

摘要

黄齐线是为了适应管输流向的调整，满足向齐鲁石化输送进口原油的需要，由老东黄线的黄岛至广饶段与广齐线改造合并而成的一条长距离输油管线。原油流向调整后，黄齐管线全线设黄岛、昌邑、寿光 3 座热泵站，长年启泵运行，广饶站没有输油设备，采用越站运行方式。由于广齐线黄岛至广饶段管道和设备老化，管道承压能力大幅度降低，输油能力不能满足齐鲁石化对输油量的需要，需要采取增输措施，选择合理的增输措施，并对输送各种油品时的运行方案进行优化，对于降低黄齐线增输改造的投资和运行成本具有重要意义。

针对黄齐线增输到 600 万吨/年的要求，在对黄齐线管道和设备调查和分析的基础上，根据管道运行参数计算了黄齐线各站间的当量管道内径，通过热力、水力计算确定了改造前管线的最大输油能力。通过对蜡油、阿曼油以及乌拉尔油不同配比、不同加剂浓度下的流变性研究，得到了最佳的混合配比和加剂浓度，针对蜡油与阿曼油、蜡油与乌拉尔油的最佳配比，提出了黄齐线的增输改造方案，并对增输后的运行方案进行了优化分析。

关键词：当量管道内径；最大输油能力；增输方案；运行优化分析

Analysis of throughput increasing Scheme and Research of Running Optimization for Huangqi oil pipeline

Yin Zhenxing(Petroleum and Natural Gas Engineering)

Directed by Prof. An Jiarong, Jin Chunyi

Abstract

Huangqi oil pipeline is a long distance oil pipeline consisting of the Huangdao-Guangrao segment of old Donghuang oil pipeline and Guangqi oil pipeline, in order to adapt the adjustment of the flow direction of the pipeline, and meet the needs of imported crude oil with Qilu Petrochemical Corporation. After the adjustment of the flow direction of the pipeline, there are Huangdao, Changyi and Shouguang heating and pump stations running permanently along with the oil pipeline. Because of the degradation of pipeline and equipments from Huangdao to Guangrao, the pressurization of the pipeline decrease remarkably. The transportation capability of the pipeline can not meet the needs of Qilu Petrochemical Corporation. So, the throughput increasing measure is needed. Selecting reasonable throughput increasing measure and optimizing pipeline operations have important meaning to the decreasing of the investment and oil transportation cost of the pipeline.

For the need of 6,000,000 tons per year of Huangqi oil pipeline, the equivalent pipe diameters of each segment of the pipeline are calculated on the basis of running data of the pipeline and the maximum transportation capability is gained through thermodynamic and hydraulic calculation, basing upon the investigation and analysis of the pipe and equipments of Huangqi oil pipeline. Through measuring of rheological behaviors of the mixed oils with different mixing proportions and different antifreezing agent concentrations of waxy crude, Oman's crude and Ural's crude oil, the optimum mixing proportion and antifreezing agent concentration are obtained. The throughput increasing schemes are determined, and the optimization analysis for the operating schemes are made to the two mixing crude oils at optimum mixing proportion and antifreezing agent concentration.

Key words: equivalent pipe diameter; the maximum of transportation capability; throughput increasing scheme; running optimizing analysis

关于学位论文的独创性声明

本人郑重声明：所呈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过的研究成果，也不包含本人或他人为了获得中国石油大学（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：殷振兴

日期：2007年10月18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：殷振兴

日期：2007年10月18日

指导教师签名：安家荣

日期：07年10月20日

第一章 前言

1.1 课题的提出和目的意义

建国以来,我国石油工业和管道运输也有很大发展,截止到2003年底,我国原油管道总长15915km,原油年输量约为 1.49×10^8 t。管道运输已与铁路、公路、水运、航空一起构成了我国五大运输行业体系。但是,目前我国东部油区不少已进入了产量递减阶段,需对东部原油管网进行技术改造,确保高凝原油管道在低输量下的安全运行,节能降耗,提高社会效益与经济效益。随着我国石油产品消费量的不断提高,国产原油产量已不能满足日益增长的国内需求,今后一段时期内,我国将进口部分原油,以弥补国内产量的不足。个别原油管道的流向将会发生改变,需要优化调度管理,通过科学运筹,充分利用并提高现有管网的灵活性,合理调整管输原油的流向,完成国内及进口原油的输送任务。

东黄老线位于山东半岛,起始于胜利油田东营市,途径广饶、寿光、昌乐、潍坊、昌邑等县市,到达终点青岛市黄岛油库,管线全长248.93km。沿线管径为529mm,管道采用16Mn螺旋焊缝钢管,壁厚分别为7mm和8mm。全线设东营首站1座,广饶、寿光、潍坊、昌邑、胶州中间热泵站5座,黄岛油库1座。管道原设计工作压力4.2MPa,年设计输油能力为1000万吨。

根据中石化整体原油流向的调整,东黄老线自投胜利油以来,其输量始终维持在一个很低的运行状态,年输量约为300万吨,远低于管线的最低输量要求,并且还有进一步降低的趋势,大大降低了企业的经济效益;同时考虑到齐鲁石化对进口原油的需求量不断增加,东黄老线于2004年12月14日停止输送胜利油,将东黄老线的黄岛至广饶段与广齐线改造合并而成为黄齐管线,为齐鲁石化专门输送从黄岛上岸的进口原油。

原油流向调整以后,黄齐管线全线设黄岛、昌邑、寿光3座热泵站,长年启泵运行,广饶站没有输油设备,采用越站运行方式。

由于东黄老线管道和设备老化,管道承压能力大幅度降低,输油能力不能满足齐鲁石化对输油量的需要,在改造未完成前,受管线安全运行压力(3.2MPa)的限制,需要添加减阻剂运行以实现增输,但仍不能满足600万吨/年的输送量要求,需要采取增输措施。选择合理的增输措施,并对输送各种油品时的运行方案进行优化,对于降低黄齐线增输改造的投资、降低运行成本具有重要意义。

1.2 国内外研究现状

目前国内外老原油管道提高输量的措施主要有:在原有管线基础上铺设副管、对一定的管段进行加热、提高泵站出站压力、增加中间泵站和加剂输送。

(1) 铺设副管的应用

主管水力坡降与副管段的水力坡降的关系为:

$$\omega = \frac{i_f}{i} = \frac{1}{\left[1 + \left(\frac{d_f}{d}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}\right]^{2-m}}$$

式中 i ——主管的水力坡降;
 i_f ——副管段的水力坡降;
 d ——主管直径;
 d_f ——副管直径。

采用副管措施时,一般取副管直径与主管相同,且原油管道大多为水力光滑区,因此 $i_f = \frac{i}{2^{1.75}} = 0.298i$ 。

由此可见铺设副管具有明显的减阻效果,但铺设副管的一次性投资很大,且会对以后的清管带来许多不便,因此,一般情况下不采用该方法。对于管道承压能力受限的输油管道,可采用该方法。

(2) 对管段进行加热处理

易凝、高粘的油品当其凝点高于管道周围环境温度,或在环境温度下油流粘度很高时,不能直接采用等温输送方法。油流过高的粘度使管道的压降剧增,往往工程上难以实现或不经济、不安全,故必须采用降凝、降粘等措施。加热输送是目前最常用的方法。加热输送时,提高输送温度使油品粘度降低,减少摩阻损失,降低管输压力,使输油总能耗小于不加热输送,或使管内最低油温维持在凝点以上,保证安全输送。

(3) 提高泵站出站压力

在长输管道系统中,泵站和管道组成了一个统一的水力系统,管道所消耗的能量必然等于泵站所提供的压力能,即二者必然会保持能量供求的平衡关系。对于一条有 N 座泵站且泵站特性相同的长输管道,管道输量与泵站扬程的关系为:

$$Q = \left[\frac{H_{s1} + NA - (Z_2 - Z_1) + Nh_m - H_t}{NB + fL} \right]$$

式中 Q ——管道输量, m^3/s ;
 N ——权限泵站数;
 f ——单位流量的水力坡降, $(\text{m}^3/\text{s})^{2-m}$;
 H_{s1} ——管道首站进站压力, m 液柱;
 H_t ——管道终点剩余压力, m 液柱;
 L ——管道总长度, m ;
 Z_1, Z_2 ——管道起、终点高程, m ;
 h_m ——每个泵站的站内损失, m 液柱。

提高泵站的出站压力(扬程)可显著提高管道的输量,但该方法要受管道承压能力的限制,对于管线承压能力有富裕的管道,该方法是较经济的增输方法。

(4) 原油添加减阻剂输送

往流体物料中注入极少量的高分子聚合物,能在紊流状态下减少流动阻力,这种物理现象称为高聚物减阻。在层流流动中,流体不存在旋涡引起的能量耗散,故而注入减阻剂是徒劳的。

高聚物减阻技术的应用,使输油管道能够适应输油量的变化,增大其输送“弹性”,从而提高了它的应变能力。

应用减阻剂,可以解决下列几种情况下的管道输送问题:当油田产量的增长不确定,难以下决心建设复线或增建泵站时,减阻剂可以作为一种过度性的增输措施;当一条输油管道存在“卡脖子”段而影响全线的输量时,应在“卡脖子”段注入减阻剂;当一年四季输量不均衡时,应在输量高峰期采用减阻剂,以解决输油管道季节性“涌塞”问题;应用于装卸油船、槽车管道,以缩短装卸作业时间;应用于沙漠、沼泽和海洋等管道,以加长站距,力求少建泵站等等。

(5) 在沿途增加泵站

此种方法是将一段长管段分为两段短管段,目的是为了缩短站间距。它可实现大幅提高全线的输量的目的,但这种方法投资较大。

虽然上述措施均能不同程度地提高老管线的输油能力,但哪种措施适合于黄齐线的增输改造,必须根据黄齐线的实际情况,通过技术分析确定。

1.3 课题的主要工作及成果简介

对黄齐管线现状进行调查、测试、研究,并提出能够有效增加原油输量的方案,在研究的理论指导下,根据黄齐线的实际,通过计算分析提出增加管道输量的最现实可行的方案。

本课题结合黄齐线存在的某些实际问题,开展以下几个方面的研究工作:

(1) 黄齐线运行历史,增输改造后设备和运行参数状况调研

全面收集黄齐线改造前后运行参数,包括各站的主要输油设备情况和性能,黄齐线所输原油的性质,管线沿线的里程和高程资料,管线的承压能力等。

(2) 管线当量管道内径计算分析

根据改造前的运行参数,采用摩阻计算公式反算黄齐线各个站间每天的当量管道内径,并由此分析当量管道内径随季节的变化趋势。

(3) 黄齐线改造前最大输油能力的校核

黄齐管线的改造主要是由于输油能力达不到预定的目标,因此对原有管线的输油能力进行校核是必须的。根据改造前管线情况和各站输油设备情况,通过热力、水力计算确定管线的最大输油能力。

(4) 黄齐线所输油品的流变性研究

由于黄齐线所输进口油品种繁多，有低凝油，也有高凝油，为了保证管道的安全运行，对于高凝油需要与低凝油混合后输送，为此，进行了蜡油与阿曼油和乌拉尔油不同掺和比例、不同加剂浓度的流变性测试。

(5) 黄齐线增输改造方案的对比分析

针对蜡油与阿曼油和乌拉尔油最优掺和比例和最优加剂浓度下的两种混合油，对各种增输方案进行了工艺计算，选择出了可行有效的增输方案。

(6) 增输改造后黄齐线优化运行方案分析与制定

针对改造后的管线和输油设备情况以及不同季节的不同运行条件，建立优化运行数学模型，进而确定出一年四季不同输量下的最优运行方案。

第二章 黄齐线增输改造分析

2.1 黄齐线改造后概况

黄齐线设计年输油能力 600 万吨，设计最高工作压力 3.9MPa，管线全长 251km。除首、末站外，设有昌邑、寿光两座中间热泵站。管道采用石油沥青特加强防腐和煤焦油瓷漆加强防腐两种，管道保护采用强制电流阴极保护。

2.1.1 黄齐线沿线里程及高程

表 2-1 黄齐线站间距及高差

Table2-1 Distance & height deviation between stations in Huangqi oil pipeline

站名	站间高差 (m)	站间距 (km)	站间容积 (m ³)
黄岛—吕邑	24.1	85.698	18826
吕邑—寿光	6.5	82.236	18065
寿光—广饶	15.9	46.443	10203
广饶—末站	116.9	45.700	10039

2.1.2 黄齐线各站主要输油设备配备情况和性能

表 2-2 黄齐线主要输油设备

Table2-2 Main oil transportation facilities in Huangqi oil pipeline

序号	设备名称及规格	广饶	寿光	吕邑	黄岛
1	KDY550—117×3 ($Q=550\text{m}^3/\text{h}, H=351\text{m}, P=710\text{kW}$)	2 台			
2	DY280—65×7 ($Q=280\text{m}^3/\text{h}, H=455\text{m}, P=710\text{kW}$)				1 台
3	KDY370—117×3 ($Q=370\text{m}^3/\text{h}, H=351\text{m}, P=500\text{kW}$)	1 台			
4	KDY550—137×3 ($Q=550\text{m}^3/\text{h}, H=411\text{m}, P=900\text{kW}$)		2 台	2 台	
5	KDY370—137×3 ($Q=370\text{m}^3/\text{h}, H=411\text{m}, P=630\text{kW}$)		1 台	1 台	
6	DY450—60×8 ($Q=450\text{m}^3/\text{h}, H=480\text{m}, P=900\text{kW}$)				2 台
7	200D—65×7 ($Q=280\text{m}^3/\text{h}, H=455\text{m}, P=710\text{kW}$)				1 台

