

石化产业链风险评估与选择优化研究

李小斐, 赵东风*

(中国石油大学(华东)化学工程学院, 山东 青岛 266580)

摘要: 主要从石化产业链的环境与安全风险角度出发, 分析了不同产业链对石化企业的风险影响。通过存量参数、物质参数(易燃性、易爆性、毒性)、工艺参数(温度、压力、产率、反应热)3个方面构建评估指标体系, 并给予相应赋值。以丙烯腈为例, 探讨丙烷两步法、丙烷一步法对产业链风险水平的影响, 并通过延伸产业链计算整体风险水平。分析得出, 通过延长产业链可以较好降低企业的整体风险水平。

关键词: 石化产业链; 风险评估; 选择优化; 实证分析

中图分类号: X820.4

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2020)06-0212-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2020.06.044

Research on risk assessment and selection optimization of petrochemical industrial chain

LI Xiao-fei, ZHAO Dong-feng*

(College of Chemical Engineering, China University of Petroleum, Qingdao 266580, China)

Abstract: The impact of different industrial chains on the risk of petrochemical enterprises is analyzed from the perspective of environment and safety risk. An evaluation index system is established from three aspects including stock parameters, material parameters (flammability, explosiveness, toxicity) and process parameters (temperature, pressure, yield and reaction heat), and corresponding values are assigned. Taking acrylonitrile production as an example, the influences of propane two-step route and propane one-step route on the risk level of industrial chain are explored, and the overall risk level is calculated by extending the industrial chain. It is concluded that the overall risk level of enterprises can be better reduced through extending the industrial chain.

Key words: petrochemical industrial chain; risk assessment; selection optimization; empirical analysis

传统的产业链规划设计的首要目标是采用最佳技术实现所要的产品构成, 最小化成本和最大化利润是唯一的要求, 而安全、健康和环保等“非经济因素”既不是决策的系统组成部分, 也不是设计的必需指标, 因此, 当前多数安全、健康和环保问题都在投产后方予以考虑并加以管理控制^[1]。

石化项目的环境和安全问题贯穿于规划、设计、建设、生产、检维修、停产等各个环节, 石化产业链在规划之初就有了风险的“基因”, 相同目标产品的不同实现方式可能在风险水平方面存在较大差别。Kletz^[2]研究提出了不同阶段降低产业链风险的机会趋势。由于产业链设计的早期各方面因素都尚未定性, 有更好的机会和更低的成本来降低产业链环境安全风险, 若能在产业链规划阶段即对固有风险进行科学评价, 从而对产业链进行合理选择, 可从源头有效规避后续风险, 因此对于环境安全的介入越早越好^[3]。

为提前介入对石化产业链的风险控制, 不少评估方法侧重应用于投产前的阶段, 例如故障类型及

影响分析(FMEA)、事件树分析(ETA)、预先危险性分析(PHA)、危险与可操作性研究(HAZOP)等方法, 它们的共同特点是需要大量的数据和丰富的经验作为支持^[4], 且至少需要PID图产生后方可进行评估。这些方法可以适当降低风险, 但也会提高装置的复杂程度, 增加安全管理和维护成本。据估算, 石油化工行业已达15%~30%的资金成本用于安全设施和污染预防设施^[5]。Edwards等^[6]提出了本质安全原型指数(prototype inherent safety index, PIIS), 将不同反应路径分为存储单元、分离单元和反应单元, 分别计算风险程度, 从而得出不同反应路径的风险排序; Heikkilä等^[7]提出本质安全指数(inherent safety index, ISI), 具体分为化学性指数和工艺性指数2类, 但并未考虑存储单元的物质存量和相应风险; Koller等^[8]提出安全健康环境指数方法, 针对安全、健康和环境提出了11类指标, 重点增加了对人体健康和环境影响因素的考虑; Palaniappan等^[9]提出了i-Safe指数, 当用PIIS和ISI指数评价反应路径的区分不是很明显时, 增加了

收稿日期: 2019-09-23; 修回日期: 2020-04-07

作者简介: 李小斐(1984-), 男, 博士生, 高级经济师, 研究方向为环境化工、风险管理; 赵东风(1968-), 男, 博士, 教授, 博士生导师, 研究方向为环境工程、环境科学、化工安全工程与技术、节能技术及评估, 通讯联系人, zhaodf@vip.sina.com。

