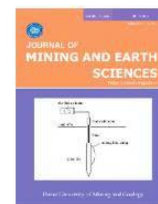




Journal of Mining and Earth Sciences

Website: <https://jmes.humg.edu.vn>



Flow assurance in gas pipeline transportation: A case study of the X-Field



Thinh Van Nguyen^{1,*}, Tuan Thanh Nguyen¹, Thanh Dang Le²

¹ Faculty of Petroleum and Energy, Hanoi University of Mining and Geology (HUMG), Hanoi, Vietnam

² PetroVietnam Exploration Production Corporation (PVEP), Hanoi, Vietnam

ARTICLE INFO

Article history:

Received 25th Apr. 2025

Revised 13th Aug. 2025

Accepted 23th Aug. 2025

Keywords:

Condensate,
Flow Assurance,
Gas Pipelines.

ABSTRACT

Flow assurance in oil and gas transportation involves examining factors affecting fluid flow in pipelines, such as temperature and pressure variations, wax deposition, and hydrate formation. This study focuses on flow assurance for the gas condensate transportation pipeline at X-field. Based on the finite difference method theory and using modeling software, key factors including temperature, pressure, wax deposition, and hydrate formation along the pipeline were analyzed. The results showed that the pressure at riser inlet ranged from 28 bar to 37 bar for the WHP-TNHA platform and from 30 bar to 39 bar for the WHP-TN platform. The pour point temperature of fluid affects hydrate formation and wax deposition along the pipeline. However, hydrate formation does not occur because the operating temperature of the pipeline remains above the hydrate formation threshold. Wax deposition is primarily concentrated in the riser section from the seabed to the platform. For the TNHA-RD pipeline, the wax deposit mass increases very slowly, so the recommended pigging frequency for wax removal is approximately once every 12 months. In contrast, for the TN-TNHA pipeline, wax thickness remains significantly below 2 mm, indicating that pigging is not required as part of the wax treatment strategy. During the late life of field, expected from 2034 onward, the wax deposit mass is negligible, showing no tendency for increased deposition over time. Consequently, from this period, wax treatment is no longer required. The results of the research provide a basis for implementing appropriate solutions in gas condensate production and transportation at X-field and may be applicable to other fields with similar conditions.

Copyright © 2025 Hanoi University of Mining and Geology. All rights reserved.

*Corresponding author

E - mail: nguyenvanthinh@humg.edu.vn

DOI: 10.46326/JMES.2025.66(5).06



Tạp chí Khoa học Kỹ thuật Mỏ - Địa chất

Trang điện tử: <https://tapchi.humg.edu.vn>



Nghiên cứu đảm bảo dòng chảy cho tuyến ống vận chuyển khí, lấy ví dụ quá trình vận chuyển sản phẩm tại mỏ X

Nguyễn Văn Thịnh^{1,*}, Nguyễn Thanh Tuấn¹, Lê Đăng Thanh²

¹ Khoa Dầu khí và Năng lượng, Trường Đại học Mỏ - Địa chất, Hà Nội, Việt Nam

² Tổng Công ty Thăm dò Khai thác Dầu khí, Hà Nội, Việt Nam

THÔNG TIN BÀI BÁO

TÓM TẮT

Quá trình:

Nhận bài 25/4/2025

Sửa xong 13/8/2025

Chấp nhận đăng 23/8/2025

Từ khóa:

Đảm bảo dòng chảy,
Đường ống vận chuyển khí,
Khí ngưng tụ.

Đảm bảo dòng chảy trong vận chuyển dầu khí là quá trình xem xét các yếu tố ảnh hưởng đến sự lưu thông của chất lưu trong ống như: sự thay đổi nhiệt độ và áp suất, sự lắng đọng wax, sự hình thành hydrate,... Nghiên cứu này tập trung vào quá trình đảm bảo dòng chảy cho tuyến ống vận chuyển khí condensate tại mỏ X. Trên cơ sở áp dụng lý thuyết của phương pháp sai phân thể tích hữu hạn và sử dụng mô hình hóa bằng phần mềm chuyên dụng, lần lượt các yếu tố như nhiệt độ, áp suất, sự lắng đọng wax và sự hình thành hydrate dọc theo tuyến ống được xem xét. Kết quả nghiên cứu cho thấy áp suất tại đầu vào ống đứng dao động từ 28 bar đến 37 bar đối với giàn WHP-TNHA và từ 30 bar đến 39 bar đối với giàn WHP-TN. Nhiệt độ điểm đông đặc của chất lưu có ảnh hưởng đến sự hình thành hydrate và lắng đọng wax đối với tuyến ống. Quá trình hình thành hydrate sẽ không xảy ra do nhiệt độ vận hành của tuyến ống luôn cao hơn nhiệt độ hình thành hydrate. Sự lắng đọng wax đối với đường ống chủ yếu xảy ra ở đoạn ống đứng từ đáy biển đến giàn. Đối với tuyến ống TNHA-RD, khối lượng wax tăng rất chậm, do đó tần suất phóng Pig để xử lý cho tuyến ống này được khuyến nghị là khoảng 12 tháng/lần. Đối với tuyến ống TN-TNHA, độ dày của lớp lắng đọng wax thấp (dưới 2 mm), do đó không cần sử dụng phương pháp phóng Pig để làm sạch ống. Khi mở ở giai đoạn cuối của quá trình khai thác (dự kiến từ năm 2034), khối lượng wax không đáng kể và có xu hướng không tăng theo thời gian. Vì vậy, ở giai đoạn này không cần áp dụng phương pháp phóng Pig để loại bỏ wax. Kết quả nghiên cứu là cơ sở để xem xét áp dụng các giải pháp hợp lý vào quá trình khai thác và vận chuyển khí condensate tại mỏ X và các mỏ khác có điều kiện tương tự.

© 2025 Trường Đại học Mỏ - Địa chất. Tất cả các quyền được bảo đảm.

1. Mở đầu

Trong hoạt động khai thác dầu khí, đường ống vận chuyển đóng vai trò quan trọng, giúp tối ưu hóa chi phí và đảm bảo quá trình vận chuyển sản phẩm được liên tục, ổn định và an toàn. Tuy nhiên,

*Tác giả liên hệ

E - mail: nguyenvanthinh@humg.edu.vn

DOI: 10.46326/JMES.2025.66(5).06

trong quá trình vận chuyển, có nhiều thách thức về kỹ thuật và công nghệ đặt ra, nhất là các yếu tố để đảm bảo dòng chảy diễn ra an toàn và liên tục trong các điều kiện khác nhau. Do vậy, nội dung về đảm bảo dòng chảy là vấn đề quan trọng, cần phải được xem xét một cách nghiêm túc. Có thể thấy rằng, đảm bảo dòng chảy (flow assurance) là nhiệm vụ liên quan đến việc duy trì dòng chảy trong đường ống dưới nhiều yếu tố ảnh hưởng khác nhau như sự thay đổi nhiệt độ và áp suất dọc theo tuyến ống, sự đông đặc và lắng đọng wax, sự hình thành hydrate,... Đối với quá trình vận chuyển khí nói chung và mỏ khí ngưng tụ (condensate) nói riêng, các vấn đề nêu trên càng trở nên phức tạp do đặc tính pha đa dạng và điều kiện khai thác ở nhiệt độ và áp suất khác nhau. Việc đảm bảo dòng chảy ổn định trong các tuyến ống này đặt ra nhiều thách thức lớn do các hiện tượng vật lý và hóa học phức tạp gây ra bởi sự hình thành hydrate, lắng đọng wax, hiện tượng ngưng tụ lỏng, ... Những vấn đề này có thể làm giảm hiệu suất vận hành, thậm chí gây ra những rủi ro môi trường và nguy cơ mất an toàn dẫn đến việc phải ngừng khai thác giếng.

Các nghiên cứu về đảm bảo dòng chảy trong vận chuyển dầu, khí được đề cập nhiều trong các công trình nghiên cứu (Zhou và Adewumi, 1998; Oliveira và nnk., 2014; Gupta và Anirbid, 2015). Theo thời gian, các nghiên cứu về đảm bảo dòng chảy trong vận chuyển dầu và khí đã đạt được nhiều tiến bộ cả về lý thuyết và ứng dụng. Tuy nhiên, những vấn đề về phân tích định tính, dự báo hành vi hệ thống và các giải pháp cho từng đối tượng cụ thể vẫn là bài toán mở. Các phương pháp nghiên cứu kết hợp giữa lý thuyết và thực nghiệm (Phan và nnk., 2025) trong đó có cả mô hình hóa cũng đã được vận dụng để giải quyết các nhiệm vụ cụ thể cho từng đối tượng. Trong lĩnh vực mô phỏng số, có thể kể đến một vài phương pháp như: phương pháp sai phân hữu hạn (Kuichi, 1994; Greyvenstein, 2002; Osadacz và Chaczykowski, 2001), hay phương pháp sai phân thể tích hữu hạn (TVD) (Zhou và Adewumi, 2000). Mỗi phương pháp đều có những điểm mạnh, điểm hạn chế riêng và được áp dụng tùy thuộc vào điều kiện, mục đích nghiên cứu của từng đối tượng.

Trong nghiên cứu này, nhóm tác giả sử dụng phương pháp mô phỏng số bằng phần mềm chuyên dụng dựa trên cơ sở lý thuyết của phương pháp sai phân thể tích hữu hạn để xem xét các khía

chính về đảm bảo dòng chảy cho tuyến ống vận chuyển khí condensate tại mỏ X. Nghiên cứu này nhằm mục đích giải quyết một nội dung nghiên cứu cụ thể đối với vấn đề đảm bảo dòng chảy cho một đối tượng cụ thể, giúp cho quá trình vận hành tuyến ống trong điều kiện thực tế được an toàn, hiệu quả. Các nghiên cứu được thực hiện dựa trên việc mô phỏng dòng chảy chất lưu trong đường ống ở trạng thái ổn định để xác định nhiệt độ vận hành và phạm vi áp suất của đường ống. Các dữ liệu đầu vào của mô hình là những số liệu dự báo trên cơ sở các phân tích ban đầu tại mỏ. Các mô phỏng về trạng thái hoạt động tức thời, cũng như mô phỏng lắng đọng Parafin,... cũng được thực hiện để xem xét các yếu tố ảnh hưởng đến thông số công nghệ và chế độ vận hành của đường ống,... Kết quả nghiên cứu sẽ là cơ sở để đề xuất các giải pháp kỹ thuật và công nghệ phù hợp nhằm tối ưu hóa quá trình khai thác và vận chuyển sản phẩm tại mỏ X.

