

QB

中华人民共和国行业标准

QB/T 1927、1928—93

制浆造纸设备能量平衡及 热效率计算方法

1994—01—06 发布

1994—08—01 实施

中华人民共和国轻工业部 发布

中华人民共和国行业标准

QB/T 1927.5—93

连续蒸煮器能量平衡及热效率计算方法

1 主题内容与适用范围

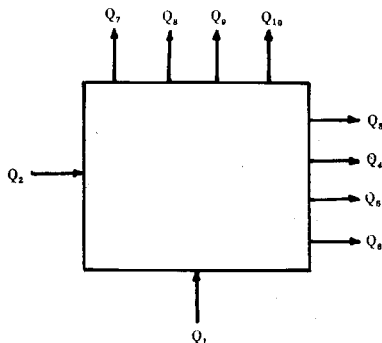
本标准规定了连续蒸煮过程能量平衡及热效率计算方法。

本标准适用于制浆造纸企业横管式连续蒸煮器或相类似的连续蒸煮器的能量平衡和热效率的计算和评价。

2 引用标准

QB/T 1927.1 制浆造纸企业设备能量平衡计算方法通则

3 能量平衡方框图



3.1 能量平衡方框图的边界

根据连续蒸煮器的设备和工艺划分,从原料计量器、蒸汽流量计、蒸煮药液流量计至放料器出口为止,为被测体系。

被测体系以环境温度为基准温度。

3.2 能量平衡图中符号的意义

Q_1 ——蒸汽供给的热量, kJ/h ;

Q_2 ——蒸煮药液带入的热量, kJ/h ;

- Q_3 ——加热绝干原料耗热量, kJ/h;
 Q_4 ——加热原料中水分耗热量, kJ/h;
 Q_5 ——加热药液耗热量, kJ/h;
 Q_6 ——喷放浆料耗热量, kJ/h;
 Q_7 ——蒸煮管散热损失, kJ/h;
 Q_8 ——附属设备散热损失, kJ/h;
 Q_9 ——转动轴盘根漏汽的热损失, kJ/h;
 Q_{10} ——其他热损失, kJ/h。

4 能量平衡及设备热效率计算

4.1 能量平衡测试及计算

4.1.1 供给蒸煮总热量 Q_{GG} , kJ/h, 按(1)式计算

$$Q_{GG} = Q_1 + Q_2 \dots\dots\dots (1)$$

4.1.1.1 蒸汽供给的热量 Q_1 , kJ/h, 按(2)式计算

$$Q_1 = G_1 (i'' - i) \dots\dots\dots (2)$$

式中: G_1 ——蒸汽用量, kg/h;

i'' ——蒸汽的热焓值, kJ/h;

i ——喷放温度下水的热焓值, kJ/h。

4.1.1.2 药液带入的热量 Q_2 , kJ/h, 按(3)式计算

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 (t_2 - t_1) \dots\dots\dots (3)$$

式中: G_2 ——蒸煮药液用量, kg/h;

c_2 ——药液的比热, kJ/(kg · K);

t_2 ——药液温度, °C;

t_1 ——环境温度, °C。

注: 摄氏温度 t (°C) 之差等于热力学温度(K)之差。

4.1.2 蒸煮有效耗热量 Q_{YX} , kJ/h, 按(4)式计算

$$Q_{YX} = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 \dots\dots\dots (4)$$

4.1.2.1 加热绝干原料耗热量 Q_3 , kJ/h, 按(5)式或(6)式计算

$$Q_3 = G_3 \cdot c_3 (t_3 - t_1) \dots\dots\dots (5)$$

$$\text{或 } Q_3 = G_3 (1 - W) \cdot c_3 (t_3 - t_1) \dots\dots\dots (6)$$

式中: G_3 ——原料绝干重量, kg/h;

c_3 ——原料比热, kJ/(kg · K);

t_3 ——蒸煮最高温度, °C;

