

Influence Factors Analysis of Electric Desalting System Running Smoothly on 4.5 Million t/a Atmospheric-Vacuum Distillation Unit

Qingzhou Qu, Minghai Lu, Shichuang Yan, Gang Shi

PetroChina Dalian Petrochemical Company, Dalian
Email: dianerliu@yahoo.com.cn

Received: Jun. 14th, 2012; revised: Jul. 16th, 2012; accepted: Jul. 23rd, 2012

Abstract: Through to the 4.5 M t/a Atmospheric-Vacuum Distillation unit in the PetroChina Dalian Petrochemical Company (hereinafter referred to as the Two Distillation unit) effects of electric desalting effect factors one by one to expand the investigation, targeted on the electric desalting water injection site, backwash mode adjustment and trial model, demulsifier and other measures, so that the electric desalting system operation condition is improved, thereby improving the unit operation stable rate, ensure the safe production of the device.

Keywords: Electric Desalting; The Water Content of Crude Oil; Demulsifier; Water Injection; Backwashing

影响 450 万常减压蒸馏装置电脱盐系统平稳运行因素分析

屈清洲, 卢明海, 颜世闯, 史刚

中国石油大连石化公司, 大连
Email: dianerliu@yahoo.com.cn

收稿日期: 2012 年 6 月 14 日; 修回日期: 2012 年 7 月 16 日; 录用日期: 2012 年 7 月 23 日

摘要: 通过对大连石化公司 450 万常减压蒸馏装置(以下简称二蒸馏装置)影响电脱盐效果的因素逐项展开排查, 针对性地对电脱盐注水部位、反冲洗方式的调整和试用新型号破乳剂等措施, 使电脱盐系统的运行状况明显改善, 从而提高了装置运行的平稳率, 保证了装置的安全生产。

关键词: 电脱盐; 原油含水; 破乳剂; 注水; 反冲洗

1. 前言

随着大庆原油资源的减少, 为保持润滑油和石蜡的正常生产, 目前大连石化二蒸馏装置除主要加工过驳大庆原油外, 还大量加工尼罗、涠洲、米纳斯、卡宾达等石蜡基原油。由于二蒸馏装置初馏塔顶安全阀设计压力仅为 2 kgf/cm^2 , 在掺炼尼罗油或涠洲原油时, 在电脱盐正常注水工况下, 当进装置原油含水过高时, 存在初馏塔顶压力突然升高和电脱盐切水发黑问题。为确保安全生产和环保要求, 只能停止电脱盐注水。尤其 2011 年 8 月份以来, 由于二蒸馏初馏塔

顶压力升高导致停注水的状况非常普遍, 如图 1。

而长期停止电脱盐注水又必然导致原油脱盐效果差, 对蒸馏装置的防腐和后续加工装置及产品质量等会带来不利影响。因此, 在不影响安全生产的条件下, 恢复电脱盐正常注水工作是至关重要的。