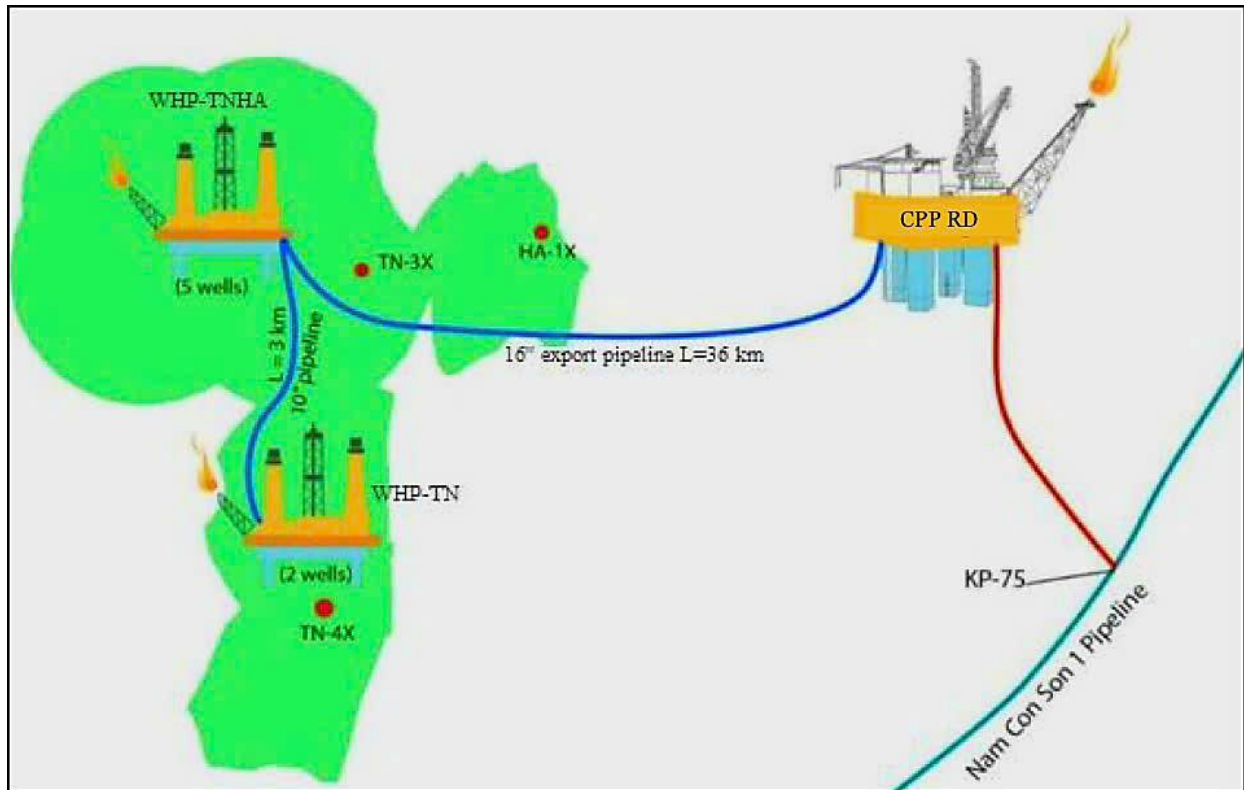
Mỏ X là mỏ khí ngưng tụ, nằm ở phía Tây Nam của bể Nam Côn Sơn, thềm lục địa Việt Nam, với độ sâu mực nước dao động từ 70 đến 120 m, địa hình đáy biển tương đối bằng phẳng. Tại khu vực mỏ X sẽ tiến hành xây dựng 2 giàn đầu giếng WHP-TNHA và WHP-TN và hệ thống đường ống vận chuyển như sơ đồ trong Hình 1. Tại mỏ X, đã tiến hành khoan 6 giếng thăm dò để đánh giá các thông tin công nghệ của mỏ (TN-1X, TN-3X-ST1, TN-3X-H1, TN-4XST1, TN-4X-ST2 và HA-1X). Mẫu chất lưu từ 6 giếng được lấy trong quá trình thử vỉa và tiến hành phân tích PVT tại phòng thí nghiệm. Mẫu nước được thu thập và phân tích tại 3 giếng khoan (TN-3X-ST1, TN-3X-H1, TN-4X-ST1). Phân tích mẫu lõi đặc biệt dựa trên các nghiên cứu từ TN-3X-ST1, TN-4XST2. Sản phẩm khai thác tại mỏ X (khí và condensate) sẽ được vận chuyển bằng đường ống ngầm dài 36 km đến giàn Rồng Đồi (CPP Rong Doi) để xử lý, nén và xuất bán. Áp suất yêu cầu tại giàn Rồng Đồi là 23 bar.

2. Các thông số đầu vào của mô hình

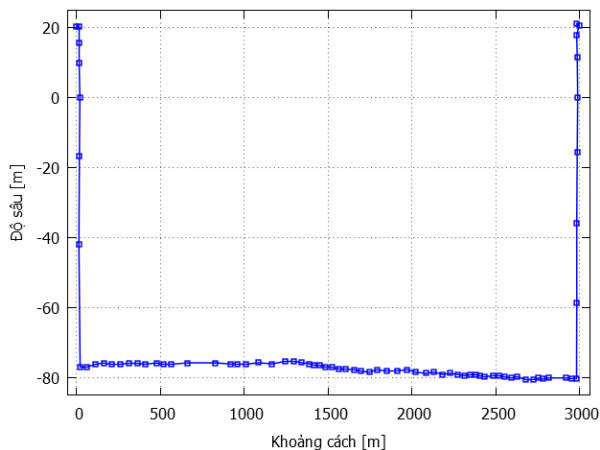
Giàn khai thác WHP-TNHA sẽ được đưa vào vận hành năm 2025 và tiếp theo đó là giàn WHP-TN dự kiến cũng sẽ đưa vào vận hành năm 2028. Sản lượng đạt đỉnh dự kiến sẽ đạt được vào năm 2026 khi 4 giếng đi vào hoạt động. Giai đoạn bình nguyên dự kiến sẽ kéo dài trong 4 năm (cho đến năm 2030). Dự kiến ba giai đoạn khai thác sẽ bao gồm: Giai đoạn đầu, từ năm 2026 đến năm 2029,

trong giai đoạn này áp suất đầu giếng cao đáng kể. Giai đoạn tiếp theo dự kiến kéo dài từ năm 2030 đến 2034. Ở giai đoạn này, áp suất vỉa sẽ giảm, van tiết lưu bắt đầu hoạt động ở điều kiện dòng chảy dưới tới hạn. Giai đoạn cuối của mỏ diễn ra trong khoảng thời gian từ 2034 trở về sau. Trong giai đoạn này, van tiết lưu cần hoạt động ở trạng thái gần như mở hoàn toàn để duy trì sản lượng khai thác theo yêu cầu. Tuyến ống TN-TNHA và TNHA-

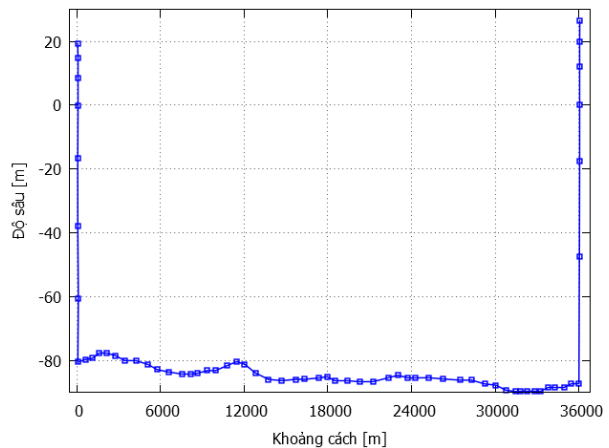
RD có chiều dài và đường kính ngoài lần lượt là: 3 km, 36 km, đường kính 273,1 mm và 404,4 mm. Chiều dày lần lượt là 12,7 mm và 15,9 mm. Tuyến ống được phủ bởi lớp vật liệu 3LPE và bê tông với chiều dày lần lượt là 4 mm và 40 mm. Nhiệt độ nước biển dao động trong khoảng từ $17 \div 28,3^\circ\text{C}$. Sơ đồ tuyến ống nối từ giàn WHP-TN đến WHP-TNHA và từ WHP-TNHA đến giàn Rồng Đôi (CPP RD) được thể hiện trong Hình 2 và 3.



Hình 1. Sơ đồ vận chuyển sản phẩm tại mỏ X.



Hình 2. Profile tuyến đường ống TN-TNHA.



Hình 3. Profile tuyến ống từ TNHA đến giàn CPP RD.

