

海水淡化

1
1978

总第7期

科学技术文献出版社

本 刊 稿 约

一、本刊欢迎下列各方面内容的稿件：

以马列主义、毛泽东思想为指导，探讨和交流海水淡化科技领域内的理论和实践问题，总结、交流群众开展科学实验的经验；介绍国内外海水淡化技术研究成果及其在污水处理、纯水制备和工业生产上的分离、提纯、浓缩等方面的应用情况；普及淡化技术及其有关方面的基础知识；反映广大工农兵群众、革命干部、革命科技工作者相结合所取得的科研成果。

二、来稿注意事项：

1. 来稿请用横格稿纸，文字用钢笔书写，字迹力求清楚，每标点符号占一格。
2. 稿中如有插图（包括曲线图）请用黑墨工整地绘在硫酸纸（透明纸）上，图中注字请勿随意自创简化写法。
3. 稿中如有引用的参考文献请注明出处。如为期刊时，一般包括下列项目：作者、发表年代、论文题目、期刊名称、卷号、期号、页码。如为图书时，一般包括：作者、出版年代、书名、出版社、页码。各种文字的参考文献以中、日、英、俄为序。其中，中文按姓氏笔划，外文按字母顺次排列编号置于文末。
4. 来稿请附本单位的推荐信。
5. 请勿一稿两投。
6. 来稿请寄青岛市南海路7号海水淡化编辑部。

海 水 淡 化

（限国内发行）

1978年第1期（总第7期）

编辑者：海水淡化编委会

地 址：青 岛 市 南 海 路 7 号

出版者：科学技术文献出版社

印 刷 者：中国科学技术情报研究所印刷厂

新华书店北京发行所发行 各地新华书店经销

开本 $787 \times 1092 \cdot \frac{1}{16}$ 5.5印张 139千字

统一书号：17176·147 定价：0.50元

1978年7月出版

《海水淡化》1978年第1期 (总第7期)

目 录

蒸 馏 法

- 多效多级蒸馏法海水淡化小型试验研究——蒸发工艺试验.....旅大市多效多级蒸馏法海水淡化会战组 (1)

反 渗 透

- 管式反渗透淡化器中浓度极化的控制.....国家海洋局第二海洋研究所一室反渗透管式组 (14)
- 关于芳香聚酰胺酰肼反渗透膜渗透系数的初步考察.....中国科学院大连化学物理研究所 陈嘉彦 (16)
- 中空纤维膜分离装置的研制.....四川省化学工业研究所 (20)

膜 技 术

- 谈谈防止膜面污染的原水予处理和膜面洗净方法.....中国科学院上海有机化学研究所 许景文 (25)

电 渗 析

- 电渗析淡水的 pH 及电渗析器的效率与直流电源的关系.....北京石油化工总厂实验厂三室 (30)
- 电渗析器的生产运行.....徐梅生 (33)
- 100吨/时电渗析器出厂试验.....无锡塑料三厂、北京热电厂、北京电力设计院三结合试验组 (37)
- 国内电渗析科研与应用零讯.....刘禄声供稿 (40)

产 品 介 绍

- 几种电渗析淡化器.....上海塑料配件厂 (43)

技术讲座

电渗析水处理的基本知识

第一讲 电渗析法脱盐原理和特点·····

·····上海市化工七·二一工人大学无机化工系、上海海燕电子器件厂 (49)

海水淡化小知识

(一) 蒸馏法·····国家海洋局科技情报研究所 李国庆 (55)

会议简讯

国家海洋局“反渗透圆板式玻璃钢淡化器、二醋酸纤维素膜、醋酸丁酸纤维素膜定型鉴定

会”在杭州召开·····国家海洋局供稿 (24)

四川省超纯水制备及使用管理现场会在永乐县召开·····吴济华供稿 (36)

评述

几个城市解决缺水问题的措施及海水淡化发展前景·····天津大学化工系化工机械教研室 (59)

译文

二十五年来电渗析装置的运转经验····· (64)

电渗析的过去、现在、将来····· (71)

应用离子交换膜从含盐污水中制取酸和碱····· (76)

海水经电渗析脱盐后的化学组成····· (80)

多效多级蒸馏法海水淡化小型试验研究 ——蒸发工艺试验

旅大市多效多级蒸馏法海水淡化会战组

随着现代工业的迅速发展和城市人口的增加,许多国家和地区都感到水源不足。我国幅员辽阔,海岸线长达一万八千多公里。建国以来,随着工农业生产及国防建设事业的发展,沿海城市人口比例增大,淡水需用量随之激增。为了解决日益严重的缺水问题,世界各国都在积极发展海水淡化工业。据最近统计,世界各地进行生产的海水淡化工厂中,日产100吨以上的设备已超过1,000套,总的产水量为2,000,000吨/天(公开发表的,不包括船用设备),其中蒸馏法就占660套,产水量约为1,700,000吨/天,占总产水量的85%。蒸馏法不仅适用于大规模生产,对中小型也适用,例如船舶用的小型淡化装置,也多采用蒸馏装置。蒸馏法造水质量高,在生产技术上也比较成熟。大型设备的造水价格已降到0.40元/吨以下。今后随着技术的改进,造水价格还有可能继续下降。

蒸馏法中应用最广的有多级闪蒸法和多效蒸发法两大类。近年来的发展趋势是采用两者相结合的方式,也就是兼取两者之长,形成所谓多级多效蒸发设备。我们所采用的也是这种联合法。这种方法的主要优点是(1)传热效率高,(2)操作弹性大,(3)海水循环量少,予处理的海水量也少,(4)造水质量高,

含盐量可以低于5 ppm(即百万分之五)。

为了设计日产2,000吨淡水的中型生产设备,我们建立了一套日产30吨的小型试验设备,经过设计、加工、安装和调试,于1975年末开始试验,先后经过用自来水和配制的盐水进行试验,在取得了一些数据和不断改进测试、自控系统后,又对海水进行了系统的试验。结果证明,经过一年多的试验和分析,这套作为9效9级中型设备的雏型——3效3级小试设备是能够满足原来设计要求的。从1975年12月起至1976年11月末为止的一年时间中,共进行了44次试验,取得试验数据共288组,累积运转时数约为800小时。实验证明,在不同操作条件下,造水量大多数在450—550公斤/小时的范围内,如按9效计算,每天造水量为32.4—39.6吨,比原设计产量30吨为高。小试的造水比,也就是蒸汽消耗量的指标为2.5公斤水/公斤汽,如果按9效计算,造水比约为7.5。生产的淡水含盐量都小于5 ppm,符合中压锅炉用水的要求。