2. 二蒸馏电脱盐系统在稳定运行方面存在的问题

2.1. 原油含水量大, 沉降切水困难

二蒸馏装置加工的原油全部在我公司的盐岛 6#、

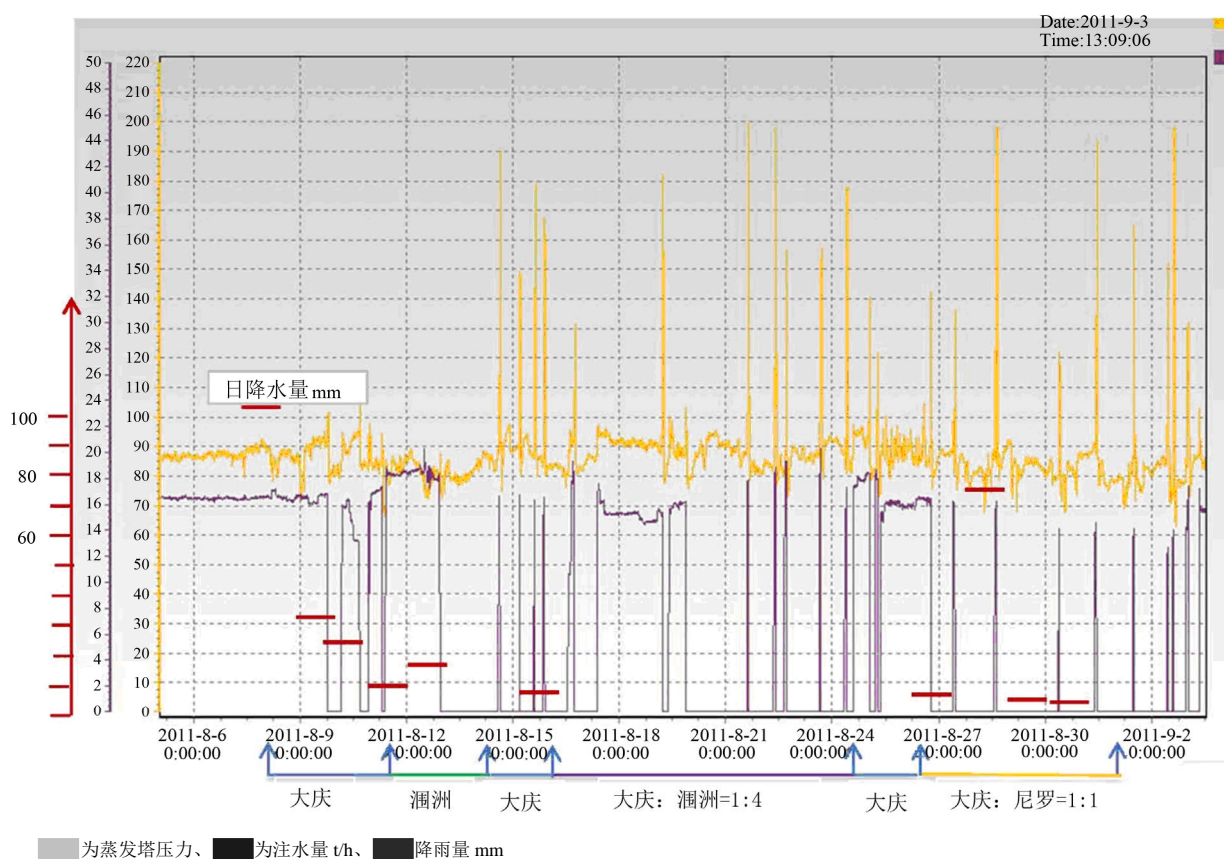


Figure 1. In august the Two Distillation unit distillation tower pressure and electric desalting water situation
图 1. 二蒸馏 8 月份初馏塔顶压力和电脱盐注水情况

7#、8#、9#四个罐沉降，如图 2。

在储存 3 个以上原油品种时，原油沉降时间短，有时来不及沉降就进入二蒸馏装置。另外，还存在 14#进装置原油中间罐叠管漏，雨水随原油进入装置；以及 8#罐加热盘管漏，加热达不到原油储存温度低等问题，更加重了供二蒸馏装置原油含水量大的问题。

从 2011 年 8 月份 Lims 系统查询，原油储罐含水最高达到 2.4%。8 月 28 日和 9 月 8 日在装置入口采到原油含水达到 0.55%。通过电脱盐系统注水量和切水量计算，进装置原油含水量达到 0.7%左右，均超出工艺卡片不大于 0.5%的要求。

不同含水率的原油显微摄影图片如图 3 所示。

酸值较高的尼罗原油(酸值大于 0.35 mg KOH/g)本身含水量高，在罐区脱水不充分时，原油换罐时罐底原油含水高，经原油泵强剪切混合、输送，导致原油乳化，产生顽固乳化液，原油静电脱盐工艺难以有效抑制这种现象^[1]。

2.2. 进口原油含有大量的淤泥，影响电脱盐系统正常运行

大部分油田是利用注水驱动方式开采的，特别是油田的后期生产中，油井出水量可达其产液量的 90%以上，泥沙等机械杂质亦多达 1%~1.5%。加工尼罗原油时，发现电脱盐系统切水含有悬浮物，静置后沉于水底，类似淤泥^[2]。这些淤泥随电脱盐正常切水进入含油污水系统，造成 COD、悬浮物超标，如图 4。可以看出沉降后密度比水大，沉降不完全时，泥渣悬浮于水中，类似“黑墨水”。

