



中华人民共和国有色金属行业标准

YS/T 119.10—2005

氧化铝生产专用设备 热平衡测定与计算方法 第 10 部分 板式降膜蒸发器系统

Determination and calculation method of heat balance
of special equipments for alumina production—
Part 10: Plate falling-film evaporator system

2005-05-18 发布

2005-12-01 实施

国家发展和改革委员会 发布

前 言

本部分为首次发布。

本部分为 YS/T 119 第 10 部分。

本部分包括方法一和方法二。

本部分根据目前国内氧化铝行业的实际情况和发展趋势的要求,制定了板式降膜蒸发器系统的热平衡测定与计算方法,为准确量化板式降膜蒸发器系统的能耗水平以及不同类型焙烧设备之间进行能耗比较提供了依据和方法。

本部分附录 A 为规范性附录。

本部分由全国有色金属标准化技术委员会提出并归口。

本部分由全国有色金属标准化技术委员会负责解释。

本部分由中国铝业股份有限公司贵州分公司负责起草。

本部分方法一主要起草人:裴天毅、曾垂新、张凤琴、任剑、狄贵华、王奎、刘四清、蒋贵书、崔鲁川、刘贵生、张志宏。

本部分方法二主要起草人:蒋贵书、任剑、张凤琴、曾垂新、王奎、刘四清、狄贵华、刘贵生、张志宏、崔鲁川、裴天毅。

氧化铝生产专用设备

热平衡测定与计算方法

第 10 部分 板式降膜蒸发器系统

方法一

1 范围

本方法规定了氧化铝厂板式降膜蒸发器系统的热平衡测定与计算基准、测定条件、测定项目及测定计算方法。

本方法适用于氧化铝厂铝酸钠溶液板式降膜蒸发器系统的热平衡测定与计算。

2 热平衡测定与计算基准

2.1 基准温度采用 0℃。

2.2 基准压力采用 101 325 Pa。

2.3 卡与焦耳的换算,采用 1 cal=4.1868 J。

2.4 物料平衡与热平衡均以板式降膜蒸发器系统蒸发原液的进料量为基准进行计算。

2.5 板式降膜蒸发器系统的热平衡测定与计算体系,包括直预器部分、自蒸发器部分、板式降膜蒸发器部分共三部分。热平衡测定范围和计算体系如图 1 虚线范围内所示(以 VI 效、四级自蒸发器为例,其他以此类推)。

3 设备状况及流程

3.1 测试报告中设备状况的内容

3.1.1 写明设备的新旧程度、特点及存在问题,建成投产或上次大修后投产的日期。

3.1.2 设备及生产概况填写测定前三个月内某月的平均值,内容及报告格式见表 1。

表 1 设备及生产概况

厂名:	车间:	机组号:		
项	目	单	位	数值或内容
蒸发器	单机台数	台		
	单机型号			
	加热方式	内加热或外加热		
	蒸汽种类			
	循环方式	自然循环或其他		
	加热面积	m ²		
	整体容积	m ³		
	设计能力	t/h		
冷凝水罐	尺寸(直径×高度)	mm		
	台数	台		
	有效容积	m ³		
	原液量	m ³ /h		
	蒸水量	t/h		
	清理周期	d		
	运转率	%		

YS/T 119.10—2005

3.2 工艺流程示意图

工艺流程示意图见图 1。

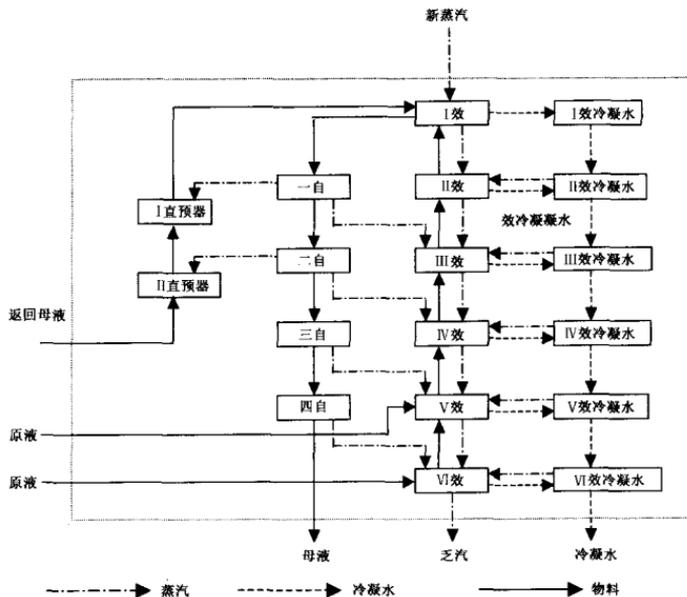


图 1 板式降膜蒸发器工艺流程图(以 VI 效、四级自蒸发器为例)

4 热平衡测定条件

4.1 被测设备和工艺要求

板式降膜蒸发器系统热平衡测定,应在设备投产或上次大修投产后的中期进行,测定时期生产工艺必须稳定正常。

4.2 时间要求

测定应为二个连续工班,测定次数不少于三个班次。

4.3 测定用仪器仪表及计量器具的要求

测定用仪器仪表及计量器具应在有效检定周期之内。

5 测定项目和方法及物料平衡所需物理量计算及其关联式

5.1 板式降膜蒸发器系统测定项目和以及报告格式见表 2。

表 2 板式降膜蒸发器系统测定项目和和方法

项 目	符号	单位	测点位置	测定仪器与方法	测定频率	取值原则	测定数据
新蒸汽	蒸汽量	M_a	t/h	进 I 效蒸发器前	蒸汽流量计	8 小时 1 次	算术平均值
	蒸汽压力	P_a	Pa	进 I 效蒸发器前	蒸汽压力表	1 小时 1 次	算术平均值
	蒸汽温度	t_a	℃	进 I 效蒸发器前	水银或电阻式温度计	1 小时 1 次	算术平均值

表 2 (续)

项 目		符号	单位	测点位置	测定仪器与方法	测定频率	取值原则	测定数据
蒸发原液	原液体积	进V效	V_{y1}	m^3/h	原液泵出口管道	电磁流量计累积数或单槽送料记录槽存差	1小时1次	算术平均值
		进VI效	V_{y2}	m^3/h	原液泵出口管道		1小时1次	算术平均值
	测定温度下原液密度		ρ_T	kg/m^3	原液泵出口管道	精密密度计或现场测定	2小时1次	算术平均值
	20℃下原液密度		ρ_{20}	kg/m^3	原液泵出口管道	20℃下测定	2小时1次	算术平均值
	原液温度		t_T	℃	原液泵出口管道	水银温度计	2小时1次	算术平均值
	原液成分	Na_2O_T	N_{T_T}	g/L	原液泵出口管道	化学分析	2小时1次	算术平均值
		Na_2O_C	N_{C_T}		原液泵出口管道		2小时1次	算术平均值
		Na_2O_K	N_{K_T}		原液泵出口管道		2小时1次	算术平均值
		Al_2O_3	Al_T		原液泵出口管道		2小时1次	算术平均值
	原液比热		C_T	$kJ/(kg \cdot ^\circ C)$	原液泵出口管道	计算或查表	2小时1次	算术平均值
各效蒸发器测定	进料温度		$t_{I, I-II}$	℃	各效蒸发器进料管路	热电偶或在线测定	2小时1次	算术平均值
	出料温度		$t_{C, I-II}$	℃	各效蒸发器出料管路	热电偶或在线测定	2小时1次	算术平均值
	进料溶液密度		$\rho_{I, I-II}$	kg/m^3	各效蒸发器进料管路	精密密度计或现场测定	2小时1次	算术平均值
	出料溶液密度		$\rho_{C, I-II}$	kg/m^3	各效蒸发器出料管路	精密密度计或现场测定	2小时1次	算术平均值
	气室压力		$P_{I, I-II}$	Pa	各效气室顶部	压力表或负压表	2小时1次	算术平均值
	气室温度		$t_{I, I-II}$	℃	各效气室顶部	热电偶或在线测定	2小时1次	算术平均值
	进料溶液比热		$C_{I, I-II}$	$kJ/(kg \cdot ^\circ C)$	各效蒸发器进料管路	计算或查表	2小时1次	算术平均值
	出料溶液比热		$C_{C, I-II}$	$kJ/(kg \cdot ^\circ C)$	各效蒸发器出料管路	计算或查表	2小时1次	算术平均值
	二次蒸汽压力		$P_{V, I-II}$	Pa	各效蒸发器二次汽出口	压力表或负压表	2小时1次	算术平均值
	二次蒸汽温度		$t_{V, I-II}$	℃	各效蒸发器二次汽出口	热电偶或在线测定	2小时1次	算术平均值
	VI效冷凝水罐排出体系水量		$m_{s, I}$	m^3/h	VI效冷凝水罐冷凝水出口	计算或超声波流量计实测	2小时1次	算术平均值
	各效冷凝水排出温度		$t_{L, I-II}$	℃	各效冷凝水罐冷凝水出口	热电偶或在线测定	2小时1次	算术平均值
	各效进料成分	Na_2O_T	$N_{TII, I-II}$	g/L	各效进料管路	化学分析	2小时1次	算术平均值
		Na_2O_C	$N_{CII, I-II}$				2小时1次	算术平均值
Na_2O_K		$N_{KII, I-II}$	2小时1次				算术平均值	
Al_2O_3		$Al_{II, I-II}$	2小时1次				算术平均值	
各效出料成分	Na_2O_T	$N_{TCL, I-II}$	g/L	各效出料管路	化学分析	2小时1次	算术平均值	
	Na_2O_C	$N_{CCL, I-II}$				2小时1次	算术平均值	
	Na_2O_K	$N_{KCL, I-II}$				2小时1次	算术平均值	
	Al_2O_3	$Al_{CL, I-II}$				2小时1次	算术平均值	

表 2 (续)

项 目	符 号	单 位	测 点 位 置	测 定 仪 器 与 方 法	测 定 频 率	取 值 原 则	测 定 数 据		
各级自蒸发器测定	进料温度	$t_{1.2.3.4}$	℃	各级自蒸发器 进料管路	热电偶或 在线测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	出料温度	$t'_{1.2.3.4}$	℃	各级自蒸发器 出料管路	热电偶或 在线测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	各级自蒸发器 进料成分	Na_2O_7	$N_{\text{TII}.2.3.4}$	g/L	各级自蒸发 进料管路	化学分析	2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_6	$N_{\text{CII}.2.3.4}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_K	$N_{\text{KII}.2.3.4}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Al_2O_3	$\text{Al}_{\text{I}.2.3.4}$				2 小时 1 次	算术平均值	
	各级自蒸发器 出料成分	Na_2O_7	$N_{\text{TCl}.2.3.4}$	g/L	各级自蒸发 进料管路	化学分析	2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_6	$N_{\text{CCl}.2.3.4}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_K	$N_{\text{KCl}.2.3.4}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Al_2O_3	$\text{Al}_{\text{Cl}.2.3.4}$				2 小时 1 次	算术平均值	
	进料溶液密度	$\rho_{\text{I}.2.3.4}$	kg/m ³	各级自蒸发器 进料管路	精密密度计或现场测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	出料溶液密度	$\rho_{\text{Cl}.2.3.4}$	kg/m ³	各级自蒸发器 出料管路	精密密度计或现场测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	进料溶液比热	$C_{\text{I}.2.3.4}$	kJ/ (kg·℃)	各级自蒸发器 进料管路	计算或查表	2 小时 1 次	算术平均值		
	出料溶液比热	$C_{\text{Cl}.2.3.4}$	kJ/ (kg·℃)	各级自蒸发器 出料管路	计算或查表	2 小时 1 次	算术平均值		
二次汽温度	$t_{\text{VI}.2.3.4}$	℃	各级自蒸发器 二次汽出口	热电偶或 在线测定	2 小时 1 次	算术平均值			
二次汽压力	$P_{\text{VI}.2.3.4}$	Pa	各级自蒸发器 二次汽出口	压力表或 负压表	2 小时 1 次	算术平均值			
直预器测定	进直预器 进料成分	Na_2O_7	$N_{\text{TVI}.2}$	g/L	进直预器返回 母液的管道	化学分析	2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_6	$N_{\text{CVI}.2}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_K	$N_{\text{KVI}.2}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Al_2O_3	$\text{Al}_{\text{VI}.2}$				2 小时 1 次	算术平均值	
	出直预器 出料成分	Na_2O_7	$N_{\text{TCVI}.2}$	g/L	出直预器返回 母液的管道	化学分析	2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_6	$N_{\text{CCVI}.2}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Na_2O_K	$N_{\text{KCVI}.2}$				2 小时 1 次	算术平均值	
		Al_2O_3	$\text{Al}_{\text{CVI}.2}$				2 小时 1 次	算术平均值	
	进料温度	$t_{\text{VI}.2}$	℃	进直预器管路	热电偶或在线测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	出料温度	$t'_{\text{VI}.2}$	℃	出直预器管路	热电偶或在线测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	进料溶液密度	$\rho_{\text{VI}.2}$	kg/m ³	进直预器管路	精密密度计或现场测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	出料溶液密度	$\rho_{\text{CVI}.2}$	kg/m ³	出直预器管路	精密密度计或现场测定	2 小时 1 次	算术平均值		
	进料溶液比热	$C_{\text{VI}.2}$	kJ/ (kg·℃)	进直预器管路	计算或查表	2 小时 1 次	算术平均值		
	出料溶液比热	$C_{\text{CVI}.2}$	kJ/ (kg·℃)	出直预器管路	计算或查表	2 小时 1 次	算术平均值		