W ——原料的水分, %。

4.1.2.2 加热原料水分耗热量 Q_4 , kJ/h, 按(7)式或(8)式计算

$$Q_4 = G_4 \cdot c \cdot (t_3 - t_1) \dots\dots\dots (7)$$

$$Q_4 = G_4 \cdot W \cdot c (t_3 - t_1) \dots\dots\dots (8)$$

式中: G_4 ——原料水分重量, kg/h;
 c ——水的比热, kJ/(kg·K)。

4.1.2.3 加热药液用热量 Q_5 , kJ/h, 按(9)式计算

$$Q_5 = G_2 \cdot c_2(t_3 - t_1) \quad (9)$$

4.1.2.4 喷放浆料用热量 Q_6 , kJ/h, 按(10)式、(11)式或(12)式计算

$$Q_6 = G_6(i_1'' - i) \quad (10)$$

$$\text{或 } Q_6 = G_1 \cdot 10\% \cdot (i_1'' - i) \quad (11)$$

式中: G_6 ——喷放浆料用汽量, kg/h;
 i_1'' ——喷放用蒸汽的热焓值, kJ/kg。

$$Q_6 = (G_1 + G_2 + G_3 + G_4)(1/2 \times v^2 + gh) \div 1000 \times 5 \quad (12)$$

式中: v ——浆料在喷放锅入口处的速度, m/s;
 g ——重力加速度, m/s²;
 h ——喷放提升高度, m;
 5 ——系数。

4.1.3 蒸煮过程热损失 Q_{ss} , kJ/h, 按(13)式计算

$$Q_{ss} = Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{10} \quad (13)$$

4.1.3.1 连续蒸煮管散热损失 Q_7 , kJ/h, 按(14)式计算

$$Q_7 = F \cdot K(t_3 - t_1) \cdot h \quad (14)$$

式中: F ——蒸煮管外表面积, m²;
 h ——单位时间, 1h;
 K ——蒸煮器的传热系数, kJ/(m²·h·K);

注: 为便于计算, 本标准的传热系数没有用“SI”单位, 即 W/(m²·h·K)。如有要求, 按 $1W = 3.5965 \text{ kJ/h}$ 进行计算。

传热系数 K 的计算如下:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (15)$$

式中: δ_1 ——蒸煮管壁厚, m;
 δ_2 ——保温层厚度, m;
 λ_1 ——蒸煮管壁的导热系数, kJ/(m·h·K);
 λ_2 ——保温层的导热系数, kJ/(m·h·K);
 α_1 ——管内物料向管壁的换热系数, kJ/(m²·h·K), 潘迪亚连续蒸煮器取 $20000 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K)}$;
 α_2 ——外壁对外界的传热系数, kJ/(m²·h·K)。

外壁对外界的传热系数 α_2 计算如下:

$$\alpha_2 = \alpha_c + \alpha_r \quad (16)$$

式中: α_c ——对流换热系数, kJ/(m²·h·K);
 α_r ——辐射换热系数, kJ/(m²·h·K)。

4.1.3.2 附属设备散热损失(指进料器、放料器、传动机构、预浸、预压等设备。这些设备的热损失可分别计算,有困难时,可取蒸煮管散热损失的50%计。) Q_8 , kJ/h, 按(17)式计算

$$Q_8 = Q_7 \cdot 50\% \quad (17)$$

4.1.3.3 转动轴盘根漏汽损失的热量, Q_9 , kJ/h, 按(18)式计算

$$Q_9 = Q_{YX} \cdot 0.5\% \quad (18)$$

或者根据测定时各盘根漏汽大小进行估算。

4.1.3.4 其他热损失 Q_{10} , kJ/h, 按(19)式计算

$$Q_{10} = Q_{GG} - (Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9) \quad (19)$$

