



第三、四合輯

# 氮素工業 經驗交流匯編

蘇聯化學工業部

氮素工業管理局氮素工業研究設計院 編

化學工業出版社

# 氮素工業經驗交流匯編

## 第三、四合輯

蘇聯化學工業部

氮素工業管理局氮素工業研究設計院 編

編輯委員會：

A. И. 魯卡維什尼科夫 (主編)

A. И. 謝輔佐夫 (副主編)

Н. А. 西姆林

Ф. Г. 伊瓦諾夫斯基 (副主編)

A. H. 克列依斯別爾格

上海化工研究院第七研究室 譯

化學工業出版社

氮素工业經驗交流匯編是苏联化学工业部氮素工业管理局国立氮素工业研究設計院收集了世界各国(主要是苏联)氮素工业企业、研究机构的經驗整理匯編而成,在苏联分輯发行。我們鑒于这套匯編內容很好,許多經驗对于我国各氮素工业企业、研究机构,以及与氮素工业有关的化工企业、研究机构有重要的参考价值,因此决定逐輯翻譯出版。

本书为匯編的第三、四合輯,收集了苏联氮素工业企业有关生产的强化、合理化、自动化和生产控制、設備防腐蚀等的經驗和詳述性文章共37篇。

本书可供各氮素工业企业 研究机构及有关部門的技术人員和工人閱讀。

МХП СССР  
ГЛАВАЗОТ ГИАП  
БЮЛЛЕТЕНЬ  
ПО ОБМЕНУ ОПЫТОМ  
В АЗОТНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

№ 3-4

ГОСХИМИЗДАТ(МОСКВА·1957)

氮素工业經驗交流匯編

第三、四合輯

上海化工研究院第七研究室 譯

书号: (內) 302

定价: 0.89元

化学工业出版社(北京安定門外和平北路)出版

北京市特刊出書登記證出字第092號

化学工业出版社印刷厂印刷 内部发行

1960年4月第1版

1960年4月第1版第1次印刷

開本: 850×1168 1/32

字數: 141千字

印張: 5 16/32

印數: 3000

## 目 录

### 生产的强化和合理化

|                     |    |
|---------------------|----|
| 氟化熔合物电炉炉槽的改进 .....  | 5  |
| 二段式一氧化碳变换器的改进 ..... | 8  |
| 空分室生产能力的提高 .....    | 12 |

### 气体的净化

|                             |    |
|-----------------------------|----|
| 硫酸生产废气在无填充物吸收器内的净化 .....    | 16 |
| 用石灰乳吸收亚硝尾气中的氮氧化物 .....      | 20 |
| 制取二氧化碳用膨胀气的接触净化 .....       | 23 |
| 焦炉气分离装置及空气分离装置中的素瓷过滤器 ..... | 28 |

### 合成氨用催化剂

|                       |    |
|-----------------------|----|
| 工业条件下合成氨铁催化剂的还原 ..... | 30 |
|-----------------------|----|

### 氮肥的生产

|                            |    |
|----------------------------|----|
| 在真空蒸发器中利用反应热的中和装置的试验 ..... | 40 |
|----------------------------|----|

### 产品质量的改善

|                             |    |
|-----------------------------|----|
| 降低粒状硝酸铵温度的方法 .....          | 55 |
| 氧化甲醇中的杂质所用高锰酸钾溶液浓度的改变 ..... | 61 |

### 原料及产品损失的减少

|                  |    |
|------------------|----|
| 新型分离器结构 .....    | 66 |
| 供热站排出气热的利用 ..... | 67 |

### 设备的防腐蚀

|                             |    |
|-----------------------------|----|
| 高压管道及总管上垫圈的腐蚀 .....         | 69 |
| 金属的防腐蚀 .....                | 72 |
| 一羟乙基胺(一乙醇胺)洗涤装置设备腐蚀试验 ..... | 76 |

|                       |    |
|-----------------------|----|
| 仪表的防腐蚀 .....          | 78 |
| 直接合成浓硝酸生产中的技术革新 ..... | 80 |
| 烟化塔内表面的防腐蚀 .....      | 83 |

