

中华人民共和国化学工业部

设计标准

烧碱节能设计技术规定

HGJ5-86

(试行)

1987 北京

目 录

1	总 则	(81)
2	单位综合能耗指标	(81)
3	主要工序能耗指标	(83)
3.1	电解工序能耗指标	(83)
3.2	蒸发工序能耗指标	(83)
3.3	固碱工序能耗指标	(84)
4	主要工序节能技术措施	(85)
4.1	电解工序节能技术措施	(85)
4.2	蒸发工序节能技术措施	(86)
4.3	固碱工序节能技术措施	(86)
4.4	供配电及电解整流装置节能措施	(87)
	编制说明	(91)

中华人民共和国化学工业部

设计标准

烧碱节能设计技术规定

HGJ5-86

(试行)

1987 北京

说 明

《烧碱节能设计技术规定》是化工部批准颁布试行的设计标准。本规定的内容包括：总则；单位综合能耗指标；主要工序能耗指标；主要工序节能技术措施等。

本规定适用于隔膜电解法生产烧碱企业的新建、扩建、改建的工程设计。本规定附有编制说明，在编制说明中收集了国内一些大、中型企业在能耗方面的数据和指标，便于使用人员更好地理解 and 执行本规定。

本规定由中国成都化工工程公司编制。编制人为肖芳荣、葛远琴、王如翼、赵光霞、张子南同志，校核人为肖芳荣、徐维生、王德乔、谢春珪同志，审核人为何曰瑞、罗蜀生、施予祖、李裕升同志，审定人为兰士燿同志。

化工部 设计标准		烧碱节能设计技术规定 (试行)		设计标准 HGJ5-86	
主编	中国成都化工工程公司	批准	化学工业部 试行日期	1987年1月	第1页 共10页

1 总 则

1.1 本规定适用于隔膜电解法生产烧碱企业的新建、改建、扩建工程设计。

1.2 新建(含大中型改、扩建)项目设计的能耗应尽量达到本规定的第一级能耗指标,不得高于本规定的第二级能耗指标;一般改、扩建设计的能耗可采用第二级能耗指标,采用第三级能耗指标应经上级部门批准。

1.3 设计应采用节约能源的新工艺、新技术、高效设备,不得采用落后的工艺、设备和国家已淘汰的机电产品。

1.4 在保证合理的工艺和最佳经济效益的条件下,应注意改善能源结构,合理并充分利用能源。

1.5 设计中应设能耗检测仪表,提高自控水平,加强计量管理。

1.6 设计除按本规定执行外,尚应遵守国家颁发的节能规定和上级有关规定。

2 单位综合能耗指标

2.1 烧碱单位综合能耗包括烧碱生产的工艺系统、辅助生产系统,附属生产系统的能耗之和,不包括用于生活的能耗。

2.2 烧碱辅助生产系统、附属生产系统包括电槽修理、隔膜吸附、阳极组装、炭板加工、阳极片制作、石棉绒回收、电槽管理组、车间维修、车间分析、车间办公室、车间休息室、更衣室。

2.3 烧碱生产工艺系统能耗计算范围:从进入化盐桶一级皮带运输机算起,包括盐水、整流、电解、蒸发、固碱至成品包装入库止的所有工艺、设备所消耗的电解用交流电、动力电、蒸汽、水、压缩空气、油、煤等的消耗,不包括氯氢处理、自两烧碱制纯碱、冷冻法脱芒、蒸汽伴管的能耗。

2.4 计算公式

2.4.1 烧碱单位综合能耗

烧碱单位综合能耗(吨标煤/吨100%碱)

$$= \frac{\text{成品各种能的总耗量(标煤)}}{100\% \text{ 烧碱产量(入库量)}}$$

2.4.2 各类能源折算成标准煤的规定数值

各类能源折算成标准煤的规定数值

表 1

名 称	计算单位	平均低位发热量 千焦耳 (千卡)	标准煤 (公斤)
重 油	公斤	4.1868×10^4 (1×10^4)	1.429
焦 炭	公斤	28470.24 (6800)	0.971
交 流 电	千瓦 小时	11840.27 (2828)	0.404
蒸汽4~10公斤/厘米 ²	公斤	3768.12 (900)	0.129
新 鲜 水	吨	2512.08 (600)	0.086
软 化 水	吨	11235.12 (3400)	0.486
除 氧 水	吨	28470.24 (6800)	0.971
压缩空气6公斤/厘米 ² 以下	标米 ³	1172.30 (280)	0.030

注：上表来源于（84）化化工司字第22号《关于试行烧碱、电石产品综合能源计算办法的通知》。

2.5 烧碱单位综合能耗

液碱单位综合能耗表

单位：吨标煤/吨100%碱

表 2

液 碱 名 称	一 级		二 级				三 级			
	金属阳极		石墨阳极		金属阳极		石墨阳极		金属阳极	
	D = 1500安/米 ²		D = 800安/米 ²		D = 1500安/米 ²		D = 800安/米 ²		D = 1500安/米 ²	
	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂
30%液碱 (折100%NaOH)	—	—	1.60	1.60	1.60	1.60	1.72	1.72	1.72	1.72
42%液碱 (折100%NaOH)	—	—	1.68	1.71	1.68	1.71	1.78	1.81	1.78	1.81
50%液碱 (折100%NaOH)	1.55	—	1.70	—	1.70	—	—	—	—	—

固碱单位综合能耗表

单位: 吨标煤/吨 100% 碱

表 3

生 产 方 法	一 级		二 级				三 级			
	金属阳极		石墨阳极		金属阳极		石墨阳极		金属阳极	
	D = 1500安/米 ²		D = 800安/米 ²		D = 1500安/米 ²		D = 800安/米 ²		D = 1500安/米 ²	
	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂	大型厂	中型厂
膜式固碱	1.80	1.83	2.01	2.11	2.01	2.11	2.21	2.24	2.21	2.24
大锅固碱	—	—	2.12	2.14	2.12	2.14	2.23	2.26	2.23	2.26

3 主要工序能耗指标

3.1 电解工序能耗指标

3.1.1 直流电耗指标应低于下表数值。

直 流 电 耗 表

表 4

项 目		电 流 密 度 安/米 ²	耗 直 流 电 千瓦小时/吨碱
大 中 型	金 属 阳 极	第一级	1500
		第二级	1500
		第三级	1500
	石 墨 阳 极	第一级	—
		第二级	800
		第三级	800

3.2 蒸发工序能耗指标

3.2.1 30% (折100% NaOH) 液碱能耗指标

30%液碱能耗指标 (三效顺流)

表 5

级 别	生产用水 吨/吨 100%碱	动 力 电 千瓦小时/吨 100%碱	蒸 汽 吨/吨 100%碱
第一级	—	—	—
第二级	156	60 (65)	3.0
第三级	156	70 (75)	3.5

注: ①真空系统水温差8°C。

③蒸汽压力≥6公斤/厘米²表压。

②电解液NaOH120克/升, 80°C。

④() 内值为部分强制循环流程动力电耗。

第 4 页共 10 页

HGJ5-86

3.2.2 42% (折100% NaOH) 液碱能耗指标

42% 液碱能耗指标 (三效顺流部分强制循环)

表 6

级 别	生产用水 吨/吨 100%碱	动力电 千瓦时/吨 100%碱	蒸 汽 吨/吨 100%碱
第一级	—	—	—
第二级	192	80	3.6
第三级	192	99	4.2

注: ①真空系统水温差3°C。

②电解液NaOH120克/升, 80°C。

③蒸汽压力≥7公斤/厘米²表压。

3.2.3 50% (折100% NaOH) 液碱能耗指标

50% 液碱能耗指标 (三效逆流)

表 7

级 别	生产用水 吨/吨 100%碱	动力电 千瓦时/吨 100%碱	蒸 汽 吨/吨 100%碱
第一级	190	50	2.9
第二级	230	100	3.5
第三级	—	—	—

注: 蒸汽压力≥9公斤/厘米²表压。

3.3 固碱工序能耗指标

3.3.1 膜式法固碱能耗指标

膜式固碱能耗指标

表 8

级 别	生产用水 吨/吨 100%碱	动力电 千瓦时/吨 100%碱	蒸 汽 吨/吨 100%碱	燃 料 千焦耳/吨 100%碱 (千卡/吨 100%碱)
第一级	83.57	74.5	0.177	4.396×10^6 (1.05×10^6)
第二级	50	60	0.20	6.167×10^6 (1.473×10^6)
第三级	70	70	1.00	6.573×10^6 (1.57×10^6)

