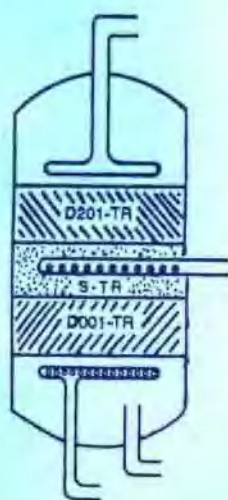


国外离子交换技术发展动向

译文集

(1998)



Handwritten signature and date: 2000.7.11. 2000.7.11. 2000.7.11.

杭州争光树脂有限公司

HANGZHOU ZHENGGUANG RESIN CO., LTD

一九九八年十月

目 录

- 1、40 年来除盐技术的发展:顺流、逆流、及自下至上逆流系统的比较 (1)
(德国拜耳公司 W. Erbschwendner 及宾州拜耳公司, P. W. Fatula 及 N. C. Millhouse)
- 2、将顺流除盐系统转换为 UPCORE™压实床系统 (23)
(美国 DOW 公司 D. B. Rice, 德国 DOW 公司 A. Medete 及意大利 DOW 公司 G. Somaraga)
- 3、上流式逆流再生 UPCORE™压实法技术 (30)
(美国水技术国际公司 J. Dobos 等, 美国 DOW 公司 D. B. Rice)
- 4、在 Saskferco 产品公司使用流化床除盐两年来的经验 (36)
(加拿大 Saskferco 产品公司 R. warren、加拿大 Ecoclyne 公司 D. Hickling 及美国拜耳公司 N. C. Millhouse)
- 5、顺流离子交换系统与 Amberpack 系统的比较 (43)
(美国 Pampa 工厂 J. T. Miyaki 及 J. D. Fruge)
- 6、一种新型的离子交换除盐 Amberpack 压实床, 逆流再生技术 (47)
(美国 Rohn & Haas 公司 H. P. Stolbenau)
- 7、一种新的有机物清除剂树脂的运行经验 (54)
(美国 Resin Tech 公司 P. S. Meyers)
- 8、一种去脏物用新型树脂在凝结水净化装置上的实地应用。 (65)
(日本 Ebana 公司或泉等, 日本东芝公司森川等
日本东京电力公司铃木等, 美国 DOW 公司 J. R. Stanibush. 皓松本)
- 9、在清除硝酸根时一种有选择性树脂与常规树脂运行性能的比较 (72)
(美国 Sybron 化学公司 E. L. Dimotis 及 F. McGarvy)
- 10、在水处理上使用不分离的混床离子交换树脂。 (76)
(J. R. Wilson C. Gautker)
- 11、在加勒比海岛上蒸馏水除盐工厂防止树脂损失及钠漏泄的改进措施。 (81)
(Ami. Design 公司 S. S. Sundaram
S. Arrindall, S. Delano 及 K. R. Van Haren)
- 12、使用挥发性胺类系统的动力学试验 (83)
(美国 Puricon 公司的 S. Fisher 及 L. Dcny)

40 年来除盐技术的发展： 顺流、逆流及自下至上逆流系统的比较

作者：Walter Erbschwendner(德国拜耳公司)
P. W. Fatała, N. C. Millhouse(宾州拜耳公司)

总 论

按照时间次序,如表 1,下列工厂建造并投入运行。

顺流再生

除盐设备,开始于四十年代,这时没有脱 CO_2 及清除 SiO_2 ,在 1954 年投入了总除盐水量为 660 加仑/分钟的装置投运,顺流再生,采用盐酸及氢氧化钠。

这水处理工厂在 1973 年停用

顺流再生

在 1961 年,4,400 加仑/分钟的工厂投运,以盐酸及氢氧化钠顺流再生

这工厂在 1988 年停用

气压法逆流再生

在 1974 年,一个 4,400 加仑/分钟的工厂投运,采用逆流再生,以盐酸及氢氧化钠作再生剂,以空气进行顶压,运行水自上至下,再生水流自下向上。

这工厂在 1994 年停用。

逆流再生 VWS

在 1988 年,一个最高出力为 3,500 加仑/分钟的工厂投运,以盐酸及氢氧化钠再生,使用逆流复合再生技术,采用流化床复合系统,称之为 VWS 系统。

运行水流自下向上,再生水流自上至下。

逆流再生 VWS

在 1994 年,上述设备另一套投运。

补 充 水

水源采用莱茵河,图 1 为原水在 25 年内的离子组成。

来水约 55% 用于空气压缩机密闭循环冷却水,然后与其余的 45% 的水汇合,因此进入除盐装置的水温可达 $68-72^\circ\text{F}$,在除盐设备之前,以卵石过滤器、Johnson 筛,除去机械杂质,又以废弃强酸阳树脂作为预过滤器。

