

## 摘要

近几年随着大庆油田原油产量的逐年递减和进入特高含水开发期，三次采油井、二次和三次加密低产井及其油气集输管网不断增加，使采出液集输处理系统的热耗进一步增大，生产吨油耗气量呈现快速上升趋势。油气生产过程耗气量的上升，既增加了油气生产成本，减少了提供给油气化工企业的原料气量，又加重了燃气排放 CO<sub>2</sub> 造成的环境污染。为了充分利用原油特高含水带来的采出液集输水力条件变好的有利因素，探索进一步降低采出液集输与处理温度的有效途径，节约更多的伴生气，降低油气生产成本，增加供给乙烯厂等油气化工企业的原料气和轻烃，提高伴生气的利用量和经济收益，保护油田的大气环境。

本文试验研究了特高含水原油体系特性、管输特性、油水分离特性研究，低温泵输和低温含油污水处理模拟试验，以及定量掺水阀、低温破乳剂、低温反冲洗剂和变强度反冲洗工艺的研究。以萨北油田、喇嘛甸油田为主要试验区，先后开展了油井不加热集油先导性试验，转油站系统不加热集输先导性试验和联合站系统不加热集输与低温游离水脱除、低温含油污水处理的现场试验，在油井不加热集油、采出液低温脱水和低温含油污水处理方面取得了一系列研究成果，形成了一整套适于高寒地区高凝原油采出液的低温集输处理工艺及其配套技术，使采出液集输与处理的温度将到了原油凝固点附近，集输吨油耗气量降低了 50% 以上。

该项技术成果的取得，有力地促进了大庆油田节能降耗工作的开展，截止到 2007 年年底，大庆油田的主力产油区已经进入特高含水期。近 2 万口油井实行了全年和季节性不加热集油，使采出液集输与处理的温度普遍降低，取得了显著的节气经济效益和社会效益。

**关键字：**特高含水，破乳剂，低温泵输，不加热集油

# **low-temperature processing technology for Period of high water cut crude oil gathering and transportation**

**Du Jiuheng (Oil & Gas Engineering )**

**Directed by Professor LI Yu-xing**

## **ABSTRACT**

In recent years, with production decreasing and the arrival of high water-cut stage in the Daqing Oil Field, energy consumption of the liquid gathering and transportation system and gas consumption of the production of one ton oil increased sharply, at this time three production wells, the second of three low-yield wells, encryption gathering and oil and gas pipeline network increasing recover. It not only costs higher, but also has a further reduction of oil and gas available to the chemical industry that gas consumption of crude oil and natural gas production rises. In order to take full advantage of the fluid-power water conditions conducive to a good change of high water cut oil recovery, we explore further to reduce the heating temperature, saving more associated gas, oil and gas to reduce production costs, and to protect atmospheric environment in the oil fields.

In this paper, a pilot study presents ultra-high water cut oil system characteristics, pipeline transportation characteristics and water separation properties, low temperature and low-temperature oil pump lost sewage treatment simulation, as well as quantitative water mixing valve, demulsifier low-temperature, low temperature recoil lotion and anti-intensity change washing process. To the North of Savimbi, Lamadian oil fields as the main test area, it has carried out non-heating oil wells test pilot, petrol filling stations to the heating system is not set to lose the pilot and co-pilot of the system do not stand to lose with low-temperature heat-free water removal . The low-temperature processing of oily wastewater on-site testing, non-heating oil wells in the oil, mining of low-temperature liquid dehydration and low-temperature oil-bearing sewage treatment have made a series of research results to form a complete set of high-alpine region for oil condensate recovery solution gathering and transportation of low-temperature processing technology and techniques. The solution can be

adopted to deal with the gathering and transportation of crude oil to the temperature near the freezing point, gathering tons of oil to reduce air consumption by 50%.

The technological achievements of the acquisition, effectively promoted the Daqing Oilfield energy saving work. As of the end of 2007, Daqing Oilfield main oil-producing region has entered a period of high water cut. About 20,000 oil wells carried out throughout the year and seasonal non-heating oil, so that the liquid recovery gathering and processing temperature was generally lower, had achieved remarkable economic and social benefits of solar terms.

**Keywords:** High water content, Demulsifier, Low-temperature pump, Non-heating oil

## 关于学位论文的独创性声明

本人郑重声明：所提交的论文是本人在指导教师指导下独立进行研究工作所取得的成果，论文中有关资料和数据是实事求是的。尽我所知，除文中已经加以标注和致谢外，本论文不包含其他人已经发表或撰写的研究成果，也不包含本人或他人为获得中国石油大学（华东）或其它教育机构的学位或学历证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对研究所做的任何贡献均已在论文中作出了明确的说明。

若有不实之处，本人愿意承担相关法律责任。

学位论文作者签名： 刘久通

日期： 2008 年 10 月 13 日

## 学位论文使用授权书

本人完全同意中国石油大学（华东）有权使用本学位论文（包括但不限于其印刷版和电子版），使用方式包括但不限于：保留学位论文，按规定向国家有关部门（机构）送交学位论文，以学术交流为目的赠送和交换学位论文，允许学位论文被查阅、借阅和复印，将学位论文的全部或部分内容编入有关数据库进行检索，采用影印、缩印或其他复制手段保存学位论文。

保密学位论文在解密后的使用授权同上。

学位论文作者签名： 刘久通

日期： 2008 年 10 月 13 日

指导教师签名： 李心

日期： 2008 年 10 月 14 日

## 第一章 概述

大庆油田地处高寒区域，所产原油的凝固点为 25-35℃。长期以来，为保证油井产物的正常集输与处理，普遍采用以油田伴生气为燃料的加热工艺，采出液的集输与处理温度一般高于原油凝固点 10℃左右。进入“十五”后，占大庆油田原油总产量 90%的主力油田—喇萨杏油田的综合含水已接近 90%，即将进入特高含水开发期。由于原油产量的逐年递减，三次采油井、二次和三次加密低产井及其油气集输管网的不断增加，使采出液集输处理系统的热耗进一步增大，生产吨油耗气量呈现快速上升趋势。按照当时的油田开发趋势和地面工艺技术水平预测，到 2010 年时，喇萨杏油田的吨油耗气量将由“九五”末的 15m<sup>3</sup> 上升到 30 m<sup>3</sup>，每年烧掉油田气 10×10<sup>8</sup>m<sup>3</sup> 左右。油气生产过程耗气量的上升，既增加了油气生产成本，减少了提供给油气化工企业的原料气量，又加重了燃气排放 CO<sub>2</sub> 造成的环境污染。测算结果表明，当吨油耗气量增加 10m<sup>3</sup> 时，喇萨杏油田的原油生产成本将上升 10 元/吨左右，减少轻烃产量 4 万吨/年左右，增加 CO<sub>2</sub> 排放量 94 万吨/年左右。为了充分利用原油特高含水带来的采出液集输水力条件变好的有利因素，探索进一步降低采出液集输与处理温度的有效途径，节约更多的伴生气，降低油气生产成本，增加供给乙烯厂等油气化工企业的原料气和轻烃，提高伴生气的利用量和经济收益，保护油田的大气环境，从 2002 年开始，大庆油田以油气集输与处理的完整系统单元—联合站系统为对象，开展了特高含水原油高凝采出液低温集输与处理工艺技术的试验研究，以期研究出适用于喇萨杏油田采出液集输与处理全过程的节能新技术。

该项目的攻关目标为：试验研究特高含水采出液从井口到联合站集输处理全过程运行温度降到原油凝固点附近的工艺与配套技术措施，形成一整套适用于高寒地区特高含水高凝原油采出液已建系统的低温集输与处理工艺技术，使集输吨油耗气量降低 50% 以上，在增加供给油田化工企业原和轻烃的同时，降低油气生产过程的 CO<sub>2</sub> 排放量，保护大气环境。

从 2002 年开始，大庆油田开始启动这项研究工作，先后开展了特高含水原油体系特性、管输特性、油水分离特性研究，低温泵输和低温含油污水处理模拟试验，以及定量掺水阀、低温破乳剂、低温反冲洗剂和变强度反冲洗工艺的研究。以萨北油田、喇嘛甸油田为主要试验区，先后开展了油井不加热集油先导性试验，转油站系统不加热集输先导性试验和联合站系统不加热集输与低温游离水脱除、低温含油污水处理的现场试

验,在油井不加热集油、采出液低温脱水和低温含油污水处理方面取得了一系列研究成果,形成了一整套适于高寒地区高凝原油采出液的低温集输处理工艺及其配套技术,使采出液集输与处理的温度将到了原油凝固点附近,集输吨油耗气量降低了50%以上。该项技术成果的取得,有力地促进了大庆油田节能降耗工作的开展,截止到2007年年底,大庆油田的主力产油区已经进入特高含水期的喇萨杏油田的近2万口油井实行了全年和季节性不加热集油,使采出液集输与处理的温度普遍降低,取得了显著的节气经济效益和社会效益。

## 1.1 研究思路与方案

### 1.1.1 总体思路

以已建联合站系统作为研究对象。充分研究和利用特高含水原油的流动与分离特性,研究和采用适用于低温运行工况、对已建系统改造工程量较少的有效技术措施,在保证终端油、水产品合格和规避生产运行风险的前提下,使特高含水高凝原油采出液的油井集油、泵输、游离水脱除和含油污水处理实现不加热或少加热,系统运行安全平稳,节气经济效益达到最大化,并形成可用于新建和改造工程的联合站系统低温集输与处理简化优化工艺模式。

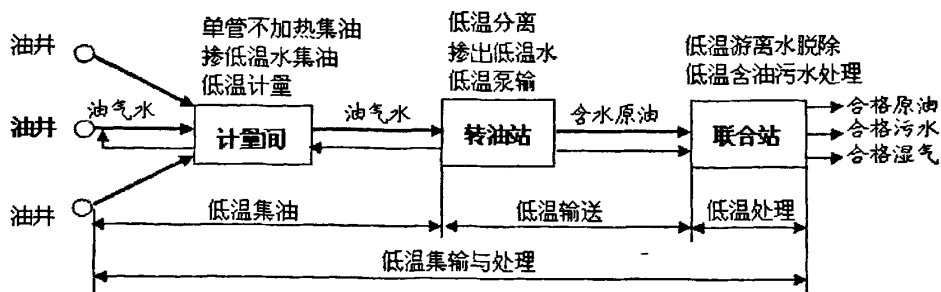


图 1-1 采出液低温集输与处理系统图

Fig. 1-1 adopt a low-temperature liquid gathering and processing system map

### 1.1.2 试验研究步骤

(1) 基础研究。以室内试验装置、中间试验场、现场就地取样就地测试为主要试验手段,研究特高含水原油的体系特性、管输特性、油水沉降分离特性,了解和掌握介质温度对特高含水原油输送与处理影响的变化规律,为现场试验方案的制定提供依据,降

低现场试验的风险。

(2) 先导性现场试验。试验规模为运行参数可覆盖绝大多数油井运行参数范围的有代表性的若干油井、单座计量间系统、单座转油站系统。根据基础研究获得的试验数据和研究成果，制定试验方案。开展油井单管不加热集油、转油站掺低温水不加热集油、离心泵输送低温含水原油的小规模现场试验，探索所制定的试验技术方案的适应性，为进一步开展深度试验和扩大到整座联合站系统的大规模试验，提供经验。

(3) 大规模现场试验。试验规模为萨北油田和喇嘛甸油田有代表性的单座联合站及其油气水集输与处理系统。依据基础研究和先导性试验成果，制定试验方案。在除了电脱水炉之外（为保证净化油产品合格）的整座联合站系统的加热炉全部关闭、实行不加热运行的条件下，开展联合站低温游离水脱除和低温含油污水处理的试验，检验和确定油井采出液从井口经过计量间、转油站到联合站低温集输与处理全过程的技术措施与界限，为推广应用提供完善配套的技术成果。

(4) 推广应用。将现场试验取得的研究成果，逐步推广应用到喇嘛甸、萨尔图、杏树岗油田，逐渐降低大庆主力油田的原油集输耗气量。

### 1.1.3 关键技术与解决途径

(1) 油井单管不加热集油技术界限的确定。以实行不加热集油之后的井口回压比加热集油井口回压的上升幅度不超过 0.2MPa 的产液量，作为油井实行不加热集油的技术界限，通过现场试验来确定此产液量。

(2) 转油站系统油井掺水量的恒定。由转油站提供的低温水，以多分支并联分配的方式掺入各个油井。单井掺水的常规操作方式是以油井出油管道回油温度（末端温度）为目标调整掺水阀的开度，这一调节方式的主要弊端是各个油井的掺水操作相互干扰，难以恒定单井掺水量。在掺低温水的条件下，以油井出油管道输液含水率和总输液量为目标确定单井掺水量，需要使单井掺水量恒定，通过研制结构简单、使用方便的机械式定量掺水阀，来解决此问题。

(3) 离心泵输送低温含水原油技术界限的确定。在低温下，含水原油的粘度增大，将使离心泵输送困难。在特高含水条件下，如果泵入口缓冲罐突变低液位，将使缓冲罐中泵吸入管口上部的低温低含水原油进入离心泵，有可能产生离心泵阻卡现象。通过模拟试验和现场试验，来确定这一技术界限。

(4) 低温采出液的游离水脱除技术。温度降低将导致特高含水原油体系的油相和水相的粘度增大，原油脱水困难，通过研制低温破乳剂和调整游离水脱除器的操作参数，来解决这一问题。

(5) 低温含油污水处理滤料再生技术。在低温条件下，由于含油污水中油珠的粘度增大，将导致过滤器中的滤料颗粒粘附物增加、滤料层板结、过滤压差增大、处理量下降的现象，通过研究低温助洗剂和优化反冲洗操作参数，来解决此问题。

## 1.2 主要研究内容

1. 特高含水原油体系特性研究
2. 特高含水原油管输特性研究
3. 特高含水原油油水分离特性研究
4. 特高含水原油三相冲击流数学模型研究
5. 油井出油管道结蜡规律试验研究
6. 油井单管不加热集油界限与配套措施试验研究
7. 掺低温水不加热集油界限与定量掺水技术试验研究
8. 转油站低温采出液泵输界限试验研究
9. 采出液低温游离水脱除界限与低温破乳技术试验研究
10. 含油污水低温处理界限与滤料再生技术试验研究

## 1.3 技术方案

### 1.3.1 特高含水原油流动与分离特性研究方案

#### (1) 特高含水原油管输特性研究

研制并采用室内管道式特高含水原油流动参数测试装置，测定温度为 20-45℃、含水率为 85-95%、流速为 0.5-3m/S 的特高含水原油流动特性数据，了解特高含水原油流变特性与流动特点。依据试验数据，建立特高含水原油管输压降的计算方法，采用油田生产现场特高含水原油管道的实测数据对该计算方法进行验证和修正，给出可应用于工



程实际的管输压降计算方法。

### (2) 特高含水原油游离水沉降分离特性研究

研制并采用大容量油水沉降分层测试装置,测定油相含量较低的特高含水原油的油水分离特性,克服常规测试装置体积小以及静态测试方式,对特高含水原油测试误差大的不足。该装置采用螺旋立式搅拌棒解决试样加药混合问题,并通过调节搅拌强度,模拟油水分离的生产实际工况,将测试状态由传统的静态改进为动态。

### (3) 特高含水原油体系特性研究

建立特高含水原油体系特性的概念。通过对体系参数的测试,了解其流动、分离等基本特性与变化规律。传统的测试方法与基本概念已经不适于特高含水原油,以特高含水原油油水两相的整体凝固点测试数据来表征其失去流动性的特性,以管道式测试装置测定其粘度数据,以大容量试瓶测试其油水分离特性。

## 1.3.2 油井低温集油方案

### (1) 油井单管不加热集油工艺方案

将原油井掺水管道关闭或封隔,使油井实行单管出油不加热集油,即油井产物不经加热直接经出油管道输至计量间。单管不加热集油工艺是一种油井集油热耗最低的集油方式。由于低液量井出油管线的较低输送温度和停输后管线中存积的油水有发生凝冻的可能,其运行风险较大。在研究特高含水原油管输特性的基础上,选择产液含水、产液量、管径和管道长度有代表性的油井进行现场试验,确定出井口回压比加热工况上升幅度不超过 0.2MPa 的单管不加热集油技术界限,以及出油管线在冬季安全停输的时间界限。研究和采用安全可靠的车载电源管线电解堵技术措施,解决由油井停运引起的出油管线凝冻问题。

通过观测计量分离器壁面的结蜡与凝油附着情况,分析确定低温集油对油井产量计量的影响。如果影响严重,采取给计量分离器计量筒加电热带伴热的方式,融化结蜡和凝油,保证油井计量精度。

采取切割实行长期单管不加热集的油井出油管道埋地段不同位置处管段方式,观测管道沿程的结蜡状况。如果结蜡严重,采取在井口定期给出油管道热洗的方式,给管道清蜡。

## (2) 油井定量掺低温水不加热集油工艺方案

关闭转油站掺水加热炉（加热、缓冲“二合一装置”的加热段），将“三合一装置”（分离、沉降、缓冲）脱出的含油污水不经加热掺至各油井井口，实行掺低温水集油。油井掺低温水集油工艺的热耗大于单管不加热集油工艺。由于出油管线处于连续掺水流动状态，油井停输后出现管线凝冻的风险小，管理方便，适于大面积推广应用。

改变给定单井平均掺水量、按井数确定以转油站为单元的掺水系统的总掺水量，以及以油井回油温度（出油管道末端温度）为限定条件调节单井掺水量的常规操作方式，通过试验，确定以管输液含水率和管输总液量界定的油井合理掺水量。

针对现行的人工调节多分支并联管系中单支管掺水量的操作方式，存在井口回压变化引起单井掺水量波动和掺水量任意偏流引起系统不稳定工况的问题，开发和采用机械式限流掺水技术，在正常的井口回压变化范围内，使不同油井各自的掺水量保持基本恒定，解决由低温水低流量偏流掺水造成井口回压超高和出油管线凝冻的问题。

试验从转油站“三合一装置”中直接抽出含油污水去各油井掺水的直掺工艺，取消掺出水从“三合一装置”出来后再进入“二合一装置”（不开炉）缓冲的掺低温水工艺，避免难度较大的“二合一装置”缓冲室低温积油收油操作的麻烦。

### 1.3.3 高凝原油采出液低温泵输方案

采取在转油站加入原油破乳剂，降低特高含水原油体系油相粘度和采用模型离心泵进行低温泵输模拟试验的方式，确定离心泵输送低温含水原油的适宜的运行参数，解决离心泵在转油站“三合一装置”渐变低液位的运行工况下，正常抽吸低温低含水高粘原油的问题，避免转油站采出液外输停滞事故的发生。

### 1.3.4 特高含水原油低温游离水脱除方案

开发低温破乳剂，取代常规破乳剂，解决在低温下提高含水原油破乳脱水效果的问题，并最大限度地降低脱后水中含油量，减轻低温含油污水处理的负担。同时，根据特高含水原油的油水分离特性，通过调整在用游离水脱除器界面控制高度等运行参数的现场试验，使脱后油中含水和水中含油量达到指标要求。

### 1.3.5 含油污水低温达标处理方案

以低温含油污水处理滤罐压差不升高、过滤处理量不下降、水质长期稳定达标为目

标，开发低温助洗剂，提高被凝油粘附滤料的洗净度，实现低温工况下的滤料再生。试验研究改变滤罐反冲洗强度的工艺措施，使低温工况下的滤料板结层的流化度、滤料冲洗强度级配、滤料的洗净度和反冲洗能耗达到最优化。

## 第二章 特高含水原油低温集输与处理特性研究

为了探索特高含水原油的低温输送与油水分离特点,为现场试验方案的制定提供依据。从 2002 年开始,先后开展了特高含水原油管输特性、油水分离特性、体系特性的研究。

### 2.1 特高含水原油体系特性研究

特高含水原油体系是本项目建立的新概念,是指将特高含水原油视为由乳化原油和游离水构成的两相流体,其主要特点是两相在大多数情况下呈不均匀分布状态,流动行为比以油水均匀分布为特征的中低含水原油复杂得多,对其整体和分相进行流动特性的研究,可为特高含水原油低温集输与处理现场试验方案的制定提供更为科学可靠的依据。主要研究内容如下:

- (1) 温度对特高含水原油体系粘度的影响研究
- (2) 破乳剂对特高含水原油体系粘度的影响研究
- (3) 特高含水原油体系失流点及其变化规律研究
- (4) 特高含水原油体系油相流变特性研究

#### 2.2.1. 温度对特高含水原油体系粘度的影响研究

采用常规粘度计对特高含水原油进行粘度测试时,由于体系中游离水很快分离出来,导致测试结果与生产实际之间的误差较大。为解决这个问题,采用室内环道试验装置进行粘度测试。通过将环道测试数据代入管输压降计算公式中,反算出表观粘度。

采用此方法时,首先要通过测试一组管输参数,来判断流体类型,然后选择适用的计算公式,进行粘度反算。采用罗宾诺维奇—莫纳方程进行流体类型判别和粘度反算:

$$\frac{\Delta p D}{4L} = k' \left( \frac{8v}{D} \right)^{n'} \quad (2-1)$$

$$\eta = \frac{4n'}{3n'+1} \eta_e \quad (2-2)$$

$\eta$ ——表观粘度  
 $n'$ ——流变指数  
 $\eta_e$ ——有效粘度

上式中， $n' = 1$  为牛顿流体，；  $n' < 1$  为幂律流体， $n' > 1$  为膨种性流体。 $k'$  稠度系数。

室内环道试验装置流程图为：

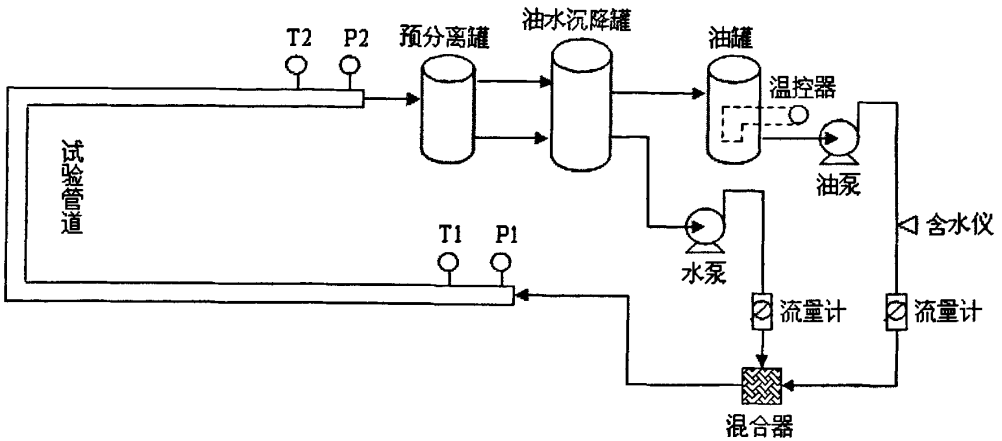


图 2-1 油水两相流动环道实验装置原理流程图

Fig. 2-1 oil-water two-phase flow loop test device flow chart

在室内环道试验装置上，分别对喇萨杏油田有代表性的联合站特高含水原油采出液进行流动参数测试。选择的现场取样点为喇嘛甸油田的喇Ⅲ- I 联合站（聚合物浓度为 211mg/L）、萨中油田的北Ⅱ-1 联合站（聚合物浓度为 146mg/L）、杏北油田的杏一联合站。由测试数据，回归得到了  $n'$  及  $k'$  值（表 2-1）。

表 2-1 环道试验实测数据回归  $n'$  和  $k'$  值表Table 2-1 Bay Road test data measured return  $n'$  and  $k'$  value table

温度 ℃	含水率 %	$n'$			$k'$		
		喇嘛甸油 田(聚驱)	萨中油田 (聚驱)	杏北油田 (水驱)	喇嘛甸油 田(聚驱)	萨中油田 (聚驱)	杏北油田 (水驱)
25	85	1.47	1.53	1.46	0.00068 3	0.00082 6	0.00069 4
	90	1.43	1.39	1.41	0.00064 7	0.00033 2	0.00064 6
	95	1.41	1.37	1.31	0.00061 0	0.00003 6	0.00051 1
35	85	1.29	1.32	1.30	0.00103 7	0.00105 7	0.00147 6
	90	1.23	1.28	1.27	0.00353 4	0.00075 9	0.00283
	95	1.15	1.16	1.14	0.00006 4	0.00025 0	0.00006 6
45	85	1.14	1.11	1.13	0.00178 5	0.00221 2	0.00185 9
	90	1.06	1.09	1.08	0.00069 0	0.00094 3	0.00077 6
	95	1.09	1.05	1.07	0.00003 2	0.00035 -9	0.00002 2

由表 2-1 可以看出,  $n'$  值全部大于 1, 表明喇萨杏油田的特高含水原油体系在 25-45℃ 的温度范围内, 属于膨胀性非牛顿流体, 温度越低, 这种膨胀性越强。随着温度的升高,  $n'$  值呈变小趋势, 膨胀性逐渐减弱。当温度为 45℃ 时,  $n'$  值趋近于 1, 接近牛顿流体。

从上述测试结果中可以获得一个新发现: 在低温下, 水相占绝大多数的特高含水原油体系仍然具有非牛顿流体的流变特征, 而且其非牛顿特性与低温的中低含水原油具有剪切稀释性的流变特性完全相反, 呈现出剪切增稠性。这一现象的发现, 对工程实际具

有重要指导意义。

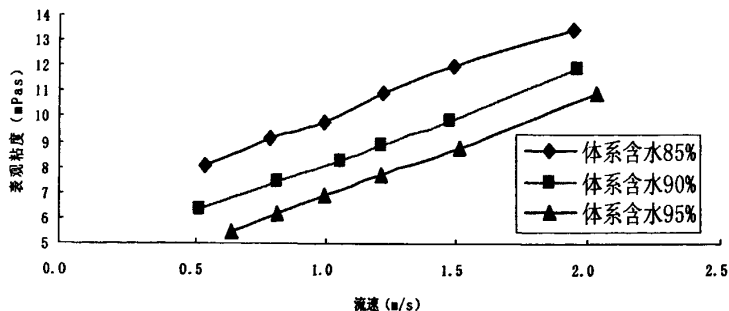


图 2-2 喇Ⅲ-1 联合站聚驱（聚合物浓度 211mg/L）特高含水原油  
体系 25℃时，流速与表观粘度关系曲线

Fig. 2-2 La III -1 Station Joint polymer flooding (polymer concentration of 211mg / L) high water cut crude oil 25 °C system, flow rate and apparent viscosity curve

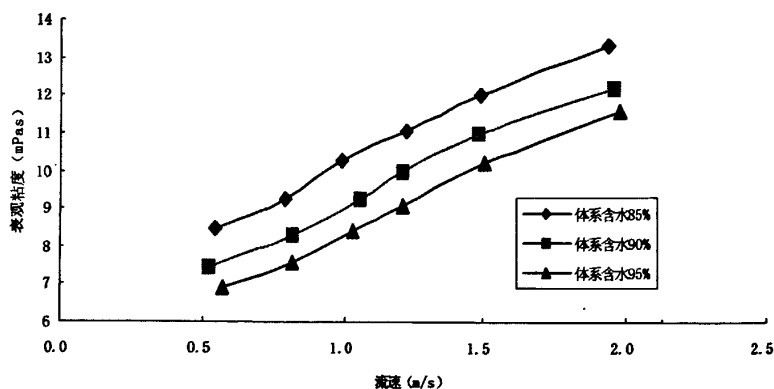


图 2-3 杏一联合站水驱特高含水原油体系 25℃时，流速与表观粘度关系曲线

Fig. 2-3 apricot-point joint water flooding high water cut oil system 25 °C, the flow rate and apparent viscosity curve

表 2-2 不同区块低温特高含水原油体系表观粘度比较

Table2-2 different blocks of low-temperature ultra-high water cut crude oil compared with the apparent viscosity

体系含水率 (%)	体系表观粘度 (mPa·s)		
	喇嘛甸油田	萨中油田	杏树岗油田
85	9.782	10.287	10.265

90	8.201	9.654	9.219
95	6.922	8.247	8.412
流速 1.0m/s 温度 25℃			

可以看出, 在 25℃低温下, 含水 85-95%的特高含水原油体系粘度为 6.9-9.7mPa.S, 比中低含水原油的粘度低得多, 而且原油粘度的不同以及采出液中是否聚合物, 对体系粘度没有明显影响; 随着特高含水原油体系含水率的升高, 特高含水原油体系的表观粘度呈降低趋势。可见, 特高含水原油有利于低温集输。

### 2.2.2. 破乳剂对特高含水原油体系粘度的影响研究

在室内环道试验装置上, 试验研究了破乳剂对水驱和聚驱特高含水原油体系粘度的影响。试验条件为:

(1) 破乳剂加药量: 10mg/L、20mg/L、30mg/L

破乳剂型号: SP-1002

(2) 原油含水率: 85%、90%、95%

(3) 试验温度: 25℃、35℃、45℃

(4) 流速: 0.5m/S、0.8m/S、1.0 m/S、1.2 m/S、1.5 m/S、2.0 m/S

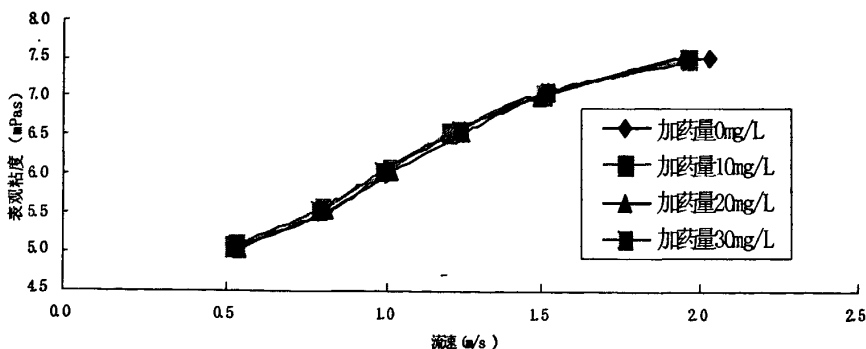


图 2-4 萨中油田聚驱 (聚合物浓度 146mg/L) 特高含水原油系含水 95%、35℃时, 不同破乳剂加药量情况下流速与表观粘度关系曲线

Fig. 2-4 Savimbi oil field in polymer flooding (polymer concentration of 146 mg / L) high water-bearing aquifer system of crude oil 95%, 35 °C, the amount of drugs increase DEMULSIFIER different circumstances, flow rate and apparent viscosity curve



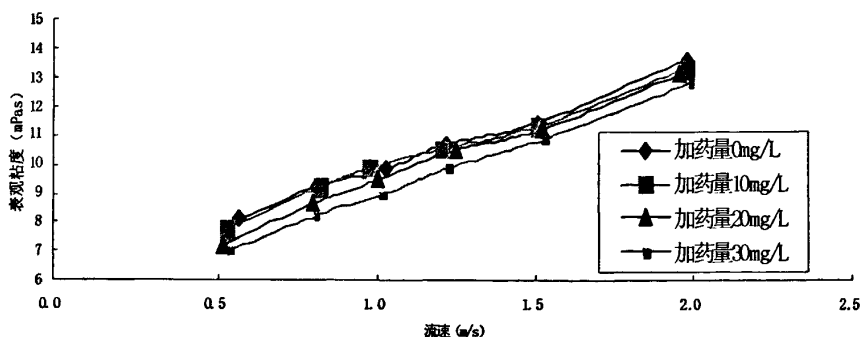


图 2-5 杏树岗油田水驱特高含水原油体系含水 95%、25℃时不同破乳剂加药量情况下流速与粘度关系曲线

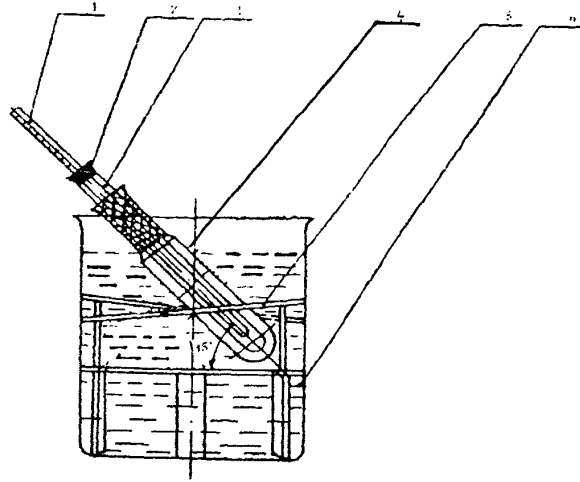
Fig. 2-5 Xingshugang oilfield water flooding high water-bearing aquifer system of crude oil 95%, 25 °C different drugs increase demulsifier volume of cases, the relationship between velocity and viscosity curve

