

天然气长输管道改输氢气投产置换过程 模拟分析

邱姝娟^{1,2}, 吕佩遥³, 于玥田³, 王宇骁⁴, 李欣泽^{2,3*}, 邢晓凯^{2,3}

(1. 国家管网集团联合管道有限责任公司西部分公司, 新疆 乌鲁木齐 830011;

2. 新疆多介质管道安全输送重点实验室, 新疆 乌鲁木齐 830011;

3. 中国石油大学(北京)克拉玛依校区, 新疆 克拉玛依 834000; 4. 中国石油大学(北京), 北京 100010)

摘要: 氢气作为清洁能源载体是碳中和关键路径, 天然气管道改输氢气优势显著。以某改输工程为例, 构建投产置换动态模型, 模拟氮气封存、氢气置换及升压全流程并与天然气管道对比。研究表明: 氮气封存阶段, 氮气封存耗量约 8 000 m³、耗时 434 min; 置换阶段, N₂ 头与 H₂ 头到达末站分别需 19.78、21.27 h; 管内压力升高至 4.5 MPa 时耗时 231.4 h, 氢气用量 1.946×10⁶ m³; 氢气置换氮气时长较天然气短 1.9 h, 3.0 MPa 前氢气耗量与耗时更大; 100 km 内混气段长度为 350~560 m, FLUENT 软件模拟结果比经验公式保守, 为氢气长输管道建设与安全投产提供理论及技术参考。

关键词: 氢气管道; 管道投产; 置换过程; 混气规律; 数值模拟

中图分类号: TK91; TE862

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2026)S1-0356-07

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.S1.061

Simulation and analysis of the commissioning and replacement process in long-distance natural gas pipelines converted to hydrogen transport

QIU Shu-juan^{1,2}, LV Pei-yao³, YU Yue-tian³, WANG Yu-xiao⁴, LI Xin-ze^{2,3*}, XING Xiao-kai^{2,3}

(1. PipeChina United Pipeline Co., Ltd., Western Branch, Urumqi 830011, China;

2. Xinjiang Key Laboratory of Multi-medium Pipeline Safety Transportation, Urumqi 830011, China;

3. China University of Petroleum-Beijing at Karamay, Karamay 834000, China;

4. China University of Petroleum (Beijing), Beijing 100010, China)

Abstract: Hydrogen, as a clean energy carrier, is a key pathway to carbon neutrality, and repurposing natural gas pipelines for hydrogen transport has significant advantages. Taking a certain repurposing project as an example, this paper constructs a dynamic commissioning and replacement model, simulating the entire process of nitrogen sealing, hydrogen replacement, and pressurization, and compares it with natural gas pipelines. The research results show that: during the nitrogen sealing phase, the nitrogen consumption is about 8 000 m³, and it takes 434 minutes; during the replacement phase, the time for the N₂ and H₂ fronts to reach the end station is 19.78 h and 21.27 h, respectively; increasing the pipeline pressure to 4.5 MPa takes 231.4 h, with a hydrogen consumption of 1.946×10⁶ m³; the hydrogen replacement time for nitrogen is 1.9 h shorter than that for natural gas, and the hydrogen consumption and duration before reaching 3.0 MPa are greater; within 100 km, the mixed gas section length is 350–560 m, and Fluent simulation results are more conservative than empirical formulas. This study provides theoretical and technical references for the construction and safe commissioning of long-distance hydrogen pipelines.

Key words: hydrogen pipeline; pipeline commissioning; replacement process; gas mixing laws; numerical simulation

目前, 在全球各国加速推进能源结构深度转型、全力冲刺碳中和目标的大背景下, 氢能凭借清洁、高效、可储存的特性成为核心清洁能源载体, 以氢能驱动能源结构转型不仅是实现碳中和的关键路径, 更已成为全球能源转型的重要方向, 其规模化应用对构建低碳经济体系、推动能源产业升级具有不可替代的战略意义。

因此, 本文以某天然气改输氢气管道为例, 开展针对天然气改输氢气管道投产置换过程仿真模拟与对比研究。通过建立氢气管道投产置换动态仿真模型, 模拟氢气置换氮气过程中的介质浓度变化、输送时长与混气段特性演变过程, 分析在不同封存压力、注入介质及注入流速对氮气、氢气用量及投产时间的影响, 最终提出安全高效、经济合理的氢气管道投

收稿日期: 2025-12-18; 修回日期: 2026-03-25

基金项目: 管网集团(新疆)联合管道有限责任公司天然气管道改输氢气轻烃清除及注氢置换投产工艺控制技术服务(XQH20250095); 新疆维吾尔自治区重点研发任务专项“天然气管道改输氢气关键技术研究”(2024B01003)

