

Dầu Khí

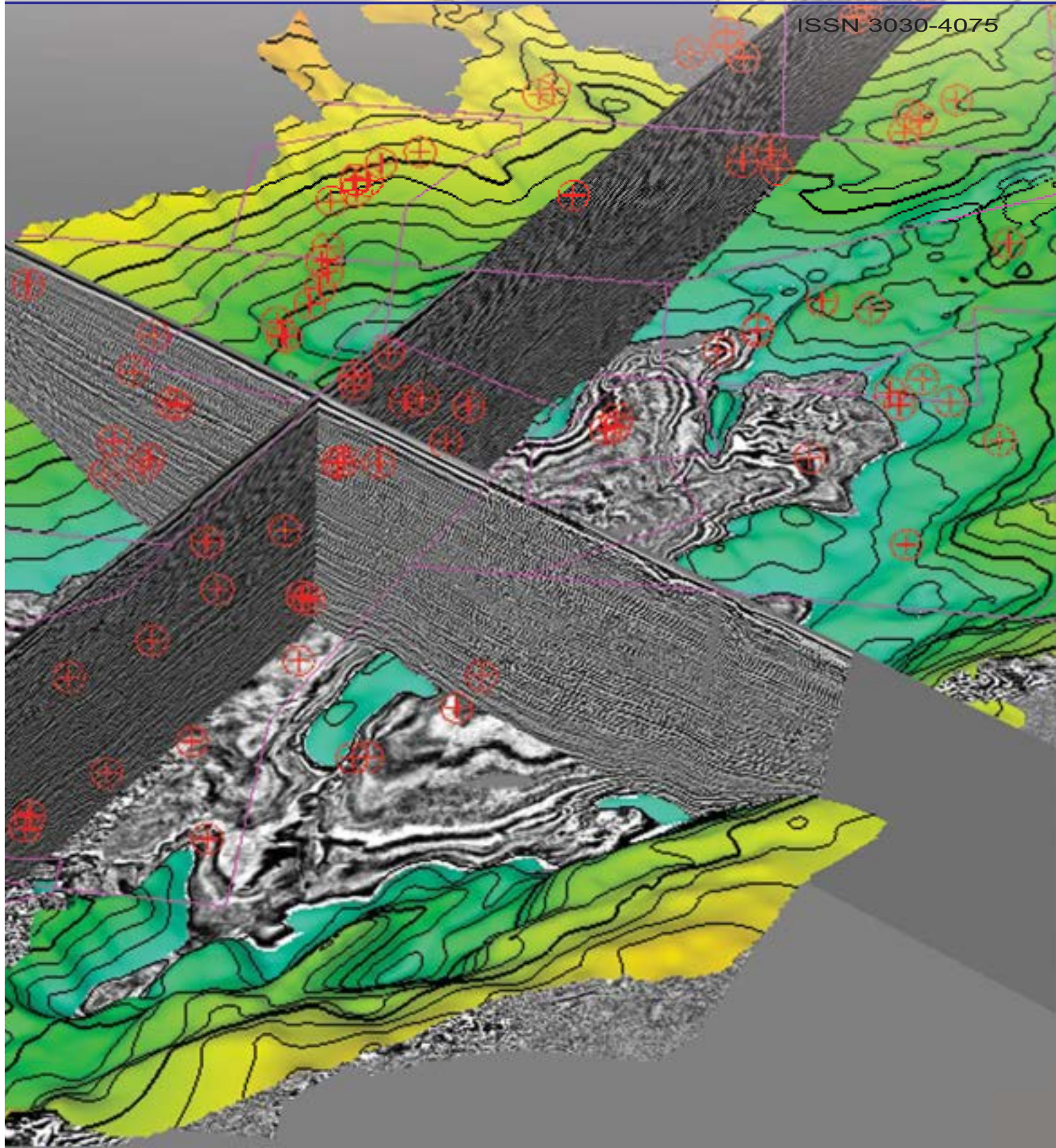


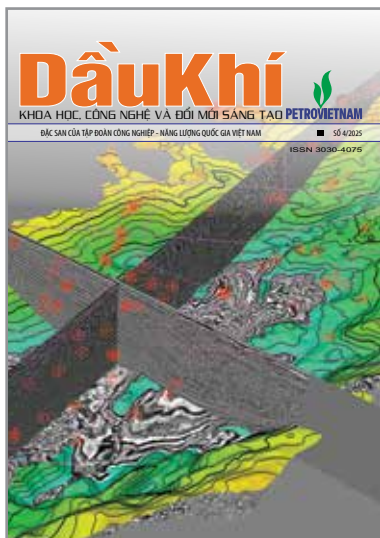
KHOA HỌC, CÔNG NGHỆ VÀ ĐỔI MỚI SÁNG TẠO **PETROVIETNAM**

ĐẶC SAN CỦA TẬP ĐOÀN CÔNG NGHIỆP - NĂNG LƯỢNG QUỐC GIA VIỆT NAM

■ SỐ 4/2025

ISSN 3030-4075





TRƯỞNG BAN BIÊN TẬP

TS. Lê Xuân Huyền

PHÓ TRƯỞNG BAN BIÊN TẬP

TS. Lê Mạnh Hùng

ThS. Lê Ngọc Sơn

BAN BIÊN TẬP

TS. Trịnh Xuân Cường

TS. Nguyễn Anh Đức

ThS. Vũ Đào Minh

ThS. Trần Thái Ninh

ThS. Dương Mạnh Sơn

PGS.TS. Lê Văn Sỹ

ThS. Bùi Minh Tiến

ThS. Nguyễn Văn Tuấn

BAN TRỊ SỰ

ThS. Lê Văn Khoa

ThS. Nguyễn Thị Việt Hà

ThS. Nguyễn Trung Đạt

TỔ CHỨC THỰC HIỆN

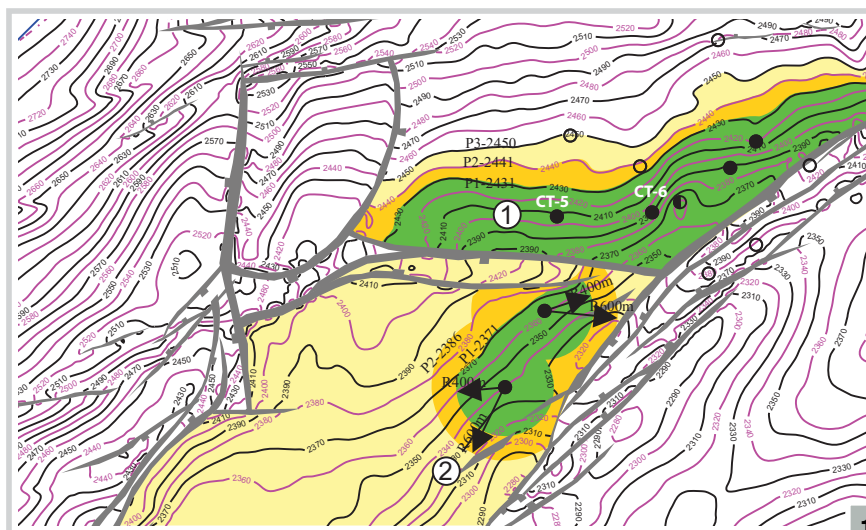
Viện Dầu khí Việt Nam

BAN TRỊ SỰ

Tầng 16, Tòa nhà Viện Dầu khí Việt Nam - 167 Phố Trung Kính, Phường Yên Hòa, Thành phố Hà Nội