3. Thực hiện mô phỏng

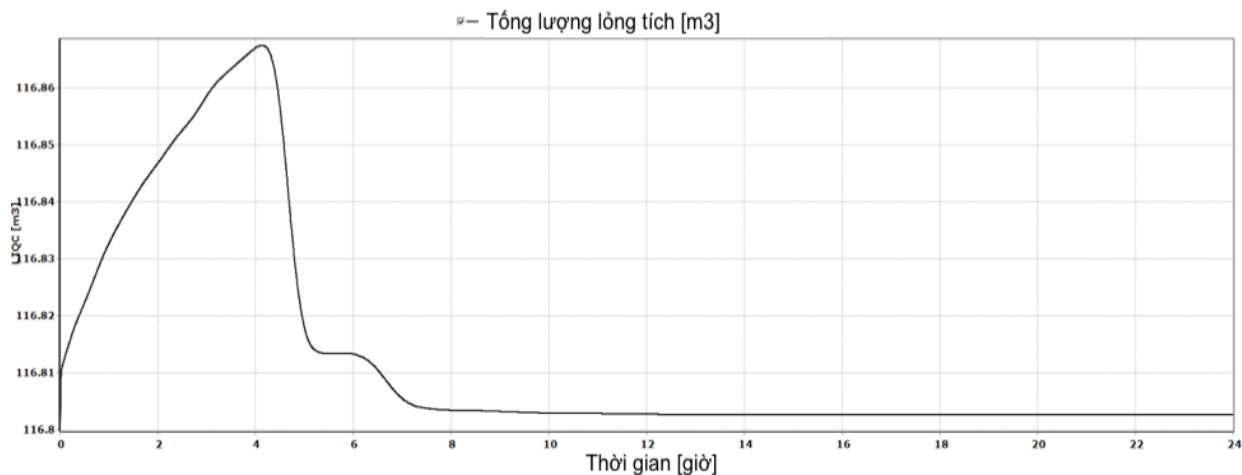
3.1. Sự thay đổi nhiệt độ và áp suất

Mô phỏng dòng chảy được thực hiện bằng phần mềm Olga với mô hình lắng đọng sáp RRR, thành phần chất lỏng được mô phỏng bằng PVTsim 20. Các thông số đầu vào chủ yếu của mô hình bao gồm: nhiệt độ, áp suất vận hành, thành phần chất lưu, lưu lượng khai thác dự kiến, đặc tính và sơ đồ tuyến ống, các điều kiện về môi trường,... Kết quả mô phỏng sẽ cho biết nhiệt độ dòng chảy trong đường ống và áp suất yêu cầu trên giàn đầu giếng WHP-TN và WHP-TNHA. Ngoài ra, lưu lượng khí, tốc độ chất lỏng, ngưng tụ lỏng,... cũng sẽ được phân tích và tính toán. Dựa trên lưu lượng chất lỏng, khí, lưu lượng condensate, nhiệt độ đáy biển cao nhất và thấp nhất, các kịch bản mô phỏng đã được đề xuất. Kết quả mô hình hóa dòng chảy được trình bày trong Bảng 1. Áp suất đầu vào ống đứng yêu cầu trên WHP-TNHA dao động từ 28 bar đến 37 bar, áp

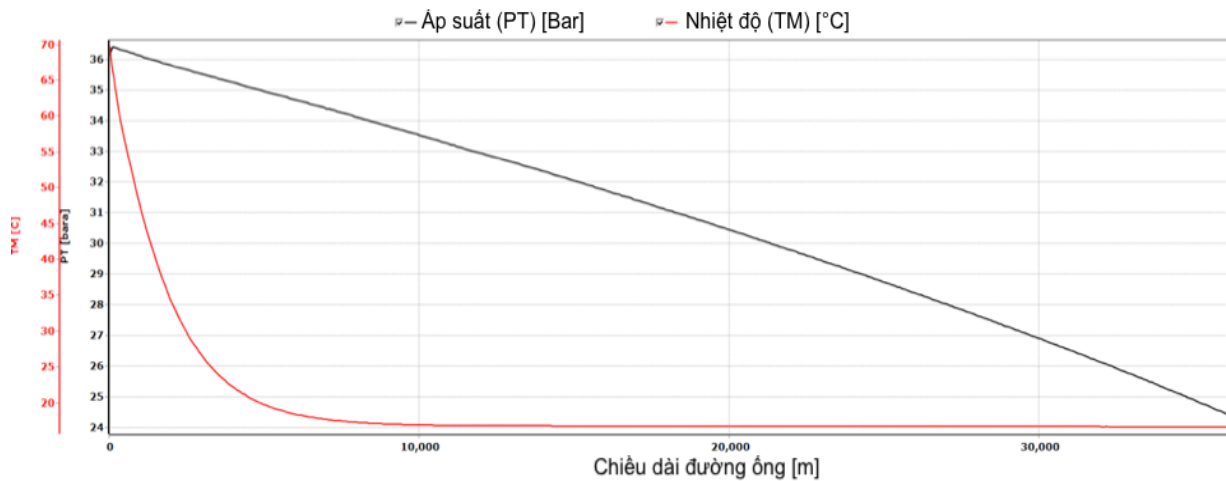
suất đầu vào ống đứng yêu cầu trên WHP-TN dao động từ 30 bar đến 39 bar, những áp suất này thấp hơn áp suất đầu ống có sẵn. Nhiệt độ đầu ra tại CPP-RD dao động từ 17÷17,4°C đối với trường hợp nhiệt độ đáy biển thấp nhất (17°C) và nhiệt độ từ 28,3÷29°C đối với trường hợp nhiệt độ đáy biển cao nhất (28,3°C). Nhiệt độ điểm đông đặc của chất lỏng theo kết quả phân tích là 20°C. Vì vậy, nhiệt độ chất lỏng trong đường ống thấp hơn nhiệt độ điểm đông đặc. Do đó, cần phải bơm PPD với nồng độ phù hợp để hạ điểm đông đặc xuống dưới 20°C nhằm đảm bảo an toàn cho hoạt động của đường ống. Tỷ lệ vận tốc xói mòn tối đa (EVR) đối với tất cả các trường hợp được nghiên cứu đều nhỏ hơn 1, do đó đáp ứng tiêu chí về EVR. Tốc độ chất lỏng đến tối đa cho đường ống 10 inches tại WHP-TNHA là 12,2 m³/h. Tốc độ xả chất lỏng được khuyến nghị là 15 m³/h. Tốc độ chất lỏng đến tối đa cho đường ống 16 inches tại CPP-RD là 27,1 m³/h. Tốc độ xả chất lỏng được khuyến nghị là 32 m³/h. Kết quả mô hình hóa các thông số của khí ngưng tụ được thể hiện trong các Hình từ 4÷9.

Bảng 1. Kết quả mô phỏng đường ống ở trạng thái ổn định.

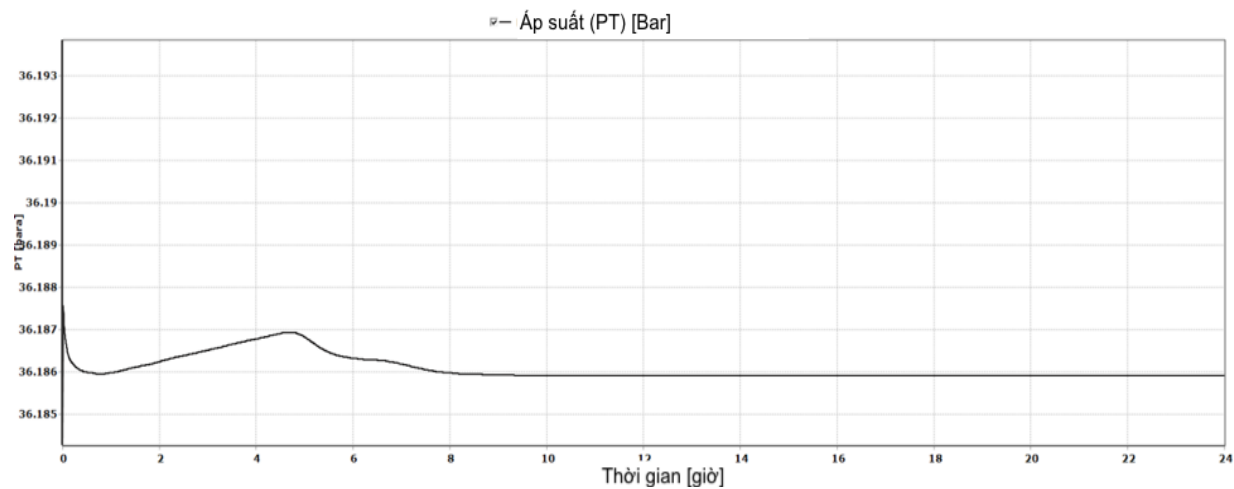
Kịch bản	Tuyến ống	Đường kính (in)	Áp suất đầu vào (bar)	Nhiệt độ của hỗn hợp tại TNHA (°C)	Nhiệt độ đầu ra (°C)	Tích tụ lỏng (m ³)	Tỷ lệ tốc độ xói mòn (mm)	Lượng chất lỏng đến (m ³ /h)	Tỷ lệ khí đầu ra (Triệu m ³ /ng)
1	TNHA-RD	16	29,8		17,2	100,8	0,25	10,3	1,55
2	TNHA-RD	16	30,1		28,3	93,4	0,26	9,8	1,55
3	TNHA-RD	16	36,2		17	116,8	0,38	19	2,3
4	TNHA-RD	16	36,7		28,3	108,7	0,39	18	2,3
5	TNHA-RD	16	36,9		17	163,6	0,4	27,1	2,28
6	TNHA-RD	16	37,4		28,3	153,8	0,4	26,1	2,28
7	TN-TNHA	10	38,6	52,5	18,7	7,2	0,26	10,6	0,8
8	TNHA-RD	16	36,5		17	131,2	0,38	21,9	2,3
9	TN-TNHA	10	38,2	55,9	29,3	7,0	0,27	10,4	0,8
10	TNHA-RD	16	37		28,3	124,2	0,39	21,2	2,3
11	TN-TNHA	10	39,1		18,7	13,9	0,2	11,9	0,54
12	TNHA-RD	16	36,9	49,8	17	152,5	0,4	25,2	2,3
13	TN-TNHA	10	39,5		29,3	13,5	0,2	11,8	0,54
14	TNHA-RD	16	37,4	52,8	28,3	144,3	0,4	24,5	2,3
15	HA-TN	10	39,4		18,7	15	0,2	12,2	0,49
16	TNHA-RD	16	34,2	44,7	17	163,4	0,35	23,5	2,0
17	TN-TNHA	10	39,7		29,3	14,5	0,2	12,0	0,49
18	TNHA-RD	16	34,6	48,1	28,3	154,7	0,36	23,1	2,0
19	TN-TNHA	10	30,5		19,6	13,7	0,12	3,9	0,26
20	TNHA-RD	16	28,3	45,2	17,4	129,5	0,22	10,9	1,32
21	TN-TNHA	10	30,6		29,7	13,2	0,12	3,9	0,26
22	TNHA-RD	16	28,5	47,5	28,3	120,7	0,22	10,5	1,32