从图 2-4、2-5 可以看出，在温度为 25-35℃、破乳剂加入量为 10-30mg/L 的条件下，加药量的变化对特高含水原油体系粘度的影响不大。

### 2.2.3. 特高含水原油体系失流点及其变化规律研究

本研究建立了特高含水原油失流点的概念。由于以水为主体的特高含水原油体系整体流动性难以用凝固点来表征，本研究采用失流点作为测定特高含水原油体系流动性的一个指标，其定义为：在一定条件下，特高含水原油体系失去流动性的最高温度。基于这一定义，以水为主体的特高含水原油体系的失流点一般低于原油的凝固点。与凝固点相比，失流点更能正确地反映特高含水原油体系的流动特征，具有工程实际意义。

由于特高含水原油一旦处于静置状态，就将发生油水分层，采用常规测试方法无法测出其失流点值。因此，需要建立不同于原油凝点常规测试方法的新的失流点测试方法。采用原油凝固点测试仪器来测试失流点。

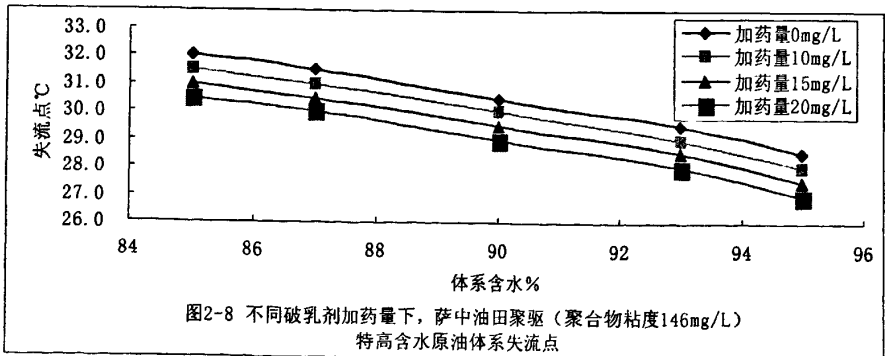
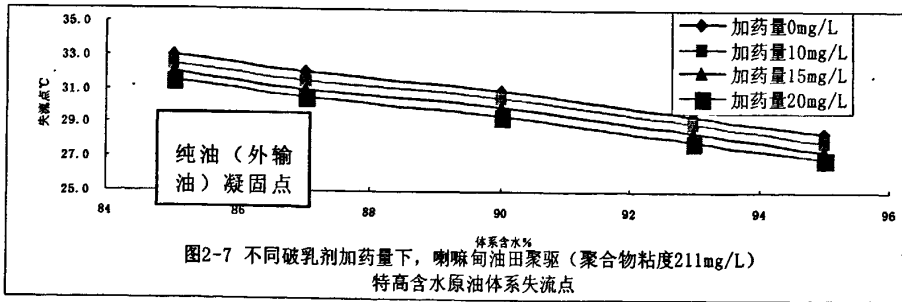


1—凝点温度计；2—软木塞；3—试管；4—套管；5—套管支架；6—3000mL 烧杯

图 2-6 失流点测定仪器示意图

Fig. 2-6 loss point determination apparatus flow diagram

利用胶体磨制备特高含水原油体系液体，将该体系液体放进凝点测试仪器中，进行失流点测试（图 2-7-图 2-9）。



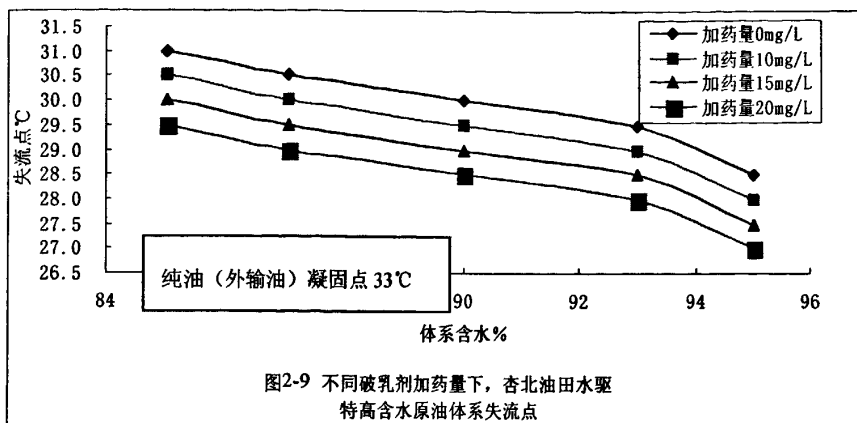


图 2-7-图 2-9 表明，在含水率为 85-95%、破乳剂加入量为 0-20mg/L 的条件下，特高含水原油体系的失流点随含水率和加药量的增加呈下降趋势。在不加药的情况下，当含水为 85%时，喇萨杏油田特高含水原油体系的失流点为 31-33℃，仅比纯原油的凝点低 1-2℃。当含水率上升到 90%时，体系的失流点为 30-31℃，比纯原油的凝点低 3℃左右；当含水率上升到 95%时，体系的失流点为 28.5℃，比纯原油的凝点低 4.5-5.5℃，发生了质的变化。当加药量由 0mg/L 增加到 20mg/L 时，体系的失流点仅下降 1.5℃，由此说明，添加破乳剂对特高含水原油体系的失流点影响很小。

可以看出，当原油含水率达到特高含水之后，特高含水原油体系的失流点明显低于原油的凝固点，其低温流动性呈明显变好趋势。

#### 2.2.4. 特高含水原油体系油相流变特性研究

##### (1) 油相流变性

由胶体磨制备出聚合物驱和水驱特高含水原油体系乳状液，取其恒温静置沉降后的油相作为试样，在  $5-100\text{ S}^{-1}$  的剪速范围内，采用 HAAKE RS-150 流变仪进行流变特性测试。原始样品取自喇嘛甸油田的喇 III-I 联合站（聚合物浓度为 211mg/L）、杏北油田杏一联合站。

表 2-3 喇嘛甸油田聚驱特高含水原油体系油相流变数据表

Table 2-3 Lamadian oilfield polymer flooding high water cut crude oil system with data flow table

体系含水率%	温度 ℃	破乳剂加药量 mg/L	稠度系数 k	流变指数 n	拟合系数 r	油相含水率 %
85	35	0	15.92	0.4127	0.9944	29.4
		10	16.95	0.3903	0.9955	28.7
		15	17.36	0.6224	0.9753	28.5
		20	19.02	0.5784	0.9997	28.6
90	35	0	8.869	0.3740	0.9935	28.9
		10	10.07	0.3443	0.9971	27.5
		15	12.62	0.5167	0.9981	27.3
		20	14.56	0.4278	0.9994	27.0
95	35	0	7.368	0.5770	0.9651	27.3
		10	8.458	0.5336	0.9516	26.4
		15	10.29	0.6040	0.9688	26.5
		20	11.25	0.5379	0.9553	26.4

表 2-4 萨中油田聚驱特高含水原油体系油相流变数据表

Table 2-4 Savimbi oil field in polymer flooding high water cut crude oil system with data flow table

体系含水率%	温度℃	破乳剂加药量 mg/L	稠度系数 k	流变指数 n	拟合系数 r	油相含水率%
85	35	0	16.43	0.3577	0.9966	28.7
		10	22.75	0.3515	0.9983	28.0
		15	27.29	0.2921	0.9962	28.2
		20	31.60	0.3365	0.9523	28.1
90	35	0	16.37	0.1899	0.9902	29.0
		10	21.05	0.2012	0.9968	27.4
		15	25.41	0.2210	0.9968	27.3
		20	27.76	0.3375	0.9992	27.4
95	35	0	24.46	0.2405	0.9979	27.5
		10	27.78	0.2106	0.9939	26.7
		15	30.57	0.2665	0.9988	26.8
		20	34.49	0.2388	0.9948	26.8

从表 2-3、表 2-4 可以看出，在低温下，含聚特高含水原油体系的油相的流变行为指数  $n \leq 1$ ，为假塑性流体，具有剪切稀释性。萨中油田的  $n$  值普遍小于喇嘛甸油田的  $n$  值，其剪切稀释的非牛顿流体特征更为明显。

表 2-5 杏北油田水驱特高含水原油体系油相流变数据表

Table 2-5 Xingbei oilfield water flooding high water cut crude oil system with data flow table

体系含水率%	温度℃	破乳剂加药量 mg/L	稠度系数 k	流变指数 n	拟合系数 r	油相含水率%
85	35	0	12.24	0.5894	0.9996	29.2
		10	17.74	0.2321	0.9972	28.5
		15	20.75	0.3848	0.9969	28.4
		20	22.96	0.4749	0.9993	28.5
90	35	0	15.43	0.4614	0.9976	29.0
		10	25.80	0.4248	0.9921	27.4
		15	28.45	0.5880	0.9707	27.5
		20	34.56	0.4278	0.9994	27.3
95	35	0	21.33	0.5012	0.9982	29.2
		10	23.32	0.4534	0.9972	26.2
		15	28.02	0.5297	0.9976	26.1
		20	33.82	0.4567	0.9975	26.1

表 2-5 表明，在低温下，水驱特高含水原油体系的油相的流变行为指数  $n \leq 1$ ，为假塑性流体。

可以看出，在低温下，特高含水原油体系与其油相可分别呈现出膨胀性流体和假塑性流体的双重流变特性，这也是特高含水原油明显区别于流变特性单一的中低含水原油的一个显著特点。

## (2) 油相粘度

由流变仪测定了低温下特高含水原油体系的油相表观粘度，结果见表 2-6。

表 2-6 不同区块特高含水原油体系 35℃下油相粘度比较

Table 2-6 different blocks of high water cut crude oil under the system of 35 °C compared with viscosity

体系含水率 (%)	油相粘度 (mPa.S)		
	喇嘛甸油田	萨中油田	杏树岗油田
85	709 (29.4%)	510 (28.7%)	709 (29.2%)
90	909 (28.9%)	565 (29.0%)	979 (29.0%)
95	1005 (27.3%)	1220 (27.5%)	1205 (27.4%)
剪切速率 100 S <sup>-1</sup> 破乳剂加入量 0mg/L			

注：表中括号内数据为油相含水率

表 2-6 表明，在温度为 35℃的低温条件下，含水为 85-95%的特高含水原油体系油相的表观粘度在 500-1200mPa.S 之间，呈现出较高的粘稠特征，而在相近条件下，特高含水原油体系的粘度为 5mPa.S 左右，仅为其油相粘度的 1/200-1/100。可以看出，特高含水原油体系的油相粘度主要受原油粘度的影响，由于高含蜡原油在低温下的高粘特点，导致体系的油相在低温下粘度较高；而体系的粘度主要受水相粘度的影响，由于水的粘度随温度变化较少，从而使体系粘度在低温下呈现出较低值。因此，在低温下，尽管特高含水原油体系的油相粘度较高，但体系仍具有良好的流动性。

## 2.2 特高含水原油管输特性研究

本研究的主要目的是搞清低温特高含水原油的管输压降和流动型态变化规律，获得较准确的管输压降计算方法，为采出液低温集输现场试验方案的制定与工程实施提供依据。采取室内换道试验装置流动参数测试、试验基地现场实液环道试验装置试验与验证测试、油田生产管道运行数据验证测试的方式，给出特高含水原油的管输压降计算方法和流型特征。主要研究内容为：

- (1) 特高含水原油的管输压降计算方法研究
- (2) 特高含水原油的管输流动型态研究

## 2.2.1. 试验装置及原理

## (1) 管输压降室内环道试验装置及原理

室内原油、水两相流动压降规律环道试验装置流程图见图。高含水原油的配制方法是将油水按比例加入配液罐，经搅拌配制成试验介质。采用搅拌的方法难以配制出含水率稳定的试验介质。本研究采用油、水单相介质分别经过流量计按含水率配比和总流量要求进行流量计量后，再经混合器进行充分混合，最后进入试验管道。在管道起、终点处分别安装压力、温度变送器，实现数据的自动采集。试验后的介质先进入预分离罐进行油水预分离，再进入沉降罐中进行沉降分离。小型试验管道参数见表 2-7。

表 2-7 试验管道参数

Table 2-7 Test-tube parameters

公称直径	规格 (mm)	内径 (m)	长度 (m)
DN15	Φ21x2	0.017	13.9

## (2) 管输流动型态观测试验装置及原理

管输流动型态试验是在透明试验管段上进行的。在该管段处设有图像摄录仪，当油水两相混合物在透明管段中流动时，将流动型态摄录下来。根据摄录的图像，判断流动型态并绘制出流动型态分布图。由于含水原油在透明试验管道中，无法观测其流动型态，按照粘度一致原则来模拟生产用的实际介质——原油和水。因此，该项研究试验介质采用 CD40 号机油和水，透明试验管道和机油参数见表 2-8、表 2-9。试验流程见图 2-11。

表 2-8 透明试验管道参数

Table 2-8 in a transparent test tube parameters

公称直径	规格(mm)	内径 (mm)	长度 (m)
DN50	Φ 60x5	50.0	24.0



表 2-9 机油物性 (CD40)

Table 2-9 oil properties (CD40)

粘度 20.0℃ 剪速 100.0S <sup>-1</sup>	密度 20.0℃
4658.0 mPa.S	890.0kg/m <sup>3</sup>

(3) 试验基地环道试验装置及原理

图 2-10 是大庆油田建设设计研究院油田地面工程试验基地的多相流试验环道装置工艺流程。其主要试验工艺过程为：油、水介质分别由油泵和水泵按一定的油水比例和流量输送至静态混合器，在通过含水分析仪测定其含水率，配成一定含水率的试验介质，然后，进入试验管道进行管输试验。在试验管道起、终点分别装有差压变送器、温度变送器，温度、压力等试验数据自动采集。

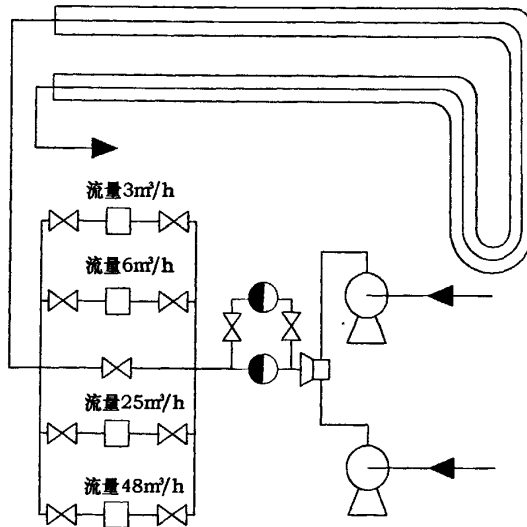


图 2-10 油田地面工程试验基地实液试验环道装置工艺流程图

Fig.2- 10 oil field project on the ground is fluid test test base device Bay Road Map process

2.2.2. 特高含水油的管输流型研究

与其它多相流体一样，特高含水原油在管道中流动时，油和水在管道中呈现不同的分布型态。试验表明，其流动型态随流速变化而变化。

在试验条件下，特高含水原油呈现三种流动型态：层状流型、团状流型、均匀油分散流型。

## 1) 层状流动型态

该流动型态油相（油包水型乳化液）在管道上部流动，水相在管道下部流动。油相和水相之间有一过渡带，流速越低过渡带越薄，油水两相间的界面越明显。见图 2-11。试验条件见表 2-10。

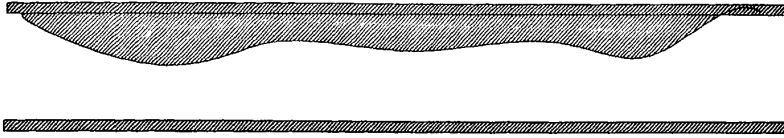


图 2-11 油水分层流动型态

Fig. 2-11 stratified water flow patterns

表 2-10 层状流型试验条件表

Table 2-10 layered flow-table test conditions

温度 (°C)	含水 (%)	流速 (m/S)
28.0	80.0	< 0.70
28.0	85.0	< 0.80
28.0	90.0	< 0.90
28.0	95.0	< 0.90

## 2) 团状流动型态

该流动型态的特点是：油相呈团块状在管道上部流动，水相在管道下部流动。见图 2-13。这种流动型态是均匀油分散流动型态与层状流动型态之间的过渡流型，其形成主要受流速影响。在团状流动型态下，若流速降低，将转变为层状流动型态；若流速升高，将转变为油分散流动型态。试验条件见表 2-11。



图 2-12 油水团状流动型态

Fig. 2-12 corporations like oil and water flow patterns

表 2-11 团状流型试验条件表

Table 2-11 Mission-flow test conditions table

温度 (°C)	含水 (%)	流速 (m/S)
28.0	80.0	0.70~0.85
28.0	85.0	0.80~0.90
28.0	90.0	0.90~1.10
28.0	95.0	0.90~1.10

3) 均匀油分散流动型态

该流动型态在含水原油转相后出现。油水两相在管道截面上均匀分布，形成水包油型分散体系。流态图见图 2-13。若流速降低，油水两相即发生分离。试验条件见表 2-12。

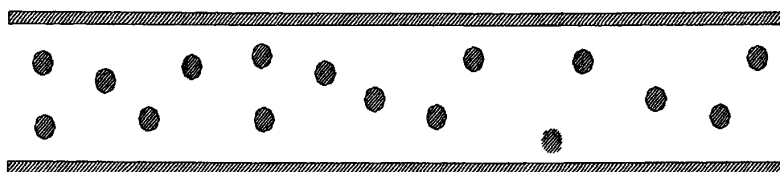


图 2-13 均匀油分散流动型态

Fig. 2-13 evenly spread the oil flow patterns

表 2-12 均匀油分散流型试验条件表

Table 2-12 evenly spread the oil stream Test-table conditions

温度 (°C)	含水 (%)	流速 (m/S)
28.0	80.0	> 0.85
28.0	85.0	> 0.90
28.0	90.0	> 1.10
28.0	95.0	> 1.10

4) 不同流型管输压降变化规律

在进行流型试验的同时，开展了不同含水条件下的管输压降随流型变化的试验

2-13、表 2-14、表 2-15)。结果表明,在相同温度下,当流速逐渐增大时,流动型态由层状流动型态向均匀油分散流动型态变化,管输压降也随之增大。

表 2-13 压降随流型变化数据表

Table 2-13 with the drop-flow changes in the data tables

水 含 度 ( %)	温 度 ( °C)	油 流 量 (m <sup>3</sup> /h)	水 流 量 (m <sup>3</sup> /h)	总 流 量 (m <sup>3</sup> /h)	流 速 ( m/S)	流 型	压 降 (k Pa)
9 5.4	27 .5	0.09	1.89	1.98	0.2 8	层状流	0.2 6
9 5.1	27 .6	0.19	3.65	3.84	0.5 4	层状流	1.3 7
9 5.0	27 .7	0.24	4.59	4.83	0.6 8	层状流	2.5 9
9 4.8	27 .7	0.28	5.75	6.03	0.8 5	团状流	4.5 2
9 5.3	27 .9	0.41	7.77	8.18	1.1 6	均匀油分散流	9.0 7
9 4.4	27 .9	0.50	8.32	8.82	1.2 5	均匀油分散流	10. 90
9 4.8	28 .0	0.62	11.2 5	11.8 7	1.6 8	均匀油分 散流	22. 31

表 2-14 压降随流型变化数据表

Table 2-14 with the drop-flow changes in the data tables

含水 (%)	温度 (°C)	油流量 (m <sup>3</sup> /h)	水流量 (m <sup>3</sup> /h)	总流量 (m <sup>3</sup> /h)	流速 (m/S)	流型	压降 (kPa)
90.6	28.2	0.20	1.91	2.03	0.29	层状流	0.82
90.2	28.2	0.34	3.16	3.50	0.50	层状流	1.64
90.8	28.2	0.48	4.73	5.21	0.74	层状流	3.83
90.2	28.2	0.57	5.28	5.85	0.83	层状流	4.84
90.5	28.3	0.66	6.26	6.92	0.98	团状流	6.62
90.8	28.3	0.73	7.05	7.78	1.10	团状流	8.60
90.7	28.3	0.82	7.96	8.78	1.24	均匀油分散流	11.10
90.4	28.3	0.88	8.37	9.25	1.31	均匀油分散流	12.21

表 2-15 压降随流型变化数据表

Table 2-15 with the drop-flow changes in the data tables

含水 (%)	温度 (°C)	油流量 (m <sup>3</sup> /h)	水流量 (m <sup>3</sup> /h)	总流量 (m <sup>3</sup> /h)	流速 (m/S)	流型	压降 (kPa)
85.	27.5	0.21	1.23	1.44	0.20	层状流	1.46

7					4		
85.4	27.6	0.42	2.70	3.12	0.441	层状流	2.05
85.0	27.7	0.64	3.26	3.88	0.549	层状流	2.89
85.5	27.7	0.77	4.26	5.03	0.711	层状流	4.50
85.5	27.9	0.81	4.37	5.18	0.721	层状流	5.12
85.4	27.9	0.89	4.91	5.80	0.820	团状流	6.63
85.3	28.0	0.93	5.42	6.35	0.898	均匀油分散流	8.37
85.6	28.0	1.05	6.62	7.77	1.099	均匀油分散流	14.26
85.1	28.0	1.44	8.40	9.84	1.392	均匀油分散流	23.28

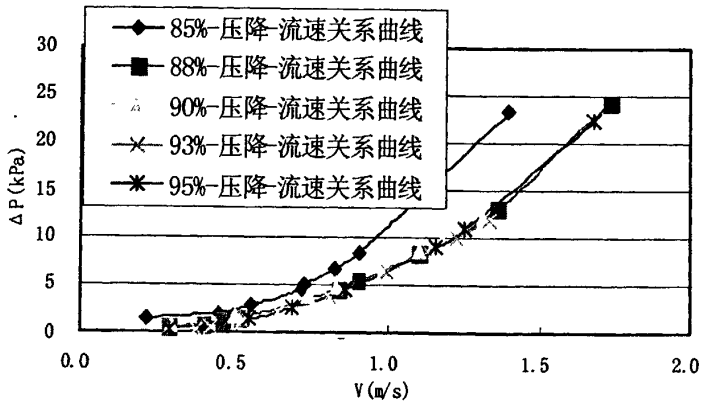


图 2-14 压降-流速关系曲线

Fig. 2-14 drop - velocity curve

#### 4) 试验结果分析

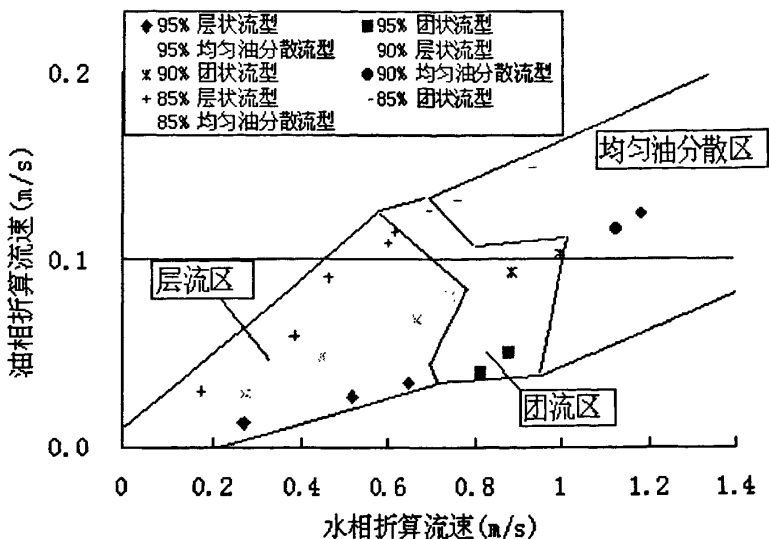


图 2-15 流型分布图

Fig. 2-15 flow-map

由表 2-13-表 2-15、图 2-15 可以看出，在含水 85-95%范围内，随着原油含水率的升高，管输压降呈现出下降趋势，尤其当流速大于 1m/S 时，其下降幅度更为明显。与含水 85%相比，随着原油含水率的升高，引起管输压降明显下降的含水率转折点 88%。图 15 中还显示，原油含水率为 88%、90%、93%、95%的四条曲线相互重合，由此表明，在此含水范围内，特高含水原油的管输流动特性相近。

特高含水原油具有油水两相流体的流动特性，在管输流速<2m/S 的试验条件下，可形成以乳化原油和游离水构成的两相流动型态，当含水率一定时，随着管输流速的增大，依次形成层状流、团状流和油水分散流。

### 2.2.3. 特高含水原油管输流变特性研究

采用室内试验环道和试验基地实液试验环道来研究特高含水原油的管输流变特性。通过测试特高含水原油在不同含水、不同流量、不同温度下的管输压降，计算出剪切应力  $\tau$  ( $\tau = \Delta PD/4L$ ) 和流动特性参数值  $Dr$  ( $Dr=8V/D$ )。然后，对相同温度下的  $\tau$  和  $Dr$  数据组取对数回归，得出流动特性指数  $n'$  与稠度系数  $K_p'$ 。图 2-16、图 2-17、图 2-18、图 2-19 分别为在 40℃、35℃、30℃、25℃条件下，采用从试验基地取回的油样和水样（萨南油田南 2-9 转油站所辖计量间来液）配制的特高含水原油做试验介质，由在室内小型试验环道上测得的数据绘制的  $\ln \tau$  和  $\ln Dr$  关系曲线。图 2-20、图 2-21、图 2-22 分别为在 40℃、35℃、30℃条件下，直接采用从油田生产站输来的油井产物配制出的特

高含水原油做试验介质，由在试验基地试验环道上测得的数据绘制的  $\ln \tau$  和  $\ln Dr$  关系曲线。

表 2-16、表 2-17、表 2-18、表 2-19 是对不同条件下的试验数据进行回归求出流动特性参数  $n'$  和  $K_p'$ 。可以看出，由实测数据作出的  $\ln \tau$  和  $\ln Dr$  呈线性关系，相关系数接近 1，可获得较为准确的  $n'$  和  $K_p'$  值。

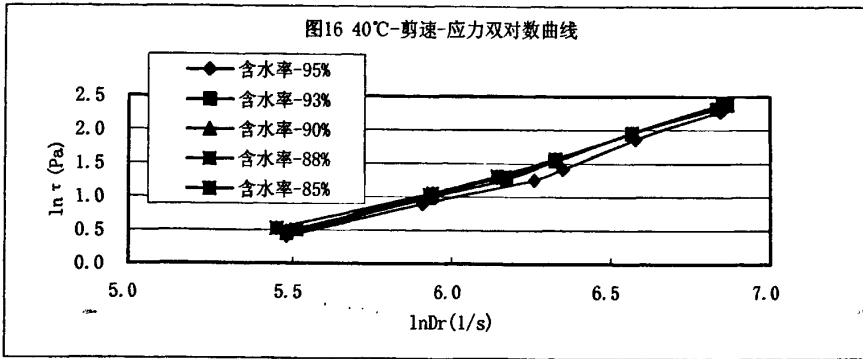


图 2-16 40℃时剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-16 40 °C shear - the stress of the double curve

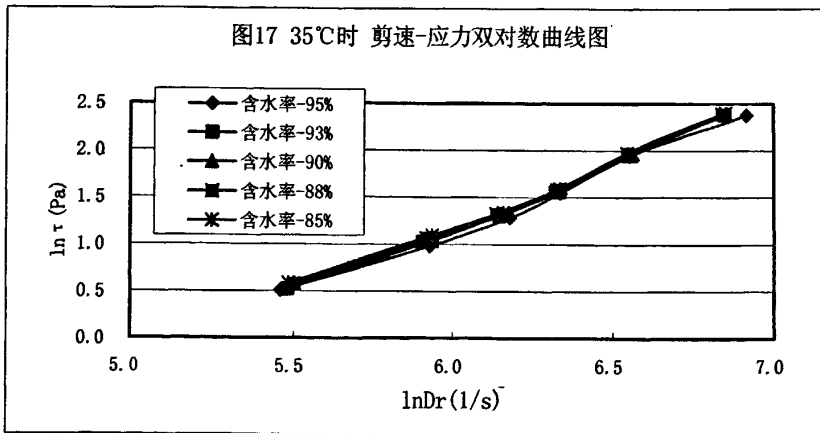


图 2-17 35℃时℃剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-17 35 °C shear - the stress of the double curve



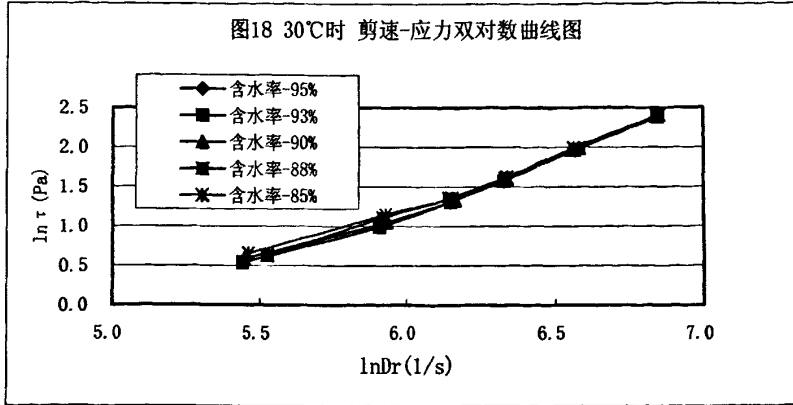
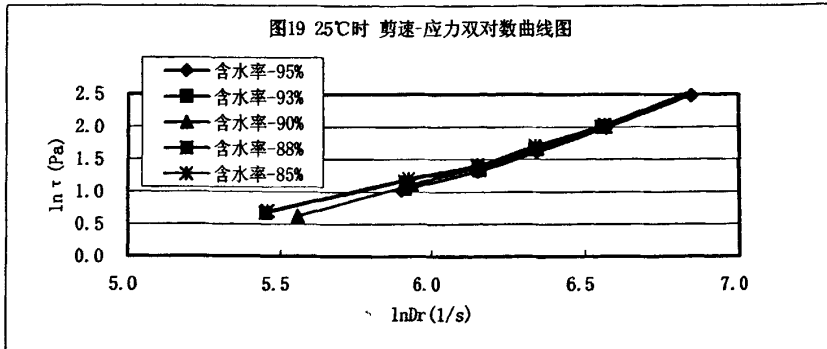


图 2-18 30℃时剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-18 30 °C shear - the stress of the double curve



2-19 25℃时剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-19 25 °C shear - the stress of the double curve

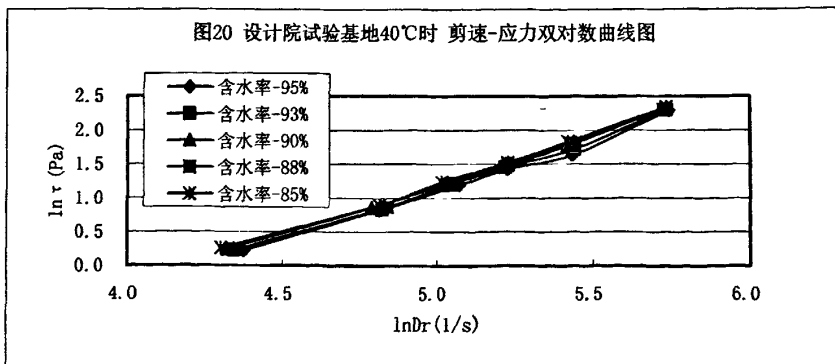


图 2-20 设计院基地 40℃时剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-20 Experimental Design Institute Base 40 °C shear - the stress of the double curve

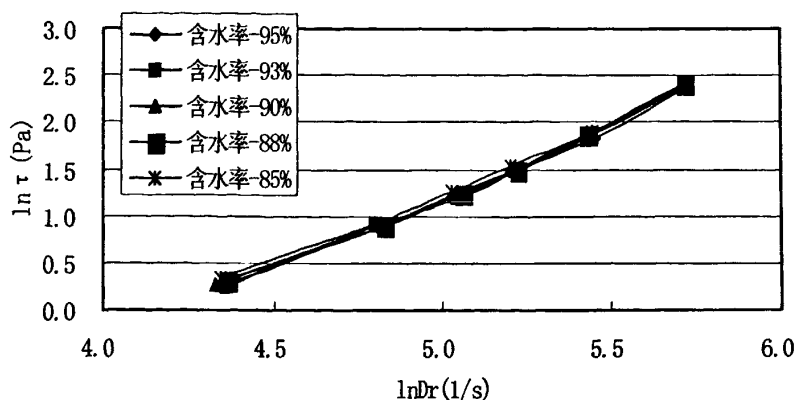


图 2-21 设计院基地 35 °C 时 $\tau$ 剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-21 Experimental Design Institute Base 35 °C shear - the stress of the double curve