4.1.4 供给蒸煮实际单位耗热量 Q'_{GG} , kJ/h, 按(19)式计算

$$Q'_{GG} = \frac{Q_{GG}}{G_s \cdot P / 0.9} \quad (20)$$

式中: Q'_{GG} ——蒸煮实际单位耗热量, kJ/t(风干浆);

P——蒸煮得率。

4.1.5 蒸煮单位有效耗热量 Q'_{YX}

$$Q'_{YX} = \frac{Q_{YX}}{G_s \cdot P / 0.9} \quad (21)$$

式中: Q'_{YX} ——蒸煮单位有效耗热量, kJ/t(风干浆)。

4.1.6 连续蒸煮器热效率

正平衡热效率 $\eta_{正}$, %, 按(22)式计算

$$\eta_{正} = \frac{Q_{YX}}{Q_{GG}} \times 100\% \quad (22)$$

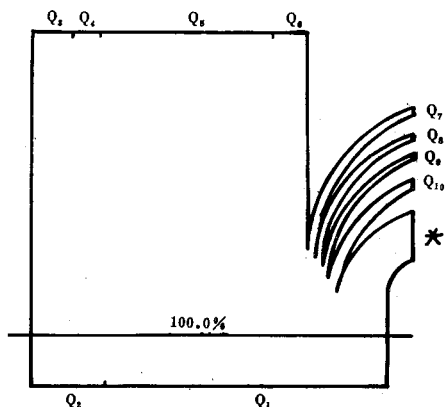
反平衡热效率 $\eta_{反}$, %, 按(23)式计算

$$\eta_{反} = \left(1 - \frac{Q_{SS}}{Q_{GG}}\right) \times 100\% \quad (23)$$

5 能量平衡表

序号	输入能量			输出能量		
	项 目	数量 kJ	%	项 目	数量 kJ	%
1	蒸汽供热					
2	药液供热					
3				加热原料		
4				加热水分		
5				加热药液		
6				喷放用汽		
7				蒸煮横管散热		
8				附属设备散热		
9				漏汽散热		
10				其他热损失		
	合 计			合 计		

6 能量流向图



附录 A

连续蒸煮器能量平衡及热效率计算实例

(参考件)

A1 连续蒸煮器热平衡测试数据

- A1.1 每小时供给蒸汽重量 $G_1=8000\text{kg/h}$;
 A1.2 蒸汽的热焓值 $i''=2777.5\text{kJ/kg}$;
 A1.3 喷放温度下水的热焓值 $i=679.73\text{kJ/kg}$;
 A1.4 蒸煮药液重量 $G_2=24000\text{kg/h}$;
 A1.5 药液的比热 $c_2=3.805\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$;
 A1.6 药液温度 $t_2=70^\circ\text{C}$;
 A1.7 环境温度 $t_1=17^\circ\text{C}$;
 A1.8 原料重量 $G_4=9412\text{kg/h}$;
 A1.9 原料纤维比热 $c_3=1.423\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$;
 A1.10 蒸煮最高温度 $t_3=161^\circ\text{C}$;
 A1.11 原料水分 $W=15\%$;
 A1.12 水的比热 $c=4.187\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$;
 A1.13 喷放浆料用汽量 $G_6=800\text{kg/h}$;
 A1.14 蒸煮管外表面积 $F'=134\text{m}^2, F''=18\text{m}^2$;
 A1.15 蒸煮管壁厚 $\delta_1=0.012\text{m}$;
 A1.16 保温层厚度 $\delta_2=0.15\text{m}$;
 A1.17 蒸煮管壁的导热系数 $\lambda_1=136.8\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot\text{K})$;
 A1.18 保温层的导热系数 $\lambda_2=0.50\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot\text{K})$;
 A1.19 管内物料向管壁的换热系数 $\alpha_1=20000\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{K})$;
 A1.20 蒸煮得率 $P=50\%$;
 A1.21 保温层外壁对外界的传热系数 $\alpha_2'=20.4\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{K})$;
 A1.22 无保温层外壁对外界的传热系数 $\alpha_2''=37\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{K})$;

