

烧碱蒸发装置的熵分析与节能探讨

叶 璧 如

(化工与生化工程系)

摘 要

本文以福建省年产 $5 \times 10^4 \text{ t}$ 烧碱的蒸发装置为对象, 根据多年不同流程热平衡测定的熵**分析结果, 找出现行装置的熵效率、熵损及熵流分布规律, 讨论降低装置熵损以提高装置熵效率的节能措施, 并结合经济观点比较了投资与节能效益。

一、前 言

蒸发是能耗大的过程。我省拥有蒸发装置的烧碱、制糖及造纸厂有20余家, 装置近30列, 其总能耗占工业能耗相当比例, 其中能耗大户占省能耗大户40%。由于福建省用能水平低, 单产汽耗较高, 仅五家烧碱产生厂的吨烧碱汽耗均达4.2 t以上, 而全国先进汽耗水平才3.4 t。因此, 进行蒸发装置的节能研究, 不仅对本省化工节能有实际意义, 且可促进制糖、造纸生产中蒸发装置的节能研究。本节能研究是以本省年产 $5 \times 10^4 \text{ t}$ 烧碱蒸发装置为对象, 在多年合作进行不同蒸发流程热平衡测定的基础上, 应用节能新技术——熵分析法寻找现行蒸发装置在不同情况下, 其蒸发器和系列的熵效率、熵损、熵流分布规律以及影响因素, 确定目前装置节能潜力的所在、原因及大小, 为该装置节能改造、扩建或新建蒸发系列提供基础数据及热力学分析依据, 并将熵分析结果结合经济效益观点讨论目前二效流程节能改造的措施与建议。鉴于本省烧碱均以同法生产, 蒸发流程大同小异, 因此本工作对其它小型厂节能工作也具有实际意义。

二、节能研究的理论根据

^[1]在现代工业节能研究中, 由于传统的含衡算法存在的局限性和片面性^[1], 目前国内外已广泛采用熵分析法进行用能分析。熵分析法是以热力学第一定律与第二定律相结合为理论根据,

本文1987年6月15日收到。

• 曾于1987年3月在杭州召开的中国化工学会化工热力学学术论文报告会上宣读。

• • 本文所有“熵”、“含”、“无”字均分别为“用”、“含”、“无”代用字。

在用能分析中不仅考虑了用能过程能量数量上的守恒,且考虑能量品位上的不断变质,因此被公认为比较全面、科学的工业过程热力学分析法.用分析法的基本观点认为,自然界存在的一切形式能量均由用与无组成,且每一成分均可为零.用是物系从给定状态可逆变化到与环境相平衡时理论上所能作出的最大功;无是不能转化为用的能量.用分析法还认为,自然界的一切过程,用与无总量保持恒定;在一切不可逆过程中用转化为无.只有在可逆过程中,用才保持恒定;由无转化为用是不可能的.据此基本观点,分析在蒸发装置内进行的物、能流的流动、碱液与蒸汽的间壁温差传热、碱液水分的蒸发与盐的析晶以及一切存在温差、压差及浓差下混合等实际过程,都不可避免地会因产生不可逆熵增,而导致进入系统的能量中用贮量因转化为无而减少,这是在用能过程中不可逆的单向转化.转化为无的用变成为蒸发过程的各种用损,这是蒸发过程真正的能耗所在.本文是以用分析法手段研究蒸发装置的节能,寻找蒸发过程所产生的各种用损所在、原因及大小;研究如何减少这一单向转化而降低用损、提高装置的各项效率的措施与方案;结合设备投资和操作费用与节能效益的比较,考察其可行性.

本文进行的用分析方法(包括蒸发装置用流计算、用方程选取、用效率公式的定义、用损的计算、最小理论蒸发功计算等),均在文[1—2]作了详细讨论.流动用损及传热用损则按下式计算^[4]:

$$D_f = V \Delta p \frac{T_0}{T}$$

$$D_q = T_0 Q \frac{T_H - T_L}{T_H T_L}$$

式中, D_f 为流动用损, kJ/h; D_q 为传热用损, kJ/h; Δp 为流体压降, Pa; V 为流体比容, m^3/kg ; T_0 、 T 分别为环境与流体温度, K; T_H 、 T_L 分别为加热蒸汽与碱液温度, K; Q 为传递的热量, kJ/h.

