



Tạp chí Khoa học Kỹ thuật Mỏ - Địa chất

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



Nghiên cứu giải pháp nâng cao hiệu quả vận chuyển khí đồng hành mỏ BRS Algeria

Nguyễn Hải An ^{1,*}, Nguyễn Văn Thịnh ², Hoàng Văn Phú ¹, Nguyễn Thanh Hải ¹, Phan Việt Dũng ¹, Trần Bình Dương ¹, Nguyễn Thanh Hải ³

¹ Tổng công ty Thăm dò Khai thác Dầu khí (PVEP), Việt Nam

² Khoa Dầu khí, Trường Đại học Mỏ - Địa chất, Việt Nam

³ Công ty điều hành thăm dò khai thác dầu khí trong nước (PVEP - POC), Việt Nam

THÔNG TIN BÀI BÁO

TÓM TẮT

Quá trình:

Nhận bài 15/6/2017
 Chấp nhận 20/7/2017
 Đăng online 28/2/2018

Từ khóa:

Vận chuyển khí béo
 Đường ống vận chuyển
 Dòng chảy đa pha trong
 đường ống

Công tác vận hành đường ống Vận chuyển khí đồng hành, hoặc khí thiên nhiên có chứa nhiều thành phần hydrocacbon trung bình và nặng, trong điều kiện khắc nghiệt khi nhiệt độ môi trường thay đổi liên tục là một trong những thách thức rất lớn đối với công tác vận hành đường ống. Trong quá trình vận chuyển khí, pha lỏng hình thành và tăng dần hàm lượng khi nhiệt độ đường ống và môi trường giảm. Đặc biệt lưu lượng vận chuyển thấp so với thiết kế sẽ gây ra hiện tượng dao động áp suất, ảnh hưởng lớn đến quá trình vận chuyển của đường ống. Bài báo trình bày kết quả giải pháp nâng cao hiệu quả vận chuyển khí bằng đường ống dự án BRS Algeria bằng phương pháp mô hình số mô phỏng dòng chảy đa pha nhằm đánh giá và lựa chọn phương án giảm thiểu nút thắt lỏng trong quá trình vận chuyển khí, đồng thời điều chỉnh hợp lý các thông số khai thác theo điều kiện công nghệ và thiết bị hiện hữu của mỏ BRS Algeria. Kết quả nghiên cứu đã đề xuất giải pháp phóng thoi định kỳ để giải phóng các nút lỏng và nâng cao hiệu quả vận chuyển khí đồng hành mỏ BRS Algeria

© 2018 Trường Đại học Mỏ - Địa chất. Tất cả các quyền được bảo đảm.

1. Mở đầu

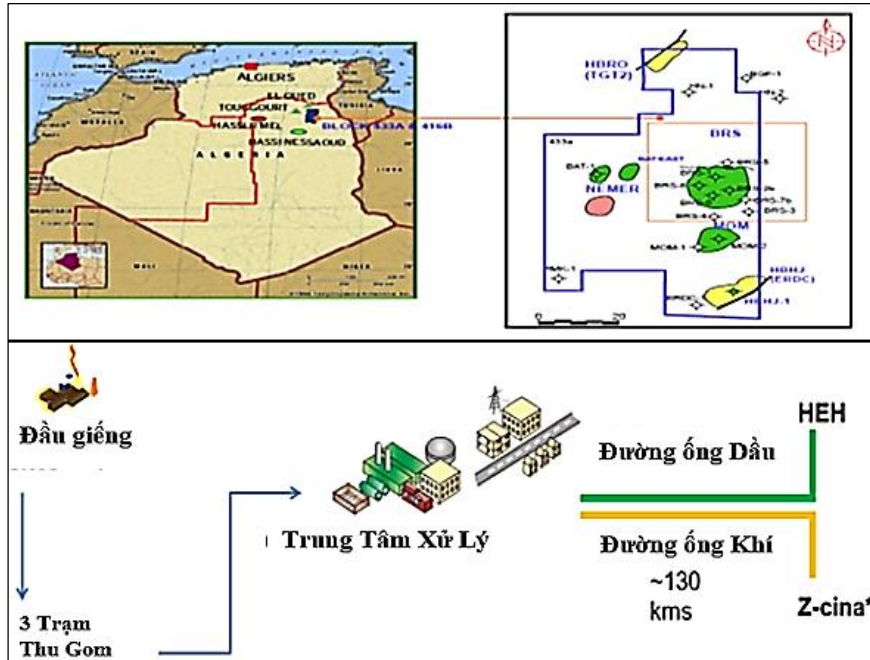
Mỏ Bir Seba thuộc lô hợp đồng PSC 433a& 416b nằm ở vùng Touggourt Algeria, trong sa mạc Sahara, cách thủ đô Alger khoảng 550 km về phía Đông Nam và cách mỏ dầu Hassi Messaoud khoảng 100 km về phía Đông Bắc. Mỏ BRS Algeria được thực hiện trên cơ sở thỏa thuận hợp đồng

phân chia sản phẩm với tỉ lệ tham gia như sau: Công ty Sonatrach (nước chủ nhà Algeria) và các đối tác khác chiếm tỷ lệ: 55%. Đại diện của Việt Nam là Tổng công ty thăm dò khai thác Dầu khí PVEP chiếm 45% (Tổng Công ty Thăm dò khai thác Dầu khí, 2013). Diện tích ban đầu của mỏ là 6.472 km², sau khi hoàn trả một phần diện tích còn lại là 4.530 km², vị trí như Hình 1.