### 生产的自动化和控制

|                                  |     |
|----------------------------------|-----|
| 关于生产自动化的若干问题 .....               | 84  |
| 选取硝酸铵平均试样用的自动取样器 .....           | 87  |
| 新型量尘器 .....                      | 88  |
| 尿素生产废气中氨及尿素的快速测定法 .....          | 94  |
| 铂渣中铑含量的比色测定法 .....               | 96  |
| 缝袋机自动切缝装置 .....                  | 98  |
| 物理化学分析法的应用 .....                 | 100 |
| 污水中苯及氯苯含量的测定 .....               | 102 |
| 水中溶解氧的比色测定法 .....                | 107 |
| 硝酸钙及硝酸铵溶液中硫酸根离子的共同沉淀脱除法 .....    | 112 |
| PDM硝酸铵各组份对基本物质测定的影响 .....        | 123 |
| 石灰石中镁的快速络合滴定法测定 .....            | 124 |
| 合成氨催化剂中 $Al_2O_3$ 含量的容量测定法 ..... | 120 |

### 设备修理

|                       |     |
|-----------------------|-----|
| 设备的集中修理 .....         | 129 |
| 车制高压垫圈球形表面的回轉装置 ..... | 131 |
| 气体压缩机冷却器组的制造 .....    | 134 |

### 述 評

|                 |     |
|-----------------|-----|
| 稀硝酸生产现状 .....   | 137 |
| 甲醇合成过程的强化 ..... | 158 |

## 生产的强化和合理化

### 氟化熔合物电爐爐槽的改进

Л. А. 阿赫納扎羅夫、А. Р. 麥利克-阿加米良

Г. А. 彼特羅夏恩

(基洛瓦坎化學聯合工廠)

基洛瓦坎化学联合工厂使用单相电炉制取氟化熔合物。这种单相电炉是一种锥形炉，上部有悬垂电极，下部电极固定在炉底上(图1)，在接触板7(鑄鉄板)的下部接入八块鋼制母綫(尺寸70×8毫米)，母綫連接在变压器上。接触板四周边緣緊貼炉底。下部碳极5位于炉底上，上面有一层石墨4，作为电炉中导电的坩堝底。

电流通过一系列电阻接触层时要損耗大量电能，因此这样供电不能令人滿意。笨重的鑄鉄板受高温影响而变弯，同时接触元件接头的完整性受到破坏，接触层的电阻亦随之增加，鑄鉄板及焊接在板上的母綫被烧得赤热。結果氟化物炉就不能有节奏地操作。

根据对炉子检查的資料，А. Р. 麥利克-阿加米良、Л. А. 阿赫納扎羅夫、Г. А. 彼特羅夏恩、Г. М. 阿加巴尼亞恩和 С. М. 阿伊瓦賈恩建議修改氟化物炉的結構。

Π形混凝土基脚(图中未示出)用四个耐火砖砌成的砖柱代替。这个措施改善了炉底和触头的冷却，而且也便于检查和修理炉下部通电的各个零件。

以前由几个部分組成的碳极，现在用电阻系数为9~10欧姆·毫米<sup>2</sup>/米的完整石墨电极5(直径300毫米，长1620毫米)代替。电极系垂直安装。

炉底的絕热大大加强了。

改进后的电炉簡图如图2所示。

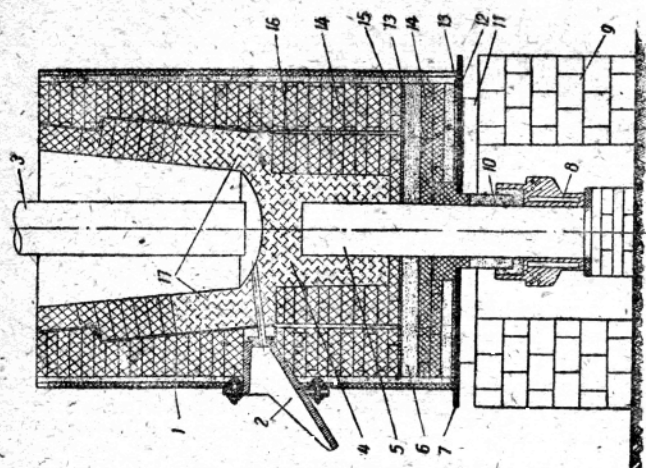


图 2 制取氟化硅化合物的电炉(改进后)