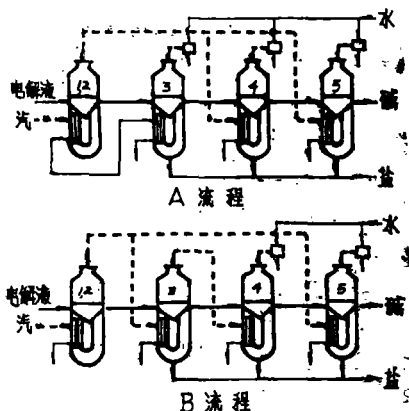


图1 两种二效顺流蒸发流程示意图

三、主要的用分析结果

本文所列出的用分析结果是根据该厂不同流程的三次测定结果进行的用分析计算,其流程见图1.其中A流程为1980年和1986年测定的二效带闪蒸顺流蒸发流程,其不同之处在于

传热面积分配不同(表1);B流程为1984年测定的二效四体顺流蒸发流程,其一效二次汽有26%实现三效.

表1、2是三次测定的主要用分析结果.由此可见现行装置的用效率、用损和用流分布规律.

1. 用效率的分布规律

表 1 佣 衡 算 表 (单 位: $\times 10^4 \text{kJ/h}$)

测定年份	蒸发器	传热面积 (m ²)	收 入		佣 结 晶 佣	总 佣 收 入	流 碱 佣	出			佣 分 盐 佣	总 佣 支 出	蒸 发 功	散 热 佣 损	内 佣 损	总 佣 损 / 蒸发功
			碱 佣	蒸 汽 佣				二 次 汽 佣	汽 凝 水 佣							
1980年 A 流程																
2*6*		220	133.4	1668.4	/	1801.9	196.3	231.7	174.6	/	1340.7	71.18	45.6	415.0		6.47
3*		90	198.1	174.6	7.67	380.4	64.8	132	65.1	4.5	266.4	10.3	22.8	91.5		11.08
4*		220	64.8	489.3	3.53	557.6	48.3	230.8	54.1	8.7	314.9	36.5	25.4	190.2		5.9
5*		90	48.3	480.9	2.47	531.6	23.3	220.7	51.6	6.9	302.8	15.0	20.4	208.0		15.2
1—5*		640	133.4	1668.4	13.5	1815.3	23.3	583.8	170.7	20.1	798.8	132.98	114.1	895.2		7.59
1984年 B 流程																
1*2*		220	246.7	1692.4	/	1939.2	407.8	966.8	156.2	/	1530.8	75.4	119.8	286.4		5.38
3*		90	407.8	253.8	6.11	667.6	221.5	294.3	17.6	22.2	555.5	21.4	40.8	71.4		5.24
4*		220	221.5	294.3	3.56	519.4	55.8	255.3	10.5	13.2	334.8	70.1	28.9	155.7		2.63
5*		90	55.8	713.0	5.67	774.5	45.9	379.7	32.1	7.6	465.3	71.0	340.0	275.2		8.66
1—5*		640	246.7	1692.4	15.2	1954.4	45.9	635.1	216.3	43.0	939.9	237.9	224.8	793.0		4.28
1986年 A 流程																
1*2*		440	236.5	2562.6	/	2799.0	484.4	1342.1	364.6	/	2191.3	89.0	106.9	505.1		6.88
3*		220	484.0	364.0	6.4	854.4	152.1	289.3	164.3	10.4	616.3	45.9	72.6	166.0		5.19
4*		220	152.1	537.2	6.4	695.6	99.1	288.6	43.4	9.7	440.5	66.9	51.5	203.0		3.8
5*		90	99.1	805.8	6.3	911.2	62.7	368.0	78.6	8.2	517.0	101.2	69.84	332.3		3.97
1—5*		970	236.5	2562.6	19.1	2818.1	62.7	945.9	286.3	28.3	1320.0	302.9	300.9	1194.2		4.97