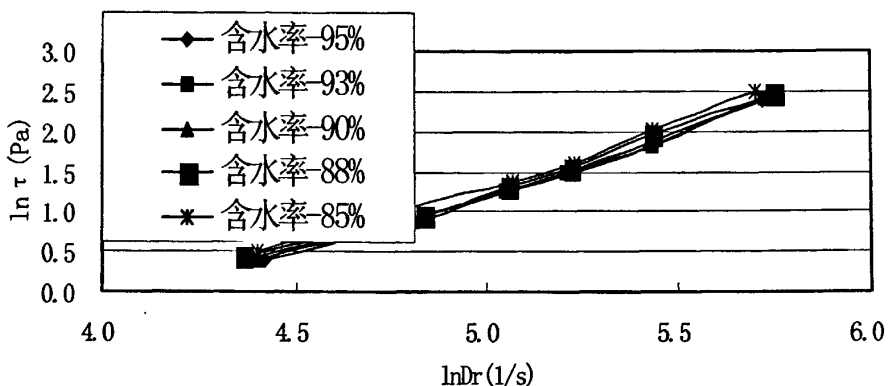


图 2-22 设计院基地 30 °C 时 $\tau$ 剪切-应力双对数曲线

Fig. 2-22 Experimental Design Institute Base 30 °C shear - the stress of the double curve

表 2-16 试验基地取回油水样室内小型试验环道  $n'$ 、 $K_p'$  实测值

Table 2-16 test base to recover a small room like oil and water test loop  $n'$ ,  $K_p'$  measured

温度(°C)	含水 (%)	流速(m/s)	$n'$	$K_p'$	相关系数
40	94.6	2.00	1.512	0.00030	0.973
	94.7	1.53			
	94.9	1.22			
	94.8	1.11			
	94.9	0.78			
	95.1	0.51			

	92.9	1.98	1.399	0.0069	0.991
	92.9	1.51			
	93.4	1.19			
	92.7	1.02			
	93.3	0.80			
	93.1	0.51			
	90.0	2.04	1.380	0.00079	0.994
	90.3	1.51			
	89.9	1.20			
	90.1	0.99			
	90.0	0.80			
	89.1	0.51			
	88.0	2.04	1.394	0.00077	0.995
	88.1	1.52			
	87.9	1.19			
	88.0	1.02			
	87.3	0.80			
	88.2	0.53			
	84.4	2.01	1.339	0.00106	0.989
	85.1	1.52			
	85.1	1.19			
	84.8	0.99			
	85.1	0.81			
	84.6	0.49			

表 2-17 试验基地取回油水样室内小型试验环道  $n'$ 、 $K_p'$  实测值Table 2-17 test base to recover a small room like oil and water test loop  $n'$ ,  $K_p'$  measured

温度(°C)	含水 (%)	流速(m/s)	$n'$	$K_p'$	相关系数
35	95.0	2.14	1.322	0.00112	0.985
	94.8	1.49			
	94.6	1.20			
	95.7	1.03			
	94.7	0.80			
	95.1	0.50			
	93.0	1.99	1.372	0.00086	0.991
	93.0	1.49			
	93.0	1.18			
	92.9	1.00			
	93.2	0.78			
	93.1	0.51			
-	89.4	2.00	1.389	0.00088	0.989
	89.7	1.50			
	89.6	1.20			
	89.8	1.00			
	89.3	0.80			
	89.4	0.51			
	88.2	1.98	1.378	0.00091	0.991
	87.9	1.48			
	87.8	1.19			
	87.8	0.98			

	87.4	0.79	1.332	0.00112	0.988
	87.8	0.52			
	84.4	2.00			
	85.2	1.51			
	84.7	1.20			
	84.6	1.01			
	85.3	0.80			
	85.1	0.51			

表 2-18 试验基地取回油水样室内小型试验环道  $n'$ 、 $K_p'$  实测值

Table 2-18 test base to recover a small room like oil and water test loop  $n'$ ,  $K_p'$  measured

温度(°C)	含水 (%)	流速(m/s)	$n'$	$K_p'$	相关系数
30	94.6	2.00	1.332	0.00111	0.984
	94.3	1.51			
	94.4	1.19			
	95.2	1.00			
	95.6	0.78			
	94.4	0.49			
	93.1	2.03	1.339	0.00105	0.983
	92.4	1.50			
	93.0	1.21			
	92.4	1.00			
	92.0	0.81			
	92.4	0.50			

第二章 特高含水原油低温集输与处理特性研究

	89.6	1.99	1.315	0.00126	0.980
	89.8	1.49			
	90.3	1.20			
	90.2	1.01			
	89.2	0.80			
	89.3	0.49			
	88.2	1.99	1.335	0.00112	0.993
	87.6	1.53			
	87.3	1.19			
	87.8	0.99			
	87.9	0.79			
	87.4	0.53			
	84.4	2.01	1.266	0.00177	0.983
	85.0	1.50			
	85.2	1.20			
	85.3	1.00			
	84.5	0.80			
	85.2	0.50			

表 2-19 试验基地取回油水样室内小型试验环道  $n'$ 、 $K_p'$  实测值

Table 2-19 test base to recover a small room like oil and water test loop  $n'$ ,  $K_p'$  measured

温度(°C)	含水 (%)	流速(m/S)	$n'$	$K_p'$	相关系数
25	95.0	2.01	1.558	0.00027	0.990
	94.6	1.51			
	95.6	1.21			
	94.8	1.00			
	94.6	0.77			
	93.0	2.00	1.590	0.00022	0.993
	93.1	1.49			
	92.9	1.20			
	92.2	1.00			
	92.3	0.79			
	89.6	2.00	1.456	0.00054	0.990
	90.0	1.51			
	90.0	1.21			
	89.7	0.99			
	90.0	0.81			
	90.0	0.55	1.317	0.00137	0.977
	87.7	2.00			
	87.4	1.51			
	87.8	1.20			
	87.4	1.00			
87.9	0.78	87.6	0.50		

	85.1	1.99	1.313	0.00142	0.979
	85.7	1.51			
	85.3	1.20			
	84.4	1.00			
	84.8	0.79			
	84.6	0.50			

由试验数据回归得出的  $n'$  大于 1, 表明特高含水原油仍然具有非牛顿流体的特性, 其流变行为符合幂律方程, 且具有膨胀性。

#### 2.2.4. 特高含水原油管输压降预测方法研究

具有幂律流体流变特征的特高含水原油的管输压降  $\Delta P$  是  $n'$  和  $K_p'$  的函数。试算表明, 对温度为 30~45℃、含水为 85~95% 的特高含水原油, 可采用 Metznen-Weltman 方法计算其管输压降。

##### (1) Metznen-Weltman 方法

$$1) \text{ 雷诺数} \quad R_{MR} = \frac{D^{n'} V^{2-n'} \rho}{8^{n'-1} K_p'} \quad (2-3)$$

$$2) \text{ 管输压降} \quad f(\tau) = \left( \frac{\tau_b}{K_p'} \right)^{1/n'} \quad (2-4)$$

##### 3) 幂律流体

$$n' = \frac{d \ln (\Delta P D / 4 L)}{d \ln \frac{8V}{D}} \quad (2-5)$$

将 (2-5) 式积分得

$$\Delta P = \frac{8^{n'+1} K_p' V^{n'} L}{2 D^{n'+1}} \times 10^{-6} \quad (2-6)$$

式中:  $R_{MR}$ ——雷诺数

$V$ ——流速 m/S



$\rho$ ——试样密度  $\text{kg/m}^3$

$D$ ——管内径  $\text{m}$

$\Delta P$ ——压降  $\text{MPa}$

$L$ ——管长  $\text{m}$

$n'$ ——流态特性参数

$K_p'$ ——稠度系数

由于上述试验数据回归的相关系数接近于 1， $\ln \tau$  和  $\ln Dr$  呈现较强的线性关系，可得到准确的线性特征参数  $n'$ 、 $K_p'$  值。因此，压降计算式 (2-6) 的压降计算值与室内试验环道的压降实测值，必有良好的吻合性。

## (2) 油田规划设计常用含水原油管输压降计算公式

1) 雷诺数 
$$R_e = \frac{DV}{\eta_a} \quad (2-7)$$

### 2) 流态判别

层流:  $R_e \leq 2000$ ;

过渡流:  $2000 < R_e < 3000$

紊流:  $R_e \geq 3000$ ;

3) 管壁相对粗糙度 
$$\varepsilon = \frac{2e}{D} \quad (2-8)$$

### 4) 各种流态的摩阻系数 $\lambda$

表 2-20 摩阻系数  $\lambda$  计算公式Table 2-20 friction coefficient formula  $\lambda$ 

流 态		雷诺数范围	摩阻系数计算公式
层 流		$Re \leq 2000$	$\lambda = \frac{64}{Re}$
过渡区		$2000 < Re < 3000$	$\lambda = \frac{0.16}{Re^{0.25}}$
紊 流	水力光滑区	$3000 \leq Re \leq R_{e1} = \frac{59.5}{\varepsilon^{8/7}}$	$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$
	混合摩阻区	$R_{e1} < Re \leq R_{e2} = \frac{665 - 765 \lg \varepsilon}{\varepsilon}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[ \frac{6.8}{Re} + \left( \frac{\varepsilon}{7.4} \right)^{1.11} \right]$
	粗糙区	$Re > R_{e2} = \frac{665 - 765 \lg \varepsilon}{\varepsilon}$	$\lambda = \frac{1}{(1.74 - 2 \lg \varepsilon)^2}$

## 5) 管道压降 (摩阻) 计算

$$H = \lambda \frac{V^2}{2gD} (L + L_a) \quad (2-9)$$

式中:  $H$ ——管道压降 m

$V$ ——流速 m/s

$\lambda$ ——水力摩阻系数

$D$ ——管内径 m

$g$ ——重力加速度  $9.8\text{m/s}^2$

$L$ ——管线长度 m

$L_a$ ——管线局部阻力当量长度 m

从上式可以看出, 油田常用计算方法是将特高含水原油视为牛顿流体的一种计算方法。

## 2.2.5. 特高含水原油管输压降计算的修正与验证

### (1) 管输压降计算方法的修正

试算结果表明，采用取回油水样由室内小口径试验环道数据回归得到流动特性指数  $n'$  和稠度系数  $K_p'$ ，再由 Metznen-Weltman 方法计算出的管输压降与试验基地大口径管道实液介质测得的压降的差异较大。所以，需对 Metznen-Weltman 方法进行修正。

依据相似原理，取修正项为  $\alpha = \beta (D/d_0)$ ， $\beta$  为待定系数，由  $\Delta P_1 = \beta (D/d_0) \Delta P_2$  的确定。其中， $\Delta P_1$  为试验基地试验管道实测压降， $\Delta P_2$  为由压降计算公式计算出的压降值， $D$  为试验基地试验管道算管径， $d_0$  为室内试验环道管径。由计算得出  $\beta = 1.5$ ，故有，修正后的压降计算公式为：

$$\Delta P = a \frac{8^{n'+1} K_p' V_p^{n'} L}{2D^{n'+1}} \times 10^{-6} \quad (2-10)$$

式中，修正系数  $a = 1.5 (D/d_0)$

### (2) 修正后的压降公式计算值与试验环道管输压降实测值的比较

采用试验基地实液试验环道的测试数据对两种压降计算方法进行了验证（表 21-表 23）。采用修正后的 Metznen-Weltman 计算方法计算管输压降与实测值的比较结果表明，当管输温度为 40℃ 时，平均相对误差为 10.6%，35℃ 时，平均相对误差为 11.5%，30℃ 时，平均相对误差为 14.2%。采用油田常用压降计算公式计算管输压降与实测值比较结果表明，当管输温度为 40℃ 时，平均相对误差为 28.7%，35℃ 时平均相对误差为 28.5%，30℃ 时平均相对误差为 28.1%。可以看出，修正后的 Metznen-Weltman 计算方法的计算误差均小于 15%，具有满足工程应用要求的前景，而油田常用压降计算公式的计算误差均大于 28%，满足不了工程应用要求。

表 2-21 40℃时压降计算值与实液环道实测值对比数据表

Table 2-21 40 °C when the pressure drop is calculated and measured liquid Bay Road comparison tables

温度 (°C)	含水 (%)	流速 (m/S)	实测值 $\Delta P_1$ (MPa)	本研究修正公式计 算值 $\Delta P_2$ (MPa)	$\Delta P_2$ 与 $\Delta P_1$ 相对误差 (%)	常用公式计 算值 $\Delta P_3$ (MPa)	$\Delta P_3$ 与 $\Delta P_1$ 相对误差 (%)
40	95	2.03	0.34	0.275	-19.1	0.243	-28.5
		1.49	0.19	0.172	-9.5	0.185	-2.6
		1.21	0.14	0.126	-10.0	0.154	10.0
		1.04	0.11	0.100	-9.1	0.135	22.7
		0.80	0.08	0.067	-16.3	0.107	33.8
	93	2.01	0.35	0.328	-6.3	0.251	-28.3
		1.50	0.20	0.217	8.5	0.196	-2.0
		1.20	0.15	0.159	6.0	0.162	8.0
		1.01	0.12	0.125	4.2	0.140	16.7
		0.81	0.08	0.091	13.8	0.116	45.0
		0.50	0.04	0.047	17.5	0.077	92.5
	90	1.99	0.35	0.335	-4.3	0.250	-28.6
		1.47	0.20	0.220	10.0	0.193	-3.5
		1.21	0.15	0.169	12.7	0.164	9.3
		0.99	0.12	0.129	7.5	0.139	15.8
		0.78	0.08	0.092	15.0	0.113	41.3
		0.49	0.04	0.048	20.0	0.077	92.5
	88	1.99	0.35	0.333	-4.9	0.250	-28.6
		1.48	0.21	0.220	4.8	0.194	-7.6

		1.21	0.16	0.166	3.8	0.164	2.5
		1.02	0.12	0.131	9.2	0.142	18.3
		0.82	0.08	0.096	20.0	0.118	47.5
		0.51	0.04	0.047	17.5	0.079	97.5
	85	2.01	0.36	0.357	-0.8	0.254	-29.4
		1.47	0.22	0.235	6.8	0.196	-10.9
		1.21	0.16	0.181	13.1	0.166	3.8
		0.98	0.12	0.137	14.2	0.140	16.7
		0.80	0.09	0.104	15.6	0.118	31.1
		0.48	0.05	0.053	6.0	0.077	54.0
	平均相对误差				10.6		28.7

表 2-22 35℃时压降计算值与实液环道实测值对比数据表

Table 2-22 35 °C when the pressure drop is calculated and measured liquid Bay Road comparison tables

温度 (°C)	含水 (%)	流速 (m/S)	$\Delta P_1$ (MPa)	本研究修正公式计算值 $\Delta P_2$ (MPa)	$\Delta P_2$ 与 $\Delta P_1$ 相对误差 (%)	常用公式计算值 $\Delta P_3$ (MPa)	$\Delta P_3$ 与 $\Delta P_1$ 相对误差 (%)
35	95	1.99	0.37	0.339	-8.4	0.253	-31.6
		1.52	0.21	0.237	12.9	0.202	-3.8
		1.20	0.15	0.174	16.0	0.166	10.7
		0.99	0.11	0.131	19.1	0.141	28.2
		0.80	0.08	0.095	18.8	0.118	47.5
		0.50	0.04	0.048	20.0	0.080	100.0
	93	2.00	0.38	0.347	-8.7	0.254	-33.2
		1.49	0.22	0.232	5.5	0.198	-10.0

		1.20	0.15	0.172	14.7	0.165	10.0
		1.01	0.12	0.136	13.3	0.143	19.2
		0.79	0.09	0.097	7.8	0.116	28.9
		0.51	0.05	0.053	6.0	0.080	60.0
	90	2.00	0.39	0.347	-11.0	0.253	-35.1
		1.51	0.22	0.236	7.3	0.200	-9.1
		1.19	0.16	0.171	6.9	0.163	1.9
		0.99	0.12	0.133	10.8	0.140	16.7
		0.81	0.09	0.101	12.2	0.118	31.1
		0.49	0.05	0.051	2.0	0.077	54.0
	88	1.99	0.39	0.356	-8.7	0.254	-34.9
		1.49	0.23	0.240	4.3	0.199	-13.5
		1.20	0.15	0.178	18.7	0.166	10.7
		1.02	0.12	0.143	19.2	0.145	20.8
		0.81	0.09	0.104	15.6	0.119	32.2
		0.51	0.05	0.055	10.0	0.081	62.0
	85	2.00	0.39	0.363	-6.9	0.255	-34.6
		1.51	0.23	0.250	8.7	0.201	-12.6
		1.18	0.16	0.180	12.5	0.164	2.5
		0.99	0.13	0.142	9.2	0.142	9.2
		0.79	0.09	0.105	16.7	0.117	30.0
		0.50	0.05	0.057	14.0	0.080	60.0
平均相对误差					11.5		28.5

表 2-23 30℃时压降计算值与实液环道实测值对比数据表

Table 2-23 30 °C when the pressure drop is calculated and measured liquid Bay Road comparison tables

温度 (°C)	含水 (%)	流速 (m/S)	$\Delta P_1$ (MPa)	本研究修正 公式计算值	$\Delta P_2$ 与 $\Delta P_1$	常用公式	$\Delta P_3$ 与 $\Delta P_1$
				$\Delta P_2$ (MPa)	相 对 误 差 (%)	计算值 $\Delta P_3$ (MPa)	相对误差 (%)
30	95	1.99	0.38	0.355	-6.6	0.256	-32.6
		1.49	0.22	0.242	10.0	0.201	-8.6
		1.22	0.15	0.18	20.0	0.170	13.3
		1.02	0.12	0.143	19.2	0.146	21.7
		0.80	0.08	0.095	18.8	0.120	50.0
		0.54	0.05	0.059	18.0	0.086	72.0
	93	2.00	0.38	0.354	-6.8	0.256	-32.6
		1.49	0.22	0.237	7.7	0.200	-9.1
		1.19	0.16	0.177	10.6	0.166	3.8
		1.01	0.12	0.142	18.3	0.144	20.0
		0.79	0.09	0.102	13.3	0.118	31.1
		0.51	0.05	0.057	4.0	0.082	64.0
	90	2.03	0.39	0.376	-3.6	0.260	-33.3
		1.48	0.22	0.248	12.7	0.200	-9.1
		1.20	0.16	0.189	18.1	0.168	5.0
		1.02	0.12	0.144	20.0	0.147	22.5
		0.78	0.09	0.107	18.9	0.118	31.1
		0.53	0.05	0.06	20.0	0.086	72.0
	2.04	0.41	0.378	-7.8	0.261	-36.3	
	1.50	0.25	0.250	0.0	0.201	-19.6	

	88	1.21	0.16	0.188	17.5	0.169	5.6
		1.02	0.13	0.150	15.4	0.146	12.3
		0.82	0.09	0.108	20.0	0.122	35.6
		0.51	0.05	0.059	18.0	0.082	64.0
	85	1.95	0.42	0.378	-10.0	0.254	-39.5
		1.49	0.26	0.269	3.5	0.204	-21.5
		1.22	0.17	0.204	20.0	0.173	1.8
		1.03	0.14	0.167	19.3	0.151	7.9
		0.78	0.10	0.119	19.0	0.120	20.0
		0.53	0.06	0.071	18.3	0.088	46.7
	平均相对误差				14.2		28.1

#### (4) 管输压降计算方法的生产现场管道实测值验证

为了将生产现场特高含水原油输送管道的管输压降实测值与两个公式的计算值进行比较,在喇萨杏油田中选取的6座新建转油站的特高含水原油外输管道进行了管输参数验证测试,测试结果见表21-24,表中:

$\Delta P_1$  —— 现场实际测试的压降 MPa;

$\Delta P_2$  —— 按修正公式计算的压降 MPa;

$\Delta P_3$  —— 按规划设计常用公式计算的压降 MPa;



表2-24 两种计算公式的压降计算值与生产现场管道实测值的比较

Table 2-24 two calculating formula for calculating the pressure drop and production value of the pipeline at the scene measured value

地点	温度	流速 m/S	管道规格 mm	长度 m	含水率 %	实测压降 $\Delta P_1$ MPa	本研究修正公式 计算压降 $\Delta P_2$ MPa	$\Delta P_2$ 与 $\Delta P_1$ 相对误差 %	常用公式 计算压降 $\Delta P_3$ MPa	$\Delta P_3$ 与 $\Delta P_1$ 相对误差 %
新中 504 站	40.0	0.95	$\Phi 325 \times 7$	2650	93.2	0.112	0.091	-18.7	0.139	24.5
杏 3201 站	5.2	0.78	$\Phi 219 \times 7$	2780	87.8	0.128	0.131	2.9	0.145	13.3
杏南 1 站	5.6	1.06	$\Phi 219 \times 7$	2200	89.6	0.175	0.179	2.7	0.210	21.2
杏南 2 站	6.1	1.16	$\Phi 219 \times 7$	2600	90.2	0.218	0.233	6.9	0.276	26.6
萨北 23 站	5.8	0.86	$\Phi 219 \times 7$	900	85.4	0.077	0.088	13.9	0.056	-26.5
杏南 20 站	5.7	0.62	$\Phi 219 \times 7$	3200	90.8	0.132	0.109	17.6	0.096	-20.8
平均相对误差			/	/	/	/	/	11.1	/	22.1

从表 2-24 可以看出，修正公式计算压降与生产现场管道实测压降的相对误差为 11.1%，常用公式计算压降与实测压降的相对误差为 22.1%，修正公式的计算精度明显优于常用公式。

### 2.2.6. 低温特高含水原油的管输压降影响因素分析

以从试验基地取回的油水样为试验介质，在室内环道试验装置上进行了管输参数测试，分析了温度、含水率和流速对管输压降的影响。

表 2-25 管输压降与温度、含水率、流速关系测试数据表

Table 2-25 to lose control and the drop of temperature, moisture content, test the relationship between flow rate data table

设定温度 (°C)	实测温度 (°C)	设定含水率 (%)	实测含水率 (%)	流速 (m/S)	管输压降 (MPa)
40	39.7	95	94.7	1.5	0.021
35	34.9	95	94.8		0.023
30	30.4	95	94.3		0.023
40	39.9	95	94.8	1.0	0.012
35	35.4	95	95.7		0.012
30	30.2	95	95.2		0.012
40	40.1	93	92.9	1.5	0.023
35	35.2	93	93.0		0.023
30	30.5	93	92.4		0.023
40	39.8	93	92.7	1.0	0.012
35	35.4	93	92.9		0.012
30	30.8	93	92.4		0.012
40	39.5	90	90.3	1.5	0.023
35	35.1	90	89.7		0.023
30	30.4	90	89.8		0.024
40	39.8	90	90.1	1.0	0.012
35	35.2	90	89.8		0.012
30	30.4	90	90.2		0.012
40	39.8	88	88.1	1.5	0.023
35	35.2	88	87.9		0.024

30	30.4	88	87.6		0.024
40	40.5	88	88.0	1.0	0.012
35	35.8	88	87.8		0.012
30	30.5	88	87.8		0.013
40	40.3	85	85.1	1.5	0.023
35	35.4	85	85.2		0.024
30	30.0	85	85.0		0.024
40	40.0	85	84.5	1.0	0.012
35	34.9	85	84.6		0.013
30	30.2	85	85.3		0.013

试验介质：从试验基地取来油水样试验环道：室内试验环道

从上表可以看出：

(1) 当特高含水原油的温度从 40℃ 降到 30℃ 时，管输压降普遍呈现升高的趋势，但上升的幅度较小，仅为 4.3-9.5%。由此表明，当特高含水原油的管输温度降到低于原油凝固点时，不会引起管输压降的明显升高。

(2) 当含水率从 85% 上升到 95% 时，总的趋势是随着含水率的上升管输压降下降，最大下降幅度为 7.6%，含水率上升对管输压降的影响不明显。

(3) 流速对管输压降的影响仍然明显，随着流速的增大管输压降呈上升趋势，当流速由 1m/S 上升到 1.5m/S 时，管输压降增大 100% 左右。

### 2.3 特高含水原油沉降分离特性研究

大庆喇萨杏油田（采油一~六厂）采出液的综合含水率已经达到了 90% 以上，进入特高含水开发期。为了搞清特高含水原油的油水分离特性和低温游离水脱除特性，开展了此项研究，以为联合站系统低温集输与低温游离水脱除现场试验方案的制定提供依据。

### 2.3.1. 主要研究内容

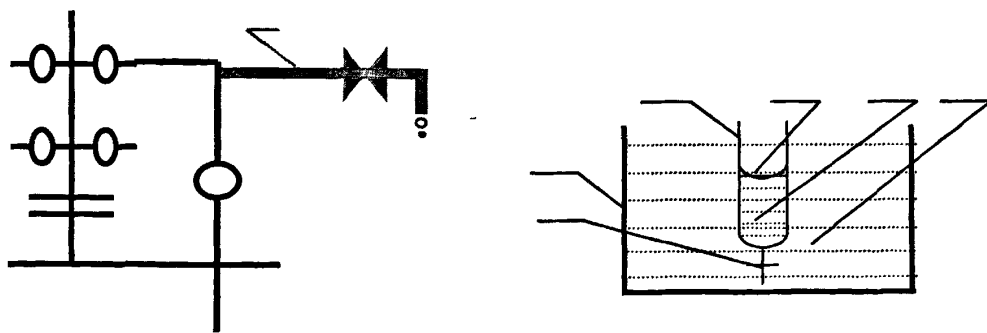
- (1) 特高含水采出液油水沉降分离测试装置研制
- (2) 油井井口采出液取样沉降分离特性测试
- (3) 联合站进液取样沉降分离特性测试
- (4) 联合站游离水脱除器沉降分离参数测试
- (5) 油水沉降分离装置测试结果与游离水脱除器测试结果比较

### 2.3.2. 总体研究方案

研制适于特高含水原油采出液沉降分离的测试装置，建立特高含水原油的油水沉降分离测试方法。依据该方法对采油一~六厂含水 85~95%的油井采出液进行油水沉降分离测试，找出不同含水采出液在不同沉降温度、不同加药浓度、不同沉降时间下的油水沉降分离规律。而后，对采油一~六厂具有代表性的联合站来液取样，采用沉降分离测试装置现场测试油水分离数据。以同样的油水分离条件，调整在用游离水脱除器的运行参数，进行油水分离参数测试，以验证沉降分离测试装置测试结果与游离水脱除器生产运行实测结果的符合性。

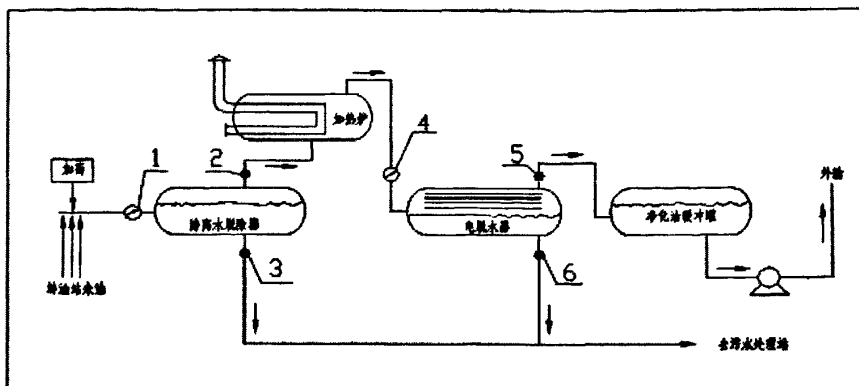
### 2.3.3. 试验流程

(1) 测试时，首先在井口取样，然后对样品加入破乳剂，进行恒温、搅拌；达到测试条件后，开始计时，测取数据，测试的流程见图 2-22。



1.井口来液 2.恒温水浴 3.放样口 4.测试瓶 5.油相 6.水相 7. 恒温水

为了验证井口测试结果，在联合站测试。测试点设在游离水脱除器入口、油出口、水出口，测试流程见图 2-23。



- 1—游离水脱除器流量、进液总含水测试点
- 2—游离水脱除器油出口取样点
- 3—游离水脱除器水出口取样点

图 2-23 联合站测试点布置图

Fig. 2-23 at the joint stand the test layout

### 2.3.4. 试验地点的选取

#### (1) 油井的选取

在采油一~六厂分别选择采出液含水接近 90-95%的特高含水油井做为测试点，共选择了 6 口油井（表 2-26）。

表 2-26 喇萨杏油田所选测试井基础数据表

Table 2-26 Lasaxing oil wells on the basis of the selected test data sheets

区块	井号	产液量 (t/d)	含水率 (%)	聚合物含量 (mg/L)
萨中油田 (采油一厂)	北 1-41-535	57	89.2	54.6
萨南油田 (采油二厂)	南 180-59	45	94.8	23.5
萨北油田 (采油三厂)	北 2-3-丙 106	38	94.3	6.2
杏北油田 (采油四厂)	杏 5-1-38	62	95.2	37.6
杏南油田 (采油五厂)	杏 8-3127	25	95.1	1.3
喇嘛甸油田 (采油六厂)	喇 10-2416	42	94.2	28.6

表 2-27 为上述测试井所属联合站所产原油的凝固点、密度及粘度的测试结果，这些数据代表了测试井所在油田区块的原油物性。

表 2-27 喇萨杏油田典型联合站原油物性数据表

Table 2-27 Lasaxing typical of the Joint Station crude oil properties data tables

地点	凝固点 (°C)	密度 (g/cm <sup>3</sup> )	50°C动力粘度 (mPa.S)
喇嘛甸油田喇二联	33	0.865	32.1
萨中油田中十四联	31	0.852	24.3
萨南油田南四联	32	0.854	25.3
萨北油田北 II-2 联	33	0.854	29.9
杏北油田杏一联	31	0.842	16.1
杏南油田杏五-1 联	32	0.845	15.4

## (2) 联合站的选取

在喇萨杏油田选择采出液综合含水 85-90%且运行较稳定的的联合站做为测试点。

表 2-28 喇萨杏油田典型联合站测试点基础数据表

Table 2-28 Lasaxing typical oil field joint stand at the basis of test data sheets

序号	站名	来液量 (m <sup>3</sup> /d)	进液含水 (%)	聚合物 (mg/L)	破乳剂型号	加药量 (mg/L)
1	喇二联	40992	87.5	51.7	CP903	11.0
2	中十四联	56000	89.0	120.0	DBK-9501	2.67
3	南四联	16992	91.4	0	WL 高分子	3.50
4	北 II-2 联	44832	92.0	140.8	AE31	9.00
5	杏一联	20000	89.0	0	HC-02	3.30
6	杏五-1 联	16349	89.6	0	DP101	13.0

## 2.3.5. 油水沉降分离测试装置研制与测试方法建立

## (1) 油水沉降分离测试装置研制研制

针对特高含水原油的特点,结合在常规静置分层测试的经验,研制了适合于特高含水原油静置分层测试装置(图 2-24、图 2-25)。该装置的构成和功能特点如下:

1) 设有自动升温、降温、恒温机构。温度控制范围为  $20^{\circ}\text{C}\sim 80^{\circ}\text{C}$ , 增设了低温测试段, 可获得不加热集输和低温集输条件下的油水沉降分离特性数据。

2) 设计采用了大容积取样器, 取样量由常规的  $500\text{mg/L}$  增加到  $1000\text{mL}$ , 使可取出的脱后油相样量和水相样量各增加 1 倍, 可有效克服常规取样器取样量少、油水沉降运移流程短、对特高含水原油测试误差大的问题。