1—炉外壳；2—出口；3—上通电极；4—石墨层；5—下部电极；6—耐火绝热层；7—外壳底；8—电极卡头；9—耐火砖或玄武石砌体；10—绝热套；11—炉架；12—耐火粘土粉；13—石棉；14—耐火粘土砖；15—镁砂层；16—镁砂；17—长方形碳砖

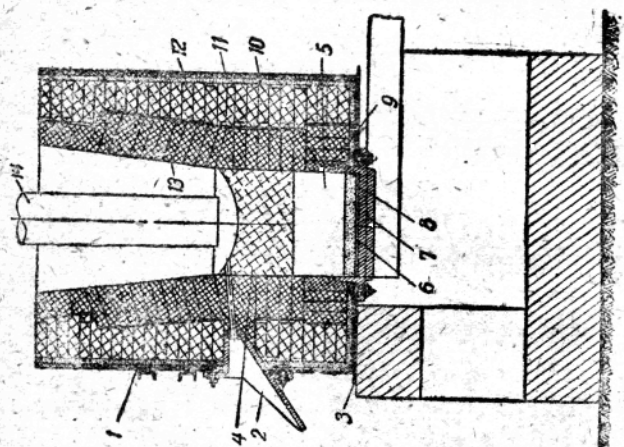


图 1 制取氟化硅化合物的电炉(改进前)

1—炉外壳；2—出口；3—炉外壳底；4—石墨层；5—下部电极；6—石墨粉；7—铜铁板；8—铜板；9—绝热层；10—镁砂；11—石棉；12—耐火粘土砖；13—镁砂；14—上部电极

同时将炉外壳的高度由2010毫米增高到2440毫米。这样可加强炉子上部的热绝缘。

炉底板上焊接直径420毫米、高325毫米、厚2~3毫米的密封环。

密封环的下部凸缘插入接触环的环形空间。严格垂直安装的下部电极5穿过密封环通入炉中，并形成2~3毫米的间隙。下部接触环与密封环之间的空间充填粒度为0.75~1.0毫米的干燥砂，这样便形成砂封，使空气不得透入炉内。因此炉底的热腐蚀现象就停止了。与改进前的炉底温度600°C相比较，底板温度降低到了150°C。离底板5厘米处的冷却空气的温度介于80~90°C。

由于采用各种热绝缘材料，炉底的结构也改变了。兹将这些材料的规格列于下表。

絕熱材料的規格

| 材 料     | 层厚(毫米) | 导热系数<br>$\left(\frac{\text{千卡}}{\text{米} \cdot \text{小时} \cdot ^\circ\text{C}}\right)$ | 热阻力<br>$\left(\frac{\text{米} \cdot \text{小时} \cdot ^\circ\text{C}}{\text{千卡}}\right)$ | 热阻抗<br>倍数 | 各层接头<br>处的温度<br>(°C) |
|---------|--------|----------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------|-----------|----------------------|
| 石墨      | 710    | 45.0                                                                                   | 0.155                                                                                 | 2.82      | —                    |
| 耐火粘土砖   | 65     | 0.82                                                                                   | 0.080                                                                                 | 1.45      | 1345                 |
| 石棉      | 10     | 0.18                                                                                   | 0.055                                                                                 | 1.00      | 1290                 |
| 炭黑      | 100    | 0.082                                                                                  | 1.250                                                                                 | 22.6      | 1260                 |
| 耐火粘土砖   | 130    | 0.82                                                                                   | 0.160                                                                                 | 2.82      | 425                  |
| 磨碎的耐火粘土 | 20     | 0.144                                                                                  | 0.140                                                                                 | 2.54      | 320                  |
| 石棉      | 20     | 0.18                                                                                   | 0.110                                                                                 | 2.00      | 230                  |
| 铁制底板    | 10     | 79.20                                                                                  | —                                                                                     | —         | 150                  |

根据计算确定，炉底炭黑层中的温度降最大。

坩埚高约570毫米的一段用长方形厚碳砖砌面，以防止原来的炉槽结构中所产生的那种炉壁或炉底被液体熔合物烧穿的现象。

改进后电炉的生产能力比原来电炉的生产能力提高了16~17%。

用新的结构来解决单相电炉底部供电问题，可适用于这一类型的各种高温生产(碳化钙、磷等)用电炉。

## 二段式一氧化碳变换器的改进

С. И. 法尔别尔, С. М. 特罗菲莫夫

(奇爾奇克電化聯合工廠)