表 2 佣分析主要结果表

测 定 年 份	蒸 发 器	传 热 面 积 (m^2)	总 佣 收 入 ($\text{kJ} \times 10^4/\text{h}$)	佣效率分布(%)			佣损分布(%)				佣流分布(%)			
				过 程 佣 效 率	佣 传 递 效 率	目 的 佣 效 率	内 佣 损 / 总 佣 收	外 佣 损 / 总 佣 损	传 热 佣 损 / 总 佣 损	喷 泵 佣 损 / 总 佣 损	二 次 汽 佣 收	碱 流 出 佣 收	汽 凝 水 佣 收	分 盐 佣 收 / 总 佣 收
1980 年 A 流 程	2*6*	220	1801.9	74.49	69.77	3.95	23.04	2.53	68.07	未	53.87	10.80	9.69	/
	3*	90	380.7	69.99	(闪)	2.65	24.03	5.98	40.07		34.69	17.02	17.09	1.18
	4*	220	557.5	61.35	52.85	6.54	34.10	4.55	44.07		41.43	8.67	9.70	1.56
	5*	90	531.5	56.96	47.25	2.82	39.14	3.84	78.39		41.56	4.39	9.71	1.30
	1—5*	640	1815.3	44.11	31.71	7.35	49.57	6.31	61.55	测	32.16	1.29	9.40	1.11
1984 年 B 流 程	1*2*	240	1939.2	78.94	73.41	3.89	14.79	6.18	44.53	无	49.86	21.03	8.05	/
	3*	90	667.6	83.20	54.20	3.19	10.69	6.11	12.89	无	44.08	33.18	2.63	3.33
	4*	220	519.3	64.46	36.21	13.5	29.98	5.56	45.55	40.78	49.66	10.75	2.02	2.54
	5*	90	774.1	60.19	55.43	9.16	35.55	4.39	67.24	44.83	49.03	5.93	4.14	0.98
	1—5*	640	1954.4	48.11	32.22	12.45	40.40	11.50	49.76	29.33	32.49	2.34	11.07	2.2
1986 年 A 流 程	1*2*	440	2803.2	78.19	71.21	3.21	18.02	3.80	47.61	无	47.91	17.31	12.98	/
	3*	220	854.7	70.62	(闪)	5.35	19.42	8.49	35.09	52.09	33.85	17.80	19.24	1.21
	4*	220	695.3	63.40	47.43	9.79	29.19	7.42	25.97	47.59	41.52	14.25	5.24	1.39
	5*	90	919.6	56.27	45.27	11.0	36.14	7.59	66.27	60.25	40.01	6.88	8.55	0.90
	1—5*	970	2818.1	46.95	31.23	10.15	42.37	10.68	57.77	36.10	33.57	2.22	10.16	1.00

(1) 装置的佣效率不高, 其系列的过程佣效率均不及50%, 说明其总佣利用率不高, 还有较大潜力, 其佣传递效率更低, 而表征真正用于蒸发目的的功耗占总佣收入 (即目的佣效率) 更低, 只达7—12%。(2) 从同一流程各蒸发器的过程佣效率分布情况可见, 随着碱液浓度不断增浓及内佣损不断增大, 其过程佣效率依次递减, 且A流程递减快于B流程。(3) 同一流程各蒸发器的佣传递效率随着蒸汽效数的增多而递减, 不同流程各蒸发器当蒸汽效数相同, 其佣传递效率相近。(4) 同一蒸发器当用作闪蒸效其过程佣效率低于用作常规蒸发, 同一蒸发器加用喷射泵的蒸发器过程佣效率要低于不加用喷射泵的。(5) 比较A、B两流程的效率分布可见, A流程的系列及各蒸发器的过程佣效率均小于B流程的系列及相应的蒸发器的。(6) 当流程相同, 系列的过程佣效率可因总传热面积及产量增大而有所增多。由于佣效率值是与装置佣损密切相关, 为理解佣效率分布规律, 还必须通过佣损分布加以了解。

2. 佣损分布规律

通过佣分析可见(1) 现行装置不论单个蒸发器或整个蒸发系列, 其佣损均很大, 它可为单个蒸发器蒸发功耗的2.6—15倍, 系列蒸发功耗的4.3—7.6倍。(2) 总佣损占总佣收入的过半, 其中内佣损占80%。(3) 在流动、传热、蒸发、结晶及混合诸内佣损中以传热佣损所占比例最大, 它可占单一蒸发器内佣损12.8—78%不等, 占系列内佣损的50—60%。(4) 现行不同流程中各蒸发器以首末两级蒸发的传热佣损最大。(5) 比较A、B不同流程佣损分布可见, 不论单个蒸发器或整个系列, A流程均大于B流程各相应蒸发器或系列的佣损。(6) 分析结果表明喷射泵佣损大, 在含喷射泵在内的系统佣衡算, 其佣损占单个蒸发器内

