

天然气生物脱硫工艺评述

陈赓良

中国石油西南油气田公司天然气研究院, 四川 成都 610213

摘 要:以 S-P 法为代表的生物脱硫工艺本质上属于氧化还原法脱硫类型。与工业上常用的 Stretford 法和 Lo-Cat 法工艺相比,生物脱硫装置基本上不存在溶液发泡及设备堵塞问题。由于受到再生速率的限制,S-P 法生物脱硫工业装置的设计硫容一般均低于 0.2 kg/m^3 。但即使在较低的硫容下运行,再生时副产硫酸盐的质量浓度仍可能高达 5%。因此,生物脱硫工艺较适合应用于对 H_2S 和 CO_2 净化度要求不很高的常压生物能源气体,这是当前气体净化工艺的一个重要发展动向。

关键词:生物脱硫;硫杆菌;氧化还原法;Stretford 法;Lo-Cat 法;络合铁法

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2015.03.008

0 前言

生物脱硫(BDS)是指在常温常压的温和反应条件下,利用特殊需氧、厌氧微生物(菌种)的催化作用,在人为控制条件下将原料中的 H_2S 或有机硫化化合物转化为元素硫或硫酸盐的一种工艺过程。由于全球能源供应紧张、排放标准日益严格,生物脱硫工艺的技术开发受到普遍重视。

当前,生物脱硫工艺的应用涉及煤炭、原油及油品加工,炼厂废气处理,天然气、地热气及生物燃气净化等诸多化石能源与新型能源领域,并在化工、造纸和采矿等工业中也有应用,故生物脱硫被誉为 21 世纪最有发展前景的脱硫新工艺。

1 发展历程

早在 1887 年俄罗斯 Winogradsky 就发现了某些微生物具有将硫化物氧化为元素硫的能力。1950 年代 Leathen 等首次从煤坑污水中分离出以硫化氢为营养源的氧化亚铁硫杆菌(T. F),Baalsrud 等发现了硫杆菌属的脱氮硫杆菌(T. D),随后又发现了同样具有生物脱硫能力的排硫硫杆菌(T. T),这 3 种化能自营养型硫杆菌的发现及成功分离奠定了油气工业生物脱硫工艺技术开

发的基础^[1-2]。1994 年美国气体研究院(GRI)与联邦能源部合作,联合开发了天然气脱硫专用的混合菌群,其商标名称为 BIODSULF。该菌群至少由 4 种硫酸盐还原菌/硫化物氧化菌(NRSOB)组成,其功能与 T. D 菌很相似,其特点是 BIODSULF 工艺可以在无氧的条件下运行,但该混合菌群至今尚未见工业应用的报导^[3]。

虽然 Paneray 在 1957 年就申请了利用土壤微生物脱除废气中 H_2S 的美国专利,但直到 1984 年日本钢管公司京滨制作所的 2 套处理尾气中 H_2S 的 Bio-SR 法生物脱硫装置投入运行,生物脱硫工艺才首次在气体净化工业中得到应用。Bio-SR 法工艺利用 T. F 菌的氧化作用在吸收塔内将 H_2S 氧化为元素硫,分离回收硫后的脱硫溶液泵入生物反应塔再生,在 T. F 菌作用下将 Fe^{2+} 氧化为 Fe^{3+} 。反应在常压、温度约为 30°C 、pH 值为 2.0 ~ 2.5 的较强酸性条件下进行,故脱硫溶液的硫容量甚低,且对设备材质要求很高,因而此工艺目前在工业上很少应用。我国江苏工业学院等单位也曾对将此工艺应用于天然气脱硫开展过实验室研究,但因受到气液传质速率的限制,未进一步开展中试研究^[4]。