一氧化碳变换工序用的半水煤气, 可用下列两法制取:

- 1) 用富氧空气气化焦炭;
- 2) 用ГИАП《沸騰》层煤气发生炉气化褐煤。

半水煤气在連續供給蒸汽及富氧空气的情况下制取。

用焦炭及煤制得的半水煤气中, 一氧化碳和氢的含量可能各不相同, 取决于干吹风气中的氧含量, 氧含量保持的范围以保証氮合成时正常所需的氮量为准。

奇尔奇克电化联合工厂的半水煤气中各組分的浓度介于下列范围(以%計):

|                     |       |                    |       |
|---------------------|-------|--------------------|-------|
| $\text{CO}_2$ ..... | 15~18 | $\text{CO}$ .....  | 33~37 |
| $\text{H}_2$ .....  | 32~36 | $\text{N}_2$ ..... | 12~19 |
| $\text{CH}_4$ ..... | 0.5以內 |                    |       |

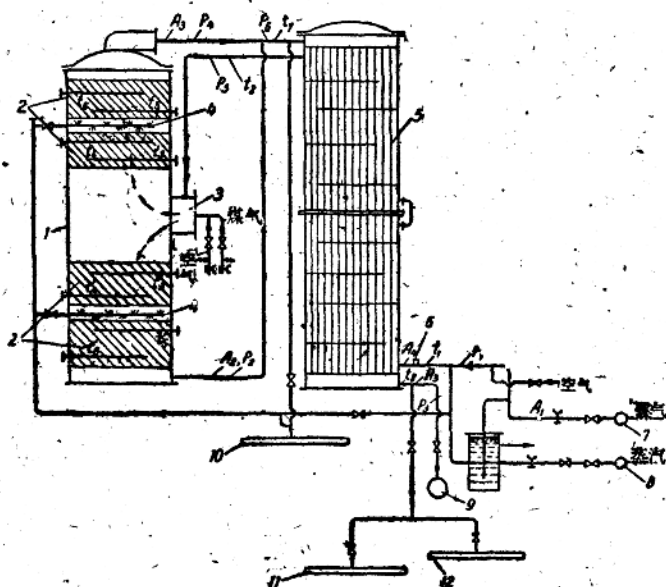
硫化氢含量为0.2毫克/升。

送去一氧化碳变换工序的半水煤气的成分与其他各氮素工厂所得的气体成分大不相同。半水煤气在变换前不进行脫硫。因此可采用高温催化剂, 蒸汽和煤气的比例为2.0~2.5。但由于硫化氢含量偏高, 因而能使催化剂受到显著的中毒, 結果催化剂的活性降低, 机械强度减小而生成許多粉尘。

由于有大量粉尘产生, 且进入变换器的蒸汽-煤气混合气中蒸汽的含量高, 所以在气体的通道中形成了很大的阻力。因此难于提高混合气量, 因为煤气鼓风机所产生的压力不足以克服变换系統的阻力。

要提高蒸汽-煤气混合气量, 必須减小变换系統的阻力, 主要是减小低生产能力的二段式变换器的阻力。为此, 建議改进二段式变换器, 使得既能保持二段式变换工艺的优点, 又能减小变换器的阻力。

改进后的变换系统简图如下所示。



改进后的二段式一氧化碳变换系统简图

- 1—变换器；2—催化剂格板；3—燃烧室；4—通入蒸汽的多孔管；  
5—热交换器；6—检查孔；7—煤气鼓风机压送总管；8和10—蒸汽总管；9—变换气总管；11、12—排气总管；  
 $t_1 \sim t_5$ —温度测量点； $A_1 \sim A_5$ —分析用气体取样点； $P_1 \sim P_6$ —压力测量点

变换器1的中部配置一段式变换器形式的燃烧室3，气体经过燃烧室通入变换器。气体入口上方及下方各安装两块放催化剂的格板2上。板上催化剂层高650~700毫米。

格板之间安装多孔管4，经过多孔管通入蒸汽以便将气体在进入变换器第二段之前进行冷却。

带有花瓣填料及冷凝液供给管的蒸发器已被取消。变换器的直径为3000毫米，高9965毫米。

自压送总管出来的原料气经过管道及阀门（直径800毫米）进入热交换器5的管际空间。自总管出来的蒸汽通过两阀（关闭阀及调

节閥)經支管(直径200毫米)也进入同一管道。

热交换器系管状,其加热表面为 $1775\text{米}^2$ ,直径为2200毫米,高11200毫米,热交换管直径为 $25/2$ 毫米。热交换器由上下两部构成,上半部安置在下半部的上面并用弯管联结。