佣损的30—36%, 占系列内佣损的40—60%。

(7) 装置的散热佣损大, 它可占总佣收入的10%; 保温良好的蒸发器本体只占1/5; 未被注意保温的法兰、人孔、大小阀门、视镜及众多废管道, 其散热佣占4/5。(8) 测定表明在相同条件下以岩棉取代水泥膨胀珍珠岩进行保温, 其散热佣可减少40—50%。

3. 佣流分布规律

从图2可见在诸流出佣流中以二次汽佣最大, 汽凝水佣次之, 其两者之和可占蒸发器总佣收入50—60%, 占系列总佣收入44%, 然而目前却只回收其中20—30%。

从以上佣分析结果可见, 现行装置节能潜力很大, 首先应在保证一定生产速率下力争降低诸内佣损。尤其降首末级蒸发器传热佣损, 其次降喷射及闪蒸佣损, 再应减少流出佣的废弃及提高诸流出佣的回收利用, 还有应改善保温降低外佣损。

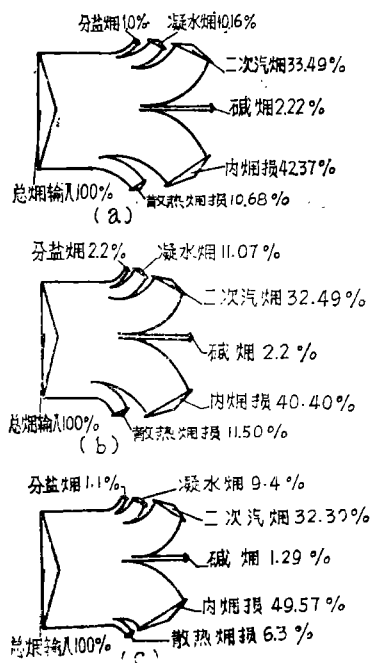


图2 系统佣流图
(a)1980年; (b)1984年; (c)1986年

四、节能讨论

依佣分析结果,本文提出如下节能措施。

1. 应改二效为全三效顺流流程。从比较表2佣分析结果可见, B流程与1986年测定的A流程其传热面积分布相同,产量相近,只是B流程中有26%一效二次汽实现三效流程,已见降内佣损9%,降传热佣损12%,系列佣效率提高4%。可预计实现全三效流程后,因可降低各级蒸发器过料时的温差、压差(表3、4)。从而减少内佣损,并可减少过料时大压差

表3 1986年测定的二效流程操作参数

项 目	蒸 发 器				Δt 或 Δp
	1*2*	3*	4*	5*	
本体温度($^{\circ}\text{C}$)	141	90.4	84	87.8	$\Delta t_{1,2}=50.7, \Delta t_{2,3}=6.4, \Delta t_{3,4}=3.8$
本体压力(Pa)	2.4×10^5	0.41×10^5	0.28×10^5	0.27×10^5	$\Delta p_{1,2}=1.99 \times 10^5, \Delta p_{2,3}=0.78 \times 10^5$ $\Delta p_{3,4}=0.1 \times 10^5$

表4 吉林电石厂三效流程操作参数

项 目	发 蒸 器			Δt 或 Δp
	1*	2*	3*	
本体温度($^{\circ}\text{C}$)	147.8	119.0	84	$\Delta t_{1,2}=28.8, \Delta t_{2,3}=35.2$
本体压力(Pa)	2.75×10^5	1.05×10^5	0.098×10^5	$\Delta p_{1,2}=1.697 \times 10^5$, $\Delta p_{2,3}=0.951 \times 10^5$

引起闪蒸形成难于分离的细小悬浮盐在末级蒸发器集中,因而可改善浓效蒸发器的传热降低内热阻及内佣损。若实现三效、按1986年测定、其系列传热佣损可降低20—25%。且由于三效流程使用喷射泵个数减少,从而可降喷射泵佣损1/3、还减少1/4二次汽佣废弃及原二效流程循环水耗1/4(原吨碱的循环水耗为120 t),并节约相应动力电耗吨碱 68 kW·h。

2. 应摒弃现行闪蒸效。佣分析结果表明,闪蒸效虽有分盐、水作用,但闪蒸佣损大,且闪蒸汽并未被利用。从佣传递效率分布可见,1980、1986年闪蒸效佣传递效率仅2%及负,这说明一效汽凝水佣在闪蒸效的加热室并未被用以加热,闪蒸效是靠1*、2*与3*蒸发器间压差闪蒸,由此可见,3*加热室也未被利用。测定结果表明一效汽凝水经历了3*加热室及其疏流器产生压降及温降使其佣值减少,故权衡闪蒸效的利弊,作者认为得不偿失,可考虑给予革除。