这部分“淤泥”沉淀于脱盐罐底部，使罐的空间变小，造成水的停留时间减少，排污水含油量增加，如图 5。

由于电脱盐反冲洗时，电脱盐切水中含有大量油泥，装置外排污水中含油、COD、悬浮物等指标均不合格，对污水厂冲击非常大，为避免对污水厂的冲击，装置从 2010 年 11 月份开始被迫暂时停止电脱盐反冲洗。

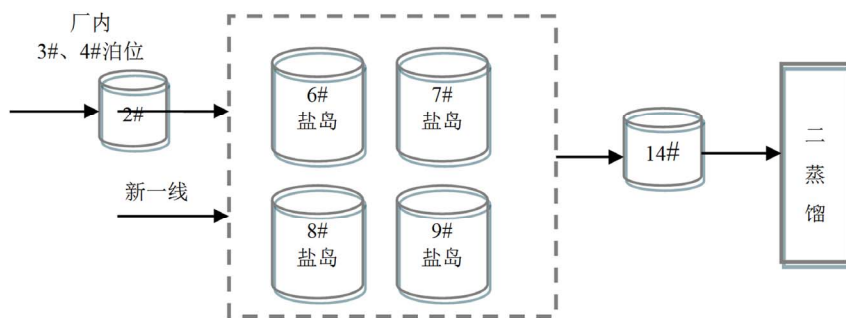
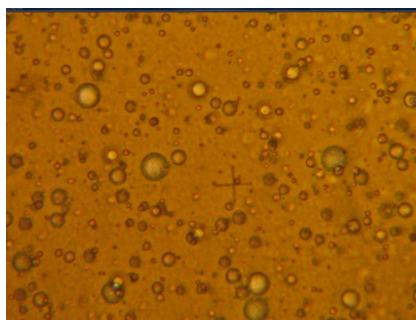
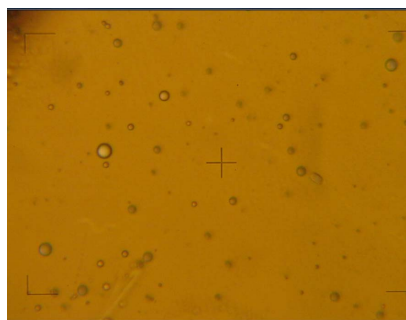


Figure 2. The Two Distillation unit for crude oil storage tank
图 2. 供二蒸馏装置原油储罐



含水 2% 的原油乳液



含水 0.2% 的原油乳液

Figure 3. Effect of water content of crude oil is microscopic photography
图 3. 不同含水率的原油显微摄影图片



Figure 4. The Two Distillation desalting research before the water cutting condition
图 4. 二蒸馏电脱盐攻关前的切水状况



Figure 5. The Two Distillation desalting long time without back-wash tank bottom "silt" serious
图 5. 二蒸馏电脱盐长时间未反冲洗罐底“淤泥”严重

2.3. 电脱盐停止注水，对设备腐蚀加剧

电脱盐系统停止注水，不仅造成脱后含盐超标，同时“ $HCl-H_2S-H_2O$ ”对酸性腐蚀体系蒸馏初馏塔、常压塔、减压塔顶馏出线及相关冷却设备造成不同程度的腐蚀^[3]。

二蒸馏装置初、常顶回流罐有 PH 在线监测，当电脱盐系统停用后 2 小时左右，多次出现回流罐切水 PH 值后由 8~9 下降至 5~6 的现象，这时设备腐蚀开始加剧。图 6 为电脱盐停止注水后回流罐切水 PH 值变化情况。