由荷兰 Paques 公司开发的(专利的)气体生物脱硫是目前处理含硫废气、工业含硫气体或尾气最具发展潜

收稿日期:2015-02-27

作者简介:陈赓良(1940-),男,上海人,教授级高级工程师,主要从事天然气处理与加工方面的研究工作。

力的新工艺。1993 年该工艺开始用于脱除以沼气为主的生物气体 (biogas) 中的 H_2S , 现已在欧洲、美洲和亚洲的很多国家推广。1996 年 Paques 公司与 Shell 石油公司合作, 并在德国 Grossenknetenr 的 BEB 天然气净化厂建立了处理规模为潜硫量 20 kg/d 的中试装置, 经长期验证试验后将该工艺扩展运用到处理高压天然气, 称之为 Shell-Paques (S-P) 工艺。同时, Paques 公司还与 UOP 公司共同开发了一系列处理炼厂酸性气体、克劳斯装置尾气、废碱液和含硫 LPG 的生物脱硫工艺, 称之为 Thiopaq 工艺, 并已全部投入工业应用^[5]。S-P 工艺与 Thiopaq 工艺虽然都使用以 T. D 菌为主的混合菌群, 但两者在流程、设备及操作条件等方面均有所区别, 实际上应视为两种不同的生物脱硫工艺, 本文主要讨论适用于高压天

然气脱硫的 S-P 工艺及其工业应用。

2002 年 12 月, 全球第 1 套采用 S-P 工艺的大型高压天然气生物脱硫工业装置在加拿大 Calgary 的 Bantry 天然气净化厂投产, 该厂处理由 9 个气田集输而来的含硫天然气。2004 年 12 月, 美国 Texas 的 Teague 天然气净化厂投产, 该厂处理东 Texas 所产的低含硫、高 $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ 天然气, 设计处理量 $169 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ (2 套), 而原料气压力则高达 8.2 MPa (表 1)。这 2 个大型净化厂的顺利投产并稳定运行证实了生物脱硫应用于高压天然气的可靠性与稳定性, 并为 S-P 工艺在天然气工业的推广应用积累了丰富的经验。尽管 Paques 公司称还有 2 套处理天然气的 S-P 工艺工业装置正在建设之中, 但迄今未见有关新装置投产的报道。

表 1 2 套工业装置的主要设计及实际操作参数

工业装置	原料气处理量 / ($10^4 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)		原料气压力 /MPa		原料气温度 / $^{\circ}\text{C}$		原料气 H_2S 含量 $\varphi / 10^{-6}$		原料气 CO_2 含量 $\varphi / (\%)$		净化气 H_2S 含量 $\varphi / 10^{-6}$		硫黄产量 / ($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	
	设计值	实际操作值	设计值	实际操作值	设计值	实际操作值	设计值	实际操作值	设计值	实际操作值	设计值	实际操作值	设计值	实际操作值
加拿大 Bantry 净化厂	32.2	15.0	0.59	0.28	4	4	2 020	475	2.5	—	≤ 4	≤ 4	0.9	0.1
美国 Teague 净化厂*	169	132	9.8	8.2	21	21	1 750	720	3.5	—	≤ 4	1	4.0	1.25

* 该厂设计为 2 套处理量相同的平等装置以减小常压再生设备的体积。

2008 年在美国 Illinois 州南部一个小油田投产了 1 套以 S-P 工艺脱除伴生 (套管) 气中 H_2S 的常压脱硫装置。该装置由 NATCO 公司设计, 所处理原料气中 H_2S 浓度达到 4%, 但处理量仅 $20\,000 \text{ m}^3/\text{d}$, 潜硫量为 1.2 t/d , 经处理后的净化气进一步以冷冻法回收其中的 LPG。由于原料气 H_2S 浓度甚高, 故该装置的吸收部分采用双塔串联操作, 从而使净化气中 H_2S 浓度降到 15 mg/m^3 以下^[6]。

2 工艺流程与设备

S-P 工艺流程示意图见图 1。由图 1 可见, S-P 工艺流程包括 3 个部分: 脱除原料气中 H_2S 的吸收塔, 脱硫溶液再生并生成硫黄的生物反应器, 和硫黄及工艺废水处理部分。