表 2 (续)

项 目	符号	单位	测点位置	测定仪器与方法	测定频率	取值原则	测定数据	
返回母液流量	V_f	m^3/h	返回母液泵出口管道	电磁流量计	2 小时 1 次	算术平均值		
返回母液温度	t_f	$^{\circ}\text{C}$	返回母液泵出口管道	电阻式温度计	2 小时 1 次	算术平均值		
板式降膜蒸发器系统表面散热测定	直预器表面散热	表面温度	$t_{b1.2}$	$^{\circ}\text{C}$	直预器及其管路	红外测温仪或表面温度计	不少于 2 次	算术平均值
		环境温度	$t_{b1.2}$	$^{\circ}\text{C}$	对应测温点,在距设备或管路 1.0 米处同时进行测定	水银温度计	不少于 2 次	算术平均值
		环境风速	$W_{b1.2}$	m/s	对应测温点,在距设备或管路 1.0 米处同时进行测定	热球式风速仪	不少于 2 次	算术平均值
		散热面积	$F_{y1.2}$	m^2		实测或据图计算		
		平均表面热流	$Q_{y1.2}$	$\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$		计算		
	散热量	$Q_{y1.2}$	kJ/h		$Q_{y1.2} = q_{y1.2} \cdot F_{y1.2}$			
	自蒸发器表面散热	表面温度	$t_{b1.2,3,4}$	$^{\circ}\text{C}$	自蒸发器及其管路	红外测温仪或表面温度计	不少于 2 次	算术平均值
		环境温度	$t_{b1.2,3,4}$	$^{\circ}\text{C}$	对应测温点,在距设备或 1.0 m 处同时进行测定	水银温度计	不少于 2 次	算术平均值
		环境风速	$W_{1.2,3,4}$	m/s	对应测温点,在距设备或 1.0 m 处同时进行测定	热球式风速仪	不少于 2 次	算术平均值
		散热面积	$F_{1.2,3,4}$	m^2		实测或据图计算		
平均表面热流		$q_{1.2,3,4}$	$\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$		计算			
散热量		$Q_{1.2,3,4}$	kJ/h		$Q_{1.2,3,4} = q_{1.2,3,4} \cdot F_{1.2,3,4}$			
各效蒸发器组表面散热		表面温度	$t_{b1.1-n}$	$^{\circ}\text{C}$	各效蒸发器组及其管路	红外测温仪或表面温度计	不少于 2 次	算术平均值
	环境温度	$t_{b1.1-n}$	$^{\circ}\text{C}$	对应测温点,在距设备或管路 1.0 米处同时进行测定	水银温度计	不少于 2 次	算术平均值	
	环境风速	$W_{1.1-n}$	m/s	对应测温点,在距设备或管路 1.0 米处同时进行测定	热球式风速仪	不少于 2 次	算术平均值	
	散热面积	$F_{1.1-n}$	m^2		实测或据图计算			
	平均表面热流	$q_{1.1-n}$	$\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$		计算			
	散热量	$Q_{1.1-n}$	kJ/h		$Q_{1.1-n} = q_{1.1-n} \cdot F_{1.1-n}$			
体系总散热	Q_0	kJ/h		$Q_0 = Q_{y1.2} + Q_{1.2,3,4} + Q_{1.1-n}$				

5.2 板式降膜蒸发器系统物料平衡所需物理量计算及其关联式见表3。

表3 板式降膜蒸发器系统物料平衡所需物理量计算及其关联式

物理参数	符号	单位	计算及其关联式	数值
VI效蒸水量	m_{VI}	kg/h	$m_{VI} = V_{y2} \cdot \rho_y - (N_{ky}/N_{kV}) \cdot V_{y2} \cdot \rho_{CV}$	
VI效进入V效液量	V_5	m ³ /h	$V_5 = V_{y2} - (m_{VI}/\rho_{H_2O,P,V})$ 式中： $\rho_{H_2O,P,V}$ ——在对应压力为P，温度为t的条件下水的密度，kg/m ³ 。	
V效蒸水量 (二次汽量)	m_V	kg/h	$m_V = [V_{y1} \cdot \rho_y - (N_{kV}/N_{kV}) \cdot V_{y1} \cdot \rho_{CV}] + [V_5 \cdot \rho_V - (N_{kV}/N_{kV}) \cdot V_5 \cdot \rho_{CV}]$	
V效进入IV效液量	V_4	m ³ /h	$V_4 = (V_5 + V_{y1}) - (m_V/\rho_{H_2O,P,V})$	
IV效蒸水量(二次汽量)	m_{IV}	kg/h	$m_{IV} = V_4 \cdot \rho_{IV} - (N_{kIV}/N_{kIV}) \cdot V_4 \cdot \rho_{CV}$	
IV效进入III效液量	V_3	m ³ /h	$V_3 = V_4 - (m_{IV}/\rho_{H_2O,P,V})$	
III效蒸水量(二次汽量)	m_{III}	kg/h	$m_{III} = V_3 \cdot \rho_{III} - (N_{kIII}/N_{kIII}) \cdot V_3 \cdot \rho_{CV}$	
III效进入II效液量	V_2	m ³ /h	$V_2 = V_3 - (m_{III}/\rho_{H_2O,P,V})$	
II效蒸水量(二次汽量)	m_{II}	kg/h	$m_{II} = V_2 \cdot \rho_{II} - (N_{kII}/N_{kII}) \cdot V_2 \cdot \rho_{CV}$	
II效进入I效液量	V_1	m ³ /h	$V_1 = V_2 - (m_{II}/\rho_{H_2O,P,V})$	
II直预器增水量	m'_{2A}	kg/h	$m'_{2A} = [(N_{KIY2}/N_{KY2}) \cdot V_1 \cdot \rho_{CY2}] - V_1 \cdot \rho_{Y2}$	
II直预器进入I直预器 加热返回母液量	V_{2A}	m ³ /h	$V_{2A} = V_1 + (m'_{2A}/\rho_{H_2O,P,V})$	
I直预器增水量	m'_{1A}	kg/h	$m'_{1A} = [(N_{KIY1}/N_{KY1}) \cdot V_{2A} \cdot \rho_{CY1}] - V_{2A} \cdot \rho_{Y1}$	
I直预器进入I效的 加热母液量	V_{1A}	m ³ /h	$V_{1A} = V_{2A} + (m'_{1A}/\rho_{H_2O,P,V})$	
I效蒸水量(二次汽量)	m_I	kg/h	$m_I = [V_2 \cdot \rho_I - (N_{KI1}/N_{KI1}) \cdot V_2 \cdot \rho_{C1}] + [V_{2A} \cdot \rho_{CY1} - (N_{KY1}/N_{KI1}) \cdot V_{2A} \cdot \rho_{C1}]$	
I效进入一自液量	V_{21}	m ³ /h	$V_{21} = (V_2 + V_{2A}) - (m_I/\rho_{H_2O,P,V})$	
一自蒸水量(二次汽量)	m_1	kg/h	$m_1 = V_{21} \cdot \rho_1 - (N_{KI1}/N_{KI1}) \cdot V_{21} \cdot \rho_{C1}$	
一自进入III效的二次汽量	m'_{1B}	kg/h	$m'_{1B} = m_1 - m'_{1A}$	
一自进入二自液量	V_{22}	m ³ /h	$V_{22} = V_{21} - (m'_{1B}/\rho_{H_2O,P,V})$	
二自蒸水量(二次汽量)	m_2	kg/h	$m_2 = V_{22} \cdot \rho_2 - (N_{KI2}/N_{KI2}) \cdot V_{22} \cdot \rho_{C2}$	
二自进入IV效的二次汽量	m'_{2B}	kg/h	$m'_{2B} = m_2 - m'_{2A}$	
二自进入三自液量	V_{23}	m ³ /h	$V_{23} = V_{22} - (m'_{2B}/\rho_{H_2O,P,V})$	
三自蒸水量(二次汽量)	m_3	kg/h	$m_3 = V_{23} \cdot \rho_3 - (N_{KI3}/N_{KI3}) \cdot V_{23} \cdot \rho_{C3}$	
三自进入四自液量	V_{24}	m ³ /h	$V_{24} = V_{23} - (m_3/\rho_{H_2O,P,V})$	
四自蒸水量(二次汽量)	m_4	kg/h	$m_4 = V_{24} \cdot \rho_4 - (N_{KI4}/N_{KI4}) \cdot V_{24} \cdot \rho_{C4}$	
四自出料量(蒸发母液量)	V_m	m ³ /h	$V_m = V_{24} - (m_4/\rho_{H_2O,P,V})$	
I效冷凝水罐冷凝水量	m'_1	kg/h	$m'_1 = m_4$	
II效冷凝水罐冷凝水量	m'_2	kg/h	$m'_2 = m_4 + m_I$	
III效冷凝水罐冷凝水量	m'_3	kg/h	$m'_3 = m_4 + m_I + m_{II}$	
IV效冷凝水罐冷凝水量	m'_4	kg/h	$m'_4 = m_4 + m_I + m_{II} + m_{III}$	
V效冷凝水罐冷凝水量	m'_5	kg/h	$m'_5 = m_4 + m_I + m_{II} + m_{III} + m_{IV}$	
VI效冷凝水罐冷凝水量	m'_6	kg/h	$m'_6 = m_4 + m_I + m_{II} + m_{III} + m_{IV} + m_V$	

6 物料平衡计算

6.1 总蒸水量按公式(1)计算:

$$m_{yz} = V_y \cdot \rho_y - (N_{ky}/N_{km}) \cdot V_y \cdot \rho_m \quad \dots\dots\dots(1)$$

式中:

- m_{yz} ——总蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 V_y ——原液体积流量,单位为立方米每小时(m³/h);
 ρ_y ——原液密度,单位为千克每立方米(kg/m³);
 ρ_m ——母液密度,单位为千克每立方米(kg/m³);
 N_{ky} ——原液苛性碱浓度,单位为克每升(g/L);
 N_{km} ——母液苛性碱浓度,单位为克每升(g/L)。

6.2 有效总蒸水量按公式(2)计算:

$$m_{yz}' = m_I + m_{II} + m_{III} + m_{IV} + m_V + m_{VI} + m_{1B}' + m_{2B}' + m_3 + m_4 \quad \dots\dots\dots(2)$$

式中:

- m_{yz}' ——有效总蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_I ——I效蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_{II} ——II效蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_{III} ——III效蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_{IV} ——IV效蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_V ——V效蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_{VI} ——VI效蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_{1B}' ——自进入III效的二次汽量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_{2B}' ——自进入IV效的二次汽量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_3 ——三自蒸水量,单位为千克每小时(kg/h);
 m_4 ——四自蒸水量,单位为千克每小时(kg/h)。

6.3 板式降膜蒸发器系统物料平衡计算表及报告格式见表4。

表4 板式降膜蒸发器系统物料平衡计算表

项 目	符号	单位	依据或算式	数值	
收入	原液量	M_1	kg/h	$M_1 = (V_{y1} + V_{y2}) \cdot \rho_y$	
	新蒸汽量	M_2	kg/h	$M_2 = M_1$	
	返回母液量	M_3	kg/h	$M_3 = V_f \cdot \rho_m$	
	合计	ΣM	kg/h	$\Sigma M = M_1 + M_2 + M_3$	
支出	完成母液量	M_1'	kg/h	$M_1' = V_m \cdot \rho_m$	
	乏汽量	M_2'	kg/h	$M_2' = m_{VI}$	
	出体系冷凝水量	M_3'	kg/h	$M_3' = m_6'$	
	差值	ΔM	kg/h	$\Delta M = \Sigma M - (M_1' + M_2' + M_3')$	
	合计	$\Sigma M'$	kg/h	$\Sigma M' = M_1' + M_2' + M_3' + \Delta M$	

6.4 板式降膜蒸发器系统物料平衡表及报告格式见表5。

YS/T 119.10—2005

表 5 板式降膜蒸发器系统物料平衡表

收 入				支 出			
符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
		kg/h	%			kg/h	%
M_1	原液量			M'_1	完成母液量		
M_2	新蒸汽量			M'_2	乏汽量		
M_3	返回母液量			M'_3	出体系冷凝水量		
				ΔM	差值		
ΣM_1	合计		100	$\Sigma M'_1$	合计		100

6.5 板式降膜蒸发器系统中直预器部分、自蒸发部分、板式降膜蒸发器(I效—VI效)部分物料平衡表及报告格式见表6。

表 6 直预器部分、自蒸发部分、板式降膜蒸发器(I效—VI效)部分物料平衡表

设备名称	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kg/h	%			kg/h	%
I 直预器	M_{1y1}	II 直预器进 I 直预器料量			M'_{1y1}	I 直预器进 I 效料量		
	M_{1y2}	1 自进入 I 直预器二次汽量			ΔM_{1y}	差值		
	ΣM_2	合计		100	$\Sigma M'_2$	合计		100
II 直预器	M_{2y1}	返回母液量			M'_{2y1}	II 直预器出料量		
	M_{2y2}	2 自进入 II 直预器二次汽量			ΔM_{2y}	差值		
	ΣM_3	合计		100	$\Sigma M'_3$	合计		100
四自蒸发器	M_{4z1}	三自进四自料量			M'_{4z1}	四自出料量		
					M'_{4z2}	四自二次汽量		
	ΣM_4	合计		100	ΔM_{4z}	差值		
				$\Sigma M'_4$	合计		100	
三自蒸发器	M_{3z1}	二自进三自料量			M'_{3z1}	三自进四自料量		
					M'_{3z2}	三自二次汽量		
	ΣM_5	合计		100	ΔM_{3z}	差值		
				$\Sigma M'_5$	合计		100	
二自蒸发器	M_{2z1}	一自进二自料量			M'_{2z1}	二自进三自料量		
					M'_{2z2}	二自进 II 直预器二次汽量		
	ΣM_6	合计		100	M'_{2z3}	二自进 IV 效二次汽量		
				ΔM_{2z}	差值			
				$\Sigma M'_6$	合计		100	
一自蒸发器	M_{1z1}	I 效进一自料量			M'_{1z1}	一自进二自料量		
					M'_{1z2}	一自进 I 直预器二次汽量		
	ΣM_7	合计		100	M'_{1z3}	一自进 III 效二次汽量		
				ΔM_{1z}	差值			
				$\Sigma M'_7$	合计		100	

