

# 关于饱和热水塔最佳循环水量的探讨

化工系 刘 庆

变换工段是合成氨生产中耗蒸汽量较大的工序，因此，降低变换工段的蒸汽消耗量，对于降低吨氨能耗具有重大的现实意义。

降低变换工段蒸汽消耗量的措施，主要从改进流程、选用低温耐硫催化剂以及按最佳操作条件进行操作控制等几个方面来解决。

饱和热水塔是变换工段回收能量的主要设备，而循环水量的控制是饱和热水塔的调节参数。饱和热水塔的热水循环量究竟选用多大的循环量比较合适，曾有各种不同看法：

①循环水量越大越容易回收热量。认为循环水量加大后饱和塔出口水、气温差缩小，可提高回收热量；

②循环水量越小，越容易回收热量，并根据全系统的物料及热量衡算来证明这一结论是有道理的；

③按填料塔的最小湿润率来选取填料式饱和热水塔的循环水量；

④笼统地认为各种不同类型塔结构的饱和热水塔具有最佳循环水量。

出现上述各种不同看法的原因是由于变换工段进行系统物料与热量衡算以及逐板计算饱和热水塔的复杂性，因而无法以手算方式进行多方案比较。

为从数量上了解循环水量对塔板数以及蒸汽量的影响，曾对饱和热水塔——水加热器系统建立起物料及热量衡算及逐板计算饱和热水塔的数学模型，按BASIC算法语言排成源程序，并在DJS—130机上进行了计算；对循环水量的选择提出了看法；并为今后进行全系统的模拟做了准备。

## 一、数学模型的建立

### 1. 已知条件

半水煤气（或混合煤气）的组成：

CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	O <sub>2</sub>
30%	10%	37.7%	21.2%	0.6%	0.5%

变换气中一氧化碳的含率：3.0%。

饱和塔的压力： $P=6$ 〔公斤/厘米<sup>2</sup>〕绝

热水塔压力  $p_1=5.5$ 〔公斤/厘米〕绝

饱和塔顶热水与出口气体的温差：5℃；

饱和塔与热水塔的热损失各为20000〔仟卡/时〕；

水加热器进气温度250℃，变换气的汽：气比为0.9；

出水加热器的变换气温度：160℃；

注 此文于1958年7月10日召开的，全国小合成氨节能专题会议上宣读。

饱和塔单板效率为30%，气体的饱和度为95%；

热水塔的单板效率为35%，热水塔出气处于饱和状态；

热水出热水塔的温度比湿球温度低2℃。

煤气量：5000〔标米<sup>3</sup>/时〕。

## 2 基本参数的计算

(1) 半水煤气的分子量

$$M = \sum y_i \cdot M_i = 19.746$$

式中  $y_i$ —煤气各组分的含率；

$M_i$ —煤气各组分的分子量。

(2) 煤气的比热：

$$C_{p0-t} = \sum y_i (A_i + B_i t + C_i t^2)$$

$$= 7.061 + 9.0156 \times 10^{-4} t - 0.1194 \times 10^{-6} t^2 \text{ [ 仟卡/℃·公斤分子 ]}。$$

(3) 变换气组成的计算：(1)

由已知条件：变换气中一氧化碳含率为3%。考虑到煤气中含有0.5%的氧在变换反应中与氢反应生成水，对变换气其他组分进行计算的结果如下：

CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>
3%	29%	50.5%	17%	0.5%

(4) 变换气的分子量：

$$M_1 = \sum y_i M_i = 19.45。$$

式中  $y_i$ ——变换气各组分的含率；

$M_i$ ——变换气各组分的分子量。

(5) 变换气的比热：

$$C_{p0-t} = \sum y_i (A_i + B_i t + C_i t^2)$$

$$= 7.314156 + 1.30134 \times 10^{-3} t - 0.222123 \times 10^{-6} t^2 \text{ [ 仟卡/℃·点提高公斤分子 ]}$$

(6) 湿球温度

根据进热水塔变换气的湿含量与温度求得湿球温度为129℃(2)。

(7) 水的饱和蒸汽压力：

水的饱和蒸汽压力通常采用的关联式为Antone公式：

$$P_o^* = \{ \exp \{ 2.303 ( 8.10765 - 1750.286 / (235 + t) ) \} \} / 735.3 \text{ [ 公斤/厘米}^2 \text{ ] 绝。}$$