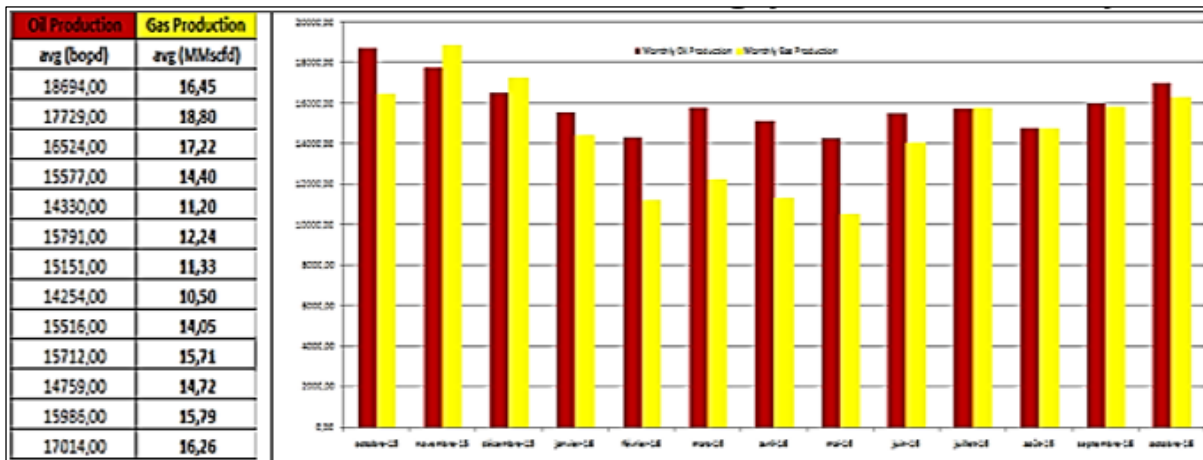
Dự án BRS Algeria được phát triển theo 2 giai đoạn: Giai đoạn 1, khai thác dòng dầu đầu tiên vào 15/8/ 2015 với lưu lượng khai thác 20.000 thùng

*Tác giả liên hệ

E - mail: annh1@pvep.com.vn



Hình 1. Vị trí Lô 433a&416b - Dự án BRS Algeria (Tổng Công ty Thăm dò khai thác Dầu khí, 2013).



Hình 2. Sản lượng khai thác thực tế Mỏ Bir - Seba từ 10/2015 - 10/2016 (Tổng Công ty Thăm dò khai thác Dầu khí (PVEP), 2016).

dầu/ngày. Giai đoạn 2, dự kiến cho dòng dầu vào vào cuối năm 2020, nâng tổng công suất xử lý cho toàn mỏ là 40.000 thùng dầu/ngày. Quá trình khai thác mỏ được thiết kế chia làm 3 trạm thu gom, mỗi trạm thu gom có thể kết nối với 12 giếng khai thác và chất lưu khai thác sẽ được đưa về trung tâm xử lý (Tổng Công ty Thăm dò khai thác Dầu khí (PVEP), 2013).

Trung tâm xử lý được thiết kế tiếp nhận dòng chất lưu khai thác từ các giếng thông qua hệ thống thu gom. Dầu thô được xử lý, khí đồng hành được tách và sau đó đưa đến đường ống vận chuyển khí tới Z - cina HMD. Dầu được tàng trữ trong các bồn

chứa trước khí vận chuyển đến HEH thông qua đường ống (Hình 1). Hệ thống xử lý trong giai đoạn 1 được tối giản hóa về mặt thiết bị, không bao gồm hệ thống bơm ép nước, thiết bị của hệ thống khí gaslift. Trung Tâm xử lý bao gồm hệ thống xử lý dầu, khí, nước, điện, tự động hóa và các hệ thống phụ trợ khác.

2. Đối tượng nghiên cứu

Đối tượng nghiên cứu là hệ thống đường ống vận chuyển khí thuộc dự án BRS Algeria. Hệ thống này bắt đầu vận chuyển ngày 16/09/2015, áp suất

tại BRS có hiện tượng tăng dần khiến cho việc vận chuyển khí rất khó khăn và phải đẩy ra đốt tại duốc để nhằm duy trì hoạt động khai thác tại mỏ. Theo thiết kế, ngay từ ban đầu phải tối ưu về chi phí đầu tư lắp đặt đường ống cho cả 02 giai đoạn phát triển của dự án, với công suất vận chuyển tối đa là 38 MMscfd và tối thiểu tương ứng với 25% công suất thiết kế. Theo sản lượng khai thác dự tính và thực tế khai thác của giai đoạn 1 (với 16 giếng khai thác), sản lượng khai thác dầu bình quân là 14.000 - 20.000 thùng dầu/ngày, sản lượng khai thác khí trung bình là 11 - 16 MMscfd, bao gồm một phần khoảng 2 - 2,5 MMscfd là khí nhiên liệu, và 9 - 15 triệu bộ khối khí/ngày được nén vận chuyển tới Z - cina (Tổng Công ty Thăm dò khai thác Dầu khí (PVEP), 2013).

Hiện trạng đường ống vận chuyển khí đang hoạt động trong điều kiện lưu lượng thấp nhất (9 - 15 MMscfd tương đương khoảng 25% công suất thiết kế ban đầu) (Hình 2) cho tới khi có thể đưa giai đoạn 2 vào vận hành khai thác (thêm 20 giếng khai thác, nâng tổng sản lượng khai thác là 40.000 thùng dầu/ngày, và 38 MMscfd khí /ngày), dự kiến bắt đầu từ cuối 2020. Trong điều kiện vận chuyển khí với lưu lượng thấp cùng với tỉ phần Hydrocarbon nặng cao dẫn đến hình thành pha lỏng trong điều kiện vận hành đường ống. Khi đó, đường ống vận chuyển ở dạng 2 pha. Trong điều kiện vận hành của đường ống, nút chất lỏng hình thành làm cản trở dòng chảy chất lưu bên trong, gây nên hiện tượng tổn hao áp suất dọc đường ống. Áp suất vận hành ổn định của hệ thống là 58 bar, tuy nhiên đến một thời điểm nào đó khi áp suất yêu cầu đầu vào đường ống vượt quá áp suất vận hành định mức tối đa của máy nén khí, khi đó hệ thống xử lý tự động đẩy khí ra duốc đốt, thay vì được đưa tới Z - cina theo đường ống như thông thường. Yêu cầu đặt ra là phải xử lý khối lượng chất lỏng lắng đọng trong đường ống, giảm thiểu hiện tượng tăng áp suất đầu vào đường ống, duy trì hoạt động ổn định hệ thống vận chuyển khí. Do vậy, cần phải nghiên cứu để tìm ra các giải pháp nhằm nâng cao hiệu quả vận chuyển khí bằng đường ống từ trung tâm xử lý GBRs đến điểm tiếp nhận tại Z - cina.