一、试验设备及流程

主要设备为一三效垂直管型降膜蒸发器,每效各带一闪蒸室和一海水予热器。具体流程

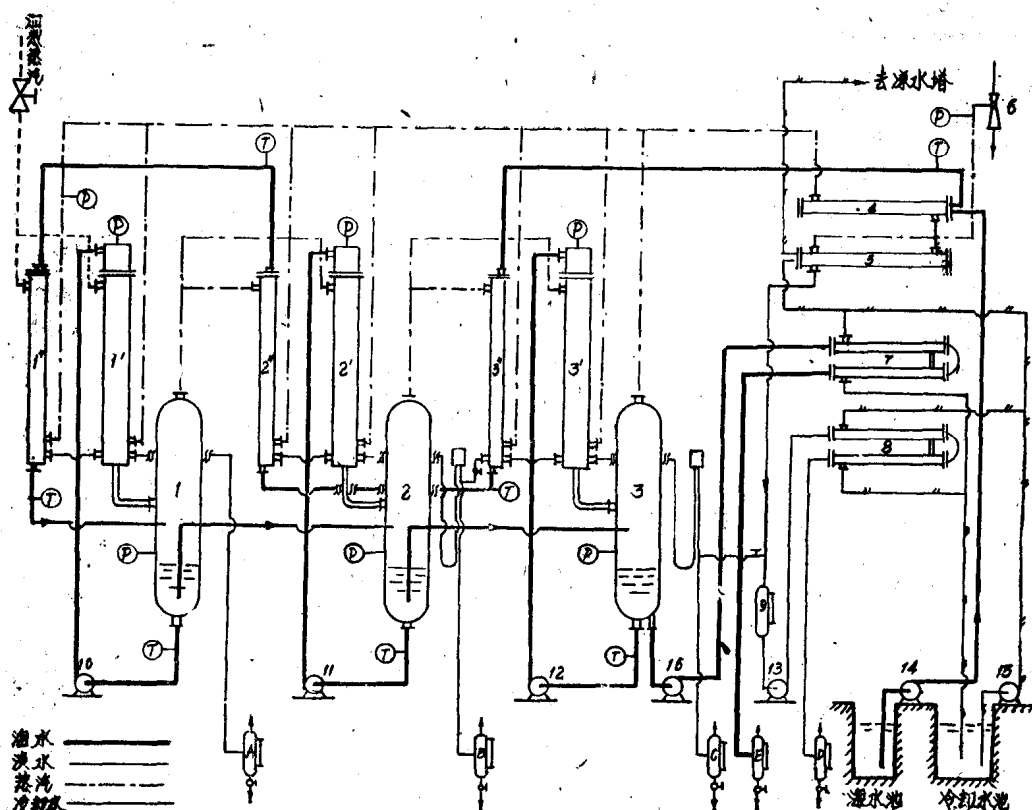


图1 流程图

如图1所示。

在图1中：

1, 2, 3——分别表示三个闪蒸室；

1', 2', 3'——分别表示三个降膜蒸发器；

1'', 2'', 3''——分别表示三个列管式海水予热器（同时也是淡水冷凝器）；

4——用进料海水冷却的最终冷凝器（同时也是海水的最初予热器）；

5——用凉水塔送来的冷水冷却的最终冷凝器；

6——水喷射真空泵；

7——浓盐水的套管冷却器；

8——淡水套管冷却器；

9——淡水中间罐；

10, 11, 12——各效盐水循环泵；

13——淡水排出泵；

14——海水进料泵；

15——冷却水循环泵；

A——加热蒸汽凝液计量罐；

B——第1效蒸出淡水计量罐；

C——第1, 2效蒸出淡水计量罐；

D——总淡水计量罐；

E——浓海水计量罐。

作为主要设备的垂直管型降膜蒸发器是用7根B10镍铜管（10/90= Ni/Cu）组成，管径为 $\phi 45 \times 2$ ，管子有效长度为2,963毫米；每效蒸发器的传热面积为2.94平方米。为了使海水能在管内壁流下时形成薄膜，每根管子的上端皆装有液体分布器，其构造如图2所示。分布器共采取了三种不同形式，第1效用的是单孔旋流式，第2效用的是环隙式，第3效用的是双孔旋流式。几种分布器结构虽有不同，但设计时液体通道皆为等截面。为了检验分布器形成液膜的情况，对三种分布器都作了冷模试验，用同一直径的玻璃管进行试验观察，结果肯定在水量比较小时，即每根管子的流量大于126公斤/小时，就可以形成稳定的液膜（这一流

量相当于980公斤/小时·米周长)。通过试验,认为双孔旋流式分布器为最好。闪蒸室和蒸发器的主要尺寸详见图3。闪蒸室上部装有不锈钢丝网,作为捕沫器,以除去蒸汽中可能夹带的盐水水滴。

各效所附的予热器也是垂直列管式,所用的管子为77-2 铝黄铜,管束为7根,管径为

$\phi 24 \times 1$, 管长为2,990毫米, 传热面积为1.58平方米。在试验过程中,发现予热面积太大,以后堵塞两根管子,使海水仅能通过5根管子,故予热器实际传热面积为1.13平方米。