3) 增设了可调速电动搅拌器, 由常规的静态分离变为可动态分离。从而实现了试样加药后进行均匀搅拌, 并建立扰动状态测试条件。

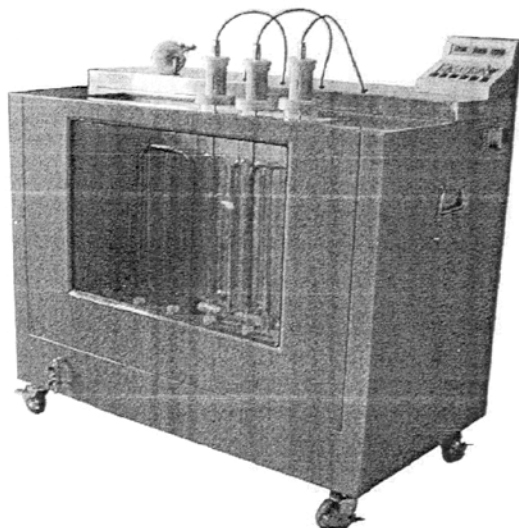


图 2-24 油水分离测试装置

Fig.2-24 oil-water separation test device

## (2) 测试方法建立

根据特高含水原油特点,通过室内试验建立了特高含水原油采出液沉降分离参数的测试方法(见附件)。

### 2.3.6. 油水沉降分离测试装置测试结果的验证

为验证对采出液取样的油水沉降分离测试结果的准确性，并考察在用游离水脱除器的油水沉降分离特性，在喇萨杏油田选择 6 座联合站，对其进液进行了测试装置取样油水沉降分离测试和在用游离水脱除器人为调节沉降时间（在当前不满负荷的基础上向沉降时间缩短的方向调节）后的运行参数实测。所选联合站的基础数据见表 2-29。



表 2-29 喇萨杏油田联合站测试点游离水脱除器运行数据表

Table 2-29 Lasaxing oil field joint testing stations at the free-running water removal data table

序号	站名	来液量 (m <sup>3</sup> /d)	来液 含水 (%)	聚合物 含量 (mg/L)	生产用 破乳剂 型号	加药量 (mg/L)	游离水脱除器								
							规格 Φ×L (m)	台数 (台)	沉降 时间 (min)	操作 温度 (°C)	出水 含水 (%)	出水 含油 (mg/L)	单台处 理液量 (m <sup>3</sup> /h)	界面 高度 (m)	负荷率 (%)
1	喇二联	40992	87.5	51.7	CP903	11.0	4×20	5	31.1	40	21.9	320.0	338	1.2	48.2
2	中十四联	30000	90.0	5.6	DBK-9501	3.3	4×20	4	34.0	40	15.0	190.0	312	2.5	44.1
3	南四联	16992	91.4	0	WL 高 子	3.50	3.6×16	4	35.3	40	43.8	250.9	187	2.6	42.5
4	北II-2联	44832	92.0	140.8	AE31	9.0	4×20	6	34.1	40	15.0	1500.0	400	2.0	44.0
5	杏一联	20000	89.0	0	HC-02	3.3	4×30	4	58.0	40	11.0	300.0	310	3.0	64.0
6	杏五-1联	16349	89.6	0	DP101	13.0	4×16	2	22.0	39	16.5	420.0	340.6	2.4	68.1

## 1) 试验内容

### ①油水沉降分离装置测试

对联合站来液取样，进行油水沉降分离装置测试，观测特高含水原油油水沉降分离的特性与规律。测试参数如下：

A. 生产运行温度：37~40℃。

B. 加药量：50-200%的生产运行加药量

C. 沉降时间：5 min、10 min、15 min、20min、25 min、30min。

### ②在用游离水脱除器运行测试

对在用游离水脱除器进行运行测试，验证取样静置分层的测试结果。通过调节多台并联（2-6台）游离水脱除器中1台游离水脱除器的处理量，改变采出液在此游离水脱除器中的沉降分离时间，测试脱后油中含水率和水中含油量等运行参数。

## 2) 试验结果及分析

喇萨杏油田6座联合站的测试结果见表2-30-表2-36。

在试验过程中，对规格为 $\Phi 4\text{m}$ 的游离水脱除器，将其界面高度由2m提高到3m；对规格为 $\Phi 3.6\text{m}$ 的游离水脱除器，将其界面高度由1.8m提高到2.8m。

表 2-30 北Ⅱ-2 游离水脱除器与沉降分离取样测试数据对比表

Table 2-30 North II -2 free removal of water-sample separation settlement with Test Data Comparison Table

加药浓度 (mg/L)	游离水脱除器运行数据				油水沉降分离取样测试数据		
	沉降时间 (min)	处理量 (m <sup>3</sup> /h)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)	沉降时间 (min)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)
5.0	29.2	370	4.2	453.4	30	3.5	388.6
	25.1	430	5.4	550.6	25	5.4	694.2
	18.3	590	9.5	925.6	20	7.6	865.4
	15.4	700	13.7	1123.6	15	12.9	1331.5
10.0	29.2	370	3.5	411.5	30	3.1	312.5
	25.1	430	3.6	433.8	25	4.1	586.4
	18.0	600	8.5	598.3	20	5.8	668.1
	15.4	700	11.6	771.9	15	8.8	1086.3
游离水脱除器规格：Φ4.0×20m 进液含水率：92% 游离水脱除温度：40℃ 聚合物含量：20.6 mg/L 破乳剂型号：AE31							

表 2-31 南四联游离水脱除器与取样测试数据对比表

Table 2-31 South quadruple removal of free water sampling device and test data comparison table

加药浓度 (mg/L)	游离水脱除器运行数据				油水沉降分离取样测试数据		
	沉降时间 (min)	处理量 (m <sup>3</sup> /h)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)	沉降时间 (min)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)
2.0	31.4	210	19.8	396.6	30	18.6	307.8
	21.3	310	25.6	579.5	20	27.5	653.9
	15.7	420	38.4	1346.6	15	31.3	734.6
4.0	33.3	198	8.6	126.6	30	8.6	211.4
	19.4	340	15.5	288.6	20	13.6	432.6
	15.3	430	17.8	354.3	15	16.5	616.6

游离水脱除器规格:  $\Phi 3.6 \times 16\text{m}$  进液含水率: 91.4% 游离水脱除温度: 40°C  
聚合物含量: 0 mg/L 破乳剂型号: WL 高分子

表 2-32 喇二联游离水脱除器与取样测试数据对比表

Table 2-32 Combined removal of free water sampling device and test data comparison table

加药浓度 (mg/L)	游离水脱除器运行数据				油水沉降分离取样测试数据		
	沉降时间 (min)	处理量 (m <sup>3</sup> /h)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)	沉降时间 (min)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)
11.0	24.2	446	17.6	688.4	25	21.6	611.7
	20.1	536	18.6	896.4	20	22.4	986.4
	15.0	720	20.1	1406.3	15	38.9	1086.4
22.0	25.7	420	14.1	653.4	25	17.1	611.4
	20.0	540	14.5	756.9	20	17.6	886.4
	14.2	760	16.4	1389.6	15	31.5	1008.9

游离水脱除器规格：Φ4×20m 进液含水率：87.5% 游离水脱除温度：40℃

聚合物含量：51.7mg/L 破乳剂型号：CP903

表 2-33 中十四联游离水脱除器与取样测试数据对比表

Table 2-33 the 14 free in conjunction with the water-removal sampling test data comparison table

加药浓度 (mg/L)	游离水脱除器运行数据				油水沉降分离取样测试数据		
	沉降时间 (min)	处理量 (m <sup>3</sup> /h)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)	沉降时间 (min)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)
3.0	29.0	373	5.8	355.6	30	4.8	233.5
	20.0	540	7.1	426.5	20	6.2	653.9
	14.5	745	13.5	759.4	15	7.2	879.8
6.0	33.3	324	5.1	311.6	30	4.8	264.3
	19.7	548	6.3	421.4	20	5.4	403.7
	14.3	756	9.6	856.3	15	7.6	855.9

游离水脱除器规格：Φ4×20m 进液含水率：90% 游离水脱除温度：40℃  
 聚合物含量：5.6mg/L 破乳剂型号：DBK-9501

表 2-34 杏五-1 联游离水脱除器与取样测试数据对比表

Table 2-34 apricot -1 five joint removal of free water sampling device and test data comparison table

加药浓度 (mg/L)	游离水脱除器运行数据				油水沉降分离取样测试数据		
	沉降时间 (min)	处理量 (m <sup>3</sup> /h)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)	沉降时间 (min)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)
6.0	46.6	232	5.1	203.6	40	4.3	210.6
	34.8	310	5.3	236.9	30	5.1	236.9
	25.7	420	9.2	388.9	25	5.4	355.4
	18.8	576	11.6	498.6	20	7.1	488.6

	15.9	680	15.2	932.6	15	8.8	898.6
12.0	28.8	375	4.8	322.8	30	4.8	203.6
	18.1	598	6.4	532.6	20	5.4	436.5
	15.7	686	13.2	896.6	15	8.2	876.5
游离水脱除器规格: $\Phi 4 \times 20\text{m}$ 进液含水率: 89.6% 游离水脱除温度 $39^\circ\text{C}$ 聚合物含量: 0mg/L 破乳剂型号: DP101							

表 2-35 杏一联游离水脱除器与取样测试数据对比表

Table 2-35 apricot removal of a joint free water sampling device and test data comparison table

加药浓度 (mg/L)	游离水脱除器运行数据				油水沉降分离取样测试数据		
	沉降时间 (min)	处理量 ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)	沉降时间 (min)	油中含水 (%)	水中含油 (mg/L)
4.0	32.0	540	13.1	311.6	30	12.1	239.4
	19.6	880	14.3	504.6	20	14.9	632.5
	16.4	1056	15.4	611.3	15	18.5	853.4
8.0	32.5	532	12.3	301.6	30	11.8	206.4
	22.6	763	14.5	430.8	25	12.1	388.6
	14.3	1211	17.6	632.6	15	17.5	634.6
游离水脱除器规格: $\Phi 4 \times 30\text{m}$ 进液含水率: 89% 游离水脱除温度: $40^\circ\text{C}$ 聚合物含量: 0mg/L 破乳剂型号: HC-02							

从上述测试结果可以看出, 除个别数据外, 油水沉降分离测试装置的取样测试结果与游离水脱除器实际运行测试结果基本一致, 可以作为确定游离水脱除参数的一种测试器具。从上述试验结果中还可以看出, 沉降时间、破乳剂加入量对油水分离效果的影响十分明显。对于已建系统, 由于游离水脱除器的建设规模确定, 沉降时间已无法改变。因此, 在低温条件下, 要提高游离水脱除器的脱除效率, 需要研制适用于低温条件的原油破乳剂。

### 2.3.7. 井口采出液低温油水分离特性测试结果

将油水沉降分离测试装置置于井场，对油井采出液进行就地取样、现场测试。

#### (1) 油井采出液油水分离的特点

为了弄清特高含水原油的油水沉降分离特点，在萨北油田对 3 口含水率为 85-95% 的油井采出液进行了油水分离测试。

表 2-36 典型油井采出液沉降脱水率测试数据表

Table 2-36 typical oil well recovery rate of liquid settlement dehydration test data table

井号	试样含水率 (%)	时间 (min)					
		1	3	5	10	15	20
北 2-3-丙 99	85.7	89.4	91.1	92.0	93.2	95.2	96.1
北 2-10-丙 274	89.6	93.3	94.4	95.0	95.7	97.0	97.0
北 2-3-丙 106	94.3	96.8	97.3	97.6	98.0	98.5	98.8

注：表中数据单位：%

由表 2-36 可以看出，在同样的条件下，随着含水率的升高，油水分离的速度加快，脱水率增大。其中，在沉降初期，当沉降时间小于 5min 时，含水高的采出液的脱水效率明显高于含水低的采出液；而在沉降后期，当沉降时间大于 15min 时，含水高的采出液与含水低的采出液之间的脱水效率的差别就很小。可见，在沉降初期的脱水效率高是特高含水原油油水分离的一大特点。

在测试过程也可以观察到，特高含水原油一旦处于沉降状态，其中的游离水就立即沉降下来，较大的油滴在水连续相中向上浮升，分成油水两相，很快形成油水界面。由此说明，含水率越高，油相与水相越易分离。

#### (2) 破乳剂的选定

为了提高破乳剂对特高含水原油体系的破乳效果，在测试前，首先对生产用破乳剂、SP169、FPW320 进行了筛选。在温度为 40℃、沉降时间为 15min 的条件下，将通过静

置分层试验筛选出的效果最佳的破乳剂，作为测试用破乳剂。

### (3) 喇萨杏油田油井采出液沉降分离测试结果

在喇萨杏油田（采油一~六厂）选择有代表性的特高含水油井进行就地取样现场测试（表 37~表 38）。测试条件如下：

- 1) 加药量：0mg/L，5mg/L，10mg/L，15mg/L。
- 2) 含水率：90-95%。
- 3) 温度：30℃，35℃。
- 4) 沉降时间：5 min，10 min，15 min，20min。

表 2-37 30℃特高含水采出液沉降分离测试数据表

Table 2-37 30 °C high liquid water content produced test data table separation settlement

项目 测试地点 \ 沉降时间	脱后油中含水率 (%)				脱后水中含油量 (mg/L)			
	5	10	15	20	5	10	15	20
采油一厂中 41-535 井	40.3	38.5	33.4	23.1	1565.6	1465.4	1123.6	865.3
采油二厂南 180-59 井	46.3	41.2	33.1	28.6	1654.8	1489.6	1019.3	836.4
采油三厂北 2-3-丙 106 井	42.6	36.5	34.3	29.4	2956.7	2893.7	1534.7	1245.3
采油四厂杏 5-1-38 井	46.7	32.1	29.6	24.5	2235.9	1865.7	1432.6	986.4
采油五厂杏 8-3127 井	42.5	38.4	26.4	24.6	2453.5	2012.7	1653.7	1208.6
采油六厂喇 10-2416 井	46.5	43.4	40.8	40.3	3456.8	3123.5	2856.3	1756.7
采出液含水 89.2-95.2%、含聚合物浓度 1.3-54.6mg/L，沉降温度 30℃、加药浓度 15mg/L								

从表 2-37 可以看出，在采出液沉降分离温度为 30℃、加药量为 15 mg/L、沉降时间 <15min 的条件下，所有油井采出液的脱后油中含水率和水中含油量几乎都不能达到要



求；当沉降时间延长至 20min 时，采油一、二、四厂油井采出液的脱后油中含水率为 23.1-28.6%，水中含油量为 863.4-986.4mg/L，可达到一段脱水指标要求；采油三厂、五厂油井采出液脱后的油中含水率达标，水中含油量超标；采油六厂的油井采出液脱后的油中含水率和水中含油量均超标。

测试井的采出液含聚合物浓度为 1.3-54.6mg/L，其中，采油一厂的中 41-535 井聚合物浓度最高为 54.6mg/L，采油四厂的杏 5-1-38 井次之，含聚合物浓度为 37.6 mg/L，这 2 口井的采出液低温沉降分离后的油中含水率和水中含油量均达到指标要求。可以看出，当采出液中含聚合物浓度在 50mg/L 左右时，聚合物的存在，没有对采出液的游离水脱除产生明显影响。

上述试验结果表明，在特高含水条件下，采油一、二、四厂可实现低温游离水脱除，采油三、五、六厂的低温游离水脱除难度较大。

表 2-38 35℃特高含水采出液沉降分离测试数据表

Table 2-38 35 °C high liquid water content produced test data table separation settlement

项目 测试地点 \ 沉降时间		脱后油中含水率 (%)				脱后水中含油量 (mg/L)			
		5	10	15	20	5	10	15	20
采油一厂中 41-535 井		26.5	25.4	25.1	19.8	1211.7	1103.5	759.2	355.3
采油二厂南 180-59 井		26.5	22.4	18.6	16.1	731.6	653.4	432.5	355.5
采油三厂北 2-3-丙 106 井		33.6	26.5	25.2	19.6	1569.1	1230.2	801.1	546.0
采油四厂杏 5-1-38 井		22.8	20.1	19.8	18.5	1108.4	998.2	666.3	282.7
采油五厂杏 8-3127 井		28.5	22.4	19.8	18.4	1156.7	804.5	798.7	405.7
采油六厂喇 10-2416 井		36.7	35.1	32.1	28.4	2846.0	1650.2	1103.6	689.7

备注：含水 95%、分离温度 35℃、加药浓度 10mg/L

从表 2-38 可以看出,在沉降分离温度达到 35℃、加药量为 5-10 mg/L、沉降分离时间为 15min 的条件下,除采油六厂测试井的脱后水中含油量超标外,其余采油一~五厂所有测试油井的采出液脱后油中含水率和水中含油率均可达标;当沉降时间延长到 20min 时,所有测试井的脱后油中含水率和水中含油量全部达标。

从上述测试结果可以看出,尽管在特高含水条件下的油水分离呈加快趋势,但温度对油水分离效果的影响仍十分明显,温度越低,油水分离越困难。其次,对油水分离效果影响较明显的另一个因素是沉降时间,延长沉降时间,可提高采出液脱后的油水指标达标率。对已建系统来说,游离水脱除器的规格与设置数量已确定,沉降时间难以向增大的方向改变。因此,对特高含水原油实行不加热集输或低温集输,所面临主要技术挑战是如何采取措施解决温度降低对采出液游离水脱除的不利影响。

### 第三章 低温泵输与低温含油污水处理模拟试验

当整座转油站系统的油井实行低温集油后，转油站采出液温度降至原油凝固点附近，面临的<sup>最大</sup>风险是如果在用离心泵输送低温含水原油时，出现粘滞阻卡现象，那么，整座转油站将因无法外输而进入产液放空或停产事故状态。

当整座联合站系统的油井实行低温集油后，联合站站采出液的温度将降至原油凝固点附近，面临的<sup>最大</sup>风险是如果低温含油污水处理系统，因低温凝油板结过滤器的滤料，导致反冲洗失效、过滤压差持续上升、处理量下降，那么，联合站的含油污水将因无法处理而进入外排事故状态。

为了搞清由低温引起的泵输和含油污水处理工况变化规律，探索适宜的技术界限，研究可行的技术措施，化解和防范转油站、联合站的低温运行试验风险，保证现场试验的安全，在现场试验之前，开展了低温泵输和低温含油污水处理的实液模拟试验。

#### 3.1 低温泵输实液模拟试验

##### 3.1.1. 试验基地低温泵输试验

油井实行低温集油后，转油站能否达到低温泵输是实现联合站系统低温集输的关键之一。为确定转油站在用离心泵低温输送含水原油的可行性及技术界限，在大庆油田设计院“油田地面工程现场试验基地”采用油井采出液作试验介质，开展了低温泵输的半工业性试验。试验过程中，采用 KYT50-35x3 型模拟离心泵（ $Q=50\text{m}^3/\text{h}$ ， $H=105\text{m}$ ）模拟现场 KYT150-50x3 型在用离心泵（ $Q=150\text{m}^3/\text{h}$ ， $H=150\text{m}$ ），进行了含水为 20-50%（模拟缓冲罐突变性低液位的不利泵输工况）、温度为 20-40℃ 的含水原油泵输工况试验，测定了离心泵的 Q-H 特性、Q-N 特性。

表 3-1 低温泵输试验数据表

Table 3-1 cryogenic pump test data transmission table

序号	原油温度(°C)	泵出口扬程(m)	泵流量(m <sup>3</sup> /h)	泵功率(kW)	含水率(%)
1	29.7	128	0	16.3	51.0
2		112	20	22.6	
3		108	38.2	26.7	
4		81	44.5	27.9	
5		70	45.6	28.8	
6		59	48.5	29.7	
7		51	49.8	30.2	
8		42	52.9	30.2	
9		33	54.1	30.5	

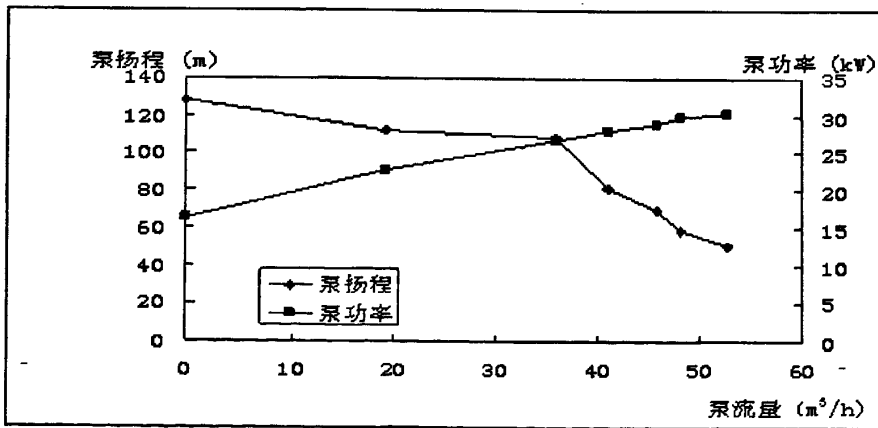


图 3-1 29.7°C 含水率 51% 的泵的特性曲线

Fig. 3-1 29.7 °C moisture content of 51% of the pump characteristic curve

表 3-2 低温泵输试验数据表

Table 3-2 cryogenic pump test data transmission table

序号	原油温度 (°C)	泵出口扬程 (m)	泵流量(m <sup>3</sup> /h)	泵功率(kW)	含水率(%)
1	32.5	131	0.0	21.4	42.0
2		119	36.0	27.2	
3		109	48.0	30.1	
4		100	57.6	31.6	
5		89	62.4	33.0	
6		80	67.2	33.9	
7		70	72.0	34.7	
8		60	74.4	35.5	
9		51	76.8	36.0	
10		44	79.2	37.0	

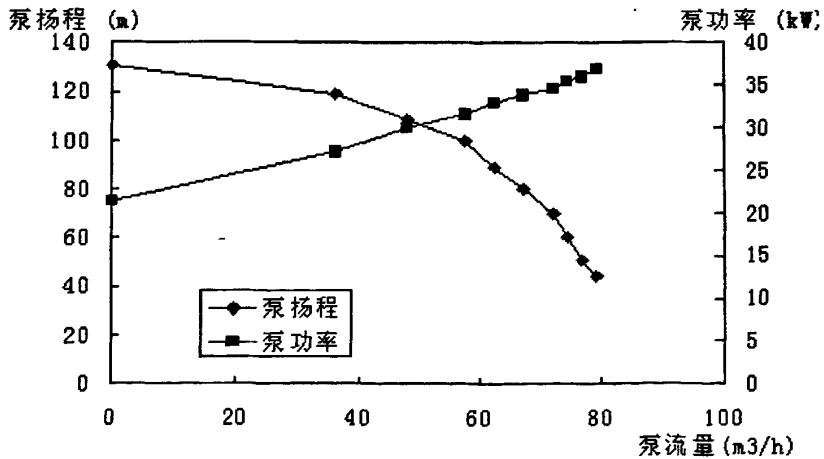


图 3-2 输油温度 32.5°C、含水率 42%泵的特性曲线

Fig. 3-2 oil temperature 32.5 °C, moisture content of 42% of the pump characteristic curve

表 3-3 低温泵输试验数据表

Table 3-3 loser low-temperature pump test data table

序号	原油温度(°C)	泵出口扬程(m)	泵流量(m <sup>3</sup> /h)	泵功率(kW)	含水率(%)
1	36	130	0.0	17.5	42
2		128	31.2	25.0	
3		120	38.4	27.7	
4		112	48.4	29.9	
5		104	52.8	31.7	
6		95	57.6	33.2	
7		88	60.0	34.3	
8		79	67.2	35.1	
9		70	72.0	35.8	
10		65	72.0	36.3	
11		55	73.2	36.9	
12		48	74.4	37.4	
13		42	81.6	38.0	

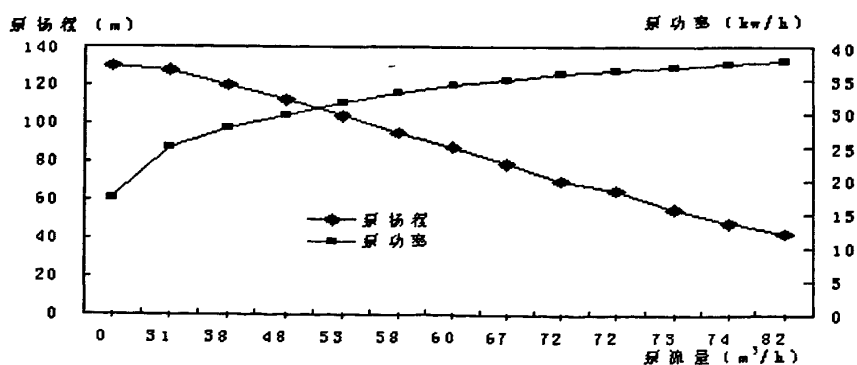


图 3-3 输油温度 36°C，含水率 42% 泵的特性曲线

Fig. 3-3 oil temperature 36 °C, moisture content of 42% of the pump characteristic curve

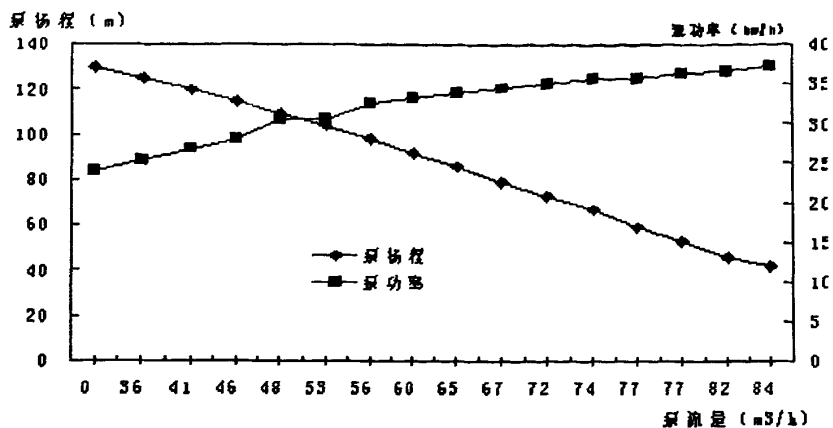


图 3-4 输油温度 39℃、含水率 42%泵的特性曲线

Fig. 3-4 oil temperature 39 °C, water pumps 42 percent of the curve

表 3-4 低温泵输送试验数据表

Table 3-4 cryogenic pump test data transmission table

序号	原油温度(°C)	泵出口扬程(m)	泵流量(m³/h)	泵功率(kW)	含水率(%)
1	39	130	0.0	24.0	42
2		125	36.0	25.3	
3		120	40.8	26.8	
4		115	45.6	28.0	
5		109	48.0	30.5	
6		104	52.8	30.5	
7		98	56.4	32.6	
8		92	60.0	33.3	
9		86	64.8	33.9	
10		79	67.2	34.5	
11		73	72.0	35.0	
12		67	74.4	35.8	

13		59	76.8	35.8	
14		53	76.8	36.4	
15		46	81.6	36.7	
16		42	83.5	37.3	

从图 3-1~3-4 中可以看出，在输油温度 30-39℃，含水率在 42-51%条件下，其泵特性曲线变化不大。

试验结果表明，在含水率为 51%（模拟分离缓冲罐低液位运行）的高峰粘度下，离心泵可顺利输送温度为 30℃左右的低温含水原油。

### 3.1.2 低温含油污水处理实液模拟试验

该试验主要是为了解决含油污水低温过滤时滤料板结、结球以及反冲洗不彻底等一系列关键性技术问题。

#### (1) 试验规模

专门设计加工了一套小型低温过滤试验装置，用于小型低温过滤试验。其处理量为 0.25m<sup>3</sup>/h，可模拟压力滤罐的过滤及反冲洗工艺过程。

#### (2) 试验流程

该试验在设在萨南油田的大庆油田建设设计院现场实液试验基地内进行。油井采出液经三相分离器分离后，得到含油污水，再经换热器降至试验温度和自然沉降罐沉降除油后，进入小型压力式过滤试验装置，进行低温过滤及滤料反冲洗模拟试验。流程示意图见图 3-5。

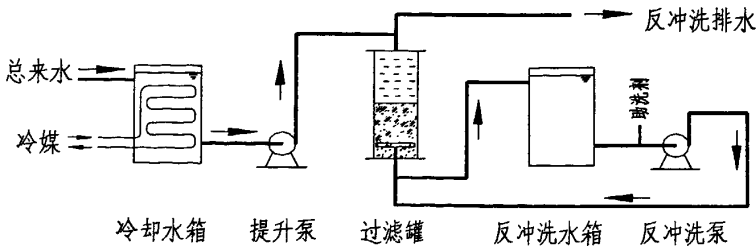


图 3-5 小型低温过滤试验装置流程示意图

Fig. 3-5 small low-temperature filter test device process diagram



(3) 工艺参数

- 1) 滤料规格：0.5~1.2mm 石英砂
- 2) 过滤速度：8m/h
- 3) 过滤周期：24h
- 4) 反冲洗强度：13 L/m<sup>2</sup>·s
- 5) 反冲洗历时：12min

(4) 试验内容及结果

小型现场试验于 1999 年 5 月-8 月 20 日进行。试验内容及结果如下：

1) 42℃水过滤反冲洗试验

该试验参数是根据目前生产站的实际运行参数而进行的，代表目前的实际生产情况，可作为空白试验与其它试验的数据进行对比。

为了对比低温水加助洗剂反冲洗的效果，我们进行了 42℃污水过滤并用 42℃的过滤出水进行反冲洗试验，滤速 8m/h，反冲洗周期为 24h，反冲洗温度为 42℃，反冲洗强度为 13L/m<sup>2</sup>·s。过滤进口含油量为 36~95.8mg/L，我们进行了六组试验，每组试验的过滤周期均为 24h，每组试验结束后，均用过滤后的水直接反冲洗。这六组过滤试验的过滤进出口含油量变化见图 3-6，进出口悬浮固体含量变化见图 3-7，

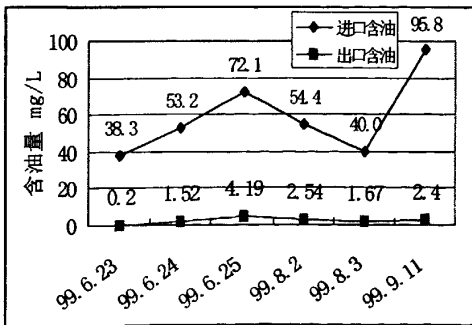


图 3-6 进出口平均含油量变化图

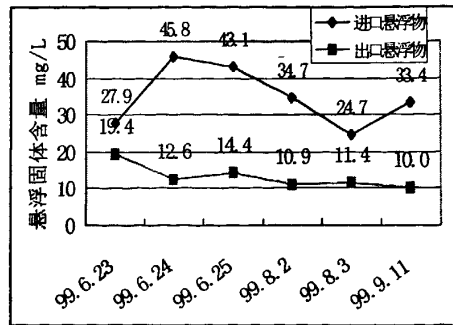


图 3-7 进出口平均悬浮固体变化图

Fig. 3-6 The average import and export of oil Tutu 3-7 changes in the average import and export of suspended solids changes in the map

过滤终止压差变化见图 3-8 所示。

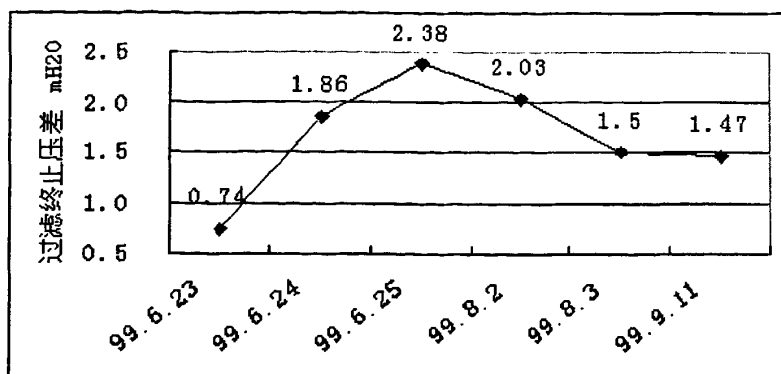


图 3-8 过滤终止压差变化图

Fig. 3-8 termination of the pressure changes in the filter graph

从图 3-6~3-8 中可以看出,这六组试验的过滤进口含油量在 38.3~95.8 mg/L 之间、进口悬浮固体含量在 24.7~45.8 mg/L 之间,而过滤出水平均含油量最大为 4.19mg/L、最小为 0.20mg/L,出水平均悬浮固体含量最大为 19.4mg/L、最小为 10.0mg/L;而过滤终止压差均在 2.38mH<sub>2</sub>O 以下。另外,在观察反冲洗时,发现在滤料的表层结球物质的厚度基本都保持在 0.5cm 以下。

## 2) 32℃水过滤及反冲洗试验

把含油污水温度降至 32℃后进行过滤试验,反冲洗水采用过滤后水直接反冲洗,反冲洗强度为 13L/m<sup>2</sup>·s。

通过半个月的 32℃低温过滤及 32℃水反冲洗试验,过滤出水水质变化不大,但单个过滤周期结束时的过滤进出水压差变化较大,从 2000 年 6 月 1 日到

6 月 15 日,过滤终止压差由 1.22mH<sub>2</sub>O 升到 3.96mH<sub>2</sub>O,增加了 2.74mH<sub>2</sub>O。从 6 月 1 日和 6 月 17 日的试验,各周期的平均含油量变化和过滤终止压差变化情况见图 3-9 和图 3-10。