5个辅助指标用于增强不同反应路径的差异性,同时便于实现程序自动计算。

1 评估指标设置原则

评价指标必须简单易用、适应性强,能广泛应用于连续型或间歇型反应的各个阶段,易于进行量化排序,并且指标应具有广泛的评分范围,以便不同的化学工艺进行合理比较^[10]。在 PIIS 中,Edwards 等^[6]指出产业链设计阶段较为可得参数为存量、相态、温度、压力、反应热、新相生成、催化剂、副反应、废弃物、产率、反应速率、黏度、腐蚀性、易燃性、易爆性和毒性。经比对 PIIS 最终选取存量、温度、压力、收率、易燃性、易爆性和毒性 7 个指标作为 PIIS 的指标体系。本文中在此基础上增加了反应热指标建立指标体系,并将存量作为一个独立指标。

2 评估指标体系的建立

总风险评价指标(TI)分为物质参数(MI)和工艺参数(PI)。其中物质参数(MI)包括易燃性(I_{fl})、易爆性(I_{ex})、毒性(I_{tox});工艺参数(PI)包括温度(I_t)、压力(I_p)、产率(I_y)、反应热(I_h)。存量参数(VI)是影响产业链风险的直接因素,在其他条件相同的条件下,存量和整体风险呈正相关性。在 PIIS、ISI 等方法中,存量往往用于计算其他参数,从而间接影响总体风险。本文中将存量(VI)作为独立的参数直接参与产业链风险评估。

石化事故中,反应单元和储存单元是较容易发生事故的部分。反应单元结构复杂,涉及各种不同类型的化学物质和化学反应,操作条件较为苛刻,发生事故的几率较高;储存单元虽然储存条件相对温和,发生事故的几率较小^[11],所以在以往的产业链风险分析方法中,储存单元往往被忽视,但因为涉及的化学物质的数量巨大,一旦发生事故,造成的危害和公众影响往往远大于其他单元。二者是石化生产过程中的主要风险源,因此,本文中将重点针对反应单元和储存单元进行风险评价。

反应单元的风险指标 RI 用下式表示:

$$RI = \sum_j [\sum_i (VI_i \cdot MI_i) \cdot PI] \quad (1)$$

式中, $MI = I_{fl} + I_{ex} + I_{tox}$, $PI = I_t + I_p + I_y + I_h$ 。

储存单元的风险指标 SI 用下式表示:

$$SI = \sum_i (VI_i \cdot MI_i \cdot PI_i) \quad (2)$$

式中, $MI = I_{fl} + I_{ex} + I_{tox}$, $PI = I_t + I_p$; RI 为反应单元风险指标; SI 为储存单元风险指标; VI 为存量参数; MI

为物质参数; PI 为工艺参数; i 为物质种类, 含反应物、中间产物和产物; j 为主反应的反应步骤数。

2.1 存量参数(VI)

存量越大,产业链的风险程度越高。对于存储单元而言,存量指原料、中间产品、产品等其他物料的储存量;对于反应单元而言,存量指反应单元内各物质的最大存在量,反应单元内物质的存量与物质的停留时间、反应速率和转化率都有关系,通过缩小反应器尺寸、避免储存高危物质等方法降低存量可显著降低风险水平^[12]。本文中参照 PIIS 方法将存量定义为各物质 1 h 加工量或产生量。

存量在装置界区内(inside battery limits, ISBL)和装置界区外(outside battery limits, OSB)的影响是不同的。ISBL 区域内包括反应单元,因此对存量较为敏感,OSBL 区域一般为距离反应单元较远的区域,因此对存量的要求也相对较低。因此,有必要将反应单元和存储单元分别采用不同的存量指标体系。PIIS 方法^[6]参照 Mond 法考虑 0.1 t~10 万 t 的 OSBL 存量评分体系用于计算反应单元、分离单元和存储单元的存量,但专家质疑其反应单元和分离单元的存量相比存储单元存量而言分值过低而缺少区别性,ISI 方法则吸收了专家意见对存量参数评分问题进行了修正,将 ISBL 和 OSBL 的存量参数分别考虑。本文中结合 Mond 法的区间节点划分和 ISI 对于 ISBL、OSBL 存量上限的规定,制定出存量参数评分标准如表 1 所示。