除盐装置出水,在净化装置后真空除氧,然后部分进入高压锅炉,部分进入中压锅炉,锅炉产生蒸汽及液体以供化学产品制造,生产过程中的凝结水均经疏水系统排除。

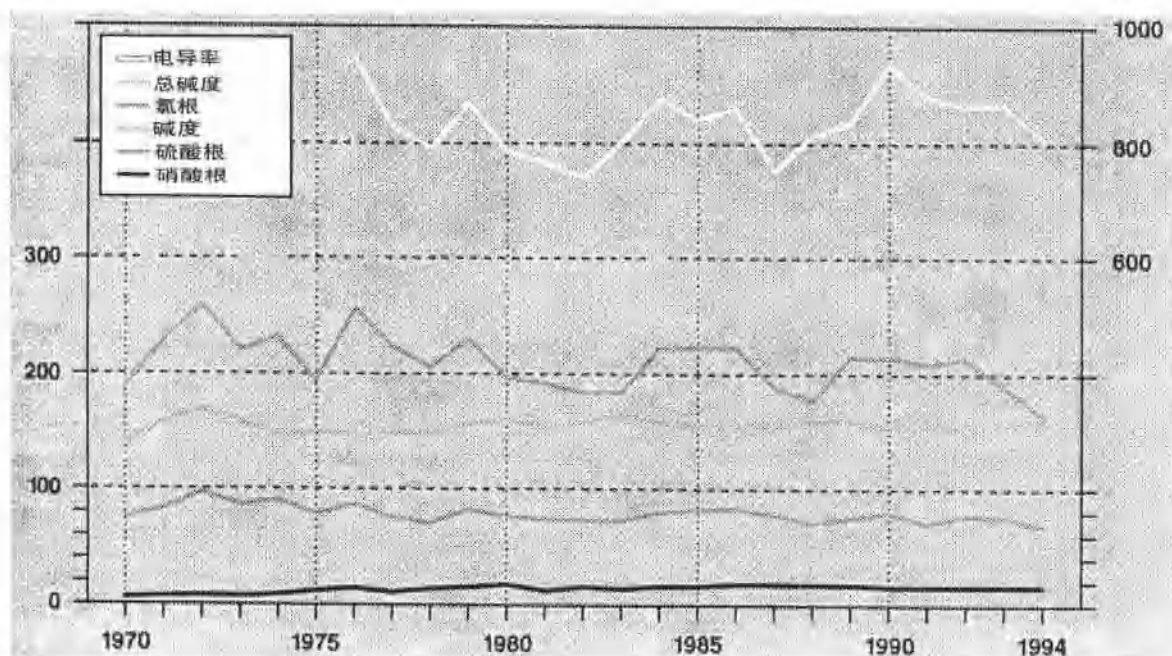
表 1 由拜耳公司建造的在 Dormagen 的五套装置从 1954 至 1974,功能性能及效率的比较:

	I	II	III	IV	V
投运年份	1954	1961	1973	1988	1994
寿命(年)	19	26	21		
停用年份	1973	1987	1994		
该出力(加仑/分)平均/最大	1,100/1,300	1,800/4,000	1,800/4,400	1,700/3,500	1,900/4,000
运行方式	分散容器联合供水		母管制	系列运行	工厂 V
初级系统 (强、弱树脂复合再生)	顺流再生	顺流再生	逆流再生 空气顶压	复合流化 床(VWS)	与工厂 IV 设计方案 全部相同
净化系统	弱酸缓冲	混床	混床	多级系统	
流向:运行时	自上至下	自上至下	自上至下	自下至上	
流向:再生时	自上至下	自上至下	自下至上	自上至下	
每工厂树脂总载量(立方英尺)	4,520	10,710	9,210	4,730	
每平均流速加仑/分树脂量(立方英尺)	4.8	6.8	5.5	32.9	
在最大出力加仑/树脂量(立方英尺)	3.6	3.4	2.1	1.3	
自用水 %	15	13	(12)空气顶压 (5)水顶压	5	
与当量交换离子的再生剂	过量 HCl 中和 NaOH		过量 HCl	采用/不采用	
当量	系数为 2.1		中和	过量中和	
HCl	1.70		1.35	1.14/1.10	
NaOH	1.71		1.44	1.14	
在设备更新的估算	无数据	1.1	7.9	3.7	4.4
价格(马克)		13/1988	16/1994		
正常运行流速 (加仑/分/平方英尺平均值)	9.8	12.4	12.0	27	27
每层空间的利用系数	1	1.5	3.5	5.5	6.0