回流罐切水铁离子含量化验分析数据也显示，加工尼罗原油电脱盐系统停注水时，三项回流罐切水铁离子含量由正常的 3 ppm 以下，上升至 10~30 ppm。

此分析化验结果是在装置大幅提高塔顶缓蚀剂注入量(提高了 25%)后的情况，这也造成装置缓蚀剂消耗上升。

3. 二蒸馏电脱盐系统稳定运行攻关工作内容

二蒸馏加工原油种类繁多，操作切换频繁。第一

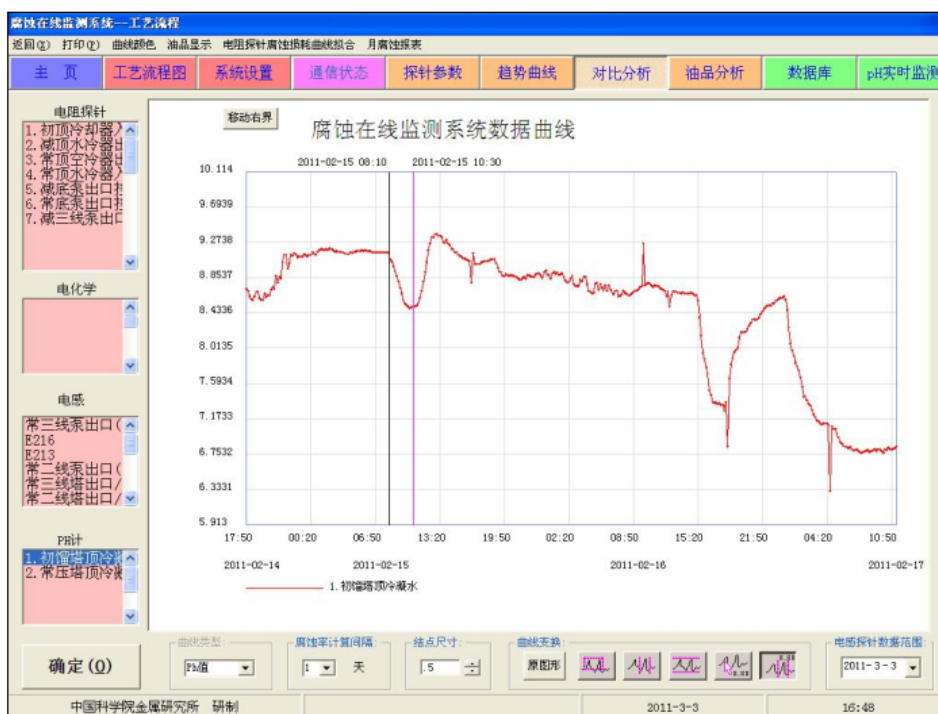


Figure 6. The Two Distillation tower of reflux tank of water cutting in electric desalting water injection is interrupted when PH changes
图 6. 二蒸馏常压塔顶回流罐切水在电脱盐注水中断时 PH 变化

级 $\text{O}3800 \times 18,000$ (切线)电脱盐罐，采用高速电脱盐技术；第二级脱盐 $\text{O}4200 \times 20,000$ (切线)采用对劣质原油适应性强的新型智能响应控制电脱盐技术，如图 7 所示。

1) 主要设备规格:

装置	加工能力 万吨/年	目前主要设备概况(台、具)	
		一级脱盐罐	二级脱盐罐
大连二蒸馏	450	$\text{O}3800 \times 20,000$ 高速	$\text{O}4200 \times 23,000$ 智能

2) 注破乳剂、注水情况:

装置	破乳剂型号	破乳剂注入点	注水来源	注水位置
大连二蒸馏	NS-89A BPR27141	原油泵入口 及二级入口	净化水	二级注水, 二级脱水 回注一级

3) 主要操作条件:

装置	脱盐温度 $^{\circ}\text{C}$	脱盐罐压力 MPa	破乳剂加入量 (ppm)	注水量 t/h	混合压差 kPa
大连二蒸馏	125	0.9~1.4	10~20 (油溶性)	12~18	50~80