表 1 存量参数评分标准

存量/t		分值
ISBL	OSBL	
0~2.5	0~25	0
2.5~25	25~250	0.1
25~70	250~700	0.2
70~160	200~1600	0.3
160~260	1600~2600	0.4
260~380	2600~3800	0.5
380~500	3800~5000	0.6
500~650	5000~6500	0.7
650~800	6500~8000	0.8
800~1000	8000~10000	0.9
1000~	10000~	1.0

2.2 物质参数(MI)

2.2.1 易燃性(I_{fl})

易燃性与物质的闪点、沸点和自燃点等性质相关。本文中参考 DOW 利用燃点和沸点对易燃性进行分级方法。

2.2.2 易爆性(I_{ex})

易爆性体现了易燃物质(可燃气体、蒸汽和粉尘)与空气(或氧气)在一定的浓度范围内均匀混合形成预混气的难易程度。该预混气在爆炸极限范围内遇火源会发生爆炸,极限范围越宽,发生爆炸的概率越大。因此,用爆炸极限范围(爆炸上限 LEL-爆炸下限 UEL)来表征易爆性。

2.2.3 毒性(I_{tox})

毒性通常通过浓度、吸入时间或剂量表征。本文中采用毒性限值(threshold limit values, TLV)反映毒性水平。TLV 是指毒性气体对人体的危害指标,当某种气体在空气中含量小于这一阈值时,充分且持续暴露于该环境中的人体健康不会受到损害。经皮肤接触的液体毒性暂不考虑,具体如表 2 所示。

表 2 物质参数评分标准

易燃性 (FP:闪点; BP:沸点)	分值	爆炸性 $S=(UEL-$ LEL)%	分值	毒性/ 10^{-6}	分值
不可燃	0	$0 \leq S < 10$	0.1	$TLV < 0.001$	1.000
$FP > 60^\circ\text{C}$	0.25	$10 \leq S < 20$	0.2	$0.001 \leq TLV < 0.01$	0.875
$37.7^\circ\text{C} < FP \leq 60^\circ\text{C}$	0.50	$20 \leq S < 30$	0.3	$0.01 \leq TLV < 0.1$	0.750
$FP \leq 37.7^\circ\text{C}$		$30 \leq S < 40$	0.4	$0.1 \leq TLV < 1$	0.625
$BP > 37.7^\circ\text{C}$	0.75	$40 \leq S < 50$	0.5	$1 \leq TLV < 10$	0.500
$FP \leq 37.7^\circ\text{C}$		$50 \leq S < 60$	0.6	$10 \leq TLV < 100$	0.375
$BP \leq 37.7^\circ\text{C}$	1.00	$60 \leq S < 70$	0.7	$100 \leq TLV < 1000$	0.250
		$70 \leq S < 80$	0.8	$1000 \leq TLV < 10000$	0.125
		$80 \leq S < 90$	0.9	$10000 < TLV$	0
		$90 \leq S < 100$	1.0		

2.3 工艺参数(PI)

2.3.1 温度(I_t)

对于存储单元而言,温度指实际存储温度;对于反应单元而言,温度是指反应器内的反应温度,直接体现了反应器内的热量水平,反应温度越高,泄漏、火灾和爆炸的风险程度越高,但是,若反应单元内温度处于低温状态,则具有特殊工艺危险性,温度越低,风险程度越高。

2.3.2 压力(I_p)

对于存储单元而言,压力指实际存储压力,对于反应单元而言,压力是指反应器内的反应压力,直接体现了反应器内的张力水平,反应压力越大,泄漏和爆炸的风险程度越高。

2.3.3 产率(I_y)

产率由转化率和选择性决定,产率越低,意味着原料处理量越高或者循环量越大,装置整体风险越高。但 Edward 等在 PIIS 模型中假定单程转化率为 100%,实际上对于每个工艺而言,基本的转化率、选择性和产率是可行的。

2.3.4 反应热(I_h)

反应热体现了反应过程中的热量变化。反应中释放的热量越多,反应的潜在风险越大。根据 King 等^[13]的分类方法,将反应热分为极端放热、强烈放热、中等放热、温和放热、热平衡、吸热 6 个等级。若反应器内存在一系列连续反应,则按照该连续反应的综合方程式计算反应热,若存在多个反应器,则取所有反应器中的反应热最大值,具体如表 3 所示。