Tel: 024-37727108 | 0982288671 * Fax: 024-37844156 * Email: tcdk@pvn.vn

Ảnh bìa: Khối địa chấn 3D hợp nhất toàn bể Cửu Long ($\approx 20.000 \text{ km}^2$) cung cấp bộ dữ liệu đồng bộ, hỗ trợ hiệu quả cho công tác tìm kiếm, thăm dò dầu khí. Ảnh: VPI



15



4. Khai thác thân dầu trong đá móng mỏ Bạch Hổ: Cơ sở khoa học, phương pháp luận và các giải pháp hoàn thiện công nghệ khai thác giai đoạn cuối

15. Nghiên cứu công nghệ kiểm soát cát cho đối tượng Miocene dưới mỏ Cá Tầm: Đánh giá kỹ thuật, hiệu quả kinh tế và tiềm năng áp dụng

25. Các tiêu chí lựa chọn bơm điện chìm trong khai thác dầu tầng chứa Miocene giữa, bể Cửu Long

35. Giải pháp công nghệ kết hợp giữa turbine giãn nở và van Joule-Thomson nâng cao hiệu quả thu hồi LPG tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố

45. Giải pháp kỹ thuật để cung cấp permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cho Nhà máy Đạm Cà Mau

59. Nghiên cứu mô phỏng quá trình chuyển đổi amine nhằm nâng cao hiệu quả chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

71. Nghiên cứu chế tạo chất khử H_2S không chứa triazine cho hệ thống thu gom, xử lý, vận chuyển dầu khí

LỜI GIỚI THIỆU

Trong bối cảnh thế giới chuyển dịch nhanh chóng sang kinh tế xanh, kinh tế số và trí tuệ nhân tạo thông minh, với những đột phá chưa từng có về công nghệ và quản trị, Tổng Bí thư Tô Lâm yêu cầu Petrovietnam tiên phong trong khoa học, công nghệ, đổi mới sáng tạo và chuyển đổi số. Đây là con đường phát triển trong tương lai của Petrovietnam trong 50 năm, 100 năm tới dành nguồn lực đủ lớn cho hoạt động nghiên cứu và phát triển tạo ra các sản phẩm dịch vụ mới nhất là trong các lĩnh vực mũi nhọn, đẩy nhanh ứng dụng công nghệ số, trí tuệ nhân tạo, dữ liệu lớn.

Trong số này, Đặc san Dầu khí - Khoa học, công nghệ và đổi mới sáng tạo giới thiệu các giải pháp công nghệ và kỹ thuật để nâng cao hệ số thu hồi cho thân dầu trong đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ ở giai đoạn cuối. Trong đó, việc áp dụng phương pháp “tạo môi trường mất cân bằng” để khai thác dầu trong đới vi nứt nẻ và nứt nẻ 1 chiều không liên thông cần xác định thời điểm bắt đầu giảm áp suất, giá trị gradient áp suất tối thiểu/tối đa để tạo môi trường mất cân bằng, tốc độ giảm áp suất tối ưu, đồng thời đánh giá rủi ro và biện pháp khắc phục. Các nghiên cứu quan trọng khác như giải pháp tối ưu để kiểm soát cát bằng thiết bị lọc cát sử dụng ống thép cuộn xoắn (coiled tubing) cho đối tượng Miocene dưới mỏ Cá Tầm, giúp tiết kiệm từ 1 - 1,5 triệu USD so với phương pháp sử dụng giàn khoan truyền thống; lựa chọn và thiết kế hệ thống bơm điện chìm (ESP) tối ưu cho tầng chứa Miocene giữa bể Cửu Long, giúp kéo dài tuổi thọ giếng, nâng cao hệ số thu hồi dầu và đảm bảo tính bền vững cho hoạt động khai thác.

Cũng trong số này, Đặc san Dầu khí - Khoa học, công nghệ và đổi mới sáng tạo giới thiệu công nghệ làm lạnh ngưng tụ nhiệt độ thấp kết hợp turbine giãn nở và van Joule-Thomson nâng cao hiệu quả thu hồi LPG tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố, giúp gia tăng hiệu suất thu hồi propane vượt 85%; nghiên cứu mô phỏng chuyển đổi amine từ diethanolamine (DEA) sang N-methyldiethanolamine (MDEA) để xử lý dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất; giải pháp sử dụng gas ejector thu hồi permeate gas cho Nhà máy Đạm Cà Mau, giúp tối ưu việc sử dụng nguồn nguyên nhiên liệu, gia tăng sản lượng sản xuất urea, giảm phát thải khí nhà kính ra môi trường. . .

Ban Biên tập hy vọng từ góc nhìn của các chuyên gia, nhà khoa học cùng các giải pháp về công nghệ sẽ góp phần hiện thực hóa chiến lược phát triển của Petrovietnam "Tiên phong - Vượt trội - Bền vững - Toàn cầu", trong đó có nhiệm vụ trọng tâm là phát triển 10 công nghệ chiến lược, 32 sản phẩm chủ lực, với mục tiêu doanh thu từ khoa học công nghệ chiếm 25%.