A2 热平衡计算

A2.1 实际供给热量的计算

A2.1.1 蒸汽供给的热量

$$Q_1=8000\times(2777.5-679.73)=16782160\text{ kJ/h}$$

A2.1.2 药液带入的热量

$$Q_2=24000\times 3.805\times(70-17)=4839960\text{ kJ/h}$$

A2.1.3 总供热量

$$Q_{GG}=16782160+4839960=21622120\text{ kJ/h}$$

A2.2 蒸煮有效耗热量 Q_{YX} 的计算

A2.2.1 加热绝干原料用热量

$$Q_3 = 8000 \times 1.423 \times (161 - 17) = 1639296 \text{ kJ/h}$$

A2.2.2 加热原料水分用热量

$$Q_4 = 9412 \times 15\% \times 4.187 \times (161 - 17) = 851214 \text{ kJ/h}$$

A2.2.3 加热药液用热量

$$Q_5 = 24000 \times 3.805 \times (161 - 17) = 13150080 \text{ kJ/h}$$

A2.2.4 喷放浆料用热量

$$Q_6 = 8000 \times 10\% \times (2777.5 - 679.73) = 1678216 \text{ kJ/h}$$

A2.2.5 蒸煮有效耗热量

$$Q_{YX} = 1639296 + 851214 + 13150080 + 1678216 = 17318806 \text{ kJ/h}$$

A2.3 蒸煮过程热损失计算

A2.3.1 连续蒸煮管散热损失

$$Q_7 = Q_7' + Q_7''$$

有保温层散热损失

$$Q_7' = F' \cdot K' (t_3 - t_1) \cdot h$$

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{20000} + \frac{0.012}{136.8} + \frac{0.15}{0.50} + \frac{1}{20.4}} = 2.864 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K)}$$

$$Q_7' = 134 \times 2.864 \times (161 - 17) \times 1 = 552641 \text{ kJ/h}$$

无保温层散热损失

$$Q_7'' = F'' \cdot K'' (t_3 - t_1) \cdot h$$

$$K'' = \frac{1}{\frac{1}{20000} + \frac{0.012}{136.8} + \frac{1}{37}} = 36.812 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K)}$$

$$Q_7'' = 18 \times 36.812 \times (161 - 17) \times 1 = 95417 \text{ kJ/h}$$

散热总和

$$Q_7 = Q_7' + Q_7'' = 552641 + 95417 = 150681 \text{ kJ/h}$$

A2.3.2 附属设备散热损失

$$Q_8 = 50\% Q_7 = 50\% \times 150681 = 75340 \text{ kJ/h}$$

A2.3.3 转动轴盘根漏汽损失的热量

$$Q_9 = 0.5\% Q_{YX} = 0.5\% \times 17318806 = 86594 \text{ kJ/h}$$

A2.3.4 活化能耗 Q_{11} , kJ/h 估算

纤维原料脱木素活化能 60~150kJ/mol, 纤维素降解活化能 146kJ/mol, 聚葡萄糖甘露糖剥皮反应活化能 102.5kJ/mol, 聚半乳糖葡萄糖甘露糖剥皮反应活化能 84.52kJ/mol。

计算蒸煮综合活化能为 100kJ/mol;

总分子量用消耗的活性碱分子数计算:

用碱量: 18% (以 Na_2O 计) 蒸煮残碱: 12g/L

蒸煮后黑液总量: $8000 \times 90\% + 9412 \times 15\% + 24000 = 32611.8\text{kg}$

蒸煮残碱量: $12\text{g/L} \times 32611.8\text{kg} \div 1.00\text{kg/L} = 391341.6\text{g}$