蒸汽-煤气混合气在热交换器5内被排出的变换气加热到 $400\sim 420^\circ\text{C}$ 后,沿管子(直径800毫米)通过燃烧室3进入变换器1的中部,在这里大致分成两路相等的气流。一路通向上部第一块(按气体行程)催化剂板,另一路则通向下部第一块(按气体行程)催化剂板(变换器的第一段)。自这两块催化剂板上出来的气体(温度 $550\sim 580^\circ\text{C}$ )在通向下两块催化剂板(变换器的第二段)前,用沿总管(直径100毫米)送来的蒸汽冷却。蒸汽排出支管的直径为75毫米。蒸汽总管上安装一只总开关(直径100毫米),而直接在变换器进口处分别在两根支管上安装两只开关(直径各为75毫米)。

蒸汽-煤气混合气在通向下两块催化剂板(按气体行程)前被补充供给的蒸汽冷却到 $480\sim 520^\circ\text{C}$ 。

第二段变换后出来的变换气經支管(直径800毫米)进入一个总管道(直径亦为800毫米),然后沿管道(直径800毫米)通过热交换器的管内空间(气体温度此时已降低到 $180\sim 200^\circ\text{C}$ )再进入总管9(直径1000毫米)。

在热交换器的变换气出口处安装一只关闭閥(直径800毫米)。热交换器的管内空间与两只排气总管11和12相通,其中一只用来在以燃烧室进行变换器升温操作时造成真空。热交换器装有尾部喷射器。

使用燃烧室,可以提高进入变换器的煤气温度。

煤气用鼓风机(管道直径100毫米)送入燃烧室,同时在压送綫路上装有调节阀。空气自稀硝酸車間透平压缩机工段送入燃烧室或用变换工段安装的压缩机压入燃烧室。

为了测量流量,安装了蒸汽-煤气混合气流量计、测量进入热交换器的蒸汽的流量计和测量空气及气体的差示压力計。

温度用两只电位計测量。测温点的分布如图所示。

气体管道各点的压力用单管式水銀压力計或U形水銀压力計测

量。取样及观察过程数据用的各点的位置如工艺流程图所示（见第×頁簡图）。

上述结构变换器的流体阻力不大，若煤气鼓风机压送总管中的最初压力为180~220毫米水银柱，则每小时可通入蒸汽-煤气混合气（蒸汽：煤气=1:1）达15000米<sup>3</sup>，换算成半水煤气为每小时7000~7500米<sup>3</sup>。这时空速每小时达350米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>催化剂·小时。

变换器中装入25~26吨高温铁-镁催化剂。

当半水煤气中一氧化碳的最初浓度等于34~36%时，变换气中残留的一氧化碳含量不超过5%，即介于本工厂所规定的标准的范围内。

兹将变换系统操作的每昼夜平均数据列于下表。

一氧化碳变换系统的操作数据\*

| 蒸汽-<br>煤气混<br>合气量<br>(米 <sup>3</sup> /<br>小时) | 测 温 点 温 度 (°C) |                |                |                |                |                |                 |                 |                 |                 |                |                | 变换<br>气中<br>CO<br>的含<br>量<br>(%) | 变换系<br>统进口<br>处蒸汽<br>与煤<br>气的比<br>例 | 变换<br>率<br>(%) | 飽和<br>温度<br>(°C) |
|-----------------------------------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------------------------|-------------------------------------|----------------|------------------|
|                                               | t <sub>1</sub> | t <sub>2</sub> | t <sub>3</sub> | t <sub>4</sub> | t <sub>5</sub> | t <sub>6</sub> | t <sub>3'</sub> | t <sub>4'</sub> | t <sub>5'</sub> | t <sub>6'</sub> | t <sub>7</sub> | t <sub>8</sub> |                                  |                                     |                |                  |
| 12000                                         | 50             | 470            | 465            | 510            | 490            | 505            | 450             | 517             | 485             | 515             | 505            | 215            | 4                                | 2.3                                 | 87             | 78               |

