

甲醇装置串压风险分析及解决方案

顾 英*

(中石化宁波工程有限公司上海分公司, 上海 200030)

摘要: 甲醇装置存在多处高压串低压的风险部位, 需要逐一分析引发原因及风险级别, 根据分析结果采取相应的安全防护措施以保证装置本质安全; 在工程设计中还要根据对上下游的影响、采购周期、施工复杂性等综合因素选取最优解决方案。

关键词: 甲醇装置; 串压; 风险分析; 解决方案

中图分类号: TQ202

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2022)07-0246-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.07.047

Risk analysis and solution for medium blow-by of methanol plant

GU Ying*

(Shanghai Branch, Sinopec Ningbo Engineering Co., Ltd., Shanghai 200030, China)

Abstract: There are many blow-by risk parts in a methanol plant, it is necessary to analyze the causes and risk level one by one, and take corresponding safety prevention and control measures according to the analysis results to ensure the intrinsic safety of the plant. In addition, the optimal solution shall be selected according to the effect of upstream and downstream, procurement cycle, construction complexity and other comprehensive factors.

Key words: methanol plant; medium blow-by; risk analysis; solution

石化生产装置中普遍存在增压或减压的工艺流程, 如压缩机、泵的增压, 液体闪蒸, 气液相高低压分离等, 因此存在设备、阀门故障或操作失误而导致的高压串低压事故的风险。串压事故一旦发生, 短时间内会引发低压设备的压力快速升高超过设计压力, 若泄压不及时, 可能造成严重后果。因此对于石化装置中可能存在的高压串低压部位, 应逐一进行风险分析, 并根据评估结果采取合理的安全预防措施。

高压串低压可分为正串压和反串压。正串压是介质流动方向与正常操作时相同, 由高压系统进入低压系统; 反串压是串压发生时的物流方向与正常操作时相反。例如某石化加氢裂化装置加氢进料泵因低流量联锁停机, 由于泵出口止回阀发生内漏, 泵下游加氢反应器内的高压介质通过该泵倒串入低压原料罐, 罐顶安全阀泄放能力不足而导致超压爆炸, 即为典型的反串压事故。

1 甲醇装置典型串压风险部位及风险级别

甲醇装置是将含有 H_2 、 CO 、 CO_2 等的合成气在高压及适宜温度条件下, 在催化剂床层发生放热反应生成甲醇、杂醇及烃类等混合物, 经降温、减压分

离后, 进一步精馏提纯生产出甲醇产品的过程。在甲醇生产流程中存在较多增压、减压过程, 即存在多处高压串低压风险部位。

甲醇装置串压风险部位大致可分为 3 类, 第一类是压缩机、泵等机械增压, 第二类是减压分离过程, 第三类是高压介质泄压排放。甲醇装置典型高压串低压部位及风险分析见表 1。

表 1 甲醇装置典型串压部位风险分析

风险描述	串压类型	压差	风险等级
机械故障类			
合成压缩机非正常停车, 高压段工艺气串至压缩机入口低压系统	反串压	高	较高
合成压缩机防喘振阀故障开, 高压段工艺气串入低压系统	反串压	高	较高
弛放气洗涤用脱盐水泵非正常停泵, 高压弛放气反向串入脱盐水系统	反串压	高	较高
高低压分离			
粗甲醇分离器液位控制阀故障导致分离器失液位, 高压循环气串入低压闪蒸槽	正串压	高	高
甲醇闪蒸槽出口调节阀失效, 闪蒸槽失液位发生串压	正串压	低	低

收稿日期: 2022-01-24; 修回日期: 2022-04-28

作者简介: 顾英(1971-), 女, 本科, 高级工程师, 主要从事石油化工及煤化工技术开发、工程设计, 通讯联系人, guy.snec@sinopec.com。

风险描述	续表		
	串压类型	压差	风险等级
泄压排放			
汽包排污调节阀失效,汽包失去液位,蒸汽串至低压排污闪蒸槽	正串压	较高	低
精馏塔再沸器蒸汽凝液排放到低压蒸汽闪蒸罐,凝液调节阀失效发生串压	正串压	低	较低

表中压差等级分类:0.1 MPa $\leq\Delta P$ <1.0 MPa,低;1.0 MPa $\leq\Delta P$ <3.0 MPa,较高;3.0 MPa $\leq\Delta P$ <10.0 MPa,高。