3.3.2 大锅法固碱能耗指标

大 钢 固 碱 能 耗 指 标

表 9

级 别	生产用水 吨/吨 100%碱	动力电 千瓦时/吨 100%碱	蒸 汽 吨/吨 100%碱	燃 料 千焦耳/吨100%碱 (千卡/吨100%碱)
第一级	—	—	—	—
第二级	5	8.25	0.1	10.676×10^6 (2.55×10^6)
第三级	5	8.25	0.1	11.577×10^6 (2.765×10^6)

4 主要工序节能技术措施

4.1 电解工序节能技术措施

4.1.1 降低槽电压

(1) 大型厂采用阳极电位低并可在高电流密度下操作的金属阳极电槽。

(2) 改进电槽结构，缩小极间距。石棉隔膜极间距控制在8.5毫米左右；改性隔膜极间距小于6.5毫米。

4.1.2 提高电流效率

电流效率指标如下：

电 流 效 率 表

表 10

级 别	金 属 阳 极	石 墨 阳 极
第一级	96%	
第二级	94%	96%
第三级	92%	95%

(1) 采用酸性盐水电解，使电流效率达到94~96%；

(2) 控制电解液中NaOH浓度在120~135克/升；

(3) 提高一次盐水质量，NaCl浓度在315克/升以上，Ca⁺⁺+Mg⁺⁺总量在8毫克/升以下。

4.1.3 选择合理的槽型

新建大、中型氯碱厂应根据烧碱规模、电槽价格、整流设备价格、整流效率、经济电流密度等因素选择电槽型号（即电槽阳极面积），投资要省，效率要高。

4.1.4 其他

(1) 加强电槽保温，使电槽温度控制在90℃左右，以提高电流效率和降低槽电压。

(2) 为了节能和改善操作条件，不宜露天布置电槽。

4.2 蒸发工序节能技术措施

4.2.1 30%碱采用三效顺流流程。

4.2.2 42%碱采用三效顺流部分强制循环的流程。

4.2.3 50%碱采用三效逆流一次闪蒸强制循环的流程。

4.2.4 其它

(1) 冷凝水的利用:

顺流中,一效冷凝水先预热电解液后,可用于其它工序进行间接换热,最后回锅炉房回收。二效冷凝水预热电解液后,送贮槽与三效冷凝液一起用于洗罐和送盐工序利用。

逆流中一效冷凝水去预热一效进料液后,再进行一次闪蒸,然后可用于其它工序间接换热再回锅炉房回收。二效冷凝水预热二效的进料液并进行闪蒸。

(2) 提高真空度:

顺流采用效率高的喷射式冷凝器,控制下水温度不超过 40°C ;逆流要求真空度 $\geq 670\text{mmHg}$ 柱,采用二级蒸汽喷射泵。

(3) 减少热损失:

①电解液直接进料,采用电解液冷回流。

②采用连续生产。

③加强设备、管道保温。

4.3 固碱工序节能技术措施

4.3.1 膜式法二段浓缩工艺

采用预浓缩器和最终浓缩器二段浓缩工艺,有条件的厂应将最终浓缩器产生的二次蒸汽用于预浓缩器的加热,取代新蒸汽,达到较好的节能效果。

4.3.2 膜式法三段浓缩工艺

有条件的厂可采用预浓缩器和最终浓缩器并带有闪蒸蒸发器的三段浓缩工艺,达到更佳的节能效果。

4.3.3 带预热锅的大锅法工艺

选用大锅法生产固碱时,必须采用带预热锅的大锅法工艺,能使部分烟道气的余热得到利用。

4.3.4 其它

(1) 提高工业炉的热效率,进一步改进工业炉的结构。条件成熟时应采用无间隙盘管式熔盐加热炉。应采用烟道气预热助燃空气,进一步降低排烟温度。

(2) 冷凝水的综合利用。预浓缩器的蒸汽冷凝水或二次蒸汽冷凝水回收综合利用。

(3) 降低熔盐操作温度。载热体熔盐操作温度应控制在 $430\sim 450^{\circ}\text{C}$,不高于

450°C。

4.4 供、配电及电解整流装置节能措施

4.4.1 供、配电

(1) 由电网供电的整流装置，宜采用供电电压受电，电源由电网直接引至整流装置，以减少变压层次和变电设备重复容量及电力损耗。但对110千伏以上的系统，需经技术经济比较后确定整流变压器的一次侧电压。

(2) 由本厂热电站供电的大型整流所应尽可能靠近热电站，可采用发电机母线电压或整流装置电压等级受电，但要验算整流装置产生的谐波对发电机的影响。

(3) 大、中型烧碱厂的整流装置在运行条件下当其功率因数低于0.9时，宜在每台整流装置回路上装设电容器，补偿后的功率因数应在0.9以上，可减少网侧的损耗。

(4) 应计算网络内各次谐波电流、电压的有效值，检查是否超过《电力系统谐波管理暂行规定》(SD126-84)，否则应增加整流相数，必要时可增设滤波装置。

①在订购大型变压器时，应对变压器在任何运行条件下所产生的3次谐波电流分量有严格的限制。

②电容器按需要串联电容器容量6%的电抗器，防止整流装置产生的谐波电流侵入。

⑤为了加强经济核算，搞好能源计量与管理，应按照最小经济核算单位装设监测计量仪表。

4.4.2 电解整流装置

(1) 整流变压器的阀侧电压不宜留有余量。整流电流的余量要根据装置的可靠性、经济负荷率来决定。应通过技术经济比较说明理由。

(2) 整流装置的效率指标分三级，各级根据直流电压不同如下表11。

整 流 装 置 效 率 表

表11

额定电压 (伏)	200	400	500以上
第一级效率 (%)	96.2~97.4	97.2~98.2	97.5~98.6
第二级效率 (%)	93.5~95.0	95.0~96.0	96.0~97.0
第三级效率 (%)	91.0~92.0	92.0~93.0	93.0~94.0

注：

①第一级效率不包括直流母线损失，第二、三级效率包括直流母线损失。

②单机电流在25千安以下时取上限，50千安以上取下限。

③装置受电电压在35千伏以下取上限，110千伏以上下限。

④装置效率计算和测定法按GB3859-83标准执行。

⑤第一、二、三级效率指标为装置满载时效率，未达到满载时可以提高。

(3) 整流装置在订货时必须同制造厂签订技术协议, 节能要求如下:

① 整流装置效率应不低于表12的要求。

整流装置出厂考核效率表

表12

额定电压 (伏)	200	400	500以上
效率 (%)	94.0~96.5	95.5~97.0	96.5~97.5

注: 范围定同表11注②、③两款。应考虑在合理提高价格的条件下提高整流效率。

② 当直流电流在30千安容量在8000千伏安以上时, 整流变压器阀侧母线应由箱壁出线; 当直流电流在12500安以上时, 采用母排同相逆并联排列方式, 外加不导磁或磁路不成闭路的防护罩。

③ 每个整流支路只能采用一个整流元件, 故应采用高反峰电压整流元件代替两个串联的反峰电压较低的整流元件; 尽量采用大容量元件, 增加元件电流安全裕量, 以减少元件正向压降损耗。

④ 每个整流臂上各并联元件的正向压降尽可能一致, 可减少元件和均流电阻器的损耗。快速熔断器的性能仅作为隔离损坏元件之用。通过加大快速熔断器的额定电流, 可减少它本身的电阻损耗。

(4) 当整流机组采用有载调压时, 调压下限不宜低于50%。如试车投产有困难时建议临时增加一台无载自耦调压器, 待电槽全部投产后再将此台无载自耦调压器拆除或选用一台可控硅整流器作为电解槽第一次投产和细调用。

(5) 一般情况下整流装置尽量采用调压、变压、整流三者合成一体的整流装置。阀侧母线长度不应超过1.0~2.0米。整流所应紧靠电解车间, 尽量缩短直流母线长度。

(6) 通过技术经济比较和可靠性的检验, 首先在较小容量的整流装置逐步推广使用可控硅整流器。

(7) 必须重视有载开关的制造质量, 在有载开关质量能得到保证的条件下, 饱和电抗器的细调范围不得超过有载调压变压器的2~3级调压幅度, 并不大于额定电压的10%。