\* 表中未列出系统中的压力，因为安装时某些测量点用的支管焊接得不好。

可见，变换系统操作时的气量为6500米<sup>3</sup>/小时半水煤气，或12000米<sup>3</sup>/小时蒸汽-煤气混合气（煤气鼓风机后）。但这不是最高的生产能力。有几个月，变换系统操作时的气量为15000米<sup>3</sup>/小时蒸汽-煤气混合气。不过曾经发生了《沸腾》现象，并且上部第一块板（按气体行程）上的催化剂发生了移动，因此后来把系统的最高生产能力限定为12000米<sup>3</sup>/小时。

第一段变换出口处的催化剂层温度（测温点t<sub>4</sub>和t<sub>4'</sub>）保持在510~517°C水平上，而第二段进口前（测温点t<sub>5</sub>和t<sub>5'</sub>）的温度由于通入蒸汽降到490~485°C。第二段变换后（测温点t<sub>6</sub>和t<sub>6'</sub>）出口处的催化剂温度又升高，通过改变催化剂板之间的蒸汽供给量而保持

在505~510°C範圍內。

變換器在上述條件下操作時變換氣中一氧化碳的平均含量為4%，這時蒸汽與煤氣的比例保持在2.3的水平上。

就奇爾奇克電化聯合工廠的條件而言，變換系統的指標良好。

安裝一只新結構變換器並改進其他各二段式變換器後，變換工段的生产能力提高了21%。

## 空分室生產能力的提高

П. А. 莫日阿拉

奇爾奇克電化聯合工廠

本廠對擴大Г-6800空分室生產能力及在制取純氮時提高氧濃度採取了一系列措施。

為了提高氧的含量，將上部分餾塔增高了一節塔圈，而塔板數由原有的36塊增加到45塊。蒸餾液不是按原設計送到第11塊塔板上，而是送至第20塊塔板上。此外，還附帶從第14塊塔板上提取氫餾份。

這個措施使得在制取純氮時能將氧的濃度提高到96~97%。

其次，改變了氫餾份的排出地點，氫餾份的提取在第16塊塔板上進行。這樣氧濃度更增高到97~98%，而氫餾份中氧的含量從60%降到40%。

這種制取高濃度氧的空分室直到現在還在使用。

在提取氫餾份時發生了如何利用排出餾份冷能的問題。排出的氫餾份通到與錯式熱交換器的氮分離段。必要時可轉換氮分離段的開關。為了充分利用氫餾份的冷能，在氧熱交換器前又安裝了一只熱交換器。

在設備內離主外套300毫米的地方安裝了一個屋面鋼板制的副外套，主、副外套之間的空隙中充填礦渣棉。上塔再用以石棉布及礦

渣棉制成的矿棉席保温。这样，便改善了设备的保温情况。

这样保温的空分室使用了五年。但由于保温不完善，发现有冷能损耗，使外套周围冻结。因此就用矿渣棉填塞满整个空分室，结果减少了冷能损耗。

有一个空分室中安装了一只《热路》热交换器以代替《冷路》热交换器。这样便消除了因 $\text{CO}_2$ 进入并冷凝而使空分室阻力增加的可能性。

贯彻这一措施以及下面介绍的其他各个措施，能使设备修理间隔的使用期限从2160小时延长到2880小时。

每个设备上安装了二只乙炔吸附器，以硅胶作吸附剂。二只吸附器轮流操作，每15天更换一次。这样既保证能清除乙炔，又延长了空分室的操作期限，因为吸附器也能吸附一部分油。

操作过程中有吸附器过早断开的现象，这是由于吸附器中采用的各批硅胶因粉碎而提高了阻力之故。因此须研究用铝胶代替硅胶的问题。

目前《热路》热交换器的氮气进口处的管道已改变成使封闭阀可安装在管道上，而不直接安装在热交换器的器体上。这样可以使《热路》热交换器在操作时不必停车而进行修理。

1949年试验了一个上塔压力增至0.75大气压的空分室。

试验表明，氮产量提高了。但由于主要冷凝器中的压力增高，冷能平衡受到一些破坏，结果使生产过程的条件不得稳定。

由于下塔中空气未全部冷凝，部分气体进入上塔，因而下塔蒸发器槽中的液面不能保持一定。高压空气蛇形管是裸露的，所以节流阀前的蛇形管不能冷却。同时，当部分气体随液体从下塔蒸馏釜加入上塔时，便破坏了分馏条件。这种情况常常使氮不纯。

