

年处理量 127 万  $\text{m}^3$  酸性废气项目

# 可行性分析报告

武汉科技大学 MDEA 团队

朱印 范中宇 石金岚 咎君毅 杨明月

# 目录

一、项目总论 .....	5
1.1 项目背景 .....	5
1.2 项目可行性研究主要结论 .....	5
1.3 主要技术经济指标表 .....	5
1.3.1 原料来源及规格 .....	6
二、项目建设背景、必要性 .....	7
2.1 建设背景 .....	7
2.2 建设意义 .....	7
三、项目技术方案 .....	8
3.1 工艺方案的比较 .....	8
3.1.1 传统克劳斯工艺 .....	8
3.1.2 超级克劳斯工艺 .....	8
3.1.3 超优克劳斯工艺 .....	10
3.1.4 传统克劳斯加 SCOT 尾气处理工艺 .....	10
3.1.5 本设计工艺选择 .....	11
3.2 产品规格 .....	12
3.2.1 原料规格 .....	12
3.2.2 产品规格 .....	12
3.3 产品工艺规划方案 .....	13
3.3.1 工艺路线 .....	13
3.3.2 催化剂的选择 .....	14
3.3.3 反应机理 .....	15
3.3.4 工艺流程简介 .....	17
四、项目建设地与土建规划 .....	20
4.1 项目建设地 .....	20
4.1.1 厂址建设地 .....	20
4.1.2 项目建设地自然情况 .....	21
4.1.3 安庆市资源情况 .....	22
4.1.4 安庆市经济情况 .....	22
4.1.5 安庆市人口情况 .....	26
4.2 项目建设土建总规 .....	26
4.2.1 项目厂址及厂房建设 .....	26
4.2.2 土建总图布置 .....	27

4.3 项目土建及配套工程.....	29
4.3.1 项目占地.....	29
4.3.2 配套工程.....	29
<b>五、与社会及环境的和谐发展 .....</b>	<b>30</b>
5.1 环保项目.....	30
5.1.1 项目环境保护设计依据.....	30
5.1.2 项目环境保护措施.....	31
5.2 安全项目.....	31
5.2.1 项目消防设计依据.....	31
5.2.2 项目消防措施.....	32
5.2.3 消防系统.....	33
<b>六、经济效益与社会效益.....</b>	<b>34</b>
6.1 经济评价编制依据.....	34
6.2 概述.....	34
6.3 总投资估算.....	34
6.3.1 固定资产投资估算.....	35
6.3.2 建设期利息.....	38
6.3.3 流动资金.....	39
6.3.4 总投资汇总.....	39
6.4 资金筹措.....	39
6.4.1 资金来源.....	39
6.4.2 贷款还款方式.....	39
6.4.3 资金筹措计划.....	40
6.5 产品成本估算.....	40
6.5.1 可变成本.....	40
6.5.2 固定成本.....	41
6.5.3 成本估算表.....	41
6.6 销售收入和税金估算.....	42
6.7 损益及利润分配估算.....	43
6.8 现金流量表.....	43
6.9 盈利能力分析.....	45
6.9.1 静态指标.....	45
6.9.2 动态指标.....	46
6.10 盈亏平衡分析.....	46
6.11 敏感性分析.....	47
6.12 社会评价.....	48
6.12.1 社会影响分析.....	48

---

6.12.2 互适性分析.....	49
6.12.3 对长远发展的影响.....	49

# 一、项目总论

## 1.1 项目背景

(一) 项目名称：年处理量 127 万 m<sup>3</sup> 酸性废气项目。

(二) 项目建设内容、规模、目标：

本项目拟建立一个年处理量 127 万 m<sup>3</sup> 酸性废气项目，预期总投资为 7292.73 万元，达产期利润总额 5600.70 万元，所得税后投资回收期为 5 年。

(三) 项目建设地点：

安徽省安庆市大观区。

## 1.2 项目可行性研究主要结论

本项目年产硫磺 1.3 万吨、液化石油气 3 万吨，达产期利润总额 5600.70 万元，所得税后投资回收期为 5 年。原料由总厂提供，所产硫磺供给下游化肥厂，所产液化石油气以燃料出售。硫磺和液化石油气在中国有很大的市场需求，因此该项目产品的市场前景广阔。在创造经济效益的同时，也解决了当地部分居民的就业问题，具有一定的社会效益。

## 1.3 主要技术经济指标表

表 1-1 主要技术经济指标表

序号	名称	单位	数值
1	项目总投资	万元	7292.73
1.1	建设投资	万元	5431.82
1.2	流动资金	万元	743.68
1.3	建设期利息	万元	502.00

2	年营业收入	万元	10099.8
3	年总成本费用	万元	2664.65
4	年经营成本	万元	743.68
5	年增值税	万元	1690.74
6	年销售税金及附加	万元	1876.72
7	年利润总额	万元	5353.59
8	所得税	万元	1338.40
9	年税后利润	万元	3412.9
10	投资利润率	%	64.79
11	投资利税率	%	113.67
12	资本金投资利润率	%	9
13	税后财务内部收益率（全部投资）	%	15.68
14	税后财务净现值 FNPV（i=12%）	万元	10426.49
15	税后投资回收期	年	5
16	盈亏平衡点（BEP）	%	11.5
17	项目年用水量	吨	115720
18	项目年耗电量	度	12054543

### 1.3.1 原料来源及规格

本项目所涉及的主要原料为安庆石化厂排放的含硫废气以及 dea 溶液，具体规格、消耗量及来源参看表 1-2。

表 1-2 主要原料消耗

原料名称	规格	数量（万吨/年）	来源
含硫废气	工业级	5.8	总厂提供
dea 溶液	工业级	1.97*10 <sup>-6</sup>	购买

## 二、项目建设背景、必要性

### 2.1 建设背景

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。目前我国对含硫废气的治理程度还满足不了创建高质量清洁环境的需求,在环境保护管理制度和治理技术方面都还需要大力加强和提高。综合运用化学工程的先进技术开发更为有效和经济的环境治理技术,为中国民众创建一个更加美好的家园,是我国化工科技界责无旁贷的时代任务。

本项目拟在安徽安庆中石油炼油项目的基础上,设计一个废气处理装置,该项目不仅仅能够缓解含硫废气排放的情况,有利于石化产业的健康发展,同时该项目也能够取得一定的经济效益与社会效益。

### 2.2 建设意义

炼油厂酸性废气是石油加工精制过程中伴生的副产物,为了满足环保要求使废气达标排放,目前我国大多数炼油厂采用克劳斯技术处理酸性废气,同时生产工业硫磺。克劳斯技术已有 100 多年的工业化历史,技术成熟,但工艺复杂、设备投资费用大、尾气中硫含量高,难以达到环保要求,需增加更多的克劳斯段或采用费用很高的尾气处理工艺。

本工艺采用醇胺法对安徽省安庆市中石油所属炼油厂酸性废气进行处理,酸性废气处理效率达到 9999% 以上,尾气完全达到 GB14554-93《恶臭污染物排放标准》排放标准。全工艺可燃气体和有毒气体都在密封容器内,没有任何对外排放口,无二次污染,能够达到环保要求。