(8) 阀侧母线必须尽可能远离铁磁物质, 母线周围支架的温升不得超过20°C。

(9) 大、中型整流装置必须装设稳流系统, 使直流总电流在正常运行条件下波动幅度不超过整定值的±1%。

(10) 交、直流母线的截面积应首先根据计算的经济电流密度来选择, 在选定母线尺寸后再用允许电流公式加以校验。

(11) 交、直流母线的连接应尽量采用焊接, 并严格检查焊接质量。如用螺栓连接时, 接触面的电流密度不超过下表13的规定。

各种接触面规定的电流密度表

表13

接触面材料	电流密度, 安/厘米 ²
铜-铜	0.1~0.15
铝-铝	0.07
铜-铝	0.08~0.10
铜-黄铜	0.05

注: 电气设备的接线端子通常是铜或黄铜制作, 其接触面积是按与铜母线连接计算, 如果与铝母线连接, 则尽可能采用铜铝过渡板, 或可在接触表面涂电力脂。

(12) 整流所用电量, 应有精度较高的下列交、直流计量装置, 以便考核生产中各项电耗指标。

(a) 电源进线侧一般应装设:

①交流三相有功电度表: 小型烧碱厂如月用电量小于一百万千瓦小时, 要求精度不低于1.0级, 互感器精度不低于0.5级; 大、中型整流所必须采用精度不低于0.5级的电度表和0.2级的互感器(如设计时不能解决0.2级互感器的货源时, 可用0.5级的互感器来代替)。

②交流三相无功电度表: 精度不低于2.0级的电度表。

③大型厂的每回进线上应装设最大需量表, 并宜装设多回路总加的最大需量表。

(b) 直流侧一般应装设:

①直流电压小时表, 综合精度为0.5~1.0级。

②直流电流小时表、瓦特小时表, 综合精度为0.2~0.5级。

③采用节能型一次传感器代替直流互感器, 可以减少测量装置的电能损耗。

附录: 经济电流密度的公式为:

$$i = \sqrt{\frac{r \left(C_2 \left[1 + m' \left(\frac{T}{2} + \frac{1}{2} \right) \right] - C_3 \right) \times 10^6}{\rho \times C_1 \times T \times 8.40}} \quad (\text{安/厘米}^2)$$

式中:

i —电流密度(安/厘米²);

r —母线比重;

C_1 —电费(元/千瓦小时);

C_2 —母线设备费(元/吨);

C_3 —母线残值(元/吨), 系指母线在偿还年限后的价格;

ρ —电线电阻率(欧·厘米);

T—偿还年限（年），

m'—年利率。

烧碱节能设计技术规定 (试行)

HGJ5-86

编 制 说 明

1 总 则

1.1 本规定仅用于隔膜法电解生产烧碱,在目前的三种生产方法中,我国隔膜法占90%,水银法占7%,苛化法占3%。后两种生产方法在国内外趋于被淘汰状态,今后不会再建大厂。而离子交换膜法正在发展之中,国内正在建厂,第二、三级指标尚待生产后落实,故本规定只是隔膜法的能耗指标。

1.2 关于第一、二、三级的分类

级别分类如下:

第一级:国际七十年代末,八十年代初的先进水平。

第二级:国内七十年代末,八十年代初的先进水平。

第三级:国内七十年代末,八十年代初的平均先进水平。

第一级按1979年山东引进装置以及出国考察、设计联络等收集到的指标,第二级为1984年国内先进设计、先进生产厂(大、中型厂)的报表和查定的指标,第三级为1984年度国内中、小型厂的平均先进指标。

关于大、中、小规模的分划,按化工部(78)化基字第89号“转发国家计委、国家建委、财政部《关于试行加强基本建设管理几个规定的通知》的函执行:

大型:3万吨/年以上

中型:0.75~3万吨/年

小型:0.75万吨/年以下

虽然我们认为是划分的规模偏小,但为了和上级领导机关有关文件一致,故仍按上述规模划分大、中型标准。

1.4 合理利用能源,充分利用余热。在设计中注意蒸汽冷凝水的余热充分利用。

1.5 加强能耗计量检测,改变分摊现象。提高自动化水平,加强技术管理,以降低能耗。

目前各厂计量仪表不全,能耗分摊。自动化水平比较低。

1.6 本规定与国家及上级规定、规范有矛盾时,以国家和上级规定、规范为准。

2 单位综合能耗指标

2.5 在烧碱单位综合能耗中,主要为电解用交流电和蒸汽,其余部分所占比例

较小，所以，综合能耗采用下列简化公式计算。

$$W = w\varphi$$

式中：

W—烧碱单位综合能耗（吨标煤/吨产品）；

w—电解用交流电（折标煤）与各工序蒸汽总量（折标煤）之和，（吨标煤/吨产品）；

φ —系数，一般为1.04~1.065，计算取1.06为宜。

1985年1~8月天津化工厂生产42%（折100%NaOH）液碱的 φ 值。

月	1	2	3	4	5	6	7	8
φ	1.07	1.07	1.06	1.05	1.04	1.04	1.04	1.04

1984年5~12月大沽化工厂生产42%液碱的 φ 值

月	5	6	7	8	9	10	11	12
φ	1.04	1.05	1.04	1.04	1.06	1.05	1.06	1.06

天津化工厂、大沽化工厂动力电消耗都低于130度/吨碱，水耗都低于110吨/

吨碱。

3 主要工序能耗指标

3.1 电解工序能耗指标

3.1.1 直流电耗

$$\text{直流电计算公式：} W = \frac{V \times 1000}{E_a \times \eta} \text{ (千瓦小时/吨碱)}$$

式中： E_a —电化当量为1.492克/安培小时；

η —阴极电流效率（金属阳极，其 η 为94~95%；石墨阳极 η 为96%左右）；

V—槽电压（伏）。

根据国务院关于节约用电指令中规定烧碱直流电耗不超过2450千瓦小时/吨碱，并考虑到碱损失，电解工序的直流电耗，本规定中第三级指标定为2402千瓦小时。

3.2 蒸发工序能耗指标

3.2.1 30%（折100%）液碱能耗指标

(1) 根据1985年9月全国部分氯碱企业蒸发技术改造交流会上南通农药厂的资料，计算出大气冷凝器用水量为117吨/吨100%NaOH（电解液浓度NaOH11.5%），根据无锡电化厂的资料计算出大气冷凝器用水量为127吨/吨100%NaOH（电解液浓度123克/升）。按照以上水耗数据分析，电解液浓度在120克/升时，8℃温差的用水量取130吨/吨碱，冷却碱需用水26吨/吨碱（因未收集到现场数据，取烟台氯碱厂的设计冷却用水的设计值

2.6吨/吨100% NaOH)，定30% NaOH的水耗为156吨/吨100% NaOH。

(2) 根据上海天原化工厂1983年3月份测定时的用电量，估出约为40千瓦小时/吨碱；南通农药厂的电耗为70千瓦小时/吨100% NaOH；无锡电化厂的电耗为58.85千瓦小时/吨100% NaOH（有两台循环泵）；烟台氯碱厂蒸发的设计值为68千瓦小时/吨100% NaOH。所以三级电耗取值为70千瓦小时/吨100% NaOH，二级电耗取值为60千瓦小时/吨100% NaOH。

(3) 下表为全国部分氯碱企业蒸发技术改造交流会上各厂报表中汽耗的情况。

厂名	产 量 吨/年 (折100% NaOH)	蒸 发 器 型 式	汽 耗 吨/吨 100% NaOH
沧州市化工厂	15000	列 文	3.5
上海电化厂	162000	列 文	3.8
岳阳石油化工总厂环氧树脂厂	18000	列 文	3.7~4
哈尔滨化工二厂	20000	列 文	3.6
常州化工厂	33000	列 文	3.5
无锡市电化厂	20000	列 文	3.2
徐州市烧碱厂	5000	悬 筐	3.5
清江农药厂	8500	悬 筐	4.4
无锡县电化厂	6500	法 筐	3.2
扬州农药厂	10000	悬 筐	3.4
上海天原化工厂	100000	悬 筐	2.608*
湖南资江农药厂	7500	标 准	4.4~4.6
郑州农药厂	5000	标 准	4.5
四川省自贡市张家坝副盐化工厂	6500	标 准	6
四川邻水烧碱厂	3000	标 准	5.36
南通农药厂	20000	标 准	3.3

* 上海天原化工厂的数据为1983年3月测定数据（电解液浓度NaOH 137.3克/升，79.3°C）

从上表分析确定，生产30%液碱时第三级汽耗定为3.5吨/吨100% NaOH，第二级汽耗定为3吨/吨100% NaOH。

3.2.2 42%（折100%）液碱能耗指标

(1) 水耗根据佳木斯化工厂蒸发设计的结果，按8°C温差需171.3吨/吨100% NaOH，其它冷却水按宜宾化工厂蒸发设计的水量为29°C的水20吨/吨100% NaOH，所以把第二级、第三级水耗定为192吨/吨100% NaOH。