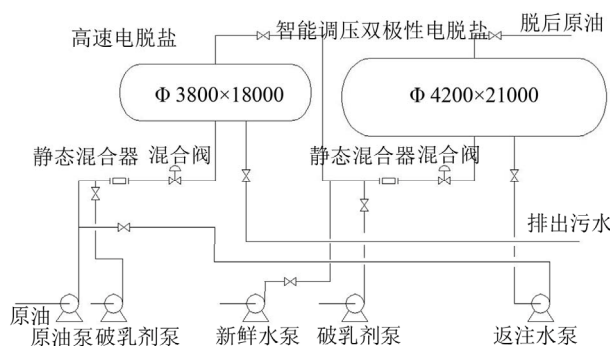


Figure 7. The Two Distillation desalting principle diagram
图 7. 二蒸馏电脱盐原则流程图

4) 反冲洗情况

攻关前大连二蒸馏装置正常情况下规定每天 3 次，每次 3 分钟，为防止对污水场造成冲击，2010 年 11 月份以后进行间断性反冲洗措施。

3.1. 针对影响电脱盐效果的因素逐项展开排查

影响电脱盐运行效果的因素比较多，具体关联因素如图 8。

针对二蒸馏装置电脱盐系统特点，影响脱盐效果的因素主要包括：

1) 电场强度

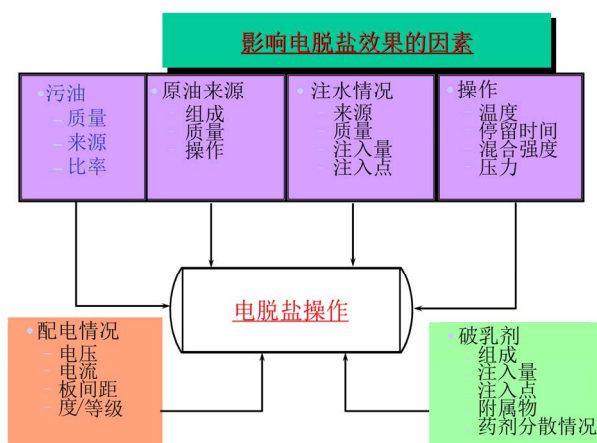


Figure 8. Effect of electric desalting effect factors
图 8. 影响电脱盐效果的因素

- 2) 破乳剂性质及其注入量
- 3) 注水量和水质
- 4) 油水混合强度
- 5) 电脱盐的操作条件：温度、压力
- 6) 原油在电脱盐罐内的分布
- 7) 电脱盐罐油水界面之间乳化层
- 8) 电脱盐罐的冲洗
- 9) 界位控制^[4]

根据现场实际情况和可调整的因素，重点调整工作主要以下几个方面。

3.1.1. 电脱盐注水方式的调整

二蒸馏装置从 2011 年 9 月 21 日开始，调整电脱盐注水部位，由原来的注入二级罐入口改变为注入一级罐入口，二级罐做为缓冲罐。注水量仍保持在 15 吨/小时左右。

3.1.2. 电脱盐反冲洗方式的改变

从 2011 年 10 月 12 日开始，电脱盐罐的反冲洗方式有所改变。原先电脱盐罐反冲洗是直排下水系统，反冲洗时电脱盐排水含有大量污泥，对污水厂造成严重冲击，装置只能停止反冲洗。由于长时间不进行反冲洗，电脱盐罐底部污泥沉积量大，水相沉降空间减小，造成电脱盐正常运行切水时携带油泥，切水发黑，也对污水场造成冲击，严重时只能停止电脱盐注水和切水^[5]。

为解决电脱盐反冲洗对环境造成的影响，经研究从 2011 年 10 月 12 日开始电脱盐反冲洗排水不再直排到下水系统，而是排到临时集水槽中，再被抽到

专用的污油车内，然后转送到有资质的单位进行处理(如图 9)。

截止 2011 年 11 月底，反冲洗的频次如表 1 所列。

由于反冲洗对电脱盐稳定运行的重要性，现阶段这种反冲洗方式将做为常态化工作，约 2 周左右反冲洗一次。

3.1.3. 新型破乳剂的使用

二蒸馏装置电脱盐运行不稳定的重要原因之一就是原油性质变化频繁。由于公司原油储存容积有限，这些原油的品种和混合比例经常变化，造成电脱盐系统操作波动大，因此筛选广谱性强的破乳剂尤为重要。根据破乳剂筛选工作统一安排，从 2011 年 8 月份开始，在公司合格供方名录里筛选破乳剂基础上，引进并试用新型号的油溶性破乳剂，注入量仍为 10~20 ppm，具体型号包括：EC2472A 破乳剂、SXG-321B 破乳剂、HP-2819 破乳剂等^[6]。经过评价，从目前已筛选的破乳剂使用效果看，型号 NS89A 和 BPR27141 的破乳剂针对大庆原油脱盐、脱水效果要好一些，EC2472A 破乳剂针对进口原油广谱性要好一些。