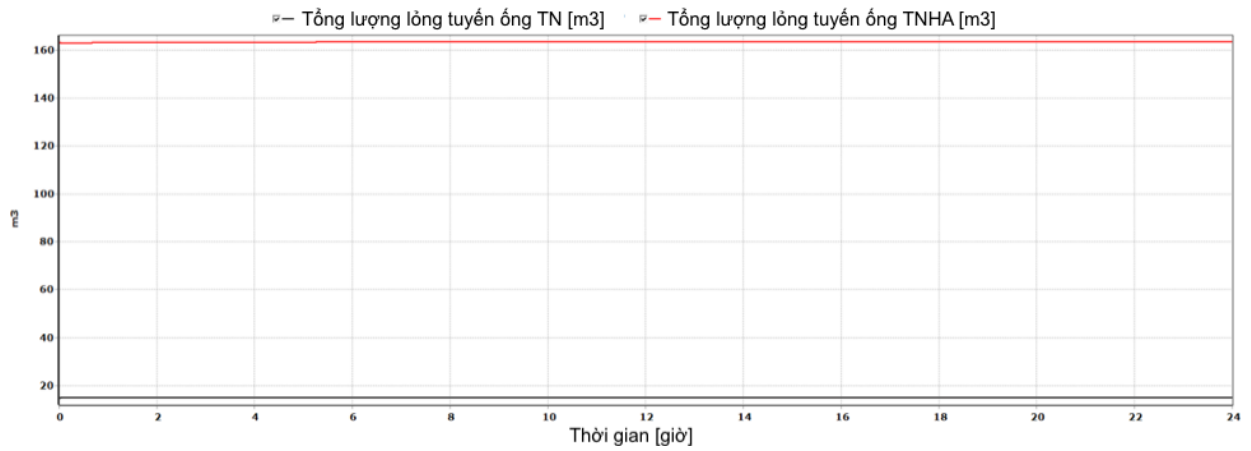
Hình 4. Tổng lượng tích tụ lỏng tuyến ống TNHA năm 2026 với nhiệt độ đáy biển là 17°C.



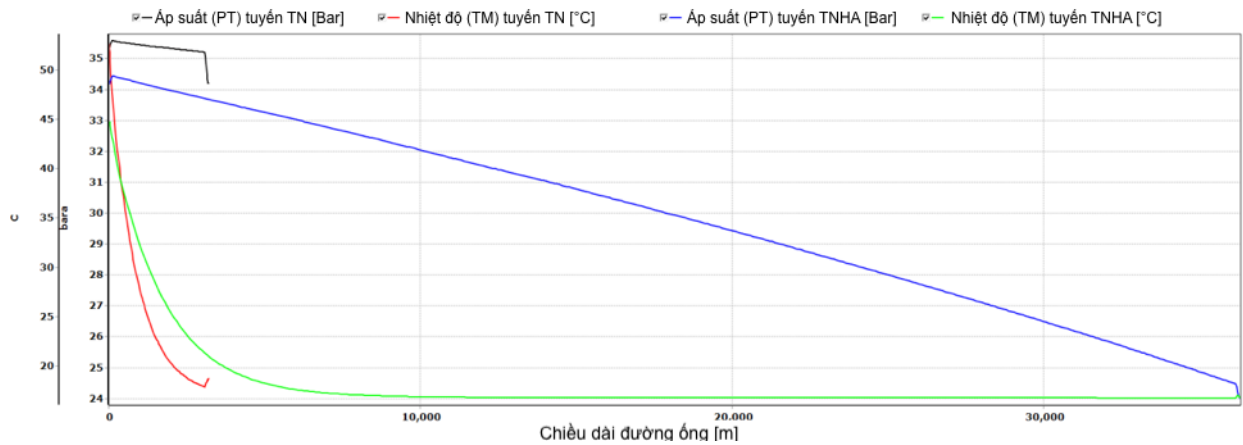
Hình 5. Biểu đồ nhiệt độ và áp suất trong đường ống TNHA năm 2026 với nhiệt độ đáy biển là 17°C.



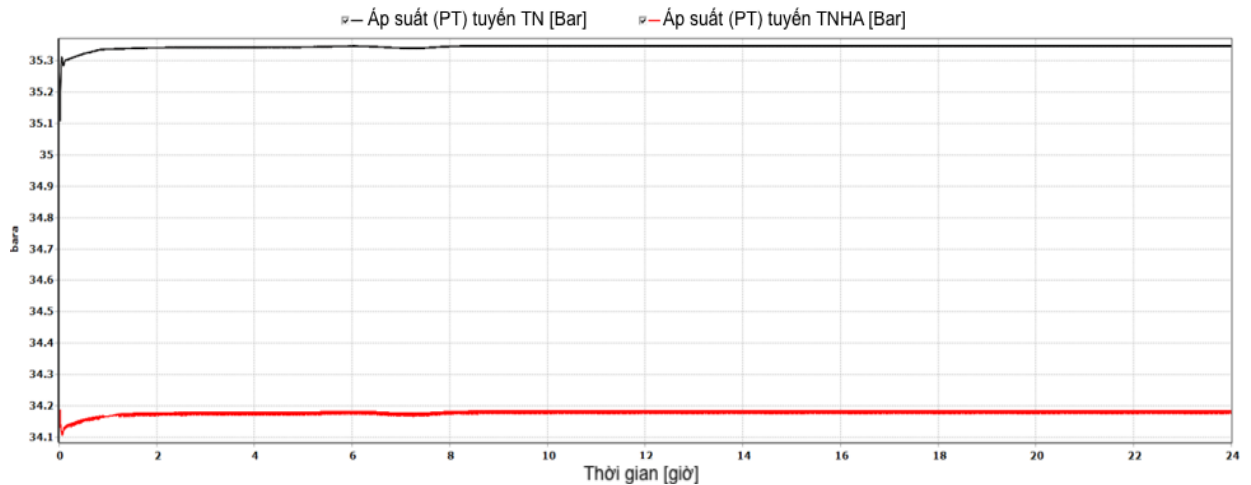
Hình 6. Biểu đồ áp suất đầu vào của tuyến đường ống TNHA năm 2026 với nhiệt độ đáy biển là 17°C.



Hình 7. Tổng lượng tích tụ lỏng tuyến ống TN và TNH năm 2030 với nhiệt độ đáy biển là 17°C.



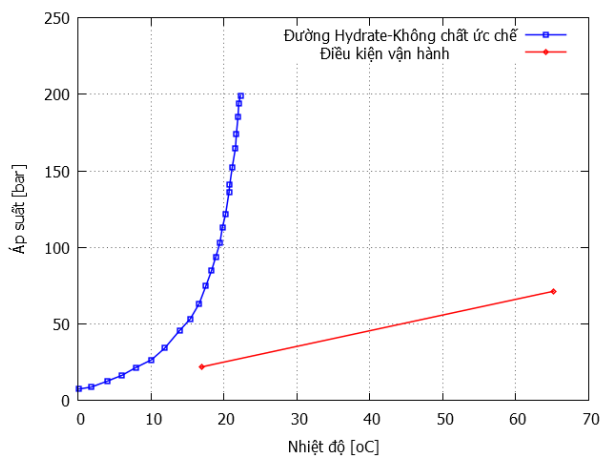
Hình 8. Biểu đồ nhiệt độ và áp suất của đường ống TN và TNH năm 2030 với nhiệt độ đáy biển là 17°C.



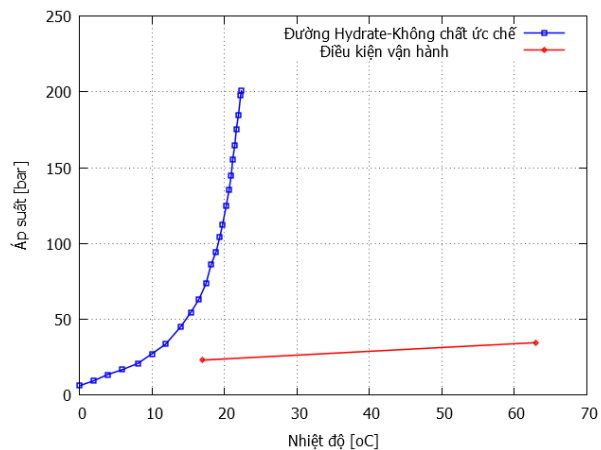
Hình 9. Biểu đồ áp suất đầu vào của đường ống TN và TNH năm 2030 với nhiệt độ đáy biển là 17°C.

3.2. Sự hình thành hydrate

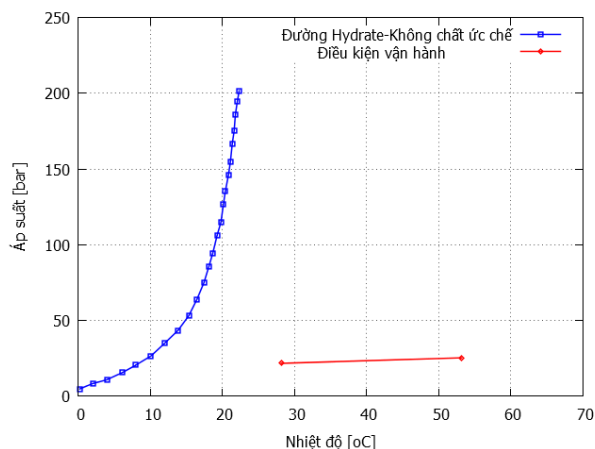
Kết quả mô phỏng về đường cong hình thành hydrate trong đường ống TN-TNHA và TNHA-RD được thể hiện trên các Hình từ 10÷12. Theo kết quả phân tích quá trình hình thành hydrate thể hiện trên các Hình 10÷12 cho thấy, nhiệt độ ở điều kiện vận hành luôn cao hơn trong quá trình hình thành hydrate. Biên độ khả dụng trên nhiệt độ hình thành hydrate ở trạng thái ổn định, nhiệt độ vận hành tối thiểu ít nhất 5°C. Do đó, quá trình hình thành hydrate sẽ không được xem xét để dự báo.



Hình 10. Đường áp suất-nhiệt độ ở điều kiện vận hành và đường cong Hydrate của tuyến ống TNHA-RD năm 2026.



Hình 11. Đường áp suất-nhiệt độ ở điều kiện vận hành và đường cong Hydrate của tuyến ống TNHA-RD năm 2029.