表 6 (续)

设备名称	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kg/h	%			kg/h	%
I 效蒸发器	M_{I1}	II 效进 I 效料量 新蒸汽量 I 直预器进 I 效料量			M_{I1}'	I 效进一自料量 I 效蒸水量(二次汽) I 效冷凝水量 差值		
	M_{I2}				M_{I2}'			
M_{I3}				M_{I3}'			ΔM_I	
	ΣM_6	合计		100	$\Sigma M_6'$	合计		100
II 效蒸发器	M_{II1}	III 效进 II 效料量 I 效二次汽量 I 效冷凝水量			M_{II1}'	II 效进 I 效料量 II 效蒸水量(二次汽) II 效冷凝水量 差值		
	M_{II2}				M_{II2}'			
M_{II3}				M_{II3}'			ΔM_{II}	
	ΣM_9	合计		100	$\Sigma M_9'$	合计		100
III 效蒸发器	M_{III1}	IV 效进 III 效料量 II 效二次汽量 II 效冷凝水量 一自进 III 效二次汽量			M_{III1}'	III 效进 II 效料量 III 效蒸水量(二次汽) III 效冷凝水量 差值		
	M_{III2}				M_{III2}'			
M_{III3}				M_{III3}'			ΔM_{III}	
	ΣM_{10}	合计		100	$\Sigma M_{10}'$	合计		100
IV 效蒸发器	M_{IV1}	V 效进 IV 效料量 III 效二次汽量 III 效冷凝水量 二自进 IV 效二次汽量			M_{IV1}'	IV 效进 III 效料量 IV 效蒸水量(二次汽) IV 效冷凝水量 差值		
	M_{IV2}				M_{IV2}'			
M_{IV3}				M_{IV3}'			ΔM_{IV}	
	ΣM_{11}	合计		100	$\Sigma M_{11}'$	合计		100
V 效蒸发器	M_{V1}	VI 效进 V 效料量 进入 V 效原液量 IV 效二次汽量 IV 效冷凝水量 三自进 V 效二次汽量			M_{V1}'	V 效进 IV 效料量 V 效蒸水量(二次汽) V 效冷凝水量 差值		
	M_{V2}				M_{V2}'			
M_{V3}				M_{V3}'			ΔM_V	
	ΣM_{12}	合计		100	$\Sigma M_{12}'$	合计		100
VI 效蒸发器	M_{VI1}	进入 VI 效原液量 V 效二次汽 V 效冷凝水量 四自进 VI 效二次汽量			M_{VI1}'	VI 效进 V 效料量 VI 效蒸水量(乏汽量) VI 效冷凝水量 差值		
	M_{VI2}				M_{VI2}'			
M_{VI3}				M_{VI3}'			ΔM_{VI}	
	ΣM_{13}	合计		100	$\Sigma M_{13}'$	合计		100

6.6 物料平衡允许相对误差为±5%，即 $|\Delta M/\Sigma M| \times 100\% \leq 5\%$ 。

YS/T 119.10—2005

7 热平衡计算

7.1 板式降膜蒸发器系统热平衡计算表及报告格式见表7。

表7 板式降膜蒸发器系统热平衡计算表

项 目		符 号	单 位	依 据 或 算 式	数 值
热量 收入	原液带入热	Q_1	kJ/h	$Q_1 = M_1 \cdot C_p \cdot t_1$	
	新蒸汽带入热	Q_2	kJ/h	$Q_2 = M_2 \cdot i_1$ 式中: i_1 ——新蒸汽热焓, kJ/kg。	
	返回母液带入热	Q_3	kJ/h	$Q_3 = M_3 \cdot C_{p2} \cdot t_{12}$	
	合计	ΣQ_1	kJ/h	$\Sigma Q_1 = Q_1 + Q_2 + Q_3$	
热量 支出	完成母液带走热	Q'_1	kJ/h	$Q'_1 = M'_1 \cdot C_{p1} \cdot t'_1$	
	乏汽带走热	Q'_2	kJ/h	$Q'_2 = M'_2 \cdot C_{p6}$ 式中: C_{p6} ——蒸汽潜热, kJ/kg。	
	出体系冷凝水带走热	Q'_3	kJ/h	$Q'_3 = M'_3 \cdot C_{t2,0} \cdot t_{13}$	
	体系散热	Q'_4	kJ/h	$Q'_4 = Q_6$	
	差值	ΔQ	kJ/h	$\Delta Q = \Sigma Q - (Q'_1 + Q'_2 + Q'_3 + Q'_4)$	
	合计	$\Sigma Q'$	kJ/h	$\Sigma Q' = Q'_1 + Q'_2 + Q'_3 + Q'_4 + \Delta Q$	

7.2 板式降膜蒸发器系统热平衡表及报告格式见表8。

表8 板式降膜蒸发器系统热平衡表

收 入				支 出			
符 号	项 目	数 值		符 号	项 目	数 值	
		kJ/h	%			kJ/h	%
Q_1	原液带入热			Q'_1	完成母液带走热		
Q_2	新蒸汽带入热			Q'_2	乏汽带走热		
Q_3	返回母液带入热			Q'_3	出体系冷凝水带走热		
				Q'_4	体系散热		
				ΔQ	差值		
ΣQ_1	合计		100	$\Sigma Q'$	合计		100

7.3 直预器部分、自蒸发部分、板式降膜蒸发器(I效—VI效)部分热平衡计算表及报告格式见表9。

表9 直预器部分、自蒸发部分、板式降膜蒸发器(I效—VI效)部分热平衡计算表

设 备	项 目	符 号	单 位	依 据 或 算 式	
I 直预器	热量 收入	II 直预器进 I 直预器料带入热	$Q_{1,y1}$	kJ/h	$Q_{1,y1} = M_{1,y1} \cdot C_{p1} \cdot t_{1,y1}$
		I 自进 I 直预器二次汽带入热	$Q_{1,y2}$	kJ/h	$Q_{1,y2} = M_{1,y2} \cdot h_{(p,0)}$
		合计	ΣQ_2	kJ/h	$\Sigma Q_2 = Q_{1,y1} + Q_{1,y2}$
	热量 支出	I 直预器进 I 效料带走热	$Q'_{1,y1}$	kJ/h	$Q'_{1,y1} = M'_{1,y1} \cdot C_{p2} \cdot t'_{1,y1}$
		散热	$Q'_{1,y2}$	kJ/h	$Q'_{1,y2} = Q_{p1}$
		差值	$\Delta Q_{1,y}$	kJ/h	$\Delta Q_{1,y} = \Sigma Q - (Q'_{1,y1} + Q'_{1,y2})$
	合计	$\Sigma Q'_2$	kJ/h	$\Sigma Q'_2 = Q'_{1,y1} + Q'_{1,y2} + \Delta Q_{1,y}$	

表 9 (续)

设备	项 目	符 号	单 位	依据或算式
II 直预器	热量收入	返回母液带入热	$Q_{II,y1}$	$Q_{II,y1} = M_{II,y1} \cdot C_{I,y2} \cdot t_1$
		2 自进 II 预器二次汽带入热	$Q_{II,y2}$	$Q_{II,y2} = M_{II,y2} \cdot h_{(P,1)}$
		合计	ΣQ_3	$\Sigma Q_3 = Q_{II,y1} + Q_{II,y2}$
	热量支出	II 直预器进 I 直预器料带走热	$Q_{II,y1}'$	$Q_{II,y1}' = Q_{I,y1}$
		散热	$Q_{II,y2}'$	$Q_{II,y2}' = Q_{s2}$
		差值	$\Delta Q_{II,y}$	$\Delta Q_{II,y} = \Sigma Q - (Q_{II,y1}' + Q_{II,y2}')$
合计		$\Sigma Q_3'$	$\Sigma Q_3' = Q_{II,y1}' + Q_{II,y2}' + \Delta Q_{II,y}$	
四自蒸发器	热量收入	三自进四自料带入热	$Q_{4,1}$	$Q_{4,1} = M_{4,1} \cdot C_{I,4} \cdot t_4$
		合计	ΣQ_4	$\Sigma Q_4 = Q_{4,1}$
	热量支出	四自出料带走热	$Q_{4,1}'$	$Q_{4,1}' = M_{4,1}' \cdot C_{O,4} \cdot t_4'$
		四自二次汽带走热	$Q_{4,2}'$	$Q_{4,2}' = M_{4,2}' \cdot h_{(P,1)}$
		散热	$Q_{4,3}'$	$Q_{4,3}' = Q_{s4}$
		差值	$\Delta Q_{4,4}$	$\Delta Q_{4,4} = \Sigma Q - (Q_{4,1}' + Q_{4,2}' + Q_{4,3}')$
合计	$\Sigma Q_4'$	$\Sigma Q_4' = Q_{4,1}' + Q_{4,2}' + Q_{4,3}' + \Delta Q_{4,4}$		
三自蒸发器	热量收入	二自进三自料带入热	$Q_{3,1}$	$Q_{3,1} = M_{3,1} \cdot C_{I,3} \cdot t_3$
		合计	ΣQ_5	$\Sigma Q_5 = Q_{3,1}$
	热量支出	三自进四自料带走热	$Q_{3,1}'$	$Q_{3,1}' = Q_{4,1}$
		三自二次汽带走热	$Q_{3,2}'$	$Q_{3,2}' = M_{3,2}' \cdot h_{(P,1)}$
		散热	$Q_{3,3}'$	$Q_{3,3}' = Q_{s3}$
		差值	$\Delta Q_{3,3}$	$\Delta Q_{3,3} = \Sigma Q - (Q_{3,1}' + Q_{3,2}' + Q_{3,3}')$
合计	$\Sigma Q_5'$	$\Sigma Q_5' = Q_{3,1}' + Q_{3,2}' + Q_{3,3}' + \Delta Q_{3,3}$		
二自蒸发器	热量收入	一自进二自料带入热	$Q_{2,1}$	$Q_{2,1} = M_{2,1} \cdot C_{I,2} \cdot t_2$
		合计	ΣQ_6	$\Sigma Q_6 = Q_{2,1}$
	热量支出	二自进三自料带走热	$Q_{2,1}'$	$Q_{2,1}' = Q_{3,1}$
		二自进 II 直预器二次汽带走热	$Q_{2,2}'$	$Q_{2,2}' = M_{2,2}' \cdot h_{(P,1)}$
		二自进 IV 效二次汽带走热	$Q_{2,3}'$	$Q_{2,3}' = M_{2,3}' \cdot h_{(P,1)}$
		散热	$Q_{2,4}'$	$Q_{2,4}' = Q_{s2}$
差值	$\Delta Q_{2,2}$	$\Delta Q_{2,2} = \Sigma Q - (Q_{2,1}' + Q_{2,2}' + Q_{2,3}' + Q_{2,4}')$		
合计	$\Sigma Q_6'$	$\Sigma Q_6' = Q_{2,1}' + Q_{2,2}' + Q_{2,3}' + Q_{2,4}' + \Delta Q_{2,2}$		
一自蒸发器	热量收入	I 效进一自料带入热	$Q_{1,1}$	$Q_{1,1} = M_{1,1} \cdot C_{I,1} \cdot t_1$
		合计	ΣQ_7	$\Sigma Q_7 = Q_{1,1}$
	热量支出	一自进二自料带走热	$Q_{1,1}'$	$Q_{1,1}' = Q_{2,1}$
		一自进 I 直预器二次汽带走热	$Q_{1,2}'$	$Q_{1,2}' = M_{1,2}' \cdot h_{(P,1)}$
		一自进 III 效二次汽带走热	$Q_{1,3}'$	$Q_{1,3}' = M_{1,3}' \cdot h_{(P,1)}$
		散热	$Q_{1,4}'$	$Q_{1,4}' = Q_{s1}$
差值	$\Delta Q_{1,2}$	$\Delta Q_{1,2} = \Sigma Q - (Q_{1,1}' + Q_{1,2}' + Q_{1,3}' + Q_{1,4}')$		
合计	$\Sigma Q_7'$	$\Sigma Q_7' = Q_{1,1}' + Q_{1,2}' + Q_{1,3}' + Q_{1,4}' + \Delta Q_{1,2}$		

表 9 (续)