作者简介: 邱姝娟(1976-), 女, 硕士, 高级工程师; 李欣泽(1987-), 男, 博士, 副教授, 研究方向为油气输送与储存理论与技术, 通讯联系人, lixinze@cupk.edu.cn。

产方案。

1 研究现状

1.1 气体管道投产置换过程

管道投产置换的核心目标有两点:一是将管输气体引入管道,逐步排出内部残留的空气,避免管内形成可燃混合气体;二是通过置换过程检验管道整体质量,排查泄漏、承压能力不足等潜在问题,保障后续稳定运行。

针对氢气管道,王艺等^[1]已开展大口径长输氢气管道投产中氢气置换氮气规律的先导性研究,建立了氢气管道投产模型并验证了模型可靠性。综合现有研究结论可知(表1),氢气管道置换投产无需面临CO₂、乙烷等管道的相变控制问题,可直接借鉴天然气管道领域已成熟应用的“气推气”氮气隔离方法:具体操作流程为如图1所示。

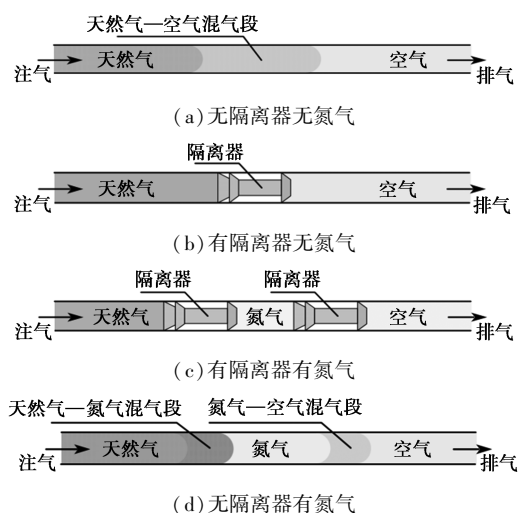


图1 天然气长输管道置换方案

表1 管道置换方式优缺点比较

置换方式	优点	缺点
无分离器 无氮气	适用于管道长度较短、管径较小的管道	混气段无法控制,存在安全风险
有分离器 无氮气	管道各段可以独立置换	操作繁琐复杂,且地形对管道置换影响较大,气密性要求较高
有分离器 有氮气	防止天然气与空气直接混合,保障混气安全	操作繁琐复杂,成本高;摩阻大,置换速度不易控制,且地形对管道置换影响较大
无分离器 有氮气	摩阻小,置换速度容易控制;操作简单,成本低	各区段无法独立置换,易造成气体间的混合作用

1.2 气体管道投产关键参数控制

目前,国内外氢气管道投产专项研究尚显不足,

本文结合现有气体管道投产成果,梳理其关键控制参数。美国GRI指出气体置换扩散系数与管径、流速等多因素相关;国内学者中,付春丽^[2]模拟天然气管道氮气置换以探究混气长度的主要影响因素;叶恒等^[3]强调大管径管道中重力与置换速度的作用;方磊等^[4]分析了重力等因素对氮气迁移的影响;戚广超^[5]论述了置换工艺相关要点及液氮用量计算逻辑;张鹏云等^[6]考察了流速与背压对混气段的影响,孙勇等^[7]则提出氢气投产优化措施。

总体而言,气体管道投产核心关注混气长度、注氮量等指标,置换流速、重力等为主要影响因素,其中置换流速是管道规格确定后的关键可控参数。虽SY/T《输氢管道工程设计规范》规范建议输氢管道置换流速不超5 m/s,但该标准缺乏充分验证。因氢气扩散快、爆炸极限宽等特性,直接沿用天然气管道投产标准存在不确定性,故需进一步明确优化氢气管道投产操作边界。

1.3 置换过程中混气发展规律

目前众多学者通过理论模型与数值模拟,研究了天然气管道投产置换中氮气-空气、天然气-氮气的混气界面质量分数分布:Taylor^[8]建立流速与湍流扩散系数方程;丁乙等^[9]提出3~5 m/s流速可有效减轻气体分层现象,从而缩短混气段长度;赵孟卿等^[10]对比了一维、二维模型适用条件;刘凡等^[11]筛选多种湍流扩散系数计算方法并推荐采用Taylor-CW计算方法;黄启玉等^[12]、张楠等^[13]分别揭示了多个混气长度的影响因素及变化规律。