Figure 9. The Two Distillation desalting the backwash mode
图 9. 二蒸馏电脱盐目前反冲洗方式

Table 1. Electrical desaltinger recoil frequency statistics (by the end of November)
表 1. 电脱盐罐反冲洗频次统计表(截止 11 月底)

月	日	反冲时间	反冲水量
10	12	6 小时	302 吨
10	21	4 小时	207 吨
10	29	4 小时	211 吨
11	4	4 小时	208 吨
11	11	4 小时	212 吨
11	23	4 小时	208 吨

3.2. 开展盐岛原油罐区相关工作

1) 增加并罐时间

生产自 2011 年 9 月 21 日开始, 安排盐岛罐区付西油槽 14#罐时增加并罐时间, 即自 A 罐切换至 B 罐付 14#罐时, A、B 罐按 1:1 共同付西油槽 6~8 小时再转 B 罐单独付。

2) 增加石蜡基原油厂内库存

准备将二蒸馏进料缓冲罐由西油槽 14#罐(2 万立)调整为八三 4#罐(4 万立方)。可多储存原油 2 万立, 通过调整八三 4#罐液位可增加盐岛罐区原油静止时间 24 小时。

将八三 13#罐改储石蜡基原油后, 无特殊情况可保证二蒸馏原油静止时间在 5 天以上。

3) 解决 8#罐加热盘管漏的问题

8#罐原油蒸汽加热盘管漏, 由于石蜡基原油罐紧张一直未安排, 13#罐如按期调整为石蜡基油储罐, 可安排 8#罐刷罐、维修。维修完后加热问题可解决。

4) 改善原油罐区提温措施

二蒸馏装置要求原料进装置的温度不得低于 50℃。由于盐岛罐区原油罐加热蒸汽线为公司末端, 温度压力较低, 加热罐中原油速度较慢, 使得原油在原油罐内不能维持或提高罐内原油温度, 因此出罐区的原油温度只有 40℃~43℃, 达不到二蒸馏装置进料要求。因此拟采用新区热媒水对进入盐岛罐区的原油进行加热, 加热后再进入原油罐, 同时将新区至盐岛罐区沿途系统管线伴热增上热水伴热系统。

4. 二蒸馏电脱盐优化运行攻关结果评价

自 2011 年 9 月份以来, 装置电脱盐系统通过对注水部位和反冲洗方式的调整等针对性措施, 使电脱盐系统的运行状况明显改善, 电脱盐运行平稳、原油脱后含盐量、含水量均达到工艺指标要求, 特别是电脱盐罐切水由原来带渣严重改变为清澈透明, 说明近期一系列的攻关措施对路、有效, 从而提高了装置运行的平稳率, 保证了装置的安全生产。

4.1. 电脱盐切水状况明显改善

切水外观攻关前后对比如图 10 所示。

从图可以看出, 电脱盐罐切水由原来黑色变为清澈透明。



攻关前切水采样



攻关后切水采样

Figure 10. Before and after the two distillation desalting water cutting condition comparison

图 10. 攻关前后二蒸馏电脱盐切水情况对比

4.2. 二蒸馏初馏塔压力控制平稳

二蒸馏电脱盐注水方式改变前, 当出现原油带水或者是原油混合不均匀的情况时, 就会造成电脱盐罐脱水效果变差, 引起蒸发塔压力突然上升, 为确保蒸发塔安全运行, 装置只能将回流罐现场排空泄压, 这种操作安全风险很大。在注水部位改便后, 同样遭遇原油带水或者是混合不均匀的状况时, 由于二级罐的缓冲作用, 电脱盐波动的程度明显降低, 蒸发塔压力能够始终保持在 70~100 KPa, 而且经历了加工米纳斯、润洲和卡宾达原油不同比例的工况, 再没出现过蒸发塔压力突然增加到接近安全界限的状况, 回流罐排空的隐患问题得到有效解决(如图 11)。