在吸收塔中, 含 H_2S 原料气在压力下于碱性溶液中被吸收。对于含有烃类的气体, 最好使用塔板/填料塔作为气/液接触塔; 对于低压和不含烃类物质的气体, 则可直接进入生物反应器。溶解的硫化物在生物反应器中被氧化成单质硫。

吸收塔中进行的主要反应 (在原料气压力下):

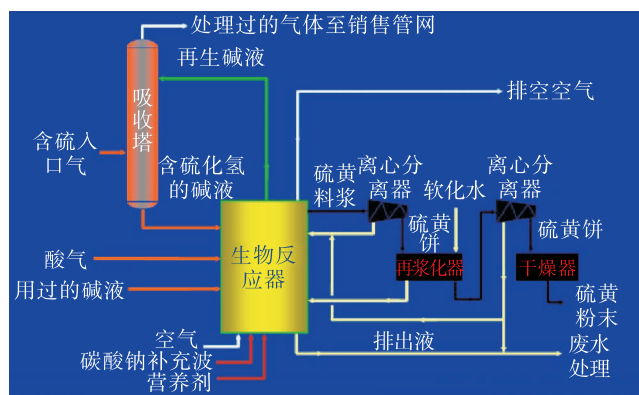
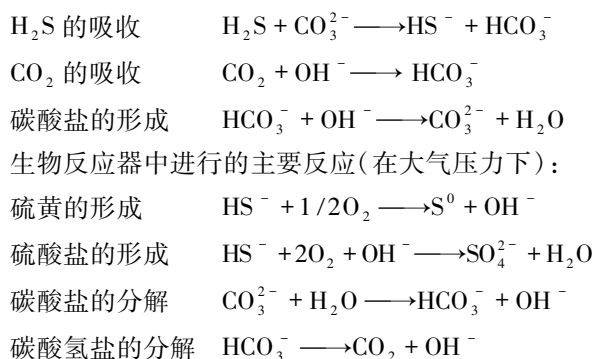
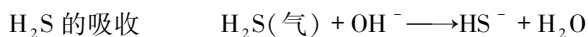


图 1 S-P 工艺流程示意图

美国 Teague 净化厂实际采用的工艺流程是:原料天然气经冷却后进入 Whirllyscrub 型分离器(图2)及凝聚式过滤器除去杂质,然后由底部进入2个(平行的)填料吸收塔,塔内装有约15 m高的聚丙烯鲍尔环填料(图3)。出吸收塔的净化气相继通过常规分离器、Whirllyscrub 型分离器及能脱除粒径约 $1\ \mu$ 颗粒的凝聚式过滤器后离开界区^[7]。出吸收塔富液进入闪蒸罐底部降压闪蒸,闪蒸气经 Whirllyscrub 型分离器及粒子过滤器后进入压缩机。闪蒸罐设置溶液循环泵经常循环溶液以消除脱气溶液中的泡沫,并防止硫黄在闪蒸罐中沉降。

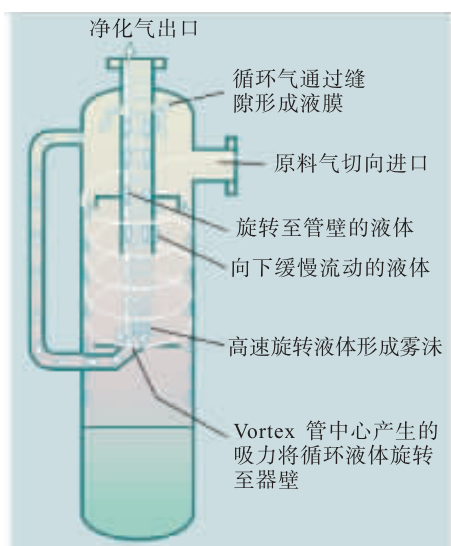


图2 Whirllyscrub 型分离器结构示意图



图3 聚丙烯鲍尔环

出闪蒸罐的溶液经冷却器后进入生物反应器再生。压缩空气、碳酸钠补充液和微生物营养剂均由反应器底部加入。再生好的溶液进入缓冲罐停留一定时间以保证完全释放出其中所含空气后,用Reda高压泵送到脱硫吸收塔顶部;同时分流一股溶液至硫黄沉降罐。以渐进式齿轮泵将沉降罐的硫浆送到离心分离机脱水(图4),脱水后硫黄的质量浓度约65%。滤液则返回系统或直接排放。