产品硫磺为化工基础原料,广泛用于制造硫酸、染料和橡胶制品,也用于医药等工业部门高纯硫供半导体工业用,满足市场需要,每年产生极大的经济效益。

## 三、项目技术方案

### 3.1 工艺方案的比较

#### 3.1.1 传统克劳斯工艺

传统克劳斯装置由一个高温段及二个或三个转化段构成。高温段包括 H<sub>2</sub>S 燃烧炉和废热锅炉，克劳斯法是利用气体中的 H<sub>2</sub>S，在克劳斯燃烧炉内使其部分氧化成 SO<sub>2</sub>，燃烧反应是  $\text{H}_2\text{S} + 1.5\text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ ，约有 1/3 的 H<sub>2</sub>S 于 1200℃ 左右温度下与空气在燃烧炉内反应生成 SO<sub>2</sub>，其余未反应的 H<sub>2</sub>S 同 SO<sub>2</sub> 在温度较低的转化段借助于催化剂继续完成克劳斯反应，再和部分 H<sub>2</sub>S 作用生成硫磺，在克劳斯转化器中的反应是  $2\text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2 \rightarrow 3\text{S} + 2\text{H}_2\text{O}$ 。工艺流程框图见图 3-1。

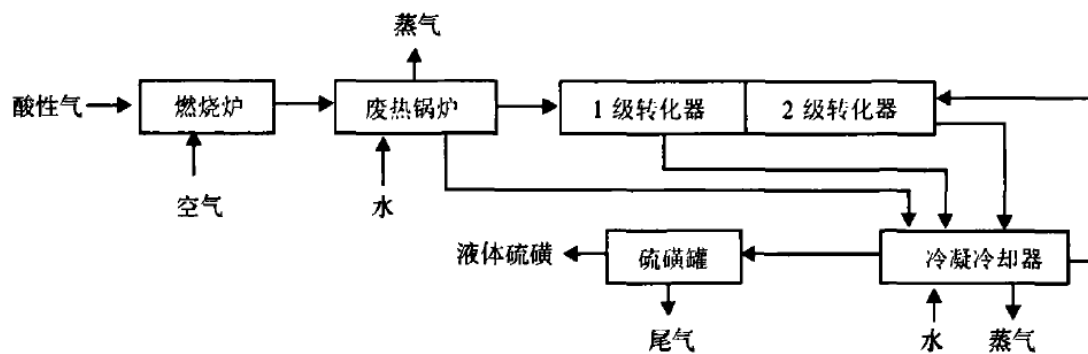


图 3-1 传统二级克劳斯工艺流程

传统克劳斯工艺简单，投资低，操作费用低。但其硫磺回收率不高，尾气排放远远达不到排放标准，故现已很少使用。

#### 3.1.2 超级克劳斯工艺

超级克劳斯工艺是由荷兰 Comprimo 公司与 VEG 气体研究院和 Utrecht 大学合作开发并拥有，采用通过改变以往单纯提高 H<sub>2</sub>S 与 SO<sub>2</sub> 反应进程的方法，在传统克劳斯转化之后，最后一级转化段使用新型选择性氧化催化剂，实际上是一种尾气处理工艺，由此来改进克劳斯工艺的硫回收技术。由于在高温段和第一、第二



转化段内 H<sub>2</sub>S 过量运转，总硫转化率要降低约 1%~2%，但这种转化率的损失可在第三转化段由 H<sub>2</sub>S 选择氧化增产的元素硫得到补偿。其目的是在没有尾气处理装置的情况下，使经克劳斯硫磺回收处理过的酸性气体尾气中 H<sub>2</sub>S 含量降低并尽可能地提高硫磺的回收率。

其工艺流程是在传统克劳斯工艺基础上，添加一个选择性催化氧化反应段（超级克劳斯转化器）或最后一级转化反应器改用选择性氧化催化剂处理传统克劳斯硫回收尾气，在通入过量空气的情况下将来自最后一级克劳斯段的过程气中剩余的 H<sub>2</sub>S 选择性氧化为元素硫，从超级克劳斯反应器出口来的含有非常少量的 H<sub>2</sub>S 过程气进入深冷器，将过程气中的硫磺最大限度的捕集下来，从而将硫磺回收率提高到 99% 以上。然后尾气直接送入焚烧炉焚烧后排放。工艺流程框图见图 3-1。

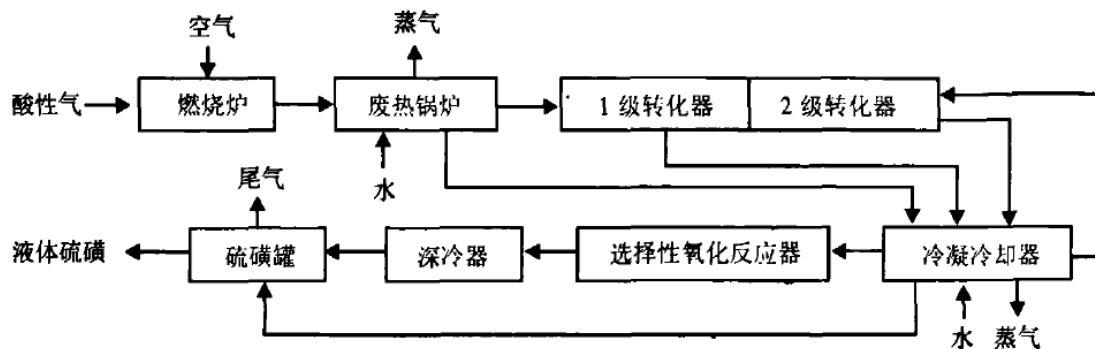


图 3-2 超级克劳斯工艺流程

实际上超级克劳斯工艺克服了普通克劳斯工艺的缺点，即是传统克劳斯工艺的延伸。超级克劳斯硫回收技术有两种类型，一种称之为超级克劳斯-99 型，另一种称之为超级克劳斯-99.5 型，数字“99”和“99.5”表示当最后一级反应器装填超级克劳斯催化剂后，能够达到的总硫回收率。超级克劳斯-99.5 型硫磺回收率能达到 99.5%，这时则需在 2 级转化器和选择氧化反应器之间增加一个加氢转化器。在加氢转化器内 SO<sub>2</sub>、COS、CS<sub>2</sub> 以及硫蒸气等所有的硫化物，都被还原成 H<sub>2</sub>S。

超级克劳斯主要工艺优点有：

(1) 操作方便灵活。因超级克劳斯工艺采用过量空气操作，因此对空气控制要求不严格，不要求精确控制 SO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>S 的比例。

(2) 总投资费用较低，超级克劳斯炉装置设备可用普通碳钢制作，其公用工程和操作费用也与传统克劳斯装置相当，其投资费用仅需传统三级克劳斯炉的 120% 左右。

超级克劳斯主要工艺缺点有：

尽管超级克劳斯工艺硫磺回收率可以达到 99% 以上，但是因为其不含尾气处理装置，尾气中 SO<sub>2</sub> 仅能勉强达到 1996 年大气污染物综合排放标准。在环保要