(2) 动力电耗（不包括脱芒的动力电耗）根据合肥化工厂蒸发设计为79千瓦小时/吨100% NaOH（年产量3万吨100% NaOH），规定第二级动力电耗为80千瓦小

时/吨100% NaOH。第三级的厂一般生产规模较小，考虑小功率的泵效率较低，动力电耗定为90千瓦时/吨100% NaOH

(9) 汽耗：下表为全国部分氯碱企业在蒸发技术改造交流会上提供的汽耗情况。

厂名	产量 吨/年 (折100%NaOH)	蒸发器 型式	汽耗 吨/吨100%NaOH
沧州市化工厂	15000		4
吉林电石厂	30000	列文	3.2~3.5
上海电化厂	150000	列文	4.24*

* 为1985年1月~8月的45% NaOH平均汽耗。

近期设计的三套生产42% NaOH的三效顺流的汽耗：宜宾化工厂3.55吨汽/吨100% NaOH（电解液浓度120克/升）；合肥化工厂3.5吨汽/吨100% NaOH（电解液浓度125克/升）；佳木斯化工厂3.6吨/吨100% NaOH（电解液浓度 NaOH120克/升）。

从以上数据分析，第二级汽耗取为3.6吨/吨100 NaOH，第三级汽耗取为4吨/吨100% NaOH。

3.2.3 50%（折100%）液碱能耗指标

(1) 水耗

根据衢州化工厂35000吨/年三效逆流蒸发设计的水耗数据226.3吨/吨100% NaOH，定第二级的水耗为230吨/吨100% NaOH。

第一级是根据国外360吨/日三效逆流的物料表资料，在上水温度为32.2℃，下水温度为40.5℃时，水耗约为167吨/吨100% NaOH。现考虑我们是8℃温差，另外真空度有时达不到和泵的密封还要冷却水等，因此取水耗为190吨/吨100% NaOH。

(2) 动力电耗（不包括脱芒的动力电耗）

鉴于衢化的设计值为92千瓦时/吨100% NaOH，沈阳化工厂三效逆流蒸发鉴定报告的数据为108千瓦时/吨100% NaOH，所以第二级取100千瓦时/吨100% NaOH。

据1979年氯碱技术考察总结介绍，四效逆流的动力电耗为44千瓦时/吨100% NaOH，三效逆流的动力电耗为38千瓦时/吨100% NaOH；山东谈判时伍德公司介绍四效逆流的电耗为60千瓦时/吨100% NaOH，后来直接由虎克公司做的柴仑巴式的四效逆流，在初步设计中的动力电耗指标为53.6千瓦时/吨100% NaOH。考虑考察时的指标总要偏低些，所以第一级的动力电耗取50千瓦时/吨100% NaOH。

(3) 汽耗

根据循化三效逆流蒸发设计的汽耗为3.5吨汽/吨100% NaOH, 把它定为第二级的汽耗指标。

根据山东谈判的介绍、氯碱技术考察总结和设计联络总结, 三效逆流蒸发的汽耗为2.4~3.6吨/吨100% NaOH。其中钟渊化学-高砂工业所的一组数据(电解液温度为2~85℃)如下:

电解液浓度(NaOH) 蒸汽消耗定额

140克/升 2.75吨/吨100% NaOH

125克/升 2.85吨/吨100% NaOH

120克/升 2.9吨/吨100% NaOH

因为能耗指标的设定电解液浓度为120克/升, 温度为80℃, 所以第一级汽耗取为2.9吨/吨100% NaOH。

3.3 固碱工序能耗指标

3.3.1 膜式法固碱能耗指标

膜式法固碱能耗指标表

工厂名称	生产规模 吨/年	工艺路线	水耗 吨/吨 100%固碱	电耗 千瓦时/ 吨100%固碱	汽耗 吨/吨 100%固碱	燃料消耗 千焦耳/吨100%固碱 (千卡/吨100%固碱)
上海电化厂	5000	二段浓缩(二次 蒸汽未利用)	60	56	1	7.369×10^6 (1.76×10^6)
南京化工厂	3000	二段浓缩(二次 蒸汽未利用)	40	54	1	5.945×10^6 (1.42×10^6)
广州化工厂	2500	二段浓缩(二次 蒸汽未利用)	48	50	1	5.577×10^6 (1.332×10^6)
宜宾化工厂	10000	二段浓缩(二次 蒸汽未利用)	72	70	1.5	6.942×10^6 (1.658×10^6)

根据上表统计资料, 膜式法固碱能耗指标由于目前国内生产规模都偏小, 二次蒸汽又未利用, 所以第三级定为: 6.573×10^6 千焦耳/吨100%固碱。当生产规模大于3万吨/年时, 二次蒸汽应加以利用, 此时汽耗为0.2吨/吨100%固碱, 燃料消耗可降至 6.167×10^6 千焦耳(1.473×10^6 大卡), 故第二级定为 6.167×10^6 千焦耳/吨100%固碱。第一级定为 4.396×10^6 千焦耳/吨100%固碱, 是根据山东省齐鲁石化总厂从瑞士 Bertrams 公司引进的粒碱装置消耗定额为依据。

3.3.2 大锅法固碱能耗指标

工厂名称	生产规模 吨/年	工艺 路线	水耗 吨/吨 100%固碱	电耗 千瓦时/ 吨100%固碱	汽耗 吨/吨 100%固碱	燃料消耗 千焦耳/吨100%固碱 (千卡/吨100%固碱)
长寿化工厂	10000	带顶热锅 1对1	1.5	3	0.6	9.211×10^6 (2.2×10^6)
北京化工二厂	4400	带顶热锅 1对2				12.31×10^6 (2.94×10^6)

比较3.3.1和3.3.2条后,可以看出同级的膜式法比大锅法约省24公斤/吨标煤。大、中型固碱装置采用膜式法后,投资约增加30~40%,经计算每节约一吨标煤投资费用小于300元,可在4~5年内(静态)回收,所以推荐采用膜式法。

4. 主要工序节能技术措施

4.1 电解工序节能技术措施

4.1.1 降低槽电压及经济电流密度的选择

槽电压是影响电解槽直流电耗的主要因素之一。当电流效率为96%时,槽电压每升降0.1伏,影响电耗69.8千瓦时/吨碱。从槽电压和电流密度的关系式($V = a + K_1$)看出,槽电压随着电流密度的降低而降低,而电耗又是随槽电压的降低而降低。所以使槽电压维持在正常状态,是节能措施的一大关键。

有关企业的槽电压

厂名	平均槽压(伏)	厂名	平均槽压(伏)
上海天原厂 (1万吨/年)	(金) 3.2~3.3 $D = 16.8 \text{安/分米}^2$	无极化工厂 (2万吨/年)	(石) 3.145 $D = 7.95 \text{安/分米}^2$
上海电化厂 (15万吨/年)	(石) 3.25~3.3 $D = 8.1 \text{安/分米}^2$ (金) 3.2 $D = 14.8 \text{安/分米}^2$	南京化工厂 (3万吨/年)	(石) 3.2 $D = 7.6 \text{安/分米}^2$
沈阳化工厂 (75万吨/年)	(金) 3.1~3.2 $D = 13.88 \text{安/分米}^2$ (石) 3.26 $D = 7.82 \text{安/分米}^2$		

综合上述,可将大、中型氯碱厂电解槽电压定为:

金属阳极电解槽, $D = 15 \text{安/分米}^2$ 时,槽电压3.3伏;

石墨阳极电解槽, $D = 8 \text{安/分米}^2$ 时,槽电压3.4伏。

(1) 采用金属阳极电解槽,可以降低槽电压。

a. 氯气在金属阳极放电过电压低:在隔膜槽中电流密度为1550安/米²时,氯在金属阳极上的放电过电压为0.02伏,而在石墨阳极上的放电过电压为0.33伏。

b. 金属阳极电解槽电流密度比石墨阳极高1~1.5倍(金属阳极电解槽一般电流密度为15~17安/分米²,石墨阳极电解槽一般电流密度为8安/分米²),因而金属阳极电槽单槽产量大,宜在大型厂推广应用。

c. 金属阳极隔膜电解槽隔膜寿命比石墨阳极的隔膜寿命长, 因石墨阳极“腐蚀”堵塞隔膜, 见附表:

单 位	阳 极 名 称	隔膜寿命(月)
上海天原化工厂	金属阳极	6~10
北京化工二厂	金属阳极	10
大沽化工厂	金属阳极	10
广州化工厂	金属阳极	12
常州化工厂		9~10
沈阳化工厂	金属阳极	9
沈阳化工厂	石墨阳极	4
无锡电化厂	石墨阳极	6
大沽化工厂	石墨阳极	3
广州化工厂	石墨阳极	4
衢州化工厂	石墨阳极	3.5
常州化工厂	石墨阳极	3
青岛化工厂	石墨阳极	3

从上表看出, 石墨阳极隔膜寿命一般为3~6个月, 而金属阳极寿命可达9~10个月。另外金属阳极形状不变, 寿命长, 所以金属阳极槽开工率高。

(2) 缩小极间距可以降低槽电压。

阴、阳极间距是影响槽电压的因素之一。据上海天原化工厂报导: 电流密度13安/分米²时, 极距从8毫米增大至11毫米, 槽电压上升约0.1伏左右。但是, 在普通石棉隔膜的情况下, 极距过小时石棉溶胀。尤其是金属阳极在高电流密度下运转, 氯气大量逸出, 使隔膜易于脱落。另外, 极距小时, 对极片的垂直度、平整度要求也随之提高。所以, 在改性隔膜未过关前, 极距宜控制在8.5毫米左右。电压降按下式计算, 式中盐水比电阻 $\rho = 1.59$ 。设极距缩小前为2.0厘米, 缩小后为1.5厘米, d 为距离, A 设为50400厘米², I 为电流7100安, 则缩小前电压降为:

$$V_1 = 1.59 \times \frac{2.0}{50400} \times 7100 = 0.448 \text{ (伏)}$$

缩小后电压降为:

$$V_2 = 1.59 \times \frac{1.5}{50400} \times 7100 = 0.336 \text{ (伏)}$$

由此看出，缩小极距后电压降低：

$$V = V_1 - V_2 = 0.448 - 0.336 = 0.112 \text{ (伏)}$$

目前，我国石墨阳极槽阴、阳极间距一般是10毫米左右（南京化工厂9~11毫米，上海电化厂10毫米左右；无锡电化厂8~12毫米左右），金属阳极30-I、II、III型阴、阳极间距一般为8~9毫米。

(3) 经济电流密度的选择，必须考虑多方面因素。经济电流密度关系式：

$$D_{\text{经}} = \sqrt{\frac{G}{0.7198m \cdot n \cdot s \cdot K}} \text{ (安/分米}^2\text{)}$$

式中：G—固定费用（包括设备折旧费、维修费等），元/月；

m—交流电价（元/千瓦小时）；

n—电槽数（台）；

s—电槽阳极面积（分米²）；

K—电压梯度（伏·分米²/安）。

由上式看出：

a. 上式中G为与投资有关的折旧费用，而 $\frac{G}{s \cdot n}$ 表示单位阳极面积折旧费及其它固定费，当其值越小时，经济电流密度也越小，这样才有利于降低能耗和成本，反之，在电槽造价高的情况下，在比较高的电流密度下运转比较经济，也就是说电流密度和电槽投资成正比。

b. 电流密度和电压梯度K值及交流电费m成反比。也就是说电流密度和槽电压成正比，如果电流密度越高，槽电压就越高，直流电耗也越高。

对于金属阳极电解槽，国外由于其电槽性能比较好，电费较低，大多数电解烧碱厂的电流密度在20安/分米²以上，因为采用较高电流密度可获得更多利润，提高投资利润率。目前，国内大多数电解烧碱厂的电流密度都偏低，据上海天原化工厂分析：电价在0.07元/千瓦小时的条件下，16安/分米²可以看作是最佳电流密度；电流密度在15~17安/分米²范围内，单位成本相差极微，此可视为目前最低成本电流密度区。

根据上海电化厂运转分析（氯碱工业，1980第4期28页）：

石墨阳极槽在不同电流密度下运转成本（实际成本369.08元）

电流密度 (千安/米 ²)	固定费用 (元/吨)	分摊费用 (元/吨)	电费 (元/吨)	合计 (元/吨)	成本升降 (±元/吨)
0.7	145.35	52.25	169.41	367.01	-2.07
0.8	145.35	45.76	175.02	366.13	-2.95
0.9	145.35	40.54	180.63	366.62	-2.46
1.0	145.35	36.57	186.24	368.16	-0.92
1.1	145.35	33.25	191.85	370.45	±1.37
1.2	145.35	30.48	197.46	373.29	+4.21
1.3	145.35	28.13	203.07	376.55	+7.47

金属阳极电解槽在不同电流密度下运转成本 (实际成本369.08元)

电流密度 (千安/米 ²)	固定费用 (元/吨)	分摊费用		电费 (元/吨)	合计 (元/吨)	成本升降 (±元/吨)
		费用(元/吨)	折旧提成 (元/吨)			
1.0	131.16	29.22	51.04	165.02	376.44	+7.36
1.1	131.16	25.56	46.40	169.19	373.31	+4.23
1.2	131.16	24.35	42.53	173.35	371.39	+2.31
1.3	131.16	22.48	39.26	177.52	370.42	+1.34
1.4	131.16	20.87	36.46	181.69	370.18	+1.1
1.5	131.16	19.48	34.03	185.83	370.53	+1.45
1.6	131.16	18.26	31.1	190.03	371.35	+2.27
1.7	131.16	17.19	30.02	194.20	372.57	+3.49
1.8	131.16	16.24	28.36	198.37	374.13	+5.05
2.0	131.16	14.61	25.52	205.78	378.07	+8.99
2.5	131.16	11.69	20.42	227.43	389.90	+21.82

注：①固定费用包括盐、精制剂、水、动力电等费用；

②分摊费用中的折旧一项包括分摊的设备经费、工资、企业管理费。

从上面数据分析：石墨阳极最佳电流密度为800安/米²左右，金属阳极电解槽的最佳电流密度为1500安/米²左右。

4.1.2 电流效率是表示电解槽内部反应多少的一个指标。阳极上的副反应很复杂，绝大部分是 $[\text{OH}]^-$ 由阴极向阳极迁移，对于石墨阳极来说，阳极气体中 CO_2 是由于 $[\text{OH}]^-$ 大量扩散到阳极放电而生成氧腐蚀石墨形成。以过去天原-16型测定为例：阳极气体中 CO_2 含量每升高1%，电流效率降低2%；当 CO_2 含量达2%时，电流效率不能保持在95%。

目前国内大、中型氯碱厂电流效率数据举例如下：

单 位	产 量	阳极名称	电流效率%	时 间
无锡电化厂	2万吨	石 墨	95.5	1985年上半年平均
南京化工厂	2万吨	石 墨	96.72	
上海电化厂	15万吨	石 墨	95~96	
上海电化厂	15万吨	金 属	90	
上海天原厂	10万吨	金 属	90.84	
沈阳化工厂	9万吨	石 墨	97.85	
沈阳化工厂	9万吨	金 属	96.5	

从上面数据可以看出，石墨阳极电流效率能达到要求，金属阳极由于阳极涂层和盐水质量问题电流效率普遍较低。

电流效率还与槽温有关，槽温高不但可以提高电流效率，而且可以降低槽电压。但槽温太高使氯中 CO_2 等气体含量增加，电流效率反而下降，甚至导致电槽不能正常运转。天化曾对石墨阳极电解槽作过试验。数据如下：

槽号	1°		
槽温，℃	93	88	82
氯中 $\text{CO}_2 + \text{O}_2 + \text{CO}$ (%)	1.44	1.24	1.21
槽号	2°		
槽温，℃	85	81	78
氯中 $\text{CO}_2 + \text{O}_2 + \text{CO}$ (%)	1.08	1.04	0.97

当槽温过高，由于石墨阳极碳板腐蚀严重而影响隔膜与碳板的寿命，所以槽温应控制在一定的范围之内。

(1) 通过隔膜来的阴极液(NaOH)，有减少阳极液酸度的趋势，而在阳极上和阳极液中有些过程则有增加的趋势。因此就会建立一定的pH值，当阳极液pH值小于4时，电流效率可保持在97%左右，pH值接近4时，电流效率开始下降。当pH值在4.6时，电流效率不能保持在95%，这是由于当 $\text{pH} < 4$ 时，阳极液副反应少。当 $\text{pH} > 4$ 时，电流用来生成氧、氯酸盐而使电流效率下降，所以，如果进槽盐水为偏酸性，有利于提高电流效率。目前国内大多数厂家都用碱性盐水（主要是材质问题），但国外进槽盐水都采用酸性盐水。