2 串压风险分析

甲醇装置中,高压串低压工况的风险级别主要根据压差、相态变化、串压带来的后果等因素进行分析。

2.1 机械故障类

表1中合成气压缩机非正常紧急停车或防喘振阀失效导致的反串压工况,尽管相态未发生变化,但压差大,发生串压会引起低压设备短时间内超压,串压风险较高;驰放气洗涤水泵非正常停车导致的串压工况,驰放气与脱盐水的压差可能会高达8.0 MPa,一旦发生串压,驰放气会逆流进入脱盐水管线,不但引起超压,而且有毒、可燃气体进入全厂公用工程系统带来安全隐患,因此该位置串压风险级别为较高。

2.2 气液相高低压分离

甲醇装置中典型的高低压分离为粗甲醇分离器至甲醇闪蒸槽系统,及甲醇闪蒸槽减压至精馏预塔系统。粗甲醇分离减压系统的压差通常在5~7 MPa,串压事故发生后,进入甲醇闪蒸槽介质由正常操作时液+闪蒸气转变为高压气体,体积可达到正常量的数倍甚至数十倍,危险性极高;对于甲醇闪蒸槽串压至精馏预塔的状况,由于该设备与预塔间压差较小,预塔塔顶安全阀泄放量为进入塔顶冷凝器的最大蒸汽量^[1],该泄放量大于串压工况下的气体量,且预塔容积远大于闪蒸槽容积,引起预塔超压的可能性较小,因此该串压危险级别低。

2.3 泄压排放

汽包排污阀失控导致汽包失去液位引起串压事故。由于排污阀尺寸较小,即使阀门故障全开,短时间内失去液位的可能性小,并且汽包液位是甲醇装置的关键控制因素,通常会采用多重连锁维持液位稳定。因此排污阀失控导致汽包失去液位引发串压

事故的概率很小,通常可无需考虑该工况;甲醇精馏单元塔底再沸器的蒸汽冷凝液排放至闪蒸罐引起的串压,由于压差较低,且非有毒、可燃性介质,故风险级别较低。

综上所述,粗甲醇分离器的减压闪蒸系统叠加了高压差、气相串液相、有毒可燃介质等多重因素,是甲醇装置中串压风险最高的部位。

3 工程设计中应考虑的安全防控措施

工程设计中应根据不同类别、不同串压原因及后果的分析,采用安全、经济的防控措施。

3.1 机械故障类

对于压缩机及其附属设施故障导致的串压,在工程设计中需采取的防控措施主要有:压缩机管道出口设置止回阀,防止突然停机导致大量气流倒串损坏压缩机叶轮;低压系统的设计压力应按串压工况设置;低压系统安全泄放设施按照串压工况发生时的最大泄放量设计。

甲醇装置中的驰放气洗涤水泵故障这类串压工况,通常采用止回阀+联锁切断阀的方案,尽管AQ/T 3054—2015《保护层分析(LOPA)方法应用导则》所列物理保护层手段中并不包括止回阀,但是有文章通过动态模拟的方法研究了泵出口不同数量止回阀串联对串压事故后果的影响,结果显示2个不同类型的止回阀串联可有效降低串压事故时的流量,并使流量达到峰值的时间延长数倍,提高装置的安全性^[2]。因此在高压差工况下,建议采用泵出口管线双止回阀串联+紧急切断阀联锁的方案。

3.2 高低压分离系统

高低压分离系统的串压均为失液位导致,串压速度快,后果严重,因此需采用液位控制+联锁、低压设备压力控制、安全泄放等多重措施,根据保护层分析(LOPA)制定控制回路的安全完整性等级(SIL)。低压设备的安全泄放能力根据HG/T 20570.2—1995《安全阀的设置和选用》第7.0.5.2条规定进行计算,但该规范仅说明安全阀泄放量如何计算,未对串压工况下安全阀计算时应考虑的因素进行分析。在SY/T 10043—2002《泄压和减压系统指南(API RP 521)》中第3.10条对串压进行了详细说明:①高压容器液位失去控制,低压系统所需的泄压装置按照能够处理通过液体控制阀的蒸汽流量来选定尺寸;②即使控制阀设计成故障时可保持