3. Cơ sở toán học về chế độ dòng chảy hai pha trong đường ống

3.1. Chế độ dòng chảy 2 pha trong đường ống

Hỗn hợp dầu khí vận chuyển trong đường ống có các cấu trúc dòng chảy khác nhau, phụ thuộc vào các yếu tố như thành phần chất lưu, lưu lượng vận chuyển cũng như tỷ số thể tích lỏng - khí.... Về tổng thể, chế độ dòng chảy có thể được chia làm hai dạng chính, dựa trên cấu trúc hình học của đường ống: Chế độ dòng chảy trong đường ống theo phương ngang và chế độ dòng chảy trong đường ống theo phương thẳng đứng. Có rất nhiều tên gọi được đặt cho các chế độ dòng chảy khác nhau, tuy nhiên tựu chung có bốn chế độ: Dòng chảy ở dạng nút, dòng chảy tầng, dòng chảy hình khuyên và dòng chảy bọt khí phân tán. Chế độ dòng chảy tầng diễn ra ở dòng chảy theo phương ngang, trong đó dưới tác dụng của trọng lực, khí và chất lỏng tách khỏi nhau, khí di chuyển ở phía trên, chất lỏng ở phía dưới. Chế độ dòng chảy hình khuyên diễn ra trong hệ thống vận chuyển với lưu lượng khí lớn chiếm ưu thế so với lưu lượng chất lỏng. Khí và chất lỏng dưới dạng hạt phân tán trong khí, chuyển động trong tâm đường ống, được bao bọc bởi phía ngoài là một lớp phim chất lỏng bám trên bề mặt thành ống. Chế độ dòng chảy bọt khí phân tán xuất hiện khi tỷ phần chất lỏng chiếm phần lớn trong hỗn hợp dầu khí. Dòng chảy diễn ra dưới dạng hỗn hợp lỏng khí mà trong đó khí phân tán trong môi trường chất lỏng dưới dạng các bọt khí. Chế độ dòng chảy nút được quan sát thấy trong hệ thống vận chuyển hỗn hợp dầu khí khi xuất hiện các nút chất lỏng - khí khác nhau chuyển động trong đường ống, hoặc có sự xuất hiện các lớp sóng chuyển động của chất lỏng do hiện tượng trượt kéo của khí trên bề mặt chất lỏng.

Trong dòng chảy 2 pha khí - lỏng, chất lỏng bị ảnh hưởng bởi lực ma sát cho nên có khuynh hướng chuyển động phía sau pha khí. Mặt khác, pha khí tiêu hao năng lượng khi truyền động năng cho pha lỏng, dẫn đến kéo dòng khí lại. Kết quả làm giảm áp suất nhanh hơn so với đơn pha, chất lỏng có xu hướng tăng lên trong đường ống. Tính phức tạp của dòng chảy biến đổi pha chỉ ra sự khó khăn trong việc xây dựng mô hình dòng chảy bằng phương pháp suy luận toán học mà phải xây dựng phương trình dòng chảy bằng thực nghiệm.

3.2. Phương trình thực nghiệm dòng chảy 2 pha trong đường ống

Beggs - Brill xây dựng chế độ dòng chảy ban đầu dựa trên các thí nghiệm (Maning and

Thompson, 1991). Số liệu mô phỏng các khu vực dòng chảy tương ứng đường nét đứt như trong Hình 3. Khu vực IV đại diện cho khu vực tức thời, đó là chế độ chảy phân lớp và chế độ chảy nút chất lỏng. Hệ số biến đổi là λ_L tỉ phần thể tích được xác định bằng chỉ số Froude

$$Fr = V_m^2 / (gD) \quad (1)$$

Trong đó: V_m : Vận tốc hỗn hợp, m/s; g : Gia tốc trọng trường, 9,98 m/s²; D : Đường kính ống, m.

Mối quan hệ có thể được quy đổi V_m và λ_L :

$$V_{sL} = m_L / (\rho_L A) \quad (2)$$

$$V_{sG} = m_G / (\rho_G A) \quad (3)$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sG} \quad (4)$$

$$\lambda_L = V_{sL} / (V_{sL} + V_{sG}) \quad (5)$$

Trong đó: λ_L : Tỉ phần thể tích chất lỏng dòng chảy; V_{sL} : Vận tốc bề mặt pha lỏng, m/s; V_{sG} : Vận tốc bề mặt pha khí, m/s; m : Lưu lượng khối, kg/s; ρ : Khối lượng riêng, kg/m³; A : Diện tích tiết diện ngang ($A = (\pi * D^2) / 4$), m².

Phương pháp phân tích xác định chế độ dòng chảy dựa trên trục đứng trong Hình 3. Trong đó tỉ phần thể tích chất lỏng (đường L_1, L_2, L_3, L_4) ở vị trí tương ứng với chỉ số Froude. Đường L có thể so

sánh với chỉ số Froude thực tế để xác định chế độ dòng chảy.

$$L_1 = 316\lambda_L^{0,302} \quad (6)$$

$$L_2 = 0,0009252\lambda_L^{-2,4684} \quad (7)$$

$$L_3 = 0,10\lambda_L^{-1,4516} \quad (8)$$

$$L_4 = 0,5\lambda_L^{-6,738} \quad (9)$$

* Chế độ chảy phân lớp: Chế độ này xuất hiện khi điều kiện sau được thỏa mãn $\lambda_L < 0,01; Fr < L_1; \lambda_L \geq 0,01; Fr < L_2$;

* Dòng chảy chuyển pha: Dạng dòng chảy này xuất hiện khi $\lambda_L \geq 0,01; L_2 \leq Fr \leq L_3$;