3. 应在较浓效蒸发器加强制循环泵、提高碱液流速、改善碱液内部及碱液与加热蒸汽间的传热。现场测定可见,较浓效蒸发器操作温度较低,而碱浓度较大,目前二效流程蒸发器间存在较大压差及温差,过料时闪蒸产生的大量细小又难于分离的悬浮盐多聚集在末级蒸发器,使碱液更为浓稠,内热阻增大。作者根据5*蒸发器的1986年测定参数分别计算了目前自然循环以及当采用管内沸腾式蒸发器加强制循环,并使碱液循环速度达2m/s时的传热系

数,后者可为前者的1.57倍。该厂在1986年测定之后先于5[#]蒸发器加轴流泵进行强制循环,经试车表明可使吨碱节汽0.2 t,并可增产6—9%。后在1987年又于4[#]蒸发器加轴流泵进行强制循环,试车表明其总的吨碱节汽0.3 t,产量可提高9—13%,由此可见末级蒸发器降耗尤为明显。

4. 应充分回收各效汽凝水佣,组成多段梯级串联的电解液预热系统。佣分析表明它不仅可由回收凝水佣提高电解液的预热终温,同时可以降低首级蒸发器传热温差造成的佣损,作者根据1986年测定参数计算,当电解液的预热终温从1986年测定的88℃提高到不同终温时,其可得到的节能效益可见表5。其预热终温的提高对节汽相当可观,但目前多数厂提高

表5 提高电解液预热终温的节能效益

提高电解液预热终温(℃)	1	10	20	30	40
增加电解液佣(%)	2.67	27.5	54.7	90.56	125.6
降低首级传热佣损(%)	0.99	11.5	27.4	48.0	75.8
吨碱可节汽(%)	0.013	0.16	0.31	0.61	0.91

预热终温一般都在20—30℃,这是因为当预热终温要求更高时,其设备投资及管理费用要增大更甚。

5. 应采用离心机取代现用盐箱处理盐泥。测定表明,目前盐箱处理盐泥时,其一次压出母液的量只占盐泥中总母液量的60—70%(多数情况还要低),盐泥测定的数据见表6所示。由于盐泥残存大量含碱母液而需耗用过多的洗盐水,因而在蒸发过程使外加水量增多,进入

表6 盐泥物性参数表(1986年)

项 目		3 [*]	4 [*]	5 [*]	平 均
盐泥组成	NaOH(%)	6.05	9.20	11.03	8.19
	NaCl(%)	66.96	60.00	62.34	63.23
盐泥中母液的含量	理论值(%)	39.30	45.6	39.86	41.55
	实测值(%)	28.5	36.1	26.59	30.42
盐泥的固液比	理论值	1.55	1.19	1.51	1.42
	实测值	2.5	1.78	2.78	2.3

洗水达吨碱1 t以上,比国内同类厂高两倍多,据先进厂以离心机代盐箱经验介绍,其洗水量可降50—90%,佣分析表明当洗水每吨碱增加0.1 t相应地增加汽耗0.025—0.045 t,故采用离心机处理盐泥可望大幅度降低汽耗;在未实现离心机取代盐箱处理盐泥时,也可适当增加每班压盐次数,降低盐层高度,从而降低洗水量而降汽耗。

6. 现行盐泥分离母液为8 t/h,其碱浓度约20%,目前是与洗盐水混合打入电解液贮

槽, 据佣分析结果得知由 10%NaOH 电解液蒸浓至 20%NaOH, 需耗用 30%NaOH 的成品碱 66—70% 蒸发功及 60—75% 的总佣损。若能将母液分离后送回相近浓度的蒸发器, 将可节约 10—12% 的蒸发功耗及佣损, 并可望使装置增产约 4—6% 产品。