图4 硫黄脱水用离心分离机

生物脱硫溶液对普通碳钢有腐蚀,故 Teague 净化厂脱硫装置上所有与溶液接触的部分均用不锈钢、涂层碳钢、塑料或玻璃纤维制作。原料天然气冷却器和分离器都用耐酸碳钢制作。2个设计处理量为 $84.5 \times 10^4\ \text{m}^3/\text{d}$ 的吸收塔高22.5 m,重量约45 t。设计为2个塔是基于重量、造价与操作灵活性等方面的考虑。

3 工业运转经验

1)与微生物固定在一定区域内基体上的其它生化工艺不同,S-P工艺生物脱硫过程中微生物是游离于溶液中,且脱硫溶液在24 h运转周期中需要经历12次常压 $\rightarrow$ 8.2 MPa高压 $\rightarrow$ 常压的反复循环。长期工业运转表明:脱硫微生物可以经受剧烈的压力变化而不影响其脱硫性能。

2)当原料气中 CO_2 含量 φ 高达4%时,由于 $\text{Na}_2\text{CO}_3 - \text{NaHCO}_3$ 良好的缓冲作用,仍能保持脱硫溶液pH值稳定,并保证净化气 H_2S 含量 φ 降到 $6\ \text{mg}/\text{m}^3$ 以下。当单塔处理量降至 $66 \times 10^4\ \text{m}^3/\text{d}$,原料气 H_2S 含量 φ 降至 702×10^{-6} 时,净化气平均 H_2S 含量 φ 降至 $1.5\ \text{mg}/\text{m}^3$,从而表明脱硫菌种的性能相当优越。

3)由于生物硫黄良好的亲水性,只要采取适当的措施,S-P生物脱硫工艺基本上不存在络合铁法工艺常见的溶液发泡和设备堵塞问题。在运转过程中,必须经常以连续或间歇方式从脱硫溶液中除去产品硫黄,维持溶液中硫黄质量浓度为0.6%~0.8%的低水平可以改善操作并降低溶液的发泡倾向。同时,在闪蒸罐、缓冲罐和生物反应器出口管汇处等容易发生硫沉积的地方,在所有工况条件下均应仔细观察管道中溶液的流速。闪蒸罐宜采用立式,缓冲罐应采用锥形底部。

4)设备的选型、整改与装置的稳定运行密切相关。Teague净化厂投产初期即发现吸收塔有较强烈的发泡现象,并导致净化气不合格。扫描结果发现在高负荷操作条件下,脱硫溶液滞留的区域即成为泡沫形成并堆积的区域。因此,吸收塔顶部与中部的再分配塔盘上的滞留液体就成为泡沫起源,上升气流夹带着泡沫沿填料层

向上发展,最终导致强烈雾沫夹带或冲塔(图5)。随后对吸收塔内构件进行整改,拆除再分配塔盘,并在此空间放置填料。经此整改后,吸收塔阻力降明显改善, H_2S 净化度也迅速降至 6 mg/m^3 以下。

5) Teague 净化厂的吸收塔原设计用不锈钢制作,后因交货工期问题而改为内涂层碳钢,运转结果表明此材质完全能满足工艺要求,装置上所有不锈钢管道与部件均未发现腐蚀,涂层碳钢制作的闪蒸罐也运行良好。但吸收塔内喷嘴喉道及连接法兰面上的涂层则存在较严重的脱落现象。因此,涂层系统的表面处理与应用必须格外谨慎,并严格执行 NACE 规定的卸压程序以便渗透气体析出。喷嘴表面及喉道宜用不锈钢或不锈钢衬里;在容器入口处及安装塔的内构件时应采用必要措施以保护涂层不受机械损伤。宜用软性材料垫圈替代金属垫圈。脱硫装置低压部分操作稳定,表明用玻璃钢和热塑性塑料作为结构材料是合适的。