表 3 工艺参数评分标准

温度/ $^\circ\text{C}$	分值	压力/psi	分值	产率/%	分值	反应热/($\text{J} \cdot \text{g}^{-1}$)	分值
$T < -25$	1.0	$0 < P < 90$	0.1	$Y = 100$	0	吸热 ≤ -200	0
$-25 \leq T < -10$	0.3	$90 \leq P < 140$	0.2	$90 \leq Y < 100$	0.1	$-200 < \text{热平衡} \leq 200$	0.2
$-10 \leq T < 10$	0.1	$140 \leq P < 250$	0.3	$80 \leq Y < 90$	0.2	$200 \leq \text{温和放热} < 600$	0.4
$10 \leq T < 30$	0	$250 \leq P < 420$	0.4	$70 \leq Y < 80$	0.3	$600 \leq \text{中等放热} < 1200$	0.6
$30 \leq T < 100$	0.1	$420 \leq P < 700$	0.5	$60 \leq Y < 70$	0.4	$1200 \leq \text{强烈放热} < 3000$	0.8
$100 \leq T < 200$	0.2	$700 \leq P < 1400$	0.6	$50 \leq Y < 60$	0.5	极端放热 ≥ 3000	1.0
$200 \leq T < 300$	0.3	$1400 \leq P < 3400$	0.7	$40 \leq Y < 50$	0.6		
$300 \leq T < 400$	0.4	$3400 \leq P < 4800$	0.8	$30 \leq Y < 40$	0.7		
$400 \leq T < 500$	0.5	$4800 \leq P < 6000$	0.9	$20 \leq Y < 30$	0.8		
$500 \leq T < 600$	0.6	$6000 \leq P < 8000$	1.0	$10 \leq Y < 20$	0.9		
$600 \leq T < 700$	0.7			$0 < Y < 10$	1.0		
$700 \leq T < 800$	0.8						
$800 \leq T < 900$	0.9						
$T \geq 900$	1.0						

注:以后压力每增加 2 500 psi,分值+1。

3 丙烯腈实证分析研究

丙烯腈(AN)是一种非常重要的有机化工原料,是合成纤维、合成橡胶和合成树脂的重要单体。化学分子式为 $\text{CH}_2=\text{C}-\text{CN}$,常温下是无色或淡黄色有辛辣气味的液体,剧毒,与水互溶,其蒸气与空气可形成爆炸性混合物,遇明火、高热易引起燃烧,放出有毒气体。与氧化剂、强酸、强碱、胺类、溴反应剧烈。高温下,能发生聚合放热,使容器破裂。在生产、贮存和运输中,必须有严格的安全防护措施。

丙烯腈的合成方法大致有氰乙醇法、乙炔法、丙烯氨氧化法、丙烷氨氧化法等,其中氰乙醇法和乙炔法由于原料中存在剧毒物质氢氰酸,风险较高,因此已基本被淘汰。当前比较主流的合成方法是丙烯氨氧化法,此外丙烷直接氨氧化法(丙烷一步法)以及丙烷先脱氢制乙烯后氨氧化法(丙烷两步法)等加工途径也得到广泛应用。

由于丙烯腈本身的危险程度较高,合成原料也可能涉及高危物质。本实例以年产10万t丙烯腈的工艺方案进行分析,由于传统的氰乙醇法和乙炔法涉及到氢氰酸原料,风险水平必然较高,因此本实例选择丙烯氨氧化法、丙烷氨氧化法、丙烷先脱氢制乙烯后氨氧化法3种主流加工方案进行风险分析。

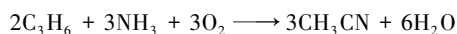
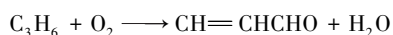
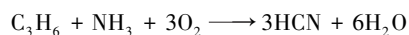
3.1 计算方法介绍

以最为常规的丙烯腈生产方法——丙烯氨氧化法为例介绍产业链风险水平的计算方法。

主反应:



副反应:



3.1.1 反应单元风险指标计算

年操作时间为7200h,丙烯腈损失率3.1%,原料构成大致为 C_3H_6 占85%、 C_3H_8 占15%(摩尔分数),进反应器的原料配比为 $\text{C}_3\text{H}_6:\text{C}_3\text{H}_8:\text{O}_2=1:1.05:2.3$ (摩尔比),丙烯腈单程收率约为60%,以此计算丙烯腈小时生产量和各物质的小时最大存量(ISBL标准)见表4。