* Chế độ chảy nút: Ở chế độ này ta có $0,01 \leq \lambda_L < 0,4; L_3 < Fr \leq L_1; \lambda_L \geq 0,4; L_3 < Fr \leq L_4$;

* Chế độ chảy phân tán: Ở chế độ phân tán, ta nhận được điều kiện $\lambda_L < 0,4; Fr \geq L_1; \lambda \geq 0,4; Fr > L_4$;

* Tỉ phần chất lỏng:

$$H_L = a\lambda_L^b / Fr^c \quad (10)$$

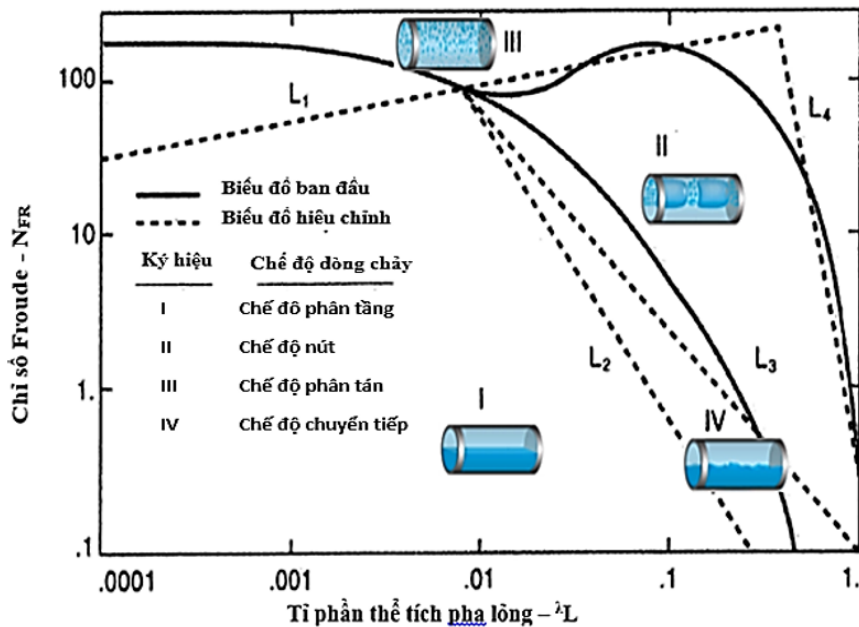
Hệ số a, b, c được xác định theo Bảng 1

Trong khu vực chuyển đổi chế độ dòng chảy, ta có:

$$H_L = \delta H_{L,segr} + \gamma H_{L,inter} \quad (11)$$

Bảng 1. Hệ số thực nghiệm xác định chế độ dòng chảy (Maning and Thompson, 1991).

Chế độ dòng chảy	a	b	c
Dòng chảy Phân lớp	0,98	0,4846	0,0868
Dòng chảy Nút chất lỏng	0,845	0,5351	0,0173
Dòng chảy Phân tán	1,065	0,5824	0,0609



Hình 3. Biểu đồ chế độ dòng chảy nằm ngang (Maning and Thompson, 1991).

Trong đó: $\delta = (L_3 - Fr)/(L_3 - L_2)$ và $\gamma = 1 - \delta$;

- Chiều dài nút chất lỏng được xác định theo phương trình thực nghiệm (Maning and Thompson, 1991).

$$L_s = \max \left\{ 30d, \exp \left\{ -26,8 + 28,5 \left[\ln \left(\frac{d}{0,0254} \right) \right]^{0,1} \right\} \right\} \quad (12)$$

Trong đó: L_s : Chiều dài nút chất lỏng, m; d : đường kính đường ống, m.

- Tỷ phần nút chất lỏng biểu diễn theo phương trình thực nghiệm (Fancis and Richard, 1991).

$$\alpha_{LS} = \exp[-(7,85 \cdot 10^{-3} \theta + 2,48 \cdot 10^{-6} Re_{LS})], (13) \leq \theta \leq 90^\circ$$

Trong đó: α_{LS} : Tỷ phần nút chất lỏng; Re_{LS} : Số Reynolds, xác định theo công thức (14)

$$Re_{LS} = \frac{d \rho_L (\alpha_G v_G + \alpha_L v_L)}{\mu_L} \quad (14)$$

* Giảm áp suất do ma sát: Sự giảm áp suất do ma sát được xác định theo công thức:

$$\rho_n = \lambda_L \rho_L + (1 - \lambda_L) \rho_G \quad (15)$$

$$\mu_n = \lambda_L \mu_L + (1 - \lambda_L) \mu_G \quad (16)$$

* Số Reynolds:

$$Re_n = \rho_n V_m D / \mu_n \quad (17)$$

Hệ số ma sát lấy từ đường ống trơn theo phương trình (18):

$$f_n = 1 / \{ 2 \log_{10} [Re_n / (4,5223 \log_{10} Re_n - 3,8215)] \}^2 \quad (18)$$

Mối quan hệ giữa hệ số hai pha và hệ số ma sát được xác định dựa vào công thức (19).

$$f_{tb} / f_n = \exp(s) \quad (19)$$

Trong đó:

$$s = \ln(y) / \{ -0,0523 + 3,182 \ln(y) - 0,8725 [\ln(y)]^2 + 0,01853 [\ln(y)]^4 \} \quad (20)$$

$$y = \lambda_L / H_L^2 \quad (21)$$

đối với $1 < y < 1,2$ tính s bởi công thức:

$$s = \ln(2,2y - 1,2) \quad (22)$$

Nếu bỏ qua tác dụng của chiều cao và ảnh hưởng bởi gia tốc, hệ số ma sát dòng chảy 2 pha, ta có:

$$f_{tb} = f_{tb}(f_{tb} / f_n) \quad (23)$$

Tỷ lệ áp suất giảm dọc theo đường ống:

$$\left(\frac{dP}{dX} \right)_f = \frac{f_{tb} \rho_n V_m^2}{2g_c D} (X: \text{chiều dài đường ống}) \quad (24)$$

Ở đây X là chiều dài đường ống.