求日益趋于严格的今天，超级克劳斯工艺已经不能满足环保要求了。

### 3.1.3 超优克劳斯工艺

超优克劳斯工艺是在超级克劳斯-99 型的基础上开发的。目的是在不增加额外投资的基础上，将硫磺回收率提高到 99.4% 或更高。超优克劳斯工艺与超级克劳斯工艺区别是在最后一级克劳斯催化反应器床层中的克劳斯催化剂下面装填了一层加氢还原催化剂，构成加氢还原反应器（超优克劳斯转化器），将 SO<sub>2</sub> 还原成硫和 H<sub>2</sub>S 后再选用选择性氧化催化剂，使总硫回收率得以大大提高。根据酸性气体进料量和催化反应器数量，回收率可以达到 99.4% 以上，其工艺流程框图见图 3-2。

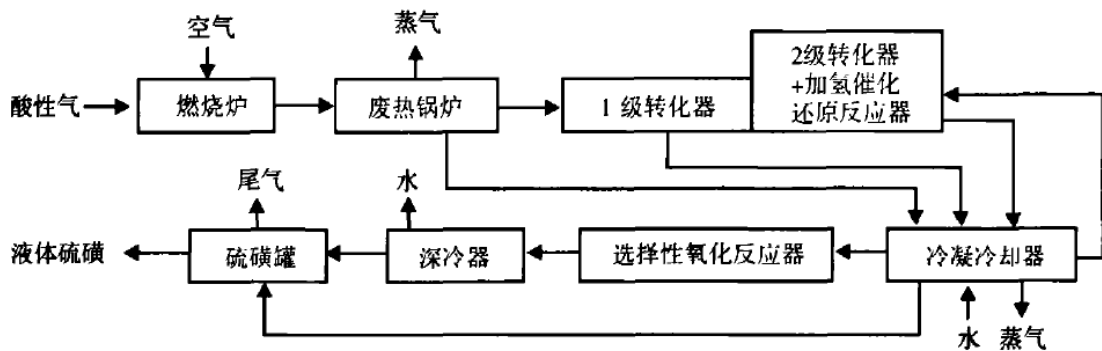


图 3-3 超优克劳斯工艺流程

超优克劳斯主要工艺优点与缺点与超级克劳斯工艺类似，这里不在赘述。

### 3.1.4 传统克劳斯加 SCOT 尾气处理工艺

传统克劳斯加 SCOT 尾气处理工艺在传统克劳斯工艺硫磺回收界区的下游，由尾气再热、加氢还原、还原气急冷和选吸脱硫等 4 个工序组成一个相对独立的工艺界区。

SCOT 硫回收工艺的基本原理是采用还原-吸收工艺，用 H<sub>2</sub> 作还原气体，克劳斯尾气通过加氢反应，使用钴-钼催化剂，将所有含硫组分 SO<sub>2</sub>、S<sub>x</sub>、COS 和 CS<sub>2</sub> 还原成 H<sub>2</sub>S，然后用醇胺溶液进行选择性吸收脱硫。醇胺脱硫法是一种典型的吸收-再生反应过程，反应机理为溶于水的 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub> 具有微酸性，与弱碱性的胺发生反应，生成在高温中会分解的盐类，再将提浓的 H<sub>2</sub>S 返回到克劳斯装置继续回收硫。其尾气净化度可达到 <math>250 \times 10^{-6}</math>，总硫回收率可达 99.8% 以上，残硫含量其低，可直接排放大气，是目前净化程度最高的尾气处理技术。

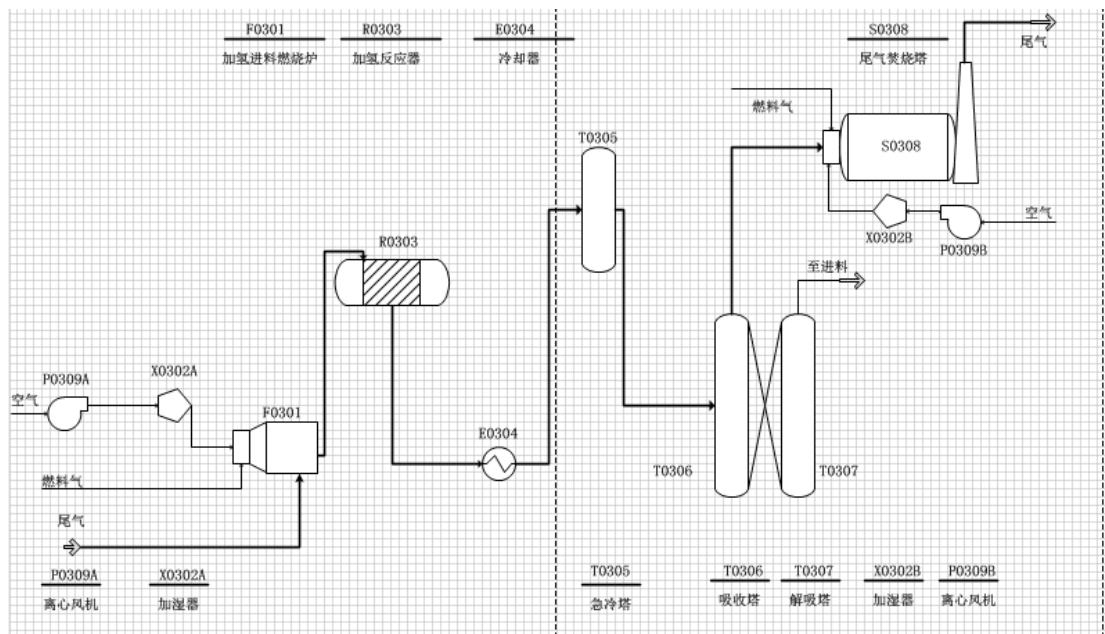


图 3-4 SCOT 尾气处理工艺工艺流程

传统克劳斯加 SCOT 尾气处理工艺的主要优点有：

(1) 在硫磺回收界区的下游，由尾气再热、加氢还原、还原气急冷和选吸脱硫等 4 个工序组成一个相对独立的工艺界区，上游装置任何条件波动几乎对下游装置的操作无影响。因此，当硫磺回收装置尾气的组成、流量以及温度、压力等状态参数强烈波动时，尾气处理装置仍能保持平稳运转。

(2) 装置的硫负荷能力很高，即使上游装置的硫磺回收率仅为 90% 左右，仍不会影响处理后尾气中的 H<sub>2</sub>S 净化度，故上游装置一般只设置 2 个转化器，也可不使用价格昂贵的有机硫水解催化剂。

(3) 加氢还原工序的效率高，除 SO<sub>2</sub> 外，尾气中的所有有机硫化合物 (COS, CS<sub>2</sub>、各种硫醇等) 以及元素硫均可被还原为 H<sub>2</sub>S 而返回硫磺回收装置，从而使装置的总硫磺回收率达到 99.8% 以上。

传统克劳斯加 SCOT 尾气处理工艺的主要缺点是投资及操作费用较大。

### 3.1.5 本设计工艺选择

表 3-1 各工艺比较

方案编号	方案名称	流程繁简	相对投资	主要产品	主要副产品	达到环保要求	硫回收率/%
1	传统二级克劳斯工艺	简	80	硫磺	液化气等	不能	96
2	传统三级克劳斯工艺	简	100	硫磺	液化气等	不能	98
3	超级克劳斯工艺	中	105~120	硫磺	液化气等	不能	99-99.5