阀门,但由于无法预测阀门故障时的真正停留位置,故该工况下的流通量应考虑全开^[1]。这是高低压分离系统串压工况下计算安全阀泄放量的 2 个设计要点。

3.3 泄压排放系统

甲醇装置中泄压排放系统的防串压措施基本可参照高低压分离系统的设置,低压设备的安全阀或爆破片可根据具体情况选择液相闪蒸气量或失液位后的气相量。

4 甲醇装置串压案例分析

根据上述分析,甲醇装置中串压风险级别最高的是粗甲醇分离器的失液位串压。本文中对某甲醇装置粗甲醇分离器串压工况的现有设计存在问题进行分析,并提出解决方案。

4.1 现有设计概况

某甲醇装置的反应器出口合成气冷却后进入粗甲醇分离器,分离出的气相返回循环回路,液相经液位调节阀减压至 0.5 MPa 送至甲醇闪蒸罐,闪蒸出不凝气后进入精馏系统。流程示意图见图 1。

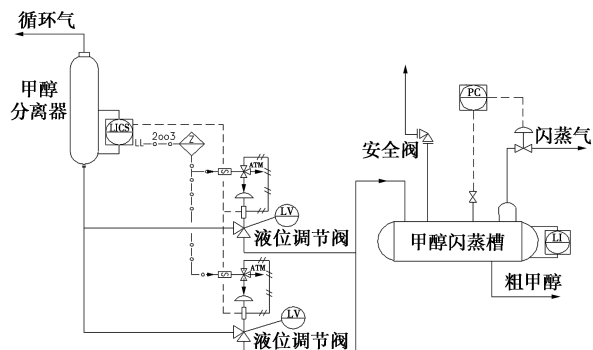


图 1 粗甲醇分离系统流程示意图

该装置粗甲醇分离系统的现有设计参数见表 2。

表 2 粗甲醇减压分离系统设计参数

设备名称	操作压力/MPa	设计压力/MPa	流量/(t·h ⁻¹)
粗甲醇分离器	7.5	9.9	381(气)/240(液)
甲醇闪蒸槽	0.5	0.8	2.9(气)/236(液)
液位控制阀	阀前 7.5 阀后 0.5		240(正常) 96(最小) 288(最大)

设计中采取的相关安全措施:①粗甲醇分离器液位采用三取二信号控制,液位调节阀带有电磁阀,

控制回路安全性等级为 SIL1;②当液位信号低低时触发连锁,液位调节阀关闭;③甲醇闪蒸罐安全阀的泄放量为 41 000 kg/h,定压 0.8 MPa;④甲醇闪蒸罐顶设置压力调节阀。

4.2 低压系统安全性核算

4.2.1 安全阀核算

首先应核算低压系统的安全阀泄放量能否满足要求,从而判断该安全阀是否可以作为独立的保护层^[3]。根据《安全阀的设计和选用》(HG/T 20570.2—95)中第 7.0.5.2 条规定,对于故障时处于全开位置的气相管道,若满足低压侧设计压力小于高压侧的 2/3,安全阀泄放量为^[4]:

$$W = 3171.3(C_{V1} - C_{V2})P_h \sqrt{G_g/T} \quad (1)$$

式中, W 为质量泄放流量,kg/h; C_{V1} 为控制阀的 C_V 值; C_{V2} 为控制阀最小流量下的 C_V 值; P_h 为高压侧工作压力,MPa; G_g 为气相密度,kg/m³; T 为泄放温度,K。

液位调节阀的 C_V 值为 200,在不同流量下对应的计算 C_V 值分别为 101(最大流量)/85(正常流量)/35(最小流量)。根据公式(1)可得出串压下安全阀所需泄放量为:

$$W = 3171.3 \times (200 - 35) \times 7.6 \times [0.43/(273 + 40)]^{1/2} = 147\,400 \text{ kg/h}$$

该装置现有安全阀泄放量仅为 41 000 kg/h,显然无法满足高压串低压工况下的气相泄放量,存在安全隐患。

4.2.2 液体排空时长计算

计算当调节阀全开时,液位低低(连锁位置)至完全失去液位所需的时间,用以判断是否有足够的时间进行人工干预。首先计算液位控制阀在 C_V 值最大时的液体流量。可按下列国际电工委员会(IEC)推荐的调节阀流通量计算公式进行判别与计算。