空分室按原流程（排出氩馏份以制取高浓度氧）进行操作时，氮产量每小时要低200米<sup>3</sup>。

表1列出制取高浓度氧时空分室的生产率数据。

为了提高氮产量（操作时排出氩馏份），安装了一根辅助连接管，以便将气态氮从气道（连接主要冷凝器及辅助冷凝器）送入冷路氮气进口线路。这时所获得的氮量增加了，因而补偿了不用这种

空分室按原流程操作的指标

表 1

| 按N <sub>2</sub> 計生<br>产能力<br>(米 <sup>3</sup> /小时) | 压 力 (大气压) |        |        | N <sub>2</sub> 中O <sub>2</sub> 的<br>含 量<br>(厘米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup> ) | 鍺式热交換<br>器中O <sub>2</sub> 的<br>浓度 (%) |
|---------------------------------------------------|-----------|--------|--------|-------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------|
|                                                   | 下 塔 中     | 主要冷凝器中 | 輔助冷凝器中 |                                                                               |                                       |
| 排 出 氫 餾 份                                         |           |        |        |                                                                               |                                       |
| 4309 <sup>4</sup>                                 | 6.2       | 0.62   | 0.62   | 1060                                                                          | 97.5 <sup>4</sup>                     |
| 4309                                              | 6.2       | 0.60   | 0.60   | 875                                                                           | 97.5                                  |
| 4309                                              | 6.2       | 0.60   | 0.60   | 583                                                                           | 97.5                                  |
| 4514                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 583                                                                           | 97.0                                  |
| 4514                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 583                                                                           | 97.2                                  |
| 不 排 出 氫 餾 份                                       |           |        |        |                                                                               |                                       |
| 4560                                              | 5.6       | 0.60   | 0.59   | 474                                                                           | 92.0                                  |
| 4443                                              | 6.0       | 0.65   | 0.63   | 474                                                                           | 93.0                                  |
| 4560                                              | 6.0       | 0.63   | 0.61   | 237                                                                           | 93.5                                  |
| 4560                                              | 6.0       | 0.62   | 0.61   | 248                                                                           | 93.0                                  |

連接管排出氫餾份操作时所产生的氮損耗。与不将主要冷凝器中的气态氮送入冷路的設備操作相比較，用敞式連接管而不排出氫餾份的設備操作时，氮产量增高 300米<sup>3</sup>/小时。茲将空分室的操作指标列于表 2。

用敞式連接管的空分室操作指标

表 2

| 按N <sub>2</sub> 計生<br>产能力<br>(米 <sup>3</sup> /小时) | 压 力 (大气压) |        |        | N <sub>2</sub> 中O <sub>2</sub> 的<br>含 量<br>(厘米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup> ) | 鍺式热交換器<br>中 O <sub>2</sub> 的浓度<br>(%) |
|---------------------------------------------------|-----------|--------|--------|-------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------|
|                                                   | 下塔中       | 主要冷凝器中 | 輔助冷凝器中 |                                                                               |                                       |
| 、排 出 氫 餾 份                                        |           |        |        |                                                                               |                                       |
| 4964                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 821                                                                           | 97.0                                  |
| 4964                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 970                                                                           | 97.3                                  |
| 4964                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 1411                                                                          | 97.1                                  |
| 5168                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 1411                                                                          | 97.0                                  |
| 5075                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 1411                                                                          | 97.0                                  |
| 4964                                              | 6.0       | 0.65   | 0.64   | 1675                                                                          | 97.0                                  |
| 4964                                              | 6.0       | 0.65   | 0.63   | 1100                                                                          | 97.0                                  |
| 4964                                              | 6.0       | 0.65   | 0.63   | 708                                                                           | 96.8                                  |
| 不 排 出 氫 餾 份                                       |           |        |        |                                                                               |                                       |
| 5520                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 1107                                                                          | 95.0                                  |
| 5434                                              | 6.2       | 0.65   | 0.64   | 948                                                                           | 96.5                                  |