这一关联式在0—100℃之间的误差较小；但100℃以上，随着温度增长，则误差相应增大。为改进Antone公式的适用性，根据文献数据〔3〕进行曲线拟合得到100℃—160℃之间的水蒸汽饱和蒸汽压力的关联式：

$$P^* = P_o^* - 6.70475 \times 10^{-3} \exp \{ 15.83711 \times (\log t - 2) \} \text{ [ 公斤/厘米}^2 \text{ ] 绝。}$$

计算结果与文献数据〔3〕列于表1。

由上表可以看出，用推荐的关联式算得的结果与文献值之间的最大误差为0.069%，即不到万分之七，故用于工程计算是可行的。

## 3. 模型系统的流程

为便于计算，将饱和热水塔与水加热器单独取出进行计算，其流程如图1所示。

表1 计算结果与文献数据

P* 计算值, 公斤/厘米 <sup>2</sup>	P* 文献值, 公斤/厘米 <sup>2</sup>
100℃ 1.0331453	1.033
110 1.460755	1.4609
120 2.024704	2.0245
130 2.0754864	2.7544
140 3.685126	3.685
150 4.852643	4.854
160 6.29765	6.302

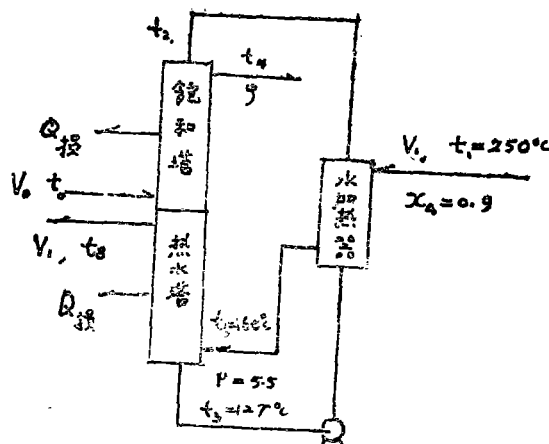


图1 模拟系统流程

有关操作参数见“数学模型”一节的“已知条件”部分。

#### 4. 饱和塔的计算

##### (1) 热水进塔温度

$$t_2 = \frac{\Delta Q}{L} + t_3$$

$t_3$ —循环水热水出水塔的温度,  $t_3 = 129 - 2 = 127^\circ\text{C}$ ;

$\Delta Q$ —水加热器中变换气传给热水的热量;

$$\Delta Q = \frac{V_1}{22.4} [t_1 (C'_{p0-t_1} + 0.9 \cdot C''_{p0-t_1}) - t_6 (C'_{p0-t_6} + 0.9 \cdot C''_{p0-t_6})]$$

$C''_{p0-t}$ —水蒸汽的平均比热〔仟卡/公斤分子·℃〕。

$C''_{p0-t} = 7.76 + 0.001548t - 0.114 \times 10^{-6}t^2$ 。

$V_1$ —变换气的体积〔标米<sup>3</sup>/时〕

$V_1 = V_0 (1 + y \cdot coE - 3y \cdot o_2)$

$E$ —变换率;  $V_0$ —半水煤气的体积〔标米<sup>3</sup>/时〕

$E = \frac{y \cdot co - y \cdot co (1 - 3y \cdot o_2)}{[y \cdot co (1 + y \cdot co)]}$  (1)

##### (2) 饱和塔出水温度

饱和塔底流出的热水温度 $t_7$ 可由饱和塔的热量衡算求得。

##### (i) 进气带入热量:

已知煤气温度为 $t_0$ , 水的饱和蒸汽压力为 $P^*$ , 汽: 气比 $X_0 = P^*/(P - P^*)$ , 每公斤干气的热焓为 $I_0$ , 则:

$$I_0 = C_{p0-t_0} \cdot t_0 \cdot \frac{1}{M} + X_0 \cdot \frac{18}{M} (C''_{p0-t_0} \cdot t_0 / 18 + 597.3)$$

带入之总热量:  $Q_0 = I_0 \times \frac{V_0}{22.4} \times M$ 〔仟卡/时〕

(ii) 出气带出的热量:

饱和塔出气的温度为  $t_4$ ,  $t_4 = t_2 - \Delta t$ , 今设  $\Delta t$  为  $5^\circ\text{C}$ ; 饱和塔出口煤气的水蒸汽饱和度为  $\varphi$ ;  $t_4$  温度下的水蒸汽饱和压力  $P^*_4$ , 则

$$X_4 = P^* \cdot \varphi / (P - \varphi P^*_4) \quad [\text{衡分子/衡分子}]$$

每公斤干气的热焓:

$$I_4 = C_{p0-t_4} \cdot t_4 \cdot \frac{1}{M} + X_4 \cdot \frac{18}{M} (C''_{p0-t_4} \cdot t_4 / 18 + 597.3)$$

出气带出的热量:  $Q_4 = I_4 \cdot V_0 \cdot M / 22.4$  [仟卡/时]。

(iii) 饱和塔的水平衡及出水温度的计算:

由饱和塔的水平衡可以求得饱和塔流到热水塔的水量  $L_7$ , 饱和塔中水的物料衡算式如下:

$$L + X_9 \cdot V_0 \cdot 18 / 22.4 = L_7 + X_4 \cdot V_0 \cdot 18 / 22.4$$

式中:  $L$  为给定的热水循环量 [公斤/小时]。

饱和塔的出水温度由饱和塔的热衡算求得:  $t_7 = (Q_9 + L \cdot t_2 - Q_4 - Q_{\text{损}}) / L_7$ 。

(IV) 饱和塔的逐板计算

今取任一块塔板进行计算。每块塔板上升气体中的水蒸汽饱和度都是 95%;  $R$  表示水温,  $U$  表示气相温度 ( $^\circ\text{C}$ ),  $L$  为循环热水的流量:

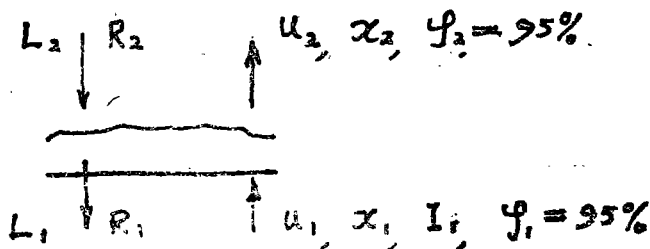


图 2

每块塔板的进气温度  $U_1$  及汽:气比  $X_1$  已知, 如为理论塔板则出气温度  $U_2$  必与出水温度  $R_1$  相等, 设此理论板出气热焓为  $I^*_2$  [仟卡/公斤(干)气], 则

$$I^*_2 = C_{p0-R_1} \cdot R_1 / M + X^*_2 \cdot \frac{18}{M} (C''_{p0-R_1} \cdot R_1 / 18 + 597.3)$$

式中:

$$X^*_2 = P^* R_1 / (P - P^* R_1),$$

$P^* R_1$ —温度为  $R_1$  ( $^\circ\text{C}$ ) 时的水蒸汽饱和压力 [公斤/厘米<sup>2</sup>] 绝。

今取每块塔板的板效率为  $\eta$ , 则实际塔板的出气热焓为:

$$I_2 = I_1 + \eta (I^*_2 - I_1), \quad I_1 \text{ 为进气的热焓。}$$

$$I_1 = C_{p0-U_1} \cdot U_1 / M + X_1 \cdot 18 / M (C''_{p0-U_1} \cdot U_1 / 18 + 597.3) \quad [\text{仟卡/公斤干煤气}]。$$

$I_2$  尚需满足下列方程:

$$I_2 = C_{p0-u_2} \cdot u_2 / M + X_2 \cdot 18 / M (C''_{p0-u_2} \cdot u_2 / 18 + 597.3)$$

$$X_2 = P^*_{u_2} \varphi / (P - \varphi P^*_{u_2})$$

$P^*_{u_2} = f(u_2)$ , 即  $u_2$  温度下的水蒸汽饱和压力是温度  $u_2$  的函数。

根据上述方程, 以试差法求得实际塔板的出气温度  $u_2$ 。然后, 按物料衡算求出来自上一塔板的水量  $L_2$ , 并由热衡算求得水温  $R_2$ 。

将  $L_2$ 、 $R_2$  及  $u_2$ 、 $X_2$  做为上一块塔板的进气端初始数据, 进行逐板计算, 直至出气状态达到或超过原来规定的温度为止。重要计算的次数即为所需实际塔板数。当板效率  $\eta = 100\%$ , 逐板计算求得理论塔板数; 如为填料塔, 由实践数据反算求得理论塔板的等板高度求得填料高度。计算步骤可参阅有关资料。(4)。