一般流动判别式:

$$\Delta P < \Delta P_c = F_L^2(P_1 - P_V) \quad (2)$$

一般流动计算公式:

$$K_V = Q(r/\Delta P)^{1/2} \quad (3)$$

阻塞流判别式:

$$\Delta P \geq \Delta P_c$$

当 $P_V < 0.5P_1$ 时:

$$\Delta P_c = F_L^2(P_1 - P_V) \quad (4)$$

当 $P_V \geq 0.5P_1$ 时:

$$\Delta P_c = F_L^2[P_1 - (0.96 - 0.28(P_V/P_c)^{1/2} \times P_V)] \quad (5)$$

阻塞流计算公式:

$$K_V = Q(r/\Delta P_C)^{1/2} \quad (6)$$

式中, K_V 为调节阀流量系数, $C_V = 1.167K_V$; F_L 为液体压力恢复系数; Q 为液体流量, m^3/h ; r 为液体密度, g/cm^3 ; P_1 为阀前压力, 100 kPa (绝); P_2 为阀后出口压力, 100 kPa (绝); P_V 为阀门入口温度下液体饱和蒸气压, 100 kPa (绝); P_C 为临界压力, 100 kPa (绝)。

已知 $P_1 = 76 \times 100 \text{ kPa}$, $P_2 = 9 \times 100 \text{ kPa}$, $P_V = 75 \times 100 \text{ kPa}$, $P_C = 221 \times 100 \text{ kPa}$, $F_L = 0.9$, $r = 0.785 \text{ g}/\text{cm}^3$, 算得 $\Delta P = 67 \times 100 \text{ kPa} > \Delta P_C$, 且 $P_V > 0.5P_1$, 用判别式(5)可知流型为阻塞流, 计算得出 $\Delta P_C = 13.74 \times 100 \text{ kPa}$ 。当阀门 C_V 值达到 200 时, 根据公式(6)算得液相流量为 $717 \text{ m}^3/\text{h}$, 进而算出该流量下粗甲醇分离器低液位至排空时间为 2 min 。

由此可以看出, 液位控制阀故障开至全开时, 由于排空时间远不足 15 min , 操作人员没有足够的时间采取措施, 因此, 必须对原设计进行改造保证低压系统本质安全。

4.3 解决方案

4.3.1 方案一: 增设或更换安全阀

该方案的改造内容为: 根据核算结果增设或更换安全阀, 泄放量不小于 $147\,400 \text{ kg}/\text{h}$; 液位控制阀之后的管线根据压降计算结果进行适当扩径; 核算对现有火炬系统的影响。经核算后发现该方案对火炬系统影响较大, 闪蒸槽安全阀排放至低压火炬管网, 装置界区内低压火炬管线直径为 $\text{DN}600$, 当安全阀泄放量为 $41\,000 \text{ kg}/\text{h}$ 时, 安全阀动背压为 190 kPa ; 当串气量提高至 $147\,400 \text{ kg}/\text{h}$ 时, 安全阀后火炬管动背压则达到 550 kPa , 提高了近 3 倍, 存在较大安全隐患, 只有将火炬管线扩大至 $\text{DN}900$ 才能使设计背压基本保持不变。

由于该项目已经投运, 改造火炬系统管径带来的工作量巨大, 且需全厂停车才可实现, 既不经济且改造难度较大, 并非优选方案。

4.3.2 方案二: 增设限流孔板

根据方案一的结论, 可考虑采取措施控制串压时进入低压系统的气体量, 在液位控制阀后增设一限流孔板, 使得串气量不大于现有安全阀的设定泄放量, 该方案改造量小, 对火炬系统无影响, 经济安全。方案示意图见图 2。