2.2 当量管道内径的计算

热油管线运行一段时间后, 管线内壁会出现结蜡现象, 即管内壁会沉积某一厚度的石蜡、胶质、凝油、砂和其它机械杂质的混合物, 其结果是使管线的流通面积缩小, 压降增大, 同时也增大了管内油流至管内壁的热阻, 使总传热系数下降, 管线的散热损失减少。在热含蜡原油管线的日常运行管理中及时了解管线内壁的结蜡层厚度的变化, 对于热输原油管线的安全经济运行至关重要。黄齐线管道当量内径是黄齐线增输计算的基础参数。

2.2.1 当量管内径和当量结蜡厚度计算方法

热油管线的当量管内径和当量结蜡厚度可由实测的运行参数反算得到, 计算公式如下:

$$D_{dl} = \left(\beta \frac{Q^{2-m} v^m}{h} L \right)^{\frac{1}{5-m}} \quad (2-1)$$

$$\delta_{dl} = \frac{1}{2}(D_0 - D_{dl})$$

$$h = \frac{P_1 - P_2}{\rho g} \times 10^6 - (z_2 - z_1)$$

式中: δ_{dl} ——当量结蜡厚度, m;

D_{dl} ——当量管内径, m;

h ——管线的沿程摩阻, m;

D_0 ——管线的设计内径, m;

P_1 ——管线起点压力, MPa;

P_2 ——管线终点压力, MPa;

z_1 ——管线起点高程, m;

z_2 ——管线终点高程, m;

ρ ——原油密度, kg/m^3 ;

L ——管线长度, m;

v ——原油的粘度, m^2/s 。

Q ——管线的体积流量, m^3/s ;

β 、 m ——与流态有关的常数, 对于紊流光滑区, $\beta=0.0246$, $m=0.25$ 。

利用式(2-1)计算管线的当量管道内径时, 需要先管内的流态。由管线的运行参数知, 管线的最小输量为 $Q_{\min} = 115.2 \text{ m}^3/\text{h} = 0.032 \text{ m}^3/\text{s}$, 最大输量为 $Q_{\max} = 1512 \text{ m}^3/\text{h} = 0.42 \text{ m}^3/\text{s}$, 对应得雷诺数和临界雷诺数分别为:

$$Re_{\min} = \frac{4Q_{\min}}{\pi d v_{pj}} = \frac{4 \times 0.032}{\pi \times 0.513 \times 0.00002} = 3971 \geq 3000$$

$$Re_{\max} = \frac{4Q_{\max}}{\pi d v_{pj}} = \frac{4 \times 0.420}{\pi \times 0.513 \times 0.00002} = 5.2147 \times 10^4 \geq 3000$$

$$Re_1 = \frac{59.5}{\varepsilon^{8/7}} = 59.5 / (3.899 \times 10^{-4})^{8/7} = 4.6839 \times 10^5$$

$3000 \leq Re_{\min} \leq Re_{\max} \leq Re_1$ ，整条管路均处于水力光滑区，故 $\beta = 0.0246, m = 0.25$

2.2.2 当量管道内径的分析

利用上述方法，分别计算了改造前各个站间每天的当量管道内径，由于数据较多，现选取具有代表性的月平均当量管道内径进行分析，见表 2-3，各管段当量管道内径随时间的变化见图 2-1 至图 2-3。

表 2-3 黄齐管线各管段月平均当量管道内径

Table2-3 Monthly average equivalent inner diameter of each segment in Huangqi oil pipeline

月份	黄岛-吕邑管段	吕邑-寿光管段	寿光-广饶管段
1月	0.50	0.50	0.48
2月	0.48	0.48	0.48
3月	0.47	0.48	0.48
4月	0.49	0.50	0.48
5月	0.48	0.48	0.47
6月	0.43	0.41	0.48
7月	0.48	0.48	0.39
8月	0.47	0.47	0.48
9月	0.49	0.48	0.40
10月	0.50	0.51	0.50
11月	0.49	0.49	0.49
12月	0.50	0.51	0.41

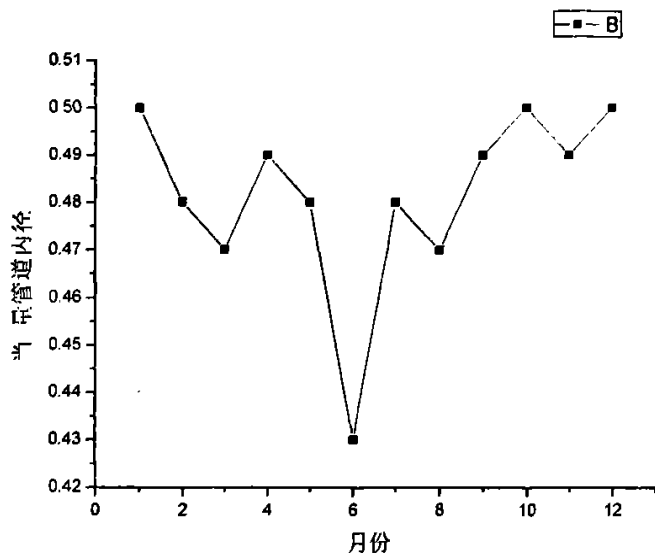


图 2-1 黄岛到昌邑管段的年当量管道内径图

Fig2-1 Graph of annual average equivalent inner diameter of the segment between Huangdao and Changyi

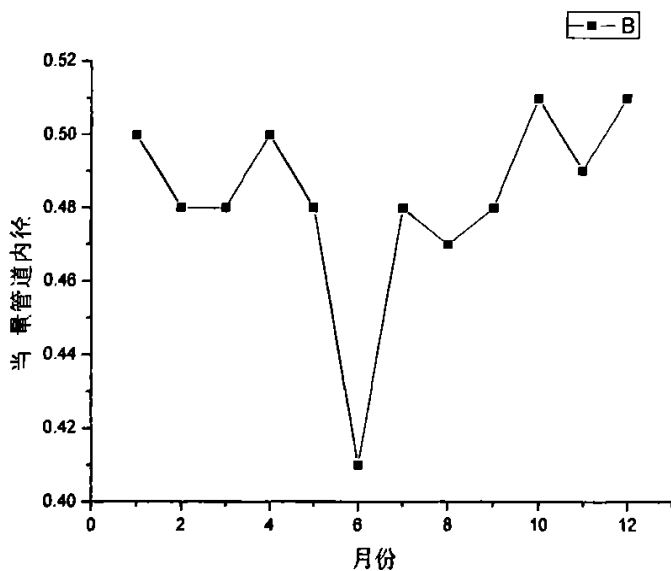


图 2-2 昌邑到寿钢管段的年当量管道内径图

Fig2-2 Graph of annual average equivalent inner diameter of the segment between Changyi and Shouguang

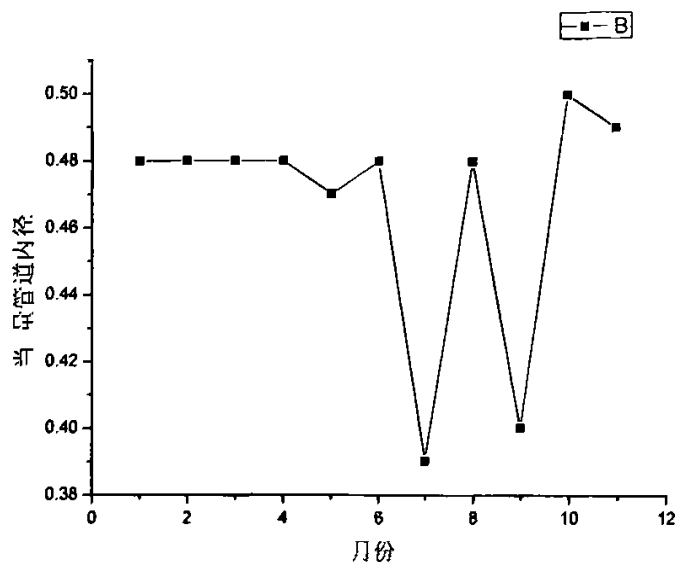


图 2-3 寿光到广饶管段的年当量管道内径图

Fig2-3 Graph of annual average equivalent inner diameter of the segment between Shouguang and Guangrao

由图 2-1 至图 2-3 可知：

(1) 黄齐管线全线总体输量比较平稳，三个站间管线的当量管道内径基本不随季节而变化，除了个别数据点外，基本上是围绕某一平均值上下波动。

(2) 从总体上看，冬春季的输量比夏秋季节稍大一些。一般在春季输量达到最大，随着气温的持续升高，输量开始下降，在秋季输量达到年度最低值，随着温度的骤减，输量又开始直线上升。

(3) 黄岛到昌邑管段和昌邑到寿光管段年输量基本无大的变化，但寿光到广饶管段在季节交替时，输量有一定程度的回落，因此输量有一定起伏，春季时输量较高，在夏季时达到最大，然后于秋季下降，又在冬季回升。

(4) 每年的 6 月份，由于来油量少，输量减小，导致当量管道内径较其它月份要小得多。这主要是由于输量不稳定、计算结果失真所致。

根据黄齐线各个站间当量管道内径的计算结果可知，管道内壁基本不存结蜡现象，故在后面的分析中不考虑结蜡层的厚度。

第三章 黄齐线最大输油能力校核

黄齐线所输油品种类有几十中之多，为具代表性，此处仅以黄齐线输送次数最频繁且每批次输量最大的沙轻油为例进行计算。

沙轻油产自沙特阿拉伯，油品呈暗黄色，密度为 $\rho=856.5\text{g/m}^3$ ， 50°C 粘度为 $\nu=6.964\text{mm}^2/\text{s}$ ，凝点低于 -37°C ，是一种性质好，易输送的油品。

黄齐管线是一个以“旁接油罐”方式工作的输油系统。由于旁接油罐的存在，将长输管道分成了若干个独立的水力系统，即每一个泵站与其下游站间管道构成一个独立的水力系统，因此，需要分别计算每个站间的输油能力。

3.1 各站间最大输量计算

根据能量平衡方程可得输量的计算公式如下：

$$Q = \left[\frac{(H - \Delta Z)d^{5-m}}{\beta\nu^m L} \right]^{\frac{1}{2-m}} \quad (3-1)$$

理论计算时，各站出站压力均按管道允许的最高安全压力 3.2MPa 考虑，即： $H=3.2\text{MPa}=326.309\text{m}$ 油柱；由于全线输送的均为油质较好的进口原油，从截取的管道来看，管道内壁相当干净，没有明显的结蜡现象，因此管道内径按理论值计算，即 $d=513\text{mm}$ 。

通过计算，各管段的最大输量分别为：黄岛—丈岭管段 $25372.7\text{m}^3/\text{d}$ 、丈岭—寿光管段 $26831.6\text{m}^3/\text{d}$ 、寿光—齐鲁末站管段 $18868.8\text{m}^3/\text{d}$

通过对黄齐线各个管段的理论输量计算，可以看出寿光—齐鲁末站管段的输量最低，输送粘度较小的沙轻油时输油能力也仅为 565.6 万吨/年，达不到 600 万吨/年输油量要求，当输送粘度较大的轻质油与蜡油的混合油时，输油能力将更低。因此，寿光—齐鲁末站管段是黄齐线输量的瓶颈，要想提高全线的输量必须首先从寿光—齐鲁末站管段着手考虑解决的方法。

3.2 实际运行数据统计及分析

黄齐管增输改造前全线运行有代表性的运行数据统计见表 3-1。

对表 3-1 中黄岛出站压力、昌邑出站压力、寿光出站压力以及全线输量分别求其平均值得到如下数据：

黄岛出站压力平均值： 2.685MPa

昌邑出站压力平均值： 2.07MPa

寿光出站压力平均值： 3.05MPa

全线输量： 17069t/d

通过数值比较可以看出，寿光的出站压力已接近 3.05MPa ，基本达到管线允许的最

高出站压力 3.2MPa；而黄岛和昌邑的出站压力还没有达到管线允许的最高压力，尤其是昌邑站的出站压力仅为 2.07MPa，远低于 3.2MPa 的管线最高允许压力。

通过实际运行数据统计及分析可以看到，管线的实际运行与理论计算是相符的，全线的实际输量也基本与理论计算的输量相一致。

表 3-1 黄—齐管线增输改造前运行数据统计表

Table3-1 Operation parameters list of Huangqi oil pipeline before increasing throughput