氰化氢、乙腈、丙烯醛等副产品相对于主产品丙

表4 丙烯氨氧化法反应单元存量参数

存量参数	丙烯	丙烷	氨	氧气	氮气	丙烯腈
存量/t	21.006	3.8732	8.5204	34.6176	115.6568	15.19638
VI	0.1	0.1	0.1	0.2	0.3	0.1

腈腈而言存量较低,对整体风险影响较小,因此本实例主要考虑通过主反应计算整体风险水平。丙烯、丙烷、氨和丙烯腈是主反应涉及的主要风险物质,氧气、氮气不计入主要风险物质。物料性质如表5所示。

表5 丙烯氨氧化法主要风险物质性质表

物质性质	沸点/ ℃	闪点/ ℃	爆炸极限 (V/V)/%	毒性限值/ 10^{-6}	燃烧热/ ($\text{kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$)
丙烯	-47.7	-108	1.0~15.0	窒息	2049.0
丙烷	-42.1	-104	2.1~9.5	窒息	2217.8
氨	-33.5	—	15.7~27.4	50(OSHA)	357.7
丙烯腈	77.3	-5	2.8~28.0	2(OSHA)	1757.7

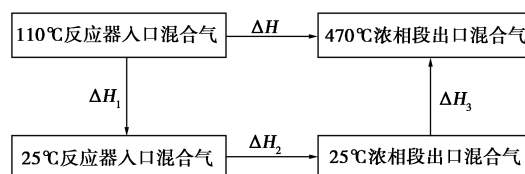
由此得出主要风险物质的存量参数VI和物质参数MI如表6所示,根据反应条件得出工艺参数PI如表7所示。其中,反应热的计算需按照反应器入口和浓相段出口的实际气体组成和条件,根据基希霍夫公式设计路径计算(图1), $\Delta H = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3$ 。

表6 丙烯氨氧化法反应单元物质参数

物质参数	I_{fl}	I_{ex}	I_{tox}	MI
丙烯	1	0.2	1	2.2
丙烷	1	0.1	1	2.1
氨	1	0.2	0.375	1.575
丙烯腈	0.75	0.3	0.5	1.55

表7 丙烯氨氧化法反应单元工艺参数

工艺参数	$I_t/^\circ\text{C}$	I_p/psi	$I_y/\%$	$I_h/(\text{J}\cdot\text{g}^{-1})$	PI
工艺条件	430~450	23.5~26.5	66	2770	
分值	0.5	0.1	0.4	0.8	1.8



ΔH_1 为进料的温变热量; ΔH_2 为反应热;

ΔH_3 为出口物的温变热量

图1 丙烯氨氧化法燃烧热计算路径

根据图 1 得出反应单元风险指标 $RI=1.34$ 。

3.1.2 存储单元风险指标计算

存储单元风险指标与危险物质的存储量和存储环境有直接关系,而存储量和存储环境的确定与工艺要求、装置要求、检修周期、开停工次序、运输方式和安全防护措施等方面都息息相关,在产业链初步确定阶段,可根据已有经验、现有数据和相关规范综合确定存储量。本文中主要根据《石油化工储运系统罐区设计规范》和已有工艺经验确定存储量和存储环境。在运输方式不确定的情况下,取所有运输方式中的最大设计值作为物料存储量。例如丙烷和氨等原料管道输送和公路运输的存储天数为 7~10 d、铁路运输 10~20 d、内河及近海运输 15~20 d、远洋运输 ≥ 30 d,在尽可能排除运输方式的前提下,选择其余运输方式中存储天数最大值 30 d。由此计算的存储单元主要风险物质的存储量和存量参数(OSBL 标准)见表 8,根据各风险物质的存储条件得出存储单元工艺参数如表 9 所示。

表 8 丙烯氨氧化法存储单元存量参数

存量参数	丙烯	氨	丙烯腈
存量/t	15124.03	6134.688	9117.83
VI	1.0	0.7	0.9

表 9 丙烯氨氧化法存储单元工艺参数

工艺参数	$t/^\circ\text{C}$	p/psi	I_t	I_p	PI
丙烯	-47	264.60	0.8	0.50	1.30
氨	50	304.29	0.4	0.50	0.90
丙烯腈	25	14.70	0.2	0.25	0.45