蒸煮用碱: $18\% \times 8000 = 1440\text{kg} = 1440000\text{g}$

蒸煮消耗: $1440000 - 391341.6 = 1048658.4 \text{ g}$

反应总分子量: $1048658.4 \text{ g} \div 31 \text{ g/mol} = 33827.70 \text{ mol}$

活化能耗: $100 \text{ kJ/mol} \times 33827.70 \text{ mol} = 3382770 \text{ kJ/h}$

A2.3.5 其他热损失

$$\begin{aligned} Q_{10} &= Q_{GG} - (Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{11}) \\ &= 21622120 - (1639296 + 851214 + 13150080 + 1678216 \\ &\quad + 150681 + 75340 + 86594 + 3382770) \\ &= 607929 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

A2.3.6 蒸煮过程热损失

$$\begin{aligned} Q_{SS} &= Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{10} \\ &= 150681 + 75340 + 86594 + 607929 = 920544 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

A2.4 供给蒸煮实际单位耗热量

$$Q'_{GG} = \frac{Q_{GG}}{G_s \cdot P / 0.9} = \frac{21622120}{8000 \times 50\% / 0.9} = 4865 \text{ kJ/h}$$

A2.5 蒸煮单位有效耗热量

$$Q'_{YX} = \frac{Q_{YX}}{G_s \cdot P / 0.9} = \frac{17318806}{8000 \times 50\% / 0.9} = 3897 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{YX} = \frac{17318806 + 3382770}{8000 \times 50\% / 0.9} = 4658 \text{ kJ/h}$$

A2.6 连续蒸煮器热效率

$$\eta = \frac{Q_{YX}}{Q_{GG}} \times 100\% = \frac{17318806}{21622120} \times 100\% = 80.0\%$$

$$\eta_k = \frac{17318806 + 3382770}{21622120} \times 100\% = 95.7\%$$

$$\eta = (1 - \frac{Q_{SS}}{Q_{GG}}) \times 100\% = (1 - \frac{920544}{21622120}) \times 100\% = 95.7\%$$

A3 能量平衡表

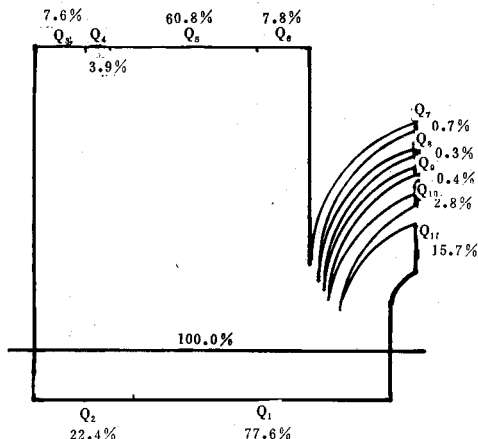
序号	输入能量			输出能量		
	项 目	数量 kJ	%	项 目	数量 kJ	%
1	蒸汽供热	16782160	77.6			
2	药液供热	4839960	22.4			
3				加热原料	1639296	7.6
4				加热水分	851214	3.9
5				加热药液	13150080	60.8
6				喷放用汽	1678216	7.8
7				横管散热	150681	0.7
8				附属散热	75340	0.3

续 表

序号	输 入 能 量			输 出 能 量		
	项 目	数量 kJ	%	项 目	数量 kJ	%
9				漏汽损失	86594	0.4
10				其他热损失	607929	2.8
11				活化能耗	3382770	15.7
	合 计	21622120	100	合 计	21622120	100

注:从计算结果看,不算活化能差异大。另外喷放用汽的计算不一定准确,有待进一步解决测定手段。故凡计算活化能的项均加脚标“a”。

A4 能量流向图



附加说明:

本标准由轻工业部造纸工业司提出。

本标准由全国造纸标准化中心归口。

本标准由柳江造纸厂、轻工业部造纸工业科学研究所负责起草。

本标准主要起草人:刘善明、杨毅、谢秋英、刘江毅、张少玲。