4. Tính toán dựa trên phần mềm mô phỏng

Trong nghiên cứu này, nhóm tác giả sử dụng phần mềm OLGA để mô phỏng, xây dựng và đánh giá phân tích các mô hình dòng chảy đa pha trong hệ thống đường ống vận chuyển Dầu khí trên cơ sở các phương trình toán học được trình bày trong mục 3 (từ phương trình 1 đến phương trình 24). Đây là công cụ đáp ứng được mọi yêu cầu về mô phỏng dòng chảy có sự biến đổi pha cũng như sự thay đổi cấu trúc dòng chảy theo thời gian (chế độ chuyển tiếp) và được sử dụng rất phổ biến, đảm bảo độ chính xác cao (Fard et al., 2005; Nemoto et al., 2010; Baliño et al., 2010).

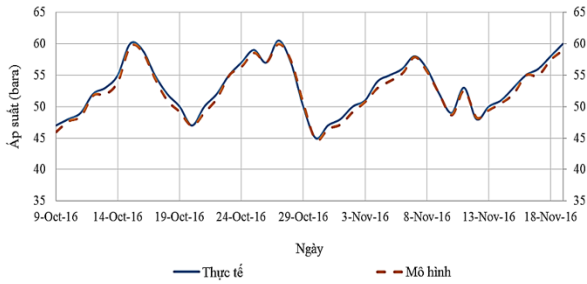
Đối với giải pháp số hóa, đường ống được phân chia thành các đoạn ngắn và giải bằng các phương pháp hữu hạn theo từng bước thời gian. Với giả thiết tổng các thành phần chất lưu là không thay đổi trong một đoạn ống, phần mềm có khả năng tính toán và xác định đặc tính của các pha khí, lỏng liên tục theo thời gian với các điều kiện môi trường khác nhau. Quá trình biến đổi pha lỏng - khí được mô phỏng nhờ phương trình cân bằng khối lượng, cân bằng năng lượng, cân bằng động lượng của chất lưu vận chuyển trong đường ống khi điều kiện áp suất và nhiệt độ thay đổi. Ngoài ra, mô hình hóa cũng mô phỏng được đầy đủ các thông số đường ống như: địa hình; các đoạn ống đứng, ngang, nghiêng; các lớp cách nhiệt; truyền/trao đổi nhiệt; đóng mở các van cũng như thay đổi lưu lượng chất lưu vận chuyển theo thời gian.

4.1. Xây dựng mô hình đường ống vận chuyển khí

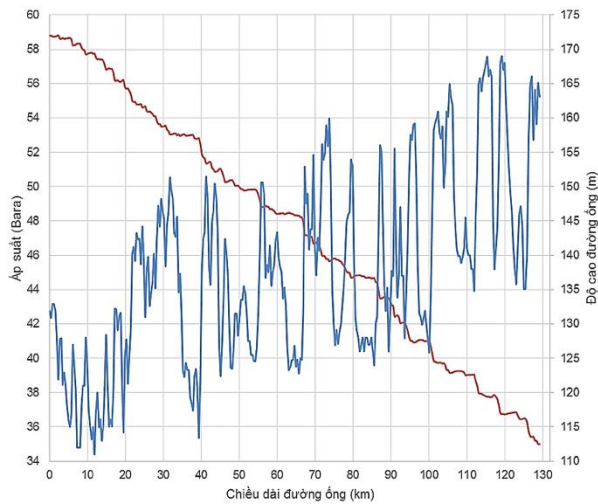
Cơ sở xây dựng mô hình đường ống vận chuyển khí là tạo file input thành phần khí chưa tách phần lỏng từ phần mềm PVTsim để tạo thông số đầu vào cho việc mô phỏng bằng phần mềm OLGA để phân tích tính chất dòng chảy của đường ống khí. Điều kiện vận hành nhiệt độ đầu vào của dòng khí khoảng 80°C, nhiệt độ môi trường dao động từ 10 - 30°C, đường ống không bọc cách nhiệt, áp suất đầu vào đường ống lớn nhất 61 barg. Lựa chọn phương trình thực nghiệm toán học phù hợp với chất lưu vận hành thực tế. Nhập thành phần trong PVTsim và chọn phương trình thực nghiệm phù hợp cho dự án. Tiếp theo, lựa chọn phương trình thực nghiệm phù hợp với điều kiện vận hành của mỏ. Áp suất tiếp nhận tại Z - cina là

35 bar, dựa trên số liệu thống kê áp suất yêu cầu đầu vào đường ống từ 9/10 - 19/11/2016. Xây dựng mô hình kiểm chứng áp suất đầu vào đường ống, kết quả được biểu diễn trên Hình 4.

Kết quả chạy mô hình cho thấy (Hình 4), áp suất đầu vào đường ống gần như trùng khớp hoàn toàn so với kết quả thực tế, đặc biệt là tại các giá trị cực đại và cực tiểu. Tuy nhiên, ở một vài thời điểm, có sự chênh lệch so với thực tế (nhỏ hơn



Hình 4. Kiểm chứng mô hình với áp suất làm việc thực tế của đường ống.



Hình 5. Biểu đồ áp suất dọc theo đường ống ở chế độ ổn định.

5%). Giá trị chênh lệch này nằm trong giới hạn sai số cho phép do đó, kết quả phân tích của mô hình là đảm bảo độ chính xác về các thông số vận hành của đường ống.

4.2. Kết quả nghiên cứu

4.2.1. Điều kiện vận hành đường ống vận chuyển 9 triệu bộ khối khí/ngày

Ở chế độ giả ổn định với đầu ra 35 bar, nhiệt độ môi trường 10°C. Mô phỏng kết quả cho thấy áp suất đầu vào đường ống là 59 bar (Hình 5).