Hình 12. Đường áp suất-nhiệt độ ở điều kiện vận hành và đường cong Hydrate của tuyến ống TNHA-RD năm 2032.

3.3. Phân tích nhiệt-thủy lực tức thời

3.3.1. Chế độ khởi động ban đầu

* *Tuyến ống TNHA-RD*: Áp suất đầu ống giếng tối đa của WHP-TNHA ước tính khoảng 186,5 bar. Vào mùa lạnh, khí ở thượng nguồn của van tiết lưu giảm xuống nhiệt độ môi trường. Việc khởi động giếng từ nhiệt độ thấp và áp suất cao như vậy sẽ tạo ra sự giảm nhiệt độ chất lưu đáng kể qua các van tiết lưu dưới biển bởi hiệu ứng Joule-Thomson. Do đó, nên tăng áp suất trước cho đường ống lên mức tối thiểu là 45 bar trước khi khởi động nguội (để ngăn nhiệt độ giảm xuống dưới nhiệt độ thiết kế tối thiểu là -29°C). Đường

ống được tăng áp suất trước lên 60 bar và nhiệt độ được cân bằng với nhiệt độ môi trường. Nên tăng áp suất trước cho đường ống bằng Nitơ hoặc mua lại khí xuất khẩu từ CPP, tùy thuộc vào tình trạng sẵn có.

Giếng TN-5A được chọn là giếng đầu tiên để khởi động vì hàm lượng nước cao và áp suất vừa cao sẽ cho kết quả rõ hơn. Khi van tiết lưu được mở, sản lượng tăng lên 0,15 triệu m³/ngày (MMscmd) trong 2 phút. Ở giai đoạn này, nhiệt độ chất lưu được cân bằng với nhiệt độ môi trường. Duy trì lưu lượng tương tự trong 5 giờ cho đến khi giếng ấm. Sau đó, sản lượng được tăng thêm lên 0,7 MMscmd (Hình 13).

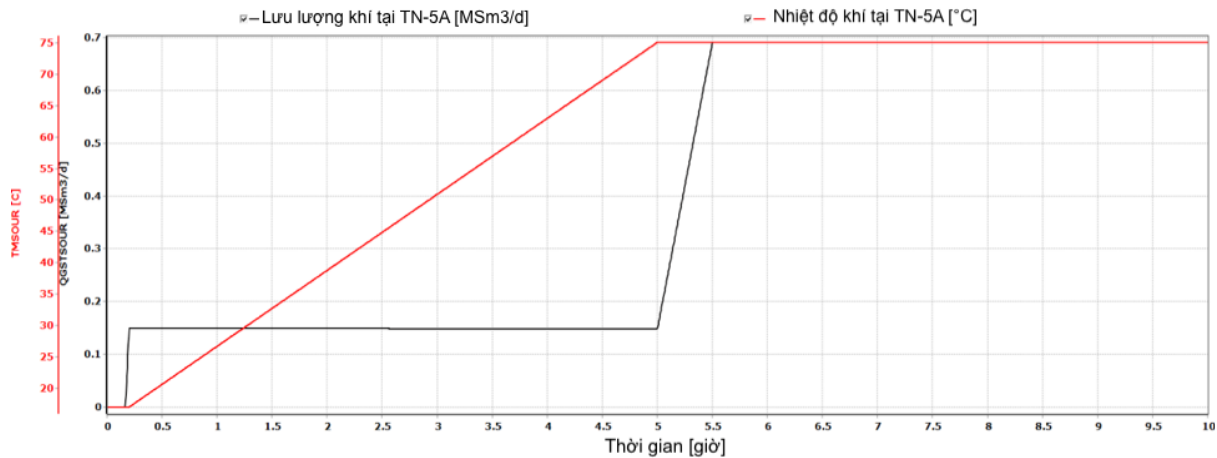
Nhiệt độ chất lưu thấp nhất là -25°C (Hình 14) dự kiến ở hạ lưu van tiết lưu, do áp suất giảm qua van tiết lưu từ 186,5 bar xuống 60 bar (áp suất

đường ống ban đầu). Tuy nhiên, nhiệt độ chất lưu vẫn cao hơn nhiệt độ thiết kế tối thiểu là -29°C với biên độ là 4°C .

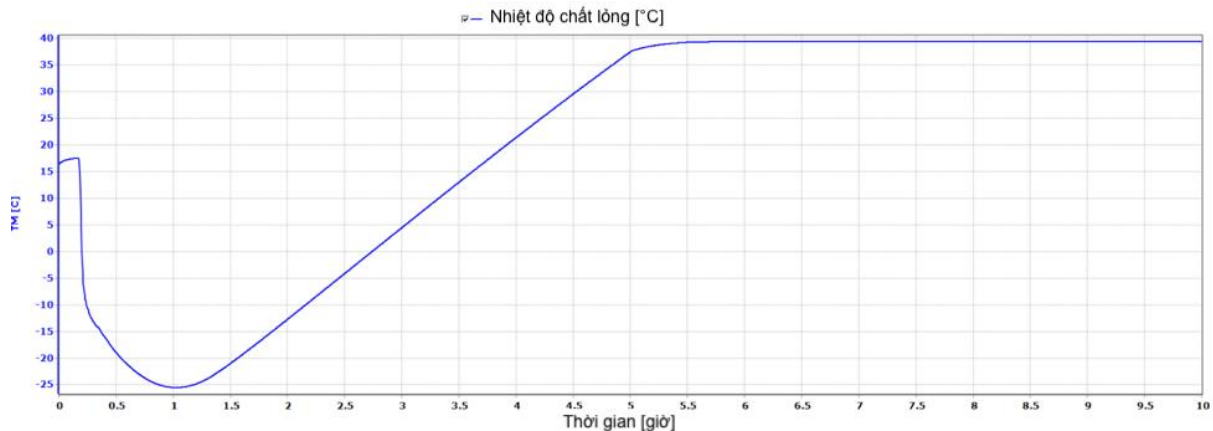
Ban đầu, áp suất khí và nhiệt độ ở thượng nguồn của van tiết lưu lần lượt ở mức áp suất đóng trong giếng (186,5 bar) và nhiệt độ môi trường xung quanh. Ngược lại, áp suất hạ nguồn của van tiết lưu là 60 bar. Trong điều kiện chênh áp cao như vậy, khi qua van tiết lưu sẽ xuất hiện sự giảm nhiệt ở hạ nguồn của van do hiệu ứng Joule-Thomson. Kết quả mô phỏng cho thấy khu vực hạ nguồn của van tiết lưu sẽ hoạt động trong vùng hydrate ngay sau khi van tiết lưu được mở. Do đó, cần điều chỉnh độ mở của van tiết lưu trong khoảng 60% để giảm thiểu/loại bỏ nguy cơ hình thành hydrate.

* *Tuyến ống TN-TNHA*: Dự kiến giàn khai thác WHP-TN sẽ được đưa vào vận hành vào 4/2028. Áp suất đầu ống giếng tối đa của WHP-TN ước tính

khoảng 293,7 bar. Vào mùa lạnh, khí ở thượng nguồn của van tiết lưu giảm xuống tới nhiệt độ môi trường. Việc khởi động giếng từ nhiệt độ thấp và áp suất cao như vậy thường sẽ tạo ra sự làm mát đáng kể trên khắp các van tiết lưu dưới biển. Do đó, nên tăng áp đường ống lên mức tối thiểu là 35 bar trước khi khởi động nguội (để ngăn nhiệt độ giảm xuống dưới nhiệt độ thiết kế tối thiểu là -29°C). Đường ống được tăng áp trước lên 45 bar và nhiệt độ được cân bằng với nhiệt độ môi trường. Giếng TN-7 được chọn là giếng đầu tiên để khởi động vì hàm lượng nước cao và áp suất vỉa cao. Khi van tiết lưu mở, sản lượng tăng lên 0,2 MMscmd trong 2 phút. Ở giai đoạn này, nhiệt độ chất lưu được cân bằng với nhiệt độ môi trường. Lưu lượng tương tự được duy trì trong 3 giờ cho đến khi giếng ấm lên. Sau đó, sản lượng tăng thêm lên 0,4 MMscmd (Hình 15).



Hình 13. Biến thiên lưu lượng khí tại TN-5A ở chế độ khởi động ban đầu.



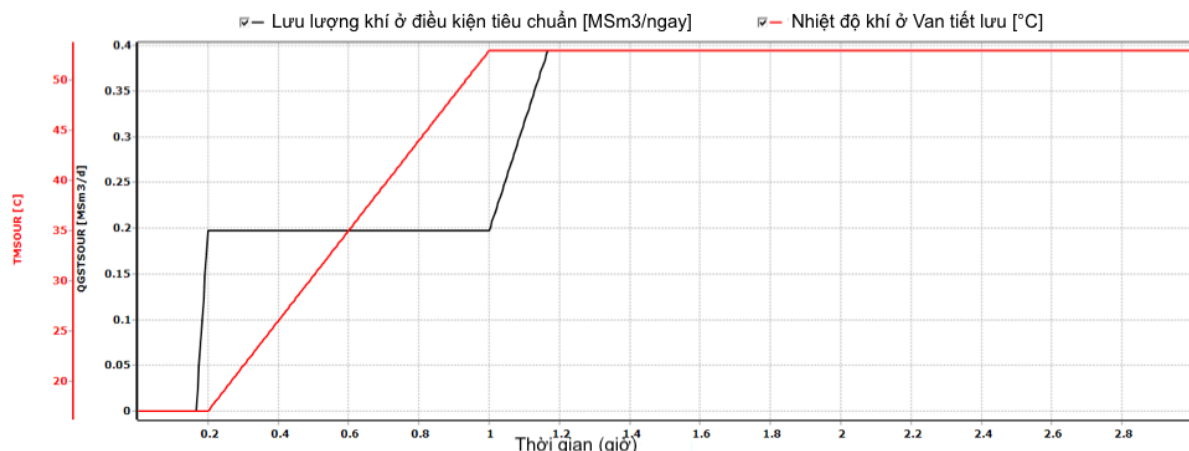
Hình 14. Biến thiên nhiệt độ tuyến TNHA tại van tiết lưu ở chế độ khởi động ban đầu.

