



Tạp chí Khoa học Kỹ thuật Mỏ - Địa chất

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

Nghiên cứu giải pháp đảm bảo dòng chảy cho đường ống vận chuyển dầu từ giàn WHP-DH2 tới giàn FPU-DH1 mỏ Đại Hùng

Nguyễn Văn Thịnh^{1,*}, Nguyễn Hải An², Nguyễn Thanh Hải³

¹ Khoa Dầu khí, Trường Đại học Mỏ - Địa chất, Việt Nam

² Tổng công ty Thăm dò Khai thác Dầu khí (PVEP), Việt Nam

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

THÔNG TIN BÀI BÁO

Quá trình:

Nhận bài 15/6/2018

Chấp nhận 20/7/2018

Đăng online 31/8/2018

Từ khóa:

Đảm bảo dòng chảy

Đường ống vận chuyển dầu

Mỏ Đại Hùng

TÓM TẮT

Mỏ Đại Hùng thuộc Lô 05.1a, bắt đầu đi vào khai thác từ năm 1994. Trong giai đoạn 2 của quá trình phát triển mỏ, giàn dầu giếng WHP-DH2 được lắp đặt. Sau khi giàn WHP-DH2 đi vào hoạt động (từ tháng 8/2011) đã nảy sinh một số vấn đề cần phải được giải quyết để nâng cao hiệu quả vận chuyển sản phẩm và đảm bảo tính kinh tế trong suốt đời mỏ. Hơn nữa, trước thực trạng giá dầu giảm sâu khiến Nhà điều hành của mỏ Đại Hùng phải điều chỉnh sản lượng khai thác, chính vì vậy các số liệu dựa trên dự báo sản lượng khai thác trước đây không còn sát với điều kiện thực tế hiện nay. Điều này đặt ra yêu cầu bức thiết phải thực hiện các nghiên cứu nhằm đảm bảo an toàn cho quá trình vận chuyển sản phẩm trong giai đoạn hiện nay. Nghiên cứu đảm bảo dòng chảy cho tuyến đường ống vận chuyển dầu khí gồm nhiều nội dung, trong đó phải kể đến việc kiểm soát sự lắng đọng của các vật thể rắn như hydrate, wax, asphaltene... Bài báo trình bày các kết quả nghiên cứu về chế độ dòng chảy, các thông số thủy lực, nhiệt học và tốc độ ăn mòn bên trong... của đường ống vận chuyển dầu từ giàn WHP-DH2 đến giàn FPU-DH1, thông qua các phương trình thực nghiệm. Các kết quả tính toán sau đó được so sánh với mô hình mô phỏng bằng phần mềm PIPESIM, nhằm kiểm chứng độ tin cậy và khả năng áp dụng vào thực tế. Trên cơ sở đó, tác giả đề xuất các giải pháp phù hợp để vận hành tuyến đường ống từ giàn WHP-DH2 đến giàn FPU-DH1 trong những giai đoạn tiếp theo.

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

1. Mở đầu

Mỏ dầu khí Đại Hùng thuộc lô 05-1a nằm ở phía Đông Bắc bồn trũng Nam Côn Sơn, cách bờ biển Vũng Tàu khoảng 250km, với chiều sâu mực nước trung bình khoảng 110m (Hình 1). Dầu của mỏ Đại Hùng thuộc nhóm phân loại từ trung bình

cho đến nặng với tỷ trọng dao động trong khoảng 0,827 g/cm³- 0,930 g/cm³, ít lưu huỳnh (hàm lượng lưu huỳnh từ 0,05% đến 0,152% khối lượng), hàm lượng asphalten từ 3,0 % đến 21,8 % khối lượng, chứa nhiều parafin (hàm lượng parafin từ 6,9 % đến 30,0 % khối lượng). (PVEP, 2007; PVEP, 2013) Lịch sử khai thác của mỏ Đại Hùng được thể hiện qua các mốc thời gian như sau: Tháng 10/1994 giàn FPU-DH1 đưa vào 05 giếng khai thác ngầm với sản lượng cao nhất đạt