序号	黄岛出站		昌邑出站		寿光出站		输量 (t/d)
	压力 (MPa)	温度 (°C)	压力 (MPa)	温度 (°C)	压力 (MPa)	温度 (°C)	
1	2.7	26	2.06	17	2.99	16.5	17221
2	2.69	27.6	2.04	17	3.03	17	17024
3	2.69	25.6	2.07	17.5	3.06	17	17241
4	2.7	24	2.05	17.5	3.00	17	17153
5	2.69	26	2.09	18	3.05	16	17392
6	2.8	24.7	2.04	17	3.02	16	17240
7	2.63	20.7	2.04	17.1	3.02	18	16871
8	2.73	22.1	2.04	17.2	3.02	18	17235
9	2.67	26	2.02	17.4	3.05	18	17928
10	2.61	25.5	2.08	18	3.1	18	16639
11	2.59	26.1	2.07	18.2	3.09	19	16457
12	2.67	29.2	2.09	18.8	3.04	18	16895
13	2.72	23.8	2.18	19.3	3.09	20.8	17096
14	2.71	25.9	2.11	19.1	3.01	20	16890
15	2.6	28.3	1.9	19.1	3.08	20	16867
16	2.66	28	2.11	19.4	3.08	20	16972
17	2.71	26.2	2.04	19.5	3.06	20	17005
18	2.76	26.3	2.15	11	3.02	11	17115

3.3 各管段总传热系数分析

总传热系数是热油管线设计和运行管理中的重要参数，在管线的日常运行管理中定期测试和分析管线的总传热系数不仅可为新建管线提供选择总传热系数的依据，而且还可根据总传热系数的变化分析管线沿线的散热和结蜡情况。

由运行参数可知，输送沙轻油时黄齐线并不是完全的等温过程，在输送过程中油品的温度是不断降低的，因此需要根据运行参数反算管道的总传热系数 K ，以便为后续计算分析提供基础数据。

热油管线的总传热系数可根据管线的实际运行参数（管线的输量、起终点温度和压力、管线中心埋深处的自然低温）利用轴向温降公式计算。计算公式如下：

$$K = \frac{GC}{\pi DL} \ln \frac{T_R - T_0 - b}{T_z - T_0 - b} \quad (3-2)$$

$$b = \frac{giG}{K\pi D}$$

式中： K ——管线的总传热系数， $W/m^2\cdot C$ ；

T_R ——管段起点油温， $^{\circ}C$ ；

T_z ——管段终点油温， $^{\circ}C$ ；

G ——原油质量流量， kg/s ；

C ——原油比热， $J/kg\cdot C$ ， $C = \frac{1000}{\sqrt{d_4^{15}}} (1.687 + 3.39 \times 10^{-3} T)$ ；

$\sqrt{d_4^{15}}$ ——油品在 $15^{\circ}C$ 时的相对密度；

T_0 ——管线中心埋深处自然地温， $^{\circ}C$ ；

i ——管线的水力坡降；

g ——重力加速度， $g=9.8m/s^2$ ；

D ——管线外径， m ；

L ——管段长度， m 。

管线的水力坡降可根据实测的站间压降和站间高程差计算：

$$i = \frac{\frac{P_1 - P_2}{\rho g} \times 10^6 - (z_2 - z_1)}{L}$$

式中： P_1 ——管线起点压力， MPa ；

P_2 ——管线终点压力， MPa ；

z_1 ——管线起点高程， m ；

z_2 ——管线起点高程， m ；

ρ ——原油密度， kg/m^3 。

对黄齐管线运行数据报表具体分析，可以看到，一年之中只有从黄岛到丈岭段有较大的温降，在其它几段降温很小甚至在有些月份还会有温升。为此，只计算了从黄岛到丈岭段一年 12 个月份的总传热系数 K ，见表 3-2。

由表 3-2 可以看出 K 值的变化与地温的变化基本一致，平均传热系数是 $2.565 W/(m^2\cdot C)$ 。

表 3-2 黄齐线一年 12 个月份的总传热系数 K ($W/(m^2 \cdot ^\circ C)$)

Table 3-1 Monthly average overall heat transfer coefficients of Huangqi oil pipeline

月份	1	2	3	4	5	6
总传热系数	1.77	3.00	2.22	3.01	1.17	3.19
月份	7	8	9	10	11	12
总传热系数	2.73	2.78	2.54	3.68	2.77	1.92

第四章 蜡油与阿曼油、乌拉尔油不同配比条件下的流变性研究

原油流变性是热油管道运行管理过程中必不可少的基础数据。不论是管线正常运行工况下的压降预测、管道内壁结蜡厚度的计算，还是管线停输后的再启动过程模拟计算，都离不开原油的流变参数。

根据前面的分析，黄齐线在现有设备情况下，在输送粘度较小的沙特轻质原油时亦达不到 600 万吨/年的输油能力，当输送粘度较大、凝点较高的蜡油与阿曼油、乌拉尔油混合油时，其输送能力将会更低，黄齐线的输油能力受输送蜡油与阿曼油、乌拉尔油混合油时的输量的限制，因此，为了确定黄齐线的增输措施，需要确定蜡油与阿曼油、乌拉尔油混合油的流变特性。

(1) 原油取样、热处理

油样取自于黄岛油库。由于原油流变性与其经历的热历史和剪切历史有关，因此必须进行热处理消除其历史效应。过程如下：

黄岛油库取回的油样 $\xrightarrow{\text{恒温 } 60^{\circ}\text{C}, 6\text{小时}}$ 实验用油样

(2) 原油凝点测试

将原油加热至 60°C ，恒温半小时，用凝点法测试其凝点。

(3) 原油粘温特性测试

仪器：德国产 RV-I 旋转流变仪

测试方法：本研究采用旋转粘度计模拟原油在实际管道中流动且缓慢降温的条件，测定原油粘温特性。

4.1 纯蜡油的凝点与粘温特性

(1) 凝点： 45°C 。

(2) 粘温关系

表 4-1 纯蜡油粘温数据

Table4-1 Viscosity of waxy crude oil

温度 $^{\circ}\text{C}$	65	60	56	54	52	50	48
粘度 $\text{mPa} \cdot \text{s}$	35.07	42.21	47.18	51.94	59.39	86.17	112.25

粘温曲线如图 4-1 所示：

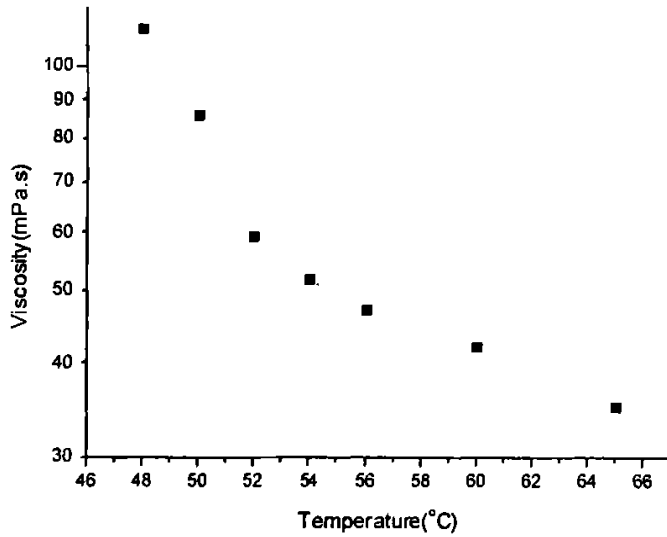


图 4-1 纯蜡油粘温曲线

Fig4-1 Viscosity-temperature curve of waxy crude oil

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-1 可知，纯蜡油的析蜡点约为 56°C，反常点约为 52°C。

4.2 蜡油与阿曼油不同配比条件下的凝点与粘温特性

4.2.1 蜡油：阿曼油为 1：2，不加剂

(1) 凝点：30°C。

(2) 粘温关系

表 4-2 蜡油：阿曼油为 1:2 不加剂时的粘温数据

Table4-2 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) without antifreezing agent

温度°C	55	54	52	49	45	40	38
粘度 mPa . s	18.31	18.52	19.04	20.68	22.44	25.65	31.24

粘温曲线如图 4-2 所示。

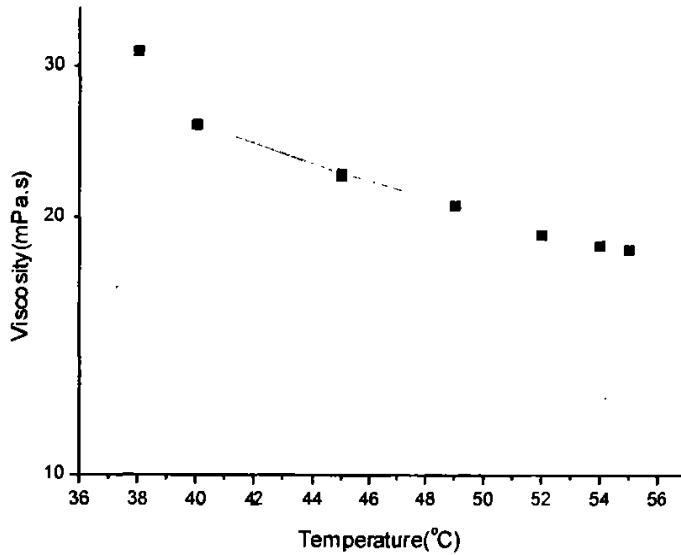


图 4-2 蜡油：阿曼油为 1:2 不加剂时的粘温曲线

Fig4-2 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) without antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-2 可知，蜡油：阿曼油为 1: 2 时，在不加剂条件下，析蜡点约为 52℃，反常点约为 40℃。

4.2.2 蜡油：阿曼油为 1: 2，加 BEM-bN 降凝剂 50ppm

通过降凝剂筛选，BEM-bN 降凝剂具有较好的降凝效果（加入 50ppm 的 BEM-Q 降凝剂时凝点为 20℃，而加入 50ppm 的 BEM-bN 降凝剂时凝点为 15℃），故采用 BEM-bN 降凝剂进行实验，首先实验加剂浓度 50ppm。

(1) 凝点：8℃。

(2) 粘温关系

表 4-3 蜡油：阿曼油为 1:2、加剂浓度 50ppm 时的粘温数据

Table4-3 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 50ppm antifreezing agent

温度, °C	60	55	50	45	40	35	30
粘度, mPa . s	13.17	14.136	15.24	17.931	21.17	24.48	45.09
温度, °C	25	20	15	12	10	8	/
粘度, mPa . s	34.62	48.35	65.67	111.77	141.23	166.76	/

粘温曲线如图 4-3 所示。

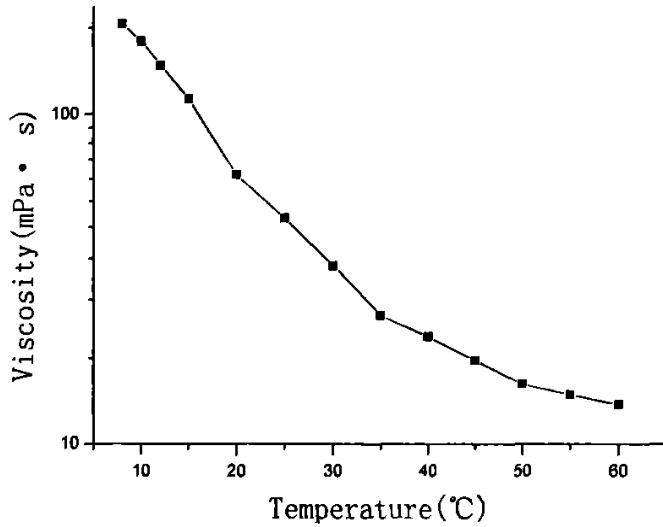


图 4-3 蜡油：阿曼油为 1:2、加剂浓度 50ppm 时的粘温曲线

Fig4-3 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 50ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-3 可知，蜡油：阿曼油为 1：2、加剂浓度 50ppm 时的析蜡点约为 35℃，反常点为 17℃。

4.2.3 蜡油：阿曼油为 1：2，加 BEM-bN 降凝剂 40ppm

由于加入 BEM-bN 降凝剂 50ppm 具有较好的降凝效果，故进行加剂浓度为 40ppm 的实验。

(1) 凝点：10℃。

(2) 粘温关系

表 4-4 蜡油：阿曼油为 1:2、加剂浓度 40ppm 时的粘温数据

Table4-4 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 40ppm antifreezing agent

温度 ℃	55	50	45	40	35	30	25	20	18	16	14	12	10	8
粘度 mPa.s	11.5	13.0	14.2	17.1	21.3	24.1	37.7	51.3	60.7	64.6	75.3	86.3	97.5	111.6