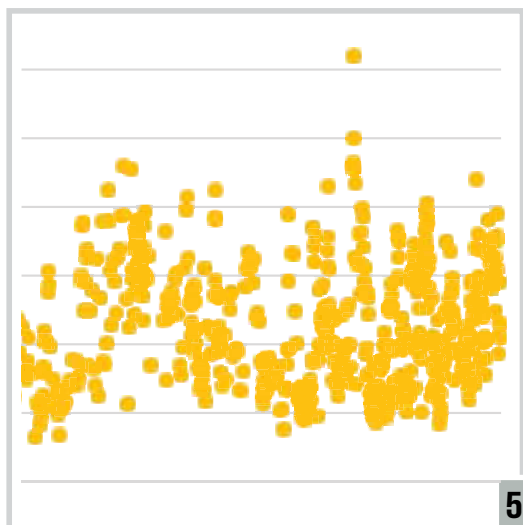
TRƯỞNG BAN BIÊN TẬP

Phó Tổng giám đốc

Tập đoàn Công nghiệp - Năng lượng Quốc gia Việt Nam



TS. Lê Xuân Huyền



59

4. Oil exploitation from Bach Ho basement reservoir: Scientific basis, methodology and solutions to improve the exploitation technology at the final production stage

15. Study sand control technology for lower Miocene reservoir in Ca Tam field: Technical assessment, economic efficiency and application potential

25. Criteria for selecting electrical submersible pumps (ESP) for oil production from middle Miocene reservoirs in the Cuu Long basin

35. A technological solution combining turbo expander and Joule-Thomson valve to enhance LPG recovery efficiency at the Dinh Co Gas Processing Plant

45. Technical solution for supplying permeate gas from Ca Mau Gas Processing Plant to Ca Mau Fertilizer Plant

59. Simulation study of amine conversion processes to improve the processing efficiency of high-sulphur crude oil at Dung Quat refinery

71. Development of a non-triazine H₂S scavenger for oil and gas gathering, treatment, and transportation systems

KHAI THÁC THÂN DẦU TRONG ĐÁ MÓNG MỎ BẠCH HỔ: CƠ SỞ KHOA HỌC, PHƯƠNG PHÁP LUẬN VÀ CÁC GIẢI PHÁP HOÀN THIỆN CÔNG NGHỆ KHAI THÁC GIAI ĐOẠN CUỐI

Phùng Đình Thực^{1,2}

¹Viện Dầu khí Việt Nam (VPI)

²Hội Dầu khí Việt Nam (VPA)

Email: thucphung125@gmail.com

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-01>

Tóm tắt

Mỏ dầu Bạch Hổ sau hơn 30 năm khai thác hiệu quả, đã chuyển sang giai đoạn khai thác cuối. Thách thức lớn nhất trong giai đoạn này là độ ngập nước tăng nhanh kể cả các giếng chủ lực. Vấn đề tồn tại lớn nhất là một phần lớn dầu trong các đới vi nứt nẻ đang bị kẹt lại; nâng cao hệ số thu hồi dầu từ các đới vi nứt nẻ là rất khó khăn.

Dựa trên việc đánh giá thực trạng khai thác dầu tại mỏ Bạch Hổ, tác giả tập trung phân tích hiệu quả của giải pháp duy trì áp lực vỉa; xác định các khu vực chứa dầu còn lại; phân tích nguyên nhân của các thách thức cũng như các vấn đề tồn tại. Bài báo cũng làm rõ sự khác biệt giữa thân dầu trong đá móng và thân dầu truyền thống, từ đó đề xuất phương pháp luận khai thác dầu đối tượng móng giai đoạn cuối. Phương pháp mới đã được áp dụng thử nghiệm tại một khu vực của mỏ Bạch Hổ và đạt kết quả khả quan trong giai đoạn 1.

Trên cơ sở kết quả của giai đoạn 1, tác giả đề xuất các giải pháp và định hướng nghiên cứu cho giai đoạn 2, làm cơ sở để hoàn thiện công nghệ khai thác hiệu quả thân dầu trong đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ trong giai đoạn cuối.

Từ khóa: Đá móng granite nứt nẻ, nâng cao hệ số thu hồi dầu, mỏ Bạch Hổ.

1. Mở đầu

Mỏ Bạch Hổ là mỏ dầu khổng lồ. Sau hơn 30 năm khai thác, mỏ Bạch Hổ đã chuyển sang giai đoạn khai thác cuối với những khó khăn, thách thức mới.

Tìm lời giải cho những vấn đề đang tồn tại và xử lý các thách thức mới để nâng cao hệ số thu hồi dầu đối với mỏ dầu khổng lồ như Bạch Hổ mang tính cấp thiết và có ý nghĩa quan trọng trong bối cảnh hiện nay khi sản lượng dầu của đất nước đang suy giảm nhanh.

Gần đây đã có một vài nghiên cứu liên quan đến đề tài này, tuy nhiên một vấn đề lớn, khó, phức tạp như thân dầu trong tầng đá móng nứt nẻ đang đòi hỏi các nhà khoa học tiếp tục tiến hành nghiên cứu chuyên sâu trong các phòng thí nghiệm hiện đại, kết hợp với các nghiên cứu thực nghiệm hiện trường để sớm tìm ra lời giải - làm căn cứ khoa học vững chắc cho việc hoàn thiện quy trình công

nghệ nhằm khai thác hiệu quả thân dầu trong đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ giai đoạn cuối.

2. Vài nét về mỏ dầu Bạch Hổ; những tồn tại, thách thức và nguyên nhân.

2.1. Vài nét về mỏ dầu Bạch Hổ

Mỏ Bạch Hổ là mỏ dầu lớn hiếm có trên thế giới. Việc phát hiện ra thân dầu trong đá móng mỏ Bạch Hổ đã làm thay đổi quan điểm tìm kiếm - thăm dò dầu khí ở khu vực và trên thế giới.

Mỏ dầu Bạch Hổ bắt đầu đưa vào khai thác tầng Miocene dưới từ tháng 6/1986 và khai thác đối tượng móng từ tháng 9/1988 (Hình 1).

Trải qua quá trình hoàn thiện, từ năm 2008, mô hình khai thác dầu - bơm ép nước chủ đạo của đối tượng móng mỏ Bạch Hổ được áp dụng như Hình 2 [1].

Về tỷ trọng sản lượng khai thác: Đối tượng móng mỏ Bạch Hổ chiếm tỷ trọng sản lượng cao tuyệt đối (87%), với hệ số thu hồi dầu đạt trên 35% (Hình 3) [2].



Ngày nhận bài: 2/8/2025.

Ngày phản biện đánh giá và sửa chữa: 2 - 25/8/2025.

Ngày bài báo được duyệt đăng: 25/8/2025.

2.2. Tồn tại, thách thức và nguyên nhân

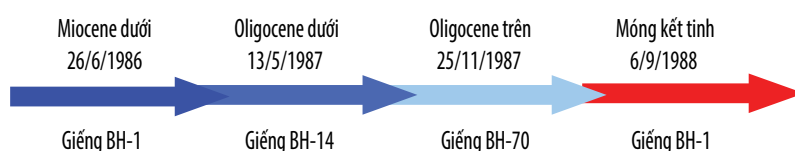
Để duy trì áp suất vỉa, tại mỏ dầu Bạch Hổ, Vietsovpetro đã thực hiện giải pháp bơm ép nước biển từ rất sớm. Bơm ép nước cho đến nay là giải pháp góp phần quan trọng tăng lưu lượng các giếng, ổn định sản lượng dầu khai thác khối trung tâm tầng móng Bạch Hổ (Hình 4). Tuy nhiên, sau thời gian khai thác dài, mỏ Bạch Hổ đã chuyển sang giai đoạn cuối.