沈阳化工厂曾用 $\text{pH} 3 \sim 4$ 的酸性盐水进行电解生产试验。加酸后由于减少阳极副反应，氯气纯度提高1%， CO_2 含量约降低30~35%，含氧约降低30~50%，延长石墨阳极寿命约二个月，节电20千瓦小时/吨碱，对金属阳极可以使氯中含氧降低到1%以下，提高碱浓度10~15克/升，节约蒸发用汽0.2~0.5吨/吨碱。

(2) 控制电解液浓度在最佳状态，能保持高电流效率。上海天原化工厂曾有过报导（石墨阳极）：当氢氧化钠浓度在120~135克/升时，电流效率为97~96.5%；氢氧化钠浓度超过135克/升时，电流效率有显著下降趋势。这是由于隔膜逐渐被堵塞，渗透率下降，氢氧化钠浓度增大后就发生氢氧化钠与游离次氯酸的中和作用及 OH^- 的放电现象，结果使电流效率下降。另外，电解液浓度升高， OH^- 迁移量增加，氯中含氧增加，对金属阳极寿命会造成不良影响。同时电解液的浓度高低对蒸发工序汽耗也有很大影响，所以必须选择最佳电解液浓度。生产厂中，电解液浓度一般控制如下：

单 位	电解液中 NaOH (克/升)
上海天原化工厂 (金)	130.8
上海电化厂 (金)	122~132
上海电化厂 (石)	117~128
南京化工厂 (石)	124~125
无锡电化厂 (石)	124.5
沈阳化工厂 (金)	132
(石)	120

(3) 盐水质量对电解的电流效率和槽电压影响很大, 提高进电槽盐水质量, 可以减少电解副反应, 并提高电流效率, 提高阳极液中NaCl浓度, 能使阳极附近的Cl⁻浓度升高, 而抑制电解副反应。在稀NaCl溶液中, 会使氯在溶液中的溶解度增大, 以致提高了次氯酸的平衡浓度, 这样使ClO⁻放电。同时在稀的氯化物溶液中, 移向阳极室去的碱增加了, 因而把更多的电流消耗于OH⁻放电, 造成电流效率下降。

实际生产中, 盐水NaCl浓度一般都超过315克/升, 如附表:

单 位	进电槽盐水NaCl浓度 (克/升)
上海天原化工厂	318~319
上海电化厂	315~320
南京化工厂	317~321
沈阳北工厂	315
无锡电化厂	315

氯化钠溶液中钙、镁杂质的存在, 影响了电解槽的有效运转, 其氢氧化物堵塞隔膜, 电解液浓度上升使电流效率下降, 所以必须把好质量关, 确保合格盐水进槽。

4.1.3 关于槽型选择

增大电槽容量, 有利于技术管理, 减少环境污染, 改善劳动条件, 电槽数量少, 使电解厂房、电槽维修费用降低, 而且因在相同产量情况下, 一台大槽比两台小电槽散热少, 有利于降低能耗。另一方面, 第一类导体电压降 = 电流密度 × 电阻率 × 导体长度, 故大容量电槽的一类导体电压降较小, 使电耗有所降低。

目前国内石墨阳极电解槽主要系列有8、10、16、21、24、32米²几种; 金属阳极电解槽主要系列有16、30-I、30-II、30-III几种。

电槽型号的选择应根据规模大小, 电槽和整流设备的价格、电槽经济电流密度来选择, 使投资省、效率高。老厂改造要根据已有的设备情况, 作好经济分析, 选择合理的槽型。

4.1.4 其它

(1) 加强电槽保温是提高电流效率、电压效率的重要措施之一。提高电解温度可降低氯的溶解度, 增加阳极液中NaCl的浓度。因为温度增加使氯气带走水蒸气量增加, 有利于阳极反应。天津化工厂在降低槽温试验时, 发现在降低槽温过程中, 槽电压逐渐上升。

槽 号	1 °			2 °			3 °		
槽 温, °C	93	88	82	85	81	78	81	78	71
槽电压 (伏)	4.35	4.39	4.45	3.71	3.50	3.91	3.71	3.81	3.89

曾有试验说明,同一电槽保温前后电压相差0.1~0.2伏,也就是说加了保温措施后,可降低槽电压0.1~0.2伏,因而电槽不宜露天布置。

实际生产中,电槽温度一般均保持在90℃左右。

(2) 加强断电措施,也是电解生产中节能和降低成本的一大关键。由于漏电使电能造成损失,降低了电流效率,且给设备带来了腐蚀危害。电解生产中,尤其是金属阳极电解槽,随着电流密度的增加,断电措施更为重要。天津化工厂曾有报导,当电流密度为8.2安/分米²时,120个电槽总漏电为0.25安,而当电流密度提高到13.7安/分米²时,总漏电电流就增加到1.25安。

4.2 蒸发工序节能技术措施

4.2.1 生产30%碱推荐采用三效顺流流程。下面对双效和三效顺流作比较(汽耗按南通农药厂的数据,水耗根据上海天原的数据,并在同等条件下按10℃温差比较后得出的差值。动力电耗是根据多一台三效采盐泵估算的)。

项 目	双 效	三 效	差 值*
蒸汽,吨/吨100%NaOH	4.3	3.3	-1
水,吨/吨100%NaOH	104.749	99.289	-5.46
动力电,千瓦小时/吨100%NaOH			+1.975
折标煤,公斤标煤/吨100%NaOH			-128.7

*表示三效用量的增减量。

一套3500吨/年的装置三效比双效需增加的投资为10万元左右。

$$10\text{万元} / (0.1287 \times 3500) = 222\text{元} \cdot \text{年} / \text{吨标煤} < 280\text{元}^*$$

注:化学工业部局文件【85】化基改字第466号规定,每年节约一吨标煤,增加投资一般应小于280~300元(投资回收一般按4~5年静态回收)。

根据以上分析,生产30%碱采用三效顺流流程是合理的。

4.2.2 生产42%碱推荐采用三效顺流部分强制循环的流程。下面对双效、三效四体、三效顺流作比较(双效、三效顺流的数据按吉林电石厂的;三效四体的汽耗按原大沽化工厂的最低数据;水耗按三万吨复用设计和佳木斯工厂的设计数据换算成8℃温差)。

项 目	双 效	三 效	差 值
蒸汽,吨/吨100%NaOH	4.7	3.4	-1.3
水,吨/吨100%NaOH	129	90	-39
动力,千瓦小时/吨100%NaOH			+27
折标煤,公斤标煤/吨100%NaOH			-159

项 目	三效四体	三 效	差 值
蒸汽,吨/吨100%NaOH	4.2	3.4	-0.8
水,吨/吨100%NaOH	190	185.4	-4.6
动力电,千瓦小时/吨100%NaOH			+32.4
折标煤,公斤标煤/吨100%NaOH			-94.77

三效比双效在3500吨/年产量的厂要增加投资7万元。 $7\text{万元} / (0.159 \times 3500) = 126\text{元} \cdot \text{年} / \text{吨标煤} < 280 \sim 300\text{元}$ 。

由于三效四体不仅要增加设备、管道、阀门等，而且操作复杂，所以生产42%碱在几种流程中比较起来，采用三效顺流部分强制循环的流程是合理的。

4.2.3 生产50%碱，推荐采用三效逆流一次闪蒸强制循环的流程。据资料介绍，柴伦巴三效逆流蒸发的汽耗为2.60~3.00吨/吨100%NaOH，斯文森蒸发三效逆流汽耗为3.0~3.5吨/吨100%NaOH，可以看出逆流汽耗低。另外，逆流流程生产强度大，50%的的碱浓度大，粘度大，沸点升高也大，用顺流生产很困难。所以生产50%的碱推荐采用逆流流程。目前国内的烧碱厂产量一般都在20万吨/年以内，再加上设备、材料费高，所以，一般只推荐采用三效逆流而不用四效逆流。

4.2.4 其它

(1) 顺流中一般考虑一效的冷凝水去预热电解液(进2°预热器)后还可以到其它工序进行间接换热，最终回锅炉房。二效的冷凝水去预热电解液(进1°预热器)后进贮槽，并与三效的冷凝水混合可以供洗碱和盐水工序使用。一般一、二效冷凝水预热电解液可以回收热量约1012426.8千焦耳/吨100%NaOH(241814大卡/吨100%NaOH)，折成汽可省0.496吨汽/吨100%NaOH。

逆流中一效冷凝水预热进料回收热量668468.67千焦耳/吨100%NaOH(159661大卡/吨100%NaOH)，然后闪蒸回收热量210198.3千焦耳/吨100%NaOH(50205大卡/吨100%NaOH)，二效预热器回收热量203926.5千焦耳/吨100%NaOH(48707大卡/吨100%NaOH)，然后闪蒸回收热量101513.2千焦耳/吨100%NaOH(24246大卡/吨100%NaOH)，四项共回收热量1184106.5千焦耳/吨100%NaOH(282819大卡/吨100%NaOH)，折合后少耗汽578公斤汽/吨100%NaOH。