设备	项 目	符 号	单 位	依据或算式	
I 效 蒸发器	热量 收入	II 效进 I 效料带入热	Q_{11}	kJ/h	$Q_{11} = M_{11} \cdot C_{11} \cdot t_{11}$
		新蒸汽带入热	Q_{12}	kJ/h	$Q_{12} = M_2 \cdot C_{p0}$
		I 直预器进 I 效料带入热	Q_{13}	kJ/h	$Q_{13} = Q_{13}'$
		合计	ΣQ_0	kJ/h	$\Sigma Q_0 = Q_{11} + Q_{12} + Q_{13}$
	热量 支出	I 效进一自料带走热	Q_{11}'	kJ/h	$Q_{11}' = Q_{11}$
		I 效二次汽带走热	Q_{12}'	kJ/h	$Q_{12}' = M_{12}' \cdot h_{(p,0)}$
		I 效冷凝水带走热	Q_{13}'	kJ/h	$Q_{13}' = M_{13}' \cdot C_{H_2O} \cdot t_{L1}$
		散热	Q_{14}'	kJ/h	$Q_{14}' = Q_1$
		差值	ΔQ_1	kJ/h	$\Delta Q_1 = \Sigma Q - (Q_{11}' + Q_{12}' + Q_{13}' + Q_{14}')$
		合计	$\Sigma Q_0'$	kJ/h	$\Sigma Q_0' = Q_{11}' + Q_{12}' + Q_{13}' + Q_{14}' + \Delta Q_1$
II 效 蒸发器	热量 收入	III 效进 II 效料带入热	Q_{21}	kJ/h	$Q_{21} = M_{21} \cdot C_{12} \cdot t_{21}$
		I 效二次汽带入热	Q_{22}	kJ/h	$Q_{22} = Q_{12}'$
		I 效冷凝水带入热	Q_{23}	kJ/h	$Q_{23} = Q_{13}'$
		合计	ΣQ_0	kJ/h	$\Sigma Q_0 = Q_{21} + Q_{22} + Q_{23}$
	热量 支出	II 效进 I 效料带走热	Q_{21}'	kJ/h	$Q_{21}' = Q_{21}$
		II 效二次汽带走热	Q_{22}'	kJ/h	$Q_{22}' = M_{22}' \cdot h_{(p,0)}$
		II 效冷凝水带走热	Q_{23}'	kJ/h	$Q_{23}' = M_{23}' \cdot C_{H_2O} \cdot t_{L2}$
		散热	Q_{24}'	kJ/h	$Q_{24}' = Q_2$
		差值	ΔQ_2	kJ/h	$\Delta Q_2 = \Sigma Q - (Q_{21}' + Q_{22}' + Q_{23}' + Q_{24}')$
		合计	$\Sigma Q_0'$	kJ/h	$\Sigma Q_0' = Q_{21}' + Q_{22}' + Q_{23}' + Q_{24}' + \Delta Q_2$
III 效 蒸发器	热量 收入	IV 效进 III 效料带入热	Q_{31}	kJ/h	$Q_{31} = M_{31} \cdot C_{13} \cdot t_{31}$
		II 效二次汽带入热	Q_{32}	kJ/h	$Q_{32} = Q_{22}'$
		II 效冷凝水带入热	Q_{33}	kJ/h	$Q_{33} = Q_{23}'$
		一自进 III 效二次汽带入热	Q_{34}	kJ/h	$Q_{34} = Q_{12}'$
		合计	ΣQ_{10}	kJ/h	$\Sigma Q_{10} = Q_{31} + Q_{32} + Q_{33} + Q_{34}$
	热量 支出	III 效进 II 效料带走热	Q_{31}'	kJ/h	$Q_{31}' = Q_{31}$
		III 效二次汽带走热	Q_{32}'	kJ/h	$Q_{32}' = M_{32}' \cdot h_{(p,0)}$
		III 效冷凝水带走热	Q_{33}'	kJ/h	$Q_{33}' = M_{33}' \cdot C_{H_2O} \cdot t_{L3}$
		散热	Q_{34}'	kJ/h	$Q_{34}' = Q_3$
		差值	ΔQ_3	kJ/h	$\Delta Q_3 = \Sigma Q - (Q_{31}' + Q_{32}' + Q_{33}' + Q_{34}')$
合计	$\Sigma Q_{10}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{10}' = Q_{31}' + Q_{32}' + Q_{33}' + Q_{34}' + \Delta Q_3$		

表 9 (续)

设备	项 目	符 号	单 位	依据或算式	
IV 效 蒸发器	热量 收入	V 效进 IV 效料带入热	Q_{N1}	kJ/h	$Q_{N1} = M_{N1} \cdot C_{1N} \cdot t_{1N}$
		III 效二次汽带入热	Q_{N2}	kJ/h	$Q_{N2} = Q_{N2}'$
		III 效冷凝水带入热	Q_{N3}	kJ/h	$Q_{N3} = Q_{N3}'$
		二自进 IV 效二次汽带入热	Q_{N4}	kJ/h	$Q_{N4} = Q_{N4}'$
		合计	ΣQ_{N1}	kJ/h	$\Sigma Q_{N1} = Q_{N1} + Q_{N2} + Q_{N3} + Q_{N4}$
	热量 支出	IV 效进 III 效料带走热	Q_{N1}'	kJ/h	$Q_{N1}' = Q_{N1}$
		IV 效二次汽带走热	Q_{N2}'	kJ/h	$Q_{N2}' = M_{N2}' \cdot h_{(p,1)}$
		IV 效冷凝水带走热	Q_{N3}'	kJ/h	$Q_{N3}' = M_{N3}' \cdot C_{H_2O} \cdot t_{1N}$
		散热	Q_{N4}'	kJ/h	$Q_{N4}' = Q_N$
		差值	ΔQ_N	kJ/h	$\Delta Q_N = \Sigma Q - (Q_{N1}' + Q_{N2}' + Q_{N3}' + Q_{N4}')$
合计	$\Sigma Q_{N1}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{N1}' = Q_{N1}' + Q_{N2}' + Q_{N3}' + Q_{N4}' + \Delta Q_N$		
V 效 蒸发器	热量 收入	VI 效进 V 效料带入热	Q_{V1}	kJ/h	$Q_{V1} = M_{V1} \cdot C_{1V} \cdot t_{1V}$
		进入 V 效原液带入热	Q_{V2}	kJ/h	$Q_{V2} = M_{V2}' \cdot C_V \cdot t_V$
		IV 效二次汽带入热	Q_{V3}	kJ/h	$Q_{V3} = Q_{N2}'$
		IV 效冷凝水带入热	Q_{V4}	kJ/h	$Q_{V4} = Q_{N3}'$
		三自进 V 效二次汽带入热	Q_{V5}	kJ/h	$Q_{V5} = Q_{N4}'$
	合计	ΣQ_{V2}	kJ/h	$\Sigma Q_{V2} = Q_{V1} + Q_{V2} + Q_{V3} + Q_{V4} + Q_{V5}$	
	热量 支出	V 效进 IV 效料带走热	Q_{V1}'	kJ/h	$Q_{V1}' = Q_{V1}$
		V 效二次汽带走热	Q_{V2}'	kJ/h	$Q_{V2}' = M_{V2}' \cdot h_{(p,0)}$
		V 效冷凝水带走热	Q_{V3}'	kJ/h	$Q_{V3}' = M_{V3}' \cdot C_{H_2O} \cdot t_{LV}$
		散热	Q_{V4}'	kJ/h	$Q_{V4}' = Q_V$
差值		ΔQ_V	kJ/h	$\Delta Q_V = \Sigma Q - (Q_{V1}' + Q_{V2}' + Q_{V3}' + Q_{V4}')$	
合计	$\Sigma Q_{V2}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{V2}' = Q_{V1}' + Q_{V2}' + Q_{V3}' + Q_{V4}' + \Delta Q_V$		
VI 效 蒸发器	热量 收入	进入 VI 效原液带入热	Q_{N1}	kJ/h	$Q_{N1} = M_{N1}' \cdot C_V \cdot t_V$
		V 效二次汽带入热	Q_{N2}	kJ/h	$Q_{N2} = Q_{V2}'$
		V 效冷凝水带入热	Q_{N3}	kJ/h	$Q_{N3} = Q_{V3}'$
		四自进 VI 效二次汽带入热	Q_{N4}	kJ/h	$Q_{N4} = Q_{N4}'$
		合计	ΣQ_{N3}	kJ/h	$\Sigma Q_{N3} = Q_{N1} + Q_{N2} + Q_{N3} + Q_{N4}$
	热量 支出	VI 效进 V 效料带走热	Q_{N1}'	kJ/h	$Q_{N1}' = Q_{V1}$
		VI 效乏汽带走热	Q_{N2}'	kJ/h	$Q_{N2}' = M_{N2}' \cdot C_{p0}$
		VI 效冷凝水带走热	Q_{N3}'	kJ/h	$Q_{N3}' = M_{N3}' \cdot C_{H_2O} \cdot t_{1N}$
		散热	Q_{N4}'	kJ/h	$Q_{N4}' = Q_{N1}$
		差值	ΔQ_{N1}	kJ/h	$\Delta Q_{N1} = \Sigma Q - (Q_{N1}' + Q_{N2}' + Q_{N3}' + Q_{N4}')$
合计	$\Sigma Q_{N3}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{N3}' = Q_{N1}' + Q_{N2}' + Q_{N3}' + Q_{N4}' + \Delta Q_{N1}$		

7.4 直顶器部分、自蒸发部分、蒸发器(I 效—VI 效)部分热平衡表及报告格式见表 10。

YS/T 119.10—2005

表 10 直预器部分、自蒸发部分、板式降膜蒸发器(I效—VI效)部分热平衡表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
I 直预器	Q_{1y1}	II 直预器进 I 直预器料带入热			Q'_{1y1}	I 直预器进 I 效料带走热		
	Q_{1y2}	1 自进 I 直预器二次汽带入热			Q'_{1y2}	散热		
	ΣQ_1	合计		100	ΔQ_{1y}	差值		
II 直预器	Q_{2y1}	返回母液带入热			Q'_{2y1}	II 直预器进 I 直预器料带走热		
	Q_{2y2}	2 自进 II 直预器二次汽带入热			Q'_{2y2}	散热		
	ΣQ_2	合计		100	ΔQ_{2y}	差值		
四自蒸发器	Q_{4s1}	三自进四自料带入热			Q'_{4s1}	四自出料带走热		
					Q'_{4s2}	四自二次汽带走热		
	ΣQ_4	合计		100	Q'_{4s3}	散热		
三自蒸发器	Q_{3s1}	二自进三自料带入热			ΔQ_{4s}	差值		
					$\Sigma Q'_4$	合计		100
	ΣQ_3	合计		100				
二自蒸发器	Q_{2s1}	一自进二自料带入热			Q'_{3s1}	三自进四自料带走热		
					Q'_{3s2}	三自二次汽带走热		
	ΣQ_2	合计		100	Q'_{3s3}	散热		
一自蒸发器	Q_{1s1}	I 效进一自料带入热			Q'_{3s4}	差值		
					ΔQ_{3s}	差值		
	ΣQ_1	合计		100	$\Sigma Q'_3$	合计		100
I 效蒸发器	Q_{11}	II 效进 I 效料带入热			Q'_{11}	I 效进一自料带走热		
	Q_{12}	新蒸汽带入热			Q'_{12}	I 效二次汽带走热		
	Q_{13}	I 直预器进 I 效料带入热			Q'_{13}	I 效冷凝水带走热		
ΣQ_0	合计		100	Q'_{14}	散热			
				ΔQ_1	差值			
				$\Sigma Q'_1$	合计		100	

表 10 (续)

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
II 效蒸发器	Q_{01}	III 效进 II 效料带入热 I 效二次汽带入热 I 效冷凝水带入热			Q'_{01}	II 效进 I 效料带走热		
	Q_{02}				Q'_{02}	II 效二次汽带走热		
Q_{03}				Q'_{03}	II 效冷凝水带走热			
					Q'_{04}	散热		
	ΣQ_0	合计		100	$\Sigma Q'_0$	合计		100
III 效蒸发器	Q_{01}	IV 效进 III 效料带入热 II 效二次汽带走热 II 效冷凝水带走热 一自进 III 效二次汽带入热			Q'_{01}	III 效进 II 效料带走热		
	Q_{02}				Q'_{02}	III 效二次汽带走热		
Q_{03}				Q'_{03}	III 效冷凝水带走热			
Q_{04}					Q'_{04}	散热		
	ΣQ_{10}	合计		100	$\Sigma Q'_{10}$	合计		100
IV 效蒸发器	Q_{01}	V 效进 IV 效料带入热 III 效二次汽带走热 III 效冷凝水带走热 二自进 IV 效二次汽带入热			Q'_{01}	IV 效进 III 效料带走热		
	Q_{02}				Q'_{02}	IV 效二次汽带走热		
Q_{03}				Q'_{03}	IV 效冷凝水带走热			
Q_{04}					Q'_{04}	散热		
	ΣQ_{11}	合计		100	$\Sigma Q'_{11}$	合计		100
V 效蒸发器	Q_{01}	IV 效进 V 效料带入热 进入 V 效原液带入热 IV 效二次汽带走热 IV 效冷凝水带走热 三自进 V 效二次汽带入热			Q'_{01}	V 效进 IV 效料带走热		
	Q_{02}				Q'_{02}	V 效二次汽带走热		
Q_{03}				Q'_{03}	V 效冷凝水带走热			
Q_{04}					Q'_{04}	散热		
	ΣQ_{12}	合计		100	$\Sigma Q'_{12}$	合计		100
VI 效蒸发器	Q_{01}	进入 VI 效原液带入热 V 效二次汽带走热 V 效冷凝水带走热 四自进 VI 效二次汽带入热			Q'_{01}	VI 效进 V 效料带走热		
	Q_{02}				Q'_{02}	VI 效二次汽带走热		
Q_{03}				Q'_{03}	VI 效冷凝水带走热			
Q_{04}					Q'_{04}	散热		
	ΣQ_{13}	合计		100	$\Sigma Q'_{13}$	合计		100