4.3. 脱后原油盐含量合格

从 2011 年 9 月份装置调整后至今，在加工大庆原油、米纳斯原油、涠洲原油和卡宾达原油时，二蒸馏脱后原油含盐量、含水量合格率 100%，如表 2 所示。

电脱盐运行稳定有效保证了原油的脱盐、脱水效果，保证了本装置和下游催化装置的安全运行。

5. 小结及建议

针对影响二蒸馏装置电脱盐系统运行不稳定因

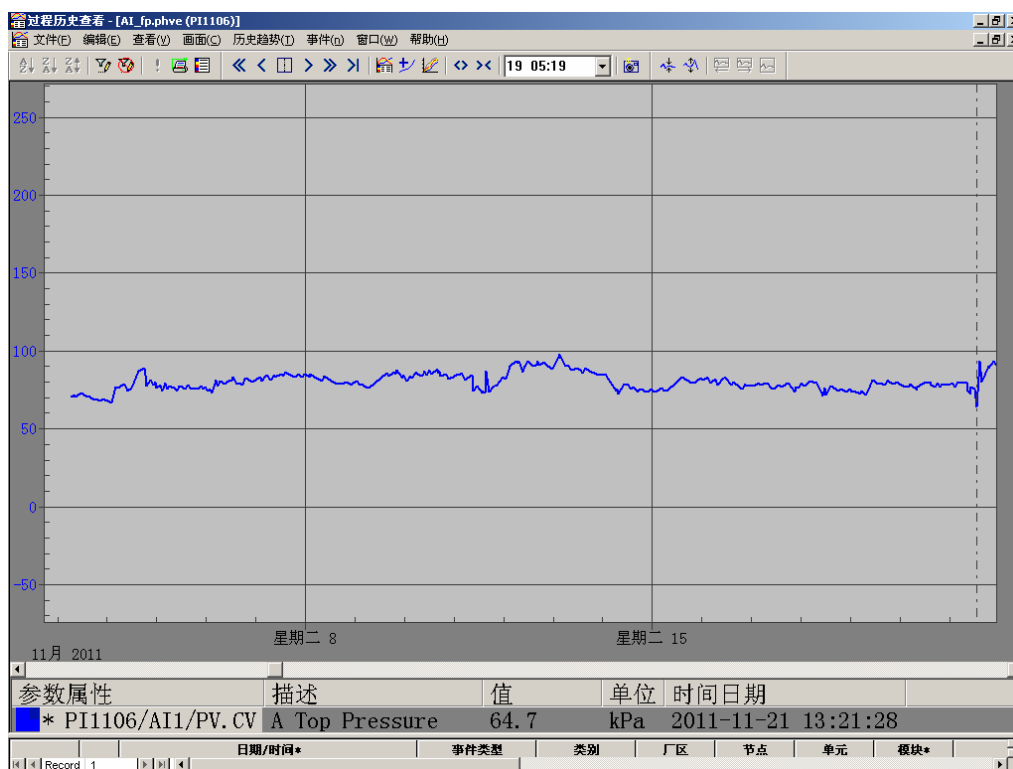


Figure 11. The Two Distillation fractionator pressure trend (2011 November)
图 11. 二蒸馏初馏塔压力变化趋势(2011 年 11 月份)

Table 2. Water injection adjustment after the removal of crude salt and water content after tracking (by the end of November)
表 2. 注水方式调整后脱后原油含盐和含水量情况跟踪(截止 11 月份底)

日期	原油品种	原油加工量 (t/d)	脱前含盐 mg NaCl/l	脱前含水 (%)	脱后含盐 mg NaCl/l	脱后含水 (%)	一级排水含油 mg/l	一级排水 COD mg/l
10.24	大庆	13,000	10.01	0.18	2.98	0.08	5.1	123
10.31	大庆	13,000	9.09	0.15	2.56	0.04	5.0	184
11.2	大庆	13,000	4.59	0.15	2.16		11.7	175
11.4	米纳斯	13,000	4.26	0.12	2.08		9.2	524
11.7	大庆	13,000	4.3	0.15	2.1	0.05	12.5	825
11.9	大庆	13,000	5.96	0.09	2.59	0.05	9.8	364
11.11	涠洲	13,000	3.67	0.10	2.42		18.4	590
11.14	大庆	13,000	9.64	0.075	2.85	0.15	7.9	334
11.16	大庆	14,000	3.14	0.05	2.26	0.12	21.7	678
11.18	大庆	14,000	3.91	0.075	2.02	0.10	7.2	446
11.21	大庆	14,000	6.01	0.04	2.48	0.04	14.6	286
11.23	卡宾达、涠洲、尼罗	12,500	9.40	0.30	2.66	0.20	8.6	533
	平均				2.43	0.09	11.0	422
	指标				≥3	≥0.5	≥100	≥800