闪蒸室第1, 2效罐内用酚醛环氧烤漆涂层,第3效则用大漆涂层,其它与海水接触的钢制部件均涂有保护层。

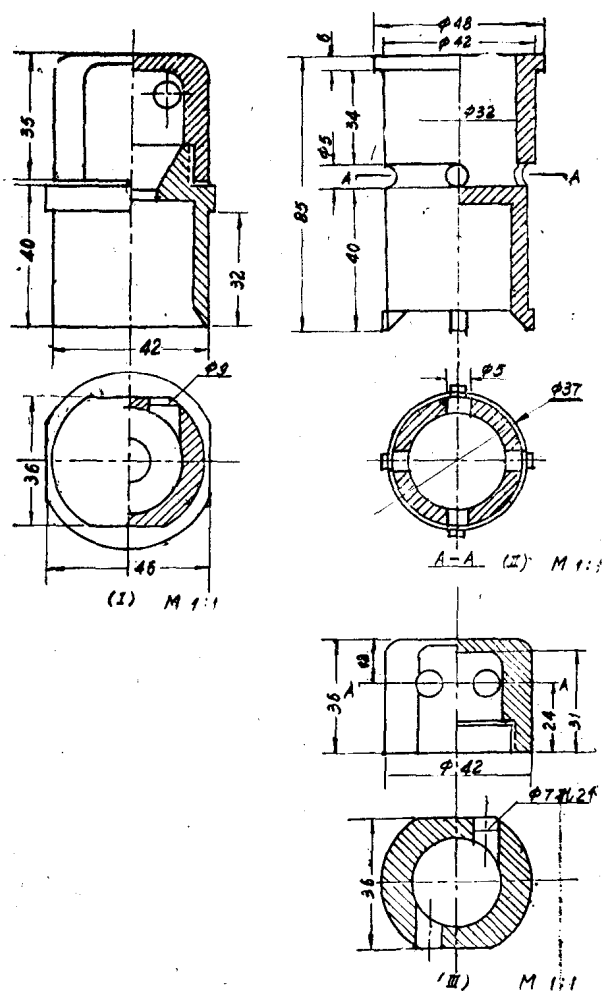


图2 分布器

I, II, III分别表示第1、2、3效所用三种不同形状的分布器

二、试验方法

原料海水先由进料泵14打往冷凝器4, 被

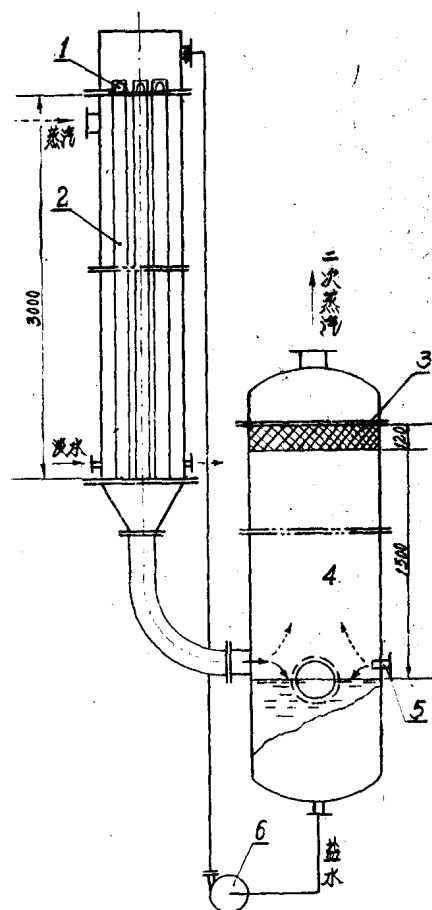


图3 蒸发器、闪蒸室连接示意图

1为分布器; 2为加热室; 3为捕沫器; 4为闪蒸室; 5为闪蒸进料管; 6为循环泵。

管外的二次蒸汽加热, 再依次经过予热器3", 2", 1"逐步予热到沸点。然后通入第1闪蒸室进行闪蒸, 并用循环泵10不断送往降膜蒸发器1'的上部水室, 经过液体分布器使海水形成薄

膜沿垂直管壁流下时被蒸发。由于冷凝器5接真空泵6，而第1效是用锅炉送来的加热蒸汽，每效之间形成一定的压差，也即形成一定的温差，可以使海水自动地由闪蒸室1流往第2室和第3室，逐效逐级被蒸发浓缩，最后从第3闪蒸室下部排出浓海水。

在第1效和第1予热管外冷凝的水可以用计量罐A测定，这就是耗汽量D₁公斤/小时。在第2效和第2予热器管外冷凝的产品淡水可以用计量罐B测定；也可以和第3效及第3予热器中的冷凝水汇合后，通往计量罐C中测定，这就是第1、2两效蒸出的水量之和。至于三效的总产水量可以用计量罐D测定，当然在测总产水量时，B及C两罐是闭死不用的。这样不仅能测定每小时生产的总淡水水量，也能分别测定第1效的产水量和测定第1、2效的产水量。可以互相核算，求出每一效的产水量。

三效蒸发器的操作条件可以改变，从而模拟9效中型设备的任意三个相邻效。不同的操作条件是利用调节加热蒸汽压力和最终的真空度大小来控制。但是由于加热蒸汽压力调节最低时也为0.1公斤/厘米²表压，加上真空泵容量不够，故实际所能模拟的条件为1—3，2—4，3—5，4—6各效的操作情况。最后几效未能模拟操作。

三、试验结果和数据整理

(一) 海水

以海水为原料的试验共进行了12次，取得试验数据60组。因为相同的操作条件下，数据基本上重复，故选择不同操作条件下有代表性的数据13组列于表1。

表1 操作条件造水量与造水比(海水)

序号	海水进料量 (公斤/小时)	初浓度 (%)	计算最终浓度 (%)	分析最终浓度 (%)	加热蒸汽量 (公斤/小时)	加热蒸汽温度 (℃)	末效真空度 (mmHg)	总温差 (℃)	造水量 (公斤/小时)	造水比 (公斤水/公斤汽)	热量损失(加测 量偏差) (%)	淡水质量 (含盐) (ppm)
H102	1,800	2.16	2.94	2.58	193	127.0	57	29.0	480	2.48	4.70	2.0
H206	1,800	2.10	2.80	2.54	185	117.3	250	28.3	451	2.44	1.97	1.7
H227	1,100	3.40	5.40	—	172	117.4	260	27.4	407	2.37	7.00	3.5
H301	1,800	4.13	5.60	5.45	188	108.5	425	28.3	473	2.52	3.03	1.0
H702	1,800	4.70	6.29	6.27	185	103.5	500	29.0	460	2.48	4.05	1.6
H701	1,800	4.70	6.75	—	219	108.6	500	33.4	548	2.50	4.10	1.6
H807	1,800	3.47	4.72	4.30	198	113.8	350	29.1	485	2.45	5.26	1.0
H811	1,800	3.47	4.78	4.33	213	123.5	150	28.7	500	2.35	5.70	—
H113	1,640	3.00	4.47	4.56	222	128.0	80	30.0	540	2.44	5.40	2.8
H112	1,540	3.00	4.67	4.73	220	127.0	80	29.5	555	2.52	4.20	3.0
H902	1,800	4.13	5.65	5.41	194	104.8	500	30.9	484	2.50	4.32	1.2
H903	1,800	4.13	5.90	5.70	216	104.9	560	35.8	540	2.50	3.10	1.2
H906	1,800	4.13	6.23	6.07	246	104.8	610	40.0	604	2.46	3.62	2.5

注：总温差 = 加热蒸汽温度 - 末效循环温度

从表1可以看出平均造水量为502公斤/小时，相当于9效9级能产1,506公斤/小时，也即86吨/天。比原设计30吨/天高出约20%。应该指出，这13组数据中有4组的总温差大于

30℃，故造水量偏高。又从表1可以看出平均造水比为2.46公斤水/公斤汽，这与原设计的2.50也很接近。在全部试验中，热量损失都不超过7%，当然还包括测量误差在内，负偏差

是极个别的, 故热量平衡也是合理的。关于各效之间的温度分布和压力分布见表2, 各效降膜蒸发器和预热器的传热系数见表3。从表3可以看出, 由于操作条件不同, 蒸发器传热系