图1 1970—1994年平均水质
莱茵河岸#1及#2

ppm
以 CaCO_3 表示

微姆/厘米
(25℃)



各水处理厂情况

工厂 I

工厂设备尺寸及运行情况见表2

图2及图3为厂内结构和设备排列,这工厂出力为1100加仑/分钟,不脱 CO_2 ,不除 SiO_2 ,其中440加仑/分钟的水直接供生产用,其余的660加仑/分钟进入在1954年后加的全除盐系统(包括脱碳及除硅),总的除盐流程没有净化混床,只有一台弱酸阳树脂缓冲装置。

交换器为圆柱形,底部有喷嘴板,顶部有溶液分配器,第一年运行时,喷嘴为瓷制,空隙较大,板上以石英砂复盖,以支持树脂,以后在全除盐时,喷嘴改为Ebonite(硬酸橡胶)制,孔隙为500微米,就不用石英砂垫层了。

一种如图4的新型喷嘴是由拜耳公司的离子交换应用部制造,称为“拜耳喷嘴”,它是一只篮形,在500微米厚的棒上装上同心圆环,成宝塔形,间隙为35目,向环的内侧逐步扩大,这喷嘴环以锁紧螺帽压紧,喷嘴焊在铁板下以另一锁紧螺帽锁紧就位。除了材料有改变外,这种喷嘴仍在目前的逆流再生系统上使用,原来采用的Ebonite使用几年老化,因此目前的喷嘴材料采用了聚丙烯,这种喷嘴在50年代后期开发后,成为自下至上离子交换逆流再生的成功之作。

工厂I的管道,配件及容器都采用碳钢橡胶衬里。

所有的设备采用半自动再生,它采用电动多水力通道的多通阀,将其放在“再生”位置,设备就自动再生及淋洗至设定时间,然后将其放至“运行”位置,将设备投入运行。

树脂破碎程度无记录,但由于强烈反洗,预计这数值是较大的。

在所有4套设备中,在强碱I型阴树脂前,都放置大孔弱碱阴树脂,大孔弱碱阴树脂能吸附有

表 3 是在 1960 年时的运行费用,在后面还将与在 1992 年建造的工厂 IV 相比较。

图2 工厂I顺流再生系统图

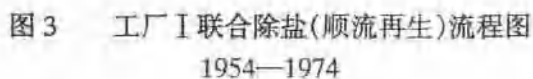


表 2 全除盐工厂 1 1954 - 1973 运行(系统顺流复合再生(HCl、NaOH)、母管制)

给水分析(以 CaCO ₃ PPM 表示)1956 年 8 月平均值									
Ca、Mg 332	Cl 130	HCO ₃ 195	有机物 以 KMnO ₄ 表示耗氧 7						
Na、K 80	SO ₄ 66	CO ₂ 10	温度 66 - 72°F						
	NO ₃ 21	SiO ₂ 6							
总阳离子数 412	游离矿物酸 217	弱酸 16							
工厂运行情况 & 运行数据									
净出力 加仑/分钟 1,100/66	周期(小时)	运行(见下面)	每周期净出力(加仑) 1056000/633,600						
	再生 3	自用水耗量(加仑) 121,400							
		每周期总出力(加仑) (见下面)							
离子交换树脂型式	弱酸	强酸	弱碱	强酸	强碱	MN	CNO	弱酸	
Lewatit	CNO	KSN	MIH	KSN					
工厂功能	初级系列				净化器	除 SiO ₂			
运行容器数(总容器)	1(2)	1(2)	2(3)	1(2)	2(3)	1(0)			
每容器总出力 加仑/分钟	1,265	1,265	550	660	330	660			
每周期总出力 百万加仑	1.10	1.10	0.66	20	1.70	1.72			
除盐量 以 ppm CaCO ₃ 表示	195	217	217	约 3	16				
每周期去除量 以格令 CaCO ₃ 表示	12,505	13,916	8,476	3,496	2,002				
树脂交换容量 格令 CaCO ₃ /立方英尺	15	26	23	21	11				
树脂总载量	494	706	353	177	177	177	NaOH	HCl	HCl
再生剂	HCl		NaOH	HCl	NaOH				