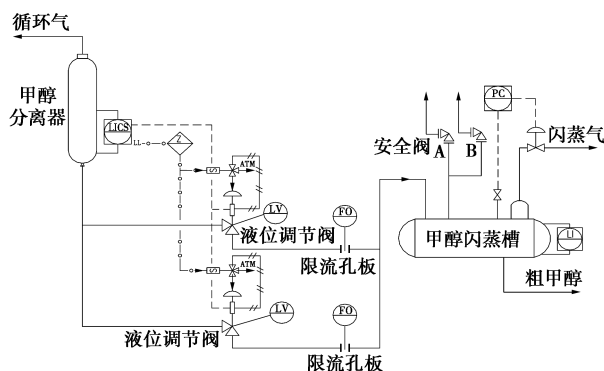


图 2 增设限流孔板及安全阀方案示意图

根据《管路限流孔板的设置》(HG-T-20570.15—95)中规定, 预设孔板型式为单板, 介质为液相时最大压降控制在 2.5 MPa 以内^[5]。算得当孔板孔径尺寸为 50 mm 可满足气体通过量控制在 $41\,000 \text{ kg}/\text{h}$ 。据此值按照公式(7)核算液相通过量:

$$Q = 128.45Cd_0^2(\Delta P/\gamma)^{1/2} \quad (7)$$

式中, Q 为工作状态下体积流量, m^3/h ; C 为孔板流量系数; ΔP 为通过孔板的压降, Pa ; d_0 为孔板孔径, m 。

算出当孔板孔径为 50 mm 、压降 2.5 MPa 时, 孔板液相流通量为 $278\,000 \text{ kg}/\text{h}$, 可满足正常流量 $240\,000 \text{ kg}/\text{h}$, 但是未能满足最大流量要求 $288\,000 \text{ kg}/\text{h}$ 。另外本方案中调阀的部分压降需分配给新增的孔板, 阀门压降由 6.7 MPa 降至 4.2 MPa , 压降的改变使得调节阀开度相应变大, 阀门可控性变差, 对甲醇分离器维持液位稳定性有影响。

针对上述问题, 对该方案进行优化, 使其同时满足下述要求: ①调整孔板与液位调节阀压降分配, 使液位控制阀调节能力维持在可接受范围内; ②调整孔板流通量, 使其不影响正常操作时最大液相通过量, 仅在串压发生时产生限流作用。该优化方案需增大孔板的孔径, 因此还需核算调整后安全阀的泄放量及对火炬管网系统背压的影响。

经过反复试算, 现有火炬管网管径不变的前提下, 当泄放量为 $76\,000 \text{ kg}/\text{h}$ 时, 算得安全阀后的背压为 290 kPa , 该背压对低压火炬管网相关安全阀及泄放阀的排放影响较小。按照此设定流量试算出限流孔板的孔径为 70 mm , 根据公式(7)可计算出当粗甲醇流量最大时孔板产生的压降为 740 kPa , 压降仅占液位调阀压降的 11% , 调阀仍可正常操作。

优化后方案为增设 1 孔板及 1 台泄放量为

35 000 kg/h 的安全阀,孔板+安全阀的设置使得系统在正常操作时不影响粗甲醇分离器液位控制阀的调节,在串压事故工况下可控制泄放量,保证低压系统设备及火炬管网的安全性,相对方案一工程改动量小,无需全厂停车。

4.3.3 方案三:增设开关阀

该项目串压的风险的根本原因是由于液位低低联锁时液位调节阀无法关闭导致,现有控制方案中一旦调阀发生故障即意味着该控制回路失效,无法作为独立的保护层。因此可考虑增设紧急切断阀,当液位低低时直接关闭紧急切断阀,阻断串压风险的发生。流程示意图见图 3。

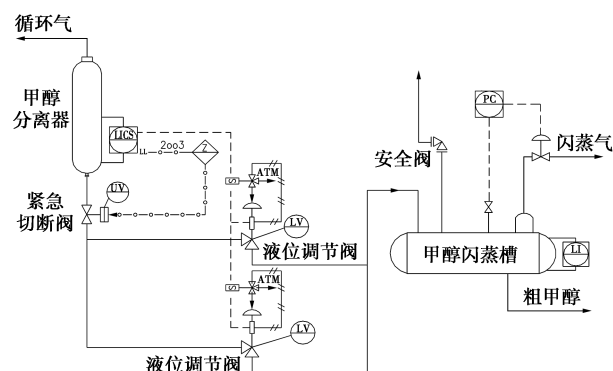


图 3 增设开关阀方案示意图

该紧急切断阀的关闭时间不得大于串压发生时低低液位到失去液位的时长,根据第 4.2.2 条计算,关闭时长不得大于 2 min。紧急切断阀的设置可作为独立保护层,阻断串压风险的发生。本方案的优点是从本源上消除了串压风险,缺点是投资成本