(2) 提高真空度，主要是提高生产强度，但也能降低一些汽耗，真空每提高10mm Hg柱，约节汽2.9公斤/吨100%NaOH。

(3) 减少热损失

a. 直接加入蒸发器的电解液温度约80℃，在贮槽中贮存后温度下降到约40℃，此两温度下热量差1304154.7千焦耳/吨100%NaOH(311492大卡/吨100%NaOH)，直接进料可节省约636公斤汽/吨100%NaOH。

采用电解液冷回流，取消电解液预热循环槽，减少了热损失，改善了环境，电解液

泵也不会气蚀了。

b. 连续生产，采用多位自控调节阀，做到连续进料，连续过料，连续出料。这样既可以减少设备、管道、阀门的结疤和结盐，也减少了洗水量，稳定了生产。另外生产连续后泵的功率也可比间断生产时小，从而降低了电耗。

上海天原化工厂改进操作，做到勤进料，每次少进料，勤过料，每次少过料，勤出料，每次少出料，使总的洗罐等洗水从占需蒸发水量的16%减少到9.1%。通过计算可节约蒸汽148公斤/吨100% NaOH。

c. 加强保温，减少散热损失，降低汽耗。根据上海天原化工厂的“烧碱蒸发设备散热损失测定和改进”中的数据，加强保温前散热量占供热量的1.65%，加强保温后降到0.656%，折算为每吨烧碱可节约蒸汽29.97公斤。

4.3 固碱工序节能技术措施

4.3.1 膜式法浓缩工艺

45%或50%的原料碱液先经预浓缩器用生蒸汽或最终浓缩器的二次蒸汽加热，将碱液浓缩至60%左右，然后再经最终浓缩器用430℃左右的高温熔盐作载热体，将碱液进一步浓缩至合格成品碱。最终浓缩器的二次蒸汽如被利用，可节省蒸汽约0.8吨/吨100%固碱，即标煤103.2公斤/吨100%固碱。投资约增加15~20%，但比较后在大、中型装置里每节约一吨标煤，投资可小于280元。所以在大型固碱装置设计中，应采用二次蒸汽利用的工艺。中型装置有条件的可以采用，小型装置不推荐采用。

二段浓缩的能耗指标比一段浓缩节省10~15%，投资变化不大，所以任何规模都不应采用一段浓缩工艺。

4.3.2 膜式法三段浓缩工艺

流程前面部分同4.3.1条，最终浓缩器出来的熔融碱，由于出碱温度高，在一定的真空下减温、减压造成闪蒸而进一步浓缩达到合格品，能耗指标比4.3.1条更低，但基建投资就有所增加，所以，在大型固碱装置推荐采用。齐鲁石化总厂引进的粒碱装置就是采用本工艺，燃料消耗仅为 4.396×10^6 千焦耳/吨100%固碱（ 1.05×10^6 大卡/吨100%固碱），是当前世界上先进的固碱能耗指标。

4.3.3 带预热锅的大锅法工艺

利用熬碱锅烟道气的余热来加热预热锅中的原料碱液，使部分余热得以利用，这比不变预热锅时的燃料消耗降低了约 1.758×10^6 千焦耳/吨100%固碱，即60公斤标煤。根据计算，大、中、小型带预热锅的大锅法，每节约1吨标煤，投资均小于280元。所以，在今后采用大锅法生产固碱的装置中，必须带有一对一的预热锅。

4.3.4 其它

(1) 提高工业炉的热效率。瑞士Bertrams公司采用的无间隙盘管式熔盐加热炉的热效率可高达84~93%。国内目前加工有困难，今后条件成熟时应广泛采用。国内结构较好的熔盐炉热效率仅为60~70%，结构的改进将是节能的关键。烟道气的余热应利用

来预热助燃空气，排烟温度应降至300℃左右，也是提高炉子热效率的一个重要措施。例如山东齐鲁石化总厂引进的粒碱装置的炉子热效率为84%时，燃料消耗为 4.396×10^6 千焦耳/吨100%固碱（ 1.05×10^6 大卡/吨100%固碱）。如果热效率降至70%，要多消耗约30公斤标煤/吨100%固碱。

(2) 冷凝水的综合利用：预浓缩器的蒸汽冷凝水约有800公斤/吨100%固碱，温度100℃左右，可以回锅炉房统一利用。二次蒸汽的冷凝水因含有微量碱，可以送到蒸发、盐水等工序综合利用。

(3) 降低熔盐操作温度。载热体熔盐的操作温度应严格控制在430℃左右，不能高于450℃。由于被加热的熔盐温度越高，加热炉的能耗也就上升，另外高于450℃熔盐分解对设备、管道腐蚀严重，寿命明显降低，也就提高了对材质的要求，从而使投资增加。

4.4 供配电及电解整流装置节能措施

4.4.1 供配电

(1) 日本大、中型烧碱厂进入整流所的电压等级为66、75千伏；美国进入整流所的电压等级为138、230千伏，经降压到35、138千伏后送到整流装置，我国为66、35、10千伏。现在企业杜绝跑、冒、滴、漏后，环境条件逐年有所改善，为110、220千伏深入到整流所创造了条件。

(2) 由于整流所是烧碱厂的主要负荷，因此要求整流所尽可能靠近热电站，但由于热电站的煤灰和产品碱，以及电解车间的氯气等有被污染的可能，因此，两者还需要保持一段适当的距离。

上海某厂靠近地区热电厂，部分整流设备采用发电机母线电压（10千伏）受电，部分整流设备采用35千伏电压受电，减少了供配电线路和变压损耗。

(3) 整流装置如受电电压超过10千伏时，如有需要设置补偿电容器时，则宜在整流变压器内设第三线圈，第三线圈电压为6千伏，供补偿电容器用。如受电电压在10千伏及以下时，电容器组可直接接在本台整流装置进线的高压开关柜的出线侧。

(4) 计算整流装置网侧母线和网络内有电容器的各点，校验其谐波电流是否超过暂行规定。

a. 某些整流变压器由于安装点的系统电压超过变压器的额定电压，或者由于制造厂设计原因使系统产生较大的三次谐波电流，因此在订货时应引起重视。

b. 电容器串联6%的电抗器后可以防止5次以上的谐波电流进入电容器。避免使电容器过载后损坏。国外整流装置网络内的电容器回路都串有电抗器，国内由于谐波电流侵入电容器造成电容器损坏的事例很多，因此应串联电抗器以防止损坏电容器。

(5) 现在各烧碱厂除了电解整流装置有单独计量外，其它车间的动力用电有的没有按产品用电装设电度表，采用分摊方式，因此，各产品的耗电定额并不准确，今后设计应根据产品设电度表计量。

现在各厂为了提高整流效率和直流供电的可靠性,采用低负荷率多台整流装置并列运行,因此,最大需量表成为各厂必不可少的计量装置。

4.4.2 电解整流装置

(1) 以往设计往往由于整流装置的电压有系列化的要求,而电槽规格很少,数量由于设计规模而限制在一定范围之内,同时往往要求留有发展的余地。运行时的效率就大大小于装置效率的额定值,因此必须强调:

整流装置电压应等于电槽系列运行电压,不留有余地。将来要发展时在阀侧增设串联升压变压器升压(最好还是发展另一系列)。

要求整流变压器制造厂根据电槽运行直流电压的要求设置阀侧电压,打破系列化的束缚,在大型整流装置尤其要注意这种要求。

当整流效率较低时,这一要求也更为严格。

(2) 第一级效率指标是根据意大利FRIEM公司80年代初的“HIGH-POWER SILICON RECTIFIERS FOR ELECTRO-CHEMICAL PLANTS”论文中图24求得,这数据和SIEMENS BBC公司1979年的水平相仿。

第二级效率指标是指国内先进厂八十年代初能达到的水平,如国内二十二个重点烧碱厂大部分都能达到的水平。

第三级效率指标是指国内中小型生产厂目前能达到的水平。

(3) 整流装置订货时签订技术协议的节能要求如下:

产品可根据装置效率、质量而有不同的价格,订货者可根据静态4~5年回收期进行方案比较。

直流电流30千安时阀侧电流达7千安(设阀侧为双桥并联,由两个角形组成,每个角形六根出线),这时阀侧母线电流使周围的铁磁物质产生很大的涡流和磁滞损失。因此,必须采用同相逆并联方式使母线组周围磁场互相抵消,使周围铁磁物质的损失得到消除,同时要求在箱壁用母排出线,可缩短阀侧母排长度和增加出线导体的截面积。