Vấn đề tồn tại lớn nhất trong giai đoạn hiện nay là một phần lớn dầu trong các đới vi nứt nẻ đang bị kẹt lại, chưa có công nghệ phù hợp để khai thác. Khai thác và nâng cao hệ số thu hồi dầu từ đới vi nứt nẻ là rất khó khăn. Hệ số thu hồi dầu của các khối chênh lệch rất xa, trong đó 2 khối Nam và Đông Bắc rất thấp, tương ứng 1,9% và 1,3% trữ lượng [2].

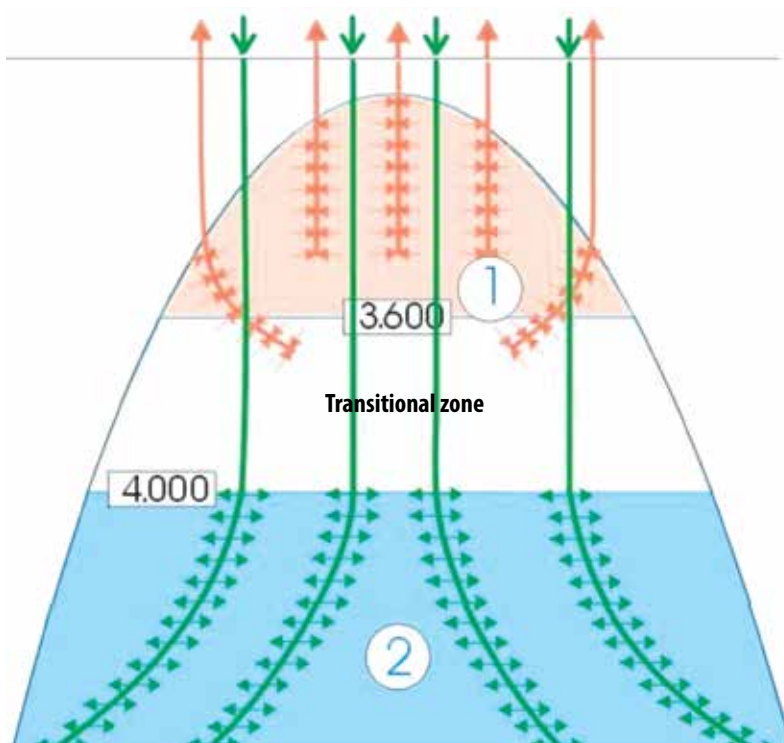
Nguyên nhân của tình trạng trên là do tính chất bất đồng nhất rất cao của các khối thuộc tầng móng mỏ Bạch Hổ. Với mô hình 2 độ rỗng, công nghệ áp dụng là bơm ép nước chưa huy động được dầu từ các vi nứt nẻ và nứt nẻ một chiều. Bơm ép nước không phải hiệu quả đối với tất cả các đới tương đương mà chỉ hiệu quả ở những khu vực kiến tạo dập vỡ mạnh, các đới nứt nẻ liên thông tốt, độ thấm tốt. Bơm ép nước sẽ không hiệu quả ở những khu vực mà cường độ hoạt động kiến tạo yếu, hoặc do thành phần thạch học mà mức độ dập vỡ đất đá thấp, các khe nứt có độ mở bé, ít liên thông, độ thấm kém, đặc biệt ở các đới vi nứt nẻ. Hệ số thu hồi dầu của 2 khối Nam và Đông Bắc rất thấp do hệ thống nứt nẻ kém và chưa xác định được đới nứt nẻ để khoan trúng [2].

Thách thức rất lớn hiện nay là độ ngập nước tăng nhanh, kể cả các giếng chủ lực. Ranh giới dầu - nước ở khối trung tâm chỉ còn cách nóc móng xung quanh 100 m, có nơi chỉ còn cách nóc móng 15 m [2].

Trong năm 2017 và những năm tiếp theo hàng loạt các giếng khai thác lưu lượng cao, không có nước lẫn lượt xuất hiện nước: Giếng số 401 vào tháng 6/2017



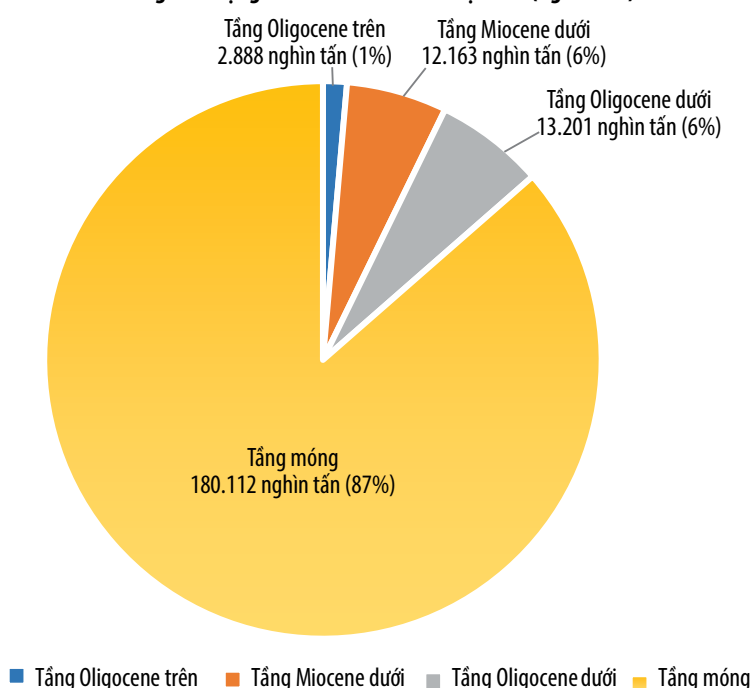
Hình 1. Lịch sử khai thác qua các thời kỳ.