续表 2

浓度 %		3	6.5	2—	6	3	3
单位再生剂耗量 磅/立方英尺树脂			6.6	5.2	6	9.6	38
再生剂过剩量 当量再生剂/当量交换离子		1.70	(弱碱 + 强碱)1.71				中和过量 HCl, 系数 2.15
再生剂用量(以 100% 计) 磅		复合再生	4,668	复合再生	1,100	1,705	670
设备数据							
容器 - 外径 英寸		142	150	118	102	86	102
内部截面积 平方英尺		105	119	64	55	40	55
运行流速 加仑/分钟/平方英尺		10	9.4	9	12	8	12
自用水流速 加仑/分钟/平方英尺		2.2	1.6	1.6	3.7	1.9	3.7
离子交换床最大床深 英尺		4.8	6.9	6.6	4.9	5.1	3.4
自由空间 英尺		4.2	6.1	8.2	4.1	4.9	3.6
直径部分壁高 英尺		9	13	15	9	10	7
压降 磅/平方英寸		9	12	9	8	8	5

1,100 加仑/分钟 经过弱酸—强酸—弱碱,然后 440 加仑/分钟经过强酸缓冲器供生产用,余下的 660 加仑/分钟经强碱—弱酸缓冲,供锅炉用。

图4 “拜耳喷嘴”原设计

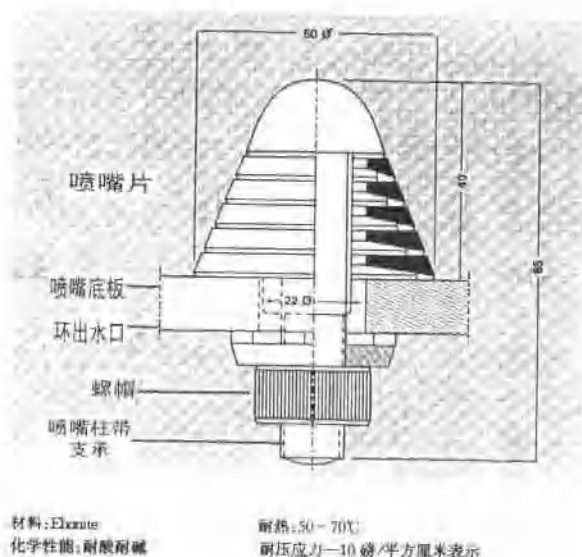


表3 除盐工厂I运行费用(1960)
(在1960 除盐水总量为342.1百万加仑)

A)以百万加仑计费用

	日用量	单位价格/马克	每百万加仑 马克数
原水	290,400 加仑	25.60/1000 立方米	97
HCl(100%)强酸及弱酸树脂再生用	1,223 磅	21.67/100 千克	447
NaOH(100%)强碱及弱碱树脂再生用	710 磅	18.55/100 千克	225
耗电量(水泵、风机等)	2,424 千瓦小时	32.00/1000 千瓦小时	78

总计 847 马克/1000000 加仑。

B)每月固定资产费用即每 28,512,000 加仑的费用

费用类别	数量	平均价格(马克)	固定费用 马克/日
工资	$2/3 \times 860 = 597$ 小时	3.7/小时	2,200
额外工资		1995 年平均工资	310
利息		为 24.70 马克/时	7,486
维护			3,000
其他支出			1,500

总计 14,496 马克

$14,496 / 28,512 = 508$ 马克/百万加仑

百万加仑总费用(马克)

	工厂利用率				
	最大出力	80%	60%	40%	20%
	660 加仑/分	528 加仑/分	396 加仑/分	264 加仑/分	132 加仑/分
百万加仑/月	28.5	22.7	17.2	11.4	5.7
比例费用“A” (马克/1000000 加仑)	847	847	847	847	847
固定费用“B” (马克/1000000 加仑)	+ 508	+ 614	+ 811	+ 1,232	+ 2,467
除盐水价格 (马克/1000000 加仑)	1,355	1,483	1,688	2,123	3,385

除盐水总费用中各项费用分摊%

再生剂(HCl 33 + NaOH 17)	50	原水	7	电力	6
利息	19	总工资	6	其他费用	4
维护	8				

工厂Ⅱ

工厂规模及性能见表 4, 图 5、图 6 为其排列布置, 容器为圆锥形, 见图 7, 以减少反洗时树脂损失。

另一个原因是采用圆锥形后可降低压降, 因此延长了树脂寿命(树脂床的膨胀在圆锥形容器中比在圆柱形容器中为优越, 理论上讲, 可减少树脂磨损), 但圆锥形容器比圆柱形容器造价较高, 实践证明对树脂寿命并无明显优点, 因此后来就不用了。