## 5. 热水塔的计算

### (i) 热水塔的出气温度

在饱和塔计算已知饱和塔加到热水塔的热水量 ( $L_7$ ) 与热水温度 ( $t_7$ )。由物料衡算与热衡算, 以试差法求得热水塔的出气温度  $t_8$ 。

先假定出气温度为  $t'_8$ , 由  $t'_8$  求得水蒸汽的组压力和  $P^*_{t'_8}$ , 并可由所求得热水塔出气的汽: 气比:

$$X'_8 = P^*_{t'_8} / (P_1 - P^*_{t'_8})。$$

每公斤干变换气的热焓 [ 仟卡/公斤(干气) ]:

$$I'_8 = C'_{p0-t'_8} \cdot t'_8 / M_1 + X'_8 \frac{18}{M_1} (C''_{p0-t'_8} \cdot t'_8 / 18 + 597.3)$$

由水平衡求得热水塔底部流出的热水量:

$$L'_3 = L_7 + \frac{V_1}{22.4} \cdot 0.9 \cdot 18 - \frac{V_1}{22.4} \cdot X_8 \cdot 18$$

出水温度:

$$t'_3 = (Q_6 + L_7 \times t_7 - Q_{\text{损}} - I'_8 \times \frac{V_1}{22.4} \times M_1) / L'_3$$

当  $|t'_3 - t_3| \leq$  给定的误差范围, 则认为假设的  $t'_8$  (热水塔出气温度) 是正确的:  
 $t'_8 = t_8$ 。

式中  $Q_6$  为热水塔进气的热量:

$$Q_6 = \frac{V_1}{22.4} \{ C'_{p0-t_6} \cdot t_6 + 0.9 (C''_{p0-t_6} \cdot t_6 + 597.3 \times 18) \} [ \text{千卡/时} ]$$

### (ii) 热水塔板数:

热水塔的塔板数采用逐板算法, 其计算原理与饱和塔一样, 这里不再重复。

## 二、计 算 框 图

计算框图如图 3 所示 (见图 3)