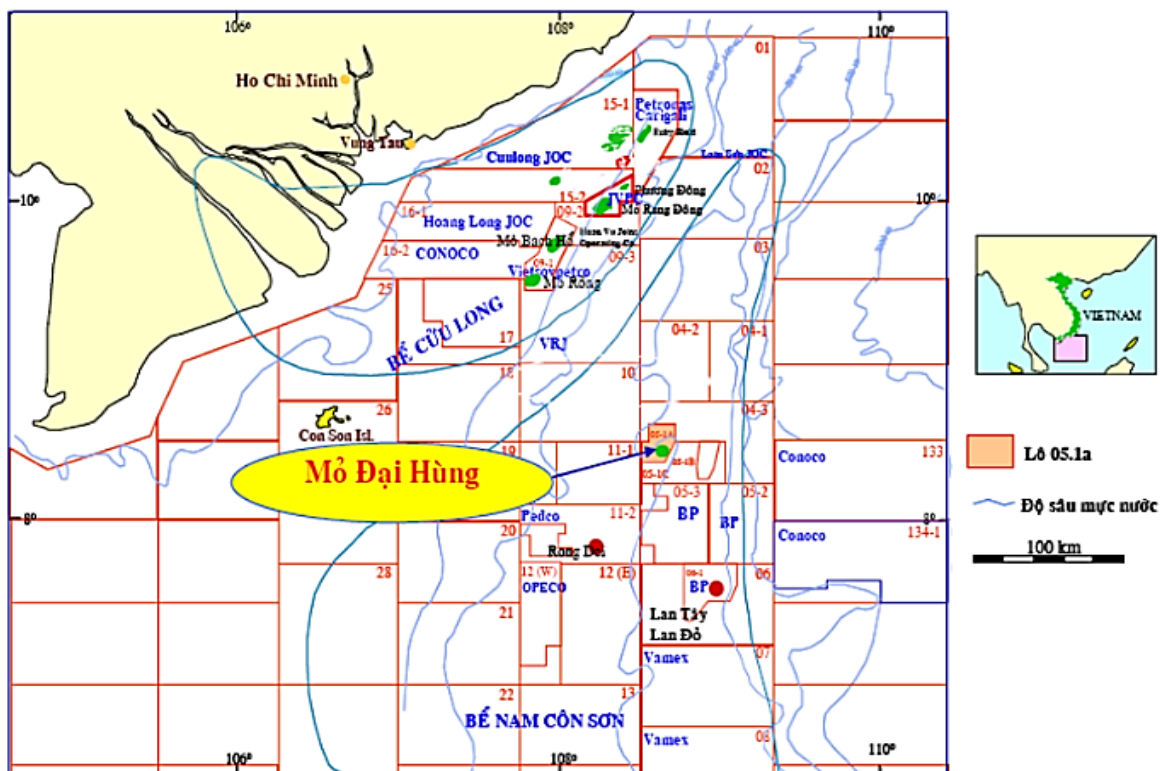
*Tác giả liên hệ

E-mail: nguyenvanthinh@humg.edu.vn

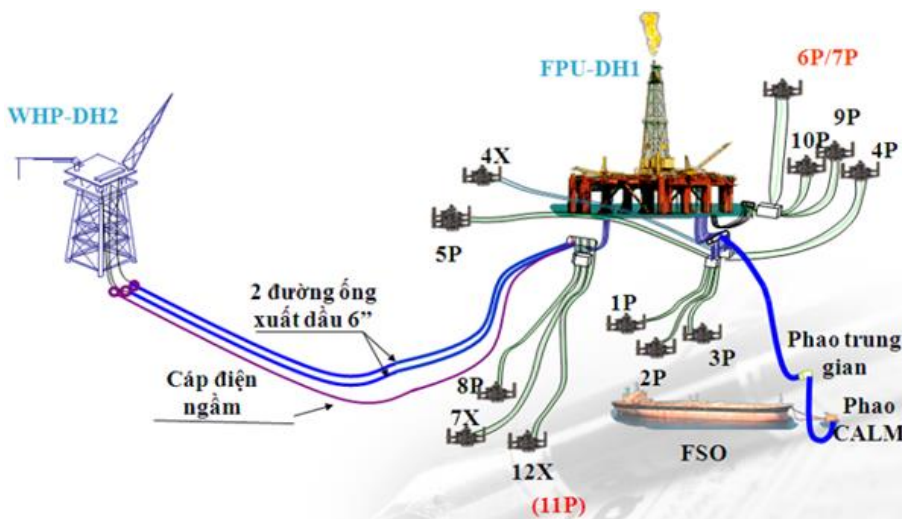
gần 32.000 thùng/ngày (theo thiết kế, FPU xử lý 35,000 thùng/ngày). Năm 1997, sản lượng khai thác giảm dần đến 3.000 thùng/ngày. Năm 1999, giàn FPU-DH1 được điều hành bởi xí nghiệp liên doanh Vietsovpetro, với sản lượng dao động trong khoảng 2000 thùng/ngày. Tháng 9/2003 mỏ Đại Hùng đã được bàn giao cho Công ty Thăm dò và Khai thác Dầu khí (PVEP) điều hành. Tại thời điểm hiện nay, sản lượng khai thác dầu trung bình đạt 9000 thùng/ngày và khí đạt 500.000 m³/ngày.

2. Đối tượng nghiên cứu

Mỏ Đại Hùng thuộc khu vực khai thác sớm, sử dụng giàn bán tiềm thủy (Floating Production Unit - FPU) Đại Hùng 01 kết nối với 12 giếng ngầm thông qua hệ thống đường ống khai thác mềm (Hình 2). Dầu thô khai thác từ giếng được xử lý trên giàn FPU-DH1 sau đó được bơm sang tàu chứa nổi FSO, tàu được neo giữ tại vị trí thông qua phao CALM. Trong giai đoạn phát triển 2 của Mỏ,



Hình 1. Vị trí mỏ Đại Hùng (PVEP, 2007).



Hình 2. Sơ đồ khai thác mỏ Đại Hùng (PVEP, 2013).

giàn đầu giếng WHP-DH2, nằm cách giàn FPU-DH1 khoảng 5km về phía Tây Nam, được đưa vào vận hành với 12 giếng khoan. Giàn đầu giếng thuộc dạng giàn vận hành không người, được kết nối và điều khiển từ giàn FPU-DH1 thông qua cáp điều khiển ngầm. Sản phẩm từ giàn WHP-DH2 được vận chuyển về giàn FPU-DH1 thông qua đường ống ngầm đường kính 6 inchs. Đường ống xuất sản phẩm khai thác bao gồm 3 đoạn ống: Đoạn ống đứng cứng (rigid riser) tại giàn WHP-DH2; Đoạn ống đứng linh động mềm (flexible dynamic riser) tại giàn FPU-DH1; Đoạn ống dẫn mềm (flexible flowline) nối giữa ống đứng cứng và ống đứng mềm (Hình 3).

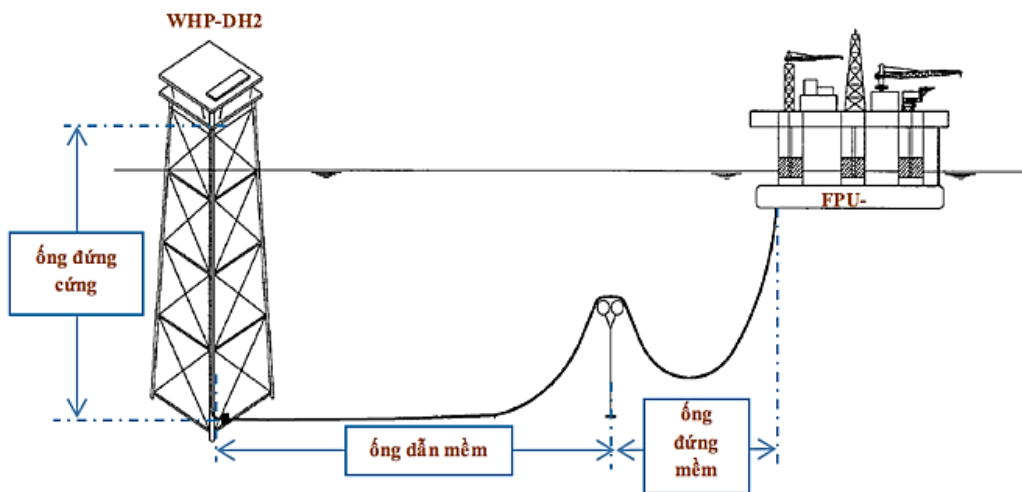
3. Tính toán đảm bảo dòng chảy cho của đường ống xuất dầu từ WHP-DH2 tới FPU-DH1

3.1. Cơ sở tính toán

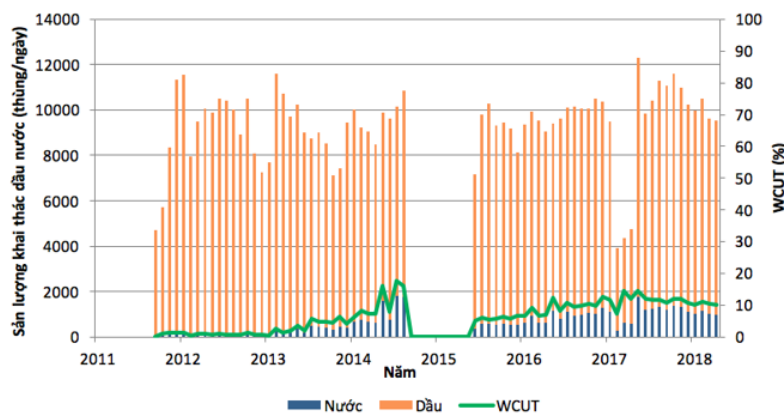
Do thành phần khí trong sản phẩm khai thác

từ giàn WHP-DH2 đã được tách và xuất sang giàn BK-Thiên Ưng và phần khí dư thừa được đốt bỏ tại tháp đốt, nên đường ống xuất từ giàn WHP-DH2 tới FPU-DH1 không gặp các vấn đề liên quan đến lắng đọng hydrate hay hiện tượng tích tụ nút chất lỏng. Để thuận lợi cho việc tính toán lý thuyết và mô phỏng bằng phần mềm quá trình khai thác trong suốt đời mỏ, ta giả sử nhiệt độ đầu vào tuyến ống luôn đạt 55°C và áp suất đầu vào luôn duy trì ở 15,3 bar. Coi nhiệt độ môi trường nước biển xung quanh ống luôn đồng đều và giữ ở 16°C.