综上,混气长度受扩散系数、管径、流速、管长、地形起伏等多重因素影响,其中扩散系数为管道规格确定后的关键因素。由于氢气与天然气物性差异显著,导致氢气-氮气与天然气-氮气的扩散系数不同,因此有必要对氢气管道置换过程中混气的发展规律开展专门研究。

2 管道投产置换模型建立

2.1 管道基础参数

本文以某天然气改输氢气管道作为研究案例,其相关基础参数及沿线高程数据如下表2、图2所示。

表2 原天然气管道基础参数

基本参数	数值
长度/km	301.6
设计压力/MPa	6
管外径/mm	457
壁厚/mm	7

续表

基本参数	数值
管材	L245M
管道埋深处冬季平均地温/°C	5.7
管道埋深处夏季平均地温/°C	20
管道埋深处年平均地温/°C	11
土壤传热系数/(W·m ⁻² ·°C ⁻¹)	1.2

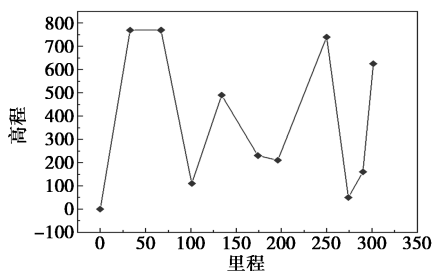


图 2 原管线高程-里程图

管道沿线包含首站、末站、分输站 5 座站场及 6 座阀室,站场和阀室的位置如表 3 所示。

表 3 原天然气管道沿线阀室及站场位置

站名	位置/m	站名	位置/m
A 输气站	0+0	5# 阀室	1.96×10 ⁵ +210
1# 阀室	3.3×10 ⁴ +770	D 分输站	2.50×10 ⁵ +740
2# 阀室	6.7×10 ⁴ +770	E 分输站	2.74×10 ⁵ +50
3# 阀室	1.01×10 ⁵ +110	6# 阀室	2.9×10 ⁵ +160
C 清管站	1.34×10 ⁵ +490	末站	3.016×10 ⁵ +625
4# 阀室	1.74×10 ⁵ +230		

2.2 介质组分及性质

本文主要研究介质为氢气和天然气,其组分构成及物性对比如表 4、表 5 所示。

表 4 天然气组分

天然气组分	含量/mol%	天然气组分	含量/mol%
CH ₄	94.38	n-C ₄ H ₁₀	0.13
C ₂ H ₆	4.20	CO ₂	0.04
C ₃ H ₈	1.03	N ₂	0.05
i-C ₄ H ₁₀	0.17		

表 5 氢气与天然气物性对比

介质	氢气	天然气
组成	H ₂	CH ₄ 、C ₂ H ₆ 、C ₃ H ₈ 、CO ₂ 、N ₂ 、H ₂ O 等
物理性质	无色、无臭、微溶于水	无色、无味、无毒
密度/(kg·m ⁻³)	0.089	0.75~0.8
临界压力/MPa	1.30	4.64

临界温度/°C	-240.2	-82.6
黏度/(mPa·s)	0.0088	0.0105~0.0115
高位发热值	143	31.4~41.9
低位发热值	120	28.3~38.3

2.3 模型建立

天然气管道改输氢气的投产置换包含氮气封存、氢气置换氮气及氢气升压环节;为节约资源,氮气仅注入首站与首个阀室/中间站间管段封存升压,后续首站注氢推动氮隔离段实现全线置换,氮排出后管道继续升压至运行压力。基于管道站场阀室参数及介质物性,采用 SPS 软件建立仿真模型,模拟置换全流程并与天然气管道置换对比,结果如图 3 所示。

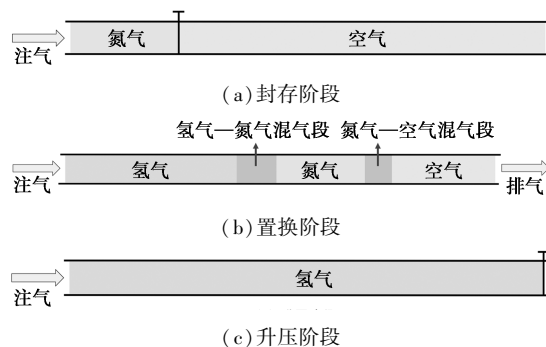
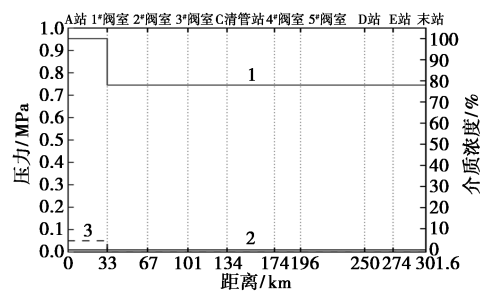