数的范围有相当大的波动, 从2,080到3,840千卡/米²·小时·°C。但是, 大多数的K值是在2,500—3,000之间, 所以平均值是在2,600—2,800之间。至于预热器的传热系数, 多数在

表2 温度及压力分布情况 (海水)

序号	海水进 冷凝器 (°C)	冷凝器 出口 (°C)	三效予 热器出 口(°C)	二效予 热器出 口(°C)	一效予 热器出 口(°C)	三效循 环温度 (°C)	二效循 环温度 (°C)	一效循 环温度 (°C)	加热蒸 汽温度 (°C)	一閃蒸罐 顶压力 (毫米汞柱)	二閃蒸罐 顶压力 (毫米汞柱)	三閃蒸罐 顶压力 (毫米汞柱)
H102	75.5	97.0	104	111.0	119.5	98.0	104.5	113	127.0	1160	890	703
H206	70.7	89.0	95.9	103.0	114.0	89.0	97.0	105.5	117.3	880	694	510
H227	64.0	89.0	95.8	103.5	109.0	90.0	96.5	105.2	117.4	866	690	500
H301	59.0	79.0	87.2	96.6	106.9	80.2	90.0	99.0	108.5	685	504	335
H702	47.5	73.5	80.0	91.0	101.6	74.5	85.0	94.0	103.5	560	410	260
H701	46.0	73.3	81.0	94.0	106.0	75.2	86.7	97.0	108.6	620	450	260
H807	56.0	84.8	92.0	101.2	111.6	84.7	94.1	103.2	113.8	816	587	410
H811	57.0	94.3	102	111.0	118.3	94.8	104.1	112.4	123.5	1127	862	610
H113	60.7	97.0	105	114.8	120.1	98.0	106.8	116.2	128.0	1275	944	680
H112	58.5	96.0	104.8	114.8	119.5	97.5	106.5	116	127.0	1275	944	680
H902	47.4	73.0	81.2	91.8	102.5	73.9	84.4	94.0	104.8	580	410	260
H903	47.0	67.5	75.6	89.4	102.0	69.1	81.7	92.7	104.9	550	367	200
H906	46.5	62.5	69.9	87.2	101.5	64.8	79.2	91.2	104.8	520	332	150
平均 差值						9.8°C	9.5°C	11.5°C		217.6		194.3

表3 降膜蒸发器及预热器的传热系数(千卡/米²·小时·°C) (海水)

序 号	一效温差 (°C)	一效传 热系数	二效温差 (°C)	二效传 热系数	三效温差 (°C)	三效传 热系数	第一予 热器平 均温差 (°C)	一予传 热系数	第二予热 器温差 (°C)	二予传 热系数	第三予热 器温差 (°C)	三予传 热系数
H102	14.0	2,080	8.5	2,900	6.5	3,840	11.2	1,190	4.65	2,360	4.00	2,720
H206	11.8	2,250	8.5	2,740	8.0	2,940	7.5	2,290	5.30	2,080	3.47	3,080
H227	12.2	2,350	8.7	2,520	7.0	3,220	11.2	4.65*	4.50	1,620*	4.10	1,570*
H301	9.5	2,960	9.0	2,600	9.8	2,500	5.14	3,050	5.90	2,430	5.97	2,090
H702	9.5	2,880	9.0	2,410	10.5	2,350	5.63	2,900	7.13	2,360	7.80	1,270
H701	11.6	2,820	10.3	2,530	11.5	2,580	6.95	2,650	7.80	2,640	9.00	1,170
H807	10.6	2,780	9.1	2,650	9.4	2,730	5.95	2,700	5.34	2,655	4.83	2,290
H—811	11.1	3,030	8.3	2,990	9.3	2,770	8.33	1,357	4.48	3,100	4.98	2,400
H113	11.8	3,090	9.4	2,500	8.8	3,220	10.6	665*	4.70	2,940	4.70	2,400
H112	11.0	3,260	9.5	2,960	9.0	3,240	9.9	630*	4.47	2,970	11.84	2,420
H902	10.8	2,700	9.6	2,460	10.5	2,420	6.18	2,590	6.02	2,680	6.44	2,080
H903	12.2	2,620	11.0	2,300	12.6	2,300	7.5	2,560	8.39	2,500	9.58	1,285
H906	13.6	2,680	12.0	2,260	14.4	2,320	8.55	2,540	10.34	2,540	13.00	864
平 均		2,730		2,600		2,800		2,380		2,600		2,000

*为进料量较小的情况, 在求平均值时未包括在内。

2,000—2,500 之间。在进料量特别少时, 如 H227, 这组数据是在 $G_0=1,100$ 公斤/小时下取得的, 予热器的传热系数自然也特别低, 这是由于流速小的关系。

表 4 和图 4 反映出造水量随总温差的增大而增加。表 5 和图 5 反映出造水量也随加热蒸汽温度的升高而略有增大。总温差大, 传热推

动力增大, 当然总传热量也增大, 结果造水量增加, 这是容易理解的。在总温差基本上相同的情况下, 加热蒸汽温度提高, 则整个多效系统的温度也相应的提高, 因此各效的传热系数也有所提高, 所以其结果也是使造水量有所增加。

各效蒸发器的传热系数与操作温度的关系

表 4 总温差与造水量的关系

序 号	造 水 量 (公斤/小时)	总温差 (°C)	序 号	造 水 量 (公斤/小时)	总温差 (°C)
H234	346	22.3	H902	484	30.9
H214	389	23.5	H901	480	31.1
H231	432	27.4	H701	548	33.4
H206	451	28.3	H211	502	33.9
H102	480	29.0	H903	540	35.8
H702	460	29.0	H905	595	39.4
H703	457	29.3	H906	604	40.0

表 5 加热蒸汽温度与造水量的关系

序 号	造 水 量 (公斤/小时)	加热蒸汽温度 (°C)	Δt 总	序 号	造 水 量 (公斤/小时)	加热蒸汽温度 (°C)	Δt 总
H112	555	127.0	29.5	H242	520	117.8	27.8
H811	500	123.5	28.7	H243	518	118.0	28.0
H807	485	113.5	29.1	H806	480	113.7	28.3
H113	540	128.0	30.0	H808	494	123.5	28.3
H301	473	108.5	28.3	H809	496	123.5	28.3
H702	460	103.5	29.0				