Thông qua biểu đồ lịch sử khai thác trên Hình 4 cho thấy, sản lượng khai thác giàn WHP-DH2 tương đối ổn định và trung bình đạt 9000 thùng/ngày với hàm lượng nước khoảng 10%. Trong bối cảnh hiện nay, việc tăng sản lượng khai thác của giàn WHP-DH2 khó có khả năng xảy ra. Do đó, trong các tính toán được trình bày dưới đây ta xem xét các phương án khác nhau trong trường hợp sản lượng khai thác suy giảm và hàm lượng nước tăng cao như tại Bảng 1.



Hình 3. Sơ đồ tuyến ống xuất sản phẩm khai thác từ WHP-DH2 tới FPU-DH1.



Hình 4. Lịch sử sản lượng khai thác giàn WHP-DH2.

Bảng 1. Các phương án lưu lượng vận chuyển được xem xét.

SLKT (thùng/ngày)		9000	7500	6000	4500
Độ ngập nước-WCUT (%)	Phương án cơ sở	10	10	10	10
	Phương án trung bình	20	20	20	20
	Phương án cao	40	40	40	40

3.2. Tính toán tổn thất thủy lực

Các thông số tính toán cho đoạn ống đứng cứng tại giàn WHP-DH2 bao gồm: Lưu lượng vận chuyển $Q = 9.000$ thùng/ngày ($0,0162 \text{ m}^3/\text{s}$); Hàm lượng nước khai thác $WCUT = 10\%$; Đường kính trong đoạn ống đứng cứng $D_i = 149,257 \text{ mm}$ bọc cách nhiệt; Độ nhám tuyệt đối $e = 0,04572 \text{ mm}$; Mật độ dầu $\rho_{dầu} = 871,3 \text{ kg/m}^3$; Mật độ nước $\rho_{nước} = 1049,2 \text{ kg/m}^3$; Độ nhớt động học của dầu: $\nu_{dầu} = 7,09 \text{ mm}^2/\text{s}$; Độ nhớt động học của nước: $\nu_{nước} = 1,52 \text{ mm}^2/\text{s}$; Nhiệt độ môi trường (nước biển): 16°C ; Chiều dài đoạn ống cứng: $l_1 = 128 \text{ m}$; Áp suất đầu vào của tuyến ống đứng: $P_{in} = 15,3 \text{ bar}$. Các giá trị tính toán được thể hiện như sau:

Mật độ chất lỏng trong ống:

$$\begin{aligned} \rho &= \rho_{dầu} \cdot 90\% + \rho_{nước} \cdot 10\% \quad (1) \\ &= 871,3 \cdot 90\% + 1049,2 \cdot 10\% \\ &= 889,1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Gọi S_1 là tiết diện đoạn ống đứng cứng, ta có:

$$S_1 = \frac{\pi D_i^2}{4} = \frac{\pi (149,275 \cdot 10^{-3})^2}{4} = 0,0175 \text{ m}^2 \quad (2)$$

Vận tốc dòng chảy trong ống:

$$v = \frac{Q}{S_1} = \frac{0,0162}{0,0175} = 0,9257 \text{ m/s} \quad (3)$$

Độ nhớt động học của nước: $1,52 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.
Độ nhớt động học của chất lỏng trong ống:

$$v = \nu_{dầu} \cdot 90\% + \nu_{nước} \cdot 10\% = (7,09 \cdot 90\% + 1,52 \cdot 10\%) \cdot 10^{-6} = 6,53 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \quad (4)$$

Độ nhám tương đối của vách ống:

$$\varepsilon = \frac{e}{D_i} = \frac{0,04572}{149,275} = 0,00030628 \quad (5)$$

Số Reynold:

$$Re = \frac{v \cdot D_i}{\nu} = \frac{0,9257 \cdot 149,275 \cdot 10^{-3}}{6,53 \cdot 10^{-6}} = 21161 \quad (6)$$

Ta thấy $2320 < Re < 59,5/\varepsilon^{7/8}$, do đó trạng thái của dòng chảy thuộc vùng thủy lực phẳng. Giá trị của λ được xác định theo công thức Blasius (Blasius, 1913):

$$\begin{aligned} \lambda &= 0,3164 Re^{-0,25} \quad (7) \\ &= 0,3164 \cdot 21161^{-0,25} = 0,026 \end{aligned}$$

Vậy tổn hao thủy lực do ma sát trên đoạn ống đứng cứng là:

$$\begin{aligned} \Delta P_{ms} &= \lambda \cdot \frac{l_1}{D_i} \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho \quad (8) \\ &= 0,026 \cdot \frac{128,5}{149,275 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{0,9257^2}{2} \cdot 889,1 \\ \Delta P_{ms} &= 8526 \text{ Pa} = 0,09 \text{ bar} \end{aligned}$$

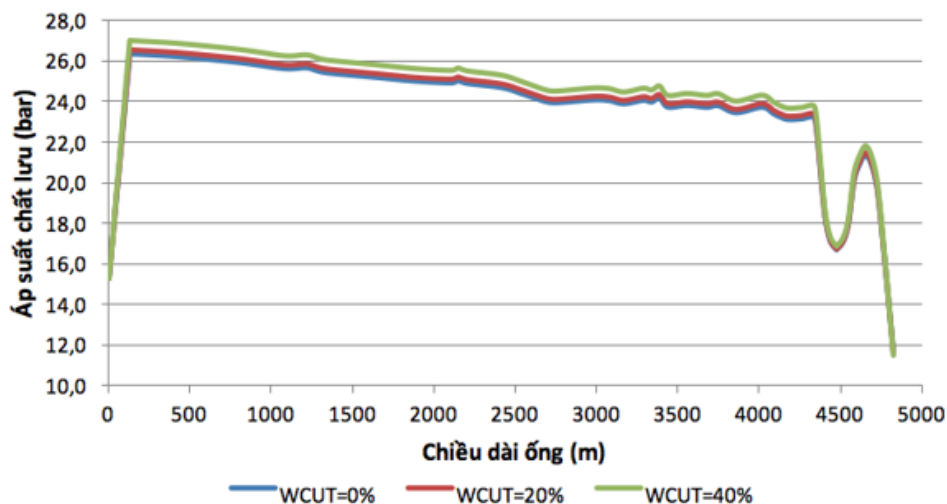
Cột áp thủy tĩnh trên đoạn ống đứng cứng là:

$$\begin{aligned} \Delta P_z &= \rho g h = 889,1 \cdot 9,81 \cdot 128 \quad (9) \\ &= 1116425 \text{ Pa} = 11,1 \text{ bar} \end{aligned}$$

Vậy áp suất đầu ra của tuyến ống đứng là:

$$\begin{aligned} P_{out} &= P_{in} - \Delta P_{ms} + \Delta P_z \quad (10) \\ &= 15,3 - 0,09 + 11,1 = 26,3 \text{ bar} \end{aligned}$$

Thực hiện các bước tính tương tự cho hai đoạn ống còn lại, ta thu được profile áp suất đường ống cho trường hợp lưu lượng vận chuyển đạt 9000 thùng dầu/ngày với các hàm lượng nước khác nhau (Hình 5).



Hình 5. Profile áp suất trong đường ống với lưu lượng vận chuyển 9.000 thùng/ngày.