7.5 板式降膜蒸发器体系及各直预器、各自蒸发器、各效蒸发器热平衡允许相对误差为 $\pm 5\%$ ，即 $|\Delta Q / \Sigma Q| \times 100\% \leq 5\%$ 。

8 热效率及主要技术指标

8.1 板式降膜蒸发器系统热效率 η 按公式(3)计算：

$$\eta = \{[(Q'_1 + Q'_2 + Q'_3) - (Q_1 + Q_3)] / Q_2\} \times 100\% \dots\dots\dots (3)$$

YS/T 119.10—2005

式中:

 $Q_{1'}'$ ——完成母液带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); $Q_{2'}'$ ——乏汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); $Q_{3'}'$ ——出体系冷凝水带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_1 ——原液带入热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_3 ——返回母液带入热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_2 ——新蒸汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。8.2 各直预器热效率 η_{1y} 、 η_{2y} 按公式(4)、(5)计算:

$$\eta_{1y} = [(Q_{1'y1}' - Q_{1'y2}') / Q_{1'y2}'] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (4)$$

式中:

 $Q_{1'y1}'$ ——I直预器进I效料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); $Q_{1'y2}'$ ——II直预器进I直预器料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h); $Q_{1'y2}$ ——I自进I直预器二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{2y} = [(Q_{2'y1}' - Q_{2'y2}') / Q_{2'y2}'] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (5)$$

式中:

 $Q_{2'y1}'$ ——II直预器进I直预器料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); $Q_{2'y2}'$ ——返回母液带入热,单位为千焦每小时(kJ/h); $Q_{2'y2}$ ——II自进II直预器二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。8.3 各自蒸发器热效率 η_{4z} 、 η_{3z} 、 η_{2z} 、 η_{1z} 按公式(6)、(7)、(8)、(9)计算:

$$\eta_{4z} = (Q_{4z2}' / Q_{4z1}) \times 100\% \quad \dots\dots\dots (6)$$

式中:

 Q_{4z2}' ——四自二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{4z1} ——三自进四自料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{3z} = (Q_{3z2}' / Q_{3z1}) \times 100\% \quad \dots\dots\dots (7)$$

式中:

 Q_{3z2}' ——三自二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{3z1} ——二自进三自料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{2z} = [(Q_{2z2}' + Q_{2z3}') / Q_{2z1}] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (8)$$

式中:

 Q_{2z2}' ——二自进II直预器二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{2z3}' ——二自进IV效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{2z1} ——I自进二自料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{1z} = [(Q_{1z2}' + Q_{1z3}') / Q_{1z1}] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (9)$$

式中:

 Q_{1z2}' ——I自进I直预器二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{1z3}' ——I自进III效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{1z1} ——I效进I自料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

8.4 各效板式降膜蒸发器热效率 η_I 、 η_{II} 、 η_{III} 、 η_{IV} 、 η_V 按公式(10)、(11)、(12)、(13)、(14)、(15)计算:

$$\eta_I = [(Q_{I1}' + Q_{I2}' - Q_{I1} - Q_{I3}) / Q_{I2}] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (10)$$

式中:

- Q_{I1}' ——I效进一自料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{I2}' ——I效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{I1} ——II效进I效料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{I3} ——I直预器进I效料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{I2} ——新蒸汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{II} = [(Q_{II1}' + Q_{II2}' - Q_{II1}) / Q_{II2}] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (11)$$

式中:

- Q_{II1}' ——II效进I效料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{II2}' ——II效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{II1} ——III效进II效料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{II2} ——I效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{III} = [(Q_{III1}' + Q_{III2}' - Q_{III1}) / (Q_{III2} + Q_{III4})] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (12)$$

式中:

- Q_{III1} ——IV效进III效料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{III2} ——II效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{III4} ——一自进III效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{III1}' ——III效进II效料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{III2}' ——III效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{IV} = [(Q_{IV1}' + Q_{IV2}' - Q_{IV1}) / (Q_{IV2} + Q_{IV4})] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (13)$$

式中:

- Q_{IV1} ——V效进IV效料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{IV2} ——III效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{IV4} ——二自进IV效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{IV1}' ——IV效进III效料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{IV2}' ——IV效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_V = [(Q_{V1}' + Q_{V2}' - Q_{V1} - Q_{V2}) / (Q_{V3} + Q_{V5})] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (14)$$

式中:

- Q_{V1}' ——V效进IV效料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{V2}' ——V效二次汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{V1} ——VI效进V效料带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{V2} ——进入V效原液带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{V3} ——IV效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h);
 Q_{V5} ——三自进V效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

$$\eta_{VI} = [(Q_{VI1}' + Q_{VI2}' - Q_{VI1}) / (Q_{VI2} + Q_{VI4})] \times 100\% \quad \dots\dots\dots (15)$$

YS/T 119.10—2005

式中：

 Q_{V1}' ——VI效进V效料带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{V2}' ——VI效乏汽带走热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{V11} ——进入VI效原液带入热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{V12} ——V效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h); Q_{V14} ——四自进VI效二次汽带入热,单位为千焦每小时(kJ/h)。

8.5 主要技术指标及报告格式见表11。

表 11 主要技术指标

序号	名称	符号或算式	单位	数值
1	进原液量	$V_y = V_{y1} + V_{y2}$	m ³ /h	
2	总蒸水量	$m_{y2} \times 10^{-3}$	t/h	
3	有效蒸水量	$m'_{y2} \times 10^{-3}$	t/h	
4	新蒸汽量	$M_4 \times 10^{-3}$	t/h	
5	蒸吨水蒸汽单耗	$M_4 / m_{y2} \times 10^{-3}$	kg/t	
6	蒸吨水热耗	$Q_2 / m_{y2} \times 10^{-3}$	kJ/t	

方法二

本方法的范围、热平衡测定与计算基准、设备状况及流程、热平衡测定条件同方法一。

9 测定项目和方法及计算公式中所需物理参数代码

9.1 板式降膜蒸发器系统测定项目和方法以及报告格式见表12。

表 12 板式降膜蒸发器系统测定项目和方法

项 目	符号	单位	测点位置	测定仪器与方法	测定频率	取值原则	测定数据	
新蒸汽	蒸汽量	m_0	kg/h	进I效蒸发器前	蒸汽流量表累积数	8小时1次	算术平均值	
	蒸汽压力	P_Q	Pa	蒸汽流量计前	压力计读数	每小时1次	算术平均值	
	蒸汽温度	t_Q	℃	蒸汽流量计前	水银或电阻式温度计	每小时1次	算术平均值	
蒸发原液	原液体积	$V_{y1.6}$	m ³ /h	原液泵出口管道	电磁流量计累积数或单槽供料记录槽存差	每班一次累积数	算术平均值	
	测定温度下原液密度	$\rho_{y1.6}$	kg/m ³	原液泵出口管道	精密密度计现场测定	两小时1次	算术平均值	
	20℃下原液密度	ρ_{y20}	kg/m ³		20℃下测定	每班1次	算术平均值	
	原液温度	t_y	℃	原液泵出口管道	水银温度计	两小时1次	算术平均值	
	原液成分	Na ₂ O _T	N_{T_y}	g/L	原液泵出口管道	化学分析	两小时1次	算术平均值
		Na ₂ O ₂	N_{C_y}	g/L	原液泵出口管道	化学分析	两小时1次	算术平均值
		Na ₂ O _K	N_{K_y}	g/L	原液泵出口管道	化学分析	两小时1次	算术平均值
Al ₂ O ₃		Al_y	g/L	原液泵出口管道	化学分析	两小时1次	算术平均值	
原液比热	C_y	kJ/(kg·℃)	原液泵出口管道	计算或查表	两小时1次	算术平均值		

表 12 (续)

项 目	符号	单位	测点位置	测定仪器与方法	测定频率	取值原则	测定数据
返回母液	流量	V_t	m^3/h	返回母液泵出口管道	电磁流量计	两小时 1 次	算术平均值
	温度	t_t	$^{\circ}\text{C}$	返回母液泵出口管道	电阻式温度计	两小时 1 次	算术平均值
各效蒸发器测定参数	溶液温度	$t_{1,2,3,4,5,6}$	$^{\circ}\text{C}$	各效蒸发器的进料管路	电阻式温度计测定或闸门放水银温度计测定	两小时 1 次	算术平均值
	气室压力	$P_{Q1,2,3,4,5,6}$	Pa	各效气室顶部	压力表或负压表	两小时 1 次	算术平均值
	气室温度	$T_{Q1,2,3,4,5,6}$	$^{\circ}\text{C}$	各效气室顶部	热电偶	两小时 1 次	算术平均值
	二次蒸气温度	$t_{V1,2,3,4,5,6}$	$^{\circ}\text{C}$	各效蒸发器二次蒸汽出口	热电偶	每小时 1 次	算术平均值
自蒸发器	出料温度	$t_{01,2,3,4}$	$^{\circ}\text{C}$	出料管路	热电偶	两小时 1 次	算术平均值
冷凝水罐	冷凝水温度	$t_{1\sim n}$	$^{\circ}\text{C}$	出冷凝水罐管路	热电偶	每小时 1 次	算术平均值
散热损失测定	表面温度	t_{s1}	$^{\circ}\text{C}$	各设备及管路表面大型容器 2m^2 一测点分别测定	远红外测温仪或其他表面温度计测定	不少于 2 次	各设备管路分别进行计算;取算术平均值
	环境温度	t_{e1}	$^{\circ}\text{C}$	对应表面温度测点,在距设备或管路 1.0 米处同时进行测定	水银温度计	不少于 2 次	算术平均值
	环境风速	W_{F1}	m/s	对应表面温度测点,在距设备或管路 1.0 米外同时进行测定	热环式电风速仪	不少于 2 次	算术平均值
	散热面积	F_1	m^2		实测或据图计算		
	平均表面热流	Q	$\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	各对应测温区段	热流仪多点测量		
	散热量	Q_0	kJ/h		$Q_0 = \sum Q \cdot F_1$		

9.2 板式降膜蒸发器系统计算公式中所需物理参数代码见表 13。

表 13 板式降膜蒸发器系统计算公式中所需物理参数代码

参数	单位	I 效	II 效	III 效	IV 效	V 效	VI 效	一自	二自	三自	四自	原液	母液
溶液温度	$^{\circ}\text{C}$	t_1	t_2	t_3	t_4	t_5	t_6	t'_1	t'_2	t'_3	t'_4	t'_5	t_m
冷凝水温度	$^{\circ}\text{C}$	t_{11}	t_{12}	t_{13}	t_{14}	t_{15}	t_{16}						
蒸水量 (二次汽)	kg/h	m_1	m_2	m_3	m_4	m_5	m_6	m'_{1A}	m'_{1B}	m'_{2A}	m'_{2B}	m'_3	m'_4

YS/T 119.10—2005

表 13 (续)

参数	单位	I效	II效	III效	IV效	V效	VI效	一自	二自	三自	四自	原液	母液
蒸汽潜热	kJ/kg	C_{p1}	C_{p2}	C_{p3}	C_{p4}	C_{p5}	C_{p6}						
蒸汽热焓	kJ/kg	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	H_4	H_5		
溶液比热容 ($\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)	kJ/	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	C_6	C_7	C_2'	C_3'	C_4'	C_7	
水比热容 ($\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)	kJ/	C_{a1}	C_{a2}	C_{a3}	C_{a4}	C_{a5}	C_{a6}						
流量	m^3/h					V_5	V_6						V_m
加热面积	m^2	S_1	S_2	S_3	S_4	S_5	S_6						

注：新蒸汽潜热为 C_{p0} ，焓为 H_0 ，消耗量为 m_0 ，原液密度为 ρ_r 。

10 物料平衡计算

10.1 总蒸水量按公式(16)计算：

$$m_{yz} = V_{y5.6} \rho_y - N_{ky} / N_{km} \cdot V_{y5.6} \rho_m \quad \dots\dots\dots (16)$$

式中：

- m_{yz} ——总蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 $V_{y5.6}$ ——原液体积，单位为立方米每小时(m^3/h)；
 ρ_y ——原液密度，单位为千克每立方米(kg/m^3)；
 ρ_m ——母液密度，单位为千克每立方米(kg/m^3)；
 N_{ky} ——原液苛性碱浓度，单位为克每升(g/L)；
 N_{km} ——母液苛性碱浓度，单位为克每升(g/L)。

10.2 有效总蒸水量按公式(17)计算：

$$m_{yz}' = m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6 + m_{1A}' + m_{2A}' + m_3' + m_4' \quad \dots\dots\dots (17)$$

式中：

- m_{yz}' ——有效总蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_1 ——I效蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_2 ——II效蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_3 ——III效蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_4 ——IV效蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_5 ——V效蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_6 ——VI效蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_{1A}' ——一自蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_{2A}' ——二自蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_3' ——三自蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)；
 m_4' ——四自蒸水量，单位为千克每小时(kg/h)。