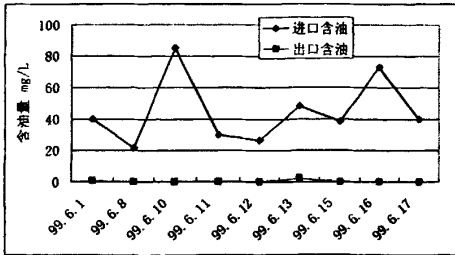


图 3-9 各周期过滤进出口含油量变化图

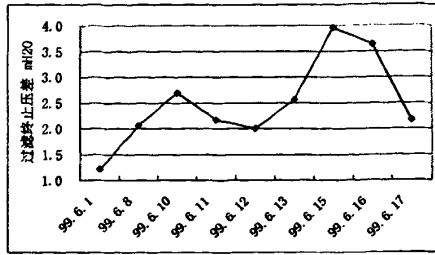


图 3-10 各周期过滤终止压差变化图

**Fig. 3-9 cycle of the import and export of oil filter change Fig. 3-10 filter to terminate the cycle of pressure changes in the map**

从图中可以看出，试验进行了十五天，过滤压差就由 1.22mH<sub>2</sub>O 增到 3.96mH<sub>2</sub>O。生产站正常情况下从沉降罐到单阀滤罐间允许的水头损失一般为 3.0mH<sub>2</sub>O，如果超过允许的水头损失，则将使过滤罐处理能力下降、过滤周期缩短，并使沉降罐产生溢流。

另外，我们在试验中还发现，在低温过滤中，如果反冲洗不采取任何措施，而直接用低温水反冲洗，滤料表层结球现象严重，经过这半个多月的试验，结球物质的厚度达到了近 5cm。这些结球物质的产生主要是由于滤料表层粒径较小，截留的细小物质以及粘结的油污也相应较多，在反冲洗温度较低时，油污粘结在细小颗粒的表层上，在表面张力的作用下，呈球状，比重比纯油高，但比滤料要轻，在反冲洗强度不高或洗油效果不好的情况下，不能被反冲洗水流所带走，所以就悬浮在滤层表面上。由于滤层表面结球物质的存在并粘浮在滤料之上与滤料成为一体，使过滤水头损失增加较快，过滤周期缩短。

试验中还发现，在反冲洗过程中，滤料有整体上升的现象（即滤料板结），板结厚度从 5cm 到 15cm 不等，在反冲洗水流的带动下，整体上升，到达一定高度时破碎、下沉（其中有一次板结物质上升到滤柱顶端出口，造成跑料事故）。板结现象的产生，我们分析主要与过滤介质温度过低有关，由于介质温度接近原油凝固点，使原油在滤料表面凝结并聚集，同时在过滤压力的作用下，使滤料颗粒相互粘结，反冲洗时没有被水流所破碎而整体上升；另外板结现象也与滤料表面结球物质有关，由于表层结球物质的存在，使滤料表面过滤严重，表层截留的油污过多，表层滤料被油污粘结的较为密实，在反冲洗时不能被反冲洗水流所破碎而整体上升。

### 3) 33~35℃ 过滤及加助洗剂反冲洗试验

为了解决低温反冲洗带来的过滤压差增加以及滤料结球和滤料表层板结现象严重

的难题，我们进行了在低温水反冲洗过程中加助洗剂（反冲洗剂）试验。试验方法就是通过加药泵把配好的助洗剂打入反冲洗泵的入口处，经泵混合后，对滤料进行反冲洗。

试验参数如下：

- a. 过滤介质温度：33~35℃；
- b. 反冲洗时间：12min；
- c. 反冲洗强度：13L/m<sup>2</sup>·s；
- d. 过滤周期：24h；
- e. 助洗剂投加量：100mg/L。

试验期间内每个过滤周期的进出口平均含油量变化情况见图 3-11。

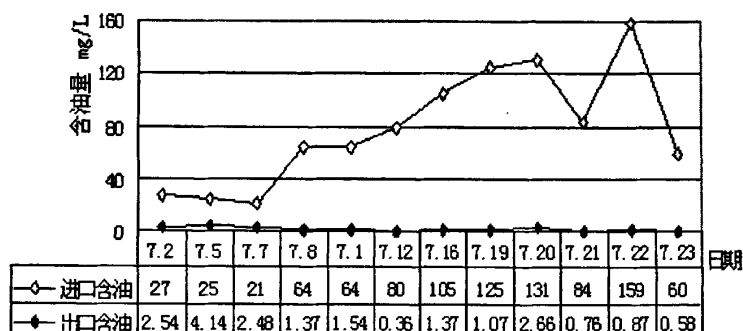


图 3-11 过滤进出口含油量随时间变化图

Fig. 3-11 import and export of oil filter change over time chart

过滤进口含油从 21mg/L~159 mg/L，过滤出口含油量均在 5 mg/L 以下。在这水质情况下，每个过滤周期(24h)终止时的过滤压差变化情 3-12。

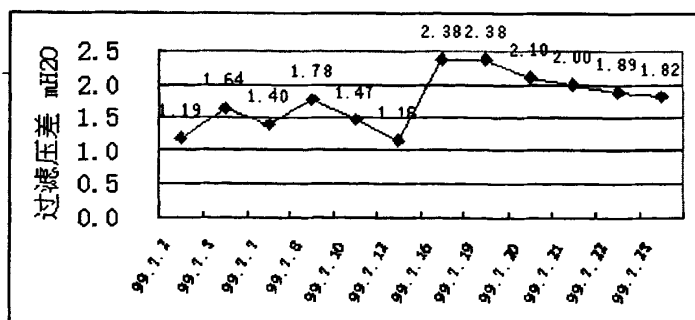


图 3-12 过滤终止压差随时间变化图

Fig. 3-12 termination of the filter pressure over time chart

从图 3-11 和图 3-12 中可以看出，过滤进口含油量在 21~159mg/L，过滤压差仍在

1.19~2.38mH<sub>2</sub>O 之间变化，即使含油量增加到 100mg/L 以上，过滤压差也没有超过 2.5m 水头损失。另外，从反冲洗表面现象上看，滤料表层结球物质厚度仅为 5mm，在所有试验期间也没发现有滤料板结被反冲洗水流整体抬高的现象。

对比 42℃水反冲洗试验和加助洗剂反冲洗试验，可以看出，低温（32℃）水加助洗剂反冲洗与常规的 42℃水直接反冲洗的效果基本相同，单周期过滤终止压差均在 2.5m 水头损失以下，滤料表层结球物质的厚度在 0.5cm 左右，均未出现滤料板结现象。

可以认为：在低温反冲洗水中加入助洗剂，提高了滤料的反冲洗效果，使滤料清洗的更为彻底，延长了过滤周期，并具有操作简单、现场改造工作量小的特点。

## 第四章 特高含水采出液不加热集输现场试验

从 2003 年 11 月开始,在萨北油田北 II-2 联合站系统和喇嘛甸油田喇 I-1 联合站系统开展了从井口到联合站采出液集输处理全过程的低温运行试验。

### 4.1 试验区概况

#### 4.1.2 北 II-2 联合站

北 II-2 联合站系统共辖 6 座转油站(北 12 转油站、北 13 转油站、北 14 转油站、北 15 转油站、北 III-2 转油放水站、萨北 25 号站)、62 座计量间、612 口油井,水驱与聚驱总产液量为 27000t/d 左右。其中,水驱油井 465 口,产液量 17700t/d 左右,综合含水为 91%左右,采出液含聚浓度为 50~200mg/L;聚驱油井 147 口,产液量为 9300 t/d 左右,综合含水为 90 左右,采出液含聚浓度为 50~340mg/L。

实行低温集输试验的转油站 4 座(北 12 转油站、北 13 转油站、北 14 转油站、北 15 转油站),涉及 39 座计量间、381 口油井、总产液量为 23000t/d 左右。其中,含有聚驱油井 80 口,产液量为 7100 t/d 左右。

该联合站的游离水脱除实行水驱与聚驱分开建设方式,而水驱与聚驱采出液的脱后污水进入同一个含油污水处理系统。试验期间,水驱采出液从井口到联合站集输处理的全过程处于不加热运行状态。由于在水驱与聚驱合建转油站中,聚驱油井采用水驱采出水进行回掺,因而,当水驱转油站实行不加热集油时,使相关的聚驱油井及其转油站也处于也不加热试验运行状态。该站及其相关系统的主要工艺现状如下:

- 1) 油井采用双管掺水集油流程。
- 2) 转油站系统采用掺水、热洗分开流程。
- 3) 联合站采用游离水脱除→加热→电脱水的两段原油脱水工艺。
- 4) 含油污水“一般水”处理采用自然沉降→混凝沉降→压力式核桃壳过滤三级处理流程,“一般水”输至北十一深度处理站。
- 5) 北十一深度处理站采用一次单层石英砂过滤→二次单层石英砂过滤两级处理流程。

表 4-1 北 II-2 联合站净化原油物性

Table 4-1 North Station Joint II -2 purification of crude oil properties

密度 (kg/cm <sup>3</sup> )	析蜡点 (°C)	粘 度 (mm <sup>2</sup> /S)	凝固点 (°C)	蜡 含 量 (%)	胶 质 含 量 (%)	沥青质含量 (%)	机械杂质 (%)
0.8702	37.5	35.2	34	29.9	9.8	0.16	0.017

从表 4-1 可以看出, 萨北油田的原油含蜡量为 29.9%、凝固点为 34°C、粘度为 35.2mm<sup>2</sup>/S, 原油物性较差。

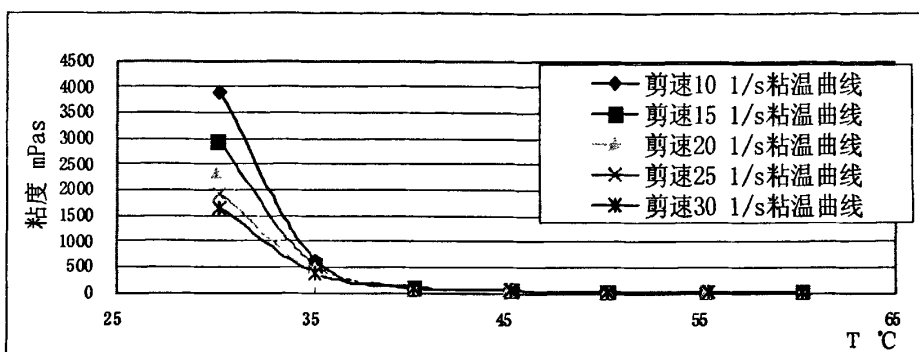


图 4-1 北 II-2 联合站净化油粘温曲线

Fig. 4-1 North II -2 purification station joint oil viscosity-temperature curve

图 4-1 是北 II-2 联合站的净化原油粘温曲线。可以看出, 当温度低于 37°C 时, 原油具有非牛顿流体的特性, 35°C 时的粘度可达 500mPa.S, 低温下的原油流动性差。

#### 4.1.3 喇 I-1 联合站

该联合站共辖 5 座转油站、31 座计量间、246 口油井。总产量为 22500t/d, 综合含水为 94%左右。

转油站系统采用掺水、热洗分开工艺流程。

联合站采用游离水脱除→一段加热→热化学沉降→二段加热→电脱水的三段脱水工艺。

含油污水“一般水”处理采用自然沉降→混凝沉降→压力式核桃壳过滤三级处理流程。

表 4-2 采油六厂喇 I -1 联合站净化原油物性

Table 4-2 Liu Chang La oil I -1 joint oil purification station properties

密度 ( $\text{kg}/\text{cm}^3$ )	析蜡点 ( $^{\circ}\text{C}$ )	粘 度 ( $\text{mm}^2/\text{S}$ )	凝固点 ( $^{\circ}\text{C}$ )	蜡 含 量 (%)	胶 质 含 量 (%)	沥青质含量 (%)	机械杂质 (%)
0.8744	38.5	37.6	34	29.6	10.6	0.22	0.018

从表 4-2 可以看出, 喇嘛甸油田的原油含蜡量为 29.6%、凝固点为  $34^{\circ}\text{C}$ 、粘度为  $37.6\text{mm}^2/\text{S}$ , 原油物性较差。

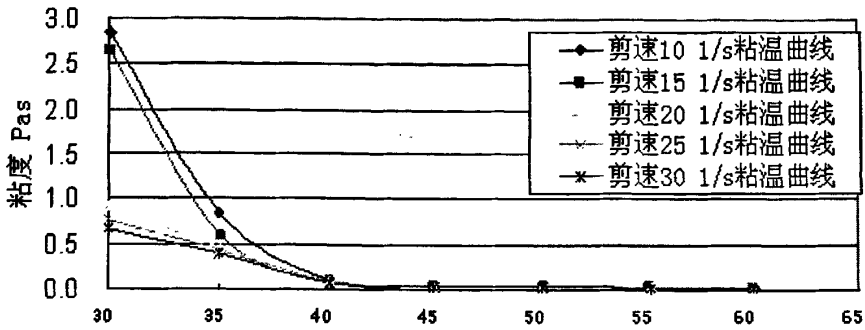


图 4-2 喇 I -1 净化原油粘温曲线

Fig. 4-2 La I -1 purifying crude oil viscosity-temperature curve

图 4-2 是喇 I -1 联合站的净化油粘温曲线。可以看出, 当温度低于  $40^{\circ}\text{C}$  时, 原油具有非牛顿流体的特性,  $36^{\circ}\text{C}$  时的粘度可达  $500\text{mPa}\cdot\text{S}$ , 低温下的原油流动性差。

## 4.2 油井单管出油不加热集油工艺试验

### 4.2.1. 水驱与聚驱特高含水油井单管不加热集油技术界限试验

2003 年 11 月中旬, 首先在萨北油田北 II -2 联合站系统选取 5 口油井开展了单管不加热集油试验。为了确保单管不加热集油试验的长期有效实施, 将原掺水管线扫空后, 在井口处和计量间处将掺水管线割断。经过 3 个月的越冬试验, 首批 5 口油井单管不加热集油试验取得了初步成功。在此基础上, 分别于 2004 年 2 月底、3 月初和 2005 年 12 月, 先后 3 次扩大试验规模, 使单管不加热集油试验的油井总数达到了 24 口。为全面考察各类油井及其出油管道对单管不加热集油的适应性, 在 24 口试验油井中, 选有聚驱井 2 口、水驱井 22 口、采用非金属出油管道的油井 2 口、采用 DN40 小口径出油管道的油井 2 口。单井产液量范围为  $14.0\sim 196.0\text{t}/\text{d}$ , 含水率范围为  $80\sim 95\%$ , 出油管道



的规格为 DN40、DN50、DN65、DN80，出油管道长度范围为 50~813m（表 4-3）。

从表 4-3 可以看出，截止到 2006 年 10 月 31 日，24 口油井单管不加热集油管道的连续运行时间均达到了 300d 以上，连续运行达到 600d 以上的油井有 17 口，连续运行达到 900d 以上的油井有 12 口，有 2 口井的连续运行时间达到了 1070d。除 4 口油井因抽油机出现故障导致出油管线凝堵外，其余油井的单管不加热集油管道运行正常，试验效果良好。

表 4-3 24 口单管出油不加热集油井试验情况汇总表

Table 4-3 out of 24 one-pipe heating oil is not well-test summary

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	试验开始 日期	截止日期	累计运行 天数 (d)	洗井次 数 (次)	平均洗 井周期 (d)	备注
1	北 2-60-559	Φ60×4.0	245	25.0	94.3	2003 年 11 月 25 日	2006 年 10 月 31 日	1070	6	178	
2	北 1-10-553	Φ60×4.0	75	44.4	93.4	2003 年 11 月 25 日	2006 年 10 月 31 日	1070	6	178	
3	北 2-60-462	Φ76×4.5	300	28.0	95.7	2003 年 11 月 25 日	2006 年 01 月 14 日	835	5	167	管道凝堵
4	北 1- 丁 1-PS2	Φ76×4.5	548	88.9	87.8	2004 年 02 月 25 日	2006 年 10 月 31 日	975	5	195	聚驱
5	北 2- 丁 6-PS1	Φ76×4.5	698	182.4	90.8	2004 年 02 月 25 日	2006 年 10 月 31 日	975	5	195	聚驱
6	北 1-10-453	Φ60×4.5	198	21.3	87.4	2004 年 02 月 25 日	2006 年 01 月 02 日	680	4	170	管道凝堵
7	北 2-61-457	Φ60×4.5	348	80.1	86.2	2004 年 02 月 25 日	2006 年 10 月 31 日	975	5	195	

8	北 2-60-550	Φ60×4.5	268	53.1	92.1	2004年02月25日	2006年10月31日	975	5	195	
9	北2- 丁4-455	Φ76×4.5	266	49.5	94.0	2004年02月25日	2006年10月31日	975	5	195	
10	北 2-60-466	Φ76×4.5	813	35.6	86.5	2004年02月25日	2006年01月04日	680	4	170	管道凝堵
11	北 2-60-451	Φ76×4.5	198	27.1	92.0	2004年03月05日	2006年10月31日	930	5	185	
12	北 2-60-552	Φ76×4.5	278	23.1	89.0	2004年03月05日	2006年10月31日	955	5	191	
13	北 2-61-553	Φ76×4.5	248	83.8	93.1	2004年03月05日	2006年10月31日	955	5	191	
14	北1- 丁1-451	Φ60×4.5	228	26.4	92.8	2004年03月05日	2006年10月31日	955	5	191	
15	北 2-60-561	Φ89×4.5	420	42.9	91.1	2004年03月05日	2006年10月31日	955	5	191	
16	北 2-60-464	Φ60×4.5	350	50.6	91.5	2004年03月15日	2006年01月22日	395	2	197	非金属管道、凝堵
17	北2- 丁5-465	Φ48×4.5	350	41.0	84.3	2004年03月15日	2006年10月31日	685	4	171	DN40 管道

第四章 特高含水采出液不加热集输现场试验

18	北2- 丁5-461	Φ48×4.5	340	27.4	90.0	2004年12月15日	2006年10月31日	685	4	171	DN40 管道
19	北2- 丁5-56	Φ60×4.5	320	55.3	92.7	2005年03月01日	2006年10月31日	575	3	191	非金属管道
20	北 2-356-82	Φ60×4.5	50	49.6	96.8	2005年12月21日	2006年10月31日	310	1	310	
21	北 2-340-83	Φ60×4.5	300	33.1	93.5	2005年12月21日	2006年10月31日	310	2	155	
22	北 2-342-84	Φ60×4.5	220	30.0	87.8	2005年12月21日	2006年10月31日	310	2	155	
23	北 2-352-84	Φ60×4.5	300	23.8	95.9	2005年12月21日	2006年10月31日	310	2	155	
24	北2- 丁4-453	Φ60×4.5	280	14.0	89.8	2005年12月21日	2006年10月31日	310	2	155	

## (1) 试验结果

表 4-4~表 4-9 给出了在 2006 年 1 月测取的 24 口油井单管不加热集油的试验数据。图 4-3~图 4-8 给出了 2005 年冬季至 2006 年春季测取的有代表性油井的回油温度、井口回压的试验数据曲线。

## 1) 产液量 20~30t/d 油井单管不加热集油试验

从表 4-4 可以看出, 8 口试验油井的含水率范围为 87.4~95.9%, 出油管道规格为 DN50、DN65, 出油管道长度范围为 198~300m。截止到 2006 年 10 月 31 日, 这 8 口油井在单管出油不加热集油工况下的运行时间为 310~1070d, 油井回油温度为 23.3~29.9℃, 比原油凝固点低 4.1~10.7℃, 比加热工况低 8.1~17.7℃; 井口回压为 0.48~0.62MPa, 比加热工况上升 0.09~0.19 MPa。除有 2 口井分别运行 835d 和 680d 后, 发生出油管道凝堵外, 其余 6 口井的出油管道运行正常。

表 4-4 产液量 20~30t/d 油井单管不加热集油试验数据表

Table 4-4 liquid production 20~30t/d single-tube wells is not heating oil data table

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	掺水加热工况		单管不加热工况			备注
						回油温度(℃)	井口回压(MPa)	回油温度(℃)	井口回压(MPa)	运行天数(d)	
1	北 2-60-559	Φ60×4.0	245	25. 6	94. 8	42. 0	0.40	27.9	0.53	1070	
2	北 2-60-552	Φ76×4.5	278	28. 9	91. 2	38. 0	0.44	29.9	0.57	955	
3	北 2-60-462	Φ76×4.5	300	28. 0	95. 8	41. 0	0.33	28.5	0.52	835	管道凝堵
4	北 丁 1-451	Φ60×4.5	228	23. 5	94. 7	38. 0	0.42	26.4	0.51	955	
5	北 1-10-453	Φ60×4.5	198	21. 3	87. 4	40. 0	0.48	24.2	0.58	680	管道凝堵

6	北 丁 2-4-53	Φ60×4.5	280	14. 0	89. 8	41. 0	0.33	23.3	0.48	310
7	北 2-352-84	Φ60×4.5	300	23. 8	95. 9	38. 0	0.42	25.5	0.52	310
8	北 2-342-84	Φ60×4.5	220	30. 0	87. 8	40. 0	0.48	24.2	0.62	310

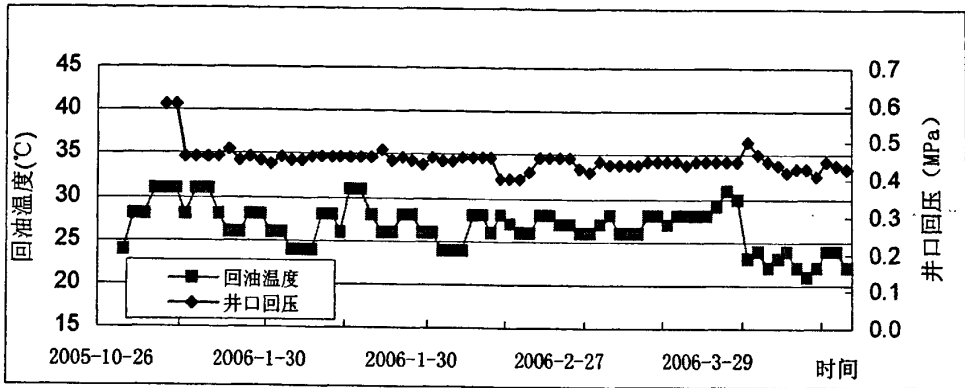


图 4-3 北 2-60-559 井回油温度、井口回压变化曲线

Fig. 4-3 North 2-60-559 temperature of the oil wells back, back to the well-head pressure curve

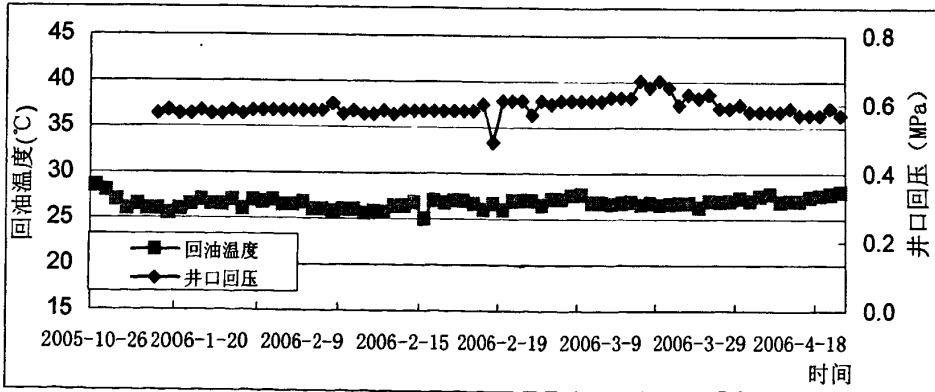


图 4-4 北 2-60-451 井回油温度、井口回压变化曲线

Fig. 4-4 North 2-60-451 temperature of the oil wells back, back to the well-head pressure curve

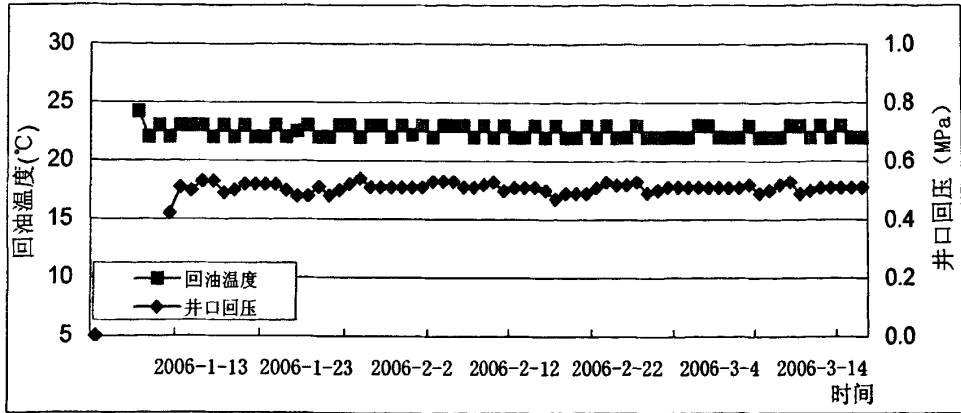


图 4-5 北 2-丁 4-453 井回油温度、井口回压变化曲线

Fig. 4-6 North 2 - D 4-453 temperature of the oil wells back, back to the well-head pressure curve

2) 产液量 30~40t/d 油井单管不加热集油试验

从表 4-4 可以看出，3 口试验油井的含水率范围为 86.6~93.5%，出油管道规格为 DN50、DN65，出油管道长度范围为 300~813m。截止到 2006 年 10 月 31 日，这 3 口油井在单管出油不加热集油工况下的运行时间为 310~930d，油井回油温度为 25.4~29.4℃，比原油凝固点低 4.6~8.6℃，比加热工况低 8.6~12.6℃；井口回压为 0.46~0.70MPa，比加热工况上升 0.06~0.25 MPa。除有 1 口井运行 680d 后，发生出油管道凝堵外，其余 2 口井的出油管道运行正常。

表 4-5 产液量 30~40t/d 油井单管不加热集油试验数据表

Table 4-5 liquid production 30 ~ 40t / d single-tube wells is not heating oil data table

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	掺水加热工况		单管不加热工况			备注
						回油温度 (℃)	井口回压 (MPa)	回油温度 (℃)	井口回压 (MPa)	运行天数 (d)	
	北 2-60-466	Φ7 6×4.5	8 13	35 .7	8 6.6	38.0	0.45	25.4	0.70	680	道凝堵
	北 2-60-451	Φ7 6×4.5	1 98	36 .3	9 0.1	38.0	0.46	29.4	0.53	930	
	北	Φ6 0×4.5	3 00	33 .1	9 3.5	39.0	0.40	26.7	0.46	310	

2-340-83									
----------	--	--	--	--	--	--	--	--	--

## 3) 产液量 40~90t/d 油井单管不加热集油试验

从表 4-6 可以看出, 7 口试验油井的含水率范围为 86.0~96.8%, 出油管道规格为 DN50、DN65、DN80, 出油管道长度范围为 50~420m。截止到 2006 年 10 月 31 日, 这 7 口油井在单管出油不加热集油工况下的运行时间为 310~1070d, 其中, 有 6 口井的运行时间达到了 950d 以上。油井回油温度为 30.5~38.0℃, 最低回油温度比原油凝固点低 3.6℃, 最高回油温度比原油凝固点高 4.0℃; 井口回压为 0.42~0.64MPa, 比加热工况上升 0.01~0.23 MPa。所有试验井均未发生出油管道凝冻事故。

表 4-6 产液量 40~90t/d 油井单管不加热集油试验数据表

Table 4-6 liquid production 40~90t/d single-tube wells is not heating oil data table

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长 度(m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	掺水加热工 况		单管不加热工况		
						回油温 度(℃)	井口回 压(MPa)	回油温 度(℃)	井口回压 (MPa)	运行天 数(天)
	北 2-356-82	Φ60×4 .5	50	49 .6	96 .8	40.0	0.40	37.6	0.42	310
	北 2-61-457	Φ60×4 .5	34 8	41 .2	86 .0	38.0	0.44	34.1	0.64	975
	北 2-60-561	Φ89×4 .5	42 0	47 .1	96 .0	39.0	0.36	30.5	0.48	955
	北 1-10-553	Φ60×4 .5	75	57 .8	94 .4	39.0	0.40	38.0	0.51	107 0
	北 2-60-550	Φ60×4 .5	26 8	70 .3	93 .2	38.0	0.47	32.9	0.48	975
	北 2-61-553	Φ76×4 .5	24 8	90 .5	94 .7	41.0	0.36	37.9	0.59	955
	北 2-丁 4-455	Φ76×4 .5	26 6	51 .9	93 .1	39.0	0.38	34.5	0.49	975



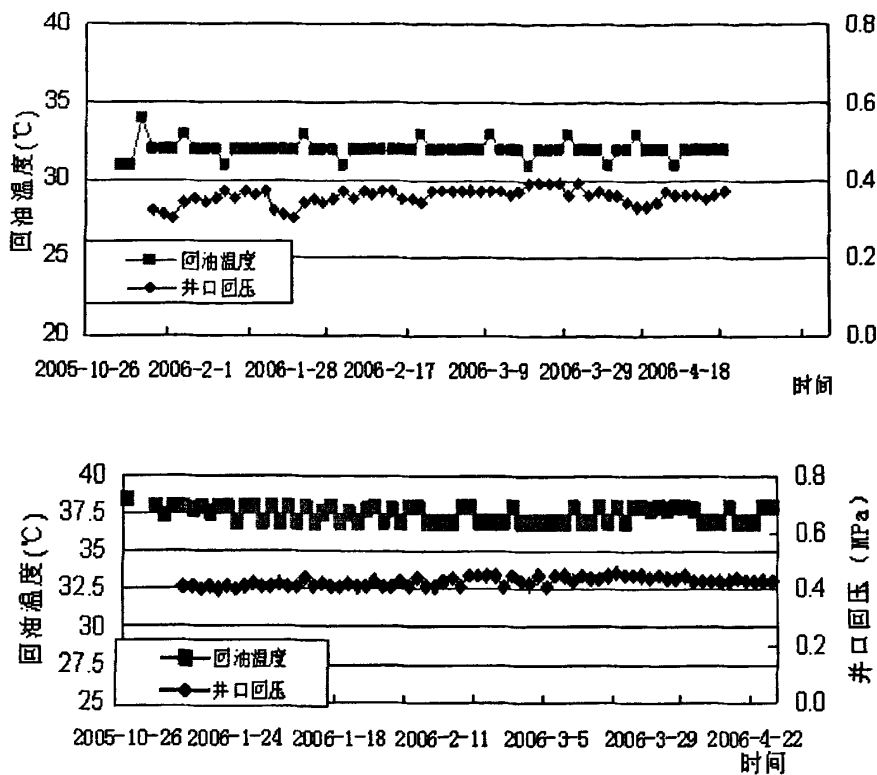


图 4-6 北 2-61-553 井回油温度、井口回压曲线

Fig. 4-6 North 2-61-553 oil wells back to the temperature, pressure curve back to the well-head

#### 4) 聚驱油井单管不加热集油试验

从表 4-7 可以看出, 2 口聚驱试验油井的产液量分别为 92.2t/d 和 196.0t/d, 含水率分别为 84.7%和 88.4%, 含聚浓度分别为 421mg/L 和 295mg/L, 出油管道规格均为 DN65, 出油管道长度分别为 548m 和 698m。截止到 2006 年 10 月 31 日, 这 2 口油井的单管不加热集油运行时间均达到了 975d。油井回油温度为 37.1°C 和 38.2°C, 分别比原油凝固点高 3.1°C 和 4.2°C; 井口回压为 0.55 MPa 和 0.72MPa, 分别比加热工况上升 0.14 MPa 和 0.38 MPa。

表 4-7 聚驱井单管不加热集油试验数据表

Table 4-7 polymer flooding one-tube-wells are not heating oil data table

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	含聚浓度 (mg/L)	掺水加热工况		单管不加热工况		
							回油温度 (°C)	井口回压 (MPa)	回油温度 (°C)	井口回压 (MPa)	运行天数 (天)
1	北 1-丁 1-P52	Φ76×4.5	548	92.2	84.7	421	38.0	0.41	37.1	0.55	975
2	北 2-丁 6-P51	Φ76×4.5	698	196.0	88.4	295	40.0	0.34	38.2	0.72	975