7. 应提高并稳定生产用汽压力、据生产实地考察, 现工作班内汽压的波动可达 $1.28 \times 10^5 \text{Pa}$ (甚至更高), 相当于目前工作压力 $6.85 \times 10^5 \text{Pa}$ 的 1/5, 其波动值的含差为 0.175kJ/mol , 而佣差为 0.555kJ/mol , 使各蒸发器操作温度波动达 8°C , 4* 及 5* 出口碱液浓度波动 3—4%。依此计算, 当汽压稳定在 $6.87 \times 10^5 \text{Pa}$ 时, 可望使年产 $5 \times 10^4 \text{t}$ 烧碱的蒸发装置增产 2000t, 相当于一个县级小碱厂的产量。

8. 应采用岩棉取代水泥膨胀珍珠岩进行设备保温, 尤其注意对本体以外附件的保温。据测定表明: 6* 蒸发器本体的三个大法兰、人孔及视镜、进出料口大阀门未保温, 其散热佣与保温良好的本体散热佣相当; 正在使用的保温良好的管线, 其单位面积的散热佣只为已不使用但仍联结在管线上的未保温废裸管线散热佣的 1/3—1/10。以上情况占车间相当比例, 应及时拆除废裸管线, 以节能和便于生产管理。

9. 由佣分析结果所提出的节能措施。作者根据 1986 年测定参数, 参照该厂提供的煤、汽、电、水、保温材料经济效益与设备价格计算, 其可望节能降耗的经济效益与设备投资、操作费用比较见表 7。在未计入全三效所增加产量时, 可以在 1—1.5 年内以节能效益补偿节能改造的投资。

表 7 节能改造的投资与收益比较

节能项目	设计投资及操作费用 (万元)	吨节碱汽 (t)	年节汽 (kt)	年节煤 (kt)	年节人民币 (万元)
1. 二效改全三效流程	60—80				
(a) 降传热佣损		0.2—0.25	10—12.5	1.25—1.5	17—18
(b) 降喷射泵佣损、电水耗		0.16	8	1	—15
2. 加强制循环	25	0.2—0.3	10—15	1.23—1.8	17—28
3. 提高预热终温	4	—0.31	—15	—1.8	28
4. 离心机取代盐箱	60	0.25—0.45	12.5—20	1.5—2.5	22—38
5. 保温措施	0.5—0.7	0.2	10	1.23	—17
小 计	160—180	1.3—1.6	65—80	8—9.8	120—140

五、结 束 语

在文[1—3]基础上, 本文通过对福建省烧碱蒸发具有代表性流程的多次热平衡测定,

找出了现行装置的佣效率、佣损和佣流分布规律,从而确定其节能潜力所在、原因和大小。本着节能即在于节佣,在保证一定生产速率並尽可能减少诸内外佣损的原则下,提出该装置的节能措施及改造意见。佣分析计算表明,改造后的流程可能使吨碱汽耗降低1/3,其结果与国内先进厂(吉林电石厂)实测的汽耗基本相符。本工作所提出的规律及基础数据可供改造本省烧碱蒸发装置参考,其佣分析方法可用于造纸厂碱液回收的蒸发装置及制糖厂蒸发装置节能改造的用能分析,也可用于以上各类蒸发装置工艺设计的用能评价。

参 考 文 献

- 〔1〕叶璧如、张夏平,烧碱蒸发装置的热力学分析,华侨大学学报(自然科学版),7,1(1986),67.
- 〔2〕叶璧如、张夏平,烧碱蒸发装置佣分析中佣效率的探讨,华侨大学学报(自然科学版),7,2(1986),180.
- 〔3〕叶璧如、张夏平,烧碱蒸发装置佣分析中若干问题的讨论,福建省第一届化学工程学术交流报告会议论文集(下), (1985).
- 〔4〕萧成基、蒋楚生、何耀文,化工新技术,中国化工学会教委会出版, (1982).
- 〔5〕化工部化工司,氯碱生产技术,江苏氯碱工业协会出版, (1985).
- 〔6〕化工部第一设计院,氯碱工业理化常数手册,化学工业出版社, (1969).

Exergy Analysis and Energy Sparing of Sodium Hydroxide Evaporating Device

Ye Piliu

Abstract

This paper deals with sodium hydroxide evaporating equipments with which we have an annual output of 5×10^4 tons sodium hydroxide in Fujian province,

Based on several years' exergy analysis on thermal equilibrium determination in different process, a distribution law of exergy efficiency, exergy losses and exergy flow are found out with respect to the equipments now available,

Some measures for sparing of energy are discussed here, such as lowering exergy losses so as to rise exergy efficiency of the equipment.

From economic point of view, a comparison is made between the investment and the gain from sparing of energy.