3.3. Tính toán tổn thất nhiệt

Các thông số tính toán cho đoạn ống đứng cứng như sau: Nhiệt độ môi trường: $T_o = 16^\circ\text{C}$ (289°K); Nhiệt độ dầu tại đầu vào tuyến ống: $T_{in} = 55^\circ\text{C}$ (328°K); Hệ số truyền nhiệt tổng (Giá trị U) của đoạn ống đứng cứng: $U = 6,68 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$; Đường kính trong của ống: $D_i = 149,275 \text{ mm}$; Lưu lượng vận chuyển: $Q = 9.000$ thùng/ngày ($0,0162 \text{ m}^3/\text{s}$). Hàm lượng nước WCUT=10%; Nhiệt dung riêng của dầu: $c_{p \text{ dầu}} = 1884 \text{ J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$; Nhiệt dung riêng của nước: $c_{p \text{ nước}} = 4187 \text{ J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$; Chiều dài đoạn ống đứng cứng: $L = 128 \text{ m}$. Các giá trị tính toán được thể hiện như sau:

Tốc độ khối của chất lưu:

$$\dot{m} = Q \cdot \rho = 14,4 \text{ kg/s} \quad (11)$$

Khối lượng dầu:

$$m_{\text{dầu}} = \rho_{\text{dầu}} \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L \cdot 90\% = \quad (12)$$

$$871,3 \cdot \frac{\pi \cdot (0,149^2)}{4} \cdot 128 \cdot 90\% = 1750 \text{ kg}$$

Khối lượng nước:

$$m_{\text{nước}} = \rho_{\text{nước}} \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L \cdot 10\% = \quad (13)$$

$$1049,2 \cdot \frac{\pi \cdot (0,149^2)}{4} \cdot 128 \cdot 10\% = 234 \text{ kg}$$

Nhiệt dung riêng của chất lưu:

$$c_p = c_{p \text{ dầu}} \cdot \frac{m_{\text{dầu}}}{m_{\text{dầu}} + m_{\text{nước}}} + c_{p \text{ nước}} \cdot \frac{m_{\text{nước}}}{m_{\text{dầu}} + m_{\text{nước}}} \quad (14)$$

$$c_p = 1884 \cdot \frac{1750}{1750+234} + 4187 \cdot \frac{234}{1750+234} = 2156 \text{ (J}/(\text{kg}\cdot\text{K}))$$

Hằng số giảm nhiệt:

$$\beta = \frac{U \pi D}{\dot{m} c_p} = \frac{6,68 \cdot \pi \cdot 0,149275}{14,4 \cdot 2156} \approx 0,1 \cdot 10^{-3} \quad (15)$$

Nhiệt độ dầu tại cuối đoạn ống đứng cứng:

$$T_x = T_o + (T_{in} - T_o) e^{-x\beta} \quad (16)$$

$$T = 289 + (328 - 289) e^{-128,0,1 \cdot 10^{-3}}$$

$$T = 327,5 \text{ }^\circ\text{K} = 54,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Ở đây x là chiều cao đoạn ống đứng. Thực hiện các bước tính tương tự cho hai đoạn ống còn lại, ta thu được profile nhiệt độ dầu trong ống như tại Hình 6.

3.4. Tính toán thời gian giảm nhiệt độ (cool-down)

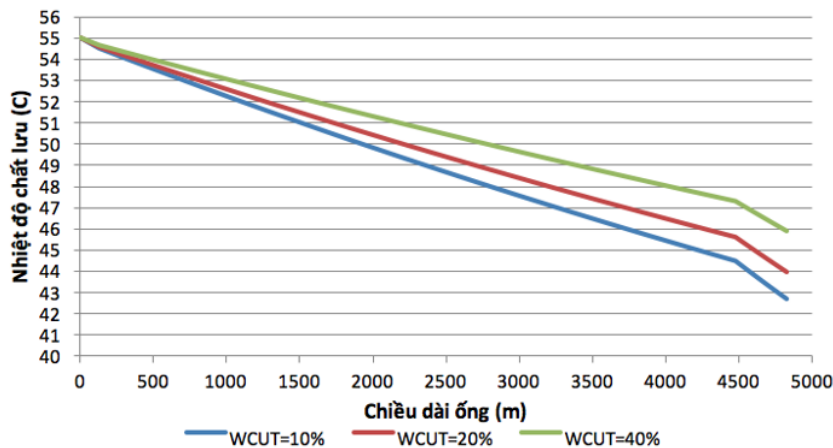
Giai đoạn cool-down của dầu trong đường ống là thời gian sau khi hệ thống khai thác đã ngừng hoạt động (shutdown) và nhiệt độ dầu trong ống giảm dần do sự truyền nhiệt ra môi trường bên ngoài ống. Việc tính toán nhiệt độ trong thời kỳ cool-down rất quan trọng nhằm xác định thời gian “no-touch time” trước khi nhiệt độ dầu giảm xuống dưới điểm đông (pour point) và wax bắt đầu hình thành.

Xét trên một tiết diện đường ống, có 3 hình thức truyền nhiệt là đối lưu nhiệt, dẫn nhiệt và bức xạ nhiệt. Trong đó, ta coi sự truyền nhiệt do bức xạ giữa chất lỏng với thành ống và môi trường ngoài là không đáng kể, sự trao đổi nhiệt chỉ xảy ra ở những dạng sau:

- Đối lưu nhiệt tại bề mặt trong ống giữa chất lỏng và thành ống.
- Dẫn nhiệt qua thành ống và các lớp bọc ống.
- Đối lưu nhiệt giữa bề mặt ngoài ống và môi trường nước biển xung quanh.

3.4.1. Sự đối lưu nhiệt bên trong ống

Phương trình Newton tính sự trao đổi nhiệt bằng đối lưu giữa chất lỏng và thành ống:



Hình 6. Profile nhiệt độ trong đường ống với lưu lượng vận chuyển 9.000 thùng/ngày.

$$Q_i = A_i h_i \Delta T = 2\pi r_i L h_i (T_i - T_1) \quad (17)$$

Trong đó: Q_i : nhiệt lượng trao đổi bằng đối lưu nhiệt tại mặt trong ống (W); h_i : hệ số đối lưu của chất lỏng trong ống (W/(m².K)); r_i : bán kính trong của ống (m); L : độ dài đường ống (m); A_i : diện tích bề mặt trao đổi nhiệt bên trong ống (m²); T_i : nhiệt độ chất lỏng trong ống (°C); T_1 : nhiệt độ bề mặt trong ống (°C).

Ở đây, hệ số đối lưu h_i phụ thuộc vào tính chất của chất lỏng bên trong ống, vận tốc dòng chảy và đường kính trong của ống. Đối với dòng chất lỏng một pha có dạng chảy rối hoàn toàn, ta có thể dùng công thức sau (Dittus and Boelter, 1930):

$$Nu_i = 0,0255 \cdot Re_i^{0,8} \cdot Pr_i^{0,3} \quad (18)$$

Trong đó: Nu_i : hệ số Nusselt ($Nu_i = \frac{h_i D_i}{k_f}$);

Re_i : hệ số Reynold ($Re_i = \frac{D_i V_f \rho_f}{\mu_f}$); Pr_i : hệ số

Prandlt ($Pr_i = \frac{C_{pf} \mu_f}{k_f}$); h_i : hệ số đối lưu của chất lỏng trong ống (W/(m².K)); D_i : đường kính trong của ống (m); k_f : độ dẫn nhiệt của chất lỏng trong ống (W/(m.K)); V_f : vận tốc dòng chảy của chất lỏng trong ống (m/s); ρ_f : mật độ của chất lỏng trong ống (kg/m³); μ_f : độ nhớt của chất lỏng trong ống (Pa.s); C_{pf} : nhiệt dung riêng của chất lỏng trong ống (J/(kg.K)).