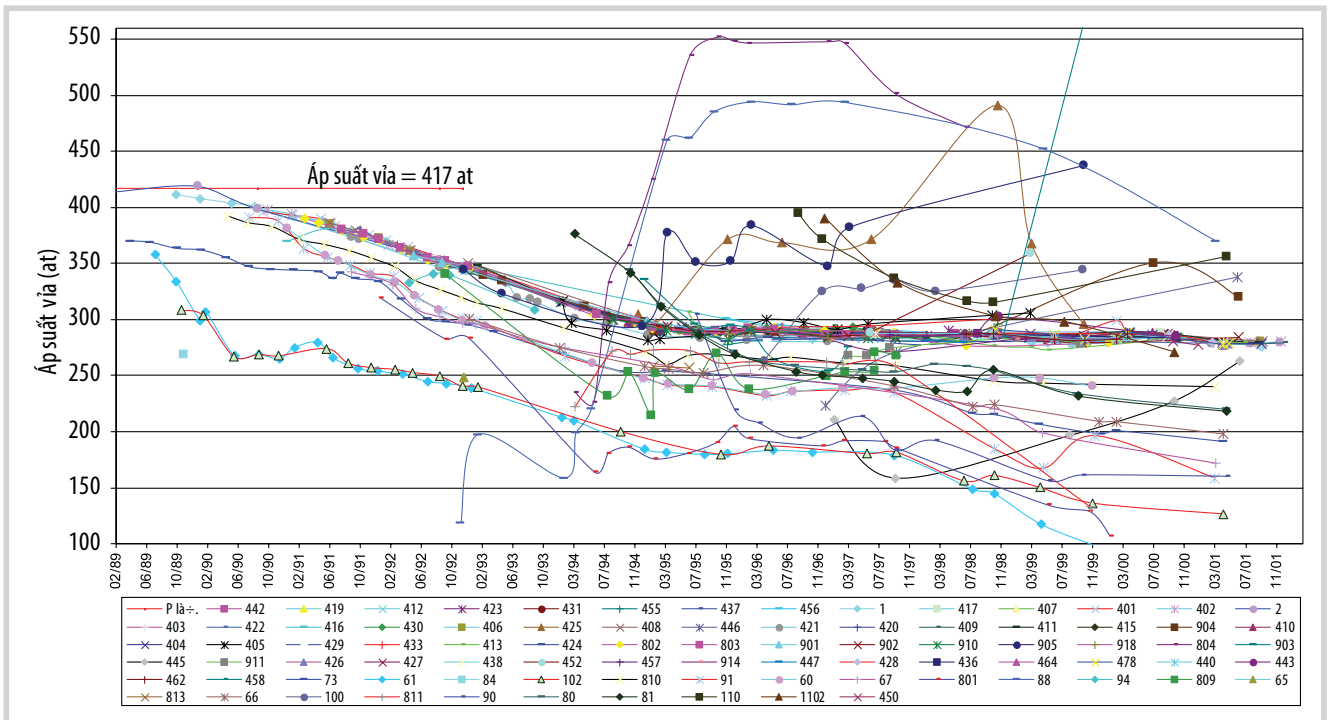
1. Khoảng khai thác; 2. Khoảng bơm ép nước.

Hình 2. Mô hình phát triển mỏ Bạch Hổ - 2008.

Tổng sản lượng dầu khai thác từ mỏ Bạch Hổ (nghìn tấn)



Hình 3. Tỷ trọng sản lượng khai thác của các đối tượng mỏ Bạch Hổ.



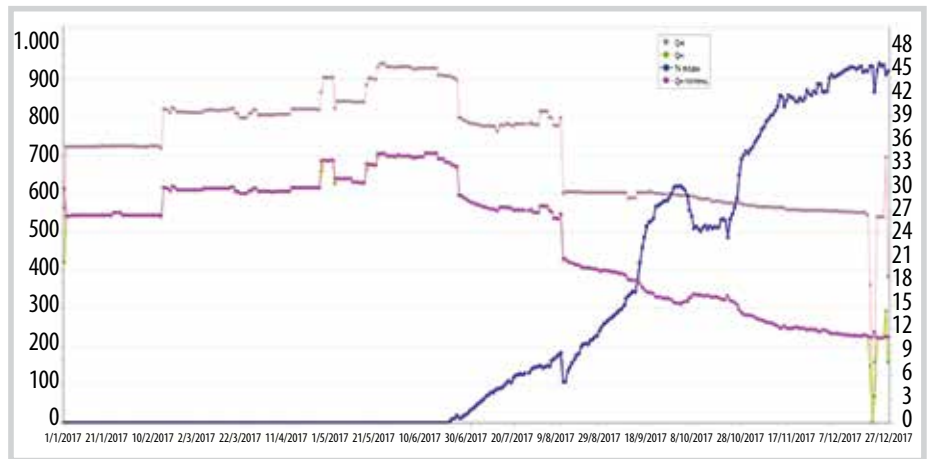
Hình 4. Động thái áp suất vỉa các giếng tầng móng.

(Hình 5), giếng 430 vào tháng 9/2017 (Hình 6) và nhiều giếng chủ lực khác.

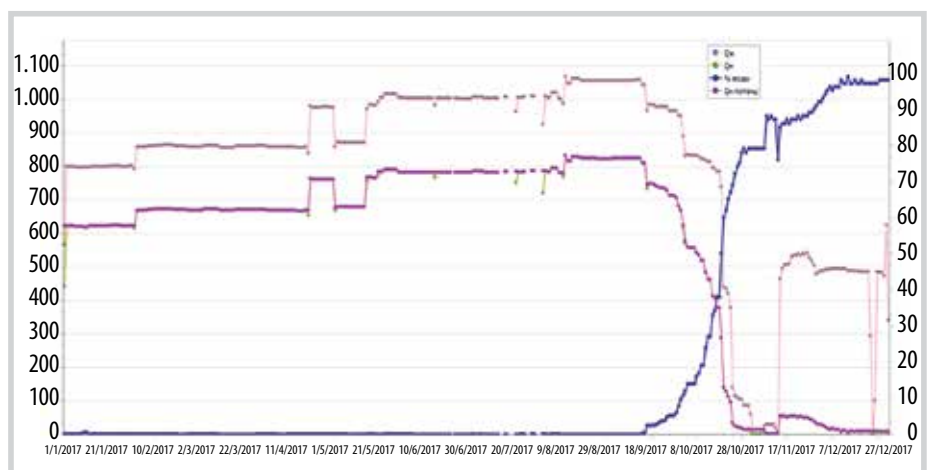
Nguy cơ cao là các giếng sẽ ngừng hoạt động, dẫn đến hệ số thu hồi dầu giảm, không khai thác được dầu còn lại trong thân dầu đá móng.

Nguyên nhân ngập nước là do tính chất bất đồng nhất rất cao của các khối thuộc tầng móng Bạch Hổ, cả về độ rỗng và độ thấm chứa; khối lượng, tốc độ bơm ép nước luôn duy trì ở mức cao, với hệ số bù trừ 100%; áp lực khai thác tăng cường tại các giếng chủ lực ở một số thời điểm cũng đẩy nhanh quá trình ngập nước.