粘温曲线如图 4-4 所示。

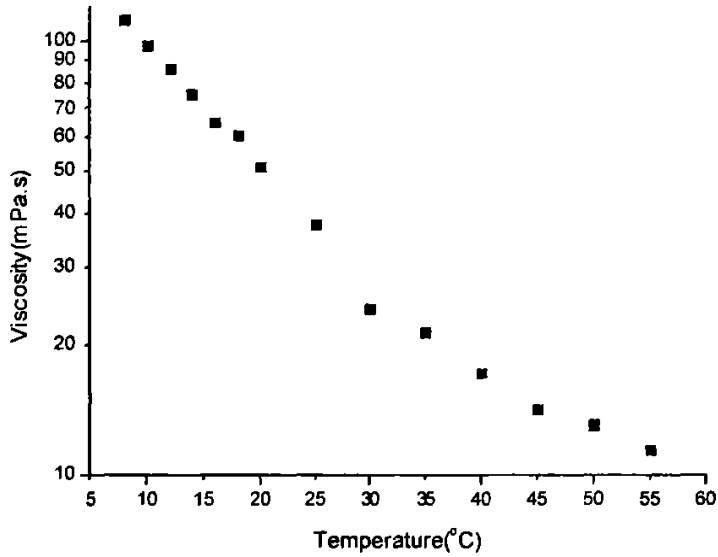


图 4-4 蜡油：阿曼油为 1:2、加剂浓度 40ppm 时的粘温曲线

Fig4-4 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 40ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-4 可知，蜡油：阿曼油为 1：2、加剂浓度 40ppm 时的析蜡点约为 35℃，反常点为 18℃。

为了寻找最佳的加剂浓度，我们还进行了加入 BEM-bN 降凝剂 30ppm 的实验，此时凝点为 29℃，已不能满足输送的要求，故没有进行该种加剂浓度的粘温测试。

4.2.4 蜡油：阿曼油为 1：1.5，不加剂

(1) 凝点：29℃。

(2)粘温关系

表 4-5 蜡油：阿曼油为 1:1.5 不加剂时的粘温数据

Table4-5 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) without antifreezing agent

温度℃	60	55	50	45	40	36	34
粘度 mPa · s	12.0	13.1	14.4	16.1	19.5	22.1	25.7

粘温曲线如图 4-5 所示：

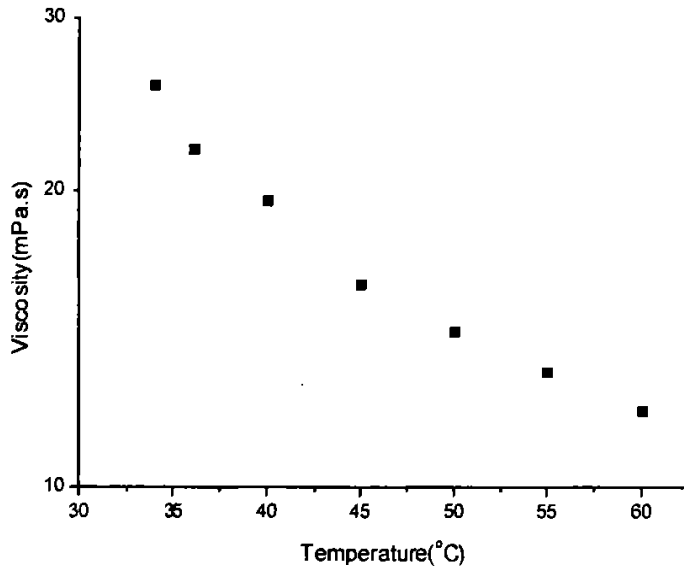


图 4-5 蜡油：阿曼油为 1:1.5 不加剂时的粘温曲线

Fig4-5 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) without antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-5 可知，蜡油：阿曼油为 1: 1.5 不加剂时的析蜡点约为 55℃，反常点为 40℃。

4.2.5 蜡油：阿曼油为 1: 1.5，加 BEM-bN 降凝剂 50ppm

(1) 凝点：26℃。

(2) 粘温关系

表 4-6 蜡油：阿曼油为 1:1.5、加剂浓度 50ppm 时的粘温数据

Table4-6 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) with 50ppm antifreezing agent

温度℃	60	55	52	50	48	45	42	40	38
粘度 Pa . s	11.45	12.20	13.17	13.72	14.21	16.07	17.79	18.69	19.93
温度℃	36	34	32	30	28	26	24	22	20
粘度 mPa . s	24.20	28.55	35.04	41.25	48.77	53.19	59.46	65.61	72.64

粘温曲线如图 4-6 所示：

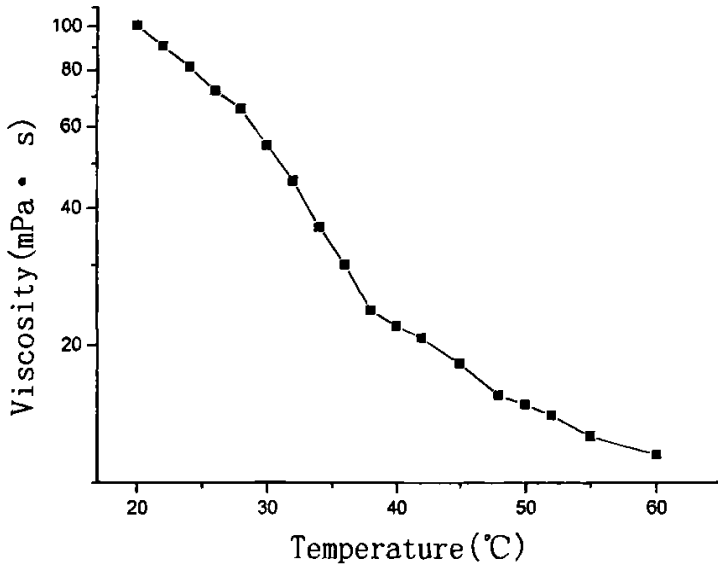


图 4-6 蜡油：阿曼油为 1:1.5、加剂浓度 50ppm 时的粘温曲线

Fig4-6 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) with 50ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-6 可知，蜡油：阿曼油为 1: 1.5、加剂浓度 50ppm 时的析蜡点约为 48℃，反常点约为 38℃。由此可见：降凝剂对该配比油样的降凝效果不明显，因此采用蜡油：阿曼油为 1: 1.5 的比例输送时，当终点温度为 24℃左右时，正常运行情况下不会有什么问题，当管线停输时存在一定安全隐患。

4.2.6 蜡油：阿曼油为 1: 1，不加剂

(1) 凝点：36℃。

(2) 粘温关系

表 4-7 蜡油：阿曼油为 1:1 不加剂时的粘温数据

Table4-7 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) without antifreezing agent

温度℃	60	55	50	45	40	38	36	34	32
粘度 mPa·s	15.9	16.6	17.8	20.3	25.7	34.2	45.7	65.9	106.8

粘温关系曲线如图 4-7 所示。

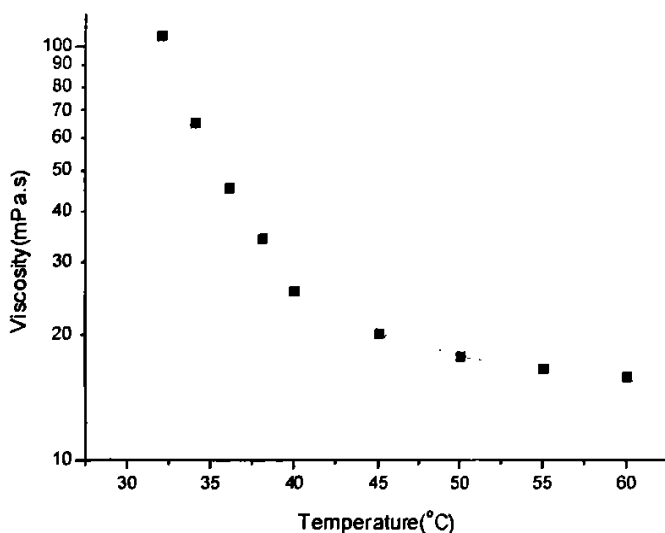


图 4-7 蜡油：阿曼油为 1：1 不加剂时的粘温曲线

Fig4-7 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) without antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-7 可知，蜡油：阿曼油为 1：1 不加剂时的析蜡点约为 50°C，反常点约为 42°C。

4.2.7 蜡油：阿曼油为 1：1，加 BEM-bN 降凝剂 50ppm

(1) 凝点：28°C。

(2) 粘温关系

表 4-8 蜡油：阿曼油为 1：1、加剂浓度 50ppm 时的粘温数据

Table4-8 Viscosity of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) with 50ppm antifreezing agent

温度°C	55	50	45	40	35	30
粘度 mPa · s	13.0	14.1	15.7	18.7	21.9	27.8

粘温曲线如图 4—8 所示。

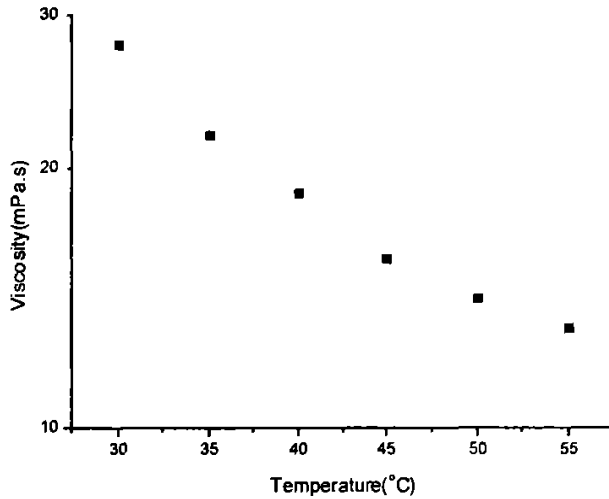


图 4-8 蜡油：阿曼油为 1:1、加剂浓度 50ppm 时的粘温曲线

Fig4-8 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Oman's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) with 50ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-8 可知，蜡油：阿曼油为 1: 1、加剂浓度 50ppm 时的析蜡点约为 50℃，反常点约为 35℃。由此可见：降凝剂对该配比油样的降凝效果不明显，因此采用蜡油：阿曼油为 1: 1 的比例输送具有一定不安全性。

4.2.8 结论

根据对蜡油与阿曼油不同混合比例的流变性测量结果，可以得出以下结论：

(1) 对于蜡油：阿曼油分别为 1: 2、1: 1.5 和 1: 1 三种混合比例，不加剂时凝点都在 29℃ 以上，不能满足安全输送的要求，需要采用加剂输送。

(2) 通过对两种降凝剂的降凝效果的比较，BEM-bN 具有较好的降凝效果，建议采用 BEM-bN 降凝剂。

(3) 通过对三种配比混合油加剂情况下的流变性测量结果，只有蜡油：阿曼油为 1: 2 时才具有良好的降凝效果，可满足安全输送的要求，因此建议采用蜡油：阿曼油为 1: 2 的比例加剂输送，最佳加剂浓度为 40ppm。

表 4-9 各种油样的凝点、析蜡点和反常点

Table4-9 Freezing point, wax appearance point and anomalistic point of each crude oil sample

油样	空白样			加剂样					
				加剂浓度 50ppm			加剂浓度 40ppm		
	凝点	析蜡点	反常点	凝点	析蜡点	反常点	凝点	析蜡点	反常点
蜡油	45	56	52						
蜡油：阿曼油 1: 2	30	52	40	8	35	17	10	35	18
蜡油：阿曼油 1: 1.5	29	55	40	26	48	38			
蜡油：阿曼油 1: 1	36	50	42	28	50	35			

(4) 由于蜡油的凝点和析蜡点较高，为了保证降凝剂的降凝效果，蜡油与阿曼油混合时，建议将蜡油和阿曼油分别加热到 60℃ 以上再将两种原油混合，然后加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂输入管道。

(5) 各种配比油样的凝点、析蜡点和反常点汇总结果见表 4—9。

4.3 蜡油与乌拉尔油不同配比条件下的凝点与粘温特性

4.3.1 蜡油：乌拉尔油为 1：2，不加剂

(1) 凝点：31℃。

(2) 粘温关系

表 4-10 蜡油：乌拉尔为 1:2 不加剂时的粘温数据

Table4-10 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) without antifreezing agent

温度,℃	60	55	50	48	45	43	40	38
粘度,mPa·s	11.37	11.86	13.17	13.58	13.79	15.65	17.03	18.00
温度,℃	36	34	32	30	28			
粘度,mPa·s	18.90	20.68	22.41	83.55	126.33			

粘温曲线如图 4-10 所示。

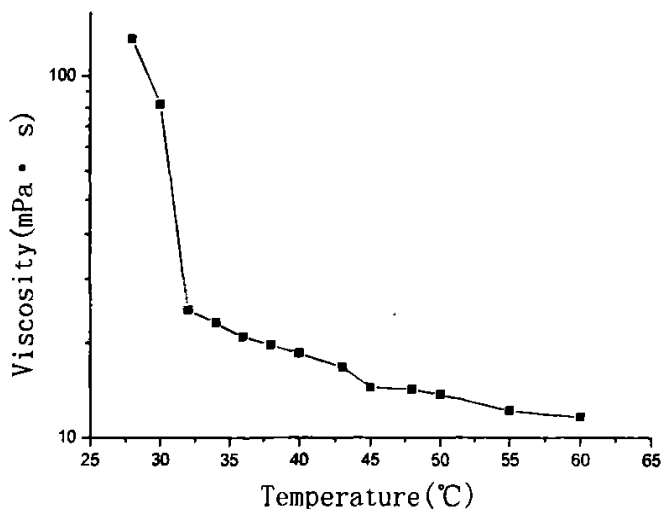


图 4-10 蜡油：乌拉尔油为 1:2 不加剂时的粘温曲线

Fig4-10 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) without antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-10 可知，蜡油：乌拉尔油为 1：2 时，不加剂条件下的析蜡点约为 45℃，反常点约为 32℃。