管道、配件及容器都采用碳钢橡胶衬里。

自动化程度与工厂Ⅰ同, 树脂磨损率在规范以内, 顺流再生时每年损耗 1.2%, 这数值还包括反洗时树脂损失。

工厂Ⅲ

这工厂的规模及性能见表 5, 图 8、图 9 为其排列布置。

1968 年, 工厂Ⅱ增加了两台阳床, 采用逆流再生水压法, 是双层床, 装有 305 立方英尺大孔弱酸树脂及 565 立方英尺强酸树脂, 容器直径为 13 英尺, 树脂总高度 7 英尺, 再生是以 HCl 由下至上, 运行是自上至下, 容器有底部喷嘴孔板, 并配有坚固的再生液排出管系, 经过不少试验, 并采用各种压脂方法, 有的方法采用水平金属网在喷嘴孔上面 2 英尺, 并在自由空间有一个气囊在树脂层上部, 最近是决定采用支管式及喷嘴板, 经过 6 年时间, 将运行条件优化, 在 1994 年使用的结构系统是运行成功之作。

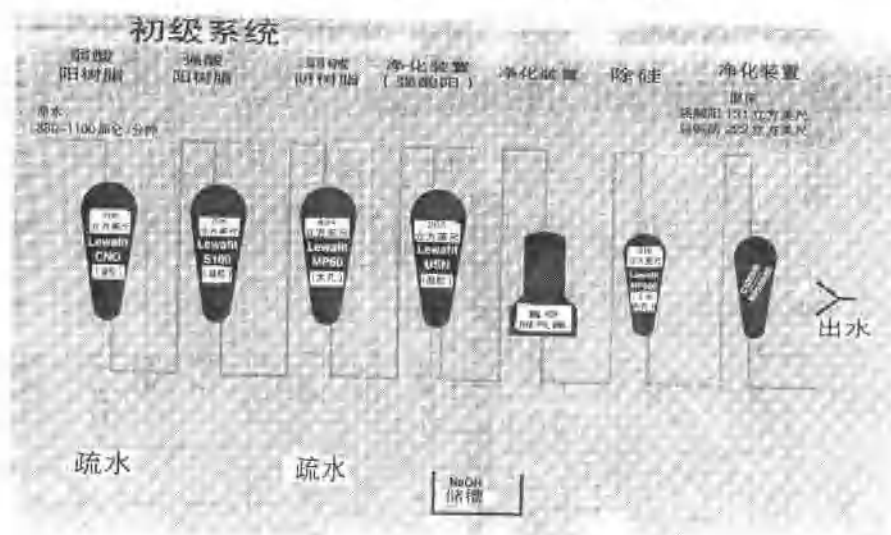
表 4 除盐工厂 II 运行期间 1961—1981(系统:顺流,以 HCl、NaOH 复合再生、母管分散系统)

给水分析(ppm CaCO ₃), 1978—1987 平均值									
Ca、Mg 244	Cl 197	HCO ₃ 150(120—180)	有机物, 以 KMnO ₄ 耗氧表示 7						
Na、K 196	SO ₄ 82	CO ₂ 10	弱碱阴离子 17(15—18)						
		SiO ₂ 528	温度 66—72°F						
总阳离子数 440(510—420)	游离矿物酸	290(255—345)							
工厂运行及运行数据									
净出力	加仑/分钟	周期时间(小时)	平均	最大	每周期总出力(加仑)			如下述	
平均	1,800	运行	15—16	6	自用水耗量(加仑)			105,600	
最大	4,400	再生	3	—	每周期总出力(加仑)			如下述	
离子交换树脂	型式	弱酸阳	强酸阳	弱碱阴	弱酸阳	强碱阴	强酸阳	强碱阴	
Lewatit 号		CNO	S100	MP600	KSN	MP600	SI100MB	MP500MB	
工厂功能		初级系统			净化装置	除 SiO ₂	净床净化器		
运行容器(容量总数)		3(4)	3(4)	5(6)	5(6)	4(5)	4(4)		
每容量净出力	平均/最大 加仑/分	640/1600	640/1600	352/880	352/880	440/1100	440/1100		
每周期总出力	百万加仑	1.15	1.15	0.63	5.3	2.6	50—52		
除盐量	ppm CaCO ₃	150	292	292	3	17	—	—	
每周期去除量	千格令 CaCO ₃	10,005	19,516	10,718	1000	2700	—	—	
树脂工作交换容量	千格令 CaCO ₃	14.4	27.7	21.6	—	8—9			
离子交换树脂量	立方英尺	706	706	494	265	318	131	222	

