸发可得到高纯度的固体硫氢化钠产品。

由于石油化工厂产生的高浓度硫化氢酸气直接生产硫氢化钠工艺的出现，成为对煤炭还原法、碳酸锶、或硫氢化钡——硫酸钠法等传统工艺的有力竞争者。

在原料和原料质量、生产流程、设备数量、生产成本等方面都比传统工艺优越。可以预见到石油化工厂酸气制造硫氢化钠产业将是一个新兴产业。

为了保证产品质量和尾气环保达标，吸收操作的要点是：

1）　吸收过程采用与环境大气隔离措施，保障环境大气与吸收系统酸气完全隔断不接触。防止硫代硫酸钠或亚硫酸钠因氧化而生成条件。

2）　为防止硫氢化钠分解，要防止吸收碱液与酸接触。

3）　为了控制硫氢化钠产品含硫化碱量，应控制第一反应器游离碱量。

4）　吸收过程放热，调节循环碱液温度控制反应速度。

5）　为防止硫氢化钠在反应器或管路上沉积堵塞，控制反应器内生成物（如亚硫酸盐、硫代硫酸盐）的浓度和数量。必要时加水或加热处理。重视脱碳操作减少在脱硫反应系统中产生容易沉积的重碳酸盐。特别注意防止空气的漏入。

6）　加热蒸发和加热浓缩操作必须在负压或吸力下进行，蒸出硫化氢气引回酸气系统。

3.4 工艺特点

本设计采用碱吸收法将酸气制液体硫氢化钠工艺。由于酸气含有二氧化碳，为了保证和提高硫化氢产品的质量，在碱吸收硫化氢单元之前设置脱碳装置。脱碳装置由二个碱洗反应器构成，吸收液用以碳酸氢钠为主要成分，配入适量的氢氧化钠构成缓冲吸收液，吸收二氧化碳而抑制硫化氢的吸收。对于被吸收的硫化氢采用热分解方法使硫氢化钠水解析出硫化氢并被吸回酸气。在热分解反应时碳酸氢钠生成碳酸钠。酸气处理系统由三个串接的管式反应器构成。第一段用 5～7（wt）%循环碱液洗涤酸气，并富集硫氢化钠溶液。第一段后酸气含硫化氢量可降低 60～75%。第二段、第三段分别用 20～25%的新碱液洗涤酸气将酸气硫化氢含量降至 0.06mg/m³以下。碱洗脱硫后残存的小量尾气在排放前通入一个小型的洗净塔用稀碱水洗净残留的酸气，使排放的尾气无害化。由于用氢氧化钠溶液与硫化氢反应为放热反应，所以循环碱液用冷却器将反应热移出。脱氨采用硫酸吸收法，氨制造硫酸铵工艺。本工艺流程短，设备结构简单，便于维护。产品市场广附加值高，生产成本低。有很好的经济效益。吸收之后的反应液经过适度控制蒸发调节硫氢化钠含量制造不同品级的产品。直接罐装出售。

本工艺方法的特点是无废液也无废气，没有二次污染源产生。这是醇胺法和络合铁法所不具有的特点。

3.5 主要操作条件

1）循环量

脱碳：两台 200m³/h 循环泵

脱硫：三台 200m³/h 循环泵

脱氨：一台 200m³/h 循环泵和一台 100m³/h 循环泵

2）酸、碱添加量

生产硫氢化钠时消耗 40%的氢氧化钠溶液 883kg/h，按照一级吸收率 70%，二级吸收率 20%，三级吸收率 10%计，一级管式反应器每小时加入的 40%氢氧化钠溶液为 618kg/h，二级管式反应器为 177kg/h，三级管式反应器为 88kg/h.

脱碳制备碳酸钠时消耗 40%的氢氧化钠溶液 620kg/h，按照一级吸收率 30%，二级吸收率 30%计算，一级和二级脱碳器每小时加入的 40%氢氧化钠溶液均为 310kg/h。

脱氨消耗硫酸量为 355kg/h，按第一级脱氨器可吸收 75%硫化氢，每小时一级脱氨器加入 98%浓硫酸量为 266kg/h，二级脱氨器每小时加酸量为 89kg/h。

3）加碱浓度

碱液由高置的碱液储槽自流进入各脱碳、脱硫、脱氨反应器，碱液浓度为 40%。

3.6 工艺流程说明

1）吸附烃

脱硫装置送来的酸气先经焦炭过滤器去除固体杂质和部分烃类化合物。焦炭过滤器中选用气孔率较高的焦丁，最好是炉头焦。由于用焦炭吸附成本较低，可选择蒸汽吹扫再生，也可选择直接把失效的焦丁返混到焦丁堆中去出售。

2）脱碳

酸气再进入串联的两个重碳酸钠缓冲溶液吸收塔,溶液中氢氧化钠在控制的浓度条件下吸收二氧化碳生成碳酸氢钠，过程也会发生硫化氢吸收反应，但是，在碳酸氢钠存在并长时间的停留会使硫氢离子（HS^-）被重碳酸离子取代，随之转化为分子态硫化氢与其他酸性气体一同离开脱碳塔。

3）脱硫

脱碳后的气体进入硬酸气吸收单元用碱液吸收硫化氢。

酸气碱洗吸收硫化氢处理: 经过脱碳单元处理后的催化装置，酸气与经过冷凝处理之后的污水汽提酸气混合，进入碱洗吸收硫化氢系统。混合酸气依次进入三个管式反应器与碱液反应，循环碱液来自配碱槽。新碱液从 3 号管式反应器加入，然后由 3 号至 2 号，再由 2 号至 1 号逐个地向前递送与酸气形成逆向流动。自3号反应器出来的尾气进入稀碱液洗净器除去残留的硫化氢,可直接排放大气，满足排放标准：$H_2S \leqslant 0.06mg/m^3$，$NH_3 \leqslant 1.5mg/m^3$。

4）脱氨

经过脱碳和脱硫以后的酸气中主要含有的有害气体便是氨。氨气经过两级酸洗器将氨吸收生成硫酸铵，一级酸洗采用 3%左右的硫酸母液吸收产生硫酸铵结晶，二级采用 6%的硫酸母液吸收残余的氨生成硫酸氢铵或硫酸铵，尾气残氨量小于 $0.06mg/m^3$。

5）尾气洗净

经管式反应器脱氨以后，气体中往往含有一定量的酸雾，并且酸气中同样含有少量的氨气，因此设置水洗塔，用净水循环吸收，净化尾气，然后排入大气。

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/637132114006010053