4.3.2 蜡油：乌拉尔油为 1：2，加 BEM-bN 降凝剂 50ppm

通过降凝剂筛选, BEM-bN 降凝剂具有较好的降凝效果(加入 50ppm 的 BEM-Q 降凝剂时凝点为 16℃, 而加入 50ppm 的 BEM-bN 降凝剂时凝点为 5℃), 故采用 BEM-bN 降凝剂进行实验, 首先实验加剂浓度 50ppm。

- (1) 凝点: 5℃。
- (2) 粘温关系

表 4-11 蜡油: 乌拉尔油为 1:2、加剂浓度 50ppm 时的粘温数据

Table4-11 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 50ppm antifreezing agent

温度,℃	60	55	50	45	40	35	33	30
粘度,mPa·s	11.24	12.204	13.24	14.7	16.9	19.66	22.76	26.69
温度,℃	25	20	15					
粘度,mPa·s	33.52	79.55	197.2					

温曲线如图 4-11 所示。

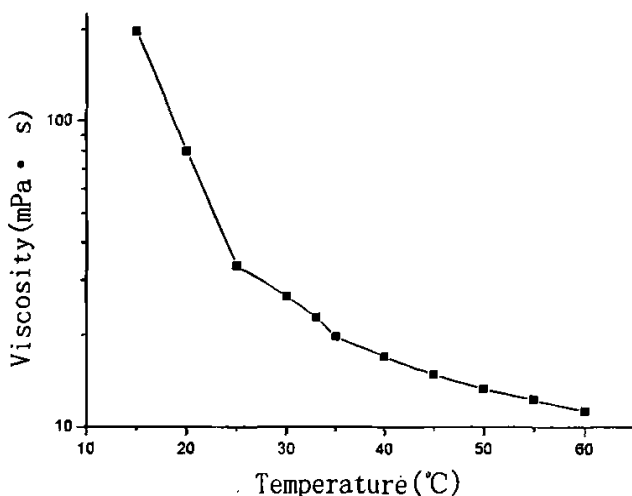


图 4-11 蜡油: 乌拉尔油为 1:2、加剂浓度 50ppm 时的粘温曲线

Fig4-11 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 50ppm antifreezing agent

- (3) 析蜡点与反常点

由图 4-11 可知, 蜡油: 乌拉尔油为 1:2、加剂浓度 50ppm 时的析蜡点约为 35℃, 反常点 24℃。

4.3.3 蜡油: 乌拉尔油为 1:2, 加 BEM-bN 降凝剂 40ppm

由于加入 BEM-bN 降凝剂 50ppm 具有非常好的降凝效果, 故进行加剂浓度为 40ppm 的实验。

- (1) 凝点: 8℃。
- (2) 粘温关系

表 4-12 蜡油：乌拉尔油为 1:2、加剂浓度 40ppm 时的粘温数据

Table4-12 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 40ppm antifreezing agent

温度, °C	60	55	50	45	40	35	30	28	26	24	22	18
粘度, mPa·s	11.24	11.51	13.24	13.86	18.62	21.24	24.82	28.21	37.45	57.18	96.66	182.91

粘温曲线如图 4-12 所示。

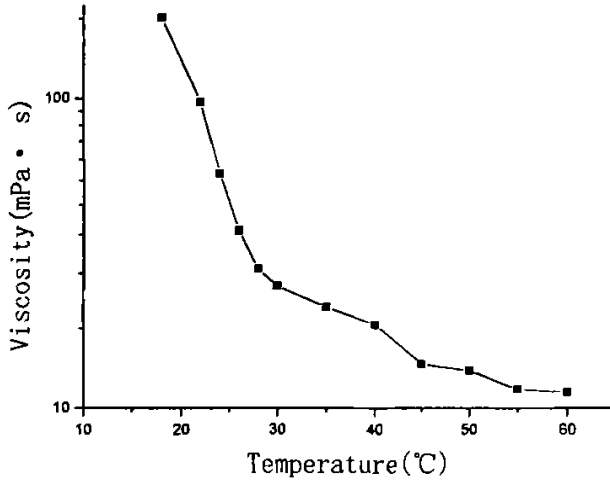


图 4-12 蜡油：乌拉尔油为 1:2、加剂浓度 40ppm 时的粘温曲线

Fig4-12 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:2) with 40ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-12 可知，蜡油：乌拉尔油为 1：2、加剂浓度 40ppm 时的析蜡点约为 45°C，反常点为 25°C。

4.3.4 蜡油：乌拉尔油为 1：1.5，不加剂

(1) 凝点：32°C。

(2) 粘温关系

表 4-13 蜡油：乌拉尔油为 1:1.5 不加剂时的粘温数据

Table4-13 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) without antifreezing agent

温度°C	60	55	50	45	43	40	38
粘度 mPa·s	10.89	11.24	12.89	14.00	15.86	17.66	18.97
温度°C	36	34	32				
粘度 mPa·s	20.68	23.93	137.09				

粘温曲线如图 4-13 所示。

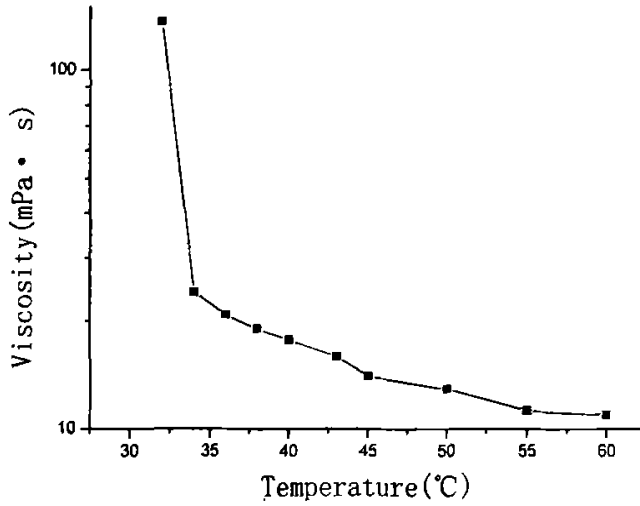


图 4-13 蜡油：乌拉尔油为 1:1.5 不加剂时的粘温曲线

Fig4-13 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) without antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-13 可知，蜡油：乌拉尔为 1: 1.5 不加剂时的析蜡点约为 45℃，反常点约为 34℃。

4.3.5 蜡油：乌拉尔油为 1: 1.5，加 BEM-bN 降凝剂 50ppm

(1) 凝点：14℃。

(2) 粘温关系

表 4-14 蜡油：乌拉尔油为 1:1.5、加剂浓度 50ppm 时的粘温数据

Table4-14 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) with 50ppm antifreezing agent

温度,℃	60	55	50	45	40	35	30	28	25
粘度,mPa·s	12.62	13.45	14.55	16.90	19.45	24.24	28.00	35.59	47.46
温度,℃	20	18	16	14					
粘度,mPa·s	75.41	91.69	105.5	155.9					

粘温曲线如图 4-14 所示：

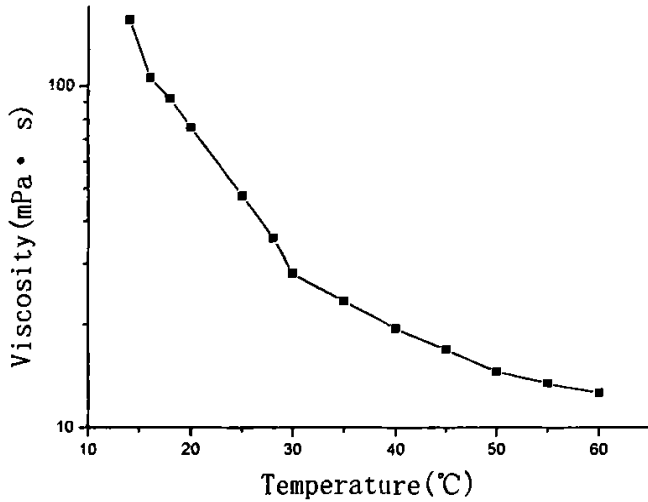


图 4-14 蜡油：乌拉尔油为 1:1.5、加剂浓度 50ppm 时的粘温曲线

Fig4-14 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) with 50ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-14 可知，蜡油：乌拉尔油为 1: 1.5、加剂浓度 50ppm 时的析蜡点约为 32℃，反常点约为 20℃。

4.3.6 蜡油：乌拉尔油为 1: 1.5，加 BEM-bN 降凝剂 40ppm

(1) 凝点：19℃。

(2) 粘温关系

表 4-15 蜡油：乌拉尔油为 1:1.5、加剂浓度 40ppm 时的粘温数据

Table4-15 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) with 40ppm antifreezing agent

温度℃	60	55	50	45	40	35	30	28	26
粘度 mPa·s	10.96	11.65	13.72	15.72	18.48	25.58	34.90	40.90	46.42
温度℃	24	22	20	18					
粘度 mPa·s	53.31	69.32	86.31	106.25					

粘温曲线如图 4-15 所示。

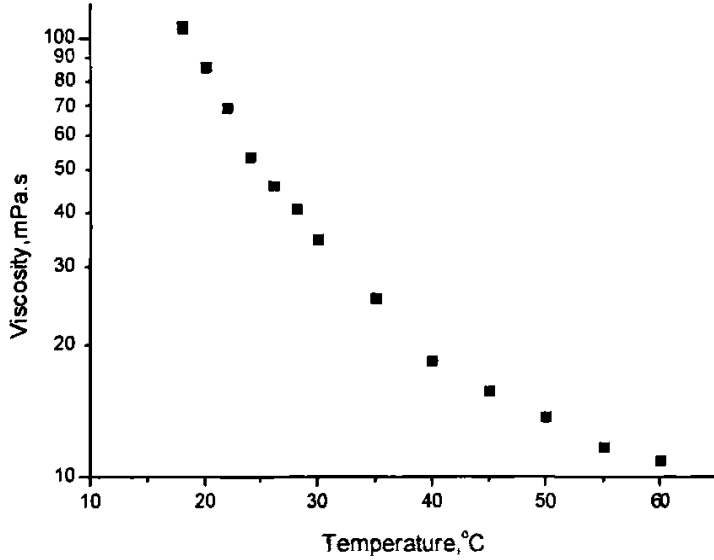


图 4-15 蜡油：乌拉尔油为 1:1.5、加剂浓度 40ppm 时的粘温曲线

Fig4-15 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1.5) with 40ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-15 可知，蜡油：乌拉尔油为 1: 1.5、加剂浓度 40ppm 时的析蜡点约为 40 °C，反常点约为 26°C。

4.3.7 蜡油：乌拉尔油为 1: 1，不加剂

(1) 凝点：35°C。

(2) 粘温关系

表 4-16 蜡油：乌拉尔油为 1:1 不加剂时的粘温数据

Table4-16 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) without antifreezing agent

温度°C	60	55	50	45	42	40	38	36	34
粘度 mPa · s	14.07	15.72	17.72	18.80	23.58	25.51	29.72	56.28	79.27

粘温曲线如图 4-16 所示。

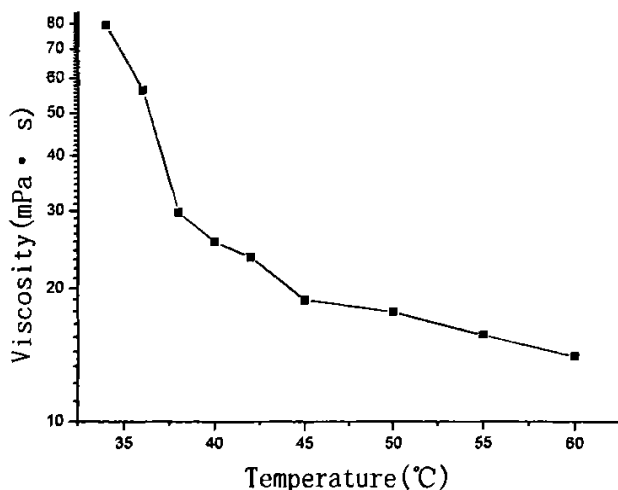


图 4-16 蜡油：乌拉尔油为 1:1 不加剂时的粘温曲线

Fig4-16 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) without antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-16 可知，蜡油：乌拉尔油为 1: 1 不加剂时的析蜡点约为 45℃，反常点为 36℃。

4.3.8 蜡油：乌拉尔油为 1: 1，加 BEM-bN 降凝剂 50ppm

(1) 凝点：28℃。

(2) 粘温关系

表 4-17 蜡油：乌拉尔油为 1:1、加剂浓度 50ppm 时的粘温数据

Table4-17 Viscosity of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) with 50ppm antifreezing agent

温度℃	60	55	52	50	45	40	38	36	34
粘度 mPa·s	14.00	14.48	15.45	17.64	20.75	24.76	26.96	29.03	36.49
温度℃	32	30	28						
粘度 mPa·s	43.25	53.81	65.87						