较高。

根据上述分析并结合现场检修时间、采购周期等因素,最终选择方案二,即增设限流孔板+安全阀的方案。

5 结论

甲醇装置存在多处串压隐患,工程设计中首先应对串压后果、引发因素进行逐一分析,采取安全合理、经济可行的方案,其中首要因素是确保低压系统安全泄放设施满足串压工况需求。本文中所举案例在工程设计中较为典型,由于项目实施过程中设备采购顺序不同,安全阀泄放量往往仅按工艺计算值设定,未根据液位调节阀最终选型进行核算,导致泄放量不满足实际要求。另外,在设计中还应结合串压系统的上下游统筹考虑,在保证安全性的前提下,考虑投资、采购周期、施工难度等综合因素,选择最佳安全防护措施。

参考文献

- [1] 国家经济贸易委员会.SY/T 10043—2002.泄压和减压系统指南[S].北京:中国海洋石油总公司研究中心开发设计院,2002.
- [2] 蹇江海.加氢原料缓冲罐串压事故动态模拟研究[J].事故分析与预防,2020,20(1):1-4.
- [3] 庄力健,朱建新,陈学冬,等.石化装置串压问题及其安全完整性评估[J].石油化工设备,2011,40(4):20-24.
- [4] 中华人民共和国化学工业部.HG/T 20570.2—95.安全阀的设置和选用[S].北京:化工部工程建设标准编辑中心,1996.
- [5] 中华人民共和国化学工业部.HG/T 20570.15—95.管路限流孔板的设置[S].北京:化工部工程建设标准编辑中心,1996.
- [6] 刘书朋.煤和天然气制氢工艺技术经济分析[J].炼油技术与工程,2010,40(7):56-60.
- [7] 孙军,李芳略.低压水煤气制氢工艺综述[J].广东化工,2019,46(5):155-157.
- [8] 唐通鸣,裴一,倪红军,等.氢气纯化方法和装置[J].化工新型材料,2015,43(5):254-257.
- [9] 黄伟荣.煤制氢膜分离与蜡油加氢耦合流程设计与优化[D].大连:大连理工大学,2019.
- [10] 殷文华,李克兵,赵明正,等.焦炉煤气净化提取氢燃料电池用氢气[J].天然气化工:C1 化学与化工,2019,44(1):87-90.
- [11] 梁其煜,李式模,邵皓平.变压吸附技术的发展[J].低温工程,1997,99(5):7-11.
- [12] 殷文华,罗英奇,吴巍,等.变压吸附技术在合成氨行业的应用和发展[J].低温与特气,2015,33(1):45-49.
- [13] 王海岗.PSA 装置程控阀故障原因分析及解决对策[J].广东化工,2019,46(14):163-164,169.
- [14] 何东荣,周向辉,张东辉.利用 ASPEN-ADSIM 模拟变压吸附分离过程[J].天然气化工:C1 化学与化工,2009,34(3):11-15.
- [15] 余希立.变压吸附制氢工艺的影响因素及常见问题分析[J].化工与医药工程,2019,40(1):6-8.
- [16] 赵万凯,王迎迎.ZBE 型水环真空泵汽蚀分析及改造方案介绍[J].节能,2016,35(4):79-80.
- [17] 陆彬,蒋彦龙.电厂水环式真空泵汽蚀原因分析及改造措施探究[J].电子测试,2019,(24):110-111,19.
- [18] 严家騷,余晓福,王永青.水和水蒸气热力性质图表(第二版)[M].北京:高等教育出版社,2004.
- [19] 王森.焦炉气制甲醇系统焦油吸附剂异常粉化原因及解决方案研究[D].北京:北京化工大学,2016.
- [20] 刘长绪.制氢变压吸附装置工艺技术研究[D].大连:大连理工大学,2012.
- [21] 祝显强,刘应书,杨雄,等.我国变压吸附制氧吸附剂及工艺研究进展[J].化工进展,2015,34(1):19-25.
- [22] 翟琛.变压吸附提氢装置氢收率低的原因分析及改进措施[J].中氮肥,2018,(5):42-44.
- [23] 梁力友,代茂节.变压吸附制氢工艺及其技术进展[J].乙烯工业,2017,29(4):18-20,5.

(上接第 245 页)