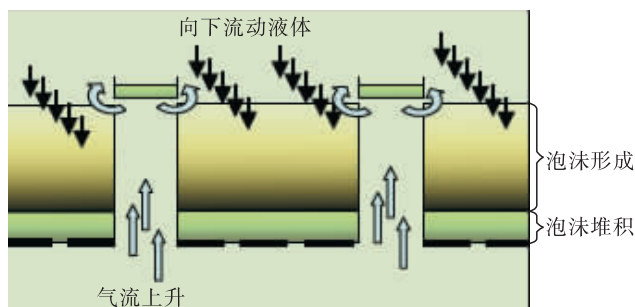


图5 气体与液体通过再分配塔盘示意图

6) 原料气预处理十分关键,上游夹带而来的油田化学药剂、重烃和固体颗粒进入脱硫溶液皆会大大增加其发泡倾向。预处理也应包括原料气的烃露点控制,应随时根据原料气分析数据,利用 HYSYS 软件进行烃露点预测。隔离液宜采用甘醇类,其良好的水溶性不会引起脱硫溶液发泡。补充水质量必须得到保证,这也是引起溶液发泡的重要影响因素。^[7]

4 生物反应器及生物硫黄

4.1 生物反应器

就本质而言,S-P 法生物脱硫工艺属于氧化还原法脱硫类型。在吸收塔内通过碱液吸收将原料气中 H_2S 转化为 HS^- 的过程,与其它氧化还原法工艺完全相同,主要技术关键是在硫杆菌催化下进行溶液再生并生成硫黄。生物反应器的设计与操作^[5]。根据其处理容量(潜流量)大小,生物反应器可以设计为固定膜型式或气升循环型式。无论采用何种方式,硫杆菌都必须附着在支撑介质上以保证微生物保留在反应器内而不会进入排放液中。S-P 工艺采用的好氧型气升循环式(Circox)反应器是 Paques 公司专利产品,其结构见图6。

当处理潜流量范围为 $0.2 \sim 20\text{ t/d}$ 时,生物反应器的高度范围为 $7.6 \sim 27.4\text{ m}$ 。反应器内筒为提升管,当压缩空气通过提升管上行时,在内筒周围产生循环气流以确保反应器内气-固接触良好。反应器顶部设计为三相分离器,脱硫溶液与产品硫黄的有效分离使硫杆菌均保留在反应器中,补充量约为 $5\% \sim 10\%$ 。生物反应器为一个封闭系统,故现场没有异味,且排放易于控制。

4.2 主要工艺参数

脱硫溶液的氧化还原电位、电导率、pH 值和温度是 S-P 法生物脱硫装置最重要的工艺参数。氧化还原电位与生物反应器中的硫化物浓度有关,它通过变频风机频率控制对再生空气量进行调节,以电导率(或总盐浓度)控制生物反应器的补充水量。如果电导率太高,则表明需要增加补充水量,并增加排放液量,从而降低脱硫溶液的总盐浓度。通过碱液补充量调节脱硫溶液的 pH 值,加拿大 Bantary 天然气净化厂采用质量浓度 $\rho 50\%$ 的氢氧化钠溶液作为补充液。

通过在线仪表连续监测上述参数值,并采用一个控制回路将这些参数值控制在一定范围内(表2)。定期取样分析系统中硫化物种类、营养物和固体浓度。需要定期从系统中排出一定量的脱硫溶液以减少反应副产品在系统中的积累,同时补充供应反应器的营养物。反应器内的硫杆菌适应性强,操作弹性大,能很快适应进料组分变化并从波动条件恢复正常,故整个工艺操作相当稳定。