4	超优克劳斯工艺	中	120~130	硫磺	液化气等	不能	99.4
5	传统二级克劳斯+SCOT	繁	170~120	硫磺	液化气等	能	99.9

由表 3-1 各工艺比较，本设计决定采用传统克劳斯加 SCOT 尾气处理工艺。

## 3.2 产品规格

以含硫废气、dea 溶液为原料，采用醇胺法脱硫工艺，生产工业级硫磺。

### 3.2.1 原料规格

表 3-2 原料规格

组成	组成 mol
CO <sub>2</sub>	7.04%
H <sub>2</sub> S	18.94%
甲烷	8.11%
乙烷	6.64%
丙烷	30.96%
丁烷	28.31%
Total	100.00%
温度/°C	37.8
压力/Bar	35.2

### 3.2.2 产品规格

硫磺造粒机出产的固体硫磺为一等品

表 3-3 固体硫磺

指标名称	一等品质量指标
色泽	bright yellow (solid)
纯度	≥99.9 wt%

砷含量	≤0.001 wt%
灰分	≤0.03 wt%
酸度 (以 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	≤0.003 wt%
水分% (m/m)	≅2.00 wt%
铁含量	≅0.003 wt%
有机物含量	≅0.03 wt%

## 3.3 产品工艺规划方案

### 3.3.1 工艺路线

#### 一、酸性气富集

进料气从塔底进入吸收塔，在吸收塔内与 DEA 溶液反应后，富含烷烃的气体从塔顶出去，从管道输送到总厂，加压为液化石油气。富含 H<sub>2</sub>S 的 DEA 溶液从塔底出去，经减压阀减压后，进入分相器，气体由塔顶出去，富液由塔底出去，经换热器加热到泡点温度后，进入解析塔反应，从塔底出去的贫液经换热器与富液换热后，对其补充 DEA 溶液与水后从塔顶进入吸收塔，含 H<sub>2</sub>S 的气体从塔顶出去与分相器塔顶排出的气体一同进入克劳斯工段。

#### 二、Claus 部分

Claus 单元有胺酸性气体进料，胺酸性气来自溶剂再生和尾气处理装置，为了除去酸性气中夹带的凝液，胺酸性气体进入进行脱水，混入空气，送入克劳斯炉进行反应。

酸性气在克劳斯炉中反应所产生的热量，通过废热锅炉产生高压蒸汽来加以回收。废热锅炉产生的高压蒸汽，一部分用于装置内加热，其余部分并入厂的蒸汽管网。

废热锅炉出口过程气被冷却到大约 300℃。离开废热锅炉的过程气进入一级硫冷凝器，冷却到约 135℃，气态硫被冷凝下来，液硫通过硫封送到硫坑。离开一级硫冷凝器的过程气在一级反应加热器 RH1 中被饱和高压蒸汽加热到约 235℃左右，被送入一级 Claus 反应器中。离开一级反应器的过程气进入二级硫冷凝器，冷却到大约 135℃，气态硫被冷凝下来，液硫通过硫封送到硫坑。离开二级硫冷凝器的过程气在二级反应加热器中加热到约 210℃后，进入二级 Claus 反应器中。从二级反应器出来的过程气进入三级硫冷凝器，冷却到约 135℃。气态硫被冷凝下来，液硫通过送到硫坑。

### 三、SCOT 装置与尾气处理部分

过程气从三级硫冷凝器出来后进入在线燃烧炉，在线燃烧炉直接加热进入 SCOT 装置的克劳斯尾气，可燃性气体与空气在燃烧室内燃烧，产生的燃余气进入混合室，与引入的克劳斯尾气混合升温至约 285℃，然后进入加氢反应器，克劳斯尾气中含有反应所需的还原性气体。从加氢反应器出来的高温尾气经出口冷却器冷却至 150℃ 后进入急冷塔下部，尾气在急冷塔中通过与急冷水直接逆流接触来降低温度至 35℃，急冷水经急冷水泵通过急冷水空冷室及急冷水后冷器冷却后循环使用。

### 四、硫磺贮存部分

各硫封出口的液硫汇集到集合管，用液硫产品泵送至液硫成型单元生产固体硫磺，产品送至单元外的存储及装车设施。

## 3.3.2 催化剂的选择

### Claus 催化剂

用在 Claus 反应器的催化剂是活性氧化铝催化剂。

#### 1、催化剂老化

催化剂的寿命可达到 3~5 年，催化剂老化是由于热和水热及硫酸中毒等原因。

##### (1) 热和水热老化

氧化铝在温度超过 600℃ 时变性并失去部分催化活性，比表面积降低，微孔直径增大。在停工时吹扫和硫解吸操作期间应避免水热变性，避免催化剂和过热蒸汽的接触，否则会降低氧化铝的比表面积。

##### (2) 硫酸盐中毒

当活化的氧化铝和 SO<sub>2</sub> 气体接触，最初的反应是吸收了 SO<sub>2</sub>。其结构用下式表示：



低于 300℃ 温度下，SO<sub>2</sub> 的化学吸附是很快的，硫酸盐将慢慢地形成。在高温下，硫酸盐形成显著加快，导致催化剂加快中毒。

#### 2、加氢反应催化剂

加氢反应催化剂是负载钴钼氧化物的活性氧化铝。

为了避免损坏催化剂，操作时不允许床层温度超过 400℃。硫化的催化剂会自燃，所以在操作和停工期间都不能接触氧。

##### (1)、催化剂活性

温升分布用于监测催化剂的活性，催化剂是新的时候，温升在床层的顶部发生。如果床层的顶部催化剂失活，温升慢慢向床层下面移动，整个床层温升下降

通常表明催化剂失活。反应器出口气体中 COS、CS<sub>2</sub> 和 CO 浓度的增加表明催化剂已硫酸化。

### (2)、反应转化率的控制

测量急冷塔出口气体中的氢浓度，以保证有足够的还原性气体，将硫化物转化为 H<sub>2</sub>S。出口 H<sub>2</sub> 含量应维持在 2.5~3% 体积浓度，最少不能低于 1.5% 体积浓度。

### (3)、催化剂钝化

加氢催化剂以氧化状态供货，在投入运行前要求有用 H<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>S 进行预硫化。处于硫化状态的催化剂是可自燃的，所以在反应器检修和更换催化剂时，催化剂在接触空气前应钝化。

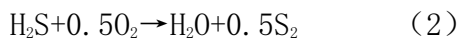
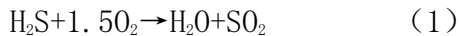
## 3.3.3 反应机理

装置发生的主要化学反应包括：硫磺回收装置燃烧炉的热反应和催化反应器的催化反应，尾气处理装置的还原及水解反应，尾气吸收与再生塔进行的吸收与解吸反应，除此之外，还包括硫冷凝器气态硫的液化和硫坑内液硫脱气等一般反应及其它的副反应。