续表 4

再生剂	HCl		NaOH	HCl	NaOH	HCl	NaOH
浓度 %	3	4	3	4	4	4	4
单位再生剂耗量 磅/立方英尺树脂		7.4	3.9	6	6.3	6.3	6.3
过量再生剂 当量再生剂/当量交换树脂	弱酸阳 + 阳酸阳 1.7		弱碱阴 + 强碱阴 1.94				
再生剂 100% 量 磅	复合再生		2,561	复合再生	1,600	1,996	1,400
设备数据所有设备都是圆锥形	底部嘴板 直径×1.22 为中部直径×1.44 为顶部直径						
圆锥容器表计 英寸	142	142	158	134	142	120	
截面积 平均数/喷嘴板 平方英尺	108/74	108/74	131/90	94/15	108/74	75/52	
运行流速 平均/最大 加仑/分/平方英尺底部	8/20	8/20	4/10	5/13	6/15	9/21	
自用水流速 平均/最大 加仑/分/平方英尺树脂	0.8/2.1	0.8/2.1	0.7/1.8	1.3/3.3	1.4/3.5	1.5/3.1	
树脂床深(最大) 英尺	6.8	7.1	4.7	3.1	3.3	5.3	
自由空间 英尺	9.6	9.3	10.1	5.1	5.2	5.3	
直线高度 英尺	16.4	16.4	14.8	8.2	5.5	10.6	
压降 平均/最大 磅/平方英寸	8/23	8/24	3/7	3/7	3/8	7/21	

图6 除盐工厂Ⅱ顺流再生系统 1967—1987
运行及再生($\text{HCl} + \text{NaOH}$)流程图



除盐工厂Ⅲ的主要特征:离子交换容器 13.8 英尺直径,再生液疏水装置于树脂床表面下 8—10 英寸处,不用喷嘴板,采用较薄衬橡胶平板,焊接在容器底部,在容器上层及下层有一连接管,以使平板上下部的压力得以补偿,在这平板上以夹具按装聚丙烯排水装置。

第一代的排水装置是用橡胶伸缩环连接,使用二年后就脆化损坏了,第二代的装置就不采用橡胶环,自 1974 年用至 1994 年末发生损坏。

开始运行时,采用无油压缩空气顶压,压力为 3 磅/平方英寸,以容器顶部进入,这方法可减少废水,但每次再生至少需二个小时。

以后的几年因除盐水需要量上升,因此需要降低再生时间,因此又改为以除盐水顶压,再生液底部进入,流速为 2.4 加仑/分钟/平方英尺,而顶压水以顶部进入,流速为 3.6 加仑/分钟/平方英尺。

在 80 年代中期,废水排放费用急剧增加,而购除盐水的用户需量减少,因此又改为空气顶压。

以 H_2SO_4 代替 HCl 再生的试验:由于 H_2SO_4 及 HCl 都是本化工厂的产品,试验是在半工业性条件下进行以验证其效率,经 6 个月后,仍决定采用 HCl ,其理由如下:

1、为了除去弱酸阳离子, NaOH 量要增加 89%,每年相当于增加 100% NaOH 1020 吨,价格为 560000 马克。

此外,工厂需建造一个顺流再生弱酸阳,置于强酸阳之前,这时 H_2SO_4 须先稀释至 0.7%,这样废水量增加了 60%,而废水排放价格为 1.6 马克。中和装置也得扩大。

2、在德国,硫酸使用被认为比 HCl 危险。

3、在复合再生弱酸阳/强酸阳时,如是考虑再生剂用量,则 H_2SO_4 比 HCl 便宜,以 H_2SO_4 置换每公斤阳离子为 13.5 马克,而盐酸为 23.7 马克,但假如再生费用包括

a、 NaOH 用以中和过量硫酸。

b、增加原水(0.16 马克/立方米)及除盐水(1.6 马克/立方米)

c、废水量增加,要将 H_2SO_4 浓度降为 0.7% (在弱酸阳之前),排放费用为 1.60 马克/立方米,因此弱酸阳/强酸阳复合再生时,交换每公斤离子的费用为 35.2 马克,比用 HCl 再生贵 49%。