结合表 6 所得的物质参数,进一步计算得出丙烯氨氧化法存储单元指标 $SI=4.48$,因此,总体风险指标 $TI=RI+SI=5.82$ 。

3.2 延伸产业链对整体风险水平的影响

丙烯腈主要用于生产 ABS/SAN 树脂、腈纶、丙烯酰胺、己二腈/己二胺及丁腈橡胶等,本节将以丙烷一步法的计算结果为基础,进一步延伸其产业链,设计 10 万 t/a 规模的丙烯酰胺装置,以考察延伸产业链对整体风险水平的影响。目前世界上生产丙烯酰胺的主要方法仍然是催化水和法。丙烯腈和水在铜催化剂存在下,在 85~125 $^\circ\text{C}$ 、0.3~0.4 MPa 下直接水合成丙烯酰胺,反应一次转化率为 80% 左右。该方法的丙烯酰胺水合产品纯度高,可直接作为产

品出售。

3.2.1 反应单元风险指标计算

丙烷一步法生产的主要产品丙烯腈用于进一步与水反应生成丙烯酰胺水溶液,其中水和丙烯酰胺的水溶液的物质参数(易燃性、易爆性、毒性)均为 0。丙烯腈作为产品,小时存量为 10.37 t,因此存量参数 $VI=0.1$,物质参数 $MI=1.55$,工艺参数如表 10 所示。

表 10 反应单元工艺参数

工艺参数	$t/^\circ\text{C}$	p/psi	$y/\%$	$h/(\text{J}\cdot\text{g}^{-1})$	PI
工艺条件	88~125	44.1~58.8	80	2462	
分值	0.2	0.1	0.2	0.8	1.3

得出丙烯腈水合生产丙烯酰胺的反应单元风险指标为 0.20,结合丙烷一步法的反应单元风险指标分值 0.94,二者相加得到产业链反应单元风险指标 $RI=1.14$ 。

3.2.2 存储单元风险指标计算

存储单元存量参数如表 11 所示,存储单元工艺参数如表 12 所示。

表 11 存储单元存量参数

存量参数	丙烷	氨	丙烯腈	丙烯酰胺
存量/t	12592.95	4862.99	995.31	8333.33
VI	1.00	0.60	0.30	0.90

表 12 存储单元工艺参数

工艺参数	$t/^\circ\text{C}$	p/psi	$I_t/^\circ\text{C}$	I_p/psi	PI
丙烷	-42.00	264.60	0.8	0.50	1.30
氨	50.00	304.29	0.4	0.50	0.90
丙烯腈	25.00	14.70	0.2	0.25	0.45

计算得出丙烷一步法延伸至存储单元风险指标 $SI=3.79$ 。延伸产业链后的总体风险指标 $TI=RI+SI=4.93$ 。

由表 13 分析可知,丙烷一步法延伸产业链至丙烯酰胺后,由于增加了反应步骤,反应单元的风险指标上升了 21.28%,同时,由于大部分丙烯腈的用途从主要产品变为中间产品,存储要求相应降低,存储单元风险指数降低 9.98%,综合整体风险水平下降了 4.27%。可见,采取适当的产业链延伸方法,将高风险的产品进一步加工转化为低风险产品,可在一定程度上有效降低整体风险值。

表 13 不同产业链风险指标情况

产业链风险指标	RI	SI	TI
丙烷→丙烯腈	0.94	4.21	5.15
丙烷→丙烯腈→丙烯酰胺	1.14	3.79	4.93
增幅/%	21.28	-9.98	-4.27

4 结论

通过对丙烯腈实证分析得出,氰乙醇法、丙烯法、丙烷一步法和丙烷两步法对比,风险值排序专家预测排序一致,说明该系统具有合理性。丙烷一步法和丙烷两步法对比,两步法的风险更高,说明某些反应步骤的增加会导致整体产业链风险增加。所有产业链产生的丙烯腈进一步生产丙烯酰胺,总体普遍降低,说明可以通过延长产业链、将高危产品转化为低危产品的方法降低整体产业链风险。

参考文献

- [1] Adu I K, Sugiyama H, Fischer U, *et al.* Comparison of methods for assessing environmental, health and safety (EHS) hazards in early phases of chemical process design[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2008, 86(2): 77-93.
- [2] Kletz T A. *Plant design for safety: A user-friendly approach* [M]. Washington: Hemisphere Publishing Corporation, 1991.