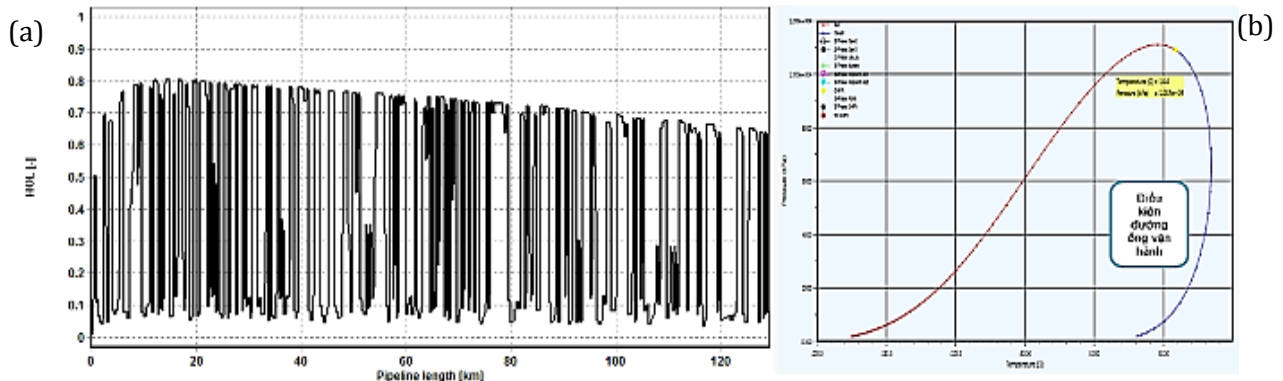
Kết quả phân tích theo giản đồ pha cho thấy, nhiệt độ vận hành của đường ống nằm trong đường bao pha của giản đồ pha như Hình 6b. Do đó tại điều kiện vận hành có sự tách pha lỏng ra khỏi khí, trong đường ống vận chuyển tồn tại hai pha với tỉ phần lỏng như Hình 6a.

Theo kết quả phần mềm chế độ dòng chảy hai pha có các chế độ dòng chảy ID = 1 chế độ dòng chảy phân lớp, ID = 2 chế độ dòng chảy vành xuyên, ID = 3 chế độ chảy nút, ID = 4 chế độ dòng chảy bọt phân tán. Theo Hình 7 dòng chảy trong ống có hai chế độ dòng chảy phân tầng và nút.

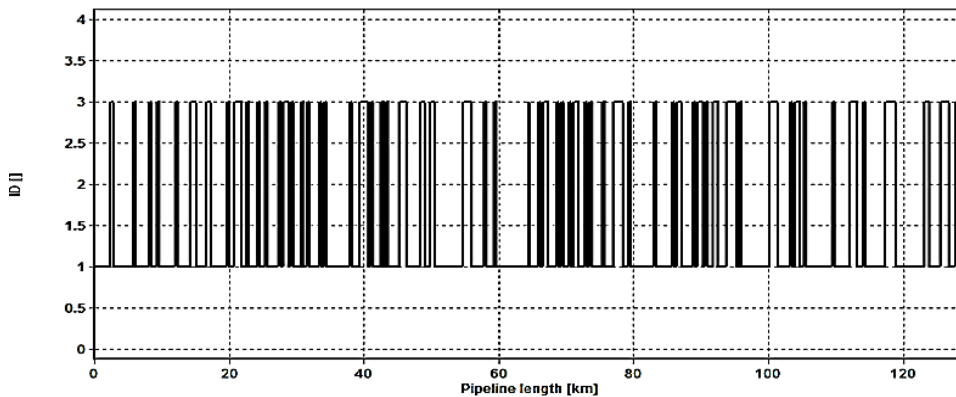
Áp suất động học tại đầu vào đường ống biến đổi theo thời gian. Cường độ áp suất đầu vào đường ống phụ thuộc vào chế độ dòng chảy trong đường ống. Hình 8 cho thấy có sự dao động áp suất chứng tỏ xuất hiện nút chất lỏng dọc đường ống. Áp suất đầu vào đường ống tăng cao khi đó thể tích lỏng trong đường ống cao, áp suất giảm tỉ lệ thuận với thể tích pha lỏng trong đường ống.

4.2.2. Giải pháp phóng thoi nâng cao hiệu quả vận chuyển của đường ống

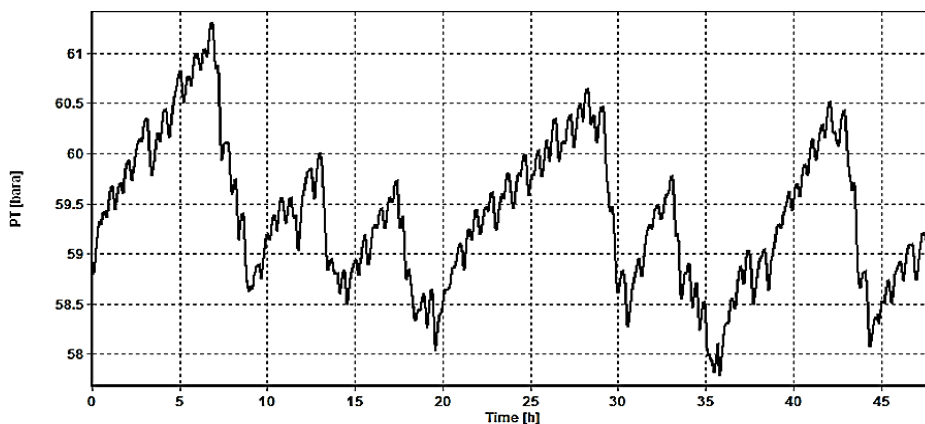
Với điều kiện vận chuyển khoảng 9 triệu bộ khối khí. Sau khi phóng thoi đẩy toàn bộ chất lỏng trong đường ống, áp suất đầu vào đường ống



Hình 6. (a). Tỉ phần lỏng dọc theo đường ống ở chế độ ổn định; (b). Điều kiện vận hành đường ống.