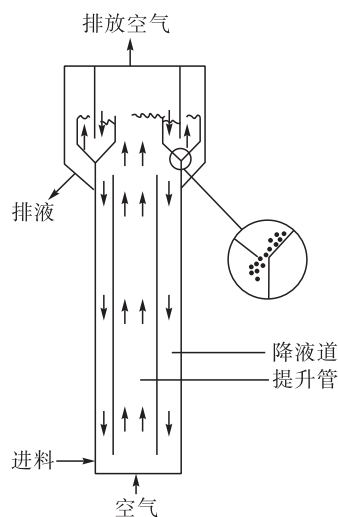


图6 好氧型气升循环式(Circox)反应器结构示意图

表2 主要工艺参数及其控制范围

参数名称	控制指标
pH 值	8 ~ 9
电导率 / ($\text{mS} \cdot \text{cm}^{-1}$)	50 ~ 55
电位 / mV	-360 ~ 400
生物反应器溶液温度 / $^{\circ}\text{C}$	28 ~ 42

4.3 生物硫黄及其分离回收

与常见的在 V^{5+} 或 Fe^{3+} 催化下进行再生的 Stretford 法(改良 A. D. A 法)、Lo-Cat 法(络合铁法)等液相氧化还原工艺相似,S-P 法生物脱硫工艺所用硫杆菌细胞色素中同样存在具有催化功能的 Cu^{2+} 和 Fe^{3+} 离子^[8]。Stretford 法和 Lo-Cat 法工艺在 HS^- 氧化为 S^0 过程中生成疏水性元素硫,而 S-P 法生物脱硫工艺再生过程中则生成亲水性元素硫。Stretford 法和 Lo-Cat 法生成的元素硫在大量通入再生空气的情况下形成泡沫硫(硫溶胶)上浮至再生器上部排出。在自循环式 Lo-Cat II 工艺中,通过加入特殊的表面活性剂使泡沫硫转化为标准斜方型单质硫晶体沉降于再生器底部排出。在运转过程中,夹带于脱硫溶液中的疏水性泡沫硫或单质晶体硫,均容易导致溶液发泡及设备堵塞。然而,夹带于 S-P 法脱硫溶液中的亲水性生物硫黄在溶液中的沉降速度较快,且堆积密实,粒度为 $5 \sim 20 \mu$ 的颗粒约占总量 80%,适中的粒度和良好的亲水性使得生物脱硫装置基本不存在溶液发泡及设备堵塞问题。但与克劳斯硫黄相比,未经处理过的生物硫黄纯度较低,这是由于副产的硫酸盐及微生物粘附在硫黄颗粒表面的缘故。

离开再生器的脱硫溶液中元素硫质量浓度约为 10 kg/m^3 ,此溶液进入沉降罐或沉降池分离出元素硫质量浓度约为 10% 的硫浆。按不同现场条件,Paques 公司提出 3 种处理硫浆的方法^[9]:

1)连续地以离心机对硫浆进行脱水,制得元素硫质量浓度约 65% 的硫饼,脱出的水作为生物反应器补充水。硫黄纯度约为 95%~98%,其余的 2%~5% 为有机物和少量盐,主要是碳酸氢钠和硫酸钠。加拿大 Bantary 净化厂将硫饼作为无害废渣填埋。

2)使用上述相同方法,增加再浆化器除去附着在硫颗粒上的可溶性盐。然后再次用离心机脱水制得元素硫质量浓度约 65% 的硫饼,而此硫饼中硫黄纯度达 99%。洗涤水同样返回生物反应器作补充水。这种硫饼适合于加入到已有的克劳斯法装置液硫池中,但其应用范围很窄。

3)将硫浆直接送入熔硫炉,生产纯度超过 99.9% 的优质商品硫。水相部分送回生物反应器作补充水,产生的固体杂质则作为无害废渣填埋。

5 结论与认识

1)S-P 法生物脱硫工艺本质上属于氧化还原法类型。后者是气体净化工艺中除醇胺法外最重要的一类脱硫工艺,除天然气工业外,在炼油、化工、化肥、生物能源等工业也有广泛应用。其特点是脱硫过程中同时生成硫黄,且具有比醇胺法工艺更高的 H_2S 净化度,通常