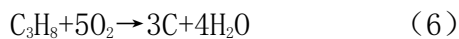
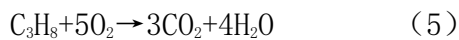
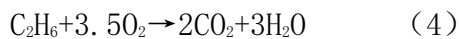
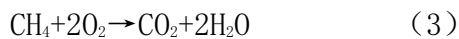
### 1、酸性气操作（正常操作）

#### (1) 酸性气燃烧炉内的反应

酸性气在燃烧炉中主要发生以下反应：

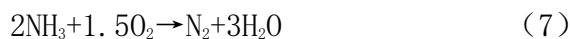


当酸性气中含有烃类组份时还发生以下反应：



从以上反应可看出，烃类完全燃烧变成 CO<sub>2</sub> 的耗氧量大于 H<sub>2</sub>S 燃烧的耗氧量，同体积相比，丙烷的耗氧量是 H<sub>2</sub>S 的 10 倍，当配风不足时，就会发生反应 (6) 生成固态炭黑，产生黑硫磺而影响产品质量，因此酸性气带烃严重时必须及时加大配风。

当酸性气中含氨且在足够的温度条件下，发生以下氧化反应：



除此之外，燃烧炉还可能发生以下反应：



(2) 在 Claus 反应器中，主要发生以下反应：



除了反应 (10)，还发生以下有机硫水解反应：



(3) 在硫冷凝器内发生的反应:

在硫冷凝器里气态硫的液化按以下反应进行的:



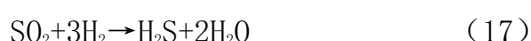
(4) 在硫坑内进行液硫脱气所发生的反应:

液硫经过脱气后 H<sub>2</sub>S 的含量降到安全值 (最终不超过 50ppm 重量比):

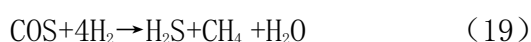


(5) 在加氢反应器内发生的反应:

加氢反应器中, 主要发生以下反应:



加氢反应器中的 CS<sub>2</sub> 和 COS 除了发生 (11) 和 (12) 的水解反应外, 少数没有水解的 CS<sub>2</sub> 和 COS 也可以和 H<sub>2</sub> 发生下列还原反应:



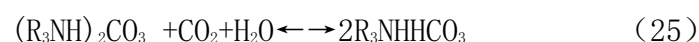
此外还可发生以下副反应:



(6) 吸收和再生塔中发生的反应:

脱硫最常用的醇胺溶剂有: MEA (单乙醇胺), DEA (二乙醇胺) 及 TEA (三乙醇胺) 和 MDEA (N-甲基二乙醇胺)。

本装置用二乙醇胺为溶剂吸收加氢后尾气中的 CO<sub>2</sub> 及 H<sub>2</sub>S, 吸收和解吸过程主要发生如下反应:



反应 (22) ~ (25) 揭示了醇胺法吸收再生工艺的基本特征: 所有的脱硫脱碳反应均可逆反应。在吸收塔的常温条件下, 上述反应的平衡向右移动, 加氢反应后过程气中的酸性气体组分被脱除; 在再生塔蒸汽汽提条件下平衡向左移动, 醇胺溶剂释放出酸性气体而再生。

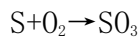
## 2、升温阶段的燃料气操作

燃料气操作是在引酸性气前将 Claus 部分进行系统升温, 或在停工时对 Claus 部分进行吹扫以脱除积硫及冷却 Claus 部分的操作。

若装置中还存有硫, 而燃料气燃烧时有过剩的氧, 那么它们将与装置中的硫

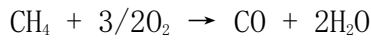


发生反应，特别是在催化剂上，将按如下反应进行：



该反应为强放热反应，容易造成反应器等过程气设备管线超温，因此必须尽量避免发生该反应。

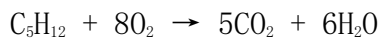
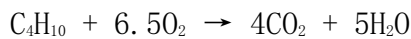
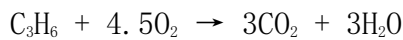
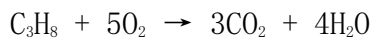
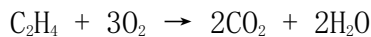
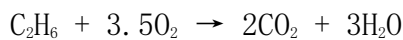
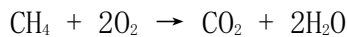
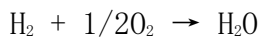
在反应缺氧程度达 5% 时，燃料气中的部分甲烷将按下式进行反应：



在大量缺氧的情况下，甲烷的燃烧按下式进行：

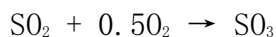
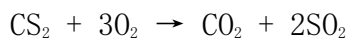
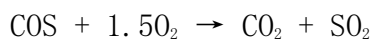
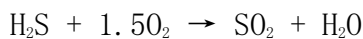
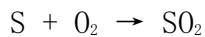


在配风适量的情况下燃料气组份的完全燃烧反应如下：



### 3、尾气焚烧（升温及正常操作）

装置 Claus 部分及 RAR 部分所产生的尾气在焚烧炉焚烧时，必须把所有的硫化物转化成 SO<sub>2</sub>，以减少烟气中 H<sub>2</sub>S 对人与环境的危害，在焚烧炉温度与风量正常的情况下，主要发生以下反应：



## 3.3.4 工艺流程简介

### 3.3.4.1. 富集工段

本工程采用二乙醇胺（DEA）法，二乙醇胺（DEA）法具有可吸收有机硫、解吸温度低、能耗低、腐蚀性弱、溶剂蒸气压低、气相损失小、溶剂稳定性好等优点，该法是目前石油工业中普遍采用的脱硫方法。采用该工艺方法脱硫，商品石油气中总硫含量（以硫计）<200mg/m<sup>3</sup>。

两级主吸收塔采用了 Black&Veatch 公司的专利级间冷却技术以加强对 CO<sub>2</sub> 吸收的控制。在第二级主吸收塔底部用中间胺液泵抽出胺液，与来自尾气吸收塔

的半贫液混合后进入中间胺液冷却器，冷却至一定温度后返回第一级主吸收塔顶部。采用级间冷却技术可显著降低吸收塔的温度，降低吸收温度可抑制 CO<sub>2</sub> 受动力学影响的吸收过程，同时加快 H<sub>2</sub>S 受化学平衡影响的吸收过程，CO<sub>2</sub> 穿过吸收塔，部分保留在处理过的气体中，含量达 3vol%(最大)，大大降低了胺液再生所产生的酸气流量。

该工艺脱硫装置的脱硫溶剂与后面尾气处理装置的脱硫溶剂都采用 DEA，可以将尾气处理装置吸收后的半贫胺液送到脱硫装置串级使用，降低了整个脱硫装置的溶剂循环性，溶剂再生系统也只需一套，减少了投资费用，同时也可以降低操作费用。