Những thách thức đó đòi hỏi các nghiên cứu chuyên sâu và có hệ thống nhằm tìm ra các giải pháp hiệu quả, với mục tiêu khai thác được thêm dầu từ những khu vực dầu còn tồn đọng, đặc biệt trong đới vi nứt nẻ và nứt nẻ 1 chiều không liên thông.



Hình 5. Động thái giếng 401 năm 2017.



Hình 6. Động thái giếng 430 năm 2017.

3. Vị trí/khu vực đang tồn tại lượng dầu còn lại trong đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ

Sau 37 năm khai thác thân dầu trong đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ, Vietsovpetro đã khai thác được tổng cộng 230 triệu m³ dầu, trong tổng số nguồn tài nguyên dầu tại chỗ ban đầu là khoảng trên 600 triệu m³. Vì vậy việc nghiên cứu, tìm ra các giải pháp công nghệ gia tăng thu hồi dầu còn lại trong thân dầu này là vấn đề cấp thiết hiện nay [16].

Để tìm được phương pháp/công nghệ khai thác hiệu quả lượng dầu còn lại, một trong những yêu cầu quan trọng là phải xác định được vị trí/khu vực dầu còn lưu lại.

Nghiên cứu quá trình khai thác tầng móng mỏ dầu Bạch Hổ, tác giả nhận định: Lượng dầu thu hồi còn lại chủ yếu đang tồn tại trong 5 khu vực/vị trí với độ thấm chứa rất khác nhau, đòi hỏi phải có các giải pháp công nghệ khác nhau để khai thác hiệu quả. 5 khu vực/vị trí đó là: (1) Các khe nứt, hang hốc chưa khai thác ở phần nóc của thân dầu; (2) Hệ thống khe nứt lớn (macrofractures) thuộc phần giữa của thân dầu (dầu dư bão hòa - saturated oil residues) chưa được quét đẩy hết; (3) Toàn bộ đới vi nứt nẻ (microfractures) và nứt nẻ 1 chiều không liên thông mà công nghệ cũ chưa khai thác được; (4) Phần nóc móng nhô cao mà trước đây chưa xác định được và chưa mở vỉa; (5) Những thể tích còn sót do chưa xác định chính xác đới nứt nẻ hoặc quỹ đạo khoan chưa đến được (Hình 7) [3, 14, 15].

Lượng dầu còn lại này đòi hỏi phải có giải pháp công nghệ chuyên biệt để khai thác hiệu quả. Đây chính là điểm khác biệt cốt lõi về công nghệ khai thác dầu tầng móng giai đoạn cuối với giai đoạn đầu phát triển và giai đoạn ổn định, đồng thời là nội dung nghiên cứu của công trình này.

4. Cơ sở khoa học, phương pháp luận khai thác thân dầu trong đá móng mỏ Bạch Hổ giai đoạn cuối

Cơ sở lý luận/cơ sở khoa học và phương pháp luận khoa học để khai thác dầu đối tượng móng giai đoạn cuối bao gồm các nội dung sau: (i) Tìm sự khác biệt của thân dầu trong đá móng và thân dầu truyền thống; (ii) Xây dựng phương pháp luận khai thác đối tượng móng giai đoạn cuối.



Hình 7. Sơ đồ vị trí các khu vực dầu còn lại.

4.1. Sự khác biệt của thân dầu trong đá móng và thân dầu truyền thống

4.1.1. Sự khác biệt về cơ chế và quá trình hình thành không gian rỗng trong đá móng

Khác với hệ thống không gian rỗng trong thân dầu truyền thống, hệ thống không gian rỗng trong đá móng được hình thành và biến đổi qua các quá trình địa chất phức tạp bao gồm: Quá trình co giảm thể tích khi magma đông cứng; hoạt động kiến tạo; hoạt động thủy nhiệt và quá trình phong hóa.

Sau những quá trình biến đổi địa chất đã hình thành hệ thống không gian rỗng nứt nẻ, hang hốc ở đối tượng đá móng với đặc trưng bất đồng nhất rất cao về khả năng thấm chứa. Cấu trúc không gian rỗng phức tạp này bao gồm cả những nứt nẻ lớn (macrofractures) và những nứt nẻ nhỏ hay còn gọi là vi nứt nẻ (microfractures), trong đó không chỉ tồn tại các nứt nẻ có khả năng lưu thông 2 chiều như đã biết mà còn xuất hiện cả các nứt nẻ chỉ lưu thông 1 chiều.

4.1.2. Sự khác biệt về quá trình dịch chuyển và hình thành thân dầu trong đá móng

Khác với thân dầu truyền thống, dầu không sinh ra trong đá móng. Trước khi hoạt động kiến tạo khối đá móng là khối đá chặt sít, hoặc có khe nứt nhưng bị lấp đầy bởi các khoáng vật thứ sinh.

Khi hoạt động kiến tạo xảy ra, khối đá móng bị tác động của ứng suất lớn, nhanh chóng bị nứt vỡ, tạo ra mạng các khe nứt. Hệ thống khe nứt (hệ thống không gian rỗng) trong khối đá móng được hình thành gây nên hiện tượng gia tăng thể tích của đá móng⁽¹⁾.

Toàn bộ khối thể tích của các khe nứt tăng thêm này cộng với các loại khe nứt có thể có trước đó trong móng, hình thành khối không gian rỗng có áp suất rất thấp gây ra chênh lệch áp suất giữa tầng trầm tích bao bọc bên trên và xung quanh với tầng móng. Dầu sẽ nhanh chóng di chuyển từ tầng trầm tích xung quanh

⁽¹⁾Thuyết gia tăng thể tích (hay khuếch đại thể tích): Khi thể tích tăng lên (V tăng) thì áp suất giảm (P giảm), tạo chênh lệch áp suất (ΔP) sinh ra chuyển động chất lỏng từ nơi áp suất cao đến nơi áp suất thấp.

vào các khe nứt trong tầng móng, trước hết là di chuyển vào các khe nứt lớn (macrofractures) và dần dần thẩm thấu vào các khe nứt nhỏ (microfractures) cho đến khi áp suất được tái cân bằng [3].

4.1.3. Sự khác biệt về đặc trưng thẩm chứa, cơ chế dòng chảy trong cấu trúc không gian rỗng của đá móng

Trong quá trình nghiên cứu các nhà địa chất đã phát hiện và phân chia độ rỗng của đá móng có 3 dạng với đặc trưng thẩm chứa và cơ chế dòng chảy như sau:

(i) Độ rỗng giữa các tinh thể của đá (độ rỗng cấu trúc) có kích thước (độ mở khe nứt) nhỏ hơn 0,01 mm, còn gọi là matrix đá. Giá trị độ rỗng giữa tinh thể rất nhỏ (khoảng dưới 0,5%) và thường không có độ thẩm pha với dầu hoặc nếu có thì rất thấp. Không gian rỗng này có thể chứa chất lưu nhưng không tham gia vào quá trình khai thác.