Công thức tính Nu_i trên áp dụng cho dòng chất lỏng chảy rối hoàn toàn có hệ số Reynold > 10.000, hệ số Prandlt từ 0,7-160 và độ dài đường ống lớn hơn 10 lần đường kính ống. Nếu dòng chất lỏng là dạng chảy tầng (hệ số Reynold < 2.100), h_i có thể được tính từ phương trình Hausen (Hausen, 1943):

$$Nu_i = 3,66 + \frac{0,0668 \left(\frac{D_i}{L_o}\right) Re_i Pr_i}{1 + 0,4 \left[\left(\frac{D_i}{L_o}\right) Re_i Pr_i\right]^{2/3}}$$

Với L_o là khoảng cách từ đầu vào tuyến ống tới điểm cần tính. Trong đa số trường hợp, $D_i/L_o \sim 0$, nên phương trình trên có thể viết thành:

$$Nu_i = 3,66 \quad (20)$$

Nếu dòng chất lỏng thuộc vùng chuyển tiếp (2.100 < Re_i < 10⁴), việc xác định h_i rất khó do tính chất phức tạp của dòng chảy, nhất là dòng chảy đa pha. Một trong các phương pháp tính h_i là dùng phương trình Gnielinski (Gnielinski, 1975):

$$Nu_i = \frac{\left(\frac{\lambda}{8}\right) (Re_i - 1000) Pr_i}{1 + 12,7 \left(\frac{\lambda}{8}\right)^{1/2} (Pr_i^{2/3} - 1)} \quad (21)$$

Ở đây λ là hệ số ma sát. Công thức trên được áp dụng cho các trường hợp có hệ số

$Pr_i \in (0,5; 2000)$ và $Re_i \in (3000; 5.10^6)$.

3.4.2. Sự đối lưu nhiệt bên ngoài ống

Công thức tính sự trao đổi nhiệt bằng đối lưu giữa bề mặt ngoài ống và môi trường nước biển xung quanh:

$$Q_o = A_o h_o \Delta T_o = 2\pi r_o L h_o (T_4 - T_o) \quad (22)$$

Trong đó: Q_o : nhiệt lượng trao đổi bằng đối lưu nhiệt bên ngoài ống (W); h_o : hệ số đối lưu của nước biển bên ngoài ống (W/(m².K)); r_o : bán kính ngoài của ống, bao gồm cả các lớp bọc ống (m); L : độ dài đường ống (m); A_o : diện tích bề mặt trao đổi nhiệt bên ngoài ống (m²); T_o : nhiệt độ môi trường nước biển bên ngoài ống (°C); T_4 : nhiệt độ bề mặt ngoài ống (°C).

Ở đây, hệ số đối lưu h_o có thể tính dựa theo công thức Hilpert (Hilpert, 1933):

$$Nu_o = C \cdot Re_o^m \cdot Pr_o^{1/3} \quad (23)$$

Trong đó: Nu_o : hệ số Nusselt ($Nu_o = \frac{h_o D_o}{k_o}$);

Re_o : hệ số Reynold ($Re_o = \frac{D_o V_o \rho_o}{\mu_o}$); Pr_o : hệ số

Prandlt ($Pr_o = \frac{C_{po} \mu_o}{k_o}$); h_o : hệ số đối lưu của nước biển bên ngoài ống (W/(m².K)); D_o : đường kính ngoài của ống, bao gồm cả các lớp bọc ống (m); k_o : độ dẫn nhiệt của nước biển (W/(m.K)); V_o : vận tốc dòng chảy của nước biển bên ngoài ống (m/s); ρ_o : mật độ của nước biển (kg/m³); μ_o : độ nhớt của nước biển (Pa.s); C_{po} : nhiệt dung riêng của nước biển (J/(kg.K)); C, m là các hằng số phụ thuộc vào hệ số Re_o

3.4.3. Sự dẫn nhiệt qua thành ống và các lớp bọc ống

Phương trình Fourier tính sự dẫn nhiệt qua thành ống (Brill and Mukherjee, 1999):

$$Q_r = -2\pi r L k_p \left(\frac{\partial T}{\partial r}\right) \quad (24)$$

Trong đó: Q_r : nhiệt lượng trao đổi bằng dẫn nhiệt theo hướng vuông góc với thành ống (W/(m².K)); r : bán kính bất kỳ trên thành ống (m); L : độ dài xi-lanh (m); k_p : độ dẫn nhiệt của thành ống (W/(m.K)); $\partial T/\partial r$: gradient nhiệt độ (°C/m).

Thực hiện phép biến đổi hai vế của phương trình (24) ta thu được:

$$Q_r = \frac{2\pi k_p L (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right)} \quad (25)$$

Trong đó: T_1 : nhiệt độ bề mặt trong ống (°C); T_2 : nhiệt độ bề mặt ngoài ống, chưa bao gồm lớp bọc ống (°C); r_i : bán kính trong của ống (m);

r_1 : bán kính ngoài của ống, chưa bao gồm lớp bọc ống (m); L : độ dài đường ống (m).

Như vậy, sự phân bố nhiệt độ từ mặt trong ra mặt ngoài thành ống do sự trao đổi nhiệt giữa chất lỏng bên trong ống và môi trường bên ngoài ống gây ra thông qua đối lưu tại các bề mặt trong ngoài và dẫn nhiệt qua thành ống và lớp bọc ống, được thể hiện tại công thức:

$$Q_r = \frac{T_i - T_o}{\frac{1}{2\pi r_i L h_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right)}{2\pi k_p L} + \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_1}\right)}{2\pi k_l L} + \frac{1}{2\pi r_o L h_o}} \quad (26)$$

Ngoài ra, nhiệt lượng trao đổi giữa chất lỏng và môi trường còn được thể hiện như tại phương trình sau:

$$Q_r = UA_o(T_i - T_o) \quad (27)$$

Trong đó: U : hệ số truyền nhiệt tổng, tính theo diện tích A_o ($W/(m^2.K)$); T_o : nhiệt độ môi trường nước biển bên ngoài ống ($^{\circ}C$); T_i : nhiệt độ chất lỏng trong ống ($^{\circ}C$).

Hệ số truyền nhiệt tổng U được tính như sau:

$$U = \frac{1}{\frac{r_o}{r_i h_i} + \frac{r_o \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{k_p} + \frac{r_o \ln\left(\frac{r_o + t_l}{r_o}\right)}{k_l} + \frac{1}{h_o}} \quad (28)$$

Trong đó: r_i : bán kính trong của ống (m); r_o : bán kính ngoài của ống, chưa bao gồm lớp bọc ống (m); t_l : độ dày lớp bọc ống (m); h_i : hệ số đối lưu của chất lỏng trong ống ($W/(m^2.K)$); h_o : hệ số đối lưu của nước biển bên ngoài ống ($W/(m^2.K)$); k_p : độ dẫn nhiệt của thành ống ($W/(m.K)$); k_l : độ dẫn nhiệt của lớp bọc ống ($W/(m.K)$).