脱硫装置采用富液液力透平回收能量以驱动高压胺液泵。

流程图见图 3-2。

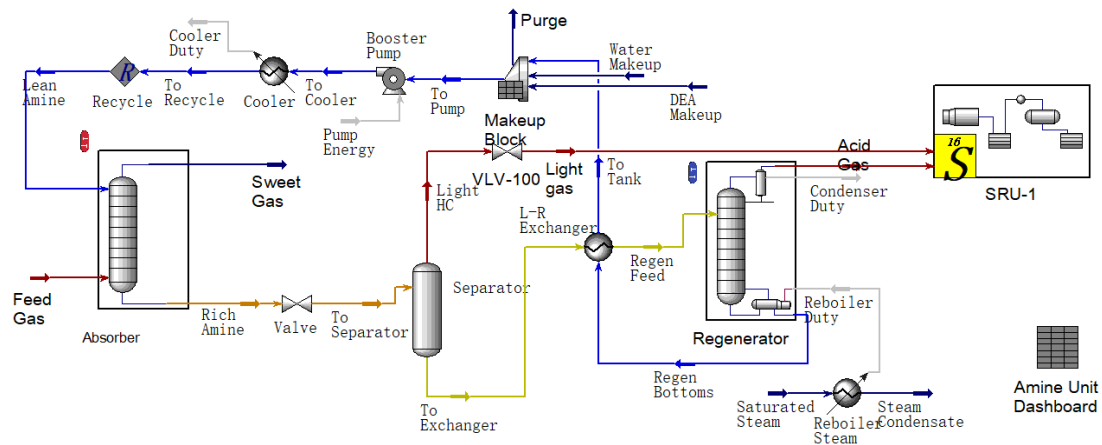


图 3-5 富集工段流程

### 3.3.4.2 转化工段

炼油厂含 H<sub>2</sub>S 酸性气硫磺回收技术经过几十年的发展，已经非常成熟，目前我国石化和天然气工业主要采用克劳斯法回收硫磺，并配以适宜的尾气处理工艺以达到越来越严格的环境排放要求。炼油厂加工过程中产生的含 H<sub>2</sub>S 酸性气均含有不同浓度的烃类、氨以及较多的 CO<sub>2</sub> 气体。

在石油化工企业中一般均采用工艺路线成熟的高温热反应和两级催化反应的克劳斯硫回收工艺，根据酸性气中 H<sub>2</sub>S 含量不同，通常采用部分燃烧法和分流法，部分燃烧法是将全部原料气引入制硫燃烧炉，在炉中按制硫所需的 O<sub>2</sub> 量严格控制配风比，使 H<sub>2</sub>S 在炉中约 65% 发生高温反应生成气态硫磺。未反应的 H<sub>2</sub>S 和 SO<sub>2</sub> 再经过转化器，在催化剂的作用下，进一步完成制硫过程。对于含有少量 NH<sub>3</sub> 及烃类的原料气，用部分燃烧法可将 NH<sub>3</sub> 及烃类完全燃烧分解为 N<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O，使产品硫磺的质量得到保证。