10.3 物料平衡测定参数值见附录 A。

10.4 根据直预器部分及自蒸发器部分热平衡方程(释放=吸收)得出直预器部分及自蒸发器部分物料平衡计算关联表见表 14。

表 14 直预器部分及自蒸发器部分物料平衡计算关联表

名称	依据或算式
II级直预器	$C_1' \cdot (V_i \cdot \rho_n + m_{2B}') \cdot (t_{a1} - t_{a2}) = m_{1B}' \cdot C_{p1} \cdot \eta_1$
I级直预器	$C_2' \cdot V_i \cdot \rho_n \cdot (t_{a1} - t_{a2}) = m_{2B}' \cdot C_{p2} \cdot \eta_2$
四级自蒸发器	$m_4' \cdot C_{p4}' = [(V_5 + V_4) \cdot \rho_v + V_i \cdot \rho_n - m_{2A}' + m_4'] \cdot C_3' \cdot (t_3' - t_4') \cdot \eta_4$
三级自蒸发器	$m_3' \cdot C_{p3}' = [(V_5 + V_4) \cdot \rho_v + V_i \cdot \rho_n - m_{2A}' + m_4' + m_3'] \cdot C_2' \cdot (t_2' - t_3') \cdot \eta_3$
二级自蒸发器	$(m_{2A}' + m_{2B}') \cdot C_{p2}' = [(V_5 + V_4) \cdot \rho_v + V_i \cdot \rho_n - m_{2A}' + m_4' + m_3' + m_{2A}' + m_{2B}'] \cdot C_1' \cdot (t_1' - t_2') \cdot \eta_2$
一级自蒸发器	$(m_{1A}' + m_{1B}') \cdot C_{p1}' = [(V_5 + V_4) \cdot \rho_v + V_i \cdot \rho_n - m_{2A}' + m_4' + m_3' + m_{2A}' + m_{2B}' + m_{1A}' + m_{1B}'] \cdot C_1' \cdot (t_1 - t_1') \cdot \eta_1$

注: η_{1-4} 为自蒸发器 I~IV 级热效率。

10.5 自蒸发器部分及直预器部分物料平衡计算表及报告格式分别见表 15、表 16。

表 15 自蒸发器部分物料平衡计算表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	项 目		符号	项 目	数 值	
			kg/h	%			kg/h	%
四级自蒸发器	M_4'	四自进料			M_4' m_4' ΔM_3	四自出料 四自二次汽 差值		
	ΣM_3	合计		100	$\Sigma M_3'$	合计		100
三级自蒸发器	M_3'	三自进料			M_3' m_3' ΔM_2	三自出料 三自二次汽 差值		
	ΣM_2	合计		100	$\Sigma M_2'$	合计		100
二级自蒸发器	M_2'	二自进料			M_2' m_{2A}' m_{2B}' ΔM_1	二自出料 二自二次汽 A 二自二次汽 B 差值		
	ΣM_1	合计		100	$\Sigma M_1'$	合计		100
一级自蒸发器	M_1'	一自进料			M_1' m_{1A}' m_{1B}' ΔM_0	一自出料 一自二次汽 A 一自二次汽 B 差值		
	ΣM_0	合计		100	$\Sigma M_0'$	合计		100

YS/T 119.10—2005

表 16 直预器部分物料平衡计算表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kg/h	%			kg/h	%
I 直预器	M_{da} m'_{1B}	II 级直预器进料 一自二次汽 B			M'_{da} ΔM_1	II 级直预器出料 差值		
	ΣM_1	合 计		100	$\Sigma M'_1$	合 计		100
II 直预器	M_i m_{2B}	返回母液 二自二次汽 B			M'_{i1} ΔM_2	I 级直预器出料 差值		
	ΣM_2	合 计		100	$\Sigma M'_2$	合 计		100

10.6 根据板式降膜蒸发器部分热平衡方程(释放=吸收)得出板式降膜蒸发器部分(I效—VI效)物料平衡关联见表 17。

表 17 板式降膜蒸发器部分(I效—VI效)物料平衡关联表

名 称	依 据 或 算 式
I 效蒸发器	$m'_Q \cdot C_{p0} \cdot \eta_5 = [(V_{y5} + V_{y6}) \cdot \rho_y - m'_{y5} + m_{1-4} + m_1] \cdot C_2 (t_1 - t_2) + (V_f \rho_m + m_{1B} + m_{2B}) \cdot C'_5 (t_1 - t_{a1}) + m_1 \cdot C_{p1}$
II 效蒸发器	$[m_1 \cdot C_{p1} + m_Q \cdot C_{a1} \cdot (t_1 - t_{II})] \cdot \eta_6 = [(V_{y5} + V_{y6}) \rho_y - m'_{y5} + m_{1-4} + m_1 + m_2] \cdot C_3 (t_2 - t_3) + C_{p2} \cdot m_2$
III 效蒸发器	$[(m_2 + m'_{1A}) \cdot C_{p2} + (m_Q + m_1) \cdot C_{a2} (t_{II} - t_{III})] \cdot \eta_7 = [(V_{y5} + V_{y6}) \rho_y - m'_{y5} + m_{1-4} + m_1 + m_2 + m_3] \cdot C_4 (t_3 - t_4) + C_{p3} \cdot m_3$
IV 效蒸发器	$[(m_3 + m'_{2A}) C_{p3} + (m_Q + m_1 + m'_{1A} + m_2) \cdot C_{a3} \cdot (t_{III} - t_{IV})] \cdot \eta_8 = [(V_{y5} + V_{y6}) \cdot \rho_y - m'_{y5} + m_{1-4} + m_1 + m_2 + m_3 + m_4] \cdot C_5 \cdot (t_4 - t_5) + C_{p4} \cdot m_4$
V 效蒸发器	$[(m_4 + m'_5) \cdot C_{p4} + (m_Q + m_1 + m'_{1A} + m_2 + m'_{2A} + m_3) \cdot C_{a4} (t_{IV} - t_V) + V_{y5} \cdot \rho_y \cdot C_y (t_5 - t_6)] \cdot \eta_9 = (V'_{y6} \cdot \rho_y - m_6) \cdot C_6 \cdot (t_5 - t_6) + C_{p5} \cdot m_5$
VI 效蒸发器	$[(m_5 + m'_6) C_{p5} + (m_Q + m_1 + m_{1B} + m_2 + m_{2B} + m_3 + m_4) \cdot C_{a5} (t_V - t_{VI}) + V_{y6} \rho_y \cdot C_y (t_5 - t_6)] \cdot \eta_{10} = C_{p6} \cdot m_6$

注： η_{5-10} 为板式降膜蒸发器 I—VI 效热效率。

10.7 根据板式降膜蒸发器部分(I效—VI效)热平衡方程组解得各效蒸水量,得到板式降膜蒸发器部分(I效—VI效)物料平衡表分别见表 18、表 19。

表 18 板式降膜蒸发器系统物料平衡表

收 入				支 出			
符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
		kg/h	%			kg/h	%
M_r M_Q M_i	原液量 新蒸汽量 返回母液			M'_m m_6 M'_{15} ΔM	完成母液量 乏汽量 冷凝水总量 差值		
ΣM	合 计		100	$\Sigma M'$	合 计		100

表 19 板式降膜蒸发器部分(I效—VI效)物料平衡表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kg/h	%			kg/h	%
I 效蒸发器	M_2	II 效出料			M_1	I 效出料		
	m_0	新蒸汽			m_1	I 效蒸水量		
	M_1	加热后的返回母液			M_{11}'	I 效冷凝水量		
					ΔM_7	差值		
	ΣM_7	合计		100	$\Sigma M_7'$	合计		100
II 效蒸发器	M_3	III 效出料			M_2	II 效出料		
	m_1	I 效二次汽			m_2	II 效蒸水量		
	M_{11}'	I 效冷凝水量			M_{12}'	I ~ II 效冷凝水总量		
					ΔM_8	差值		
	ΣM_8	合计		100	$\Sigma M_8'$	合计		100
III 效蒸发器	M_4	IV 效出料			M_3	III 效出料		
	m_2	II 效二次汽			m_3	III 效蒸水量		
	M_{12}'	I ~ II 效冷凝水总量			M_{13}'	I ~ III 效冷凝水总量		
	m_{1A}'	一自二次汽			ΔM_9	差值		
	ΣM_9	合计		100	$\Sigma M_9'$	合计		100
IV 效蒸发器	M_5	V 效出料			M_4	IV 效出料		
	m_3	III 效二次汽			m_4	IV 效蒸水量		
	M_{13}'	I ~ III 效冷凝水总量			M_{14}'	I ~ IV 效冷凝水总量		
	m_{2A}'	二自二次汽			ΔM_{10}	差值		
	ΣM_{10}	合计		100	$\Sigma M_{10}'$	合计		100
V 效蒸发器	M_6	VI 效出料			M_5	V 效出料		
	V_{15}, ρ_{15}	V 效进料			m_4	V 效蒸水量		
	m_4	IV 效二次汽			M_{15}'	I ~ V 效冷凝水总量		
	M_{14}'	I ~ IV 效冷凝水总量			ΔM_{11}	差值		
	m_5	三自二次汽						
	ΣM_{11}	合计		100	$\Sigma M_{11}'$	合计		100
VI 效蒸发器	V_{16}, ρ_{16}	VI 效进料			M_6	VI 效出料		
	m_5	V 效二次汽			m_6	VI 效蒸水量		
	M_{15}'	I ~ V 效冷凝水总量			M_{16}'	I ~ VI 效冷凝水总量		
	m_6'	四自二次汽			ΔM_{12}	差值		
	ΣM_{12}	合计		100	$\Sigma M_{12}'$	合计		100

10.8 物料平衡允许相对误差为 $\pm 5\%$,即 $\left| \frac{\Delta M}{\Sigma M} \right| \times 100\% \leq 5\%$ 。

11 热平衡计算

11.1 板式降膜蒸发器系统热平衡计算表见表 20。

表 20 板式降膜蒸发器系统热平衡计算表

项 目		符 号	单 位	依 据 或 算 式	数 值
热量收入	原液带入热	Q_y	kJ/h	$Q_y = M_y \cdot C_y \cdot t_y$	
	新蒸汽带入热	Q_Q	kJ/h	$Q_Q = m_Q \cdot H_Q$	
	返回母液带入热	Q_f	kJ/h	$Q_f = C_f \cdot M_f \cdot t_m$	
	合计	ΣQ	kJ/h	$\Sigma Q = Q_y + Q_Q + Q_f$	
热量支出	完成母液带走热	Q_m'	kJ/h	$Q_m' = C_m \cdot m_m \cdot t_m'$	
	乏汽带走热	Q_b	kJ/h	$Q_b = C_{s0} \cdot m_b \cdot t_b$	
	冷凝水带走热	Q'	kJ/h	$Q' = C_{s0} \cdot M_{10}' \cdot t_{10}'$	
	差值	ΔQ	kJ/h	$\Delta Q = \Sigma Q - Q' - Q_b - Q_m'$	
	合计	$\Sigma Q'$	kJ/h	$\Sigma Q = Q' + Q_b + Q_m' + \Delta Q$	

11.2 板式降膜蒸发器系统热平衡见表 21。

表 21 板式降膜蒸发器系统热平衡表

收 入				支 出			
符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
		kJ/h	%			kJ/h	%
Q_y	原液带入热			Q_m'	完成母液带走热		
Q_Q	新蒸汽带入热			Q_b	乏汽带走热		
Q_f	返回母液带入热			Q'	冷凝水带走热		
				ΔQ	差值		
ΣQ	合计		100	$\Sigma Q'$	合计		100

11.3 板式降膜蒸发器系统热平衡允许相对误差为±5%，即 $\frac{\Delta M}{\Sigma M} \times 100\% \leq 5\%$ 。

11.4 直预器部分、自蒸发器部分、板式降膜蒸发器部分（I 效—VI 效）热平衡计算分别见表 22、表 23、表 24。

表 22 直预器热平衡计算表

设 备	项 目	符 号	单 位	依 据 或 算 式	
I 直预器	热量收入	一自二次蒸汽 B 带入热	Q_{1b}	kJ/h	$Q_{1b} = H_{1b} \cdot m_{1b}$
		II 级直预器母液带入热	Q_{22}	kJ/h	$Q_{22} = M_{11}' \cdot C_2' \cdot t_{21}$
		合计	ΣQ_1	kJ/h	$\Sigma Q_1 = Q_{1b} + Q_{22}$
	热量支出	II 级直预器出料带走热	Q_{12}	kJ/h	$Q_{12} = M_{12} \cdot C_2' \cdot t_{22}$
		热损	Q_{s1}	kJ/h	$Q_{s1} = m_{1b}' \cdot C_{p1} \cdot (1 - \eta_1)$
		差值	ΔQ_1	kJ/h	$\Delta Q_1 = \Sigma Q_1' - Q_{12} - Q_{s1}$
	合计	$\Sigma Q_1'$	kJ/h	$\Sigma Q_1' = Q_{12} + Q_{s1} + \Delta Q_1$	

表 22 (续)

设备	项 目		符 号	单 位	依据或算式
II 直预器	热量收入	二自二次蒸汽 B 带入热	Q_{2B}'	kJ/h	$Q_{2B}' = H_4 \cdot m_{2B}'$
		返回母液带入热	Q_{21}	kJ/h	$Q_{21} = M_{11}' \cdot C_4' \cdot t_{21}$
		合计	ΣQ_2	kJ/h	$\Sigma Q_2 = Q_{2B}' + Q_{21}$
	热量支出	I 级直预器出料带走热	Q_{11}	kJ/h	$Q_{11} = M_{11} \cdot C_m \cdot t_m$
		热损	Q_{22}	kJ/h	$Q_{22} = m_{2B}' \cdot C_{p2}' \cdot (1 - \eta_{12})$
		差值	ΔQ_2	kJ/h	$\Delta Q_2 = \Sigma Q_2' - Q_{11} - Q_{22}$
	合计	$\Sigma Q_2'$	kJ/h	$\Sigma Q_2' = Q_{11} + Q_{22} + \Delta Q_2$	