(ii) Độ rỗng nhỏ là độ rỗng trong những vi nứt nẻ (microfractures) có kích thước (độ mở khe nứt) nhỏ từ 0,01 - 0,1 mm. Thể tích chứa chất lưu rất lớn, ước tính lên đến 30 - 70% tổng diện tích chứa dầu của đá chứa. Dầu được lưu giữ ở đây do lực hút mao dẫn. Giá trị độ rỗng đá móng ở đới vi nứt nẻ có nơi lên đến 10 - 12%, trung bình 4 - 5%, nhưng độ thẩm pha chỉ 1 - 5 mD. Trong các đới vi nứt nẻ, do có độ thẩm rất nhỏ nên dù có giá trị gradient chênh áp tối đa của dòng nước bơm ép có thể tạo ra (3 at/m) vẫn rất nhỏ, không đủ để thắng lực mao dẫn và đẩy dầu ra khỏi các không gian rỗng vi nứt nẻ này [3].

(iii) Độ rỗng lớn là độ rỗng trong những khe nứt lớn (macrofractures) và hang hốc, có kích thước (độ mở khe nứt) trên 0,1 mm phổ biến trên 0,5 mm có khi lên đến hàng centimet, chủ yếu liên kết nhau thành hệ thống.

Giá trị độ rỗng nứt nẻ lớn và hang hốc không lớn, thường dao động khoảng 0,5 - 1,5%, nhưng độ thẩm tốt có nơi lên đến 20 darcy. Vì vậy hệ thống không gian rỗng trong những khe nứt lớn và hang hốc đóng vai trò quyết định đến tính thẩm chứa, với khoảng 80% lượng dầu thu hồi được từ không gian

rỗng này. Các nứt nẻ hang hốc lớn có độ thẩm cao sẽ là những kênh dẫn chính cho dòng dầu trong quá trình khai thác, đồng thời cũng là các đường dẫn để nước bơm ép xâm nhập và di chuyển, đẩy quét dầu dưới tác động của gradient áp suất bơm. Cơ chế dòng chảy trong không gian rỗng này có thể đạt được dạng piston nếu được ép đẩy bằng dung dịch lỏng phù hợp với áp lực và tốc độ phù hợp.

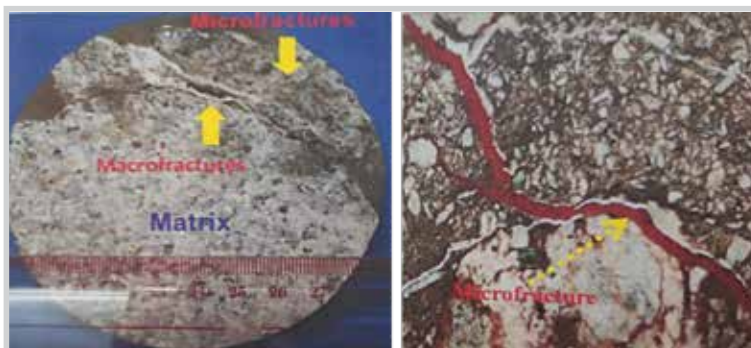
Rõ ràng tồn tại sự khác biệt rất lớn giữa thân dầu trong đá móng và thân dầu truyền thống. Sự khác biệt này đòi hỏi phải áp dụng phương pháp/công nghệ khai thác chuyên biệt, đặc biệt là đối tượng móng ở giai đoạn khai thác cuối.

4.2. Phương pháp luận khai thác đối tượng móng giai đoạn cuối

Phương pháp luận khai thác thân dầu đá móng giai đoạn cuối được tác giả đề xuất dựa trên quy luật “mất cân bằng sẽ sinh ra chuyển động” và nguyên lý tự nhiên “cái gì vào được thì ra được”; dầu từ nơi khác vào móng được thì cũng ra được nếu có điều kiện cần và đủ.

“Mất cân bằng sẽ sinh ra chuyển động” là một quy luật tồn tại phổ biến trong tự nhiên, trong xã hội, và trong tư duy. Ở đâu mất cân bằng sẽ sinh ra chuyển động, hoặc muốn có chuyển động phải tạo ra mất cân bằng. Quy luật đó đã được tác giả nghiên cứu và đề xuất áp dụng vào khai thác thân dầu trong đá móng nứt nẻ như sau:

Tầng móng do bất đồng nhất cao về độ thẩm chứa nên trong quá trình khai thác ở giai đoạn phát triển và giai đoạn ổn định, một lượng lớn dầu vẫn còn tồn đọng trong đới vi nứt nẻ hoặc nứt nẻ 1 chiều, chưa đủ điều kiện để khai thác. Nguyên nhân chủ yếu dầu chưa khai thác bị kẹt trong các đới vi nứt nẻ là do phương pháp bơm ép nước không thể đẩy được dầu trong đới vi nứt nẻ. Cụ thể, đối với những vi nứt nẻ có kích thước nhỏ từ 0,01 - 0,1 mm, độ thẩm dưới 5 mD, lực bơm ép nước không thể thắng lực mao dẫn; trong móng tồn tại 2 độ rỗng (macro và micro-fractures), nước bơm ép chỉ dịch chuyển theo kênh macro mà không thể xâm nhập và đẩy dầu trong đới micro. Trong quá trình đó nước bơm ép dần dâng lên và dễ dàng xâm nhập chiếm toàn bộ các khe nứt lớn và di chuyển với tốc độ vượt trội, để tới các giếng khai thác, bỏ qua một lượng dầu lớn có trong đới vi nứt nẻ không thể thoát ra được (Hình 8). Dầu “mắc kẹt” trong



Hình 8. Mẫu lõi và hình ảnh thạch học lát mỏng đá móng mỏ Bạch Hổ.



đới vi nứt nẻ do lực mao dẫn lớn hơn nhiều so với lực tối đa có thể tạo ra từ bơm ép nước [3,14 - 16].

Hiện tại quá trình khai thác dầu - bơm ép đang tạo môi trường móng ổn định-cân bằng. Nếu duy trì công nghệ khai thác cũ, bơm ép cũ tức là duy trì cân bằng cũ thì dầu còn tồn ở đâu sẽ bất động ở đấy. Vì vậy phải tạo ra môi trường mất cân bằng, tạo điều kiện đủ để dầu còn tồn đọng trong các đới vi nứt nẻ hoặc nứt nẻ 1 chiều chuyển động ra các nứt nẻ lớn.

Tạo ra mất cân bằng nhờ giảm áp suất. Giảm áp suất vừa tạo mất cân bằng áp suất, vừa tách khí, dầu linh hoạt hơn, dễ dàng chuyển động hơn ra nứt nẻ lớn (Hình 9).