本设计采用部分燃烧二级转化加氢还原法硫磺回收工艺，该法技术成熟，总硫回收率高，能满足严格的排放标准，在国内已有多例成功运行实例。

其工艺流程是在传统克劳斯工艺基础上，添加 SCOT 尾气处理工艺，工艺流程见图 3-3。

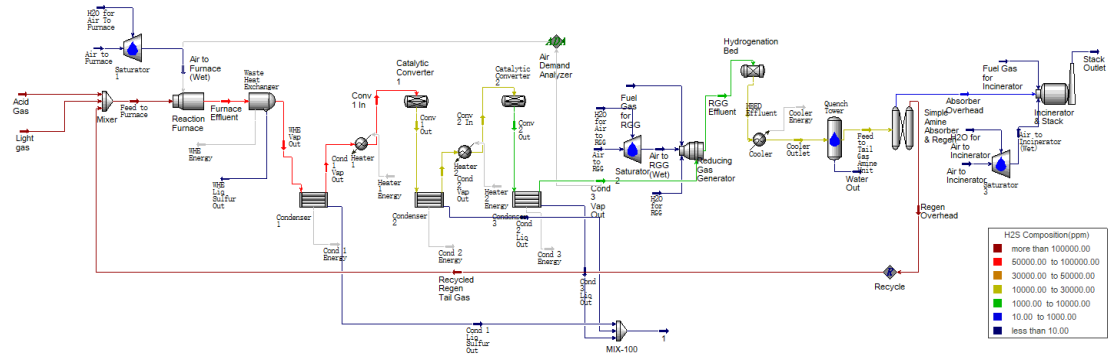


图 3-6 转化工段流程

## 四、项目建设地与土建规划

### 4.1 项目建设地

#### 4.1.1 厂址建设地

本项目位于安徽省安庆市大观园区。作为中石油炼油项目的一个子项目，厂址选择在总厂附近。安庆市在全国的位置如图 4-1 所示。

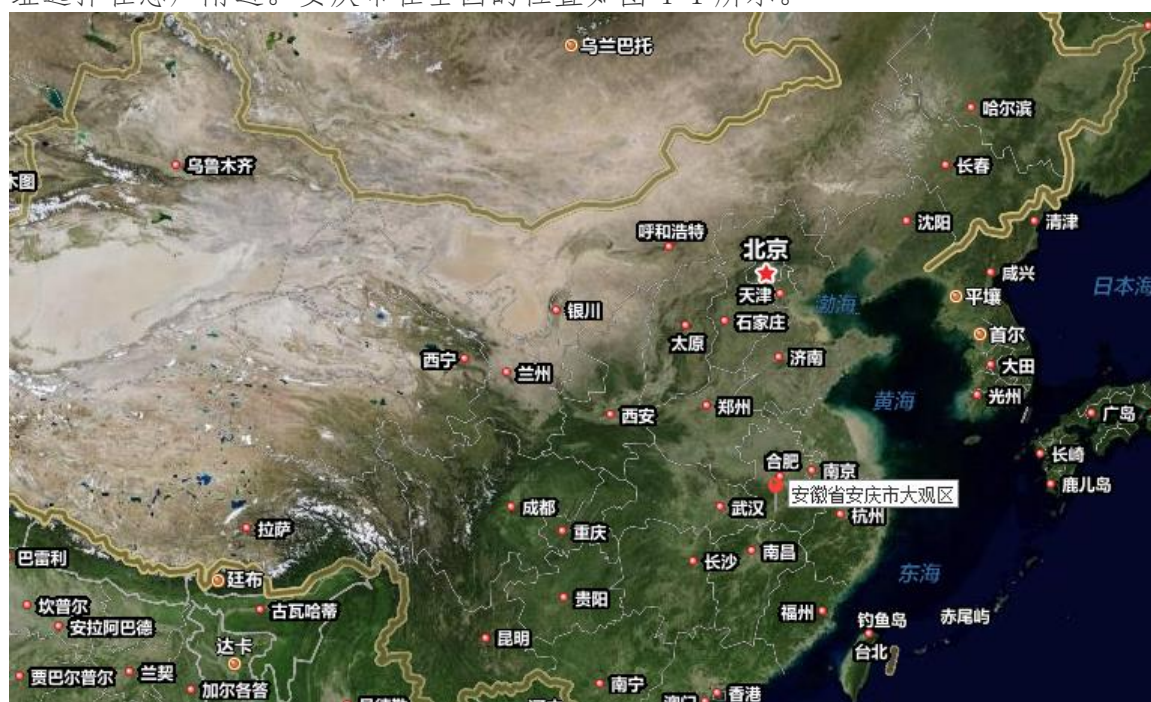


图 4-1 安庆市在全国的位置

大观园区在安庆市的位置如图 4-2 所示。



图 4-2 大观园区在安庆市的位置

#### 4.1.2 项目建设地自然情况

安庆，古称舒州，别称宜城，简称“宜”。位于安徽省西南部，长江下游北岸，皖河入江处，安庆素有“万里长江此封喉，吴楚分疆第一州”的美誉。国家历史文化名城，中国优秀旅游城市，国家园林城市，国家森林城市，素有中国“黄梅戏乡”之称，国粹京剧的起源地。截止到 2015 年，安庆市下辖 3 个市辖区、6 个县，代管 1 个县级市，全市总面积 13590 平方公里，常住人口 524 万人。安庆位于安徽省西南部，长江下游上段北岸，北纬 29° 47'~31° 17'、东经 115° 46'~117° 44'。长江流经市境 200 余公里。其四周为：隔江与江西省九江、湖口、彭泽和安徽本省池州市等地相望；北、西绵巨大别山南脉，与安徽本省霍山和湖北省英山、蕲春、黄梅等地峰壑相通；东北与安徽本省铜陵市枞阳县、合肥市庐江、六安市舒城县等相接。

安庆地区地貌大致分为中山、低山、丘陵、台地（岗地）、平原几个部分。

中山主要分布于岳西、潜山、太湖、宿松境内，均属大别山系。低山是区内分布最广的一种山地类型，成因也十分复杂。分布于桐城——潜山——太湖深断裂西北侧的多为断块山；怀宁、宿松境内的低山，多为侵蚀低山；少部分为溶蚀低山，它们均属大别山支脉。丘陵的海拔大都在 300~500 米之间。一亚类起伏较大，相对高大于 100 米，脉络清晰，延伸较远，北东走向，可称高丘陵。主要分布在大别山前桐城——潜山——太湖南北侧，岳西县天堂镇西侧；另一亚类起伏度小，相对高度小于 100 米，切割破碎，走向多变，随河谷流向而变，通常称低丘陵。主要分布于太湖县花凉亭水库周围，潜山县野寨、古井、牌楼等乡，桐城市童铺、新安、姚榜三角地带，怀宁县七里湖和皖埠水库邻近地区。区内台地

海拔一般小于 150 米，相对高 30~80 米左右，分布于宿松、太湖、望江、怀宁等县的沿湖地带。平原分布于长江沿岸及其支流华阳河、皖河、尧渡河、秋浦河、青通河等下游地带，以及龙感湖、大官湖、黄湖、泊湖、武昌湖、破罡湖、菜子湖、等湖滨地区。

安庆地区属北亚热带湿润季风气候区，具有季风明显、四季分明、气候温和、雨量充沛、光照充足、无霜期长等气候特点，适宜农林牧副渔全面发展。但由于地处中低纬度，冷暖气团活动和交锋频繁，降水的年际年内变化大。加之地形复杂多样，常有旱、涝、风、雹等气象灾害出现，给农业生产带来一定的影响。

#### 4.1.3 安庆市资源情况

安庆地区处于长江下游平原，支流甚为发育。北岸计有二郎河等 12 条支流，大多与湖泊相串通，从东南向流动，注入长江；南岸计有尧渡河至青通河等 6 条支流，呈南北流向，注入长江。此外，龙泉河、鹰山河向南注入江西省鄱阳湖和太白湖。发源于岳西县境的淠河向北注入淮河，杭埠河向东注入巢湖。

安庆市有各类矿产资源 70 余种，其中非金属矿藏中肥料、建筑材料、化工原料、美术工艺原料等种类储量大，品种全，品质优，为全省之最。安庆市各地均有矿点分布，其中怀宁较多。怀宁金属矿、非金属矿、能源矿等均较丰富。在对 1000 多个矿（床）点、矿化点的普查和详查中发现，境内矿种主要有铜、铁、金、银、钼、铅、锌、钴、镍、铀、硫铁矿、石灰石、大理石、花岗石、重晶石、硅灰石、白云石、红柱石、磷、玻璃石英、石墨、瓷土、硅线石、金红石、蓝晶石、透辉石、透闪石、蛇纹石、烟煤、无烟煤、石煤、泥炭、天然气、矿泉水等。探明储量的主要有铜矿、铁矿、铅锌矿、金矿、银矿、钨钼矿、钴矿、煤矿、石煤、磷矿、硫矿。

安庆地貌丰富多样，总体特征西北部是大别山中低山区，东南部为长江洲圩滩地，中部丘陵起伏，间有低山、湖泊。各类地形构成是：山区面积占 35.69%，丘陵面积占 33.1%，圩区面积占 20.05%，江湖水面占 10.58%，长江外滩占 0.58%。土壤也呈多样化，分属 6 个土纲、12 个土类、25 个亚类、94 个土属、147 个土种。林业用地 52.5 万公顷，森林覆盖率 38.5%，活立木总蓄积量 1244.37 万立方米。在山丘、滩涂和圩畈等多种地形中拥有各类乔灌木 1048 种；年日照时数大部地区正常略偏少。

#### 4.1.4 安庆市经济情况

安庆市初步形成了石油化工、轻纺食品、机械及汽车零部件、商贸流通四大支柱产业，以及农业、文化旅游、建材器械、医药、船舶、航空、电子商务等新兴环保、高科技、服务产业。国务院批复的国家级《皖江城市带承接产业转移示范区规划》中，明确定位：安庆，是全省三大区域中心城市之一、三大产业组团之一、六大交通枢纽之一、现代化历史文化名城，打造带动皖西南、辐射皖赣鄂交界地区的区域中心城市，建设全国重要的石化和轻纺产业基地。2013 年，安庆市以 GDP1500 亿元跻身安徽省前三甲，跨越千亿元，创历史新高。 安庆市内

种植业可分为粮食作物与经济作物两大类，粮食作物有水稻和旱粮作物如麦类、豆类等，经济作物有油料、棉花、茶叶、蚕桑、麻类等。

安庆地区土地总面积为 20420.3 平方公里（折合 3063.02 万亩），其中可利用生产用地为 2239.46 万亩，占土地总面积的 73%（包括耕地、园地、林地、草地、可利用水面），按农业人口平均，每人占有可利用土地 4.08 亩；非农用土地面积为 823.56 万亩，占土地总面积的 27%。区内生物种类繁多，资源丰富，其中栽培农作物品种 520 多个，木本植物品种 800 多个，畜禽品种 20 多个，淡水鱼类 84 种，还有数千种野生动植物。

建国前，在封建社会制度的束缚下，大部分土地为地主阶级占有，农民被剥削，受压迫，进行带有强制性的劳动。同时由于生产方式原始，耕作技术粗放，因而安庆地区的农业十分落后。

1949 年，全区农业总产值只有 3.10 亿元（折新币），粮食总产量仅 54.3 万吨，平均亩产 90.5 公斤；油料总产 1.76 万吨，平均亩产 25.5 公斤；棉花总产 1660 吨，平均亩产 6 公斤。广大农民生活极为贫困，常年处于饥寒交迫之中。