工厂Ⅲ的管道、配件及容器都用碳钢橡胶衬里。

表 5 拜耳公司 3 号除盐工厂、运行日期 1973—1994

逆流再生、空气顶压,以 HCl、NaOH 复合再生,母管制 给水分析(以 ppm、CaCO ₃ 表示):设计数据									
Ca、Mg	265	Cl	253	HCO ₃		140	有机物以 KMnO ₄ 耗氧量表示		
Na、K	215	SO ₄ 、NO ₃	87	真空脱气后 CO ₂		13	5-7		
总阳离子	480	游离矿物酸	340	SiO ₂		5	68-72°F		
工厂运行情况及数据									
净出力(加仑/分钟)		周期小时数		平均/最大		每周期净出水(加仑)			
平均		运行		15/6		自用水耗量(加仑)			
最大		再生		阳树脂 2/阴树脂 3		每周期总出力(加仑)			
离子交换树脂型号		弱酸阳 强酸阳		弱碱阴		强碱阴			
排列	双床层		单床		单床				
Lewatit 号	CNPST		SP112ST		MP64		MP500MI3		
工厂功能	“升级”系统		“升级”系统		“升级”系统				
运行容器(容器总数)	2(3)		2(3)		2(2)				
容器总压力 平均/最大 千加仑/分	1.0/2.5		1.0/2.5		1.0/2.5				
每周期总出力 百万加仑	0.9		0.9		约 6.6				
除盐量 CaCO ₃ ppm	140		340		18				
每周期去除量 千格令 CaCO ₂	7,330		17,839		6,926				
工作交换容量 千格令 CaCO ₃ /立方英尺	30		26.5		7.6				
离子交换树脂数量、压脂层、 交换层	立方英尺		106		71		300		
再生剂	立方英尺		247		918		HCl		
浓度	%		HCl		NaOH		NaOH		
再生剂比耗 磅/立方英尺树脂	3		3.5		3.5		3.5		
再生剂过剩量 当量再生剂/当量交换离子	5.6		2.8		1.9		5.8		
100%再生剂量	1.35		复合再生		弱酸+强酸		4.4		
设备数据	复合再生		3,546		3,096		1,332		
设备	外径 英尺		165		165		165		
内截面积 平方英尺	147		147		147		147		
运行流速 平均/最大 加仑/分钟/平方英尺	6/16		6/16		6/16		6/16		
自用水流速,平均/最大 加仑/分钟/平方英尺	3.6/9.8		1.3/3.6		1/2.6		1.5/4		
离子交换最大床深 英尺	7.4		8.4		7.7		4.7		
自由空间 英尺	5.7		4.7		5.4		8.4		
直线条高 英尺	13.1		13.1		13.1		13.1		
压降 平均/最大 磅/平方英寸	5/15		5/15		6/18		4/8		

图 8 除盐工厂Ⅲ 逆流再生/空气顶压

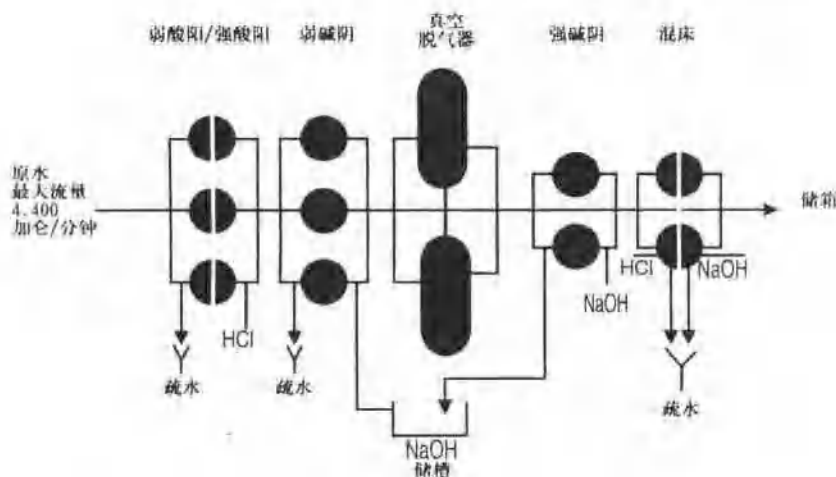
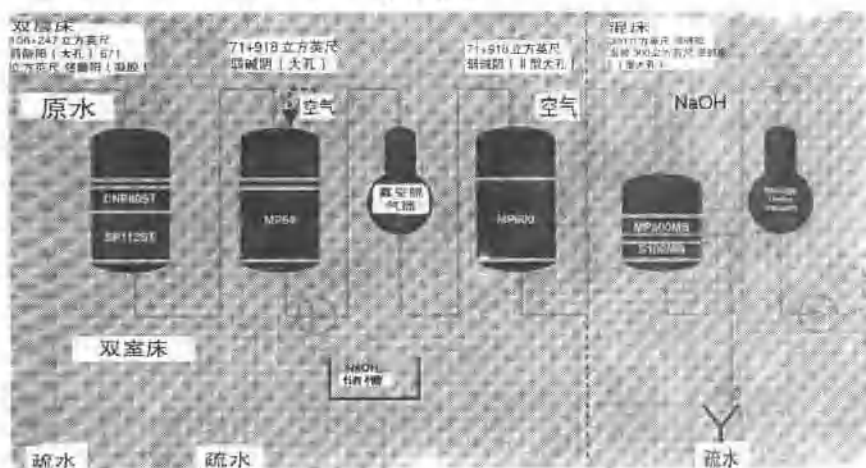