很容易达到 6 mg/m^3 的民用天然气标准。

2)从技术经济角度分析,脱硫工艺选择除了与操作压力、 CO_2/H_2S 比、重烃及有机硫含量等因素有关外,也与原料气中潜硫含量以及是否要求回收硫黄这两个因素密切相关。1990 年代,美国气体工艺研究院(GTI)资助的一项专题研究表明,与常用的 Stretford 法和 Lo-Cat 法工艺相比,以 S-P 法为代表的生物脱硫工艺的主要特点是基本上不存在溶液发泡及设备堵塞问题。

3)当前已工业化的氧化还原法中硫容最高的是 Lo-Cat 法,但其设计硫容一般不超过 0.3 kg/m^3 。同样属于氧化还原法类型的 SulFerox 法工艺,将络合铁溶液中铁离子质量浓度提高至 4%,但并不能明显改善硫容。对生物脱硫工艺而言,提高硫容的“瓶颈”在于其相对较缓慢的再生速率。气升式反应器的实验室研究表明,其处理 H_2S 的最高负荷为 $0.246 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$;同时,即使在设计硫容低于 0.2 kg/m^3 的条件下运行,再生时副产硫酸盐的质量浓度仍可能高达 5%。

4)从文献报导的 2 套 S-P 法大型生物脱硫工业装置的运转经验分析可知以下问题值得重视:原料天然气必须经严格预处理,否则会造成溶液发泡等诸多操作问题;改进后的新流程已经不设沉降罐;填料吸收塔的内构件必须精心设计,否则会造成严重的硫堵塞问题;必须重视高、低压不同部位的材质选择。

5)化能自养型生物脱硫工艺按其脱硫过程可分为单阶段与两阶段两种类型。单阶段脱硫过程中 H_2S 的脱除与元素硫的生成结合在同一个反应器中进行,工艺流程简单,设备投资和操作成本均较低。但此类生物脱硫工艺较适合应用于对 H_2S 和 CO_2 净化度要求不很高的常压生物能源气体,这是当前气体净化工艺一个重要的发展动向,且 Paques 公司已经积累了较丰富的经验。

参考文献:

- [1] 徐波,何金龙,黄黎明,等. 天然气生物脱硫技术及其研究进展[J]. 天然气工业,2013,33(1):116.
Xu Bo, He Jinlong, Huang Liming, et al. Biodesulfurization in Natural Gas Sweetening Process and Its Research Progress [J]. Natural Gas Industry, 2013, 33(1): 116.
- [2] 蒲万芬,胡佩. 酸性气体中硫化氢的微生物脱除方法[J]. 天然气工业,2005,25(3):166.
Pu Wanfen, Hu Pei. Method to Remove Hydrogen Sulfide from Sour Gas by Microorganisms [J]. Natural Gas Industry, 2005, 25(3): 166.
- [3] 易成高,于寒颖,赵欢,等. 石油和天然气生物脱硫技术分析和展望[J]. 石油化工,2010,39(6):681.
Yi Chenggao, Yu Hanying, Zhao Huan, et al. Technique Analy-