建国后，进行土地改革和生产关系的调整，解放了农业生产力；同时大力推广农业生产技术，不断改善农业生产条件，从而促进了农业生产的发展。39 年来，安庆地区农业发展大体可分为三个阶段：1950~1957 年，粮棉油等种植业产量得到大幅度增长。这一阶段，完成了土地改革，开展了农村互助合作运动，推动了农业生产的发展。1957 年，全区粮食总产 113.65 万吨，比 1949 年增长 109.3%；棉花总产 24.74 万担，增长 645.5%；油料总产 47.9 万担，增长 35.5%。1958~1978 年，农业生产处于长期徘徊局面。这一阶段由于“左”倾错误思想的指导，片面强调生产关系变革，随意改变基本核算单位，推行平均主义，从而导致农业生产多年徘徊不前。20 年间，农业总产值平均年递增速度只有 1.7%。1979~1988 年，农业进入全面发展的新阶段。党的十一届三中全会后，农村普遍推行家庭联产承包责任制。正确执行了“决不放松粮食生产，积极开展多种经营”的生产方针，合理调整农业内部生产结构，从而出现了农林牧副渔各业持续增长、农业经济效益和农产品商品率显著提高的新局面。

1987 年全区粮食总产 213.1 万吨，比 1978 年增长 16.2%，比 1949 年增长 292%；1987 年棉花总产 4.41 万吨，比 1978 年增长 80%，比 1949 年增长 230%；1987 年油料总产 8.64 万吨，比 1978 年增长 116%，比 1949 年增长 400%；1987 年出栏肥猪 146.35 万头，比 1978 年增长 40%，比 1949 年增长 960%；1987 年全区农业总产值为 16.17 亿元，比 1978 年增长 51%，比 1949 年增长 420%；1987 年全区农村人均收入 369 元，比 1978 年增长 338%，净增 284.8 元。另外，农民随着收入增加、消费水平改善，消费质量也有显著提高。农村在社会经济技术和物质方面均具有一定基础，为今后农业发展提供了有利条件。

截至 2009 年，安庆市建立市、县两级粮食储备制度。实施水稻、棉花产业提升行动，粮食总产增长 13.7%，棉花总产增长 52.1%。畜牧渔业推广生态、规模养殖，肉类和水产品总产量分别增长 18.1% 和 18.9%。共培育市级以上农业产业化龙头企业 150 个，其中国家级 4 个、省级 40 个，农民合作经济组织发展到 512 个。农村土地流转加速，规模经营面积超过 100 万亩，集约化水平全省领先。加强农民技能培训和转移就业服务，农民工资性收入占纯收入比重提高到 40%。加大扶贫开发力度，减少贫困人口 54 万。农村基础设施建设进一步加强，建成沿江泵站 14 座，完成中小型病险水库除险加固 41 座，建成“村村通”公路 4533 公里，解决 71.6 万农村人口安全饮水问题，农村沼气发展到 9.18 万户。新农村

示范村镇建设扎实推进，村庄规划整治取得实效。实施退耕还林、长江防护林、血防造林和沿江湿地保护等生态建设工程，森林覆盖率由 34.5% 提高到 36%。

早在东汉年间，境内已有采矿、冶炼、砖瓦、陶瓷、土纸和丝棉织品的生产。唐、宋时期，贵池、宿松等地的冶铜、铁、铅业较发达。李白《秋浦歌》中“炉火照天地，红星乱紫烟”，就是描绘贵池一带冶炼工场的情景。南宋时，造纸业开始兴盛，贵池的白麻纸在唐、宋两代均为贡品。铸钱场所则分布于贵池、怀宁和宿松，以江南永丰监和江北同安监（今铜陵市枞阳县会官镇境内）最享声誉。铁、竹、木农具及生活用具制造的历史也很久远，潜山竹席和竹编在汉代就销往国外。明、清时期，境内缫丝、纺织、酿酒、食品业发展迅速，到民国初年，机织土布已年产数十万米。

安庆工业起步于 1861 年，就囊括了中国近代工业中官办、官督商办和商办 3 种典型形态。清咸丰十一年（1861 年），湘军首领曾国藩在安庆南庄岭一带，创设安庆内军械所，云集了诸如徐寿、华衡芳、李善兰等中国一流的科学家，为中国最早的官办“洋务”之一，开创了近代中国机械工业和造船工业。当年创办的安庆军械所是全国最早的近代机械工业，次年建造了我国第一台蒸气汽机和第一台机动船。安徽的第一座发电厂、第一座自来水厂、第一家电报局、第一个图书馆、第一所大学、第一张报纸都诞生在这里。安庆在安徽最早创办邮政局（1875）、电报局（1875）、电厂（1907）和自来水厂（1910）。光绪三年（1877 年），安徽首家以机器采煤的池州煤矿，为官督商办企业，共经营 14 年。其后，又相继出现 20 多家矿业公司。光绪三十至三十四年，为安庆近代工业发展高潮时期，源长织布公司、万新炼蜡公司等 11 家商办工业陆续开办。20 世纪 20 年代中期及抗日战争以后，安庆工业曾出现短暂的高涨，但很快又复归衰落。

安庆近代工业因政治、经济环境动荡，资本投入重商重利、产业配置脱离本地资源优势，以及近代工业的技术先进性未能充分显现等缘故，故就整体而言，其消沉与兴盛几乎是相伴出现的。抗日战争以后的十几年间，安庆民族工业趋于凋败，经济日渐衰落。1949 年，工业总产值 221.9 万元。

建国以后，国家对私营工业实行委托加工、计划订货和统购包销，对个体手工业采取组织联营、联产联销等办法，促使了区内工业的复苏。到第一个五年计划末的 1957 年，全区工业总产值达 1.16 亿元，比 1949 年增长了 2.1 倍。

1958 年，区内工业管理体制制作第一次大调整，兴建了一批小化肥、小农机、小煤窑、小水泥、小钢铁等“五小”工业。由于“大跃进”时期的政策失误，到“二五”计划末期，工业总产值却降至 9173 万元。后经贯彻中共中央关于“调整、巩固、充实、提高”的方针，到 1965 年，工业总产值又上升为 1.34 亿元。

“文化大革命”的 10 年间，全区工业发展十分缓慢。起初 3 年，工业生产处于全面动乱与停顿状态。直到 1970 年，工业管理体制进行第二次大调整，重新强调发展地、县两级的“五小”工业，故当年实现工业总产值 1.39 亿元，1975 年上升到 2.98 亿元。

中共十一届三中全会以后，全区逐步推行经济体制改革，对工业企业实行整顿和技术改造，扩建和新建一批轻工企业，同时大力发展乡镇企业。1987 年，全区工业企业（包括乡办）共有 2060 个，职工 13.3 万人。当年实现利润总额 8876 万元，其中独立核算的全民、集体所有制和乡镇企业分别为 4700 万元、2749 万元和 1427 万元。

截至 2012 年全年全部工业增加值 592.7 亿元，比上年增长 19.8%。其中，规模以上工业实现增加值 455.1 亿元，增长 21.2%。在规模以上工业中，国有及



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/888000066114007002>