Giá trị U có thể viết dưới dạng tổng các nhiệt trở nối tiếp từ trong ra ngoài ống:

$$U = \frac{1}{R_i + R_p + R_l + R_o} \quad (29)$$

Với: $R_i = \frac{r_o}{r_i h_i}$: nhiệt trở của chất lỏng trong ống

($m^2.K/W$); $R_p = \frac{r_o \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{k_p}$: nhiệt trở của thành ống

($m^2.K/W$); $R_l = \frac{r_o \ln\left(\frac{r_o + t_l}{r_o}\right)}{k_l}$: nhiệt trở của lớp bọc ống

($m^2.K/W$); $R_o = \frac{1}{h_o}$: nhiệt trở của môi trường bên ngoài ống ($m^2.K/W$).

3.4.4. Phương pháp tính thời gian giảm nhiệt độ (cool-down)

Khối lượng chất lỏng trong ống có đường kính trong D_i và chiều dài L được tính như sau:

$$W_i = \frac{\pi}{4} D_i^2 L \rho_i \quad (30)$$

Trong đó, ρ_i là mật độ chất lỏng trong ống (kg/m^3).

Nhiệt lượng khối chất lỏng trên tỏa ra từ thời điểm có nhiệt độ $T_{f,0}$ tới thời điểm có nhiệt độ $T_{f,1}$ sau một khoảng thời gian Δt là:

$$Q_i = W_i C_{pi} (T_{i,0} - T_{i,1}) \quad (31)$$

Trong đó, C_{pi} là nhiệt dung riêng của chất lỏng trong ống ($kJ/(kg.^{\circ}C)$).

Nhiệt lượng trên tính theo vận tốc truyền nhiệt giữa chất lỏng và thành ống trong khoảng thời gian Δt :

$$Q_i = q_i \cdot \Delta t = A_o \left(\frac{T_{i,0} - T_{p,0}}{R_i + \frac{R_p}{2}} \right) \Delta t \quad (32)$$

Gộp 2 phương trình (31) và (32) sau đó tính tương tự cho nhiệt lượng của thành ống và lớp cách nhiệt, ta thu được nhiệt độ chất lỏng trong ống, thành ống và lớp cách nhiệt sau một khoảng thời gian Δt , thể hiện lần lượt tại các phương trình sau:

$$T_{i,1} = T_{i,0} - \frac{A_o \Delta t}{W_i C_{pi}} \left(\frac{T_{i,0} - T_{p,0}}{R_i + \frac{R_p}{2}} \right) \quad (33)$$

$$T_{p,1} = T_{p,0} - \frac{A_o \Delta t}{W_p C_{pp}} \left(\frac{T_{p,0} - T_{i,0}}{R_i + \frac{R_p}{2}} + \frac{T_{p,0} - T_{l,0}}{\frac{R_p}{2} + \frac{R_l}{2}} \right) \quad (34)$$

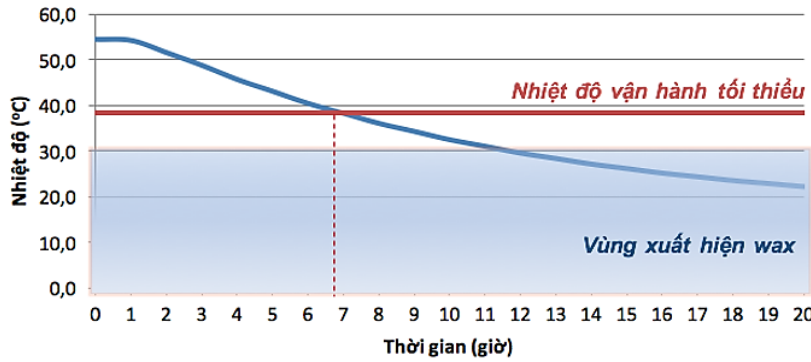
$$T_{l,1} = T_{l,0} - \frac{A_o \Delta t}{W_l C_{pl}} \left(\frac{T_{l,0} - T_{p,0}}{\frac{R_l}{2} + \frac{R_p}{2}} + \frac{T_{l,0} - T_o}{\frac{R_l}{2} + R_o} \right) \quad (35)$$

Tiếp tục lặp lại các bước tính nhiệt độ các thành phần trên cho các khoảng thời gian Δt khác nhau, ta sẽ thu được bảng nhiệt độ đường ống và chất lỏng trong ống trong giai đoạn cool-down.

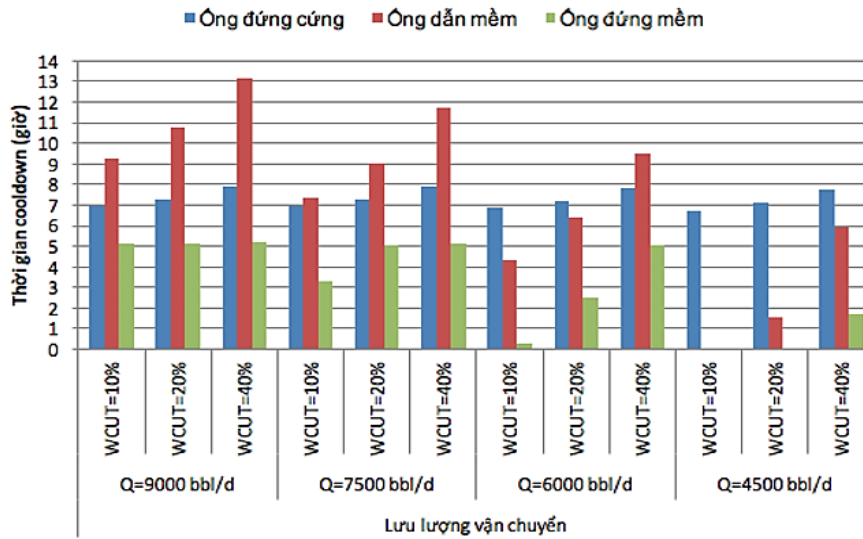
3.4.5. Kết quả tính toán

Kết quả tính toán thời gian cooldown cho đoạn ống đứng cứng tại giàn WHP-DH2 được thể hiện Hình 7. Tiếp tục tính toán với nhiều lưu lượng vận chuyển và tỷ lệ nước khác nhau, ta thu được biểu đồ so sánh thời gian cooldown cho 3 đoạn ống như tại Hình 8.

Quan sát trên Hình 8 có thể nhận thấy đoạn ống đứng cứng không gặp rủi ro nào về lắng đọng wax trong suốt đời mỏ do tổn hao nhiệt của đoạn ống này rất nhỏ và nhiệt độ chất lỏng luôn duy trì cao hơn nhiều nhiệt độ vận hành tối thiểu. Tại hai đoạn ống còn lại, thời gian cooldown giảm đáng kể khi lưu lượng vận chuyển giảm xuống dưới 6000 thùng/ngày đối với đoạn ống đứng mềm và dưới 4000 thùng/ngày đối với đoạn ống dẫn mềm. Để đảm bảo khoảng thời gian an toàn tối thiểu từ 3-4 giờ trước khi hệ thống khai thác trở lại sau khi gặp sự cố phải ngừng khai thác đột ngột, cần tiến hành bơm hóa phẩm PPD hoặc pigging định kỳ đường ống khi lưu lượng vận chuyển giảm xuống dưới



Hình 7. Nhiệt độ chất lỏng trong ống trong thời gian cool-down ($Q=9000$ thùng/ngày, $WCUT=10\%$).



Hình 8. So sánh thời gian cool-down cho các lưu lượng vận chuyển khác nhau.

6000 thùng/ngày với tỷ lệ nước đạt dưới 40%.