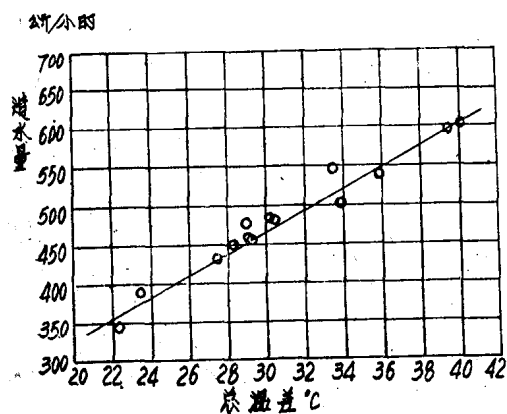


图 4 总温差与造水量的关系

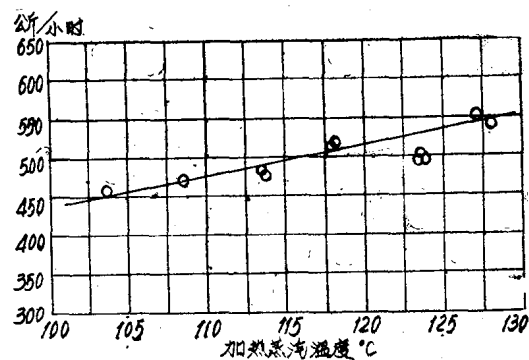


图 5 加热蒸汽温度与造水量的关系

表6 操作温度与传热系数的关系

序 号	降 膜 蒸 发 器					
	t_1' (°C)	K_1'	t_2' (°C)	K_2'	t_3' (°C)	K_3'
H102	113.0	2,080	104.5°	2,900	98.0	3,840
H206	105.5	2,250	97.0	2,740	89.0	2,940
H227	105.2	2,350	96.5	2,520	90.0	3,220
H301	99.0	2,960	90.0	2,600	80.2	2,500
H702	94.0	2,880	85.0	2,410	74.5	2,350
H701	97.0	2,820	86.7	2,530	75.2	2,580
H800	103.2	2,780	94.1	2,650	84.7	2,730
H811	112.4	3,030	104.1	2,990	94.8	2,770
H113	116.2	3,090	106.8	2,500	98.0	3,220
H112	116.0	3,260	106.5	2,960	97.5	3,240
H902	94.0	2,700	84.4	2,460	73.9	2,420
H903	92.7	2,620	81.7	2,300	69.1	2,300
H906	91.2	2,680	79.2	2,260	64.8	2,320

序 号	预 热 器					
	t_1'' (°C)	K_1''	t_2'' (°C)	K_2''	t_3'' (°C)	K_3''
H102	115.0	1,190	107	2,360	100.5	2,720
H206	109.0	2,290	99.5	2,080	92.5	3,080
H227	106.0	465	99.6	1,620	92.5	1,570
H301	102.0	3,050	92.0	2,430	83.0	2,090
H702	96.0	2,900	85.5	2,360	76.6	1,270
H701	100.0	2,650	87.5	2,640	77.0	1,170
H800	106.4	2,700	96.5	2,655	88.5	2,290
H811	115.0	1,357	106.5	3,100	98.0	2,400
H113	118.0	665	110.0	2,940	101	2,400
H112	117.0	630	110.0	2,970	100.4	2,420
H902	97.0	2,590	86.5	2,680	77.0	2,080
H903	95.6	2,560	83.0	2,500	71.5	1,285
H906	94.3	2,540	78.6	2,540	66.0	864

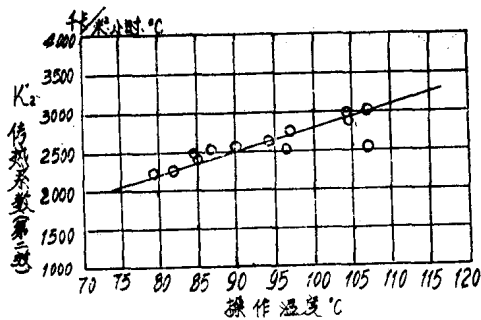


图6A 操作温度与传热系数的关系

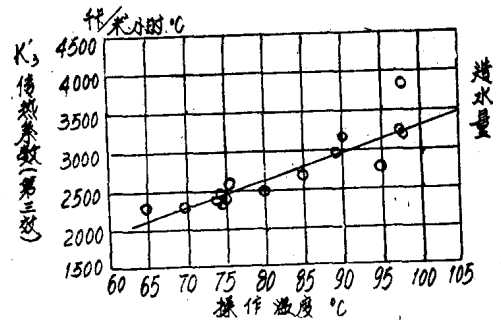


图6B 操作温度与传热系数的关系

见表6和图6A, 6B, 这也说明操作温度高时传热系数 K' 值增大。对于降膜蒸发器而言, 操作温度高, 液膜粘度降低, 自然对膜层传热是有利的。不过对第1效而言, 点子比较分散, 不如第2、3效那样有规律。

各予热器的传热系数 K'' 与操作温度的关系也有相类似的规律, 但不明显。只能说明予热器的 K'' 值大多数是在2,000—3,100千卡/

米²·小时·°C之间。在做上述分析时, 蒸发器的操作温度是海水在该效中的循环温度。予热器的操作温度则是海水在该予热器进出口温度的平均值。

(二) 盐水的试验结果

对配制的盐水共进行了16次试验, 取得试验数据110组。因为结果和海水相差不大, 所以

表7 操作条件造水量及造水比的关系 (盐水)

序号	进料量 (公斤/小时)	初浓度 (%)	终浓度 (%)	加热蒸汽量 (公斤/小时)	加热蒸汽温度 (°C)	末效真空度 (mmHg)	总温差 (°C)	造水量 (公斤/小时)	造水比 (公斤水/公斤汽)	热量损失 (%)	水质 (含盐量) (ppm)
Y133	1,750	2.77	4.01	229	127.0	37	27.9	540	2.36	7.05	1.5
Y135	1,750	2.77	4.15	225	126.5	25	27.8	584	2.58	2.46	1.0
Y144	1,750	3.80	5.11	165	108.0	400	27.5	455	2.76	3.96	4.0
Y146	1,750	3.80	5.11	156	108.0	410	28.0	450	2.87	2.58	3.5
Y151	1,750	3.80	5.14	185	108.0	400	28.0	455	2.46	1.83	7.5
Y153	1,750	3.80	5.18	173	108.0	390	28.1	465	2.68	2.48	6.0
Y155	1,750	3.80	5.10	168	108.0	390	28.6	446	2.66	2.23	2.5
Y162	1,850	3.80	4.90	165	108.0	417	29.0	420	2.54	-8.80	3.5
Y163	1,080	3.80	5.30	122.5	108.0	400	32.0	306	2.50	-4.28	—
Y172	1,740	4.60	6.50	200	108.0	490	34.0	508	2.54	3.96	3.0
Y177	1,740	4.60	6.80	214	108.0	560	41.5	561	2.62	-1.39	—
平均								471	2.59		

表8 降膜蒸发器及予热器的传热系数 (盐水) (单位: 千卡/米²·小时·°C)