图 3 天然气改输氢气管线投产置换过程示意图

3 天然气管道改输氢投产置换过程分析

3.1 氮气封存阶段

氢气管道氮气封存以首站与 1 号阀室间管段为目标区域,模型采用纯氮简化组分。封存参数依工程经验与规范设定:封存压力为 0.05 MPa,注氮流速取 2.0 m/s(符合 Q/SYGD0112.1—2019 要求)。通过控制阀门使目标区域充满 0.05 MPa 纯氮,封存后目标段氮气浓度 100%,压力稳定,1 号阀室至末站管道则为含 78% 氮的空气,形成清晰隔离界面,为后续氢气置换筑牢安全基础,效果如图 4 所示。



1—氮气浓度;2—氢气浓度;3—管内压力

图 4 氮气封存结束管道内状态

氢气管道氮气封存模拟中,基准压力 0.05 MPa 下氮气耗气量 8 024.7 m³、耗时 434 min。为明确压力影响,本文以 0.01、0.03、0.05、0.07 MPa 为变量,其他参数恒定开展模拟,见图 5,结果显示:压力 0.01 MPa 时耗气量 5 916.8 m³、耗时 320 min;0.03 MPa 时耗气量和耗时分别为 6 952.2 m³、376 min;0.07 MPa 时增至 9 004.6 m³、487 min。数据表明,封存压力与耗气量、耗时呈正相关且近似正比,因管道容积固定时压力越高需氮量越多,而注氮流速恒定,耗气量增加直接延长了封存时长。

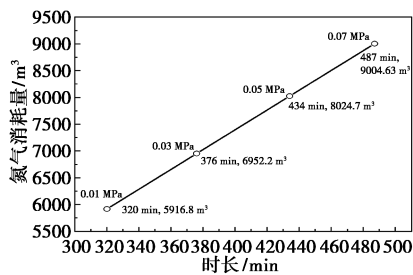
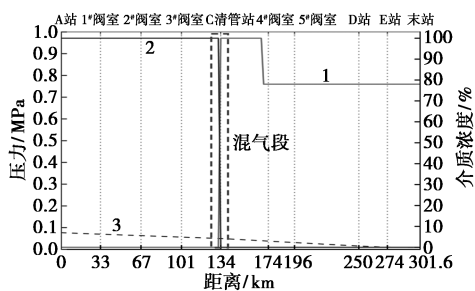


图 5 氮气封存耗气量

3.2 氮气置换阶段

如图 6 所示,氮气封存完成后,首站持续向管内注入氢气并开启 1 号阀室线路截断阀,氢气推动氮气向末站移动。依据 SY/T 7820—2024《输氢管道工程设计规范》,置换注气速率推荐小于 5 m/s,为缩短投产置换时间,选用 5 m/s 作为氢气注入流速。置换某时刻管道内气体分布为:0~134 km 段充满氢气,134~174 km 段为氮气,174 km 至末站段为空气;管道完全充满氢气后,氮气置换完成。



1—氮气浓度;2—氢气浓度;3—管内压力

图 6 氢气置换过程中管道内状态

通过对氢气置换氮气过程中管内气体组分进行追踪,可分别得到气头到达各阀室及站场的时间,如表 6 所示。假设氮气头在 0 时刻从阀室 1 位置开始向下游推进,在 19:47 时刻,到达管线末站,共耗时 19.78 h;氢气头在 0 时刻从首站位置开始向下游推进,在 21:16 时刻,到达管线末站,共耗时 21.27 h,氢气头与氮气头到达末站时间相差 1.49 h。

表 6 改输氢管道氮气头和氢气头到达各站场及阀室时间

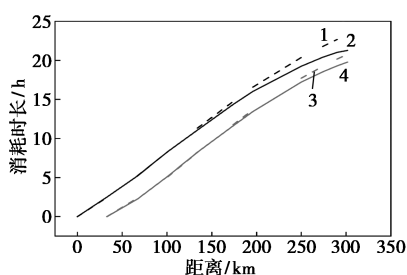
站场及 阀室	N ₂ 头到达 时刻	1 号阀室-末站 累计用时/h	H ₂ 头到达 时刻	首站-末站 累计用时/h
1# 阀室	0:00	—	2:30	2.50
2# 阀室	2:16	2.27	5:12	5.20
3# 阀室	5:11	5.18	8:19	8.32
C 清管站	8:15	8.25	11:05	11.08
4# 阀室	11:38	11.03	14:22	14.37
5# 阀室	13:27	13.45	16:02	16.03
D 分输站	17:13	17.22	19:15	19.25
E 分输站	18:32	18.53	20:24	20.40
6# 阀室	19:18	19.30	21:01	21.02
末站	19:47	19.78	21:16	21.27