3.5. Xác định độ ăn mòn do CO₂

Để tính toán tốc độ ăn mòn do CO₂ gây ra bên trong ống, ta sử dụng phương pháp Waard (Waard and Dugstad, 1995). Các tính toán tốc độ ăn mòn do CO₂ gây ra tại đầu vào đoạn ống đứng cứng được thể hiện như sau:

Áp suất thành phần của CO₂ tính theo công thức:

$$pCO_2 = \frac{\%mol CO_2 * P}{100} = \frac{0,00134 * 15,3}{100} = 0,02 \text{ bar} \quad (36)$$

$$\log(f_{CO_2}) = \log(0,02) + \left(0,0031 - \frac{1,4}{55+273}\right) * 15,3 = -1,71 \quad (37)$$

Giả sử độ pH thực tế bằng với độ pH do CO₂, thành phần Vr đặc trưng cho tốc độ ăn mòn tối đa dựa trên giới hạn tốc độ phản ứng được tính theo:

$$\log(Vr) = 4,93 - \frac{1119}{55 + 273} + 0,58 \log(-1,71) = 0,53 \quad (38)$$

Thành phần Vm đặc trưng cho tốc độ ăn mòn tối đa dựa trên giới hạn tốc độ dòng chảy được tính theo công thức:

$$Vm = 2,45 * 10^{-1,71} * 0,926^{0,8} / (149,275 * 10^{-3})^{0,2} = 0,07 \quad (39)$$

Tốc độ ăn mòn do CO₂ gây ra tại đầu vào đoạn ống đứng cứng giàn WHP-DH2 được tính theo công thức (40)

$$V_{\text{ăn mòn}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{Vr} + \frac{1}{Vm}\right)} = \frac{1}{\left(\frac{1}{10^{0,53}} + \frac{1}{0,07}\right)} = 0,068 \text{ (mm/năm)} \quad (40)$$

Từ profile nhiệt độ và áp suất thu được lần lượt tại các mục 3.2 và 3.3, thực hiện tính toán cho các đoạn ống còn lại cho giai đoạn suốt đời mỏ (khoảng 20 năm), ta thu được biểu đồ độ ăn mòn do CO₂ gây ra bên trong đường ống xuất từ WHP-DH2 tới FPU-DH1 như Hình 9.

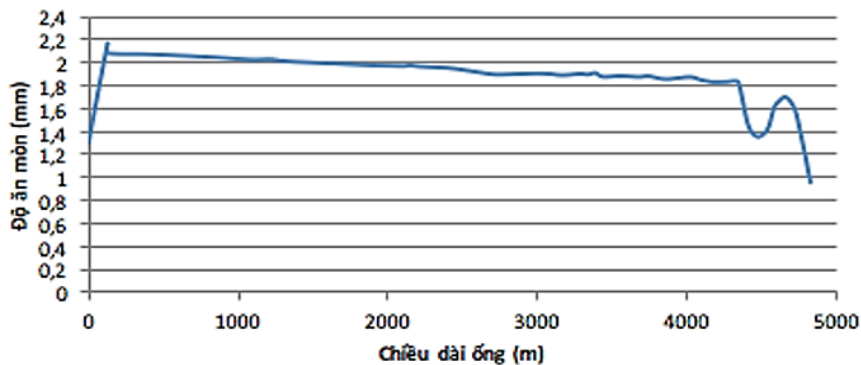
Kết quả trên Hình 9 cho thấy độ ăn mòn tối đa do CO₂ gây ra trên toàn đường ống khi không sử dụng hóa phẩm chống ăn mòn là 2,16 mm sau 20 năm. Giá trị này vẫn nằm trong ngưỡng ăn mòn cho phép do Nhà điều hành đưa ra là 3 mm trong suốt đời mỏ. Như vậy đường ống xuất từ WHP-DH2 tới FPU-DH1 không gặp phải vấn đề về ăn mòn do CO₂ gây ra và không cần sử dụng hóa phẩm chống ăn mòn.

4. So sánh kết quả tính toán với mô hình mô phỏng bằng phần mềm PIPESIM

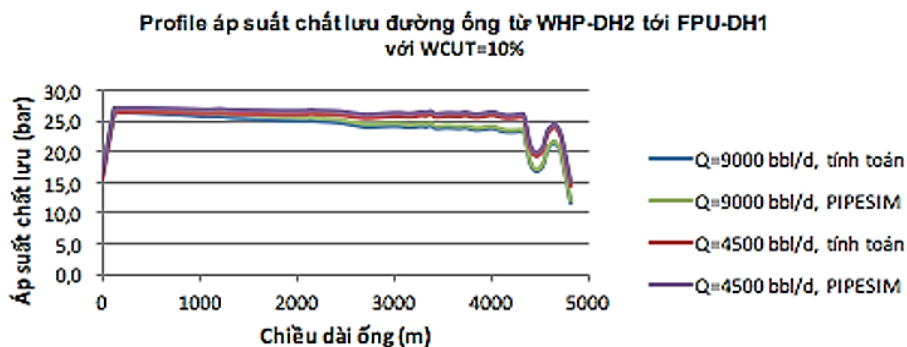
Kết quả so sánh trên Hình 10 cho ta thấy, profile áp suất thu được từ phần mềm mô phỏng PIPESIM hoàn toàn phù hợp với kết quả tính toán

lý thuyết thực hiện tại mục 3.2. Kết quả mô phỏng profile nhiệt độ chất lưu trên Hình 11 cũng cho thấy sự phù hợp giữa giá trị đã tính toán tại mục 3.3 và kết quả mô phỏng (Hình 11).

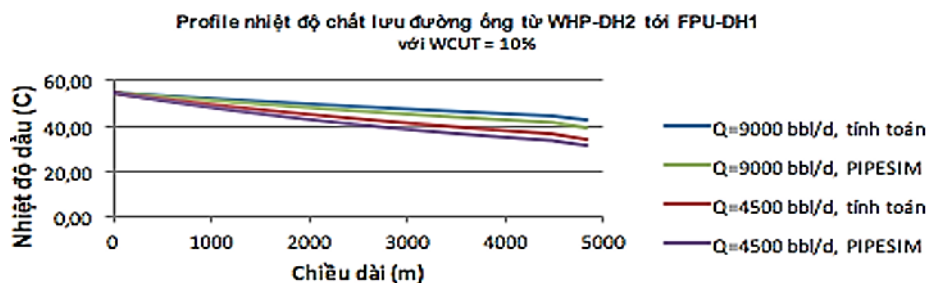
Tiến hành kiểm chứng với các số liệu thu thập tại mỏ trong thời gian từ 01/04/2018 đến 26/04/2018 cho thấy, các kết quả đã tính toán tại các mục 3.2, 3.3 phù hợp với các số liệu thực tế thu được tại mỏ (Hình 12). Trong đó, sai số trung bình đối với tổn hao áp suất và nhiệt độ lần lượt là 2,5% và 3,5%. Kết quả tính toán tổn thất nhiệt độ có sai số lớn hơn là do giả định nhiệt độ môi trường nước biển luôn đạt giá trị tối thiểu 16oC như đã thiết lập tại mục 3.1. Giả định trên nhằm mục đích đơn giản hóa việc tính toán tổn hao nhiệt độ,