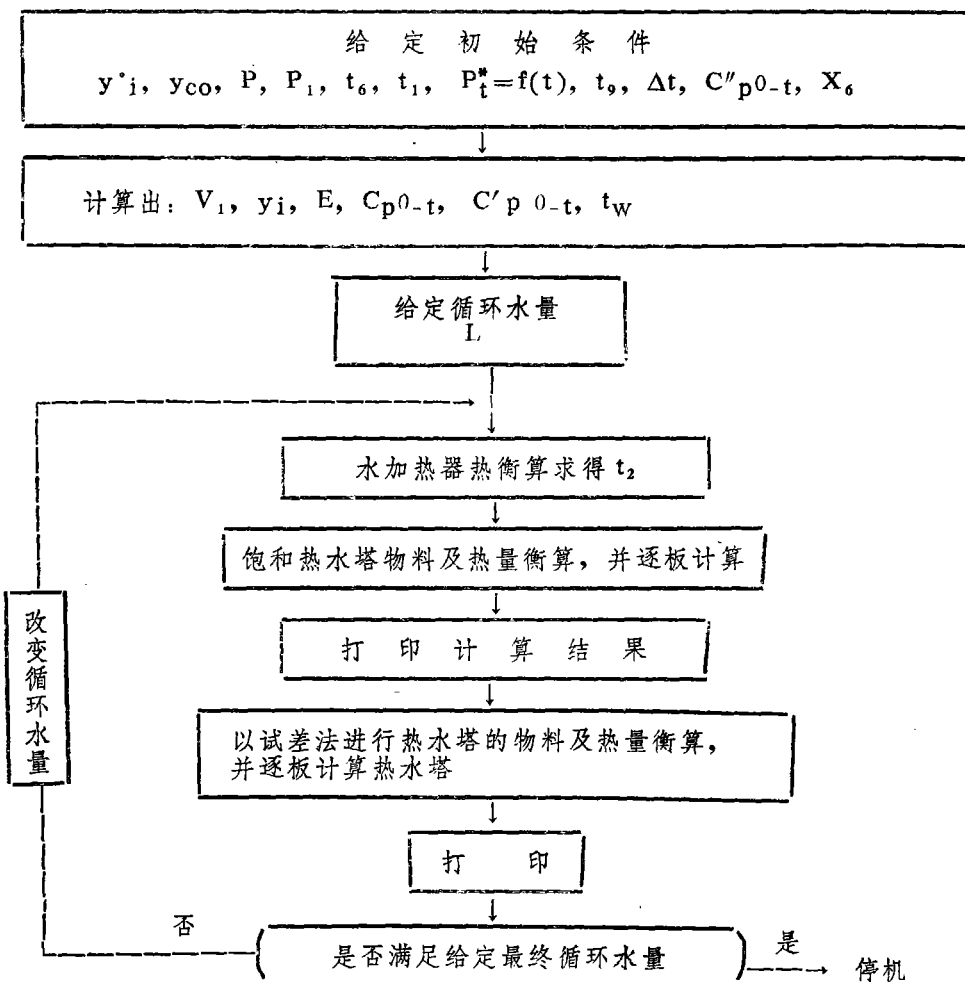


图3 计算框图

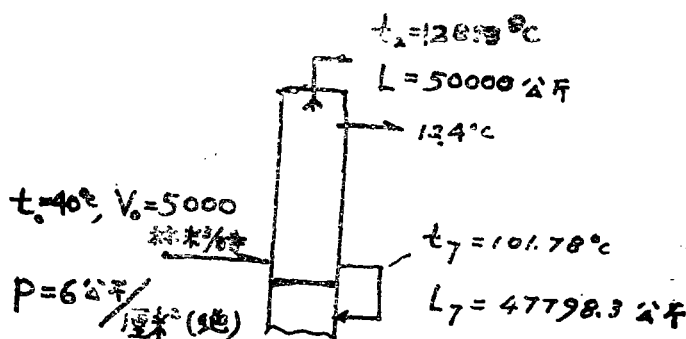


图4 计算条件图

### 三、计算结果与讨论

在计算之前曾对源程序进行过复核,与手算结果进行了比较。

例:饱和塔的操作条件如图4所示,逐板图解计算过程如图5所示。图5中的I—t线是水—煤气处于平衡状态的焓—温线。电子计算机逐板计算结果列于表4。

电子计算机计算结果

表4

塔板序号	进板气温℃	汽:气比	热焓千卡 /公斤干气	出板水温℃
1(塔底)	40.0	$1.27 \times 10^{-2}$	21.498	101.78
2	75.1345	$6.694 \times 10^{-2}$	65.5836	105.365
3	89.0637	0.123226	103.685	108.353
4	97.2203	0.175133	137.377	110.951
5	103.027	0.222933	167.919	113.28
6	107.233	0.26801	196.336	115.425
7	110.655	0.311402	223.505	117.459
8	113.538	0.354285	250.245	119.444
9	116.094	0.39756	277.373	121.442
10	118.457	0.443978	305.872	123.524
11	120.734	0.494383	337.039	125.785
12	123.03	0.552399	372.811	128.353
13(塔顶)	125.467	0.623536	416.586	131.463

由图5及表4可以看出源程序用于逐板计算饱和塔是可行的。

为了比较循环水量对饱和塔操作状况的影响,在计算中只改变每1000标米<sup>3</sup>煤气的循环水量逐板计算了气、液相温度;热焓;汽:气比;塔板数和补加蒸汽量等(见表5)。

不同循环水量的操作线见图6。

由表5所列计算结果可以看出:

1)当热水循环量减少时,由物料及热量衡算计算结果表明,自外界补加的蒸汽量降低;当热水循环增大时,自外界补入变换系统的蒸汽量增加;每1000米<sup>3</sup>煤气增加2000公斤水,饱和塔出气温度大约降低1℃,而每1000米<sup>3</sup>煤气需要从外界补加的蒸汽量则随饱和塔出气温度增高而激烈下降。

2)减少热水循环量虽然可以降低蒸汽消耗量,但饱和塔的塔板却增加;当操作线与平衡线接近时,塔板数激烈增加。热水塔的塔板数随循环水量加大而增多,但不及饱和塔塔板数变化的幅度大。热水循环量由10吨水/1000米<sup>3</sup>增至16吨水/1000米<sup>3</sup>,热水塔的实际塔板数只增加3块板,可以认为循环水量的变化对热水塔的影响较小。