## 5) 非金属出油管道油井单管不加热集油试验

从表 4-8 可以看出, 2 口出油管道采用连续增强塑料管的油井的产液量分别为 41.5t/d 和 50.7t/d, 含水率分别为 91.6% 和 93.7%, 出油管道规格均为 DN60, 出油管道长度分别为 320m 和 350m。截止到 2006 年 10 月 31 日, 有 1 口油井的单管不加热集油运行时间达到了 575d, 并一直运行正常; 另 1 口井运行至 395d 时, 因井下泵供液不足, 发生出油管道凝堵。油井回油温度均为 32°C 左右, 比原油凝固点低 2°C 左右; 井口回压分别为 0.51MPa 和 0.66MPa, 最高比加热工况上升 0.24MPa。

表 4-8 非金属出油管道单管不加热集油井试验数据表

Table 4-8 non-metallic oil pipeline single-tube heat does not set well test data table

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	加热工况		单管不加热工况			备注
						回油温度 (°C)	井口回压 (MPa)	回油温度 (°C)	井口回压 (MPa)	运行天数 (d)	
1	北 2-丁 5-56	Φ60×4.5	320	41.5	93.7	38.0	0.42	32.5	0.66	575	
2	北 2-60-464	Φ60×4.5	350	50.7	91.6	40.0	0.44	32.1	0.51	395	管道凝堵

## 6) 小口径出油管道油井单管不加热集油试验

从表 4-9 可以看出，2 口采用 DN40 小口径出油管道的油井的产液量分别为 21.1t/d 和 45.5t/d，含水率分别为 90.0%和 91.6%，出油管道规格均为 DN40，出油管道长度分别为 340m 和 350m。截止到 2006 年 10 月 31 日，这 2 口油井的单管不加热集油运行时间均达到了 685d。油井回油温度均为 30℃左右，比原油凝固点低 4℃左右；井口回压分别为 0.52 MPa 和 0.64MPa。

表 4-9 小口径出油管道单管不加热集油井试验数据表

Table 4-9 out of small-bore oil pipeline single-tube heat does not set well test data table

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	回油温度 (℃)	井口回压 (MPa)	运行天数 (d)
	北 2- 丁 5-465	Φ48×4	350	45.5	90.0	31.0	0.64	685
	北 2- 丁 5-461	Φ48×4	340	21.1	91.6	29.9	0.52	685

## (2) 试验结果分析

上述实施单管不加热集油的试验井的最低含水率为 84.7%，最低产液量为 21.3t/d，出油管道的最小口径为 DN40，出油管道的最大长度为 813m，基本涵盖了特高含水油井集油的不利工况条件。从试验结果可以看出，24 口试验井在单管不加热集油工况下，井口回压最高为 0.72MPa，普遍不超过 0.60MPa，比加热工况有所上升，但上升幅度普遍不超过 0.25MPa。除个别油井发生凝堵以外，绝大多数油井可实现长期平稳运行。

产液量 40t/d 以上、出油管道长度不超过 300m 的油井的回油温度普遍高于原油凝固点（表 4-6）；产液量 20-40t/d、出油管道长度超过 200m 的油井的回油温度普遍低于原油凝固点（表 4-4、表 4-5），冬季最冷时节的最低回油温度为 23.3℃（表 4-4，北 2-丁 4-453 井），低于原油凝固点 10.7℃。

### 1) 试验油井普遍能够实现单管不加热集油的主要原因分析

#### ①采出液含水高、低温流动性能好。

试验井的采出液含水率大都在 90%以上。研究表明，在特高含水条件下，高粘度的油相对采出液的管输流动阻力的影响大幅度减弱，低粘度的水相对采出液的管输流

动阻力的影响大幅度增强，油水混合液在低温下仍呈现出较低的粘度和较低的管输阻力。因此，特高含水油井在单管不加热集油的低温运行工况下，井口回压仅比加热工况出现小幅度的上升（表 4-4~表 4-8）。

### ②油井连续出液，出油管道中无凝油聚集或水相冻结。

当油井处于以一定液量连续出液状态时，采出液中的大量游离水不断地将高粘度的油相携带至管道的出口，无凝油在管道中聚集，使管道处于畅通和低摩阻状态，井口回压保持长期稳定（图 4-4~图 4-6）。相反，当油井处于间歇出液状态时，在油井停止出液期间，已进入管道的采出液中的油相将在管道的起伏段中发生运移、聚集和凝结，在冬季水相也将发生冻结。当油井再次出液时，产生高粘度油相聚集管段的高阻力流动或水相冻结堵塞，导致井口回压超高或管道冻堵。

### ③油井以足够的液量出液，出油管道中无持续增长的凝油挂壁现象。

在上述单管不加热集油条件下，特高含水原油的管输最低温度均高于 20℃，尽管此温度远低于原油凝固点，但管输原油含气、受流动剪切与在水连续相中的分散状态，使其仍然未凝固而且流动自如。在足够大液量的冲刷下，油相难以在管壁上持续粘附并不断加厚，造成管输阻力的持续增大。油井由双管掺热水加热工况转入单管不加热工况后，井口回压呈现初期小幅度增长、后期长时间持续稳定的现象（图 4-2~图 4-6），可充分说明这一道理。

## 2) 油井出油管道凝堵的主要原因分析

在 3 年试验过程中，有 4 口单管不加热集油井的出油管道发生凝堵（表 4-10）。

表 4-10 单管不加热集油井出油管道凝堵情况表

Table 4-10 is not one-pipe heating-oil pipeline from the oil condensate block table

序号	井号	出油管道规格 (mm)	管道长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	管道凝堵日期	低温运行持续天数 (d)	试验现象
1	北 2-60-462	Φ76×4.5	300	28.0	95.7	2006年01月14日	835	管道凝堵
2	北 1-10-453	Φ60×4.5	198	21.3	87.4	2006年01月02日	680	管道凝堵
3	北 2-60-466	Φ76×4.5	813	35.6	86.5	2006年01月04日	680	管道凝堵
4	北 2-60-464	Φ60×4.5	350	50.6	91.5	2006年01月22日	395	非金属管道、凝堵

从表 4-10 可以看出，4 口试验井的凝堵时间均发生在冬季最冷时节，其产液量为 21.3~50.6t/d，含水率为 86.5~95.7%，出油管道规格为 DN60、DN65，管道长度为 198~813m。除北 2-60-466 井的管道长度为 24 口试验井中最长之外，其余凝堵井的基础参数均在未曾发生凝堵井的油井的基础参数范围之内。从这些井连续正常运行时间已长达 395~835d 的状况以及现场实际情况看，之所以发生凝堵事故，主要由出油管道的运行工况发生突变所致，有 3 种情况可引起出油管道运行工况突变：

①操作不当。在冬季，因测试、维修引起的抽油机停运时间超过出油管道的允许停运时间，导致再次启动时井口回压超高、抽油杆断脱、出油管道冻堵。

②长时间停电。在冬季，由电网停电引起的抽油机停运时间超过出油管道的允许停运时间，导致再次启动时井口回压超高、抽油杆断脱、出油管道冻堵。

③井下泵泵况发生突变。即，井下泵泵况变差，油井产液量大幅度下降，加之冬季气温和地温低，导致出油管道温度低和大量凝油挂壁、聚集、凝结或水相冻结现象，造成井口回压超高、管道冻堵（图 4-7）。

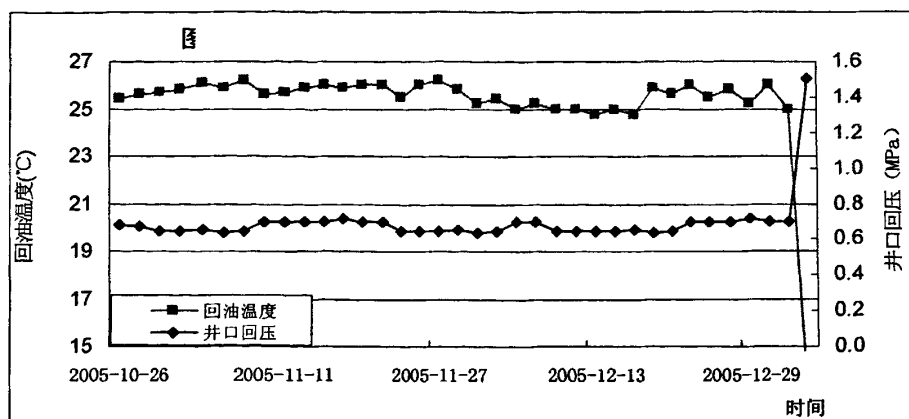


图 4-7 北 2-60-466 井回油温度、井口回压变化曲线

Fig. 4-7 North 2-60-466 temperature of the oil wells back, back to the well-head pressure curve

在一个检泵周期内，井下泵泵况逐渐变差是必然趋势。对于实施单管不加热集油的油井来说，由于井下泵泵况突变的不可预计性，使得出油管道凝冻事故的发生难以避免。

从发生出油管道凝冻事故的时间集中在冬季最冷时节的情况看，实施油井单管出油不加热集油的风险运行期在冬季。在严寒气候条件下，一旦出现出油管道水相冻结，冻管事故的发生几乎不可避免。对于特高含水油井而言，只要不发生水相冻结，出油管道凝冻事故发生的几率就很小。所以，在夏、秋季，同样发生出油管道运行工况突变的情况，却很少发生油井凝管停产事故。

#### 4.2.2. 单管不加热集油井停输再启动界限试验

为了确定单管不加热集油油井安全停输时间，我们先后进行了 3 轮试验。

##### (1) 第一轮试验

2004 年 2 月 6~10 日，对第一批实施单管不加热集油的 5 口油井进行了停输再启动试验（表 4-11）。当时的大庆地区气温和地温正处于全年最低时节（表 4-12），最低气温为-24℃、管道设计埋深处的最低地温为-5.5℃。

表 4-11 停输再启动试验单管不加热集油井基本情况表

Table 4-11 stop and then start to lose a single test tube is not heating oil wells set the basic table

序号	井号	管规格 (mm)	管长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	抽油机 电流(A)	井口回压 (MPa)	集油管线敷设状况
	北 1-10-553	Φ6 0×4.5	7 5	65	92 .6	32/2 8	0.45	管顶埋深 0.2-0.5m
	北 2-355-83	Φ7 6×4.5	2 10	37	97 .8	18/1 6	0.42	管顶埋深 0.2-0.5m
	北 2-60-559	Φ6 0×4.5	2 45	26	92 .2	32/3 0	0.45	管顶埋深 0.2-0.5m
	北 2-60-462	Φ7 6×4.5	3 00	17	92 .3	36/3 2	0.53	过水渠段长度 10m
	北 2-351-85	Φ6 0×4.5	3 77	30	93 .9	14/1 3	0.32	管顶埋深 0.2-0.5m

表 4-12 停输再试验期间大庆地区气温与地温数据表

Table 4-12 shutdown during the Daqing area and then test the temperature and ground temperature data sheet

日期	2004.02.0 6	2004.02.0 7	2004.02.0 8	2004.02.0 9	2004.02.1 0
最低气温 (°C)	-24	-24	-22	-22	-19
最高气温 (°C)	-14	-16	-13	-8	-5
-0.4m 地温 (°C)	-7.7	-7.8	-8.1	-7.8	-7.7
-0.8m 地温 (°C)	-5.2	-5.4	-5.4	-5.4	-5.5

1) 停输 2h 后的再启动先导性试验

2004 年 2 月 6 日，首先选取北 2-60-462 油井进行了停输 2h 的停输再启动试验。结果表明，该井再启动时的最高井口回压仅为 0.54MPa，油井停输 2h 后，可顺利实现再启动（表 4-13）。

表 4-13 单管不加热集油井停输 2h 后再启动试验数据表

Table 4-13 is not one-pipe heating-oil shutdown 2h after the start test data table

井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	停输时间 (h)	抽油机电流 (A)	启动最高井口 回压 (MPa)	启动 结果
北 2-60-462	Φ76×4.5	300	17	92.3	2	36/32	0.54	成功

## 2) 停输 4h 后的再启动试验

在停输 2h 再启动成功的基础上,对 5 口油井进行了停输 4h 的再启动试验。从表 4-14 可以看出,5 口油井停输 4h 后,均顺利实现了再启动。

表 4-14 单管不加热集油井停输 4h 再启动试验数据表

Table 4-14 is not one-pipe heating-oil shutdown 4h re-start the test data tables

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	停输时间 (h)	抽油机电流 (A)	启动最高回 压 (MPa)	启动 结果
1	北 1-10-553	Φ60×4. 5	75	65	92. 6	4	40/48	0.58	成功
2	北 2-355-83	Φ76×4. 5	21 0	37	97. 8	4	18/17.6	0.62	成功
3	北 2-60-559	Φ60×4. 5	24 5	26	92. 2	4	33/30	0.64	成功
4	北 2-60-462	Φ76×4. 5	30 0	17	92. 3	4	38/34	0.88	成功
5	北 2-351-85	Φ76×4. 5	37 7	30	93. 9	4	13.7/13. 9	0.50	成功

图 4-8 是北 2-60-462 油井停输 4h 后再启动过程中回油温度和井口回压的跟踪测试结果。可以看出,再启动初期阶段,油井回油温度呈逐渐降低趋势,到第 51min 时,由开始时的接近 24℃降至 13.1℃,达到最低点;而后,回油温度呈逐渐上升趋势,到第 97min 时,回油温度升至接近 22℃,油井再启动成功。再启动过程中,该井的井口回压最高达到 0.88MPa。虽然,在整个再启动过程中回油温度远低于原油凝固点,但再次启动仍然较顺利。由此说明,在特高含水条件下,油井出油管线停输后,由于有大量游离



水积存在管道中，只要水相不发生冻结，出现整体凝管的可能性很小，比较容易实现再启动。

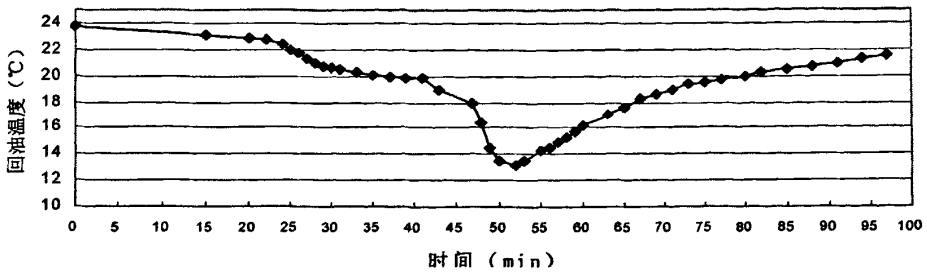


图 4-8 北 2-60-462 井停输再启动回油温度变化曲线

Fig. 4-8 North 2-60-462 well to stop and then start to lose back to the oil temperature curve

### 3) 停输 5~6h 后的再启动试验

当停输时间为 5h 时，除北 2-60-462 油井的再启动井口回压达到 2.0MPa，超过 1.6MPa 的系统设计压力、启动失败外，其余 4 口油井均顺利实现了再启动（表 4-15），启动过程中的最高井口回压为 0.63MPa。这 4 口井在停输 6h 后，也顺利地实现了再启动（表 4-16），启动过程中的最高井口回压为 0.64MPa。北 2-60-462 油井再启动时井口回压超高的主要原因是产液量低造成停输前管道沿程温度低，停输后，随着管道的温度进一步降低，出现凝油聚集、凝结、管输阻力大幅度上升的现象。

表 4-15 单管不加热集油井停输 5h 再启动试验数据表

Table 4-15 one-pipe unheating-oil shutdown 5h re-start the test data tables

序号	井号	管线规格 (mm)	管线长 度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	停输时间 (h)	抽油机电流 (A)	启动最高 井口回压 (MPa)	启动 结果
1	北 1-10-553	Φ60×4.5	75	65	92.6	5	49/55	0.59	成功
2	北 2-355-83	Φ76×4.5	210	37	97.8	5	17/16.6	0.62	成功
3	北 2-60-559	Φ60×4.5	245	26	92.2	5	39/36	0.63	成功
4	北 2-60-462	Φ76×4.5	300	17	92.3	5	53/38	2.0	失败

5	北 2-351-85	Φ76×4.5	377	30	93.9	5	13.9/14.1	0.52	成功
---	---------------	---------	-----	----	------	---	-----------	------	----

表 4-16 单管不加热集油井停输 6h 再启动试验数据表

Table 4-16 one-pipe unheating-oil shutdown 6h re-start the test data tables

序号	井号	管 线 规 格 (mm)	管线长度 (m)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	停 输 时 间 (h)	抽 油 机 电 流 (A)	启动最高回压 (MPa)	启动结果
1	北 1-10-553	Φ60×4.5	75	65	92.6	6	57/55	0.58	成功
2	北 2-355-83	Φ76×4.5	210	37	97.8	6	12.5/13.7	0.60	成功
3	北 2-60-559	Φ60×4.5	245	26	92.2	6	57/55	0.64	成功
4	北 2-351-85	Φ76×4.5	377	30	93.9	6	13.9/14.1	0.54	成功

## (2) 第二轮试验

为了确定单管不加热集油井在春季的停输再启动技术界限,于2004年4月1~5日进行了第二轮停输再启动试验,停输为6h。

试验井仍为第一批实施单管不加热集油的5口油井。试验期间,大庆地区的最低气温为-7.0℃、管道设计埋深处的最低地温为-0.9℃(表4-15)。结果表明,5口试验井停输6h后,均顺利可实现了再启动(见表4-16)。除北2-351-85井外,其余4口井再启动过程中的最高井口回压均比第一轮冬季试验时低。可见,气候转暖后,油井停输再启动变容易。

表 4-17 停输再启动试验期间大庆地区气温与低温数据表

Table 4-17 shutdown and then start the trial period Daqing area with low temperature data sheet

日 期 (年.月.日)	2004.04.01	2004.04.02	2004.04.03	2004.04.04	2004.04.05
最低气温(℃)	-7.0	-6.4	-4.1	-1.6	2.1

最高气温(°C)	6.5	8.2	10.5	13.9	11.8
-0.4m处地温(°C)	-0.2	-0.2	-0.1	0.0	0.3
-0.8m处地温(°C)	-0.9	-0.9	-0.7	-0.8	-0.7

表 4-18 单管不加热集油井停输 6h 再启动试验数据表

Table 4-18 one-pipe unheating-oil shutdown 6h re-start test data table

序号	井号	管 线 规 格 (mm)	管 线 长 度 (m)	产 液 量 (t/d)	含 水 率 (%)	停 输 时 间 (h)	启 动 最 高 井 口 回 压 (MPa)	启 动 结 果
1	北 1-10-553	Φ60×4.5	75	68	91.4	6	0.40	正常
2	北 2-355-83	Φ76×4.5	210	48	97.8	6	0.42	正常
3	北 2-60-559	Φ60×4.5	245	28	92.2	6	0.60	正常
4	北 2-60-462	Φ76×4.5	300	17	94.5	6	1.00	正常
5	北 2-351-85	Φ76×4.5	377	37	94.3	6	0.65	正常

### (3) 第三轮试验

2005年3月15~19日,进行了第三轮停输再启动试验。试验期间,大庆地区的最低气温为-5.5℃、管道设计埋深处的最低地温为-3.6℃(表4-19)。试验井数为5口(表3-32),除有3口井仍为第一轮和第二轮试验的油井外,新增加了1口长距离出油管道(长度为813m)油井(北2-60-466井)和1口小口径(DN40)出油管道油井(北2-J5-461井)。试验结果表明,所有5口试验井停输6h后,均顺利实现了再启动(表4-20)。值得注意的是,出油管道最长的北2-60-466井的最高井口回压达到了1.25MPa,采用小口径出油管道的北2-J5-461井的最高井口回压达到了1.10MPa。可以看出,距离较长或口径较小的出油管道,停输后再启动较困难。

表 4-19 停输再启动试验期间大庆地区气温与低温数据表

Table 4-19 shutdown and then start the trial period Daqing area with low temperature data sheet

日期 (年.月.日)	2005.03.15	2005.03.16	2005.03.17	2005.03.18	2005.03.19	2005.03.20
最低气温 (°C)	-2.0	-4.1	-4.5	-5.2	-5.5	-5.3
最高气温 (°C)	6.3	5.2	0.6	3.3	10.7	10.5
-0.4m 处地温 (°C)	-3.8	-3.2	-2.8	-2.6	-2.4	-1.1
-0.8m 处地温 (°C)	-3.6	-3.2	-3.1	-2.6	-2.4	-1.3

表 4-20 单管不加热集油井停输 6h 再启动试验数据表

Table 4-20 one-pipe unheating-oil shutdown 6h re-start test data table

序号	井号	开发方式	管 线 规 格 (mm)	管 线 长 度 (m)	产 液 量 (t/d)	含 水 率 (%)	停 输 时 间 (h)	启 动 最 高 回 压 (MPa)	启 动 结 果
	北 1-10-553	水驱	Φ60×4.5	75	66.6	93.7	6	0.40	成功
	北 2-60-559	水驱	Φ60×4.5	245	28.3	95.1	6	0.65	成功
	北 2-60-462	水驱	Φ76×4.5	300	25.9	96.7	6	0.68	成功
	北 2-60-466	水驱	Φ76×4.5	813	25.0	96.2	6	1.25	成功
	北 2-J <sub>5</sub> -461	水驱	Φ48×4.0	340	21.9	95.2	6	1.10	成功

图 3-21 是北 2-J<sub>5</sub>-461 井停运 6h 后再启动过程中的井口回压跟踪测试数据曲线。该井启动前的井口回压为 0.42MPa，启动后，井口回压呈缓慢上升趋势，5min 过后，井

口回压开始呈快速上升趋势，至 8.5min 时，升至 1.1 MPa，持续 1min 后，开始大幅度下降，至 11.5min 时，回落到 0.40MPa 左右。出油管道经历 11.5min，顺利实现再启动。

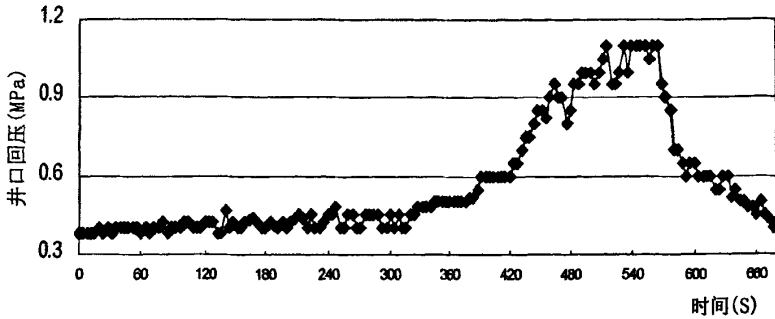


图 4-9 北 2-J5-461 井停输再启动井口回压变化曲线

Fig. 4-9 North 2-J5-461 well to stop and then start to lose back to the well-head pressure curve

通过三轮冬、春季单管不加热集油井停输再启动试验，可以看出，产液量 20~70t/d、含水率 85%以上的油井，在 2 月份停输 4h 后，可实现再启动；3 月份油井停输 6h，可实现再启动。冬、春季（当年 11 月 1 日至来年 4 月 30 日）单管不加热集油井的安全停输时间为 4h。

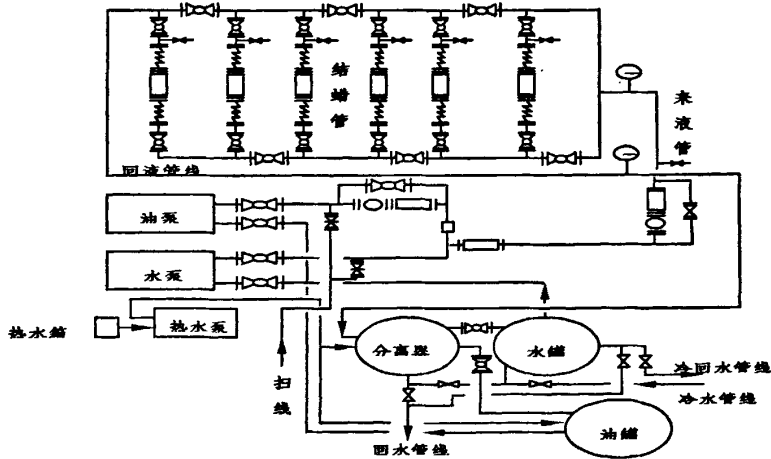


图 4-10 室内动态结蜡规律试验装置

Fig. 4-10 indoor dynamic law of wax test device

#### 4.2.3 油井掺低温水不加热集油工艺试验

在北 II-2 联合站系统和喇 I-1 联合站系统开展了掺低温水不加热集油试验。对 4 座转油站所辖的 362 口油井进行的跟踪测试结果表明，与加热工况相比，4 座转油站所

辖的 362 口油井的井口回压变化不大。表 3-33 是北 13-3<sup>#</sup>计量间掺低温水不加热集油的试验数据。可以看出，在冬季，掺水温度由加热时的 65℃降为不加热时的 35℃，单井最低回油温度为 22℃，单井出油管道最长为 780m，井口回压最高为 0.72 MPa。与加热工况相比，井口回压的升幅普遍不超过 0.2MPa。

表 4-21 北 13-3<sup>#</sup>计量间不加热集油试验数据

Table 4-21 # 3-33 North does not measure between the heating oil data

序号	井号	出油管道规格 (mm)	出油管道长度 (m)	掺水温度 (°C)	井口回压 (MPa)	回油温度 (°C)
2	北 2-J5-461	Φ76×4	269	35	0.55	30
3	北 2-4-461	Φ76×4	780	35	0.55	31
4	北 2-J5-54	Φ76×4	240	35	0.72	38
5	北 2-J5-463	Φ76×4	527	35	0.51	31
6	北 2-60-463	Φ76×4	539	35	0.52	35
7	北 2-J6-63	Φ76×4	567	35	0.42	37
8	北 2-60-462	Φ76×4	364	35	0.46	31
9	北 2-J6-62	Φ76×4	194	35	0.51	34
0 <sup>1</sup>	北 2-60-461	Φ76×4	496	35	0.46	30
1 <sup>1</sup>	北 2-60-561	Φ76×4	430	35	0.43	22

### 4.3 油井出油管道结蜡规律测试

为了弄清特高含水期油井采出液输送管道的结蜡规律，开展了特高含水期集油管道结蜡状况室内动态测试和现场实际测试。

#### 4.3.1 室内动态结蜡规律测试

室内动态结蜡规律试验装置由介质源、循环泵、环道、结蜡观察短节、模拟砂箱、制冷和通风系统、自控系统组成（图 4-10）。

试验装置工艺流程为：试验介质→搅拌罐→螺杆泵→试验环道→结蜡观察短节→搅

拌罐。

结蜡观察短节埋设在试验装置的砂箱中，短节周围土壤的环境温度由大气环境模拟系统控制，大气环境模拟系统可模拟一年四季的大气温度及受其影响的土壤温度。

试验介质取自采油三厂北II-2地区所辖油井，含蜡量为30.2%，含水率为85~93%。试验介质在环道中循环流动，为保证试验介质的质量，每7d更换一次试验介质。

1) 埋管环境温度为10℃时的结蜡状况观测

在结蜡观察短节周围土壤温度为9~12℃的条件下，进行了为期30d的动态结蜡规律测试。测试结果表明（表4-22），在含水率为85~93%、管道流速为0.36m/S、埋管进口温度36.5~37.9℃、埋管出口温度35.5~36.9℃下，结蜡观察短节内壁无明显附着物（图4-11）。

表 4-22 环境温度 10℃室内动态结蜡规律测试数据表

Table 4-22 indoor 10 ℃ ambient temperature wax dynamic test data sheets law

试验时间 (d)	试验介质含 水率 (%)	试验介质含 蜡量 (%)	埋管中 介质流 速 (m/S)	埋管进口 温度(℃)	埋管出口 温度 (℃)	埋管环境温 度 (℃)	管壁附 着物状 况
30	85~93	30.2	0.36	36.5~ 37.9	35.5~ 36.9	9~12	无附着 物

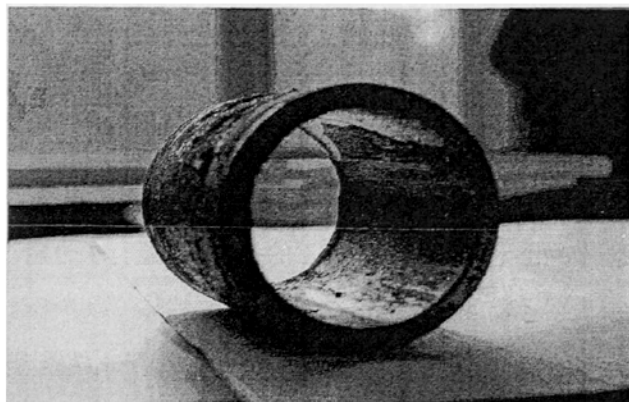


图 4-11 环境温度 10℃下结蜡观察短节内壁状况

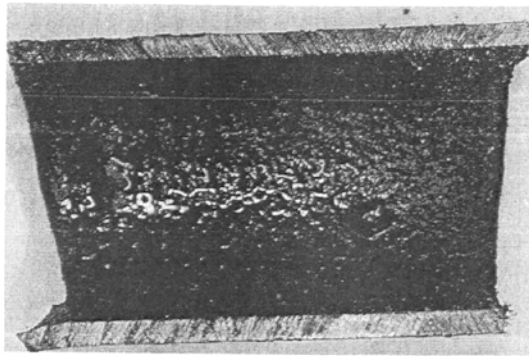
Fig. 4-11 under 10 ℃ ambient temperature wax to observe the situation of a short section of wall

2) 埋管环境温度为2℃时结蜡状况观测

在结蜡观察短节周围土壤温度为 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 的条件下,进行了为期40d的动态结蜡规律测试。测试结果表明(表4-23),在含水率为 $85\sim 93\%$ 、管道流速为 $0.36\text{m/S}$ 、埋管进口温度为 $36.5\sim 37.9^{\circ}\text{C}$ 、埋管出口温度为 $24.2\sim 25.1^{\circ}\text{C}$ 下,结蜡观察短节内壁有薄层附着物(图4-12)。

表4-23 环境温度 $2^{\circ}\text{C}$ 室内动态结蜡规律测试数据表Table 4-23  $2^{\circ}\text{C}$  ambient temperature wax indoor dynamic test data sheets law

试验时间 (d)	试验介质含 水率(%)	试验介质含 蜡量(%)	埋管中介 质流速 (m/S)	埋管进口 温度( $^{\circ}\text{C}$ )	埋管出口 温度( $^{\circ}\text{C}$ )	埋管环境温 度( $^{\circ}\text{C}$ )	管壁附 着物状 况
40	$85\sim 93$	30.2	0.36	$36.5\sim 37.9$	$24.2\sim 25.1$	$2\sim 3$	有薄层 附着物

图4-12 环境温度 $2^{\circ}\text{C}$ 下结蜡观察短节内壁状况Fig. 4-12 under  $2^{\circ}\text{C}$  ambient temperature wax to observe the situation of a short section of wall

### 3) 埋管环境温度为 $-3^{\circ}\text{C}$ 时结蜡状况观测

在结蜡观察短节周围土壤温度为 $-3\sim 0^{\circ}\text{C}$ 的条件下,进行了为期35d的动态结蜡规律测试。测试结果表明(表4-24),在含水率为 $85\sim 93\%$ 、管道流速为 $0.36\text{m/S}$ 、埋管进口温度为 $36.5\sim 37.9^{\circ}\text{C}$ 、埋管出口温度为 $17.5\sim 19.2^{\circ}\text{C}$ 下,结蜡观察短节内壁有少量附着物(图4-13),其厚度明显比土壤温度为 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 的条件下的大。



表 4-24 环境温度-3℃室内动态结蜡规律测试数据表

Table 4-24 indoor -3 ℃ ambient temperature wax dynamic test data sheets law

试验时间 (d)	试验介质 含水率(%)	试验介质 含蜡量(%)	埋管中介质 流速 (m/S)	埋管进口 温度(℃)	埋管出口 温度(℃)	埋管环境温 度(℃)	管壁附 着物状 况
35	85~93	30.2	0.36	36.5 37.9	~ 17.5~19.2	-3~0	有少量 附着物