(上接第 211 页)

量沿程分布特点。注水量呈现“U”型分布,跟端的注入压力随着水平井段沿趾端方向降低。

(3) 同样考虑井筒摩阻影响,模拟预测了非均质储层调剖前后水平注入压力与注入量的分布特点。每一个井段内的注水量仍然呈现“U”型分布的趋势,但是具体形态取决于井段长度、井段位置、临近井段地层渗透率大小等因素的共同作用。调剖后水平井段注入压力明显高于调剖前,各段注入水量差距变小,吸收剖面更均匀。

参考文献

- [1] 李华斌,赵化廷,赵普春,等.中原高温高盐油藏疏水缔合聚合物凝胶调剖剂研究[J]. *油田化学*, 2006, 23(1): 50-53.
- [2] 张兵,蒲春生,于浩然,等.裂缝性油藏多段塞凝胶调剖技术研究及应用[J]. *油田化学*, 2016, (1): 46-50.
- [3] 刘想平.底水驱油藏水平井三维稳态解产能公式[J]. *石油天然气学报*, 1998, (1): 54-58.
- [4] 黄学军,崔桂香,周海兵.水平井变质量管内流动损失的数值研究(二):多支管流动[J]. *石油钻采工艺*, 2000, 22(3): 50-53.

- [3] Rahman M, Heikkilä A M, Hurme M. Comparison of inherent safety indices in process concept evaluation[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2005, 18(4): 327-334.
- [4] Bollinger R E, Crowl D A. *Inherently safer chemical processes: A life cycle approach* [M]. Wiley-AIChE, 1997.
- [5] Kletz T A. Inherently safer plants [J]. *Plant/Operations Progress*, 1985, 4(3): 164-167.
- [6] Edwards D W, Lawrence D. Assessing the inherent safety of chemical process routes: Is there a relation between plant costs and inherent safety? [J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 1993, 71(B4): 252-258.
- [7] Heikkilä A M, Hurme M, Järveläinen M. Safety considerations in process synthesis [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 1996, 20: S115-S120.
- [8] Koller G, Fischer U, Hungerbühler K. Assessing safety, health, and environmental impact early during process development [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2000, 39(4): 960-972.
- [9] Palaniappan C, Srinivasan R, Tan R. Selection of inherently safer process routes: A case study [J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2004, 43(5): 641-647.
- [10] Palaniappan C, Srinivasan R, Tan R. Expert system for the design of inherently safer processes. 1. Route selection stage [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2002, 41(26): 6698-6710.
- [11] Lees F P. *Loss prevention in the process industries* [M]. Butterworths, 1980.
- [13] King R. *Safety in the process industries* [M]. Netherlands: Elsevier, 2013. ■

- [5] 刘想平,蒋志祥,江如意,等.水平井筒内压降对水平井向井流动态关系的影响[J]. *石油钻采工艺*, 2000, 22(1): 42-45.
- [6] 张雷.关于水平井注水管柱的受力分析[J]. *中国新技术新产品*, 2012, 19(1): 144.
- [7] 谢昆,俞理,董汉平,等.无限导流水平井动态压力分布研究[J]. *科学技术与工程*, 2012, 12(31): 8201-8204.
- [8] 刘承杰.复杂流体边界油藏注水井井底压力响应特征研究[J]. *钻采工艺*, 2011, 34(1): 36-38.
- [9] 裴承河,陈守民,陈军斌.分层注水技术在长 6 油藏开发中的应用[J]. *西安石油大学学报:自然科学版*, 2006, 21(2): 33-36.
- [10] 朱平.复合交联聚合物凝胶调剖体系在杨家坝油田杨 10-3 井组的应用[J]. *油气地质与采收率*, 2007, 14(5): 95-97.
- [11] 曹伟佳,卢祥国,闫冬,等.海上油田深部调剖组合方式实验优选[J]. *中国海上油气*, 2018, 30(5): 107-112.
- [12] 郑俊德,魏兆胜,陈家琅,等.水平井有杆泵抽油井井筒压力分布预测方法[J]. *油气田地面工程*, 1995, 14(5): 6-7.
- [13] 刘慈群,杨玠.水平井瞬时压力动态分析[J]. *石油学报*, 1991, 20(3): 76-82.
- [14] 李保柱,宋文杰,纪淑红,等.水平井水平段压力分布研究[J]. *石油学报*, 2003, 24(3): 97-100.
- [15] 陈洪,张三辉,储玉宝,等.高温高盐油藏用疏水缔合聚合物凝胶调剖剂研制与应用[J]. *油田化学*, 2004, 21(4): 343-346. ■