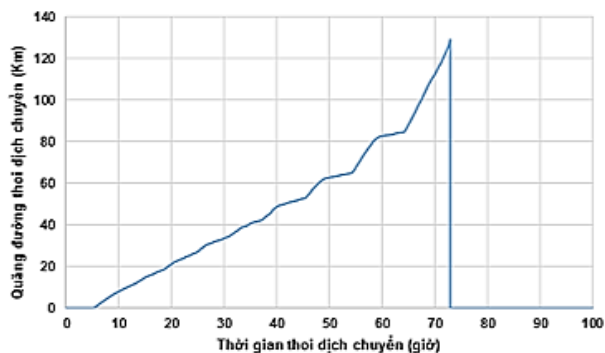
Hình 7. Chế độ chảy dọc đường ống.



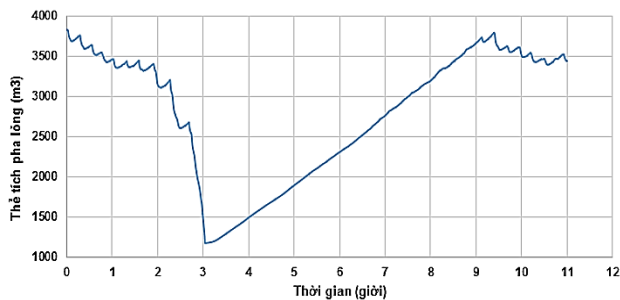
Hình 8. Áp suất động học đầu vào đường ống.



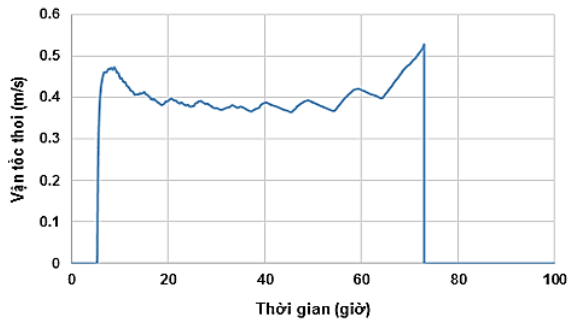
Hình 9. Suất động học đầu vào đường ống trước và sau phóng thoi.



Hình 10. Thời gian phóng thoi.



Hình 11. Tổng thể tích phần lỏng dọc theo đường ống ở điều kiện vận hành.



Hình 12. Vận tốc thoi di chuyển dọc theo đường ống.

giảm xuống khoảng 44 bar (Hình 11). Áp suất đầu vào đường ống tăng dần do sự tách pha dẫn đến thể tích pha lỏng trong đường ống tăng dần. Sau khoảng 6 ngày phóng thoi áp suất trở lại trạng thái ban đầu khoảng 58 - 60 bar.

Trong quá trình thoi dịch chuyển toàn bộ chất lỏng trước thoi bị đẩy ra khỏi đường ống. Thể tích pha lỏng trong đường ống tăng dần sau khi phóng thoi, khoảng 6 ngày để trở về trạng thái ban đầu với thể tích 3.500 thùng.

Vận tốc thoi dịch chuyển khoảng 0,5 mét/giây (Hình 11); thời gian thoi dịch chuyển khoảng 70 giờ (Hình 12), được kiểm nghiệm tương đối chính xác so với thời gian thực từ khi bắt đầu phóng đến khi nhận thoi ở đầu tiếp nhận (Hình 16).

Đánh giá lưu lượng vận chuyển khác nhau với lưu lượng vận chuyển 9 MMscfd, 12 MMscfd và 15 MMscfd với điều kiện biên áp suất đầu ra đường ống là 35 bar và nhiệt độ môi trường 10 °C.

Thời gian phục hồi áp suất động học đầu vào đường ống kể từ khi bắt đầu phóng thoi với lưu lượng vận chuyển lần lượt là 9 MMscfd, 12 MMscfd và 15 MMscfd tương ứng thời gian là 9

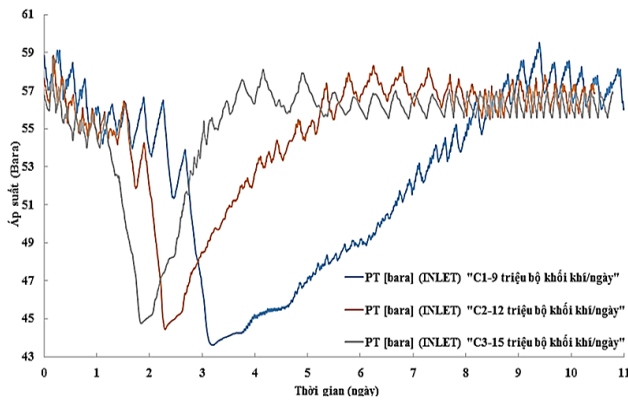
ngày, 5,5 ngày, 3 ngày (Hình 13). Dao động áp suất đầu vào đường ống có xu thế giảm dần khi tăng lưu lượng.

Vận tốc phóng thoi ở chế độ giả ổn định khi lưu lượng vận chuyển tăng dần khi đó vận tốc thoi dịch chuyển tăng dần tỉ lệ với lưu lượng Hình 14.

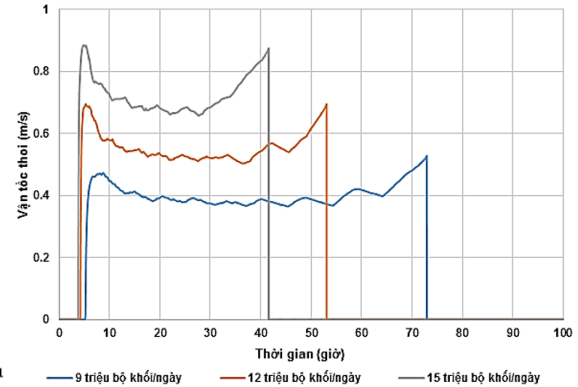
Thời gian thoi dịch chuyển hết tuyến ống như với khoảng thời gian lần lượt là 70 giờ, 50 giờ và 40 giờ lưu lượng vận chuyển 9 MMscfd, 12 MMscfd và 15 MMscfd (Hình 15).