Do áp suất giảm qua van tiết lưu từ 293,7 bar xuống 45 bar (áp suất đường ống ban đầu), do đó ở phía hạ lưu của van tiết lưu, dự kiến nhiệt độ chất lỏng thấp nhất có thể đạt được là $-24,6^{\circ}\text{C}$ (Hình 16). Mặc dù vậy, giá trị nhiệt độ này vẫn cao hơn nhiệt độ thiết kế tối thiểu là -29°C với biên độ là $4,5^{\circ}\text{C}$.

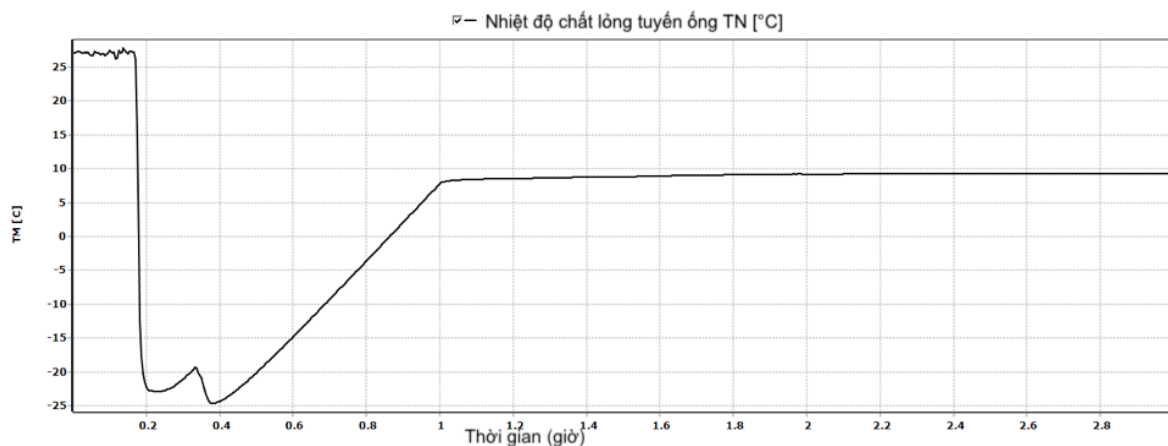
Thời điểm đầu, áp suất khí và nhiệt độ ở thượng nguồn của van tiết lưu lần lượt là ở áp suất đóng của giếng (293,7 bar) và nhiệt độ môi trường xung quanh. Ngược lại, áp suất hạ nguồn của van tiết lưu là 45 bar. Ở áp suất chênh lệch cao như vậy, khi qua van tiết lưu, nhiệt độ đầu ra của khí sẽ giảm do hiệu ứng làm mát Joule-Thomson. Kết quả mô phỏng cho thấy tại đầu ra của van tiết lưu sẽ dẫn đến nguy cơ trong vùng hydrate ngay sau khi van tiết lưu được mở. Do đó, cần điều chỉnh độ mở của van tiết lưu trong khoảng 60% để giảm thiểu hoặc loại bỏ nguy cơ hình thành hydrate.

3.3.2. Chế độ tăng-giảm sản lượng

Trong quá trình khai thác, việc giảm hoặc tăng lưu lượng cũng sẽ ảnh hưởng đến quá trình vận chuyển. Sự giảm lưu lượng được bắt đầu sau khi lưu lượng đạt trạng thái ổn định. Sau khi giảm, lưu lượng được giữ ổn định trong 24 giờ. Các thông số lưu lượng sau sẽ được tính toán khi chạy mô phỏng như: nhiệt độ, áp suất, tỷ lệ vận tốc xói mòn, tổng lượng chất lỏng trong nhánh, tổng lưu lượng thể tích chất lỏng, thể tích chất lỏng tăng đột biến. Kết quả được thể hiện trong Bảng 2. Kết quả mô phỏng cho thấy thể tích chất lỏng cao nhất trong các trường hợp tăng lưu lượng hồi lưu ban đầu là $105,2 \text{ m}^3$. Để giảm thể tích chất lỏng tích tụ, quá trình tăng lưu lượng có thể chia nhỏ thành các bước. Mỗi bước tăng dần sẽ tăng lưu lượng 25% trong 5 phút và giữ nguyên trong 12 giờ. Kết quả là thể tích tích tụ lỏng đã giảm xuống dưới 5 m^3 . Kết quả mô phỏng cũng cho thấy, ngoại trừ trường



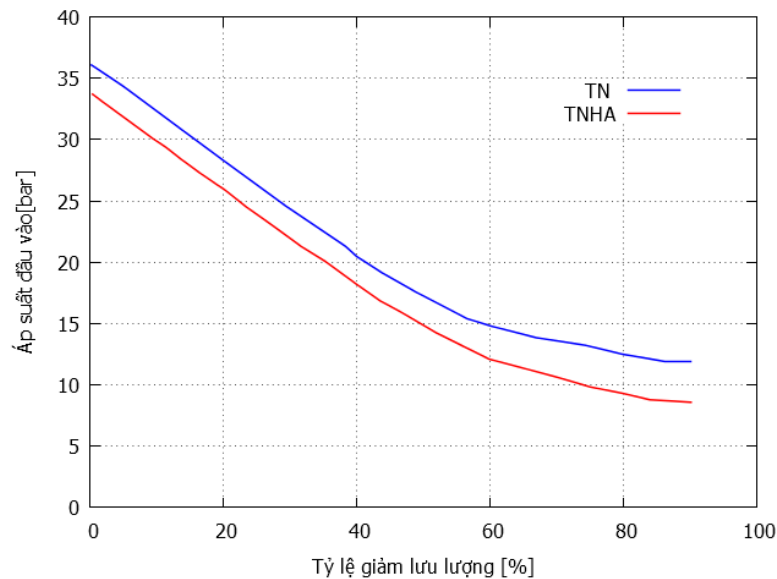
Hình 15. Biến thiên lưu lượng khí tại TN-7 ở chế độ khởi động ban đầu.



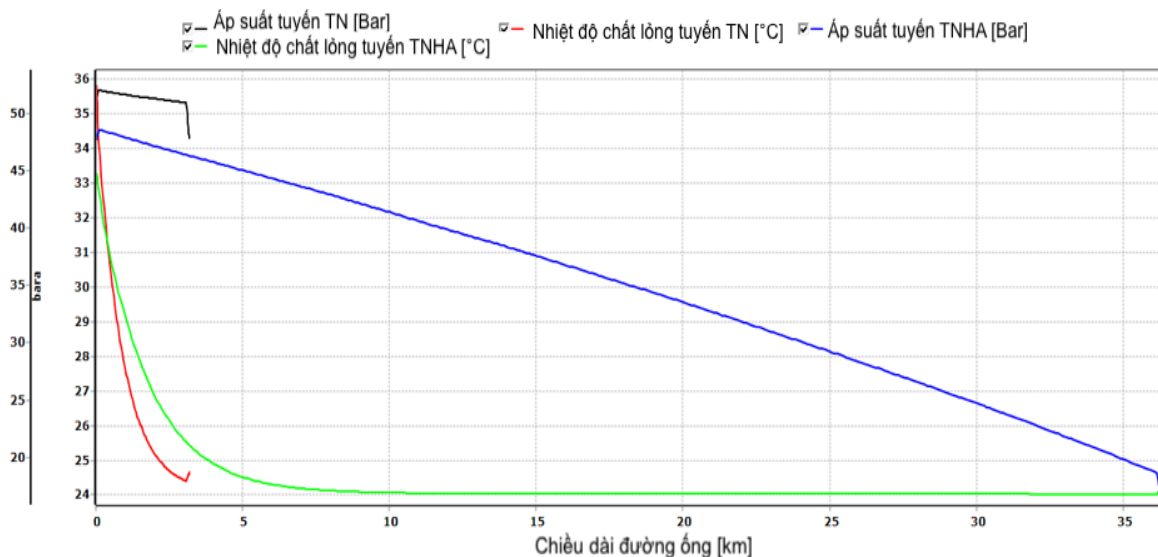
Hình 16. Biến thiên nhiệt độ tại van tiết lưu ở chế độ khởi động ban đầu.

hợp ở giai đoạn vận hành cuối có lưu lượng không ổn định, việc giảm lưu lượng rồi tăng trở lại từ mức giảm lớn hơn sẽ làm giảm thể tích chất lỏng tích tụ tại bộ tách. Tuy nhiên, theo kết quả phân tích mối quan hệ giữa giảm lưu lượng và áp suất yêu cầu tại đầu đường ống, việc giảm lưu lượng đến một giới hạn nhất định sẽ làm tăng áp suất tại đầu đường ống vì lưu lượng khí vượt quá ngưỡng lưu lượng ổn định đến trạng thái không ổn định. Kết quả tính toán áp suất đầu vào đường ống và độ giảm lưu lượng cho trường hợp năm 2029 đối với tuyến TN và TNHÀ cho thấy khi độ giảm lưu lượng từ 60% đến 85%, giá trị áp suất đầu vào của

đường ống giảm rất nhẹ (Hình 17). Các thông số nhiệt độ và áp suất trong trường hợp lưu lượng giảm 50% (dự kiến vào năm 2030) được trình bày trong Hình 18. Theo đó, giá trị nhiệt độ tuyến TN có xu hướng giảm xuống tới 24,5°C. Trong khi đó, nhiệt độ tuyến TNHÀ giảm tới mức thấp nhất là 24°C và duy trì giá trị này đến điểm cuối tuyến ống (Hình 18). Tương tự như vậy, giá trị áp suất giảm tới giá trị 51 bar và 19 bar tương ứng với tuyến ống TN và TNHÀ.



Hình 17. Sự giảm áp suất đầu vào và lưu lượng cho trường hợp năm 2029.



Hình 18. Nhiệt độ và áp suất trong trường hợp lưu lượng giảm 50% vào năm 2030.