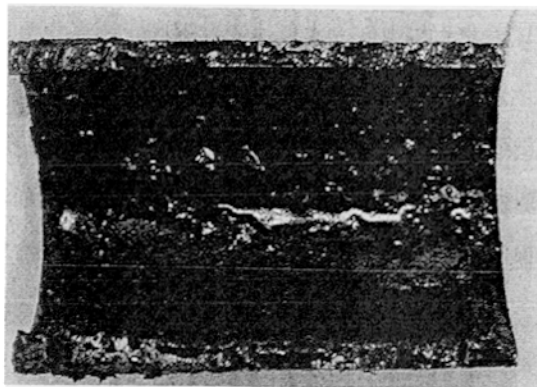


图 4-13 环境温度-3℃下结蜡观察短节内壁状

Fig. 4-13 ambient temperature -3 ℃ wax under the observation of a short section of wall-like

上述测试结果表明,在低温输送工况下,特高含水原油管道仍存在凝油粘附和结蜡现象,随着环境温度的降低,管壁粘附物增加,但其管壁粘附物量的增长速度比中低含水原油管道缓慢得多。

### (2) 集油管道结蜡状况现场实测

由于特高含水原油管道的管壁结蜡速度十分缓慢,通过室内试验装置测试方法难以给出有说服力的结蜡规律定量观测结果。为了给出生产管道结蜡状况的有力证据,开展了油井出油管道结蜡状况现场实测。采取在生产现场直接割开一段油井出油管道的办法,观测长期运行的出油管道内壁的结蜡状况。为保证测试结果真实、有效,在管道切割之前,停运抽油机,将掺水管道接通,给出油管道输送 35℃ 的低温污水,将管道中的可流动油相置换干净。对每条出油管道,分别在靠近井口位置、中间位置和靠近计量间

位置进行 3 处管段切割。

### 1) 单管出油不加热集油管道的结蜡状况观测与分析

2006 年 7 月初和 10 月初,分别对已连续运行了 860~1045d 的 3 口单管不加热集油井的出油管道进行了结蜡状况现场实测,管道均采用硬质聚胺脂泡沫夹克保温。割开靠近井口处和靠近计量间处的段管道观察发现,管内壁存在附着物,其平均厚度为 1.5~3.5mm,最大厚度为 5mm 左右,呈现点状、片状、不连续、不均匀附着状态(图 4-14)。分析化验结果表明(表 4-25),附着物的含蜡量为 39.6~50.3%,远高于管输原油的含蜡量,管道的结蜡特征十分明显。

从观测结果可以看出,与中低含水原油管道不同,特高含水原油管道的连续运行时间与管道结蜡状况未呈现出明显的关联性,表明在出油管道连续运行时间达到 860d 以上的情况下,管壁结蜡已处于平衡态,结蜡厚度增长趋势微弱。产生这一现象的主要原因是:在特高含水原油采出液大量游离水的反润湿剥离与冲刷作用下,使管壁的石蜡沉积量明显减少,呈现不均匀、不连续的点状和片状附着,这也是导致单管不加热集油井井口回压上升幅度不大且长期保持稳定的主要原因。因此,尽管特高含水原油低温集油管道仍存在结蜡现象,但结蜡量少、附着层薄,已不构成影响油井不加热集油的主要因素。现场观测结果还表明,水驱井与聚驱井出油管道的结蜡状况相近。

表 4-25 出油管道井口和计量间处结蜡状况现场实测数据表

Table 4-25 out of the oil pipeline between the wellhead and measurement Department wax situation at the scene measured data table

井号	管线规格 (mm)	含水率 (%)	产液量 (t/d)	管壁附着物含蜡量 (%)	管壁附着物厚度 (mm)			北 II-2 地区原油含蜡量 (%)	管道低温运行天数 (d)
					最小	最大	平均		
北 2-60-559	Φ60×4.0	9 4.3	25 .0	39.6			.5	29. 20	1045
北 2-60-552	Φ76×4.5	8 9.0	23 .1	41.3			.5		945
北 1-丁 1-P52	Φ76×4.5	8 8.9	87 .0	50.3			.5		860

北 2-丁 5-56	Φ6 0×4.5	9 3.7	41 .5	/			.5	450
------------	-------------	----------	----------	---	--	--	----	-----

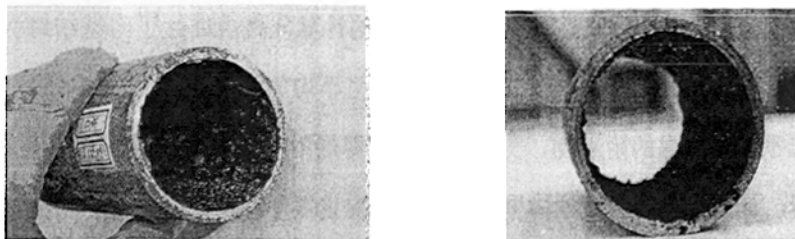


图 4-14 油井集油管道现场割管观测结蜡状况

Fig. 4-14 oil wells on-site pipe cutting pipe observing the situation of wax

### 3) 非金属管道的结蜡状况观测

2006 年 6 月中旬, 对已连续单管不加热集油运行 450 余天的北 2-丁 5-56 油井的非金属出油管道(连续增强塑料管)的结蜡状况进行了观测。割开出油管道发现: 管内壁有 3~4mm 的附着物, 呈连续、均匀附着状态(图 4-15)。非金属管道内壁塑料的亲油性是导致石蜡及粘度较大的油相在管道中呈均匀附着状态的主要原因。可以看出, 非金属管道与金属管道一样存在管壁结蜡现象, 但其附着物的总量大于金属管道。由于管壁亲油及存在均匀的石蜡和凝油附着, 在输送特高含水原油的工况下, 非金属管道的管输摩阻要比金属管道大。

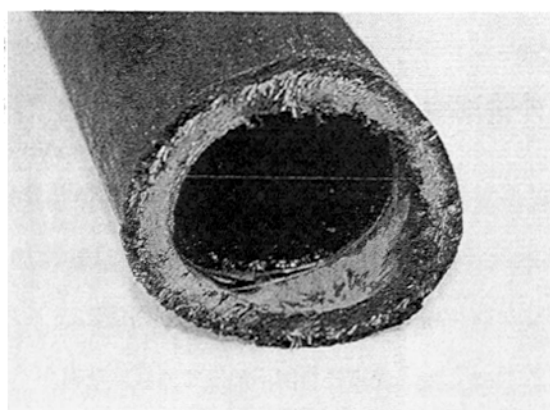


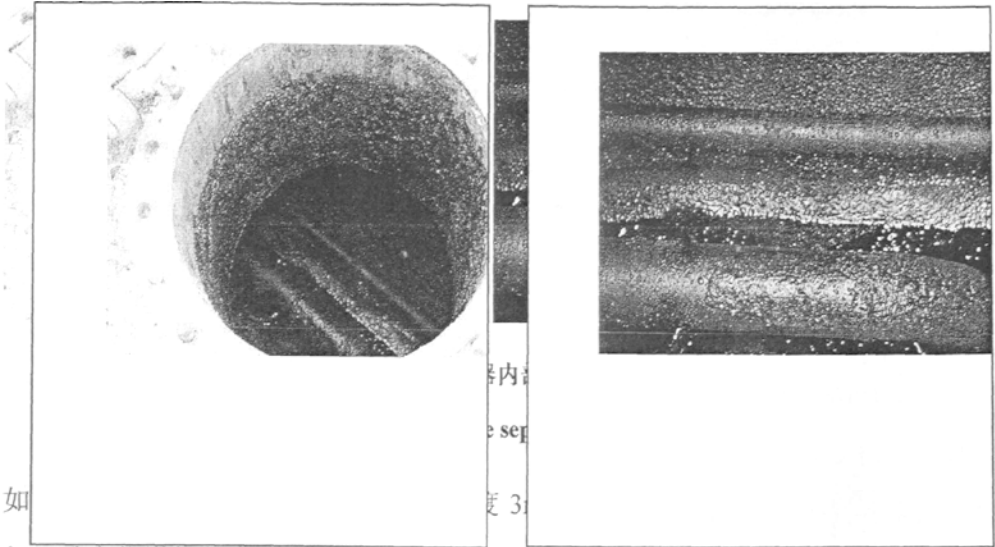
图 4-15

非金属管道结蜡状况

Fig. 4-15 non-metallic pipeline wax situation

### 4.3.2 油井低温计量试验

在不加热集油试验期间,油井产量计量仍采用玻璃管量液方式。为了确定不加热集油工况下计量分离器量液筒的附着物状况及其对油井产液量计量的影响,2005年7月7日,通过打开人孔的方式,对连续低温运行的计量分离器进行了内壁结蜡状况观测。结果表明,在计量分离器卧罐内壁有附着物,呈不均匀附着状态(图4-16),罐壁的一些区域几乎没有明显的附着物,另一些区域有薄层附着物,但厚度普遍不超过3mm。不难判断,计量分离器量液桶内壁的附着物状况也基本如此。



筒几何尺寸变化增加的产液量计量误差仅为1.49%。由于此误差可视为系统误差,可以断定,在不加热或低温集油工况下,油井产液量计量的不确定度仍可保持在10%以内,达到国家规范要求。

### 4.4 计量间低温外输试验

表4-25是北II-2联合站系统全面停炉、实行掺低温水不加热集输后,典型计量间(北15-1<sup>#</sup>)的不加热集油运行数据。可以看出,计量间外输温度比加热工况降低5℃以上,生产汇管外输压力与加热工况差不多,外输管道运行平稳。

表4-25 典型计量间不加热集油试验数据表

Table 4-25 typical measurement between non-heating oil data table

计量间	外输管道规格 (mm)	外输管道长度 (km)	外输管道起点温 度(℃)	外输管道起点压 力(MPa)

15-1 <sup>#</sup>	Φ219×7	2.50	34	0.44
-------------------	--------	------	----	------

注：数据录取时间为 2005 年 3 月 22 日

### 4.5 转油站低温泵输工艺试验

在低温运行工况下，转油站面临的最大风险是“三合一装置”缓冲段液面持续下降时，外输离心泵抽吸含水较低的顶层原油可能引起的阻卡。在大庆油田设计院试验基地进行的模型离心泵低温输液试验结果表明，在加破乳剂的条件下，对含水率为 30~40% 的原油，造成离心泵阻卡的最低温度为 26℃。为了在实际生产工况下，考核离心输送低温含水原油的适应性，在萨北 12<sup>#</sup>转油站开展了人为压低“三合一装置”缓冲段液面的低温泵输试验。在试验过程中，保持一定液面高度运行一段时间后，逐渐开大外输泵出口阀，增大泵的排量，在液面以较快的速度下降的同时，测试泵的有关运行参数（表 4-26）。

表 4-26 转油站离心泵低温输送试验数据表

Table 4-26 petrol filling stations to pump low-temperature test data transmission table

时间 (时:分)	外输泵 实际排量(m <sup>3</sup> /h)	外输 泵电 流(A)	外输 泵电 压(V)	三 合 一 液 位 指 示 (m)	外输 泵压 力(MPa)	外输 管 压(MPa)	外输温 度(℃)	外输 含 水 率 (%)
1 1:00	125. 0	5 2.2	4 00	2. 40	1.36	0.32	36 .5	8 7.0
1 1:05	98.6	5 7.5	4 00	2. 55	0.98	0.32	36 .4	7 8.6
1 1:10	100. 8	5 7.4	4 00	2. 53	0.98	0.32	36 .5	7 0.5
1 1:15	109. 8	5 7.0	4 00	2. 50	0.98	0.32	36 .5	7 1.9
1 1:20	109. 8	5 6.0	4 00	2. 45	0.98	0.32	36 .5	9 5.7
1 1:25	117. 4	5 5.8	4 00	2. 42	0.68	0.48	36 .5	7 1.0

1 1:30	115. 8	5 5.6	4 00	2. 30	0.70	0.49	36 .4	9 6.2
1 1:35	116. 3	5 6.0	4 00	2. 30	0.70	0.50	36 .5	9 6.4

从表 4-26 可以看出, 在输液温度为 36℃ 的低温泵输工况下, 逐渐增加泵的排量后, 三合一装置缓冲段液面逐渐下降, 外输液含水也由 87% 左右开始逐渐下降, 但最低降至 70% 左右, 便不再下降, 过后又开始上升。由于在离心泵加大排量压低液面的同时, “三合一装置” 中仍不断进入特高含水采出液, 使缓冲段含水较低的顶层原油被稀释, 含水降至 70% 左右就是顶层原油被稀释后的最低含水率, 此后, 随着时间的延续, 外输液含水又会逐渐上升至与进液含水基本一致的水平。在测试过程中, 外输泵电流变化不大, 泵机组运行平稳, 表明当含水由 90% 左右下降至 70% 左右时, 离心泵的负荷状况未发生明显变化。因此, 离心泵在输送低温特高含水采出液的工况下, 即使 “三合一装置” 缓冲段液面突然下降, 泵输液仍可保持高水状态, 不会出现卡阻现象。

为了考察转油站外输泵在低温工况下的适应性, 我们对北 II-2 联合站所辖的转油站外输系统运行状况进行了测试。

表 4-27 给出了 2005 年 3 月份 (处于大庆地区冬季) 4 座转油站全部停运掺水炉和热洗炉、实行掺常温水不加热集输的运行数据。

表 4-27 各转油站不加热与加热工况运行数据对比表

Table 4-27 petrol filling stations do not turn the heating and heating running condition data comparison table

转油站	开发方式	井数 (口)	产液量 (t/d)	含水率 (%)	外输管道口径 (mm)	外输管道长度 (km)	加热工况			不加热工况		
							掺水温度 (°C)	外输温度 (°C)	外输管压 (MPa)	掺水温度 (°C)	外输温度 (°C)	外输管压 (MPa)
12 <sup>#</sup>	水驱	43	1042	93.5	250	1.80	62	41.0	0.56	30.0	29.3	0.60
	聚驱	19	2917	86.7	250	1.80	62	41.0	0.56	30.0	29.3	0.60
13 <sup>#</sup>	水驱	65	2455	91.3	250	1.00	61	41.0	0.43	36.0	36.3	0.49

	聚驱	19	3487	86.5	200	1.00	61	42.0	0.43	36.0	36.2	0.56
14 <sup>#</sup>	水驱	96	3132	93.9	300	2.30	62	40.5	0.42	32.0	32.0	0.44
15 <sup>#</sup>	水驱	93	5406	94.4	350	2.89	65	41.0	0.50	36.0	35.0	0.58
	聚驱	42	3824	87.6	300	2.89	65	40.0	0.46	36.0	36.0	0.48

可以看出，4座转油站的7个外输系统的综合含水均超过85%，实行掺常温水不加热集输后，掺水温度由加热时的61~65℃降为30.0~36.0℃，外输温度由加热时的40.5~42.0℃降为29.3~36.3℃，其中，有3个外输系统的外输温度低于原油凝固点2~3.7℃，其余4个外输系统的外输温度仅高于原油凝固点1~2.3℃。外输管压最高为0.60 MPa，与加热工况相比，外输管压的最大上升幅度为0.13 MPa，外输泵管系统运行平稳。可以看出，对于含水率大于85%的采出液，当外输液温度以较大幅度降低至低于或接近原油凝固点时，与加热工况相比，泵管系统的运行状况未发生明显变化，可以实现正常平稳运行。主要原因是处于特高含水状态的采出液，在低温下仍具有良好的流动性。

#### 4.6 转油站直掺低温水工艺试验

在掺低温水工况下，转油站的“二合一装置（加热、缓冲）”处于加热炉段关闭、缓冲段运行的状态，只对来自于“三合一装置”的含油污水起掺水泵入口缓冲作用。为了探索完全关闭“二合一装置”的可行性，方便生产管理，在萨北13<sup>#</sup>转油站开展了掺水泵从“三合一装置”直接抽取含油污水回掺的试验。试验前，采取了对“二合一装置”进出口汇管加连通阀的改造措施，以实现在完全关闭“二合一装置”的条件下，使“三合一装置”放出的含油污水可越过“二合一装置”直接进入掺水泵。该项试验重点考察掺出污水的含油量变化情况以及掺水泵与掺水系统的运行情况。

##### (1) “二合一装置”掺热水工况测试

在启动“二合一装置”加热炉的正常掺热水工况下的测试结果见表4-28。

表 4-28 加热工况下掺热水测试数据表

Table 4-28 heating hot water mixed conditions test data table

时间（时:分）	三合一液位	二合一出口温度	二合一出口水中	外输液含水	外输液量（m <sup>3</sup> /h）
---------	-------	---------	---------	-------	-------------------------

	指示 (m)	(°C)	含油量 (mg/L)	率 (%)	
10:00	2.38	50.0	201.5	93.8	233
11:00	2.38	50.2	239.0		
12:00	2.41	50.0	260.2		202
13:00	2.41	49.8	250.0		
14:00	2.43	49.6	348.9		231
15:00	2.43	49.8	317.2		

注：试验时间为 2005 年 7 月（夏季）

从表 4-28 可以看出，在掺水温度为 50°C 左右的加热工况下，“三合一装置”缓冲段的液位高度在 0.58~0.63m 之间变化，二合一装置出口外掺污水含油量为 201.5~348.9mg/L，系统运行平稳。

## (2) “三合一装置”直接掺低温水试验

表 4-29 给出了完全关闭“二合一装置”，打开其进出口旁通阀，直接从“三合一装置”抽出含油污水回掺的不加热工况下的测试结果。

表 4-29 不加热工况下直接掺低温水测试数据表

Table 4-29 heating conditions do not directly test-doped low-temperature water tables

时间 (时:分)	三合一液位指示 (m)	三合一进液与掺水温度 (°C)	掺水含油量 (mg/L)	外输液含水率 (%)	外输液量 (m <sup>3</sup> /h)
9:30	2.36	36.2	271.2	93.6	
10:00	2.58	36.4	178.6		193
10:30	2.44	37.2	163.8		
11:00	2.42	35.6	205.2		
11:30	2.46	36.4	152.5		
12:00	2.40	36.0	127.5		219
12:30	2.38	35.8	137.8		



13:00	2.40	36.6	155.2		
13:30	2.39	37.6	177.7		218

从表 4-29 可以看出，在掺水温度为 36℃左右的不加热工况下，直接由“三合一装置”抽出污水的含油量为 127.5~271.2mg/L，比加热工况下从“二合一装置”抽出的污水含油量略低。“三合一装置”缓冲段的液位变化范围为 0.56~0.66m，与加热时相近。由此表明，直接从“三合一装置”抽取污水回掺，没有引起“三合一装置”沉降段液位的大幅度波动，掺水水质可得到保证，从转油站到井口的掺水循环系统运行正常，由“三合一装置”直接抽取低温含油污水回掺完全可行。

由“三合一装置”抽出污水的含油量低于“二合一装置”出口污水含油量的主要原因是“二合一装置”中存在由含油污水缓冲时油水沉降分离形成的聚油段，聚油段的存油采取间断抽出（收油）的操作管理方式，在收油不及时的情况下，聚油段中的原油会缓慢进入外掺水中，使其出口的污水含油量大于进口（二合一装置来污水）。相反，在“三合一装置”中，由油水沉降分离出的原油直接进入装置油水界面上部的油相中，并由外输泵连续抽出外输，不存在聚油及油相进入水相的问题。

采用从“三合一装置”直接抽取低温含油污水回掺工艺，可彻底取消难度较大的“二合一装置”冬季收油操作，方便生产管理，可使新建或改造的转油站取消“二合一装置”，工艺流程得到简化。

## 第五章 特高含水采出液不加热处理现场试验

从 2003 年开始，先后在萨北油田开展了油井单管不加热集油技术界限试验、出油管线结蜡规律试验、单管不加热集油配套技术试验、转油站掺低温水集输工艺试验、联合站采出液低温游离水脱除试验、低温含油污水处理试验以及采出液低温集输处理配套技术试验。

### 5.1 低温游离水脱除试验

#### 5.1.1. 低温工况游离水脱除效果测试

从表 5-1、表 5-2 可以看出，对于北 II-2 联合站平均含水率为 92% 左右。当游离水脱除温度由加热工况下的 41℃ 左右降为不加热工况下的 34~35℃ 时，其脱后油中含水率为 9~12%、污水含油量普遍在 500 mg/L 以下。对该站平均含水率为 86% 左右、含聚合物浓度为 150mg/L 左右的聚驱采出液，当游离水脱除温度由加热时的 42℃ 左右降为 37℃ 时，其脱后油中含水率为 2~15%、污水含油量普遍在 200 mg/L 以下。试验结果表明，在低温运行工况下，水驱与聚驱游离水脱除器运行平稳，脱除效果与加热工况差不多。聚驱采出液游离水脱后水中含油量低于水驱采出液的主要原因是聚驱游离水脱除器的负荷率低于水驱游离水脱除器，沉降时间较长。

表 5-1 加热工况下北 II-2 联合站游离水脱除运行数据表

Table 5-1 heating conditions II -2 North Station Joint removal of free water to run data table

来液类型	游离水脱除器 (规格 $\Phi 4 \times 20\text{m}$ )	来液温度 ( $^{\circ}\text{C}$ )	脱后油中含 水率 (%)	脱后水中 含油量 (%)
水驱	1 <sup>#</sup> 、2 <sup>#</sup> 、3 <sup>#</sup>	41	4.0~5.7	493.7
聚驱	4 <sup>#</sup> 、5 <sup>#</sup> 、6 <sup>#</sup>	42	4.7~7.0	643.0

注：数据测取时间为 2003 年 10 月

表 5-2 低温工况下北 II-2 联合站游离水脱除试验数据表

Table 5-2 low-temperature conditions II -2 North Station Joint removal of free water test data table

来液类型	游离水脱除器 ( $\Phi 4 \times 20\text{m}$ )	来液温度 ( $^{\circ}\text{C}$ )	来液含水 (%)	来液含聚浓度 ( $\text{mg/L}$ )	脱后油中含水率 (%)	脱后水中含油量 (%)
水驱	1 <sup>#</sup>	35	93.5	39	9.2	388.6
	2 <sup>#</sup>	34	92.6		7.1	372.6
	3 <sup>#</sup>	35	90.2		12.1	538.4
聚驱	4 <sup>#</sup>	37	86.0	151	5.2	208.5
	5 <sup>#</sup>	37	85.6		3.5	169.6
	6 <sup>#</sup>	37	87.5		1.3	197.8

注：数据测取时间为 2005 年 3 月

#### 5.1.2. 界面高度对低温游离水脱除效果影响测试

为了确定在低温运行工况下游离水脱除器油水界面变化对油水分离效果的影响，在北 II-2 联合站开展了现场试验。试验时，聚驱采出液中聚合物含量为 117mg/L，水驱采出液中聚合物含量为 135 mg/L。分别对 2 台水驱游离水脱除器（1<sup>#</sup>、2<sup>#</sup>）和 2 台聚驱游离水脱除器（5<sup>#</sup>、6<sup>#</sup>）进行了不同油水界面高度脱水效果试验。从表 75 可以看出，对于水驱游离水脱除器，随着油水界面的升高，脱后油中含水上升，水中含油量降低。在低温运行工况下，对于规格为  $\Phi 4 \times 20\text{m}$ 、负荷率不大于 73% 的水驱游离水脱除器，当油水界面处于 2.0m 时，脱后油中含水可控制在 10% 以内，水中含油量可控制在 500 mg/L 以内；当油水界面处于 2.5m 时，脱后油中含水可控制在 15% 以内，水中含油量可控制在 390 mg/L 以内。

表 5-3 水驱采出液不同油水界面游离水脱除效果试验数据表

Table 5-3 liquid water flooding recovery of different oil-water interface removal of free water test results data sheet

1 号游离水脱除器 (Φ4×20m)				2 号游离水脱除器 (Φ4×20m)			
进液温度 (°C)	界面高度 (m)	脱后油中含水率 (%)	脱后水中含油量 (mg/L)	进液温度 (°C)	界面高度 (m)	脱后油中含水率 (%)	脱后水中含油量 (mg/L)
36.0	1.80	10.0	536.3	36.0	1.80	2.7	525.1
36.0	1.90	10.7	510.3	36.0	1.90	2.3	517.3
36.5	2.00	10.8	496.4	36.5	2.00	3.4	485.4
36.0	2.10	11.0	485.4	36.0	2.10	5.1	475.6
36.0	2.20	11.2	476.5	36.0	2.20	7.1	417.6
36.0	2.30	12.8	407.6	36.0	2.30	9.0	393.6
36.5	2.50	13.1	388.6	36.5	2.50	14.4	372.6
36.0	2.70	14.4	386.0	36.0	2.70	17.9	303.3

表 5-4 聚驱采出液不同油水界面游离水脱除效果试验数据表

Table 5-4 polymer flooding to adopt a different liquid oil-water interface removal of free water test results data sheet

5 号游离水脱除器 (Φ4×20m)				6 号游离水脱除器 (Φ4×20m)			
进液温度 (°C)	界面高度 (m)	脱后油中含水率 (%)	脱后水中含油量 (mg/L)	进液温度 (°C)	界面高度 (m)	脱后油中含水率 (%)	脱后水中含油量 (mg/L)
37.0	1.80	1.5	453.9	37.0	1.80	1.5	699.8
37.0	1.90	2.0	315.1	37.0	1.90	2.0	287.6
37.5	2.00	3.6	286.2	37.5	2.00	2.1	245.4
37.5	2.10	4.2	198.9	37.5	2.10	3.5	239.6

37.0	2.20	6.0	198.1	37.0	2.20	5.2	197.8
37.0	2.30	6.8	169.6	37.0	2.30	6.5	196.7
37.5	2.50	10.5	155.4	37.5	2.50	11.5	186.7
37.0	2.70	12.6	149.1	37.0	2.70	13.7	169.4

从表 5-4 可以看出，在低温运行工况下，对于规格为  $\Phi 4 \times 20\text{m}$ 、负荷率不大于 40% 的聚驱游离水脱除器，当油水界面处于 2.0m 时，脱后油中含水可控制在 4% 以内，水中含油量可控制在 290 mg/L 以内；当油水界面处于 2.7m 时，脱后油中含水可控制在 14% 以内，水中含油量可控制在 170 mg/L 以内。

### 5.1.3. 满负荷工况低温游离水脱除效果测试

为了确定游离水脱除器低温工况下对处理量及脱水效果的影响，在萨北油田北 II-2 联合站开展了不同工况的游离水脱除试验。

北 II-2 联合站设有规格为  $\Phi 4\text{m} \times 20\text{m}$  的游离水脱除器 6 台。其中，1<sup>#</sup>、2<sup>#</sup>、3<sup>#</sup> 游离水脱除器处理水驱采出液，目前的水驱采出液处理量为 21000t/d 左右，进液含水率为 92% 左右；4<sup>#</sup>、5<sup>#</sup>、6<sup>#</sup> 游离水脱除器处理聚驱采出液，目前的聚驱采出液处理量为 12800t/d 左右，进液含水率为 90% 左右。

开展游离水脱除器满负荷运行试验时，将 3 台水驱游离水脱除器关闭 1 台，运行 2 台，并通过调节进液阀门开度，使其中 1 台游离水脱除器处于满负荷状态（处理量为 534t/h）。在满负荷工况下，进行单台游离水脱除器不同油水界面的游离水脱除试验，进液流量采用管道外卡式超声波流量计计量。

表 5-5 不加热工况下水驱采出液游离水脱除器满负荷试验数据表

Table 5-5 is not heating water flooding conditions to adopt a free liquid-water removal at full capacity test data table

序号	时间	进液温度 (°C)	界面高度 (m)	脱后油中 含水率(%)	脱后水中含油量 (mg/L)	处理量(t/h)
1	10:30	35.0	2.45	8.5	284.4	724.6
2	11:00	35.0	2.15	6.7	347.0	663.0
3	11:30	35.0	2.54	15.2	401.9	697.0
4	12:00	35.0	2.51	4.3	461.9	668.0
5	12:30	35.0	2.41	3.1	524.7	660.0
6	13:45	35.0	2.22	3.5	325.3	615.0
7	14:05	35.0	2.26	7.5	422.3	620.0

由表 5-6 可以看出,对于低温水驱采出液,在游离水脱除器满负荷运行工况下,当油水界面处于 2.15~2.54m 时,脱后油中含水率可不超过 16%,水中含油量不超过 530 mg/L,已建常规游离水脱除器可适应低温运行工况。

## 5.2 低温含油污水处理试验

试验点为北 II-2 联合站含油污水处理站和北十一含油污水深度处理站。北 II-2 含油污水处理站采用两级沉降、一级压力过滤工艺流程,设计处理量为  $2.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。该站进水来自北 II-2 联合站原油脱水系统,含聚浓度为 150-170mg/L,处理后的含油污水输往北十一深度处理站(图 5-1)。

北十一深度处理站采用两级单层石英砂过滤工艺流程,设计处理量为  $1.4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

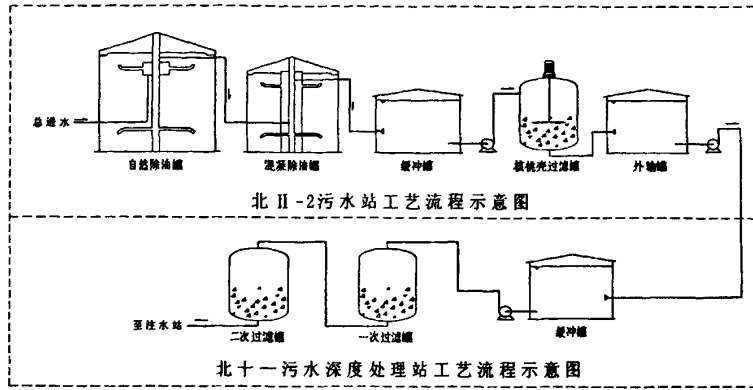


图 5-1 北 II-2 污水站及北十一污水深度处理站工艺流程示意图

Fig. 5-1 North II -2 11 North Station and sewage wastewater treatment process flow diagram Station

5.2.1. 加热工况水质状况

在加热工况下，北 II-2 联合站的含油污水处理温度为 40℃左右。“一般水”处理站的出水含油量、悬浮固体含量及粒径中值 3 项指标均达到大庆油田高渗透油层聚驱注水水质指标。北十一“深度水”处理站的出水含油量及粒径中值基本达到大庆油田低渗透油层聚驱注水水质指标，悬浮固体含量超标（表 5-6、表 5-7）。

表 5-6 北 II-2 站加热工况含油污水处理试验数据表

Table 5-6 North Station II -2 heating oil condition sewage treatment table test data

日期 (年.月.日)	水 温 (℃)	含油量 (mg/L)			悬浮固体含量 (mg/L)			粒 径 中 值 (μm)
		来 水	滤 前	滤后	来水	滤前	滤后	
2003.08.05	40	8 4.9	3 3.5	0 .00	3 2.7	3 0.2	9 .8	2.33
2003.09.03	40	1 01.0	7 1.8	1 .84	4 5.6	3 5.4	1 6.5	2.72
2003.09.24	40	2 60.0	1 02.0	2 .38	5 7.3	4 6.4	1 0.5	2.25
2003.10.09	40	9 6.1	4 9.4	1 .50	4 8.0	3 1.6	1 0.4	1.39

平均值	40	1 36.0	6 4.2	1 .43	4 5.9	3 5.9	1 1.8	2.17
-----	----	-----------	----------	----------	----------	----------	----------	------

表 5-7 北十一站加热工况含油污水深度处理试验数据表

Table 5-7 11 North Station condition heating oil advanced wastewater treatment table test data

日期（年.月.日）	水温（℃）	含油量（mg/L）		悬浮固体含量（mg/L）		粒径中值（μm）	
		一滤后	二滤后	一滤后	二滤后	一滤后	二滤后
2003.08.05	40	0.0 0	0.0 0	5.8 8	5.10	2. 28	2.2 3
2003.09.03	40	1.3 3	1.6 6	10. 60	9.30	2. 69	2.5 8
2003.09.24	40	3.3 5	1.1 7	10. 10	8.48	2. 10	1.8 3
2003.10.09	40	4.1 7	0.0 0	11. 50	5.58	1. 44	1.4 7
平均值	40	2.2 1	0.7 1	9.5 2	7.12	2. 13	2.0 3

### 5.2.2. 温度降低对含油污水处理的影响

从表 5-8 和图 5-2 可以看出，污水处理温度降低后，主要带来了以下 3 个方面的问题：

#### (1) 来水水质明显变差

含油污水温度降低后，进入北 II-2 污水站沉降除油系统的来水平均含油量由加热时的 94.0mg/L 上升到 146mg/L，增加了 55.3%；来水的平均悬浮固体含量由加热时的 42.1mg/L 上升到 61.4mg/L，增加了 45.8%，来水水质明显变差。

#### (2) 过滤负荷加重

在低温运行工况下，进入北 II-2 污水站过滤系统的平均含油量由加热时的 51.6mg/L 上升到 61.9mg/L，增加了 20.0%；进水平均悬浮固体含量由加热时的 32.4mg/L 上升到