- sis and Prospect of Biologic Desulphurization Process for Crude Oil and Natural Gas [J]. Petrochemical Technology, 2010, 39(6): 681.
- [4] 张庆国, 赵会军, 班兴安, 等. Bio-SR 工艺用于天然气脱硫的研究[J]. 天然气化工, 2008, 33(1): 43.
- Zhang Qingguo, Zhao Huijun, Ban Xingan, et al. Study on the Bio-SR Process for Natural Gas Desulfurization [J]. Natural Gas Chemical Industry, 2008, 33(1): 43.
- [5] Cline C, Hoksberg A, Abry R, et al. The Shell-Paques/Thio-paq Gas Desulfurization Process [C]//Paper Presented at the Proceedings of Laurence Reid Gas Conditioning Conference, 23 - 26 Feb 2003, Norman, Oklahoma, USA. Norman: OU Outreach, 2003.
- [6] Lanning A, O'Brien M, Mirdadian D, et al. Turning Sour Gas-inghead Gas into Profits Using Shell-Paques Bio-Desulfurization [C]//Paper Presented at the 58th Annual Laurence Reid Gas Conditioning Conference, 24 - 27 Feb 2008, Norman, Oklahoma, USA. Norman: OU Outreach, 2008.
- [7] O'Brien M, Wentworth C, Lanning A, et al. Shell-paques Bio-desulfurization Process Directly and Selectively Removes H_2S From High Pressure Natural Gas-Start-up Report [C]//Paper Presented at the 57th Annual Laurence Reid Gas Conditioning Conference, 25 - 28 Feb 2007, Norman, Oklahoma, USA. Norman: OU Outreach, 2007.
- [8] Steudel R. Mechanism for the Formation of Elemental Sulfur from Aqueous Sulfide in Chemical and Microbiological Desulfurization Processes [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1996, 35(4): 1417 - 1423.
- [9] 陈贻良, 常宏岗. 配方型溶剂的应用与气体净化工艺的发展动向 [M]. 2 版. 北京: 石油工业出版社, 2009: 200.
- Chen Gengliang, Chang Honggang. Application of Formulated Solvent and Development of Gas Purification Technology [M]. 2nd ed, Beijing: Petroleum Industry Press, 2009: 200.

长庆新安边发现我国首个亿吨级大型致密油田

据悉,连续多年在油气勘探开发中取得重大突破的长庆油田,以提交 1×10^8 t 致密油探明地质储量为标志,在陕北姬塬发现了我国第一个亿吨级大型致密油田——新安边油田,为长庆油田年 $5\,000 \times 10^4$ t 稳产进一步夯实了资源基础。

致密油是指夹在或紧邻优质生油层系的致密储层中,未经过大规模长距离运移而形成的石油聚集。鄂尔多斯盆地致密油资源丰富,具有很大的勘探开发潜力,但与以往开发的特低渗、超低渗油藏相比,其成藏机理更复杂、孔喉更细微、填隙物含量更高、勘探难度更大。

近年来,油气当量以 500×10^4 t/a 速度增长的长庆油田,把勘探目标适时投向了更加隐蔽的致密油藏区域和层位,积极加大致密油地质理论及工程技术联合攻关力度,通过精细刻画烃源岩时空分布、首提“朵体+水道”沉积模式及“二元法”裂缝预测技术的应用等致密油勘探开发技术攻关,为正确认识鄂尔多斯盆地的致密油藏及致密油勘探甜点的优选、储层评价、水平井开发技术政策的合理制定、压裂方式的选择提供了宝贵的地质依据,促使鄂尔多斯盆地的致密油勘探取得重大突破。

在勘探取得重大成果的基础上,长庆油田坚持勘探开发一体化不动摇,加大致密油开发试验力度。从 2011 年开始,通过建立 3 个致密油水平井体积压裂试验区和 3 个致密油规模开发试验区,致密油单井产量显著提高,先后创新突破了四项关键技术和三维水平井钻井、“三品质”测井评价等系列配套技术,推动了致密油“资源向储量、储量向产量、产量向效益”的重大转变,对国内同行业致密油的科学勘探开发,发挥了很好的示范和引导作用。

特别是 2013 年以来,长庆油田在石油预探评价不断深化储层微观特征及成藏机理研究的基础上,及时优选姬塬致密油勘探为甜点区,连续在 40 余口井的勘探中获得工业油流,从而使具有 1×10^8 t 探明储量的致密油规模储量落地“入仓”。

截至 2015 年 5 月 25 日,长庆油田在试验区坚定“水平井+体积压裂”攻关理念,共完钻水平井 366 口,投产水平井 332 口,日产原油 2 235 t,盆地致密油累计建成产能突破 100×10^4 t,年生产能力达到 70×10^4 t。

(周舟 摘自《中国石油报》)