为对比改输氢气与原天然气管道投产置换过程,原天然气管道气头到达各站场及阀室时间计算结果表 7 所示。假设氮气头在 0 时刻从 1 号阀室开始推进,20:47 时刻到达管线末站,共耗时 20.78 h;天然气头在 0 时刻从首站开始推进,23:10 时刻到达管线末站,共耗时 23.17 h,天然气头与氮气头到达末站相差 2.39 h。

表 7 原天然气管道氮气头和天然气头到达各站场及阀室时间

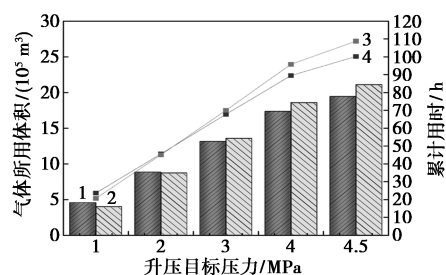
站场及 阀室	N ₂ 头到达 时刻	1 号阀室-末站 累计用时/h	天然气头 到达时刻	首站-末站 累计用时/h
1# 阀室	0:00	—	2:27	2.45
2# 阀室	2:22	2.37	5:14	5.23
3# 阀室	5:07	5.12	8:20	8.33
C 清管站	8:14	8.23	11:20	11.33
4# 阀室	11:47	11.78	14:45	14.75
5# 阀室	13:40	13.67	16:35	16.58
D 分输站	17:43	17.72	20:22	20.37
E 分输站	19:14	19.23	21:47	21.78
6# 阀室	20:10	20.17	22:40	22.67
末站	20:47	20.78	23:10	23.17

改输氢气与原天然气管道投产置换过程计算结果对比如图 7 所示,氢置换氮气时长较天然气置换缩短约 2 h,原因是相同管道粗糙度下,氢气运动黏度更小、管道阻力低于天然气,气头更早抵达末站。二者置换趋势相似,气头位置-时间曲线斜率随距离增大而下降,表明后半管段气体流速变缓。



1—氢气头(氢气置换氮气过程);2—氮气头(氢气置换氮气过程);3—天然气头(天然气置换氮气过程);4—氮气头(天然气置换氮气过程)

图 7 改输氢气与原天然气管道投产置换过程中气头到达位置耗时对比



1—氢气升压过程消耗量;2—天然气升压过程消耗量;3—氢气升压所用时间;4—天然气升压所用时间

图 9 H₂ 与天然气升压阶段消耗气量和时间对比

3.3 升压阶段

升压阶段指在管道完成置换后,逐步提高其内部压力,直至达到设计输送压力所需值的操作过程。将升压阶段细分为 1、2、3、4、4.5 MPa 5 个阶段,模拟不同注气流速下,管道压力达到不同升压阶段所用时间,见表 8。不同入口流速下管道升压到 4.5 MPa 所需时间如图 8 所示。

表 8 不同入口流速下不同升压阶段所需时间

升压阶段/MPa	入口流速/(m·s ⁻¹)			
	15	25	35	45
1.0	52.2	32.0	23.7	19.1
2.0	104.7	63.5	45.6	35.9
3.0	156.1	94.3	67.8	53.5
4.0	207.4	124.6	89.5	70.4
4.5	231.4	139.6	100.2	78.8

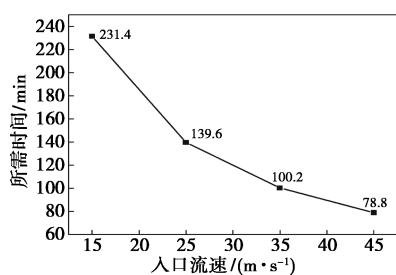


图 8 不同入口流速下管道升压到 4.5 MPa 所需时间

同理,不同升压阶段下氢气和天然气管道用气量和所需时间,如图 9 所示。根据图中所示结果可以看出,在 3.0 MPa 升压阶段之前,氢气消耗气量和所需时间均大于天然气;在升压至 3.0 MPa 后,天然气大于氢气。同时随着压力上升,氢气气量曲线斜率减少。