39.6mg/L, 增加了 22.2%, 使过滤系统的负荷进一步加重。

### (3) 滤料再生困难

图 57 表明, 过滤起始压差由加热时的 16kPa 上升到 30kPa, 比加热工况增高 87.4%, 呈现较大幅度的增长趋势。由此表明, 过滤段的负荷增大, 滤层截留杂质明显增多, 反

冲洗滤料再生效果变差，滤料再生困难。

表 5-8 北 II -2 含油污水处理试验数据表  
Table 5-8 North II -2 oily wastewater treatment table test data

加热运行工况	水温(°C)	含油量 (mg/L)				悬浮固体含量 (mg/L)			
		来水	一沉	二沉	滤后	来水	一沉	二沉	滤后
		94.0	79.6	51.6	1.43	42.1	39.8	32.4	14.4
	40	去除率	15.3%	35.2%	97.2%	去除率	5.5%	18.6%	55.6%
低温运行工况									
日期	水温	来水	一沉	二沉	滤后	来水	一沉	二沉	滤后
2003 年 12 月 3~30 日	37.0	107	67.2	47.1	0.41	48.0	59.8	35.2	11.8
2004 年 1 月 06~ 30 日	37.0	175	115	51.3	0.40	83.3	61.15	35.4	9.84
2005 年 3 月 11~ 30 日	35.5	148	105	63.8	5.12	48.9	39.0	37.6	12.8
2005 年 4 月 01~ 15 日	35.6	111	74.8	43.0	5.43	57.1	49.2	35.1	10.8

加热运行工况	水温(°C)	含油量 (mg/L)				悬浮固体含量 (mg/L)			
		来水	一沉	二沉	滤后	来水	一沉	二沉	滤后
2005年4月16~30日	36.1	134	113	58.9	2.28	64.3	62.8	52.2	11.3
2005年5月01~13日	37.1	179	140	110	10.8	56.2	45.0	40.9	14.1
2005年6月19~30日	37.3	169	107	59.1	6.58	71.8	50.4	40.7	10.1
平均值	36.5	146	103	61.9	4.43	61.4	52.5	39.6	11.5
去除率		--	29.4%	40.0%	92.8%	--	14.5%	24.6%	70.9%

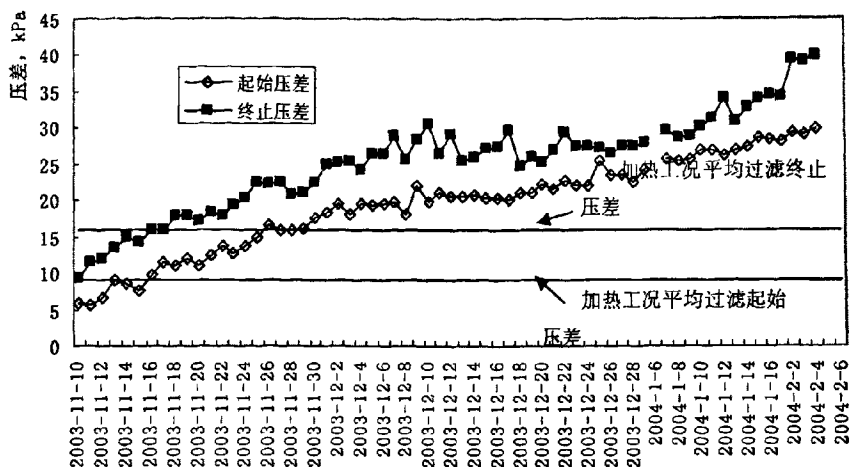


图 5-2 过滤压差变化曲线图

Fig. 5-2 filter changes in the pressure curve

### 5.3.3. 低温含油污水处理试验

#### (1) 北 II-2 站含油污水“一般水”处理试验

在试验过程中，保持已有的含油污水处理工艺流程和在来水中投加浓度为 10mg/L 的絮凝剂。

表 5-9 北 II-2 低温含油污水“一般水”处理试验数据表

Table 5-9 North II -2 low-temperature oil-bearing water, "the general water" to deal with test data table

加热运行工况	水温 °C	含油量 (mg/L)				悬浮固体含量 (mg/L)				粒径中值 μm
		来水	一沉	二沉	过滤后	来水	一沉	二沉	过滤后	过滤后
	40	94.0	79.6	51.6	1.43	42.1	39.8	32.4	14.4	1.97
		去除率	15.3%	35.2%	97.2%	去除率	5.5%	18.6%	55.6%	--
低温运行工况										
日期	水温	来水	一沉	二沉	过滤后	来水	一沉	二沉	过滤后	过滤后
2003 年 12 月	37.0	107	67.2	47.1	0.41	48.0	59.8	35.2	11.8	1.88

1 年 01	37.0	175	115	51.3	0.40	83.3	61.15	35.4	9.84	2.16
5 年 03	35.5	148	105	63.8	5.12	48.9	39.0	37.6	12.8	1.94
5 年 04	35.6	111	74.8	43.0	5.43	57.1	49.2	35.1	10.8	1.78
5 年 05	37.1	179	140	110	10.8	56.2	45.0	40.9	14.1	1.68
5 年 06	37.3	169	107	59.1	6.58	71.8	50.4	40.7	10.1	1.70
均值	36.5	146	103	61.9	4.43	61.4	52.5	39.6	11.5	1.86
平均去除率	--	29.4%	40.0%	92.8%	--	14.5%	24.6%	70.9%	--	--
6 年 2	34.6	222	178	137	16.9	76.1	72.1	44.9	19.3	1.88
6 年 3	34.3	209	169	104	9.29	87.2	78.0	65.6	18.8	1.79
均值	34.5	216	174	120	13.1	81.7	75.1	55.3	19.1	1.84
平均去除率		19.5%	44.1%	93.9%		8.06%	32.3%	76.7%	--	--
水质指标	--	--	--	20	--	--	--	20	5.0	

从表 5-9 可以看出，含油污水处理温度由 40℃ 平均降至 34.5℃、最低降至 34.3℃ 后，与加热工况相比，沉降段和过滤段对含油量及悬浮固体含量的去除率都有所提高。在来水水质比加热工况差的情况下，处理后的水质达到了大庆油田高渗透油层聚驱注水水质指标。

## (2) 北十一站含油污水深度处理试验

北十一站接收北 II-2 站含油污水处理系统输来的“一般水”进行深度处理。

表 5-10 北十一含油污水处理深度站水质状况表

Table 5-10 11 North oil sewage treatment station in-depth water quality table

加 热 运 行 工 况	水 温 (°C)	含油量 (mg/L) (mg/L)		悬浮固体含量 (mg/L)		粒径中值 (μm)	
		一滤后	二滤后	一滤后	二滤后	一滤后	二滤后
	40	2.21	0.71	9.52	7.12	2.13	2.03
低温运行工况							
日期	水 温	一滤后	二滤后	一滤后	二滤后	一滤后	二 滤 后
2003 年 12 月	36.0	0.23	0.00	9.48	6.67	1.44	.24 <sup>1</sup>
2004 年 01 月	36.0	10.0	0.60	6.16	1.91	2.16	.71 <sup>1</sup>
2004 年 02 月	36.0	0.81	0.32	8.01	6.34	1.99	.95 <sup>1</sup>
2005 年 03 月	34.1	2.41	1.81	10.7	8.20	1.46	.42 <sup>1</sup>
2005 年 04 月	35.2	4.85	0.97	7.51	5.08	1.72	.48 <sup>1</sup>
2005 年 05 月	35.5	11.6	1.03	14.8	7.50	1.81	.63 <sup>1</sup>
2005 年 06 月	36.0	1.20	0.68	11.9	5.72	1.66	.48 <sup>1</sup>
2006 年 02 月	33.6	11.9	4.90	11.1	6.39	2.39	1.69
2005 年 03 月	33.1	9.03	3.02	11.5	5.96	2.34	1.87
平均值	35.1	5.78	1.48	10.1	5.97	1.89	1.61

从表 5-10 可以看出, 北十一含油污水深度处理站实施低温处理后, 当来水温度由

40℃平均降至 35.1℃、最低降至 33.1℃时,出水含油量和粒径中值可达到大庆油田低渗透油层聚驱注水水质指标;出水悬浮固体含量超标,为 5.79mg/L,但好于加热工况的 7.12mg/L。

尽管含油污水温度降低后,对采出水处理系统的运行产生了不利影响,但北 II-2 含油污水处理站的出水水质仍可达标,北十一含油污水深度处理站的出水含油量和粒径中值均达标,悬浮固体含量好于加热工况。含油污水处理温度的降低,未使采出水处理系统的出水水质出现严重恶化的情况。

#### 5.3.4. 加低温助洗剂滤料再生试验

##### (1) 未加低温助洗剂反冲洗的滤料再生状况

未加低温助洗剂进行滤料反冲洗的低温过滤工艺为:在污水沉降罐进水中投加絮凝剂 10mg/L,核桃壳过滤罐的反冲洗周期为 24h,采用滤后水进行滤料反冲洗。

从图 5-3 中的阶段 1 可以看出,在低温工况下,过滤起始压差呈现逐步上升趋势。在为期 2 个月的低温试验期间,过滤起始压差由开始的 10KPa 左右上升到 30KPa 左右。由此表明,在低温过滤工况下,滤料表面的粘附物逐渐增多,当由低温反冲洗水进行滤料清洗时,滤料表面仍残留较多的粘附物,造成过滤初始压差不断升高。

##### (2) 加低温助洗剂反冲洗滤料再生试验

加低温助洗剂反冲洗的低温过滤工艺为:在污水沉降罐进水中投加絮凝剂 10mg/L,核桃壳过滤罐的反冲洗周期为 24h,采用加入浓度为 100mg/L 助洗剂的滤后水进行滤料反冲洗。

在 2004 和 2005 年两个阶段越冬试验期间,采用加入 BA1002 助洗剂的方式,对北 II-2 含油污水处理站的 12 座核桃壳滤罐的进行滤料反冲洗再生,取得了良好效果。

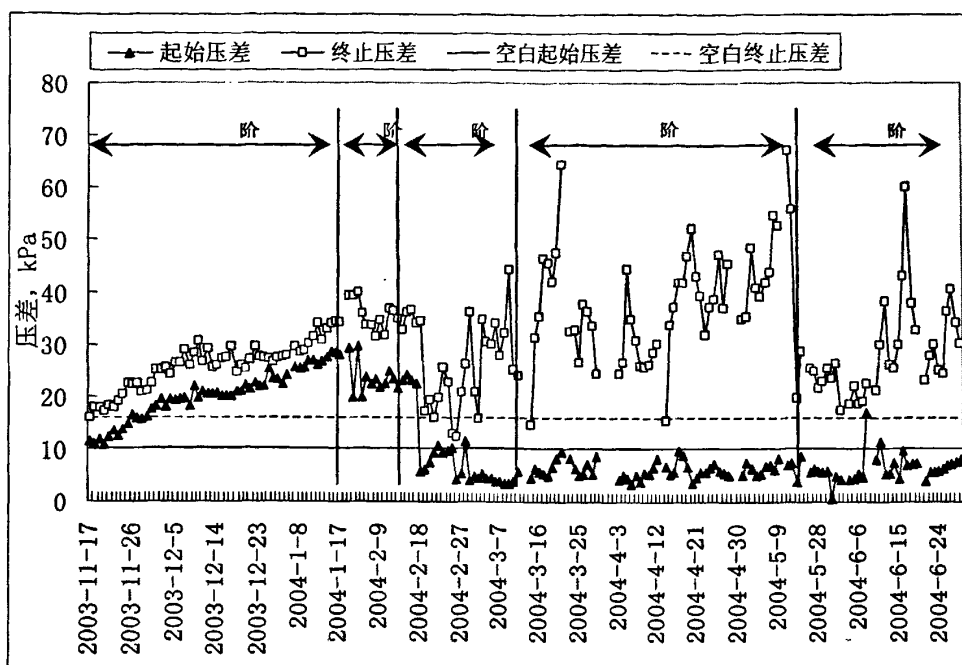


图 5-3 北 II-2 污水处理站过滤压差变化数据图

Fig. 5-3 North II-2 sewage treatment station pressure filter changes in the map data

注：阶段 1：污水处理温度为 36~37℃。

阶段 2：污水处理温度为 39~40℃。

阶段 3：污水处理温度为 35~37℃，加助洗剂 100mg/L。

阶段 4：污水处理温度为 35~37℃，未加助洗剂。

阶段 5：污水处理温度为 38~39℃，未加助洗剂。

图 5-3 给出了 2003 年 11 月至 2004 年 6 月的试验结果，可以看出，在阶段 1，含油污水处理温度为 36~37℃ 的低温过滤与反冲洗工况下，过滤起始压差呈现逐渐升高趋势；在阶段 2，恢复加热工况后，在含油污水处理温度为 39~40℃ 的过滤与反冲洗工况下，过滤起始压差由 25KPa 左右降为 20KPa 左右，并保持基本稳定。在阶段 3，在含油污水处理温度为 35~37℃ 的低温过滤工况下，采取连续 5d 在低温反冲洗水中投加 100mg/L 助洗剂的措施，使过滤起始压差由 20KPa 降到了 6.13KPa，助洗剂对滤料清洗的增强作用十分明显，好于加热工况的滤料再生效果。在此后 2 个多月的时间里，即阶段 4，在含油污水处理温度仍为 35~37℃ 的低温过滤工况下，未投加助洗剂，过滤起始压差始终保持在 10KPa 以下。由此表明，核桃壳滤料具有的微孔隙吸附作用，可使先期



投加的助洗剂渗入滤料中，在停止投加助洗剂以后，滤料中吸附的助洗剂缓慢释出，持续发挥其增强清洗效果的作用。

2005 年开展的低温处理工况投加低温助洗剂反冲洗试验，同样取得了良好的效果。从图 5-4 可以看出，在低温过滤工况下（4 月 23 日至 7 月 13 日），当过滤罐起始压差上升到 >25KPa 并持续一段时间后，采取连续 5d（5 月 11 日至 5 月 15 日）在反冲洗水中投加浓度为 100mg/L 助洗剂的措施后，过滤起始压差逐渐下降到了 10KPa 左右，达到了加热工况下的水平（3 月 15 日至 4 月 22 日），并在此后不加助洗剂的情况下，一直保持这样的水平，滤料吸附助洗剂后缓慢释放的作用机理再次得到了证实。

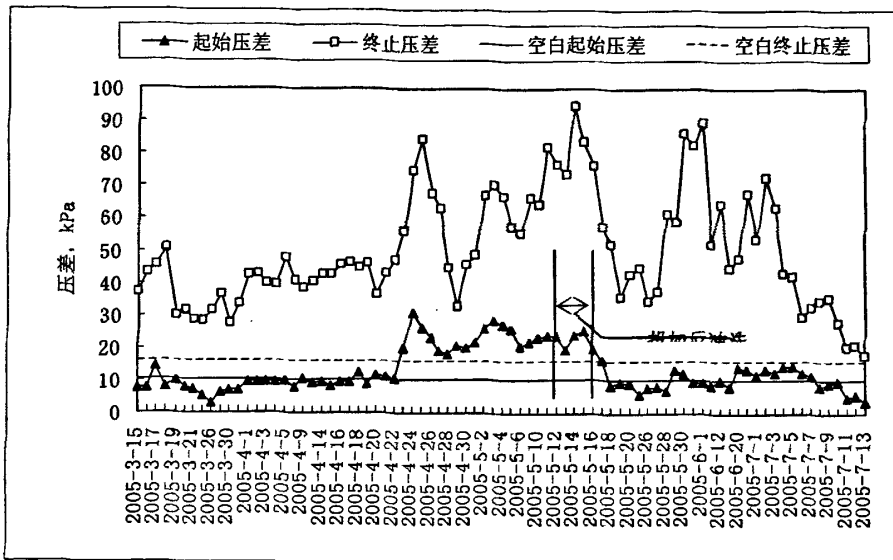


图 5-4 北 II-2 污水处理站过滤压差变化数据图

Fig. 5-4 North II-2 sewage treatment station pressure filter changes in the map data

从上述试验结果可以看出，滤料助洗剂对核桃壳滤料具有良好的清洗效果，是解决低温滤料再生问题的有效途径。采用加助洗剂反冲洗工艺，操作简单、药效持续时间长、成本低。按每月连续投加 5d 计，因加入助洗剂增加的单位水处理成本仅为 0.008 元/m<sup>3</sup>（助洗剂价格按 9600 元/t 计）。对一座处理量为 2×10<sup>4</sup>m<sup>3</sup>/d 的大型含油污水处理站，每年因投加助洗剂增加的水处理成本仅为 9600 元。

### (3) 助洗剂对水质的影响试验

2005年5月12日~16日,对北II-2污水站的12座核桃壳过滤罐进行投加滤料反冲洗剂试验,同时监测污水站各段水质状况,数据见表5-11。

表5-11 北II-2含油污水处理站投加滤料助洗剂前后水质状况表

Table 5-11 North II -2 oily wastewater treatment station for additional help filter water quality before and after the lotion table

日期(年.月.日)	水温℃	含油量 (mg/L)				悬浮固体含量 (mg/L)				加药状况
		来水	一沉	二沉	过滤后	来水	一沉	二沉	过滤后	
2005年4月 平均值	3 5.9	1 23	9 3.9	5 1.0	3. 86	6 0.7	5 6.0	4 3.7	11. 1	未加助洗剂
2005.05 .12	3 7.2	2 06	1 11	1 02	12 .64	1 00	1 05	9 0.1	22 .8	投加助洗剂
2005.05 .13	3 7.4	1 63	1 09	1 07	8. 58	1 09	9 0.0	8 6.2	18 .2	
2005.05 .14	3 7.3	1 61	1 93	1 09	18 .29	8 2.7	5 0.8	7 2.5	29 .2	
2005.05 .17	3 7.5	1 74	2 00	1 00	22 .58	5 8.5	8 4.2	6 8.7	20 .7	
2005.05 .19	3 6.7	1 82	1 94	4 8.5	32 .42	7 8.5	7 5.6	4 3.1	24 .7	终止加助洗剂
2005.05 .24	3 7.2	1 37	1 40	1 12	17 .96	1 44	9 0.5	6 7.3	20 .0	
2005.05 .26	3 6.6	3 59	4 16	2 73	27 .97	1 11	7 3.9	4 9.0	20 .5	
平均值		1 97	1 95	1 22	20 .1	9 7.7	8 1.4	6 8.1	22 .3	
2005.06 .19	3 6.8	2 79	2 13	6 3.8	5. 23	8 2.1	4 6.3	3 1.3	6. 75	
2005.06 .20	3 7.1	2 66	1 04	8 2.2	4. 88	7 7.8	4 3.6	2 8.4	7. 84	

日期(年.月.日)	水温℃	含油量 (mg/L)				悬浮固体含量 (mg/L)				加药状况
		来水	一沉	二沉	过滤后	来水	一沉	二沉	过滤后	
2005.06.22	3 7.3	1 46	9 9.2	6 5.5	6 79	6 2.5	3 5.5	4 1.2	7 33	
平均值		2 30	1 39	7 0.5	5 63	7 4.1	4 1.8	3 3.6	7 31	

由表 5-11 可以看出,投加滤料助洗剂后,出水含油量由加药前的平均 3.86mg/L 上升到 20.1mg/L,悬浮固体含量由加药前的平均 11.1mg/L 上升到 22.3mg/L,水质由完全达标状态转变为基本可达标的临界状态。由此表明,尽管投加滤料助洗剂可获得良好的低温滤料再生效果,但使出水水质明显变差,助洗剂影响周期一般为 15d 左右。产生这一现象的主要原因是助洗剂具有分散附着在滤料颗粒上的油膜成为更小油滴的能力,反冲洗过后,渗入滤料中的助洗剂缓慢向外释放、洗除滤料颗粒上附着油膜、有效降低过滤压差的同时,也降低了滤料对油滴的拦截能力。

#### (4) 变强度反冲洗工艺试验

为解决助洗剂的副作用问题,开展了变强度反冲洗工艺的研究。

## 第六章 经济与社会效益分析

自 2003 年以来,该项目在开展现场试验的同时,先后在采油三厂和采油六厂的 8 座联合站实施采出液低温集输处理工艺技术,其中,46 座转油站、2556 口油井全部实施掺常温水不加热集油,掺水温度普遍由加热时的 65-70℃降为 30-35℃,采出液游离水脱除和含油污水处理温度最低降为 34-35℃,取得了大幅度降低原油生产过程自耗气量的良好效果。已累计节约油田气  $12010 \times 10^4 \text{m}^3$ ,获节气经济效益  $7206.5 \times 10^4$  元。

对北 II-2 联合站系统的测试与测算结果表明,在不加热工况下,参与试验的 4 座转油站及联合站系统的平均耗气量为  $1.57 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ,比加热工况节约油田气  $1.65 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ,集输吨油耗气量由加热时的  $14.0 \text{m}^3$  降为  $6.81 \text{m}^3$ ,节气率为 51.4%。

采用低温集输处理工艺技术,还可以降低采出液加热过程中油田气燃烧排放的  $\text{CO}_2$  等有害气体量,保护大气环境,获得良好的社会效益。

该项技术成果的取得,有力地促进了大庆油田低温集输与处理工艺技术的推广应用。2006-2007 年,喇萨杏油田先后有 19278 口油井及其采出液集输处理系统实施了常年或季节性低温运行,占油井总数的 68.7%,累计节约油田气  $2.80 \times 10^8 \text{m}^3$ ,扣除试验研究和技术改造费用,共获得经济效益 2.16 亿元。

## 第七章 创新点

(1) 在大庆油田原油物性最差的萨北油田, 以 900 多天的有力现场试验结果为依据, 首次将实行常年单管不加热集油的油井最低产液量界限降到了 25t/d 左右, 大幅度扩大了大庆油田单管不加热集油工艺的适用范围。

(2) 首次提出了适于整座联合站系统的采出液低温集输处理技术界限与配套技术措施, 使采出液的集输处理温度降到了原油凝固点附近, 突破了现行的采出液集输处理技术界限, 形成了采出液集输处理的低能耗运行模式, 大幅度降低了集输吨油自耗气量, 获得了显著的经济与社会效益, 推进了地面工程领域的技术进步。

(3) 首次以现场切割实测方式确定了特高含水原油低温输送管道的结蜡状况, 得出了在低温输送条件下, 特高含水油井出油管道仍存在结蜡现象, 但结蜡轻微、对井口回压无明显影响的结论, 进一步丰富了大庆油田原油管道结蜡的理论与实践。

(4) 首次提出了控制多分支并联掺水管系中单支管路流量的自力式定量限流方法, 研制出了定量掺水阀与油井定量掺水新工艺, 解决了保障掺常温水不加热集油系统长期稳定运行的关键技术问题。

(5) 试验研究出了变强度反冲洗与加低温助洗剂相结合的低溫反冲洗工艺, 实现了含油污水低温过滤工况下的滤料再生。

(6) 研制出了低温破乳剂, 使采出液游离水脱除的有效破乳温度降到了 35℃ 左右, 净水效果好于常规破乳剂, 开辟了破乳剂发展的新方向。

## 第八章 结论

(1) 采出液综合含水率达到 85%以上、含聚浓度不大于 200mg/L、含油污水处理采用压力过滤流程的联合站系统,可实现油井低温集油、转油站低温分离与输液、联合站低温游离水脱除、低温含油污水处理。在低温运行工况下,联合站适应的最低进液温度为 34℃。

(2) 产液量 80t/d 以上、含水率 80%以上的油井或产液量 60 t/d 以上、含水率 85%以上的油井,可实现双管出油不加热集油。

(3) 产液量 30t/d 以上、含水率 85%以上的油井或产液量 25t/d 以上、含水率 90%以上的油井,可实现全年单管出油不加热集油。

(4) 产液量 25~30t/d、含水率 85%以上的油井或产液量 15~25t/d、含水率 90%以上的油井,可实现夏、秋季单管出油不加热集油,冬、春季双管掺常温水不加热集油。

(5) 所有采用双管集油流程的油井均适于实施掺常温水不加热集油工艺。掺水管道的最小输水量为 10t/d,单井掺水量可按满足以下条件确定:

1) 油井出油管道的总输液量 $\geq 30\text{t/d}$ 、管输液总含水率 $\geq 85\%$ 。

2) 油井出油管道的总输液量 $\geq 25\text{t/d}$ 、管输液总含水率 $\geq 90\%$ 。

(6) 采出液综合含水率达到 80%以上的转油站,可实现掺低温水集输或掺常温水不加热集输。在掺低温水运行工况下,掺水温度为 40℃左右,采出液外输的最低温度为 32℃;在掺常温水不加热运行工况下,转油站可停运掺水加热炉、关闭二合一装置,从三合一装置直接抽出含油污水回掺,掺水与采出液外输的最低温度为 32℃。

(7) 实现油井长期平稳低温集油的最低回油温度为 23℃左右;实现计量间采出液长期平稳低温外输的最低含水率为 80%;间歇出油的井不适于单管出油或双管出油不加热集油。

(8) 在特高含水条件下,非金属管道和小口径(DN40)金属管道可在单管不加热集油工况下正常运行,但无电热解堵性能的非金属管道不适于实施单管不加热集油。

(9) 在低温运行况下，油井产液量计量的不确定度可保持在正常范围内。

(10) 在特高含水采出液低温管输工况下，保温状况良好的埋地出油管道仍存在结蜡现象，但结蜡速度缓慢、结蜡程度轻微，对井口回压无明显影响。保温状况差或架空、裸露管段仍存在较严重的凝油附着现象。

(11) 对特高含水采出液，合理提高游离水脱除器的油水界面高度，有利于提高脱水效率。对规格为  $\Phi 4 \times 20\text{m}$  的游离水脱除器，当处理含水率 85% 以上的采出液满负荷运行时，将油水界面高度提高到 2.5m 左右，可使脱后油中含水率低于 15%，水中含油量低于 500mg/L。

(12) 对于温度为 33-37℃、含聚浓度不高于 200mg/L 的低温含油污水，采取加常规絮凝剂的措施，可使处理后的“一般水”水质达到聚驱注水水质指标，“深度水”水质好于加热工况。对于核桃壳滤罐，采取变强度反冲洗工艺和必要时加低温助洗剂的措施，可实现低温过滤工况下的滤料再生。

(13) 研制出的低温助洗剂 BA1002，可使 35℃ 低温水反冲洗条件下的滤料洗净率达到 78%，好于 40℃ 热水反冲洗条件下的滤料洗净率。当滤罐过滤起始压差上升到 20kPa 时，采取在反冲洗水中加入浓度 100mg/L 低温助洗剂的措施，可使过滤初始压差降至 10kPa 以内。

(14) 研制出的低温破乳剂 DE1036，在 35℃ 左右的采出液低温状态下具有良好的破乳性能，对特高含水采出液游离水脱除的脱后水净水效果好于常规破乳剂，并可使脱后水中含油量降至 400mg/L 以下，具有取代常规破乳剂，广泛应用于低温运行系统的前景。

(15) 研制出的定量掺水阀，具有限定单井掺水量的性能。当井口回压在 0.3-1.0MPa 范围内波动时，可将掺水量的变化幅度控制在 20% 以内。采用该阀，可有效解决掺低温水工况下多分支并联掺水管路中单支管路的流量恒定问题，有效降低掺水量和掺水耗电量，减少管道凝堵事故的发生，方便生产管理。

(16) 实行单管不加热集油的油井，可采用洗井车解决洗井问题。油井出油管道冬、春季的允许停运时间为 4h，当油井出油管道计划停运较长时间时，可采取将管道扫空的

措施防止管道凝堵。当管道发生凝堵时,采用自发电直流电解堵车以导线结线方式给管线解堵并按照《单管不加热集油井管道电解堵操作指导书》进行操作,可实现管道安全、快捷解堵。

(17) 实行低温运行的采出液集输处理系统,对未专设采暖炉的已建转油站,可增设小型热水炉解决站内采暖问题;计量间可以不常设的方式配备电暖气,解决采暖问题。

(18) 在目前的油田开发形势下,对已建特高含水联合站系统采用低温集输处理工艺技术,可使集输吨油耗气量普遍降低 50%以上,具有技术措施简单、改造投入低、节能经济效益显著的特点。

(19) 为保证单管不加热集油工艺的大面积安全、顺利实施,建议对采用这一工艺的油井安装抽油机远程联锁控制装置,当出现井口回压超高或超低时,发出报警信号并自动停运抽油机,以减少抽油机和出油管道事故的发生,方便生产管理。

(20) 实施单管不加热集油工艺的油井的洗井车洗井费用较高,制约该工艺的大面积推广应用,建议开展特高含水油井免洗规律与延长洗井周期技术研究,力争使油井的免洗周期达到检泵周期。



## 参考文献

- 1、刘扬,刘晓燕,魏立新,张兰双,庄贵涛. 原油集输系统转油站效率及能耗测算[J]. 油气储运, 2006, (11)
- 2、成志刚,徐树民. 原油集输过程中能耗分析[J]. 浙江化工, 2004, (04)
- 3、张奎文. 原油集输及处理系统节能对策[J]. 油气田地面工程, 2007, (08)
- 4、张忻,梁金国,李自力. 原油集输系统效益潜能研究[J]. 内蒙古石油化工, 2007, (08)
- 5、孙世海,魏开华,刘田. 提高原油集输系统效率技术研究[J]. 油气田地面工程, 2003, (06)
- 6、张兰双,魏立新,王文秀,刘晓燕. 原油集输系统效率计算与能耗分析软件开发[J]. 油气田地面工程, 2005, (11)
- 7、李克强. 原油集输系统的节能潜力[J]. 油气田地面工程, 1996, (03)
- 8、李时宣,李传宪. 西峰油田原油集输半径的计算分析[J]. 油气田地面工程, 2006, (03)
- 9、龙凤乐,杨肖曦,李松岩. 油气集输系统能量分析[J]. 油气储运, 2005, (12)
- 10、王顺华,刘波,周彩霞,贾鹤年,辛迎春. 原油集输脱水处理工艺的优化[J]. 油气田地面工程, 2007, (11)
- 11、王海琴. 埋地热油管道变厚度保温层的设计[J]油气储运, 2002,(01)
- 12、王喜峰. 管道总传热系数和当量管径分析[J]油气田地面工程, 2004,(07)
- 13、崔慧. 埋地热油管道总传热系数的研究[J]油气储运, 2005,(12)
- 14、杨军,钟仕荣,王建华. 热油管道不饱和输送工况下总传热系数的取值[J]油气储运, 2006,(03)
- 15、张友波,李长俊,杨静,周安全. 油气混输管流中压降和持液率的影响因素分析[J]天然气勘探与开发, 2005,(01)
- 16、李恩田,石兆东,丁云辉,王树立. 含水原油水力计算[J]管道技术与设备, 2003,(06).  
张登庆,李新如,宫敬. 石蜡基原油单管常温集输流程研究[J]油气储运, 2005,(04)
- 17、毕文平,严庆雨,李巧宁. 中高含水油井常温输送工艺初探[J]油气田地面工程, 2003,(04)

- 18、 Barnea, D. : A unified model for predicting flow-pattern transitions for the whole range of pipe inclinations, *Int .J. Multiphase Flow*, 1987, 13(1)
- 19、 Ryan N W, Johnson M M. Transition form Laminar to Turbulent Flow in Pipes .*AICHE. J*, 1959
- 20、 Hanks R W. A Theory of Laminar Flow Stability .*AICHE. J*, 1969
- 21、 Froishteter G B Vinogradov G V. The Loss of Laminar Flow of Plastic Disperse Systems Through Circular Pipes .*Rheol Acta*, 1977, 16(6)
- 22、 Churchill, S. W. : Friction-factor equation spans all fluid-flow regimes, *Chem .Eng*, 1977, (11)
- 23、 Serghides, T. K. :Estimate friction factor accurately, *Chem .Eng*, 1984, (3)
- 24、 Dodge D W, Metzner A B. Turbulent Flow of Non-Newtonian Systems .*AICHE. J*, 1959, (5)
- 25、 Hanks R W. The Laminar - Turbulent Transition for Flow in Pipes, Concentric Annuli, and Parallel Plates .*AICHE. J*, 1963, 9(1)

## 致 谢

本文是在导师李玉星教授的热忱关怀和悉心指导下完成的。从论文选题到资料收集、研究思路制定直至论文的顺利完成，都得到了导师无微不至的关怀和帮助。导师开阔的思路和敏捷的思维，以及严谨的科研作风都使学生终身受益，在此对他表示衷心的感谢！