3)在给定计算条件下,当循环热水量低于12(吨水/1000煤气)时,饱和塔的塔板数猛

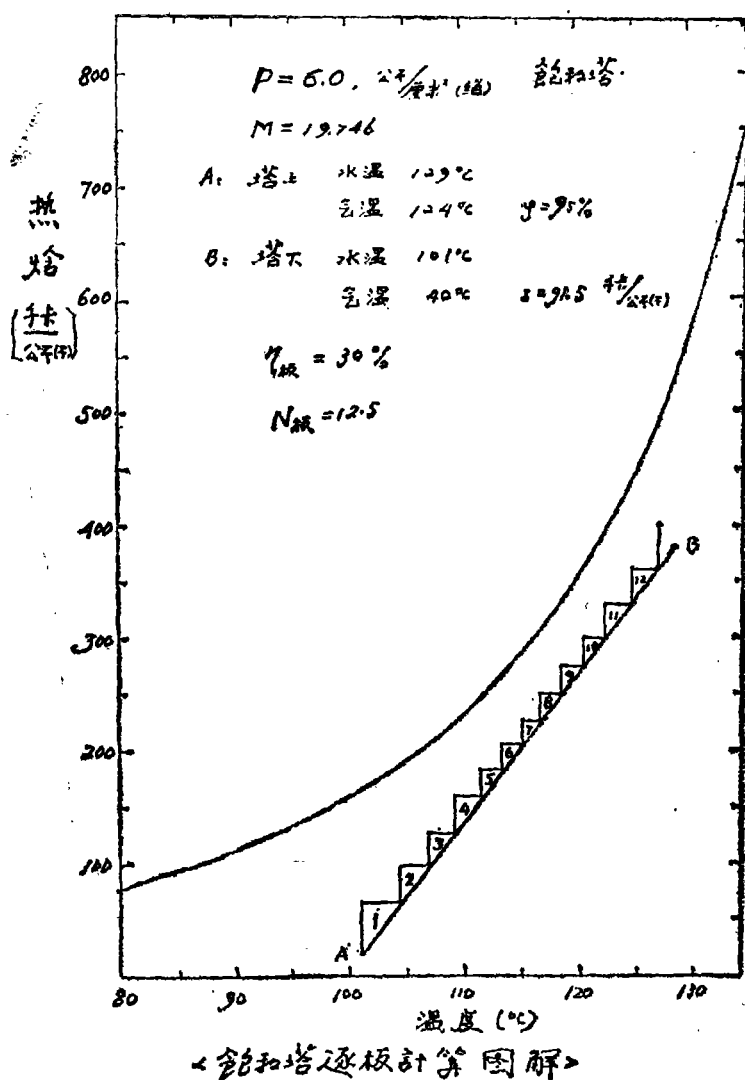


图5

### 《饱和塔逐板计算图解》

增，如果循环热水量为〔10吨水/1000米<sup>3</sup>煤气〕，塔板数增加到20板以上，即实际上难以达到给定的操作条件。当循环水量增加到12~14〔吨水/1000米<sup>3</sup>煤气〕，饱和塔塔板数为11~14板（板效率为30%）。可以认为这一循水量是适宜的。

4) 过去曾认为填料或饱和热水塔的循环水量应按填料的最小润湿率来计算：直径小于76毫米的拉西环的最小润湿率为0.08米<sup>3</sup>/米·小时〔4〕。

用两个合成氨厂的实测数据进行计算的结果如表6所示。计算结果表明：最佳循环水量并不决定于最小润湿率。

最佳循环水量应根据不同操作条件、设备结构与尺寸，按最优化计算方法来确定。从表6数据及表5的计算结果可以概略的看出，在上述操作条件下，每千米<sup>3</sup>煤气的热水循环量以12~14米<sup>3</sup>为宜。



循环水量对各操作参数的影响

表 5

饱和塔进水量 (公斤/米 <sup>3</sup> )	8000/1000	1000/1000	12000/1000	14000/1000	16000/1000
饱和塔出气温度℃	131.503	129.603	128.335	127.43	126.75
出饱和塔之汽:气	0.858535	0.773501	0.722974	0.6895156	0.665732
饱和塔塔板数	超过20板	20板以上	14	11	9
(注)	操作线与平衡线相交	操作线几乎与平衡线相切			
饱和塔进水温度℃	136.5	134.6	133.34	132.43	131.75
热水塔					
热水进塔温度℃	83.5	97.2	104.46	108.95	111.98
热水塔出气温度	109.98	113.6	115.46	116.58	117.35
出气之汽:气	0.3633	0.4306	0.47085	0.4974	0.516516
热水塔塔板数	6	6	7	8	9
补充的水(汽)量 公斤/1000米 <sup>3</sup> 煤气	415.328	483.65948	524.26153	551.148	570.2596