空气压缩机的生产能力限制了空分室負載量的提高。为了提高

壓縮机的生产能力，曾把吸入綫路上的空气压力从40毫米水銀柱提高到120毫米水銀柱。这样当壓縮机生产能力为6800米<sup>3</sup>/时，能把空分室的生产能力提高到5400~5500米<sup>3</sup>/小时（每米<sup>3</sup>氮中含氧1000厘米<sup>3</sup>）。因为在大多数情况下全部設備都同时操作，由于缺乏空气鼓风机便不能提高空气压缩机吸入綫路上的压力。这时无需使用連接管了。

过去，氧以人工（用桶盛）排出；现在在輔助冷凝器底板的水平上安裝了一只总管，将氧排出。

空分室按原流程操作时，上下塔填充物的淨截面被設備內生成的碳酸盐堵塞。用水及二氯乙烷洗滌設備，虽然設備上的油能完全洗去，但仍不能得到应有的效果。由于設備先用水洗滌，然后用二氯乙烷洗滌，所以被油蒙盖的盐类不能溶解于水，而且用二氯乙烷洗滌后亦不能除去。

空分室采用如下洗滌方法时获得了良好效果。将塔放置成傾臥状态，这样液体便不会从溢流管流出。然后再将下塔填料浸入槽中并用溫水（溫度75~80°C）洗滌。将上塔接管用盲板封住，然后依次用水、二氯乙烷，然后再用2%醋酸或蚁酸溶液、溫水、冷水洗滌全塔，最后又用二氯乙烷洗滌以彻底清除水蒸汽以防止銅被氧化。

由于采取了上述各項措施，Г-6800空分室的生产能力达每小时4500~4800标准米<sup>3</sup>氮。

根据使用深冷設備的长期經驗，可得出如下結論：Г-6800空分室的操作条件极其稳定。但生产能力不足是这种空分室的一个缺点。

本文作者正在研究用环状塔板代替现有网状塔板的方法并拟定高压空气輸送流程。打算将高压空气不送至第7块塔板上，而送入蒸发器槽中，蒸餾液則送到上塔的第14块塔板上。

采取这一措施，空分室的生产能力至少可提高15%，同时氧浓度亦可提高。这样既能提高氮的提取率，又可提高設備出口处氮的純度。

## 氣体的淨化

### 硫酸生产廢气在无填充物吸收器內的淨化

H. A. 哥耳德别尔格 (氮素工业研究設計院)

M. И. 卡捷契次 (微尔诺列什化工厂)

H. A. 哥耳德别尔格提出的清除塔式法硫酸生产廢气中酸雾、酸沫以及氮氧化物的方法, 已进行了中間試驗。

根据此法, 廢气在《圆盘-噴嘴》型无填充物臥式吸收器內用中和这种气体的方法进行淨化。

为了驗証本法, 設計、安装并試驗了中間試驗裝置 (图 1)。該裝置試用了碳酸鈉、苛性鈉、石灰乳、浓硫酸及氨水 (尿素生产廢料) 等吸收溶液。

吸收溶液在带有攪拌器 8 的鋼制貯槽 4 中制备, 制妥后用离心泵 6 送入收集槽 3。再用离心泵 7 从收集槽 3 送入薄膜式吸收器 1 的各个噴嘴中。气体就在該吸收器內进行淨化。

薄膜式 (无填充物) 吸收器安装成具有不大的傾斜度, 借此使吸收溶液能自动流过液封进入收集槽 3, 然后再用离心泵 7 送往吸收器 1 的各个噴嘴。塔酸車間的廢气从气体行程上最后一只塔的烟道中排出后, 通过旋风分离器 5, 在器 5 中应捕收硫酸雾沫, 接着气体便进入薄膜式吸收器。

为了防止吸收溶液的雾沫被带入大气, 将淨化后的气体通过一只与吸收器直接连接的鋼制雾沫分离器 2。雾沫分离器內衬两层聚异丁烯板。分离器中捕收的液体流入收集槽 3。

薄膜式吸收器系焊接的臥式圆柱形裝置 (直径 620 毫米, 长 6250 毫米), 用 Cr-3 鋼板制成, 內衬两层聚异丁烯板, 有 12 个孔, 孔盖上共装有 24 只噴嘴。噴嘴的結構如图 2 所示。孔盖上焊接管 2 和加强肋 8。管 2 下部焊接两只磨光的噴嘴 5 和底板 9。每只噴嘴