素分析, 采用对电脱盐注水位置改变、反冲洗方式的调整等针对性措施, 使电脱盐系统的运行状况初步改善。目前电脱盐系统运行平稳、原油脱后含盐量、含水量均达到工艺指标要求, 电脱盐罐切水变为清澈透明, 从而提高了装置运行的平稳率, 保证了装置的安全生产。为保证装置的长远稳定运行, 需要进一步做工作, 建议如下:

1) 目前电脱盐注水方式是第一级罐注水和排水, 第二级罐做为缓冲罐, 实质是在目前石蜡基原油罐区存在的问题暂时无法根本解决下的权宜之计, 主要保证初馏塔顶压力不突升, 确保回流罐现场不排空。由两级脱盐改为一级脱盐, 总体脱盐效率下降, 在目前加工的原油含盐在 12 mg NaCl/l 以下时, 原油脱后含盐基本符合要求, 当原油脱前含盐在 12 mg NaCl/l 以上时, 原油脱后含盐会突破 3 mg NaCl/l 指标。因此, 针对原油罐区存在的问题和解决方案, 需要继续跟踪落实下去, 争取早日恢复两级电脱盐, 以应对原油劣质化趋势。

2) 电脱盐反冲洗常态化以后, 脱盐效率提高, 切水清澈, 但目前是渣和水一起从临时水槽被抽到专用的污油车内, 渣和水一起计算费用, 如果始终以这种方式进行, 每年的累积费用将非常大。因此, 从节省费用考虑有必要将渣和水分离, 与此有关的利用供排水车间 3#调节罐(10,000 米³)或联合车间范围内增加沉

降分离措施, 需要进一步抓紧实施。

3) SY7513-88《出矿原油技术条件》规定了出矿合格石蜡基原油的质量含水量不大于 0.5%, 即油田原油在外输或外运之前必须将水脱出, 合格原油允许含水率为 0.5% 以下^[7]。国内外较先进的炼厂要求进装置的原油含水不大于 0.1%, 含盐量不大于 3~5 mg/L^[8]。对照此标准, 原油引进部门要重视原油含水高的问题, 提高原油采购标准。

参考文献 (References)

- [1] B. P. Goldhammer, C. H. Weber and T. W. Yeung. 原油掺混、处理和脱盐技术的最新进展[J]. 中外能源, 2010, 15(10): 67-70.
- [2] 李冉冉, 李美蓉, 王宇慧, 赵娜娜, 孙凯, 李浩程, 孙方龙. 驱油剂对中间层原油乳状液稳定性的影响[J]. 精细石油化工, 2011, 28(5): 1-4.
- [3] 苏亚兰. 常减压蒸馏装置工艺防腐应用及进展[J]. 化工进展, 2011, S1: 1-6.
- [4] 陈明燕, 刘政, 聂崇斌, 梁志勇, 刘宇程. 重质原油电脱盐影响因素分析及操作条件优化研究[J]. 石油与天然气化工, 2011, 40(6): 578-584.
- [5] 康万利, 张凯波, 刘述忍, 曹东青. 高频脉冲交流电场对 W/O 型原油乳状液的破乳作用[J]. 油气储运, 2011, 10: 771-774.
- [6] 陈明燕, 邓艳, 刘宇程. 炼油厂电脱盐用破乳剂的研究进展[J]. 精细石油化工进展, 2011, 12(9): 51-54.
- [7] 樊萍, 王学军, 王晓玉, 胡俊庆. 大庆油田采出水中矿化度的处理方法研究[J]. 环境科学与管理, 2007, 32(1): 90-93.
- [8] 伊坤. 基于原油脱水净化技术的价值性分析与研究[J]. 价值工程, 2011, 30(11): 17-18.