4 投产置换过程混气段长度计算

4.1 混气机理

氢气置换管道内氮气时,两相界面会形成混合段,其成因是浓度差驱动下分子自高浓度区向低浓度区迁移的分子扩散,与运动流体和管道固壁间发生的对流传质共同作用。层流状态下对流传质占主导,导致管道截面流速不均,混合段显著延长,进而增加氮气消耗量与投产运行成本。

基于现有文献,混气段长度的理论计算多从分子扩散与对流传质机理出发进行推导,对称浓度范围内混气量与管道总容积的关系可用如下式(1)~式(3)表示。

$$V_h/V_g = 5.808Pe_d^{-0.5} \quad (1)$$

$$Pe_d = vL/D_T \quad (2)$$

$$D_T = v_{pj}(3 \times 10^3 + 60.7Re_{pj})^{0.545} \quad (3)$$

式中: V_h 为管道内混气量, m^3 ; V_g 为管道总容积, m^3 ; Pe_d 为贝克来准数; v 为介质流速, m/s ; L 为管道全长, m ; D_T 为气体湍流扩散系数; v_{pj} 为氢气和氮气运动黏度平均值; Re_{pj} 为以 v_{pj} 为运动黏度计算得到的雷诺数。

将上述式子整理后得到管道混气长度预测公式,如式(4)所示,其中 H_L 为混气长度, m 。

$$H_L = (5.808\sqrt{Lv_{pj}(3 \times 10^3 + 60.7Re_{pj})^{0.545}})/\sqrt{v} \quad (4)$$

而 Perkins 等^[14]借助混气对流扩散方程,计算出混气区域氮气质量分数 C 的分布情况,如式(5)所示,同时在水平管道 $D_1 = D_e$ 。

$$C = 0.5\text{erfc}[(L_x - vt)/2\sqrt{D_e t}] +$$

$$0.5\exp(vL_x/D_e)\text{erfc}[(L_x + vt)/2\sqrt{D_e t}] \quad (5)$$

$$D_e = D_1(f_1) + f_2 \quad (6)$$

式中: C 为某气体的体积分数; v 为注气速率, m/s ; t 为注气用时, s ; D_1 为扩散系数, m^2/s ; D_e 为有效扩散系数, m^2/s ; ν 为运动黏度, m^2/s ; T 是温度, K ; f_1, f_2

是经验函数。

其中,由于距离增长, (vL_x/D_e) 项减小,因此式(5)中的第二项整体可忽略不计,简化后可得到 L_x 计算式和管道混气长度一维计算式如式(7)、式(8)所示。

$$L_x = Vt + 2\sqrt{D_e t} \cdot \operatorname{erfc}^{-1}(2C) \quad (7)$$

$$L_H = L_{C1} - L_{C2} = 2\sqrt{D_e t} \cdot [\operatorname{erfc}^{-1}(2C_1) - \operatorname{erfc}^{-1}(2C_2)] \quad (8)$$

式中: L_H 为混气长度, m; t 为注气用时, s。

4.2 有限元模型计算

4.2.1 模型建立

前文水力热力模型虽能够直观预测氢气投产置换过程中的温度与压力的变化,但无法准确呈现混气段的分布情况。为此,本文采用 FLUENT 软件重点对管道投产过程混气段进行模拟,以计算氢气-氮气混气段的长度及混气量。

为降低长输氢气管道模拟对计算资源的需求,本研究采用二维管道模型,对已预存氮气的管道通入氢气进行投产置换的过程进行模拟。模型设定管道外径为 457 mm,长度为 100 km。管道内的传质过程主要包括气体间的扩散传质与对流传质。在该模型中,对流传质通过求解动量方程和连续性方程来描述,扩散传质则借助组分输运方程进行表征,具体表达式如下所示。

连续性方程

$$\partial\rho/\partial t + \nabla \cdot (\rho\vec{v}) = S_m \quad (9)$$

式中: $\partial\rho/\partial t$ 为单位体积内流体密度随时间的变化率; $\nabla \cdot (\rho\vec{v})$ 为净流入或流出控制体的质量流量; P 为流体的密度, kg/m^3 ; \vec{v} 为速度矢量, m/s ; S_m 为质量源项, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

动量方程

$$(\partial/\partial t)(\rho\vec{v}) + \nabla \cdot (\rho\vec{v}\vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho\vec{g} + \vec{F} \quad (10)$$