计 算 结 果

表 6

塔径, 毫米	φ3000 (5)	φ800 (6)
操作压力, 公斤/厘米 <sup>2</sup>	常 压	6—7
煤气量, 标米 <sup>3</sup> /时	17000	970~1150
最佳循环热量, 米 <sup>3</sup> /时	250	13—14
每千米 <sup>3</sup> 煤气热水循环量, 米 <sup>3</sup>	14.7	13~14
填料直径, 毫米	50 乱堆	25乱堆
湿润率Lw, 米 <sup>3</sup> /米·小时	0.3805	0.136~0.147

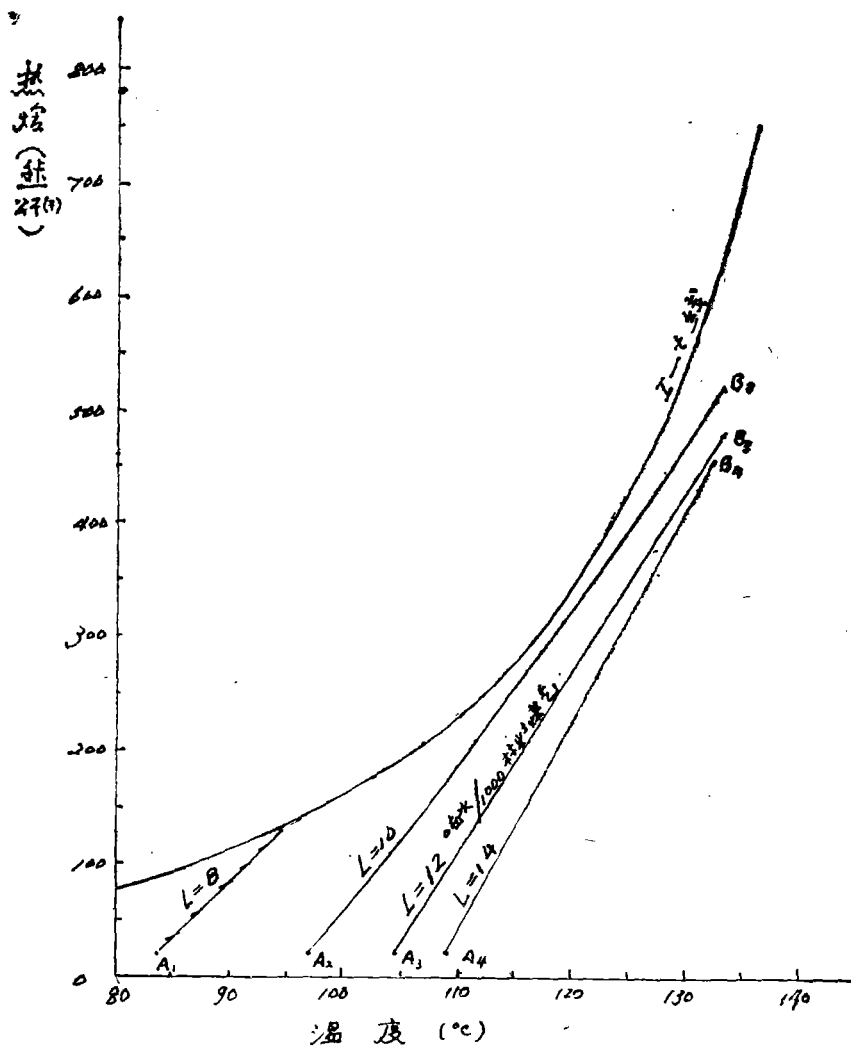


图 6

《不同循环水量的操作线》

### 参 考 文 献

- [1] 刘庆 (小氮肥) 1980. No 2
- [2] 刘庆 (郑工科技) 1979. No 1
- [3] 氮肥工艺设计手册, 理化数据, 石油化学工业出版社。(1977)
- [4] 化学工程手册, 第十三篇, 气液传质设备, 化学工业出版社。(1979)
- [5] 开封化肥厂变换工段测定报告(未公开发表) (1965年6月)
- [6] 上海化工研究院, 碳酸氢铵新流程试验报告(内部资料) (1966)