(4) 因为调压器容量和调压范围成正比,调压器的损耗和调压器的容量成正比,也就是和调压范围成正比。因此,不论采用何种调压方式,均应有此限制。本规定限制调压范围最小值不得小于额定电压的50%。对一般新建厂,投产时因分批投入电槽,而整流装置即使降压后仍存在着整流电压太高的困难。因此,建议临时增加一台空载自耦调压器,调压器的抽头和分批投入电槽的电压相匹配。待电槽全部达产后即可拆除这台临时增加的调压器,今后改良隔膜试验成功后,即可一次装满电槽全部达产,不需另装调压器。

(5) 全国较大的几家整流器厂(西整、上整、北变)均能制造户外型三合一整流装置。目前国内很多旧整流所的厂房仍沿用原水银整流器的厂房,这类整流所的最大缺点是阀侧母线过长,不少新建的整流所(硅整流)也存在这类问题。当前,金属阳极初步推广后,整流装置的单机容量迅速增加,阀侧母线的损耗和阻抗成为影响整流效率和功率因数不可忽视的因素。国外六十年代末就开始推广三合一装置,我国现已具备这种条

件，因此也应推广这类先进装置。

由于考虑到整流柜在寒冷地区室外型有困难，因此对三合一装置整流柜采用室内型的允许侧母线长度不应大于2.0米，室外型的不大于1.0米。

(6) 国外在1975年后化工电解用整流器逐步推广可控硅整流器。由于可控硅整流器的效率比二极管的约高0.3%，可靠率达到 10^6 小时/次，和电动机相同，停电检修时间也比有载开关的检修时间短。国内由于制造厂生产的可控硅整流器一般维修复杂，可靠性太差，尤其是控制设备，不能适用于化工厂有腐蚀性气体的场所，必须加以改进。

(7) 国内以往生产的有载开关在质量上存在着不少问题，生产中的事故属于有载开关的占30%以上，因此，整流所运行人员为了减少有载开关的事故率，就加大饱和电抗器的调压范围，这样就增加了损耗而降低了整流效率。有些单位为了提高效率，取消饱和电抗器，直流电流就随系统产生波动，这样虽然提高了整流效率和功率因数，但却损害了化工生产的电流效率，总的来说仍然增加了直流电耗。因此根本的解决办法是重视有载开关的制造质量和维修要求，并将饱和电抗器的细调范围规定为不得超过有载开关2~4级调压幅度。

(8) 理由与(6)项相同，这里以温升不得超过 20°C 作为对铁磁物质和导电物质制成的构架中产生的磁滞和涡流损耗的检验标准。

(9) 根据化工工艺试验，金属阳极电槽电流波动将影响电流效率，过高则电耗增加，过低则汽耗增加。因此，要求装设稳流装置，使总的直流电流在正常运行条件下的波动幅度不大于整定值的 $\pm 1\%$ 。

(10) 由于各地的材料价格、电价等有所不同，因此建议根据各地不同参数，代入下列公式计算导电排的经济电流密度。

a. 经济电流密度的公式为：

$$i = \sqrt{\frac{r \left[C_2 \left[1 + m' \left(\frac{T}{2} + \frac{1}{2} \right) \right] - C_3 \right] \times 10^{-6}}{\rho \times C_1 \times T \times 8.40}} \quad (\text{安/厘米}^2)$$

式中：i—电流密度（安/厘米²）；

r—母线比重；

C_1 —电费（元/千瓦小时）；

C_2 —母线设备费（元/吨）；

C_3 —母线残值（元/吨）；

ρ —母线电阻率（欧·厘米）；

T—偿还年限（年）；

m' —年利率。

注：

①公式来源于《工厂配电》（日文）214页，电气学会工业配电专门委员会编。

②公式中分母8.40常数在原文为8.76，因考虑我国烧碱厂年生产小时只能达到8400小时，因此采用8.40。

【例1】：求直流铜母线的经济电流密度：已知 $r=3.92$ ， $C_1=0.070$ ， $C_2=1000$ ， $C_3=2000$ ， $\rho=2.07 \times 10^{-8}$ ， $T=5$ ， $m'=0.15$ 。

代入得：

$$i = \sqrt{\frac{3.92 \times \left\{ 10000 \times \left[1 + 0.15 \left(\frac{5}{2} + \frac{1}{2} \right) \right] - 2000 \right\} \times 10^{-8}}{2.07 \times 10^{-8} \times 0.070 \times 5 \times 8.40}} = 135 \text{ (安/厘米}^2\text{)}$$

【例2】：求直流铝母线的经济电流密度：已知 $r=2.70$ ， $C_1=0.070$ ， $C_2=6000$ ， $C_3=1200$ ， $\rho=3.45 \times 10^{-8}$ ， $T=5$ ， $m'=0.15$ 。

代入得：

$$i = \sqrt{\frac{2.70 \times \left\{ 6000 \times \left[1 + 0.15 \left(\frac{5}{2} + \frac{1}{2} \right) \right] - 1200 \right\} \times 10^{-8}}{3.45 \times 10^{-8} \times 0.070 \times 5 \times 8.40}} = 44 \text{ (安/厘米}^2\text{)}$$

b. 允许电流计算公式为：

$$I = \sqrt{\frac{n \times P \times \theta^{1.25} \times \frac{K}{(n \cdot P)^{0.14}} \times (1 - 0.667 \log_{10} n)}{R_{(\theta+T)} / n}}$$

式中： n —母线片数；

P —一片母线周长（厘米）；

θ —母线温升（度）；

$R_{(\theta+T)}$ —在 $(\theta+T)$ ℃温度时一片母线的直流电阻（欧/厘米）；

T —周围温度（℃）；

I —电流容量（安）；

K —散热系数，见下表。

表面状况	K	备注	表面状况	K	备注
铜自然表面	0.000543		铜氧化表面	0.000460	
铜氧化表面	0.000576		铝表面涂黑	0.000580	有光泽面
铜表面涂黑	0.000756	有光泽面	铝表面涂黑	0.000732	无光泽面

注：公式来源于《工厂配电》（日文），电气学会工厂配电专门委员会编，212页。

【例3】：直流铜母线的尺寸为 2×40 厘米两片，周围温度 40°C ，允许温升 30°C ，母线表面为铜氧化层，求允许电流。

已知： $n=2$ ， $P=2 \times (40+2)$ ， $\theta=30$ ， $K=0.000576$ ， $\theta+T=30+40=70$

$$R_{(s, r)} = \frac{1.724 \times 10^{-6}}{2 \times 40} [1 + (70 - 20) \times 0.00393] = 2.578 \times 10^{-8} (\text{欧/厘米}) \text{代入得:}$$

$$I = \sqrt{\frac{2 \times 2 \times (40 + 2) \times 30^{1.25} \times \frac{0.000576}{(2 \times 2 \times 42)^{0.14}} \times (1 - 0.667 \log_{10} 2)}{2.578 \times 10^{-8} / 2}}$$

$$= 14338 (\text{安})$$

(11) 各种接触面规定的电流密度表来源于《电力工程设计手册》第一册, 表 2-4, 56 页。

(12) 大型烧碱厂年产量在 3 万吨以上, 每月平均用电量为:

$$Q_1 = \frac{30000}{12} \times 2500 = 6250000 > 1 \text{ 百万千瓦小时}$$

根据《电能计量装置检验规程》(SD109-83) 第 2 页表 1 规定, 该电度表属于 I 类。

中型烧碱厂年产量在 7500 吨以上, 每月平均用电量为:

$$Q_2 = \frac{7500}{12} \times 2500 = 1562500 > 1 \text{ 百万千瓦小时}$$

因此, 中型烧碱厂也需要安装 I 类电度表。

小型烧碱厂如用电量小于 1 百万千瓦小时, 可安装 II 类电度表。

现在存在着 0.2 级互感器尚不落实的问题, 根据《电气测量仪表装置设计技术规程》(SDJ9-82) 修订说明(1984 年 12 月出版) 第 4.1.4 条“……如设计时不能解决货源, 可用 0.5 级的互感器来替代”的办法来解决。

根据“中国氯碱通讯”1985 年 9 月第 16 期 6 页报导, ZDY-A 型直流大电流测量仪(霍尔效应一次传感器)比原直流互感器每年节约约 15 万千瓦小时, 准确度也高, 故可采用霍尔效应一次传感器代替直流互感器。