序号	一效温差 (°C)	一效传热系数	二效温差 (°C)	二效传热系数	三效温差 (°C)	三效传热系数	一予热器 平均温差 (°C)	一予热器 传热系数	二予热器 平均温差 (°C)	二予热器 传热系数	三予热器 平均温差 (°C)	三予热器 传热系数
Y133	10.0	3,720	9.5	2,910	8.4	3,300	9.10	965	5.30	2,250	5.00	2,600
Y135	9.5	3,860	9.5	3,130	8.3	3,640	8.95	945	5.57	2,370	5.25	2,440
Y144	10.0	2,460	10.0	2,330	7.5	3,130	4.55	3,280	5.57	2,180	5.00	2,460
Y146	10.0	2,300	10.0	2,280	8.0	2,920	5.88	2,540	6.16	1,970	5.00	2,370
Y151	10.5	2,580	9.5	2,400	8.0	2,920	5.33	3,210	5.57	2,140	5.00	2,370
Y153	10.4	2,360	10.1	2,320	7.6	3,140	4.68	3,820	5.84	2,100	4.85	2,510
Y157	10.9	2,170	10.0	2,220	7.7	2,380	5.50	3,280	5.90	2,100	5.00	2,370
Y162	9.2	2,810	7.8	2,520	12.0	1,830	5.94	1,770	7.95	2,640	9.00	1,145
Y163	8.5	2,360	7.0	2,070	16.5	960	7.44	765	6.74	1,650	11.25	690
Y172	13.0	2,150	12.0	1,840	9.0	3,320	7.27	3,000	8.65	2,720	9.34	1,560
Y173	15.0	1,980	14.0	1,820	12.5	2,330	9.30	2,500	9.33	2,520	10.40	1,480
平均		2,604		2,350		2,715		2,370		2,440		2,000

仅选代表性数据11组, 用表7, 表8加以说明, 并和海水数据作比较。从表7, 8中可以看出, 以配制盐水为原料, 造水量平均为470公斤/小时, 造水比平均2.59公斤水/公斤汽, 都和海水的结果相差不多。降膜蒸发器和预热器的传热系数也和海水很接近。

在用盐水和海水进行试验时, 由于自控系统不断改进, 测温点的自动记录数据也经过仔细校正, 测温误差可以保证在 $\pm 0.3^{\circ}\text{C}$ 以下, 因此, 在相同操作条件下, 试验数据是可以重复的。

四、关于蒸发工艺部分的初步结论

根据上述小试结果的分析, 我们认为可以提供中型工厂设计参考的工艺条件有:

1. 淡水产量能够保证和原设计一致, 虽然按前面六效的条件操作结果比原设计产量略高, 但后三效由于温度较低, 其产水量会比前面各效稍低, 但平均可以达到原设计产量。

2. 试验所得的造水比始终在2.5左右, 故对9效9级而言, 应该达到7.5, 但是由于后几效产水量下降, 造水比可能略低于7.5。

3. 造水质量, 不论是海水还是盐水, 也

不论操作条件如何改变, 生产的淡水含盐量大多数在5ppm以下, 而平均含盐量则在2—3ppm左右。这是符合设计要求的。

4. 降膜蒸发器传热系数, 对光滑管而言, 选用 $2,500-3,000$ 千卡/米²·小时· $^{\circ}\text{C}$ 是合适的。对于预热器而言, 传热系数选用 $2,000-2,500$ 千卡/米²·小时· $^{\circ}\text{C}$ 也是合适的, 前提是海水在管内流速应大于1.3米/秒, 因为这是小试时在管内的线速度。

5. 根据物料衡算和热量衡算的结果分析, 产品淡水中含有80—85%是降膜蒸发器中蒸出的, 仅有15—20%是经过闪蒸产生的。当浓缩比增大, 也即海水进料量减少时, 则闪蒸产生的水量所占比例就更低。这些结论和国外资料上的报道基本上是一致的。

6. 用表1中海水进料量为1,800公斤/小时的十组数据统计, 最终浓度和初浓度的浓缩比平均为1.39; 如果换算为9效, 则浓缩比应为2.7。中试设计选取浓缩比为2.5也和小试情况基本上一致。

五、小试设备连续运转结果

于1977年6月22日至29日, 小试设备进行了155小时的连续运转, 取得了64组数据, 见图7。

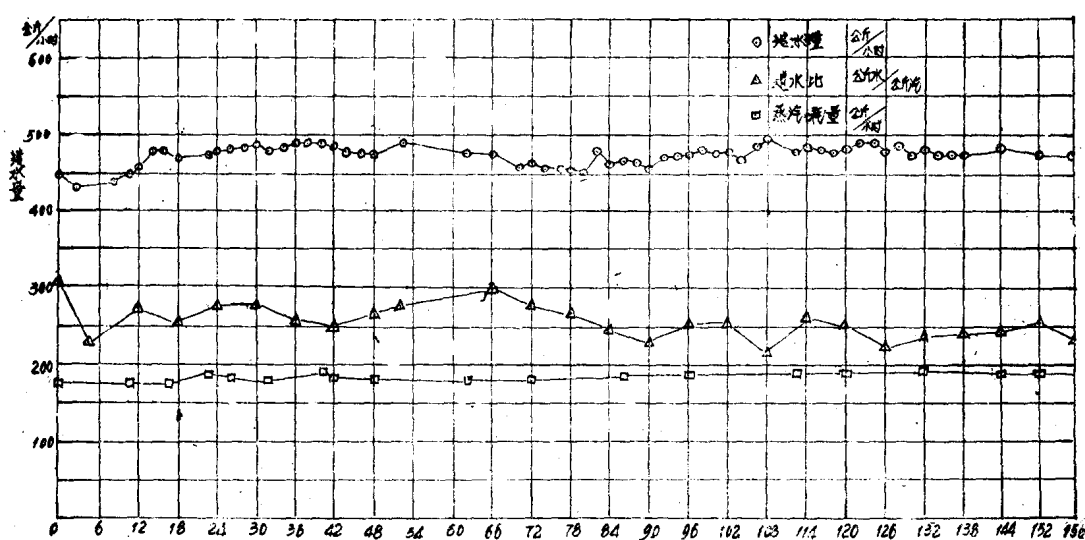


图7 连续运转数据

主要结果如下:

1. 在155小时的连续运转中, 操作稳定, 每小时生产淡水量在450—500公斤之间变化, 平均造水量为475公斤/小时, 155小时共计生产了淡水73.6吨。如果按9效计算, 每天产量为34吨。

2. 耗气量平均为185公斤/小时, 故造水比平均为2.55公斤水/公斤汽。

3. 传热系数, 根据16组典型数据计算结果为:

1效蒸发器 $K_1' = 3,120$ 千卡/米²·小时·°C

2效蒸发器 $K_2' = 2,910$ 千卡/米²·小时·°C

3效蒸发器 $K_3' = 2,310$ 千卡/米²·小时·°C

第1予热器 $K_1'' = 2,100$ 千卡/米²·小时·°C

第2予热器 $K_2'' = 2,570$ 千卡/米²·小时·°C

第3予热器 $K_3'' = 2,510$ 千卡/米²·小时·°C

以上皆为平均值。

连续运转中的平均总温差(指加热蒸汽温度减去第3效出口温度)为27.5°C。波动范围±0.5°C。

4. 生产淡水质量, 根据13次分析结果, 含盐量在3.0—5.4ppm之间, 见附表2。

5. 在16组数据中, 热损失加测量误差最大为3.9%, 多数在2.5%左右。

6. 运转中海水浓度(含盐量)在2.0—3.27%之间。

7. 中型设计的造水价格曾经估算为0.75元/吨。

小试用的泵远远大于所需要的功率, 如循环泵、淡水泵及盐水泵皆大于所需要的功率一、二十倍, 又如风机一台就用22千瓦, 故根据这

些情况计算造水价格, 就很不合理。如按合理的功率消耗估算, 水价与中型设计差别不大。

〔附表1〕 小试实验设备一览表

编号	名称	数据	规格
1	海水予热器	3	外壳 $\phi 141 \times 3,000$ 碳钢, 内管 $\phi 24 \times 1 \times 3,000$, 7根, 铝青铜, $F = 1.58$ 米 ²
2	降膜蒸发器	3	外壳 $\phi 270 \times 3,000$ 碳钢, 内管 $\phi 45 \times 2 \times 3,000$, 7根, B10 铜, $F = 1.58$ 米 ²
3	凉水塔	1	$\phi 1,200 \times 3,000$ 碳钢
4	冷凝器	2	外壳 $\phi 264 \times 3,000$ 碳钢, 内管 $\phi 24 \times 1 \times 3,000$, 18根, 铝青铜, $F = 4$ 米 ²
5	喷射真空泵	1	黄铜 $\phi 44/10$
6	淡水冷却器	1	外套管 $\phi 48 \times 3.5$ 碳钢, 内管 $\phi 24 \times 1 \times 3,000$, 5根, 铝青铜
7	浓海水冷却器	1	同上, 7根
8	循环水泵	1	80FS
9	淡水计量罐	1	$\phi 275$
10	海水泵	1	25FB 41
11	浓海水计量罐	1	$\phi 275$
12	淡水泵	1	25FB-41
13	中间罐	1	$\phi 140$
14	浓海水泵	1	25FB-41
15	闪蒸罐	3	$\phi 550 \times 2,500$ A ₃ F 内壁涂酚醛烤漆三效为大漆
16	循环泵	3	1, 2效为 50FM-25, 3效为 25FS-4-16
17	二效凝液罐	1	$\phi 201$ 碳钢
18	二, 三效凝液罐	1	$\phi 181$ 碳钢
19	加热蒸汽计量罐	1	$\phi 244$ 碳钢

〔附表2〕 小试连续运转水质分析报告

分析项目	单位	分析结果
SiO ₂	微克/升	10
全硬	微克当量/升	4
pH值		6.8
Cu ²⁺	微克/升	5
Fe ³⁺	微克/升	10
碱度	微克当量/升	56
导电度	μU/cm	7.8

注: 1. 此样品的取样不符合Cu²⁺, Fe³⁺取样规定, 并存放时间较长。

2. 取样日期, 1977年6月27日; 分析日期, 1977年7月6日; 分析地点, 大连第一发电厂。

管式反渗透淡化器中浓度极化的控制

国家海洋局第二海洋研究所一室反渗透管式组

反渗透淡化器在脱盐过程中产生的浓度极化现象,导致膜透水速度及脱盐率的下降。这不仅增加了淡化器单位产量所需要的能耗,而且由于膜表面溶液浓度的增加,加速了膜性能的衰退,使膜的寿命下降。若膜表面溶液浓度超过某一限度还将引起盐类在膜表面析出,使淡化器不能正常运行。因此对于浓度极化的研究早已成为人们所重视的课题^[1-4]。也有不少研究工作者对于如何控制浓度极化进行了一系列的工作^[5,6]。本试验的目的就是比较增加进水流速和用不同类型的湍流促进器来改善流动状态,降低反渗透淡化过程中的浓度极化的效果。试验结果表明用螺旋圈式(PVC焊条制成)湍流促进器对于管式淡化器浓度极化的减少具有明显的效果,而且能耗较低。

一、基本原理

反渗透脱盐过程中,由于膜表面附近盐水中的水不断地透过膜,引起这一部分盐水浓度升高,大于主体盐水浓度。这样就导致脱盐过程推动力减小,使淡化器的脱盐能力及产量下降。解决这一问题的方法一般有两种:一是增加流速,使通过淡化器的盐水作湍流流动;一是在淡化器中加入湍流促进器,改善盐水流动状态。这两种方法均可加强膜表面附近的盐水与主体盐水间的对流搅拌作用,使膜表面盐水浓度减小。

采用浓度极化 $\frac{m_2}{m_1}$,表示浓度极化的大小。

$$\overline{m_1} = \frac{m_1 F + m_1 C}{2} \quad (1)$$

m_2 值无法直接测定,可通过以下公式计算:

$$N_B = A(P - \pi(X_2) + \pi(X_3)) \quad (2)$$

上式可改写为:

$$\pi(X_2) = P + \pi(X_3) - \frac{N_B}{A} \quad (3)$$

从(3)式算得 $\pi(X_2)$,查表^[7]可得到相应的 m_2 值。

膜高压侧传质系数 k ,表示淡化器中盐水流搅拌情况。 k 值的计算公式如下:

$$k = \frac{N_B}{C(1-X_3) 2.3 \log \frac{X_2-X_3}{X_1-X_3}} \quad (4)$$

按以上公式计算出各种进水流速下的 $\frac{m_2}{m_1}$ 及 k

值,并用这些数值进行比较,从而可以确定出一较好的控制管式淡化器脱盐过程中浓度极化的办法。

二、实验部分

试验采用的反渗透设备有单管及十八管束两种装置。承压的支撑管是 $\phi_{内} 13\text{mm}$ 的多孔玻璃钢管^[8],内装 $\phi_{内} 11.65\text{mm}$ 的二醋酸纤维素膜,管长为90cm,膜有效长度为87cm。湍流促进器有两种:一种是 $\phi 10\text{mm}$ 的硬聚氯乙烯小球,另一种是 $\phi 2.5\text{mm}$ 的聚氯乙烯焊条制成的外径为11.0mm,螺距为12mm的螺旋