注: η_{11-12} 为直预器 I—II 热效率。

表 23 自蒸发器部分热平衡计算表

设备	项 目		符 号	单 位	依据或算式
四级自蒸发器	热量收入	四自进料带入热	Q_{24}	kJ/h	$Q_{24} = C_4' \cdot M_4' \cdot t_4'$
		合计	ΣQ_4	kJ/h	$\Sigma Q_4 = Q_{24}$
	热量支出	四自二次蒸汽带走热	q_4'	kJ/h	$q_4' = m_4' \cdot H_4$
		四自出料带走热	Q_{44}	kJ/h	$Q_{44} = C_4' \cdot M_4' \cdot t_4'$
		热损	Q_{45}	kJ/h	$Q_{45} = Q_{45} \cdot F_4 \cdot (t_{4b} - t_{4a}) / \Sigma F_4 \cdot (t_{4b} - t_{4a})$ 式中: Q_{45} ——总热损, 单位为千焦每小时 (kJ/h)。
		差值	ΔQ_4	kJ/h	$\Delta Q_4 = \Sigma Q_4' - q_4' - Q_{44} - Q_{45}$
	合计	$\Sigma Q_4'$	kJ/h	$\Sigma Q_4' = q_4' + Q_{44} + Q_{45} + \Delta Q_4$	
三级自蒸发器	热量收入	三自进料带入热	Q_{23}	kJ/h	$Q_{23} = C_3' \cdot M_3' \cdot t_3'$
		合计	ΣQ_3	kJ/h	$\Sigma Q_3 = Q_{23}$
	热量支出	三自二次蒸汽带走热	q_3'	kJ/h	$q_3' = m_3' \cdot H_3$
		三自出料带走热	Q_{33}	kJ/h	$Q_{33} = C_3' \cdot M_3' \cdot t_3'$
		热损	Q_{34}	kJ/h	$Q_{34} = Q_{34} \cdot F_3 \cdot (t_{3b} - t_{3a}) / \Sigma F_3 \cdot (t_{3b} - t_{3a})$
		差值	ΔQ_3	kJ/h	$\Delta Q_3 = \Sigma Q_3' - q_3' - Q_{33} - Q_{34}$
	合计	$\Sigma Q_3'$	kJ/h	$\Sigma Q_3' = q_3' + Q_{33} + Q_{34} + \Delta Q_3$	
二级自蒸发器	热量收入	二自进料带入热	Q_{22}	kJ/h	$Q_{22} = C_2' \cdot M_2' \cdot t_2'$
		合计	ΣQ_2	kJ/h	$\Sigma Q_2 = Q_{22}$
	热量支出	二自二次蒸汽 A 带走热	q_{2A}'	kJ/h	$q_{2A}' = m_{2A}' \cdot H_2$
		二自二次蒸汽 B 带走热	q_{2B}'	kJ/h	$q_{2B}' = m_{2B}' \cdot H_2$
		二自出料带走热	Q_{22}	kJ/h	$Q_{22} = C_2' \cdot M_2' \cdot t_2'$
		热损	Q_{25}	kJ/h	$Q_{25} = Q_{25} \cdot F_2 \cdot (t_{2b} - t_{2a}) / \Sigma F_2 \cdot (t_{2b} - t_{2a})$
	差值	ΔQ_2	kJ/h	$\Delta Q_2 = \Sigma Q_2' - q_{2A}' - q_{2B}' - Q_{22} - Q_{25}$	
	合计	$\Sigma Q_2'$	kJ/h	$\Sigma Q_2' = q_{2A}' + q_{2B}' + Q_{22} + Q_{25} + \Delta Q_2$	

表 23 (续)

设备	项 目	符 号	单 位	依据或算式	
一级自蒸发器	热量收入	一自进料带入热	Q_1	kJ/h	$Q_1 = C_1 \cdot M_1 \cdot t_1$
		合计	ΣQ_6	kJ/h	$\Sigma Q_6 = Q_1$
	热量支出	一自二次蒸汽 A 带走热	q_{1A}'	kJ/h	$q_{1A}' = m_{1A}' \cdot H_2$
		一自二次蒸汽 B 带走热	q_{1B}'	kJ/h	$q_{1B}' = m_{1B}' \cdot H_2$
		一自出料带走热	Q_{1s}	kJ/h	$Q_{1s} = C_1' \cdot M_1' \cdot t_1'$
		热损	Q_{6s}	kJ/h	$Q_{6s} = Q_{6s} \cdot F_1 \cdot (t_{1b} - t_{1c}) / \Sigma F_1 \cdot (t_{1b} - t_{1c})$
		差值	ΔQ_6	kJ/h	$\Delta Q_6 = \Sigma Q_6' - q_{1A}' - q_{1B}' - Q_{1s} - Q_{6s}$
		合计	$\Sigma Q_6'$	kJ/h	$\Sigma Q_6' = q_{1A}' + q_{1B}' + Q_{1s} + Q_{6s} + \Delta Q_6$

表 24 板式降膜蒸发器(I效—VI效)热平衡计算表

设备	项 目	符 号	单 位	依据或算式	
I 效蒸发器	热量收入	新蒸汽带入热	q_0	kJ/h	$q_0 = m_0 \cdot H_0$
		进料母液带入热	Q_2	kJ/h	$Q_2 = C_2 \cdot M_2 \cdot t_2$
		I 直预器出料	Q_{2s}	kJ/h	$Q_{2s} = C_2' \cdot M_{2s} \cdot t_{2s}$
		合计	ΣQ_7	kJ/h	$\Sigma Q_7 = q_0 + Q_2 + Q_{2s}$
	热量支出	I 效二次蒸汽带走热	q_1	kJ/h	$q_1 = m_1 \cdot H_1$
		I 效冷凝水带走热	Q_1'	kJ/h	$Q_1' = C_{s1} \cdot M_{11}' \cdot t_1$
		I 效出料带走热	Q_1	kJ/h	$Q_1 = C_1 \cdot M_1 \cdot t_1$
		热损	Q_{7s}	kJ/h	$Q_{7s} = Q_{7s} \cdot F_3 \cdot (t_{3b} - t_{3c}) / \Sigma F_1 \cdot (t_{3b} - t_{3c})$
差值	ΔQ_7	kJ/h	$\Delta Q_7 = \Sigma Q_7' - q_1 - Q_1' - Q_1 - Q_{7s}$		
合计	$\Sigma Q_7'$	kJ/h	$\Sigma Q_7' = q_1 + Q_1' + Q_1 + Q_{7s} + \Delta Q_7$		
II 效蒸发器	热量收入	I 效冷凝水带入热	Q_1'	kJ/h	$Q_1' = C_{s1} \cdot M_{11}' \cdot t_1$
		I 效二次蒸汽带入热	q_1	kJ/h	$q_1 = m_1 \cdot H_1$
		进料母液带入热	Q_3	kJ/h	$Q_3 = C_3 \cdot M_3 \cdot t_3$
		合计	ΣQ_8	kJ/h	$\Sigma Q_8 = Q_1' + q_1 + Q_3$
	热量支出	II 效二次蒸汽带走热	q_2	kJ/h	$q_2 = m_2 \cdot H_2$
		I ~ II 效冷凝水带走热	Q_2'	kJ/h	$Q_2' = C_{s2} \cdot M_{12}' \cdot t_{11}$
		II 效出料带走热	Q_2	kJ/h	$Q_2 = C_2 \cdot M_2 \cdot t_2$
		热损	Q_{8s}	kJ/h	$Q_{8s} = Q_{8s} \cdot F_3 \cdot (t_{3b} - t_{3c}) / \Sigma F_1 \cdot (t_{3b} - t_{3c})$
		差值	ΔQ_8	kJ/h	$\Delta Q_8 = \Sigma Q_8' - q_2 - Q_2' - Q_2 - Q_{8s}$
		合计	$\Sigma Q_8'$	kJ/h	$\Sigma Q_8' = q_2 + Q_2' + Q_2 + Q_{8s} + \Delta Q_8$

表 24 (续)

设 备	项 目	符 号	单 位	依 据 或 算 式	
Ⅲ效 蒸发器	热量收入	Ⅰ~Ⅱ效冷凝水带入热	Q_2'	kJ/h	$Q_2' = C_{22} \cdot M_{12}' \cdot t_{12}$
		Ⅱ效二次蒸汽带入热	q_2	kJ/h	$q_2 = m_2 \cdot H_2$
		进料母液带入热	Q_4	kJ/h	$Q_4 = C_4 \cdot M_4 \cdot t_4$
		一自二次汽带入热	q_{1A}'	kJ/h	$q_{1A}' = m_{1A}' \cdot H_2$
		合计	ΣQ_3	kJ/h	$\Sigma Q_3 = Q_2' + q_2 + Q_4 + q_{1A}'$
	热量支出	Ⅲ效二次蒸汽带走热	q_3	kJ/h	$q_3 = m_3 \cdot H_3$
		Ⅰ~Ⅲ效冷凝水带走热	Q_3'	kJ/h	$Q_3' = C_{33} \cdot M_{13}' \cdot t_{13}$
		Ⅲ效出料带走热	Q_5	kJ/h	$Q_5 = C_5 \cdot M_5 \cdot t_5$
		热损	Q_{30}	kJ/h	$Q_{30} = Q_{30} \cdot F_7 \cdot (t_{70} - t_{7a}) / \Sigma F_i \cdot (t_{7i} - t_{7a})$
		差值	ΔQ_3	kJ/h	$\Delta Q_3 = \Sigma Q_2 - q_3 - Q_3' - Q_5 - Q_{30}$
合计	$\Sigma Q_3'$	kJ/h	$\Sigma Q_3' = q_3 + Q_3' + Q_5 + Q_{30} + \Delta Q_3$		
Ⅳ效 蒸发器	热量收入	Ⅰ~Ⅲ效冷凝水带入热	Q_3'	kJ/h	$Q_3' = C_{33} \cdot M_{13}' \cdot t_{13}$
		Ⅲ效二次汽带入热	q_3	kJ/h	$q_3 = m_3 \cdot H_3$
		进料母液带入热	Q_5	kJ/h	$Q_5 = C_5 \cdot M_5 \cdot t_5$
		二自二次汽带入热	Q_{2A}'	kJ/h	$Q_{2A}' = m_{2A}' \cdot H_3$
		合计	ΣQ_{10}	kJ/h	$\Sigma Q_{10} = Q_3' + q_3 + Q_5 + Q_{2A}'$
	热量支出	Ⅳ效二次蒸汽带走热	q_4	kJ/h	$q_4 = m_4 \cdot H_4$
		Ⅰ~Ⅳ效冷凝水带走热	Q_4'	kJ/h	$Q_4' = C_{34} \cdot M_{14}' \cdot t_{14}$
		Ⅳ效出料带走热	Q_6	kJ/h	$Q_6 = C_6 \cdot M_6 \cdot t_6$
		热损	Q_{10}	kJ/h	$Q_{10} = Q_{10} \cdot F_8 \cdot (t_{80} - t_{8a}) / \Sigma F_i \cdot (t_{8i} - t_{8a})$
		差值	ΔQ_{10}	kJ/h	$\Delta Q_{10} = \Sigma Q_3 - q_4 - Q_4' - Q_6 - Q_{10}$
合计	$\Sigma Q_{10}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{10}' = q_4 + Q_4' + Q_6 + Q_{10} + \Delta Q_{10}$		
Ⅴ效 蒸发器	热量收入	Ⅰ~Ⅳ效冷凝水带入热	Q_4'	kJ/h	$Q_4' = C_{34} \cdot M_{14}' \cdot t_{14}$
		Ⅳ效二次汽带入热	q_4	kJ/h	$q_4 = m_4 \cdot H_4$
		进料母液带入热	Q_6	kJ/h	$Q_6 = C_6 \cdot M_6 \cdot t_6$
		三自二次汽带入热	Q_3'	kJ/h	$q_3' = m_3' \cdot H_4$
		进料原液带入热	Q_{35}	kJ/h	$Q_{35} = C_7 \cdot M_7 \cdot t_7$
		合计	ΣQ_{11}	kJ/h	$\Sigma Q_{11} = Q_4' + q_4 + Q_6 + q_3'$
	热量支出	Ⅴ效二次蒸汽带走热	q_5	kJ/h	$q_5 = m_5 \cdot H_5$
		Ⅰ~Ⅴ效冷凝水带走热	Q_5'	kJ/h	$Q_5' = C_{35} \cdot M_{15}' \cdot t_{15}$
		Ⅴ效出料带走热	Q_7	kJ/h	$Q_7 = C_7 \cdot M_7 \cdot t_7$
		热损	Q_{11}	kJ/h	$Q_{11} = Q_{11} \cdot F_9 \cdot (t_{90} - t_{9a}) / \Sigma F_i \cdot (t_{9i} - t_{9a})$
差值	ΔQ_{11}	kJ/h	$\Delta Q_{11} = \Sigma Q_{11} - q_5 - Q_5' - Q_7 - Q_{11}$		
合计	$\Sigma Q_{11}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{11}' = q_5 + Q_5' + Q_7 + Q_{11} + \Delta Q_{11}$		