5. Kết luận

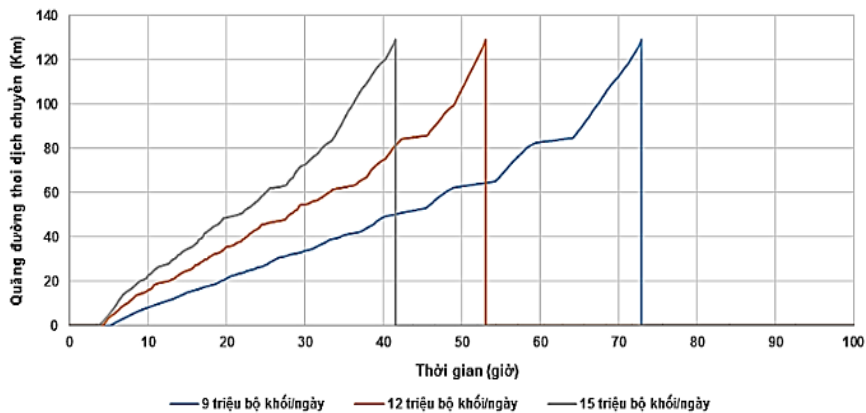
Đường ống vận chuyển khí dự án Algeria đường kính 12 inch dài 130 km, được thiết kế với công suất vận chuyển 38 triệu bộ khối khí/ngày. Điều kiện vận hành thực tế cho thấy khí có thành phần hydrocarbon nặng cao, lưu lượng vận chuyển giai đoạn 1 thấp 9 - 15 triệu bộ khối khí/ngày đạt 25 - 30% công suất thiết kế, nhiệt độ môi trường thay đổi liên tục giữa ngày, đêm và theo mùa rất lớn. Khí dịch chuyển trong đường ống các thành phần hydrocarbon nặng tách ra và



Hình 13. Biểu đồ áp suất động học đầu vào đường ống.



Hình 14. Biểu đồ vận tốc trung bình của thoi.



Hình 15. Thời gian thoi đi chuyển toàn bộ tuyến ống.



Hình 16. Hình ảnh trước và sau phóng thoi. (a) Foam Pig đang sử dụng; (b) Thiết bị phóng Pig của GBRs.

hình thành pha lỏng. Đường ống vận chuyển 2 pha hình thành nút chất lỏng dọc đường ống đã gây ra tổn hao áp suất lớn trong quá trình vận chuyển khí. Qua kết quả nghiên cứu, đã đưa ra các giải pháp nâng cao hiệu quả vận chuyển khí bằng đường ống tại mỏ BRS gồm:

- Phóng thoi định kỳ với thời gian từ 3 - 9 ngày tùy thuộc vào lưu lượng khí và nhiệt độ môi trường. Phương án phóng thoi có chi phí thấp nhất tiết kiệm cho công ty BRS - Algerial dự tính khoảng 75 triệu USD từ năm 2015 đến năm 2020 so với chi phí thuế đốt khí xả ra môi trường.

- Xây dựng hệ thống tách pha lỏng ra khỏi khí bằng tháp chưng đảm bảo hiệu quả kỹ thuật cao nhất. Tuy nhiên lại không hiệu quả kinh tế do ảnh hưởng bởi môi trường đầu tư, đây là dự án đầu tư thêm không được thu hồi theo quy định của nước sở tại. Do vậy, cần phải có chính sách đầu tư khác cho phép Nhà đầu tư thu hồi chi phí đầu tư ban đầu thì Dự án sẽ mang lại hiệu quả kinh tế.

Tài liệu tham khảo

Baliño, J. L., Burr, K. P., Nemoto, R. H., 2010. Modeling and simulation of severe slugging in

air - water pipeline - riser systems, *International journal of multiphase flow* 36, 2010, 643 - 660.

Fancis, S. M., Richard, E. T., 1991. *Oilfield processing of petroleum volume one: natural gas*.

Mehrdad, P. F., John, M. G., Svein, I. S., 2005. Modeling of severe slug and slug control with OLGA, *SPE 84685*.

Ove Bratland, 2013. Pipe Flow - multi - phase flow assurance.

Rafael, H. N., Jorge, L. B., Rafael, L. T., Carlos, A. G., 2010. A case study in flow assurance of a pipeline - riser system using OLGA, *13th Brazilian congress of thermal sciences and engine*.

Tổng Công ty Thăm do Khai thác Dầu khí (PVEP), 2013. Cập nhật Báo cáo phát triển mỏ Bir Seba Algeria.

Tổng Công ty Thăm do Khai thác Dầu khí (PVEP), 2016. Báo cáo khai thác mỏ Bir Seba Algeria.

ABSTRACT

Solutions for efficiency improvement BRS rich gas transportation in Algeria

An Hai Nguyen ¹, Thinh Van Nguyen ², Phu Van Hoang ¹, Hai Thanh Nguyen ¹, Dung Viet Phan ¹, Duong Binh Tran ¹, Hai Thanh Nguyen ³

¹ PetroVietnam Exploration Production Corporation (PVEP), Vietnam.

² Faculty of Oil and Gas, Hanoi University of Mining and Geology, Vietnam.

³ PetroVietnam Domestic Exploration Production Operating Company (PVEP POC).

Pipeline transportation of associated gas or gas condensate which content medium and heavy components form liquid phase in operating condition, especially environment temperature change drastically impact adversely to gas pipeline operating activities. Heavy component gas is called rich gas which forms liquid phase in operating condition, liquid content increase gradually in conditional environmental temperature decrease. Pipeline transportation at low flow rate causes slug regime which adversely impact on inlet pressure of gas pipeline. This paper shows the result of solution for efficiency improvement BRS - Algeria rich gas transportation by multiphase simulation model to evaluate and select options for minimizing slug in transporting gas, and adjusting process parameter fit for existing facilities of BRS field. The result of study is periodic pigging measure to push liquid phase out of the pipeline and increase the efficiency of transporting associated gas BRS - Algeria.