圈。圈中心放一聚氯乙烯双焊条以减少管中心部分流过的流体量和对螺圈起固定作用，整个螺旋长度为 87cm。高压泵是国产双柱塞计量泵，泵出口处装有稳压器，用以消除压力脉动现象。进水为 5,000ppm 左右的水溶液，经塑料过滤器过滤，浊度在 2 度左右。进水温度为室温。操作压力为 50kg/cm²。试验内容有以

下三部分：

(1) 单管装置，内不加湍流促进器（空管），改变水流速，观察增加流速对浓度极化的影响。

(2) 单管装置内放入硬聚氯乙烯小球，测定在不同进水量条件下浓度极化比，观察小球对管中盐水流动状态改善的效果。

表 1 单管（无湍流促进

进水流量 (l/hr)	进水速度 (cm/sec)	进 水 浓 度			淡 水 浓 度			脱盐率 (f)
		ppm	m ₁	X ₁ × 10 ³	ppm	m ₃	X ₃ × 10 ⁴	
93	24	4,494	0.077	1.38	881.5	0.015	2.71	0.805
150	39	4,386	0.075	1.35	563.3	0.010	1.72	0.872
230	60.2	4,343	0.074	1.34	455.8	0.008	1.40	0.895
265	69.5	4,580	0.078	1.41	451.5	0.008	1.40	0.901
309	81.0	4,370	0.075	1.35	421.4	0.007	1.30	0.904
348	91.8	4,377	0.075	1.35	408.5	0.007	1.26	0.907

表 2 单管（加硬聚氯乙烯小

进水流量 (l/hr)	进水速度 (cm/sec)	进 水 浓 度			淡 水 浓 度			脱盐率 (f)
		ppm	m ₁	X ₁ × 10 ³	ppm	m ₃	X ₃ × 10 ⁴	
32	24.2	4,973	0.0851	1.53	756.7	0.013	2.32	0.848
47	35.6	4,951	0.0847	1.52	605.4	0.010	1.87	0.878
65	49.2	4,951	0.0847	1.52	583.7	0.010	1.80	0.882
90	68.2	4,973	0.0851	1.53	566.4	0.010	1.75	0.886
111	84.2	4,951	0.0847	1.52	557.8	0.0090	1.71	0.887

表 3 十八管束（加螺旋

进水流量 (l/hr)	进水速度 (cm/sec)	进 水 浓 度			淡 水 浓 度			脱盐率 (f)
		ppm	m ₁	X ₁ × 10 ³	ppm	m ₃	X ₃ × 10 ⁴	
35	11.5	5,128	0.088	1.58	583.7	0.0100	1.80	0.900
71	23.2	5,141	0.088	1.58	488.6	0.0084	1.50	0.913
90	29.4	5,059	0.087	1.56	471.3	0.0081	1.45	0.914
108	35.3	5,003	0.086	1.54	454.0	0.0078	1.40	0.915
142	46.5	5,453	0.093	1.68	458.3	0.0078	1.41	0.920
175	57.3	5,556	0.095	1.72	449.7	0.0077	1.39	0.922
215	70.4	5,535	0.095	1.71	432.4	0.0074	1.33	0.925

注：1. 公式(2)中 $A = 1.09 \times 10^{-6} \text{ mol/cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{atm}$

2. 水温：10—12℃

(见国家海洋局第二海洋研究所一室反渗透管式组1976年工作总结)

(3) 采用十八管束装置, 管内放入螺旋圈, 测定在不同进水流量条件下浓度极化比, 观察这种湍流促进器对浓度极化的控制效果。

数据整理: 按公式 (1)~(4), 计算上述三个试验, 每一进水流速 u 下的 $\bar{m}_1$ 、 m_2 和 k 值。将计算结果列入表 1、表 2 和表 3 中; 把数据绘成图 1 和图 2。

三、结果及讨论

1. 从表中所列数据及图 1 曲线表明, 随着进水流速 u 加大, $\frac{m_2}{m_1}$ 值逐渐减小, 这是因为随着进水流速加快, 主体盐水与膜表面附近

器) 试验数据表

PR (ml/hr)	F (ml/cm ² ·hr)	N _B × 10 ⁵ (mol/cm ² ·sec)	$\pi(X_3)$ (atm)	$\pi(X_2)$ (atm)	m_2	$X_2 \times 10^3$	$\frac{m_2}{m_1}$	$k \times 10^4$
765	2.38	3.67	0.671	16.80	0.373	6.71	4.85	3.76
782	2.43	3.75	0.214	13.43	0.298	5.36	3.97	4.56
840	2.60	4.01	0.130	13.35	0.296	5.33	3.98	4.95
817	2.54	3.91	0.125	15.73	0.349	6.29	4.45	4.45
840	2.60	4.01	0.102	14.23	0.316	5.68	4.22	4.77
840	2.60	4.01	0.092	13.31	0.295	5.32	3.94	4.99

球为湍流促进器) 试验数据表

PR (ml/hr)	F (ml/cm ² ·hr)	N _B × 10 ⁵ (mol/cm ² ·sec)	$\pi(X_3)$ (atm)	$\pi(X_2)$ (atm)	m_2	$X_2 \times 10^3$	$\frac{m_2}{m_1}$	$k \times 10^4$
1,250	2.98	4.60	0.368	8.17	0.181	3.24	2.12	0.99
1,286	3.07	4.74	0.251	6.77	0.149	2.69	1.76	1.35
1,298	3.10	4.78	0.232	6.38	0.141	2.53	1.66	1.53
1,295	3.09	4.77	0.218	6.46	0.142	2.56	1.67	1.52
1,325	3.16	4.88	0.209	5.44	0.120	2.15	1.41	2.28

圈湍流促进器) 试验数据表

PR (ml/hr)	F (ml/cm ² ·hr)	N _B × 10 ⁵ (mol/cm ² ·sec)	$\pi(X_3)$ (atm)	$\pi(X_2)$ (atm)	m_2	$X_2 \times 10^3$	$\frac{m_2}{m_1}$	$k \times 10^4$
15,400	2.69	4.15	0.470	12.40	0.278	4.99	2.89	6.07
15,800	2.76	4.16	0.408	11.43	0.249	4.46	2.60	6.99
15,800	2.76	4.26	0.409	11.33	0.253	4.53	2.69	6.79
15,910	2.78	4.29	0.410	11.05	0.261	4.68	2.86	6.68
15,640	2.75	4.27	0.412	11.24	0.253	4.53	2.57	7.35
15,760	2.75	4.27	0.413	11.24	0.253	4.57	2.57	7.44
15,720	2.74	4.23	0.414	11.61	0.253	4.53	2.58	7.43