式中: $(\partial/\partial t)(\rho\vec{v})$ 为表示单位体积内动量的时间变化率; $\nabla \cdot (\rho\vec{v}\vec{v})$ 为表示由于流体流动导致的动量净流出量; $-\nabla p$ 为表示作用在流体微元上的净压力; $\nabla \cdot (\bar{\tau})$ 为粘性力项; $\bar{\tau}$ 为粘性应力张量; $\rho\vec{g}$ 为重力体积力; \vec{F} 为外部体积力, N/m^3 。

组分输运方程

$$\partial(\rho Y_i)/\partial t + \nabla \cdot (\rho\vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (11)$$

式中: $\partial(\rho Y_i)/\partial t$ 为单位体积内组分 i 的质量随时间的变化率; $\nabla \cdot (\rho\vec{v} Y_i)$ 为整体流体流动导致的组分 i 的净流出量; Y_i 为组分 i 的质量分数; $-\nabla \cdot \vec{J}_i$ 为浓度

梯度和其他效应导致的组分 i 的净扩散通量; \vec{J}_i 为组分 i 的扩散通量。

$$\vec{J}_i = -\rho(D_{i,m} + \mu_t/Sc_i) \nabla Y_i \quad (12)$$

式中: $D_{i,m}$ 为组分 i 在混合物中的质量扩散系数, m^2/s ; $\mu_t/(Sc_i)$ 为表示湍流扩散的影响,其中 μ_t 为湍流黏性, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; Sc_i 为湍流施密特数,一般取 0.7; R_i 为化学反应净生成率, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

4.2.2 模型边界条件和算法设置

本研究计算模型设定:入口为速度入口,出口为背压大气压的压力出口,壁面为绝对粗糙度 0.045 mm 的无滑移壁面。管道最大倾角 2° ,采用水平管道模型。数值求解选用 FLUENT 的 SIMPLE 算法与标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型,以组分输运模型模拟多组分混合;控制方程用二阶迎风格式离散,计算中动态调整松弛因子。

4.2.3 模型可靠性验证

为验证二维投产置换模型可靠性,复现了中俄东线天然气管道投产置换案例。鉴于三维模型对长输管道模拟存在计算量大、仅适用于短管段的局限,本研究采用四边形结构化网格结合自适应方法优化:通过智能跟踪混气界面,在界面区域加密网格保障精度,非核心区域粗化网格降低负荷^[15],同时设置轴向 1 m、径向 3 层的网格参数,100 km 管道模拟仅需约 30 万网格单元,相较传统全域加密方案大幅减少网格量,在满足工程精度要求的同时,提升了计算效率与稳定性,规避了收敛困难等问题,如图 10 所示。

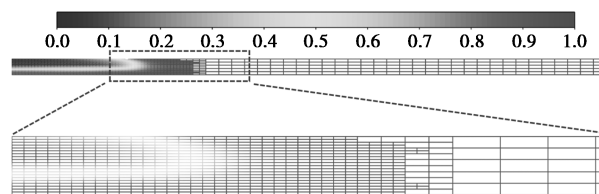


图 10 自适应网格应用效果图

基于文献明确的工况参数,本文开展管道混气针对性模拟试验:设定注气速率 $7 \text{ m}/\text{s}$,选取 711、1 016、1 219、1 422 mm 4 种管径,模拟注气 20 s 时的气体混合状态,并将模拟数据与文献三维模拟结果对比,如图 11 所示。结果表明本文构建的二维模型在混气段长度、两气体相界面形态等核心特征上高度契合,仅混气长度存在约 5.4% 的偏差—该偏差源于试验与文献中天然气组分差异,属可解释的合理范畴。如此确保了计算误差于工程允许范围的前提下,通过模型降维可大幅减少计算量,显著提升