3.3.3. Phân tích lắng đọng wax

* *Tuyến ống TNHA-RD*: Mô phỏng lắng đọng sáp (wax) trong đường ống ngưng tụ khí nhằm xác định độ dày và khối lượng của wax lắng đọng. Năm trường hợp sau đây được xem xét để thực hiện mô phỏng: trường hợp lượng condensate lớn nhất (năm 2026 và 2028); lưu lượng chất lỏng lớn nhất (năm 2029 và 2030); lưu lượng chất lỏng trung bình (2032). Theo kết quả phân tích mẫu TN-4X DST2, nhiệt độ xuất hiện wax là 27,5°C. Kết quả mô phỏng cho tuyến ống TNHA-RD được trình bày trong Bảng 2.

Kết quả mô phỏng trong Bảng 2 cho thấy, khối lượng lắng đọng wax ước tính sau 30 ngày và 90 ngày đối với đường ống TNHA-RD lần lượt là 21 kg và 35,2 kg. Lắng đọng wax chủ yếu xuất hiện ở ống đứng từ đáy biển lên giàn RD. Khối lượng lắng đọng wax có xu hướng tăng chậm từ ngày 60 đến ngày 180. Khối lượng lắng đọng wax sau 180 ngày ước tính là 47,1 kg. Lắng đọng wax được ước tính dựa trên lưu lượng condensate tối đa và nhiệt độ môi trường thấp nhất. Tuy nhiên, trên thực tế khối lượng lắng đọng wax có thể thấp hơn do nhiệt độ môi trường cao hơn. Do đó, tần suất xử lý wax cho đường ống TNHA-RD được khuyến nghị khoảng 12 tháng/lần đối với những năm có lưu lượng condensate cao. Tần suất xử lý wax sẽ thay đổi tùy theo điều kiện vận hành thực tế.

Đối với giai đoạn cuối của mỏ, lưu lượng condensate rất thấp (từ năm 2032 đến năm 2047 giảm từ 80 m³/ngày xuống 2 m³/ngày), khối lượng lắng đọng wax không đáng kể, ước tính là 13 kg vào năm 2032 sau 90 ngày và xu hướng không tăng lắng đọng wax theo thời gian. Do đó, từ năm 2032 không cần xử lý wax.

* *Tuyến ống TN-TNHA*: Kết quả mô phỏng cho thấy, khối lượng wax lắng đọng sau 30 ngày và 90 ngày lần lượt là 5,9 kg và 8,6 kg (Bảng 3). Wax lắng đọng chủ yếu ở ống đứng từ WHP-TN xuống đáy biển và từ đáy biển lên WHP-TNHA. Tương tự như tuyến ống TNHA-RD, từ 60 ngày đến 180 ngày khối lượng wax lắng đọng tăng rất chậm (chỉ tăng 4 kg).

Trong kỹ thuật đường ống, việc sử dụng phương pháp phóng Pig là giải pháp không thể thiếu và luôn được coi là hiệu quả để loại bỏ lớp lắng đọng wax. Kỹ thuật này được đề cập đến trong nhiều công trình nghiên cứu (Alnaimat và Ziauddin, 2020; Gao và nnk., 2021; Zhang và nnk., 2023). Thông thường, khi độ dày lớp lắng đọng từ 2 mm trở lên, sẽ là cơ sở để xem xét sử dụng phương pháp phóng Pig (Zhang và nnk., 2023).

Trong nghiên cứu này, kết quả mô phỏng về lắng đọng wax tuyến TN-TNHA cho thấy, độ dày wax thấp hơn khá nhiều so với 2 mm và khối lượng wax lắng đọng của tuyến ống này cũng tương đối nhỏ (dưới 50 kg). Do đó, tuyến TN-

Bảng 2. Lắng đọng wax trong đường ống TNHA-RD.

Năm	Khối lượng wax lắng đọng sau 30 ngày, kg	Khối lượng wax lắng đọng sau 90 ngày, kg	Độ dày lớp wax lắng đọng sau 30 ngày, mm	Độ dày lớp wax lắng đọng sau 90 ngày, mm
2026	19,0	30,5	0,006	0,007
2028	21,0	35,2	0,006	0,008
2029	15,3	24,2	0,005	0,007
2030	12,5	19,2	0,005	0,007
2032	3,2	9,0	0,004	0,01

Bảng 3. Lắng đọng wax trong đường ống TN-TNHA.

Năm	Khối lượng wax lắng đọng sau 30 ngày, kg	Khối lượng wax lắng đọng sau 90 ngày, kg	Độ dày lớp wax lắng đọng sau 30 ngày, mm	Độ dày lớp wax lắng đọng sau 90 ngày, mm
2028	5,9	8,6	0,006	0,01
2029	2,8	6	0,006	0,01
2030	2,2	5,2	0,006	0,01
2032	0,1	0,1	0	0

TNHA không cần sử dụng phương pháp phóng Pig để loại bỏ wax. Tần suất phóng Pig sẽ thay đổi theo hoạt động thực tế. Đối với giai đoạn cuối của mỏ, lưu lượng condensate quá thấp (khoảng từ năm 2032 đến năm 2039 giảm từ 33 m³/ngày xuống còn 6 m³/ngày), khối lượng lắng đọng wax không đáng kể, năm 2032 sau 90 ngày là 0,1 kg và có xu hướng không tăng theo thời gian. Do đó, từ năm 2032 không cần xử lý.

3.3.4. Phân tích ngưng tụ lỏng (slug)

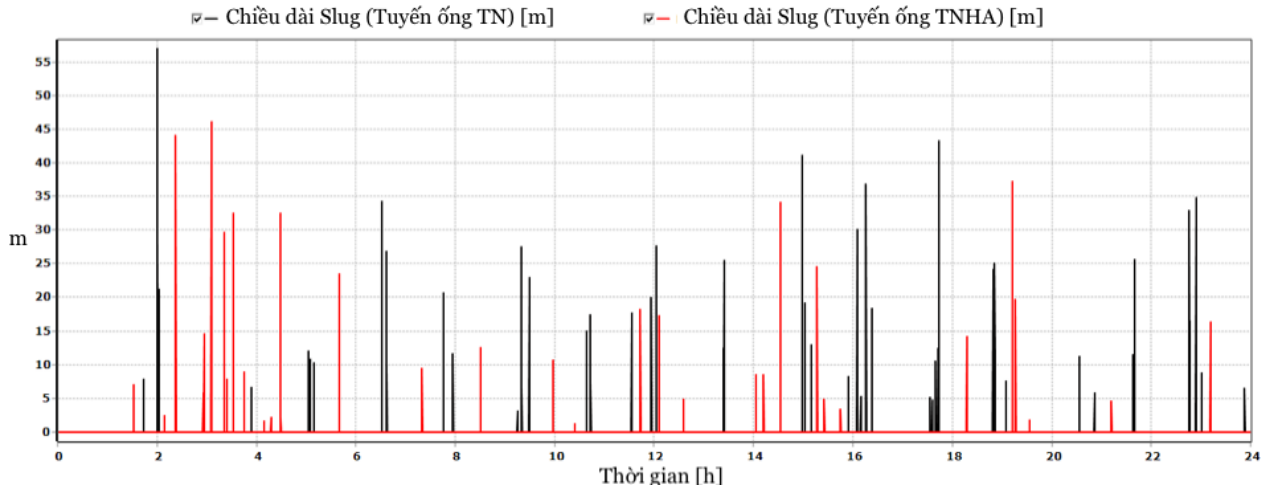
Hiện tượng ngưng tụ lỏng (slug) trong đường ống vận chuyển khí xảy ra khi có sự tích tụ chất lỏng tại những điểm thấp của đường ống. Do ảnh hưởng của trọng lực, chất lỏng có xu hướng lắng xuống đáy các đường ống, trong khi khí chiếm phần trên cùng do sự khác biệt về mật độ. Vận tốc bề mặt của khí cao hơn so với chất lỏng. Do đó, khi khí di chuyển qua chất lỏng, các túi chất lỏng nhỏ có xu hướng tích tụ thành các cục. Áp suất phía sau của khối chất lỏng tăng lên dần, đến một mức đủ lớn, áp suất này sẽ đẩy chất lỏng ra khỏi vị trí đó, tạo thành nút chất lỏng. Thông thường, xét ở góc độ các phức tạp gây ra đối với khả năng làm việc của đường ống, sự tích tụ lỏng theo chiều ngang của đường ống ít ảnh hưởng hơn so với sự tích tụ trong các ống đứng. Tại những vị trí ống đứng (riser) xác suất hình thành nút chuất lỏng sẽ nhiều hơn và là nguyên nhân gây ra những xung động áp suất trong đường ống. Khi slug hình thành trong đường ống có thể gây ra hiện tượng xung động áp suất. Các xung động mạnh của áp suất và lưu

lượng bên trong đường ống làm cho các thiết bị thu gom xử lý dầu làm việc ở chế độ không ổn định và rất khó để điều chỉnh. Xung đột áp suất gây tổn hao áp suất cục bộ trong đường ống, ảnh hưởng trực tiếp đến khả năng lưu thông đường ống, thậm chí có thể phá hỏng cả hệ thống đường ống. Để loại bỏ slug, ngoài các giải pháp về công nghệ, người ta có thể sử dụng kỹ thuật phóng thoi (Pigging) hoặc cũng có thể sử dụng thiết bị Slug Catcher. Việc phân tích ngưng tụ lỏng có ý nghĩa quan trọng và là nội dung bắt buộc đối với công tác vận hành đường ống dẫn dầu khí nói chung và dẫn khí nói riêng. Trong nghiên cứu này, việc phân tích ngưng tụ lỏng (slug) chỉ nhằm mục đích xác định trạng thái và chiều dài của slug trong đường ống ở trạng thái ổn định. Kết quả phân tích tình trạng ngưng tụ lỏng ở trạng thái ổn định được thể hiện trong Bảng 4.

Kết quả trong Bảng 4 cho thấy trong các năm 2025, 2026 và 2028, tình trạng ngưng tụ lỏng trong đường ống không xảy ra. Từ năm 2029 trở đi, xuất hiện tình trạng ngưng tụ lỏng ở một số tuyến ống. Kết quả phân tích cho thấy năm 2029 và 2032 slug chỉ xảy ra đối với tuyến ống TN-TNHA với chiều dài slug lớn nhất tương ứng là 2 m và 45 m. Tuy nhiên, vào năm 2039 (giai đoạn cuối của quá trình khai thác), tình trạng ngưng tụ lỏng xảy ra ở cả tuyến ống TN-TNHA và TNHA-RD. Chiều dài slug là lớn nhất, có thể đạt tới 57 m (Hình 19). Tần suất xuất hiện khá thường xuyên như mô tả trong Hình 19.