粘温曲线如图 4-17 所示。

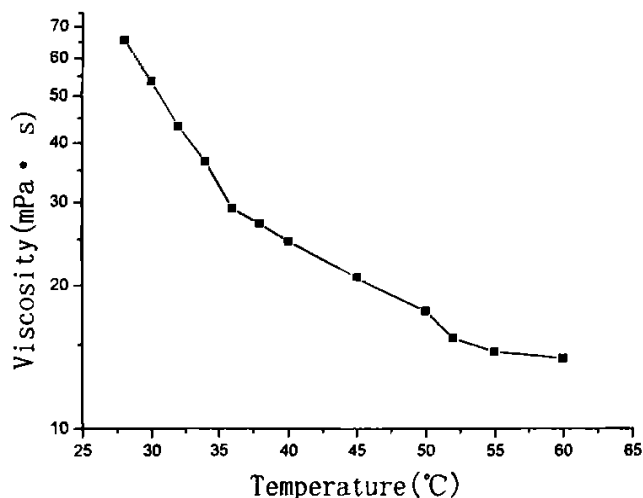


图 4-17 蜡油：乌拉尔油为 1:1、加剂浓度 50ppm 时的粘温曲线

Fig4-17 Viscosity-temperature curve of waxy crude and Ural's oil mixture (voluminal ratio is 1:1) with 50ppm antifreezing agent

(3) 析蜡点与反常点

由图 4-17 可知，蜡油：乌拉尔油为 1:1、加剂浓度 50ppm 时的析蜡点约为 52℃，反常点约为 36℃。

4.3.9 结论

根据对蜡油与乌拉尔油不同混合比例的流变性测量结果，可以得出以下结论：

(1) 对于蜡油：乌拉尔油分别为 1:2、1:1.5 和 1:1 三种混合比例，不加剂时凝点都在 30℃ 以上，不能满足安全输送的要求，需要采用加剂输送。

(2) 通过对两种降凝剂的降凝效果的比较，BEM-bN 具有较好的降凝效果，建议采用 BEM-bN 降凝剂。

(3) 通过对三种配比混合油加剂情况下的流变性测量结果，蜡油：乌拉尔油为 1:2 和 1:1.5 时都具有良好的降凝效果，可满足安全输送的要求，因此建议采用蜡油：乌拉尔油为 1:1.5~1:2 的比例加剂输送，加剂浓度为 40~50ppm。

(4) 由于蜡油的凝点和析蜡点较高，为了保证降凝剂的降凝效果，蜡油与乌拉尔油混合时，建议将蜡油和乌拉尔油分别加热到 60℃ 以上再将两种原油混合，然后加入 40~50ppm 的 BEM-bN 降凝剂输入管道。

(5) 各种配比油样的凝点、析蜡点和反常点汇总结果见表 4-18。

表 4-18 各种油样的凝点、析蜡点和反常点

Table 4-18 Freezing point, wax appearance point and anomalistic point of each crude oil sample

油样	空白样			加剂样					
				加剂浓度 50ppm			加剂浓度 40ppm		
	凝点	析蜡点	反常点	凝点	析蜡点	反常点	凝点	析蜡点	反常点
蜡油	45	56	52						
蜡油: 乌拉尔 1: 2	31	45	32	5	35	24	8	45	25
蜡油: 乌拉尔 1: 1.5	32	45	34	14	32	20	19	40	26
蜡油: 乌拉尔 1: 1	35	45	36	28	52	36			

第五章 蜡油与阿曼油、乌拉尔油增输改造方案

由于黄齐线的输量受输送蜡油与阿曼油或乌拉尔油的混合油时的输量的限制，因此，增输措施按照黄齐线输送蜡油与阿曼油或乌拉尔油的混合油时确定。为了降低增输改造的投资，本文只考虑加热、加剂和现有输油站提高出站压力的措施，不考虑新建中间泵站和铺设副管的增输方案。

5.1 管道的热力与水力计算

5.1.1 热力计算公式

$$T_z = (T_0 + b) + [T_R - (T_0 + b)]e^{-aL_R}$$

$$a = \frac{K\pi D}{Gc}$$

$$b = \frac{gi}{ca}$$

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{d^{5-m}}$$

式中： G ——油品质量流量，kg/s；

c ——油品比热容，J/(kg·°C)， $c = \frac{1}{\sqrt{d_4^{15}}} (1687 + 3.39T_p)$ ；

d_4^{15} ——原油 15°C 时的比重；

T_{pj} ——站间平均温度，°C， $T_{pj} = \frac{1}{3}T_R + \frac{2}{3}T_z$

D ——管道计算外径，m；

L_R ——站间距，m；

T_R ——出站温度，°C；

T_z ——进站温度，°C；

T_0 ——管道中心埋深处自然地温，°C；

i ——管道水力坡降，按站间平均温度计算。

5.1.2 水力计算公式

站间摩阻损失： $h_R = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{d^{5-m}} L_R$ (m 油柱)

输油站出站压力： $H_d = h_R + H_s + \Delta Z$ (m 油柱)

式中: L_R ——站间距, m;

H_s ——下一站进站压力, m;

ΔZ ——站间高程差, m;

β 、 m ——与流态有关的参数。

流态判别: 采用站间平均温度下的雷诺数 Re 对管内流态进行流态判别:

层流: $Re \leq 2000$

过渡流: $2000 < Re \leq 3000$

紊流光滑区: $3000 < Re \leq Re_1$

紊流混合摩擦区: $Re_1 < Re \leq Re_2$

紊流粗糙区: $Re > Re_2$

$$Re = \frac{4Q}{\pi d v}$$

$$Re_1 = 59.7 / \varepsilon^{1/4}$$

$$Re_2 = (665 - 765 \lg \varepsilon) / \varepsilon$$

$$\varepsilon = 2e/d$$

式中: d ——管道内径, m;

v ——油品运动粘度, m^2/s ;

Q ——体积流量, m^3/s , $Q = G / \rho_T$;

e ——管内壁绝对粗糙度, m, 取 0.1mm

ρ_T ——原油在站间平均温度下的密度, kg/m^3 ;

$$\rho_T = \rho_{20} - \xi(T - 20), \quad \xi = 1.825 - 1.315 \times 10^{-3} \rho_{20}$$

式中: ρ_T ——温度为 T 时的原油密度, kg/m^3 ;

ρ_{20} ——原油 20℃ 时的密度。

经过计算, 在 600 万吨/年的输量下, 在各种工况下管内流态为水力光滑区, 所以 $m=0.25, \beta = 0.0246$ 。

5.2 蜡油与阿曼混合油增输方案

5.2.1 蜡油阿曼混合油加热不加剂增输方案

由上第四章可知蜡油阿曼混合油的最佳配比为 1:2, 此时混合油凝点为 30℃, 析蜡点约为 52℃, 反常点约为 40℃。

采用加热增输方案, 取黄岛、昌邑、寿光出站油温均为 60℃。管道传热系数利用上文反算的结果, 即 $2.565 W/m^2 \cdot ^\circ C$ 。蜡油的密度为 $\rho_{蜡20} = 908.2 kg/m^3$, 阿曼油密度 $\rho_{阿20} = 858.4 kg/m^3$, 20℃ 时混合油密度为 $\rho_{混20} = 875 kg/m^3$, 其它参数见表 5-1。

表 5-1 黄齐线站间距、高差及全年最低月平均地温

Table5-1 Distance & height deviation between stations and annual minimum month average ground temperature in Huangqi oil pipeline

站名	站间高差 (m)	站间距 (km)	全年最低月平均地温, °C
黄岛—吕邑	24.1	85.698	24.1
吕邑—寿光	6.5	82.236	8.95
寿光—广饶	15.9	46.443	9.13
广饶—末站	116.9	45.700	9.13

增输方案：黄岛、吕邑、寿光站加热均加热至 60°C 出站。

经过对各站间进行详细的水力与热力计算，在最低月平均地温时，在 600 万吨/年的情况下，各站所需出站压力和进出站温度见表 5-2。

表 5-2 蜡油阿曼混合油加热增输方案各站运行参数

Table5-2 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Oman's oil mixture for heating throughput increasing scheme

站名	出站压力 MPa	出站油温 °C	进站油温 °C
黄岛	2.51	60	/
吕邑	2.23	60	29.3
寿光	3.64	60	30
末站	/	/	28.1

由表 5-2 可以看出，在 600 万吨/年时寿光站的出站压力超过了 3.2MPa 的安全输送工作压力（若要满足寿光站出站压力低于 3.2MPa 的要求，需要将寿光站的出站温度提高到 80°C 以上），且各站的进站油温基本都低于原油的凝固点，不能满足安全输送的要求，而且三个站均需加热，燃料消耗大，故该方案不是经济可行的增输方案。

5.2.2 蜡油阿曼混合油首站加剂增输方案

蜡油阿曼混合油的最佳配比为 1:2，加 BEM-bN 降凝剂 40ppm 时凝点为 10°C，析蜡点约为 35°C，反常点为 18°C。

增输方案：黄岛首站加热至 60°C，然后加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂，其他站不加热。

经过对各站间进行详细的水力与热力计算，在最低月平均地温时，采用黄岛首站加热加剂，其他站不加热的方案，在 600 万吨/年的情况下，各站所需出站压力和进出站温度见表 5-3。

表 5-3 蜡油阿曼混合油首站加剂增输方案各站运行参数

Table5-3 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Oman's oil mixture for adding antifreezing agent throughput increasing scheme in initial station

站名	出站压力 MPa	出站油温℃	进站油温℃
黄岛	2.26	60	/
吕邑	2.56	29.3	29.3
寿光	4.24	17.7	17.7
末站	/	/	13.2

由表 5-3 可以看出，当输量为 600 万吨/年、黄岛出站温度为 60℃时，末站进站温度降至 13.2℃，仍然高于凝固点 3.2℃，可满足安全生产要求，但寿光站的出站压力达到 4.24MPa，高于管道 3.2MPa 的安全工作压力。因此，要完成 600 万吨/年的输量，还需采取其他措施。

5.2.3 蜡油阿曼混合油首站与寿光站加剂增输方案

由于仅在黄岛首站加热加剂方案不能满足增输的要求，所以考虑黄岛首站和寿光站均加热加剂的方案。

增输方案：首站和寿光站均将原油加热至 60℃，然后加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂，昌邑站不加热。

通过计算，在 600 万吨/年的情况下，各站所需出站压力和进出站温度见表 5-4。

表 5-4 蜡油阿曼混合油首站和寿光站加剂增输方案各站运行参数

Table5-4 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Oman's oil mixture for adding antifreezing agent throughput increasing scheme in initial and Shouguang station

站名	出站压力 MPa	出站油温℃	进站油温℃
黄岛	2.26	60	/
吕邑	2.56	29.3	29.3
寿光	3.44	60	17.7
末站	/	/	28

由表 5-4 可知，该种方案仍然不能满足寿光站出站压力小于 3.2MPa 的要求，故仍不是有效可行的增输方案。

5.2.4 蜡油阿曼混合油首站加剂与广饶站加泵增输方案

增输方案：在黄岛首站将原油加热到 60℃，然后加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂，且在广饶站增加输油泵。

对于该种方案，全线各站的进出站温度和进出站压力见表 5-5。

表 5-5 蜡油阿曼混合油首站加剂、广饶站加泵增输方案各站的运行参数

Table 5-5 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Oman's oil mixture for throughput increasing scheme by adding antifreezing agent in initial station and adding pumps in Guangrao station

站名	出站压力 MPa	出站油温 °C	进站油温 °C
黄岛	2.26	60	/
吕邑	2.56	29.3	29.3
寿光	1.67	17.7	17.7
广饶	2.57	14.8	14.8
末站	/	/	13.2

由表 5-5 可知, 在广饶站加泵的情况下, 各站的出站压力相对于管线的安全输送压力来说还有很多富余, 还可以进一步通过提高出站压力来增大输量。经计算, 若将出站压力提高到管线的安全工作压力 3.2MPa, 黄齐线的输油能力可提高到 701.6 万吨/年, 此时各站的运行参数见表 5-6。

表 5-6 黄齐线在输量为 701.6 万吨/年时的各站运行参数

Table 5-6 Operation parameters of Huangqi oil pipeline (Its throughput is 7,016,000t/a) when pipelining waxy crude and Oman's oil mixture

站名	出站压力 MPa	出站油温 °C	进站油温 °C
黄岛	2.86	60	/
吕邑	3.2	32.5	32.5
寿光	2.11	20.7	20.7
广饶	2.98	17.4	17.4
末站	/	/	15.3

5.2.5 蜡油阿曼混合油增输结论

(1) 对于蜡油: 阿曼油为 1: 2 的混合油, 黄齐线的增输方案为: 在黄岛首站将原油加热至 60°C, 并加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂, 其它站不加热, 同时在广饶站增加输油泵。在输量为 600 万吨/年时各站的出站压力不超过 2.57MPa。