图 9 除盐工厂Ⅲ 逆流再生/空气顶压 1973-1974 运行()及再生(HCl, NaOH)流程图
初级系统



除盐工厂Ⅲ

工厂尺寸及运行情况见表 6, 图 10、图 11 显示工厂的结构及设备排列。

这工厂采用离子交换最新技术, 有三个系列, 每个系列有一台阳床, 一台脱炭器, 一台阴床及一台混床。

初级系统: 阳床及阴床都是复合流化床(简称为 VWS 系统), 如图 12, 在这系统中每个设备分为两个分隔空间, 以喷嘴板隔离, 底层为弱酸(碱)树脂, 上层为强酸(碱)树脂, 双层床运行数年后强弱酸树脂相混合的缺点就消除了。

这情况也发生在混床中, 树脂细粒常堵塞滤网, 在 VWS 系统, 树脂分装在二室, 因此可用较高的床层, 因此

a、容器的直径可减少,节约了制造费用。

b、较高运行潜力可利用。

c、占地面积也能减少,例如 2000 加仑/分钟的 VWS 系统只占通常顺流再生工厂(12.5 英尺直径,15 英尺高)的八分之一。

在系统中,树脂在每周期时受压二次,一次是在开始运行时将树脂托起,另一次是在周期终了时,树脂沉降,因此树脂可每年反洗一次。

上面喷嘴板采用特殊设计的喷嘴,在螺帽上有一逆止阀,如图 13,浮动的惰性物质能保证再生剂在整个树脂床层表面均匀分布。

净化装置:系统内共有三台多级设备,分别供各系列用,每台有三个分离的空间,以喷嘴板相隔,成为三层的浮动床。

水都是自下至上流向,底层装有强酸阳树脂(凝胶型),中间为强碱 I 型凝胶型阴树脂,上层再是强酸阳树脂(凝胶型),以去除以强碱阴树脂中水解产生的胺类。

净化装置的进水电导率为 2 微姆/厘米时,出水电导率可达 0.06 微姆/厘米, SiO_2 可小于 10ppb。

由于床深只有 2 英尺,多级净化器的流速可达 40 加仑/分钟,因此压降没有明显上升。

树脂再生采用自动逆流再生,水流由上向下,在中室有滤网装在惰性树脂层中,经过这滤网,上室来的酸由此排走,NaOH 送中室树脂层,相同的滤网装在下室惰性树脂层中,将 NaOH 排除,再生下室强碱树脂的酸由此进入。

此法每个树脂床可同时单独再生,不论强碱树脂是否失效。

由于树脂床是分开的,并采用逆流再生,可比混床系统减少一半再生剂量,此外,周期可长达 810 周或比混床的周期可长一倍,出水电导率可经常保持在 0.06 微姆/厘米,由于自下而上运行,避免了沟隙旁路,改善了周期时间及离子漏泄。

在除盐工厂 IV 作下列试验,在以 2 微姆/厘米的除盐水进入多级净化装置一个月后,将 100 微姆/厘米的原水进入多级净化装置,出水电导率只是略有上升,从 0.06 上升至 0.07 微姆/厘米,净化装置仍能继续运行,直至底层强酸阳树脂失效。

二氧化硅始终低于 10ppb,像初级树脂一样,多级净化装置中的树脂也只要每年取出反洗一次。

自动化系统:在初级系统中,阳树脂及阴树脂量的安排是使阳树脂首先失效,每系列的失效点是检测阴床出口电导率的上升(高至 12 微姆/厘米),系统上没有 SiO_2 表, SiO_2 的测定是定期人工取样。

计算机系统输入的数据有原水碱度,游离矿物酸,总出力,及每周期再生剂量。

典型的运行方式是二个系列运行,第三个系列在再生或备用。

最大出力运行时,三个系列包括多级净化装置都投入运行,只有在再生时停用。

计算机系统保证在任何情况下,至少要有二个系列投入运行,要达到这条件,与第三个系列有连锁,当一个系列尚在再生时,另外的系列须得保持运行,计算机以日输入的碱度,游离矿物酸,再生剂量,及每系列上一个周期的总出力计算出设定周期时间,当出现二个系列再生时间重叠时,将运行时间较长的这系列停用再生,使其赶在其他系列设定再生之前,这样可在其他系列准备再生前,这系列能投入运行,这系列提前再生时可用当量数较低的 HCl 及 NaOH,系统安排采用 14% HCl、10% NaOH 过剩量,使废水能中和。

所有数据能短期储存,能以表格或单个数据重读,超过一个月后,可将其储存于 CD-ROM。