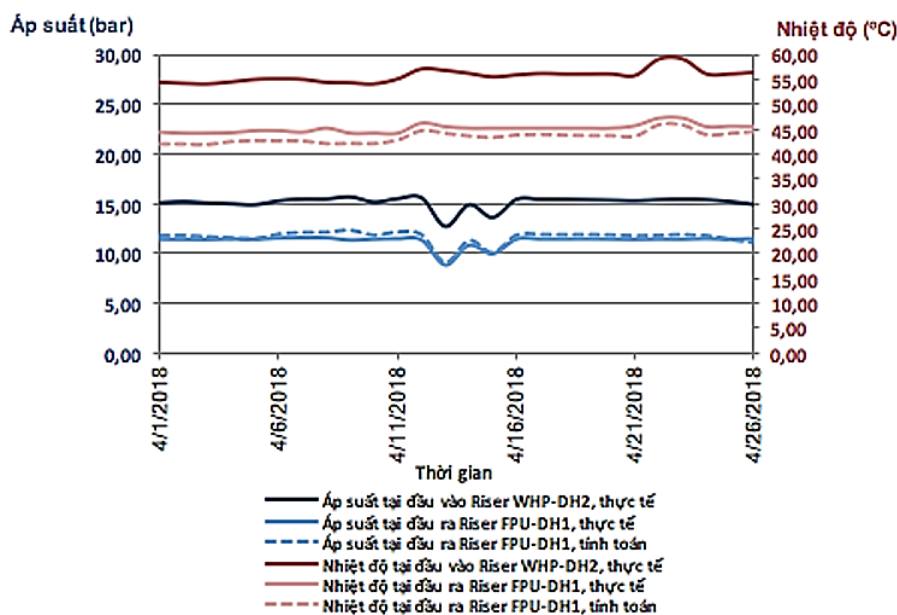
Hình 9. Độ ăn mòn do CO₂ gây ra bên trong đường ống trong suốt đời mỏ khi không sử dụng hóa phẩm chống ăn mòn.



Hình 10. So sánh profile áp suất giữa kết quả tính toán và sử dụng phần mềm PIPESIM.



Hình 11. So sánh profile nhiệt độ giữa kết quả tính toán và sử dụng phần mềm PIPESIM.



Hình 12. So sánh số liệu thực tế và kết quả tính toán lý thuyết.

đồng thời phục vụ cho việc tính toán thời gian cool-down cho trường hợp xấu nhất khi nhiệt độ môi trường đạt mức tối thiểu. Như vậy, sai số trong kết quả tính toán hoàn toàn chấp nhận được và cho thấy độ tin cậy của mô hình tính toán lý thuyết.

5. Kết luận

Các kết quả tính toán lý thuyết đã được kiểm chứng bằng phần mềm và so sánh với số liệu thực tế để đảm bảo độ tin cậy của phương pháp tính toán. Qua đó, với lưu lượng khai thác hiện tại đạt 9000 thùng/ngày và hàm lượng nước WCUT=10%, đường ống xuất từ WHP-DH2 tới FPU-DH1 vẫn vận hành an toàn với nhiệt độ chất lưu luôn cao hơn nhiệt độ vận hành tối thiểu 38,3°C. Do thành phần khí đã được tách ra trước khi đưa vào đường ống nên không gặp phải các vấn đề về nút chất lỏng hay lắng đọng hydrate. Độ ăn mòn tối đa do CO₂ gây ra trên toàn đường ống là 2,16 mm trong suốt đời mỏ, nhỏ hơn ngưỡng ăn mòn cho phép do Nhà điều hành đưa ra là 3 mm và do vậy không cần sử dụng hóa phẩm chống ăn mòn. Thời gian cooldown của đường ống là 5,1 giờ, đủ thời gian xử lý sự cố và đưa hệ thống khai thác trở lại trước khi wax kịp hình thành trong đường ống. Khi lưu lượng vận chuyển sụt giảm xuống dưới 6000 thùng/ngày với hàm lượng nước nhỏ hơn 40% cần lưu ý bơm hóa phẩm PPD để giảm nhiệt độ điểm đông của dầu xuống dưới

ngưỡng 30°C như hiện tại, hoặc áp dụng phương pháp gia nhiệt bằng nước nóng nhằm duy trì thời gian cool-down tối thiểu 4 giờ như yêu cầu đề ra.

Tài liệu tham khảo

- Blasius, P. R. H., 1913. Das Aehnlichkeitsgesetz bei Reibungsvorgängen in Flüssigkeiten, *Forschungsheft 131*, 1-41.
- De Waard, C., Lotz, U., Dugstad, A., 1995. Influence of Liquid Flow Velocity on CO₂ Corrosion: A Semi-Empirical Model, Paper No.128, *Conference: Corrosion'95, NACE International*.
- Dittus, F. W., Boelter L. M. K., 1930. Heat transfer in automobile radiators of the tubular type. *Publications in Engineering, vol. 2*, University of California, Berkeley. 443-461.
- Gnielinski, V., 1975. Neue Gleichungen für den Wärmeund den Stoffübergang in turbulent durchströmten Rohren und Kanälen, *Forsch. Ingenieurwes. (Engineering Research) 41*, 8-16.
- Hausen, H., 1943. Darstellung des Wärmeüberganges in Rohren durch verallgemeinerte Potenzbeziehungen, *Z. VDI Beih. Verfahrenstechnik No. 4*, 91.
- Hilpert, R., 1933. Wärmeabgabe von geheizten Drahten und Rohren, *Forsch. Gebiete Ingenieurw. Vol. 4*, 220.

James, P. B., Hemanta, M., 1999. Multiphase Flow in Wells, *SPE*, Richardson.

mỏ Đại Hùng.

PVEP, 2007. Báo cáo Sơ đồ Công nghệ Phát triển

PVEP, 2013. Báo cáo Cập nhật Kế hoạch phát triển mỏ Đại Hùng tới thời điểm 31-12-2013.

ABSTRACT

Pipeline and flow assurance solutions of oil and gas transportation from WHP-DH2 wellhead platform to FPU-DH1 platform at Dai Hung Oil Field

Thinh Van Nguyen ¹, An Hai Nguyen ², Hai Thanh Nguyen ³

¹ Faculty of Oil and Gas, Hanoi University of Mining and Geology, Vietnam

² PetroVietnam Exploration Production Corporation (PVEP), Vietnam

³ PetroVietnam Domestic Exploration Production Operating Company (PVEP POC), Vietnam

Dai Hung Oil Field, located in Block 05-1a, started to operate in 1994. In phase 2 of the development, the WHP-DH2 wellhead platform was set up. After having been put into operation since August 2011, the WHP-DH2 wellhead platform has revealed several problems which need to be solved in order to improve the efficiency of product transportation and the sustainability of the oil field. Moreover, the operator has to adjust their productions quantity due to the significant decrease in global crude oil price recently. Therefore, a research on pipeline and flow assurance of oil and gas transportation from WHP-DH2 wellhead platform to FPU-DH1 platform at Dai Hung Oil Field has never been more imperative. Research on oil and gas transportation in pipelines includes deposition control of solid materials such as hydrate, wax, asphaltene.... This article presents results of the research on flow regime, hydraulic parameters, heat and internal corrosion rate of the transportation pipeline from WHP-DH2 wellhead platform to FPU-DH1 platform at Dai Hung Oil Field by taking advantage of experimental equations. These results are then compared with the simulation model solved by PIPESIM software using data obtained at this Oil Field. Based on that, suitable solutions to properly control the transportation pipeline from WHP-DH2 wellhead platform to FPU-DH1 platform at Dai Hung Oil Filed in the future stage will be recommended.