表 24 (续)

设备	项 目		符 号	单 位	依据或算式
VI效蒸发器	热量收入	I~V冷凝水带入热	Q_5'	kJ/h	$Q_5' = C_{45} \cdot M_{15}' \cdot t_V$
		V效二次汽带入热	Q_5	kJ/h	$Q_5 = m_5 \cdot H_5$
		进料原液带入热	Q_{06}	kJ/h	$Q_{06} = C_7 \cdot M_6 \cdot t_7$
		四自二次汽带入热	Q_4'	kJ/h	$Q_4' = m_4' \cdot H_5$
		合计	ΣQ_{12}	kJ/h	$\Sigma Q_{12} = Q_5' + Q_5 + Q_{06} + Q_4'$
	热量支出	VI效二次蒸汽带走热	q_6	kJ/h	$q_6 = m_6 \cdot H_6$
		I~VI效冷凝水带走热	Q_6'	kJ/h	$Q_6' = C_{26} \cdot M_{15}' \cdot t_{31}$
		VI效出料带走热	Q_6	kJ/h	$Q_6 = C_6 \cdot M_6 \cdot t_6$
		热损	Q_{s12}	kJ/h	$Q_{s12} = Q_{s6} \cdot F_{10} \cdot (t_{106} - t_6) / \Sigma F_i \cdot (t_{1i} - t_6)$
		差值	ΔQ_{12}	kJ/h	$\Delta Q_{12} = \Sigma Q' - q_6 - Q_6' - Q_6 - Q_{s12}$
合计	$\Sigma Q_{12}'$	kJ/h	$\Sigma Q_{12}' = q_6 + Q_6' + Q_6 + Q_{s12} + \Delta Q_{12}$		

11.5 直预器部分、自蒸发器部分、板式降膜蒸发器(I—VI效)部分热平衡表分别见表25、表26、表27。

表 25 直预器部分热平衡表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
I 直预器	Q_{1B}'	一自二次蒸汽B带入热			Q_{12}	II级直预器出料带走热		
	Q_{2c}	II级直预器母液带入热			Q_{s1}	热损		
	ΣQ_1	合计		100	ΔQ_1	差值		
	$\Sigma Q_1'$	合计		100	$\Sigma Q_1'$	合计		100
II 直预器	Q_{2B}'	二自二次蒸汽B带入热			Q_{11}	I级直预器出料带走热		
	Q_{4c}	I级直预器母液带入热			Q_{s2}	热损		
	ΣQ_2	合计		100	ΔQ_2	差值		
	$\Sigma Q_2'$	合计		100	$\Sigma Q_2'$	合计		100

表 26 自蒸发器热平衡表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
四级自蒸发器	Q_{4c}	四自进料带入热			q_4'	四自二次蒸汽带走热		
	ΣQ_4	合计		100	Q_{4c}	四自出料带走热		
					Q_{s3}	热损		
	$\Sigma Q_4'$	合计		100	ΔQ_4	差值		
	$\Sigma Q_4'$	合计		100	$\Sigma Q_4'$	合计		100
三级自蒸发器	Q_{3c}	三自进料带入热			q_3'	三自二次蒸汽带走热		
	ΣQ_3	合计		100	Q_{3c}	三自出料带走热		
					Q_{s4}	热损		
	$\Sigma Q_3'$	合计		100	ΔQ_3	差值		
	$\Sigma Q_3'$	合计		100	$\Sigma Q_3'$	合计		100

表 26 (续)

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
二级自蒸发器	Q_{11}	二自进料带入热			q_{2A}'	二自二次蒸汽 B 带走热		
					q_{2B}'	二自二次蒸汽 A 带走热		
					Q_{21}	二自出料带走热		
					Q_{2s}	热损		
					ΔQ_2	差值		
	ΣQ_2	合计		100	$\Sigma Q_2'$	合计		100
一级自蒸发器	Q_1	一自进料带入热			q_{1A}'	一自二次蒸汽 A 带走热		
					q_{1B}'	一自二次蒸汽 B 带走热		
					Q_{11}	一自出料带走热		
					Q_{1s}	热损		
					ΔQ_1	差值		
	ΣQ_1	合计		100	$\Sigma Q_1'$	合计		100

表 27 板式降膜蒸发器(I—Ⅲ效)热平衡表

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
I 效蒸发器	q_0	新蒸汽带入热			q_1	I 效二次蒸汽带走热		
	Q_2	II 效出料带入热			Q_1'	I 效冷凝水带走热		
	Q_{12}	I 直预器出料带人			Q_2	I 效出料带走热		
					Q_{1s}	热损		
					ΔQ_1	差值		
	ΣQ_1	合计		100	$\Sigma Q_1'$	合计		100
II 效蒸发器	Q_1'	I 效冷凝水带人热			q_2	II 效二次蒸汽带人热		
	q_1	I 效二次蒸汽带人热			Q_2'	I ~ II 效冷凝水带走热		
	Q_3	进料母液带人热			Q_3	II 效出料带走热		
					Q_{2s}	热损		
					ΔQ_2	差值		
	ΣQ_2	合计		100	$\Sigma Q_2'$	合计		100
III 效蒸发器	Q_2'	I ~ II 效冷凝水带人热			q_3	III 效二次蒸汽带走热		
	q_2	II 效二次蒸汽带人热			Q_3'	I ~ III 效冷凝水带走热		
	Q_4	IV 效出料带人热			Q_4	III 效出料带走热		
	q_{1A}'	一自二次汽带人热			Q_{3s}	热损		
					ΔQ_3	差值		
	ΣQ_3	合计		100	$\Sigma Q_3'$	合计		100

表 27 (续)

设备	收 入				支 出			
	符号	项 目	数 值		符号	项 目	数 值	
			kJ/h	%			kJ/h	%
IV效蒸发器	Q ₃ '	I~III效冷凝水带入热			q ₆	IV效二次蒸汽带走热		
	q ₃	III效二次蒸汽带入热			Q ₃ '	I~IV效冷凝水带走热		
	Q ₅	进料母液带入热			Q ₅	IV效出料带走热		
	q _{2A} '	二自二次蒸汽带入热			Q ₁₀	热损		
					ΔQ ₁₀	差值		
	ΣQ ₁₀	合计		100	ΣQ ₁₀ '	合计		100
V效蒸发器	Q ₃ '	I~IV效冷凝水带入热			q ₅	V效二次蒸汽带走热		
	q ₃	IV效二次蒸汽带入热			Q ₅ '	I~V效冷凝水带走热		
	Q ₆	进料母液带入热			Q ₅	V效出料带走热		
	q ₃ '	三自二次蒸汽带入热			Q ₁₁	热损		
	Q ₁₅	V效进料带入热			ΔQ ₁₁	差值		
	ΣQ ₁₁	合计		100	ΣQ ₁₁ '	合计		100
VI效蒸发器	Q ₃ '	I~V效冷凝水带入热			q ₆	VI效二次蒸汽带走热		
	Q ₅	V效二次蒸汽带入热			Q ₆ '	I~VI效冷凝水带走热		
	Q ₁₆	进料原液带入热			Q ₆	V效出料带走热		
	Q ₄ '	四自二次蒸汽带入热			Q ₁₂	热损		
					ΔQ ₁₂	差值		
	ΣQ ₁₂	合计		100	ΣQ ₁₂ '	合计		100

11.6 各效蒸发器热平衡允许相对误差为±5%，即 $\left| \frac{\Delta Q}{\Sigma Q} \right| \times 100\% \leq 5\%$ 。当计算误差大于5%时，说明各效溶液的比热容取值不合理，需重新调整各效溶液的比热容，再次进行计算，直至计算误差小于5%为止。

12 主要技术指标计算

12.1 I效传热系数 K_1 按公式(18)计算。

$$K_1 = (m_0 \cdot C_{p0} \cdot \eta_5) / [S_1 \cdot (t_{IV} - t_V)] \cdot \eta_5 \times 1000 / 3600 \dots\dots\dots (18)$$

式中：

m_0 ——加热用新蒸汽量，单位为千克每小时(kg/h)；

C_{p0} ——蒸汽潜热，单位为千焦每千克(kJ/kg)；

η_5 ——I效热效率；

S_1 ——I效加热面积，单位为平方米(m²)；

t_{IV} ——IV效冷凝水温度，单位为度(°C)；

t_V ——V效冷凝水温度，单位为度(°C)。

12.2 II效传热系数 K_2 按公式(19)计算。

$$K_2 = [m_1 \cdot C_{p1} + m_0 \cdot (t_0 - t_1) \cdot C_{s1} \cdot \eta_6] / [S_2 \cdot (t_{II} - t_2)] \times 1000 / 3600 \dots\dots (19)$$

式中：

m_1 ——I效蒸水量，单位为立方米每小时(m³/h)；

C_{p1} ——I效蒸汽潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

η_6 ——II效热效率;

S_2 ——I效加热面积,单位为平方米(m^2);

t_{II} ——II效冷凝水温度,单位为度($^{\circ}C$);

t_2 ——II效溶液温度,单位为度($^{\circ}C$)。

12.3 III效传热系数 K_3 按公式(20)计算。

$$K_3 = \{[(m_1 + m_{1A}') \cdot C_{p2} + (m_0 + m_1) \cdot (t_{II} - t_{III})C_{s2}] \cdot \eta_7\} / [S_3 \cdot (t_{III} - t_3)] \times \frac{1\ 000}{3\ 600} \dots\dots\dots (20)$$

式中:

C_{p2} ——II效蒸汽潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

η_7 ——III效热效率;

S_3 ——III效加热面积,单位为平方米(m^2);

t_{III} ——III效冷凝水温度,单位为度($^{\circ}C$);

t_3 ——III效溶液温度,单位为度($^{\circ}C$);

C_{s2} ——II效水比热容,单位为千焦每千克·度[kJ/(kg· $^{\circ}C$)]。

12.4 IV效传热系数 K_4 按公式(21)计算。

$$K_4 = \{[(m_3 + m_{2A}') \cdot C_{p3} + (m_0 + m_1 + m_2 + m_{1A}') \cdot (t_{III} - t_{IV}) \cdot C_{s3}] \cdot \eta_8\} / [S_4 \cdot (t_{IV} - t_4)] \times \frac{1\ 000}{3\ 600} \dots\dots\dots (21)$$

式中:

C_{p3} ——III效蒸汽潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

η_8 ——IV效热效率;

S_4 ——IV效加热面积,单位为平方米(m^2);

t_{IV} ——IV效冷凝水温度,单位为度($^{\circ}C$);

t_4 ——IV效溶液温度,单位为度($^{\circ}C$);

C_{s3} ——III效水比热容,单位为千焦每千克·度[kJ/(kg· $^{\circ}C$)]。

12.5 V效传热系数 K_5 按公式(22)计算。

$$K_5 = \{[(m_4 + m_3') \cdot C_{p4} + (m_0 + m_1 + m_2 + m_3 + m_{1A}' + m_{2A}') \cdot (t_{IV} - t_V) \cdot C_{s4}] \cdot \eta_9\} / [S_5 \cdot (t_V - t_5)] \times \frac{1\ 000}{3\ 600} \dots\dots\dots (22)$$

式中:

C_{p4} ——IV效蒸汽潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

η_9 ——V效热效率;

S_5 ——V效加热面积,单位为平方米(m^2);

t_V ——V效冷凝水温度,单位为度($^{\circ}C$);

t_5 ——V效溶液温度,单位为度($^{\circ}C$);

C_{s4} ——IV效水比热容,单位为千焦每千克·度[kJ/(kg· $^{\circ}C$)]。

12.6 VI效传热系数 K_6 按公式(23)计算。

$$K_6 = \{[(m_5 + m_4') \cdot C_{p5} + (m_0 + m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_{1A}' + m_{2A}' + m_3') \cdot (t_V - t_{VI}) \cdot C_{s5}] \cdot \eta_{10}\} / [S_6 \cdot (t_{VI} - t_6)] \times \frac{1\ 000}{3\ 600} \dots\dots\dots (23)$$

式中:

C_{p5} ——V效蒸汽潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

YS/T 119.10—2005

η_{10} ——VI效热效率；

S_g ——VI效加热面积，单位为平方米(m^2)；

t_{VI} ——VI效冷凝水温度，单位为度($^{\circ}C$)；

t_c ——VI效溶液温度，单位为度($^{\circ}C$)；

C_{s5} ——V效水比热容，单位为千焦每千克·度[$kJ/(kg \cdot ^{\circ}C)$]。

13 热平衡测定分析与改进建议

13.1 对设备结构、操作及热工制度的分析

13.2 对热效率及主要技术指标的评价

13.3 提出节能途径及改进建议

附 录 A
(规范性附录)
物料平衡测定参数表

表 A.1 各效的沸点升、溶液比热容及各效传热面积数据表

名称	单位	I 效	II 效	III 效	IV 效	V 效	VI 效	一自	二自	三自	四自	原液
沸点升	℃											
比热容	kJ/(kg·℃)											
加热面积	m ²											

表 A.2 测定参数平均值表

参数	时间	I 效	II 效	III 效	IV 效	V 效	VI 效	一自	二自	三自	四自	原液	母液	返回母液	蒸汽
溶液温度															
冷凝水温															
比重															
流量															

表 A.3 原液及母液成分表

时间	原液						母液						
	d	N_T	Al	N_k	N_c	N_c/N_T	d	N_T	Al	N_k	N_c	N_c/N_T	