(2) 若将昌邑站的出站压力提高到管线的安全工作压力 3.2MPa, 黄齐线的输油能力可提高到 701.6 万吨/年。

5.3 蜡油乌拉尔混合油输送方案

5.3.1 蜡油乌拉尔混合油加热不加剂增输方案

由第四章可知蜡油乌拉尔混合油的最佳配比为 1: 2, 不加剂条件下的凝点为 31°C, 析蜡点约为 45°C, 反常点约为 32°C。采用加热输送, 出站油温取 60°C, 管道总传热系数取 2.565 W/(m²·°C)。蜡油的密度为 $\rho_{蜡20}=908.2\text{kg/m}^3$, 乌拉尔油密度 $\rho_{阿曼20}=878.4\text{kg/m}^3$,

20℃时混合油密度为 $\rho_{20}=888.3 \text{ kg/m}^3$ 。

经过对各站间进行详细的水力与热力计算,在最低月平均地温时,采用黄岛、昌邑、寿光站加热,在600万吨/年的情况下,各站所需出站压力和进出站温度见表5-7。

表 5-7 蜡油乌拉尔混合油加热不加剂增输方案各站运行参数

Table5-7 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Ural's oil mixture for heating throughput increasing scheme without antifreezing agent

站名	出站压力 MPa	出站油温℃	进站油温℃
黄岛	2.25	60	/
吕邑	2.02	60	29.2
寿光	3.35	60	30
末站	/	/	28

由表5-7可以看出,在600万吨/年时寿光站的出站压力超过了3.2MPa的安全输送工作压力,且各站的进站油温都低于原油的凝固点,不能满足安全输送的要求,而且三个站均加热,燃料消耗大,故该方案不是经济可行的增输方案。

5.3.2 蜡油乌拉尔混合油首站加剂增输方案

蜡油乌拉尔混合油的最佳配比为1:2,加BEM-bN降凝剂50ppm时凝点为8℃,析蜡点约为45℃,反常点为25℃。

增输方案:首站加热至60℃,然后加入40ppm的BEM-bN降凝剂,其他站不加热。

经过对各站间进行详细的水力与热力计算,在最低月平均地温时,在600万吨/年的情况下,各站所需出站压力和进出站温度见表5-8。

表 5-8 蜡油乌拉尔混合油首站加剂增输方案各站运行参数

Table5-8 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Ural's oil mixture for adding antifreezing agent throughput increasing scheme in initial station

站名	出站压力 MPa	出站油温℃	进站油温℃
黄岛	2.3	60	/
吕邑	3.18	29.2	29.2
寿光	5.15	17.9	17.9
末站	/	/	13.6

由表5-8可以看出,当输量为600万吨/年、黄岛出站温度为60℃时,末站进站温度降至13.6℃,仍然高于凝固点8.6℃,可满足安全生产要求,但寿光站的出站压力达到5.15MPa,高于管道3.2MPa的安全工作压力。因此,要完成600万吨/年的输量,还需采取其他措施。

5.3.3 蜡油乌拉尔混合油首站与寿光站加剂增输方案

由于仅在黄岛首站加热加剂方案不能满足增输的要求，所以考虑黄岛首站和寿光站均加热加剂的方案。

增输方案：在首站和寿光站均将原油加热至 60℃，然后加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂，昌邑站不加热。

通过计算，在 600 万吨/年的情况下，各站所需出站压力和进出站温度见表 5-9。

表 5-9 蜡油乌拉尔混合油首站和寿光站加剂增输方案各站运行参数

Table5-9 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Ural's oil mixture for adding antifreezing agent throughput increasing scheme in initial and Shouguang station

站名	出站压力 MPa	出站油温℃	进站油温℃
黄岛	2.3	60	/
吕邑	3.18	29.2	29.2
寿光	3.44	60	17.9
末站	/	/	28

由表 5-9 可知，该种方案仍然不能满足寿光站出站压力小于 3.2MPa 的要求，故仍不是有效可行的增输方案。

5.3.4 蜡油乌拉尔混合油首站加剂与广饶加泵增输方案

增输方案：在黄岛首站将原油加热到 60℃，然后加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂，且在广饶站增加输油泵。

对于该种方案，全线各站的进出站温度和进出站压力见表 5-10。

表 5-10 蜡油乌拉尔混合油首站加剂、广饶站加泵增输方案各站的运行参数

Table5-10 Operation parameters of stations when pipelining waxy crude and Ural's oil mixture for throughput increasing scheme by adding antifreezing agent in initial station and adding pumps in Guangrao station

站名	出站压力 MPa	出站油温℃	进站油温℃
黄岛	2.3	60	/
吕邑	3.18	29.2	29.2
寿光	2.08	17.9	17.9
广饶	2.99	15.1	15.1
末站	/	/	13.5

由表 5-10 可知，在广饶站加泵的情况下，各站的出站压力相对于管线的安全输送压力来说还有富余，还可以进一步通过提高出站压力来增大输量。经计算，若将出站压力提高到管线的安全工作压力，黄齐线的输油能力可提高到 650 万吨/年，此时各站的运

行参数见表 5-11。

表 5-11 黄齐线在输量为 701.6 万吨/年时的各站运行参数

Table 5-11 Operation parameters of Huangqi oil pipeline (Its throughput is 7,016,000t/a) when pipelining waxy crude and Ural's oil mixture

站名	出站压力 MPa	出站油温 °C	进站油温 °C
黄岛	2.55	60	/
吕邑	2.99	30.9	30.9
寿光	2.21	19.2	19.2
广饶	3.2	16.2	16.2
末站	/	/	14.5

5.3.5 蜡油乌拉尔混合油增输结论

(1) 对于蜡油：乌拉尔油为 1: 2 的混合油，黄齐线的增输方案为：在黄岛首站将原油加热至 60°C，并加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂，其它站不加热，同时在广饶站增加输油泵。在输量为 600 万吨/年时各站的出站压力不超过 3.18MPa。

(2) 若将广饶站的出站压力提高到管线的安全工作压力 3.2MPa，黄齐线的输油能力可提高到 650 万吨/年。

5.4 广饶站输油泵选择

根据上面的计算分析可知，无论是输送蜡油阿曼混合油，还是蜡油乌拉尔混合油，有效可行的增输方案均为黄岛站加热加剂，广饶站增加输油泵的方案，因此需要选择广饶站输油泵的型号和台数。

由于按照管线承压能力计算的黄齐线的最大输油能力可达到 701.6 万吨/年，故按该输量和出站压力 3.2MPa 选择广饶站的输油主泵。

经计算黄齐线最大输量为 954.8m³/h，需要广饶站提供的扬程约为 350m，通过查阅泵样本，选择天一泵业生产的 KDY550-117×3 型泵（额定排量为 550m³/h，额定扬程为 351m）2 台，KDY370-117×3 型泵（额定排量为 370m³/h，额定扬程为 351m）1 台，其中 1 泵备用。开 1 台 KDY550-117×3 型泵和 1 台 KDY370-117×3 型泵能够满足最大输量的要求。

第六章 黄齐线优化运行研究

6.1 原始数据的处理

热油管线的原始数据是关系到优化运行设计成败的基础性数据。因此原始数据的准确性如何是整个优化运行设计的关键。为此,我们对各种原始数据进行了认真分析和处理,力求做到准确,以便使运行优化计算尽量符合实际。

6.1.1 原始资料分类

对于一条运行中的热油管线,影响优化运行计算的参数可分为以下三类:

(1) 可调参数:这类参数是指在运行中可以人为控制的参数。如管线输量、管线的起终点油温等。

(2) 自然参数:这类参数是指在运行中不以运行管理部门的意志为转移的自然变量。如随季节而变的管线沿线地温、管线沿线的总传热系数、管线的承压能力、管线的长度距和高程差、燃料油价格和动力价格等。

(3) 随变参数:这类参数是指随第一类参数的变化而变化的参数。如随油温而变的原油热容、密度和粘度,随油温和热处理条件而变的原油的流变特性,随终点油温和输量而变的管线起点油温、管线结蜡情况、泵机组的效率、加热炉的效率及泵机组的扬程等。

6.1.2 原始数据的处理

根据以上分类,第一类参数是可以人为调节的,因而可以作为优化运行设计的决策变量,第二、三类参数则是影响优化设计的基本参数,因此原始数据的处理主要指第二、三类参数。

(1) 自然参数

这类参数包括两部分,一是可以从设计资料和有关部门得到的参数,如管线的承压能力、管线长度和高差等可以从设计数据中得到,燃料油和动力价格等可以从有关部门得到。另一部分资料如管线的总传热系数等则需要根据实际运行资料进行统计才能获得。

① 管线中心埋深处自然地温的处理

管线沿线地温是影响优化运行设计的关键参数之一,优化计算时最好采用实测的管线中心埋深处的自然地温,缺乏实测的地温资料时,可采用本研究提出的地温计算公式计算。

② 沿线总传热系数的整理

各条原油集输管线的总传热系数可根据运行参数反算求得。为了使反算求得的总传热系数更好地反映实际情况,使随机误差降到最小,反算时可采用最小二乘法。

(2) 随变参数

这类参数的处理主要是根据实验或实测数据,利用最小二乘法进行拟合处理,从而得到参数的函数关系式。

① 输油泵特性方程

输油泵特性方程采用 $H=A-BQ^{2-m}$ 的形式。式中 A 、 B 为输油泵特性系数,可根据泵特性资料用最小二乘法回归求得, m 是与流态有关的参数,对于水力光滑区, $m=0.25$ 。

② 原油粘温关系和流变特性

原油粘温关系采用指数关系:

$$T \geq T_{SL}, \mu = e^{a_1 + b_1 T}$$

$$T_f < T < T_{SL}, \mu = e^{a_2 + b_2 T}$$

$$T \leq T_f, \mu = k \dot{\gamma}^n$$

$$k = a_3 e^{b_3 T}$$

$$n = a_4 + b_4 T + c_4 T^2$$

式中: T_{SL} 、 T_f 分别为原油析蜡点和反常点。 T 为原油温度; μ 为原油动力粘度, a_1 、 b_1 、 a_2 、 b_2 、 a_3 、 b_3 为系数。 n 为原油流变指数、 k 为稠度系数。可根据原油流变性实测结果用最小二乘法回归得到。

③ 原油比热-温度关系

原油比热-温度的关系采用如下公式:

$$T \geq T_{SL}, C = \frac{1000}{\sqrt{d_4^{15}}} (1.618 + 3.39 \times 10^{-3} T)$$

$$T < T_{SL}, C = 4186 - Ae^{nT}$$

式中: C 为原油比热,单位为 $J/kg \cdot ^\circ C$; T 为原油温度,单位为 $^\circ C$; d_4^{15} 为原油在 $15^\circ C$ 时的相对密度。

6.2 黄齐线优化运行数学模型

(1) 决策变量的选取

黄齐线的输油工艺为开式流程,可以选取各站的进站油温 $T_{ci}(i=1 \sim n)$ 和表示输油泵是否运行的状态变量 $IP_{ij}(i=1 \sim n, j=1 \sim n_p)$ 作为决策变量。在输量 Q 一定的条件下, T_{ci} 、 IP_{ij} 一旦确定,则全线总压降 H_p 、各站出站压力、动力费用及燃料费用也就确定了。

(2) 目标函数的选择

该问题是以降低能耗费用为目的,显然应将能耗费用作为目标函数。目标函数表达式为:

$$S = S_p + S_R$$

式中: S ——全线总能耗费用,元/吨千米;

S_p ——全线总动力费用,元/吨千米;

S_R ——全线总热能费用，元/吨千米。

(3) 约束条件的确定

① 热力约束条件—温降规律

$$T_R = T_0 + b + [T_z + (T_0 + b)] \exp\left(\frac{KqL}{Gc}\right)$$

式中： $b=gi/Ca$ ， $a=K\pi D/GC$

K ——总传热系数， $W/m^2\text{°C}$

T_0 ——该段管路的平均地温， °C

G ——质量流量， kg/s

C ——所输油品的比热， $J/kg\text{°C}$

i ——该管段的平均水力坡降， m/m

D ——输油管道的直径， m

g ——重力加速度， m/s^2

② 水力约束—压降计算

对于热油管道，沿线各点温度不同，因此各段的流型、流态可能不同，必须分段计算。

牛顿流段：

油温高于油品的反常点温度时为牛顿流型。在牛顿流段内可分为牛顿层流段和牛顿紊流段，临界雷诺数为： $Re=2000$ 。

$$Re \leq 2000, \text{ 为牛顿层流, } h_L = 4.15 \frac{Qv}{d^4} L$$

$$Re > 2000, \text{ 为牛顿紊流, 按水力光滑区计算: } h_L = 0.0246 \frac{Q^{1.75} v^{0.25}}{d^{4.75}} L$$

非牛顿流段：

油温低于油品的反常点温度时为非牛顿流型，在非牛顿流段内雷诺数的计算公式为：

$$Re_{MR} = \frac{d^n V^{2-n} \rho}{8^{n-1} K'_p}$$

式中： ρ ——所输油品的密度；

n' ——流动行为指数，对于假塑性流体，其值等于流变行为指数 n ；

$$K'_p \text{——对于假塑性流体, } K'_p = K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n;$$