计算效率。为夯实结论,本文将氢气管道二维模型模拟结果与文献中天然气管道三维模拟实测数据交叉验证,再次验证了二维模型在相近工况下的良好适用性。

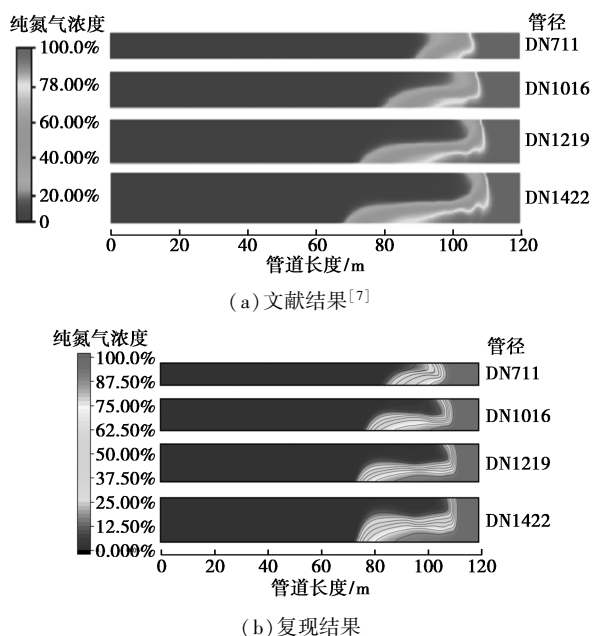


图 11 文献结果与本文模型复现结果对比

4.2.4 结果与分析

为探究长距离氢气管道在投产置换过程中混气长度随管道长度的变化关系,本研究选取长度为 100 km、外径为 457 mm 的管道作为分析对象,采用氢气置换管内封存氮气的工艺方式,对置换速度为 10 m/s、注气压力为 0.5 MPa 的完整置换过程进行了模拟。将 FLUENT 数值模拟结果与 Perkins 等^[14]提出的一维混气长度预测公式(4)及式(8)的计算结果进行对比分析,具体对比数据见表 9。

表 9 混气长度随管长变化 FLUENT 与经验公式计算结果对比

预设混气段中心位置/m	经验式(4)混气段长度/m	经验式(8)混气段长度/m	FLUENT 混气段长度/m
719.3	49.0	42.79	75.3
2024.3	82.2	71.78	93.5
3064.6	101.1	88.31	103.9
5128.0	130.8	114.24	120.2
6180.1	143.6	125.41	128.5
7214.9	155.2	135.50	134.1
8234.9	165.8	144.77	141.8

湍流条件下,氢气置换氮气的混气段长度增长,核心源于湍流扩散与速度剖面的协同作用。随注气距离增加,管道内流体剪切时空延长,氢氮气体通过湍流脉动实现径向浓度梯度的交换掺混,使纵向浓

度锋面拉长,混气段随之增长;置换初期因局部浓度差大、湍流扩散驱动力强,混气段快速扩展,后期浓度场趋于平缓、梯度减小,增长速率逐渐减缓。

结合图 12 结果,前文两类混气长度经验计算式在 100 km 级长距离管道预测中存在明显局限性,计算结果与 FLUENT 数值模拟偏差显著(图 13)。偏差成因主要包括:未考虑重力对气体混合的调控作用,未有效表征长距离管道末端压力衰减引发的气体膨胀与对流扩散的动态耦合关系;且经验式基于特定工况建立,适用场景受限,难以适配长距离管道复杂传输环境。因此,两类经验式预测的混气段长度均显著高于 FLUENT 模拟结果,这一偏差印证了一维经验式在长距离管道混气计算中的适用性不足,同时凸显了数值模拟在复杂工况下的优势。

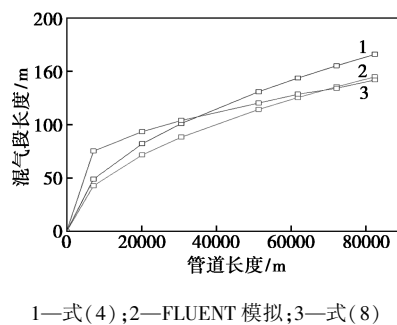


图 12 10 km 范围内混气长度计算结果对比

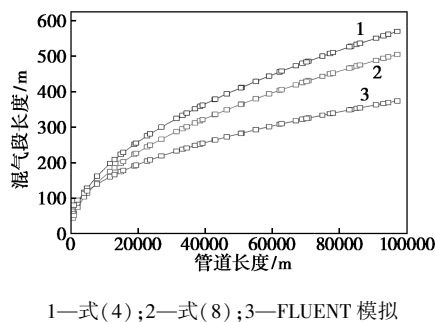


图 13 100 km 范围内混气长度计算结果对比

5 结论

(1) 在置换过程建模中,氢气可视为可压缩理想气体,管道内不发生相变,仅考虑单相流动。采用氮气作为隔离介质的“气推气”置换方法同样适用于氢气管道投产。

(2) 以 301.6 km、DN450 天然气改输氢气管道为例,氮气封存 33.8 km 长管段、封存压力 0.05 MPa,耗氮 8 000 m³;置换阶段 H₂ 头、N₂ 头分别 19.78、21.27 h 达末站;升压至 4.5 MPa 需 231.4 h,耗氮 1.946×10⁶ m³。

(下转第 369 页)