Bảng 4. Ngưng tụ lỏng ở các tuyến ống.

Năm	Tuyến đường ống	Chế độ dòng chảy
2025	TN-TNHA	Vành khuyên
	TNHA-RD	Vành khuyên
2026	TN-TNHA	Vành khuyên
	TNHA-RD	Vành khuyên
2028	TN-TNHA	Vành khuyên
	TNHA-RD	Vành khuyên
2029	TN-TNHA	Nút
	TNHA-RD	Vành khuyên
2030	TN-TNHA	Vành khuyên
	TNHA-RD	Vành khuyên
2032	TN-TNHA	Nút
	TNHA-RD	Vành khuyên
2039	TN-TNHA	Nút
	TNHA-RD	Nút



Hình 19. Chiều dài slug năm 2039.

3.3.5. Phân tích phóng Pig làm sạch đường ống (Pigging)

Số liệu phân tích được xây dựng cho trường hợp mô phỏng ở trạng thái ổn định. Các kịch bản khai thác cho thấy, lượng tích tụ lỏng sẽ lớn nhất vào năm 2030. Các số liệu đầu vào phục vụ tính toán được trình bày trong Bảng 5.

Tuyến TNHA-RD: Pig sẽ được phóng từ TNHA và được tiếp nhận tại bộ thu pig tại CPP RD. Áp suất đến tại CPP RD được duy trì ở mức 23 bar trong suốt quá trình mô phỏng. Vận tốc Pig được duy trì trong khoảng 1÷3 m/s. Với tốc độ như vậy, hoạt động Pigging ước tính sẽ hoàn thành trong 5,0 giờ. Kết quả mô phỏng cũng cho thấy Pig có khả năng bị chậm lại, thậm chí bị dừng trong khoảng 60 phút khi tiếp cận chân ống đứng CPP RD do chịu sự tác động lực đẩy của khối chất lỏng phía trước khi nó di chuyển trong đoạn ống đứng. Thể tích khối chất lỏng tích tụ tối đa dự kiến có thể lên tới 129,3 m³. Nếu tốc độ xả lỏng duy trì ở mức 40 m³/h sẽ mất khoảng 3,25 giờ để xả hết khối chất lỏng này. Kết quả phân tích cũng cho thấy khi tăng tốc độ xả lỏng thì độ giảm của thể tích chất lỏng được xả ra chỉ ở mức không đáng kể. Do đó, để giảm thể tích chất lỏng dồn về trong quá trình

pigging, cần lắp đặt van điều tiết phía trước thiết bị tách nhằm kiểm soát thể tích chất lỏng này.

Tuyến ống TN-TNHA: Hoạt động phóng Pig ước tính hoàn thành trong 28 phút với vận tốc trung bình của Pig là 1,5÷2,5 m/s. Kết quả mô phỏng cho thấy Pig có thể bị chậm lại, thậm chí có khả năng dừng lại trong khoảng 7 phút khi tiếp cận chân ống đứng giàn TNHA do lực đẩy tĩnh tạo ra bởi cột chất lỏng phía trước khi nó di chuyển trong đoạn ống đứng. Thể tích khối chất lỏng tích tụ tối đa dự kiến có thể lên tới 11,2 m³. Kết quả phân tích cho thấy, với tốc độ xả lỏng là 15 m³/h, sẽ mất khoảng gần 1 giờ để xả hết lượng chất lỏng này.

4. Kết luận

Nghiên cứu đảm bảo dòng chảy trong quá trình vận chuyển sản phẩm là nội dung quan trọng, không thể thiếu trong việc xây dựng các kịch bản khai thác đối với các mỏ dầu và khí. Dựa trên các kịch bản nghiên cứu đặt ra, các thông số của đường ống vận chuyển được xem xét một cách thận trọng, nhằm đảm bảo cho quá trình khai thác, thu gom và vận chuyển sản phẩm được diễn ra an toàn. Đối với mỏ khí ngưng tụ X, đảm bảo dòng chảy đã xem xét đến các nội dung trong quá trình

Bảng 5. Thông số đầu vào quá trình Pigging.

Giàn TNHA			Giàn TN		
Lưu lượng dầu (m ³ /ng)	Lưu lượng nước (m ³ /ng)	Lưu lượng khí (tr.m ³ /ng)	Lưu lượng dầu (m ³ /ng)	Lưu lượng nước (m ³ /ng)	Lưu lượng khí (tr.m ³ /ng)
133,8	58,4	1,5	71,7	201,6	0,5

vận hành khai thác, với các điểm lưu ý chính như sau:

Áp suất yêu cầu tại đầu vào ống đứng của giàn WHP-TNHA dao động từ 28 bar đến 37 bar, áp suất yêu cầu tại đầu vào ống đứng của WHP-TN dao động từ 30 bar đến 39 bar. Trong trường hợp nhiệt độ chất lỏng trong đường ống thấp hơn nhiệt độ điểm đông đặc, cần phải bơm PPD với nồng độ phù hợp để hạ điểm đông đặc xuống dưới 20°C nhằm đảm bảo an toàn cho hoạt động của đường ống. Kết quả phân tích về hình thành hydrate cho thấy nhiệt độ ở điều kiện vận hành luôn cao hơn trong quá trình hình thành hydrate. Do đó, quá trình hình thành hydrate sẽ không xảy ra. Ở chế độ khởi động ban đầu sẽ xuất hiện hiệu ứng làm mát đáng kể của khí qua van tiết lưu bởi hiệu ứng Joule-Thomson. Do đó, cần điều chỉnh áp suất phù hợp để ngăn nhiệt độ giảm xuống dưới mức nhiệt độ thiết kế tối thiểu (-29°C). Cụ thể, đối với tuyến ống TNHA-RD, nên tăng áp trước đường ống lên ít nhất 60 bar, giá trị này đối với tuyến TN-TNHA là 45 bar.

Sự lắng đọng wax đối với đường ống TNHA-RD chủ yếu xảy ra ở đoạn ống đứng từ đáy biển đến giàn CPP-RD. Khối lượng wax tăng rất chậm từ 60 ngày đến 180 ngày, do đó tần suất phóng Pig để xử lý cho đường ống TNHA-RD được khuyến nghị là khoảng 12 tháng/lần. Đối với tuyến ống TN-TNHA, kết quả mô phỏng đã chỉ ra độ dày wax thấp hơn khá nhiều so với 2 mm và lượng wax lắng đọng tương đối nhỏ. Vì vậy không cần sử dụng phương pháp phóng Pig để loại bỏ wax.

Ở giai đoạn cuối của mỏ, lưu lượng khí ngưng tụ rất thấp, do đó khối lượng wax không đáng kể và có xu hướng không tăng theo thời gian. Chính vì vậy, ở giai đoạn cuối của mỏ không cần áp dụng phương pháp phóng Pig để làm sạch ống. Ngoài ra, không cần thiết phải thực hiện hoạt động phóng Pig để đẩy chất lỏng trong đường ống trong trường hợp lưu lượng dòng chảy thấp.

Đóng góp của tác giả

Nguyễn Văn Thịnh - xây dựng bố cục, phân tích số liệu, viết nội dung và hiệu đính; Nguyễn Thanh Tuấn - rà soát và hiệu đính nội dung; Lê Đăng Thanh - số liệu mô phỏng và hiệu đính nội dung.

Tài liệu tham khảo

- Alnaimat, F., Ziauddin, M. (2020). Wax deposition and prediction in petroleum pipelines. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 184, 1-15. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2019.106385>.
- Gao, X., Huang, Q., Zhang, X., Zhang, Y., Zhu, X., & Shan, J. (2021). Experimental study on the wax removal physics of foam pig in crude oil pipeline pigging. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 205, 108881. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2021.108881>.
- Greyvenstein, G.P. (2002). An implicit method for the analysis of transient flows in pipe networks. *International Journal for Numerical Methods in Engineering*, 53(5), 1127-1143.
- Gupta, A., & Anirbid, S. (2015). Need of flow assurance for crude oil pipelines: a review. *International Journal of Multidisciplinary Sciences and Engineering*, 6(2), 1-7.
- Kuichi, T. (1994). An implicit method for transient gas flows in pipe networks. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, 15 (5), 378-383. [https://doi.org/10.1016/0142-727X\(94\)90051-5](https://doi.org/10.1016/0142-727X(94)90051-5).
- Oliveira, M.C.K., Teixeira, A., Vieira, L.C., Junior, R.F. (2014). Flow assurance challenges for long subsea pipelines. *Rio Oil & Gas Expo and Conference*, 1-10.
- Osiadacz, A.J., Chaczykowski, M. (2001). Comparison of isothermal and non-isothermal pipeline gas flow models. *Chemical Engineering Journal*, 81 (1-3), 41-51. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(00\)00194-7](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(00)00194-7).
- Phan, A., Farhadian, A., Irvani, D., Soleimani, M., Li, S., Rahimi, A., Shaabani, A., Striolo, A., Martyushev, D.A., Zhao, X. (2025). Renewable oilfield reagents with multiple flow-assurance actions: Oleic acid - Derived compounds inhibit gas hydrate agglomeration and corrosion. *Energy*, 315, 1-16. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2025.134368>.

- Zhang, X., Huang, Q., Zhang, Y., Wang, K., Chen, W., Wang, Y., Liu, Y., Zhang, D., Chen, C. (2023). Continuous flow of fractured wax deposits in subsea pipelines. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 311, 1-17. <https://doi.org/10.1016/j.jnnfm.2022.104967>.
- Zhou, J., & Adewumi, M. A. (1998). Transients in gas-condensate natural gas pipelines. *Journal of energy resources technology*, 120(1), 32-40. <https://doi.org/10.1115/1.2795007>.
- Zhou, J., & Adewumi, M. A. (2000). Simulation of transients in natural gas pipelines using hybrid TVD schemes. *International journal for numerical methods in fluids*, 32(4), 407-437.