K ——油品的稠度系数。

$$Re_{MR} \leq 2000, \text{ 为非牛顿层流, } h_L = \lambda \frac{L V^2}{D 2g}, \lambda = \frac{64}{Re_{MR}}$$

$$Re_{MR} > 2000, \text{ 为非牛顿紊流, } h_L = \lambda \frac{L V^2}{D 2g}, \lambda = \frac{4a}{Re_{MR}^b}$$

③ 泵特性方程约束

泵特性方程为： $h_{ij} = a_{ij} - b_{ij}q_{ij}^{2-m}$ ($i=1 \sim n, j=1 \sim n_p$)

式中： h_{ij} ——第 i 泵站第 j 号泵的扬程；

q_{ij} ——第 i 泵站第 j 号泵的流量；

a_{ij} 、 b_{ij} ——泵特性常数；

m ——与流态有关的常数，水力光滑区 $m=0.25$ 。

泵的最大功率约束： $N_{ij} \leq [N_{ijmax}]$ ($i=1 \sim n, j=1 \sim m$)

④ 进站温度约束： $T_{zi} \geq [T_{zmin}]$ ($i=1 \sim n$)

⑤ 出站温度约束： $T_{Ri} \leq [T_{Rmax}]$ ($i=1 \sim n$)

⑥ 进站压力约束： $P_{si} \geq [P_{smin}]$ ($i=1 \sim n$)

⑦ 管道强度约束： $P_{di} \leq [P]$ ($i=1 \sim n$)

6.3 黄齐管线优化运行方案的确定

6.3.1 进出站温度及站间压降的确定

对于给定的管线输量，通过水力、热力计算可以确定出各站的进出站油温和需要各站提供的出站压力。表 6-1 为黄齐线在 647.7 万吨/年的输量下输送蜡油阿曼混合加剂油时不同季度各站的进出站温度和需要各站提供的出站压力。

表 6-1 各站具体参数

Table6-1 Detailed Parameters of each station

	黄岛	吕邑	寿光	广饶	末站
第一季度	$T_R=60^\circ\text{C}$ $H_d=2.97\text{MPa}$ $=352.1\text{m}$ $Q=0.249\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=31.7^\circ\text{C}$ $H_d=2.75\text{MPa}$ $=305.6\text{m}$ $Q=0.247\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=29.4^\circ\text{C}$ $H_d=1.96\text{MPa}$ $=230.1\text{m}$ $Q=0.246\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=28.5^\circ\text{C}$ $H_d=2.74\text{MPa}$ $=321.5\text{m}$ $Q=0.246\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=27.7^\circ\text{C}$
第二季度	$T_R=60^\circ\text{C}$ $H_d=2.85\text{MPa}$ $=338.7\text{m}$ $Q=0.250\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=36.7^\circ\text{C}$ $H_d=2.97\text{MPa}$ $=332.9\text{m}$ $Q=0.248\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=34.8^\circ\text{C}$ $H_d=1.86\text{MPa}$ $=219.3\text{m}$ $Q=0.248\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=33.9^\circ\text{C}$ $H_d=2.63\text{MPa}$ $=309.9\text{m}$ $Q=0.247\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=33.2^\circ\text{C}$
第三季度	$T_R=60^\circ\text{C}$ $H_d=2.82\text{MPa}$ $=336.0\text{m}$ $Q=0.250\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=41.6^\circ\text{C}$ $H_d=2.83\text{MPa}$ $=317.8\text{m}$ $Q=0.249\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=40.2^\circ\text{C}$ $H_d=1.78\text{MPa}$ $=210.8\text{m}$ $Q=0.249\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=39.4^\circ\text{C}$ $H_d=2.55\text{MPa}$ $=301.8\text{m}$ $Q=0.248\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=38.6^\circ\text{C}$
第四季度	$T_R=60^\circ\text{C}$ $H_d=2.87\text{MPa}$ $=340.1\text{m}$ $Q=0.249\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=35.6^\circ\text{C}$ $H_d=2.97\text{MPa}$ $=332.7\text{m}$ $Q=0.248\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=34^\circ\text{C}$ $H_d=1.87\text{MPa}$ $=220.4\text{m}$ $Q=0.247\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=33.3^\circ\text{C}$ $H_d=2.64\text{MPa}$ $=310.8\text{m}$ $Q=0.247\text{m}^3/\text{s}$	$T_z=32.6^\circ\text{C}$

由上表可以看出需要各站提供的出站压力 H_d 均未超过 3.2MPa 的安全输送压力，因此管线在各个季节均能满足最大输油量的要求。

6.3.2 各站最优开泵方案确定

黄齐管线是开式流程输送管线，各个站间是一个独立的水力系统，因此每个泵站分别达到最优状态时，整条管线就处于最优运行状况。在输送蜡油：阿曼油 1: 2 加 BEM-bN 降凝剂 40ppm 时黄齐管线的能耗费用主要是泵机组的动力费用、黄岛首站的热力费用以及药剂的费用，而加热温度是由药剂本身决定的，因而加热费用也就与药剂有关，药剂本身的费用是不能改变的。因此整条管线最优运行状态的研究主要是各站开泵方案的研究。

根据各站的输油泵配备情况和在 701.6 万吨/年的输量下需要各站提供的出站压力，通过优化计算，确定了黄齐线输送蜡油阿曼混合加剂油时不同季度各站的最优出站压力，见表 6-2。

由表 6-2 可知，需要黄岛站和寿光站提供的出站压力分别为 360m 和 260m 油柱，而黄岛站和寿光站配备的输油泵均为多级泵，额定扬程分别为 480 m 和 411m 油柱，为了减小节流损失，可将黄岛站的 8 级泵拆掉 2 级变为 6 级泵，寿光站的 3 级泵拆掉 1 级变为 2 级泵，拆级后，黄岛站和寿光站输油泵的额定扬程分别变为 360 m 和 274m 油柱，可满足出站压力的要求，且寿光站有少量能量富裕；昌邑站和广饶站亦少量能量富裕。对于有能量富裕的站可采用节流调节措施，亦保证各个站间的流量均衡。考虑输油泵拆级后，各个站的最优开泵组合见表 6-3。

表 6-2 黄齐管线各站最优出站压力

Table6-2 Optimal outlet pressures of each station in Huangqi oil pipeline

	第一季度 (m)	第二季度 (m)	第三季度 (m)	第四季度 (m)
黄岛首站	360	360	360	360
吕邑站	346	352.4	369	353
寿光站	260	260	260	260
广饶站	329.3	338.3	342	333

表 6-3 黄齐管线各站最优泵组合

Table6-3 Optimal pumps combination of each station in Huangqi oil pipeline

	第一季度	第二季度	第三季度	第四季度
黄岛	2 台 DY450-60×6	2 台 DY450-60×6	2 台 DY450-60×6	2 台 DY450-60×6
吕邑	1 台 KDY550-137×3 1 台 KDY370-137×3	1 台 KDY550-137×3 1 台 KDY370-137×3	1 台 KDY550-137×3 1 台 KDY370-137×3	1 台 KDY550-137×3 1 台 KDY370-137×3
寿光	1 台 KDY550-137×2 1 台 KDY370-137×2	1 台 KDY550-137×2 1 台 KDY370-137×2	1 台 KDY550-137×2 1 台 KDY370-137×2	1 台 KDY550-137×2 1 台 KDY370-137×2
广饶	1 台 KDY550-117×3 1 台 KDY370-117×3	1 台 KDY550-117×3 1 台 KDY370-117×3	1 台 KDY550-117×3 1 台 KDY370-117×3	1 台 KDY550-117×3 1 台 KDY370-117×3

第七章 结论

(1) 根据改造前的运行参数, 分析计算了黄齐线各个站间的当量管道内径, 表明黄齐线管内基本无结蜡现象, 计算结果与管道切口观察结果完全相符;

(2) 根据改造前管线和各站输油设备情况, 通过热力、水力计算确定了增输改造前黄齐线的最大输油能力, 证明了黄齐线增输的必要性, 根据运行参数反算得到了黄齐线的总传热系数;

(3) 针对黄齐线输送油品种类繁多、油品性质差异大的实际情况, 对蜡油与阿曼油和乌拉尔油不同掺和比例、不同加剂浓度的流变性进行了测试, 得到了不同配比和不同加剂浓度下的原油凝点和粘温特性, 找出了黄齐线输送蜡油阿曼混合油和蜡油乌拉尔混合油时蜡油与轻油的最佳配比和最佳的加剂浓度。

(4) 针对蜡油阿曼油混合加剂油、蜡油乌拉尔油混合加剂油, 通过对加热增输方案、加热加剂与广饶站加泵相结合的增输方案的计算分析, 确定了黄齐线增输改造的可行方案是: 在黄岛首站将原油加热至 60°C , 并加入 40ppm 的 BEM-bN 降凝剂, 其它站不加热, 同时在广饶站增加输油泵, 并对广饶站的输油泵型号和台数进行了选择;

(5) 建立了黄齐线开式流程的优化运行数学模型, 针对改造后的管线和输油设备情况以及不同季节的不同运行条件, 确定了不同季节黄齐线在最大输量下各站的最优开泵组合和最优出站压力。

参考文献

- [1] 杨筱蘅, 张国忠. 输油管道设计与管理. 石油大学出版社, 1996
- [2] 甄在慈, 曹旦夫. 黄齐输油管道添加减阻剂运行现场试验. 油气储运, 2006, 25 (2): 33~36
- [3] 泵产品样本. 机械设计部. 机械工业出版社, 1997, 11
- [4] 鲍时付, 张灯贵. DZS250*340*4 型号输油泵机组改造分析. 油气储运, 2005, 24 (8): 57~59
- [5] 曲慎扬等. 原油管道工程. 北京: 石油工业出版社. 1991
- [6] 美国管道规划委员会. 烃类气体和液体的管道设计. 北京: 石油工业出版社. 1980
- [7] 潘家华. 油气储运工程论文集. 北京: 石油工业出版社. 1993
- [8] B.M. 阿卡帕金等. 罗塘湖译. 原油和油品的热力与水力计算. 北京: 石油工业出版社, 1986
- [9] V.N. Gopal, "Optimizing Pipeline Operations", J.P.T. 1980;32(1)
- [10] T.C. Davenport, V.F. Conti. Heat transfer problems encountered in the handling of waxy crude oils in large pipelines, J. of the Inst. of Petro., 1997, 57, No. 555
- [11] Andrews G. Analysis of Pipelines Network.. Pipe Pipelines Int. 1986;31(4): 13~14
- [12] 契尔尼金著. 《易凝原油的输送》(严大凡译). 北京: 石油工业出版社 1959
- [13] 刘扬译. 用动态规划法进行泵-管系统最优化设计. 国外油田工程. 1994; 10(1): 47~51
- [14] 韩忠晨. 库—鄯管线自动化系统设计参数的优化与调整. 石油规划设计. 1998; 9(3): 11~14
- [15] 刘先涛, 彭会萍. 等温输油管线设计技术经济分析. 西南石油学院学报. 1992; 14(1): 94~101
- [16] 刘伟, 梁江. 成品油管道总体工艺方案优化设计. 油气储运. 1999; 18(3): 8~10, 32
- [17] 吴长春、严大凡. 热油管道管理最优化. 江汉石油学院学报, 1992, 14 (3)
- [18] 丁宏达. 长距离浆体输送管道系统的优化分析. 管道运输. 1999; 4(4): 6~14
- [19] Capps R.W.. Select the optimum pipe size. Chem. Engr.. 1995; 102(7): 128~132
- [20] Okpobiri G. A.. Optimum energy cost design of oil and gas pipelines. Part 1. J. Pipelines. 1989; 7(3): 235~241
- [21] 张信荣. 东辛含硫原油管道运行优化软件及节能技术研究, 石油大学, 北京, 1998

致谢

在研究生课程学习和论文研究阶段，导师安家荣和靳春义给予了悉心指导和关怀，使我增长了知识、顺利完成了论文。导师丰富的学识、严谨的治学态度给我留下了深刻的印象，并将指导我今后的学习和工作，使我终身受益。在此特向导师致以最崇高的敬意和感谢。

另外，我还要真诚地感谢在我论文期间给予我支持和帮助的老师 and 同事们。

个人简历、在学期间的研究成果

一、个人简历

殷振兴，男，1968年3月11日生，江苏常熟人。

1990年7月毕业于石油大学（华东）自动化专业，同年获工学学士学位。

1990年毕业至今在中石化管道储运公司潍坊输油处工作。

2003年就读中国石油大学(华东)石油与天然气工程领域工程硕士研究生。

二、在学期间的研究成果

1、交变动载荷作用对在役输油管道影响研究，获中国石油和化学工业协会科技进步二等奖，2007年10月。

2、宾汉姆泵和西屋电动机的滚动轴承国产化开发，获中石化管道储运公司科技进步二等奖，2007年8月。

3、东临复线运行优化方案研究，获中石化管道储运公司科技进步二等奖，2007年8月。

4、输油企业信息系统与 SCADA 系统集成及多网合一功能的研究与实现，获潍坊市科技进步二等奖，2005年5月。

5、卡套式螺旋轴封，实用新型专利，专利号 ZL20062 0083462.5，授权公告日 2007年4月18日。