Giảm áp suất bằng cách giảm bơm ép nước. Khi mở đã ở giai đoạn cuối của chu kỳ khai thác để xuất giảm áp suất vừa đến mức cận và có thể xuống dưới áp suất bão hòa. Tuy nhiên các giá trị định lượng như: giảm áp suất dưới bão hòa bao nhiêu, giảm áp suất với tốc độ nào là hiệu quả nhất, tác giả đề xuất các nghiên cứu tiếp tục thực hiện tại giai đoạn 2 và được trình bày ở cuối bài báo.

Về nguyên lý: Đã vào được thì cũng ra được, miễn là tạo điều kiện cần và đủ.

Đối với thân dầu trong đá móng, quá trình nạp dầu từ nơi khác vào tầng móng theo trình tự: trước tiên dầu nạp vào các nứt nẻ lớn và hang hốc; tiếp theo thẩm thấu và nạp vào các vi nứt nẻ. Nguyên tắc vào được thì ra được, miễn là tạo được điều kiện cần và đủ. Khi vào, nơi nào dễ vào trước, nơi nào khó vào sau; khi ra, nơi nào dễ ra trước, nơi nào khó ra sau. Trong quá trình khai thác, được huy động từ hệ thống nứt nẻ lớn trước, tiếp theo được

huy động từ các nứt nẻ nhỏ sau. Trước, áp suất bên ngoài (đới nứt nẻ lớn) cao, áp suất bên trong (đới vi nứt nẻ nhỏ) thấp, thì dầu dịch chuyển từ ngoài vào trong. Nay, tạo áp suất bên ngoài thấp, bên trong cao, thì dầu dịch chuyển ra. Điều kiện để quá trình này diễn ra là tạo lập và duy trì được trường áp suất đủ thấp để đưa dầu ra ngoài.

Trên cơ sở luận cứ khoa học nêu trên, có thể kết luận: Khai thác dầu trong tầng đá móng nứt nẻ trong giai đoạn cuối khác cơ bản với công nghệ khai thác giai đoạn đầu phát triển và giai đoạn khai thác ổn định. Từ nghiên cứu khả năng áp dụng quy luật "mất cân bằng sinh ra chuyển động" và nguyên lý "cái gì vào được thì ra được" vào khai thác dầu đá móng giai đoạn cuối, với nội dung chủ yếu được tóm tắt như sau: (i) Mất cân bằng sinh ra chuyển động. Trong thân dầu đá móng cần tạo mất cân bằng để huy động dầu từ đới vi nứt nẻ, nứt nẻ 1 chiều; (ii) Tạo mất cân bằng nhờ giảm bơm ép nước; (iii) Tạo mất cân bằng liên tục bằng cách bơm ép theo chu kỳ; tạo mất cân bằng cục bộ bằng phương pháp khai thác đồng thời gaslift + bơm điện chìm trong cùng 1 giếng; (iv) Dầu không sinh ra từ móng; Dầu từ nơi khác dịch chuyển và thẩm thấu vào móng được thì cũng ra được, cần tạo điều kiện cần và đủ: giảm áp suất vừa dưới áp suất bão hòa và tạo chênh áp đủ để huy động dầu từ đới vi nứt nẻ; (v) Kết hợp bơm ép nước theo chu kỳ, thay đổi trường áp suất từ tối đa đến tối thiểu cho phép và ngược lại → tạo ra mất cân bằng tạm thời, liên tục → huy động dầu từ môi trường vi nứt nẻ vào hệ thống nứt nẻ lớn và tiếp tục được nước bơm ép có bổ sung chất hoạt tính bề mặt (HTBM) quét đẩy lên phía trên [3, 14, 15]. Đây chính là phương pháp "TẠO MÔI TRƯỜNG

MẤT CÂN BẰNG” để khai thác và nâng cao thu hồi dầu tại các thân dầu trong đá móng nứt nẻ.

5. Đề xuất giải pháp công nghệ và kỹ thuật nâng cao hệ số thu hồi dầu cho thân dầu trong đá móng mở Bạch Hổ

Đặc điểm địa chất với tính chất bất đồng nhất cao, khác biệt giữa các khối, nên giải pháp khai thác cho từng khối, từng khu vực cũng khác nhau. Tóm tắt giải pháp được đề xuất cho từng khối, từng khu vực như sau:

5.1. Đối với khối trung tâm

5.1.1. Áp dụng phương pháp “tạo môi trường mất cân bằng” để khai thác phần dầu còn lại chưa thu hồi đang tồn tại trong đới vi nứt nẻ và những nứt nẻ 1 chiều không liên thông

- Giảm áp suất vỉa xuống dưới áp suất bão hòa bằng cách dùng bơm ép nước tại khu vực trung tâm, giảm và đưa lượng nước bơm ép ra vùng rìa, kết hợp bơm ép nước theo chu kỳ; điều chỉnh trường áp suất vỉa theo chu kỳ từ tối đa đến tối thiểu cho phép và ngược lại để tạo mất cân bằng liên tục, nhằm huy động được dầu từ các đới vi nứt nẻ. Việc duy trì áp suất theo chu kỳ sẽ tạm thời phá vỡ trạng thái cân bằng, tạo hiệu ứng xung áp suất làm tăng tính chất thủy động lực của môi trường vi nứt nẻ và tăng cường chuyển động dầu từ môi trường vi nứt nẻ (nguồn nuôi cấp) vào hệ thống nứt nẻ lớn (các kênh dẫn chính); sau đó lại tiếp tục bơm nước có bổ sung hóa chất hoạt động bề mặt nhằm tăng cường hệ số quét dầu và cuối cùng là tăng hệ số thu hồi dầu từ các đới vi nứt nẻ [3, 6 - 8].

- Thử nghiệm bơm ép nước - khí luân phiên tại khu vực Nam trung tâm móng và đánh giá khả năng áp dụng cho toàn bộ thân dầu đá móng [3, 15].

- Lựa chọn giếng có hệ số sản phẩm cao, độ ngập nước trên 70%, áp dụng phương pháp khai thác hỗn hợp gaslift + bơm điện chìm trong cùng 1 giếng tại khu vực có tiềm năng thu hồi dầu từ các đới vi nứt nẻ [3, 15].

Khi độ ngập nước các giếng dầu tăng cao, phương pháp gaslift giảm hiệu quả. Giải pháp khai thác giếng đồng thời bằng cả gaslift và bơm điện chìm lý tưởng không những khắc phục được những hạn chế đã biết của từng phương pháp như kéo dài khả năng làm việc của máy bơm và tăng hiệu quả làm việc của hệ thống gaslift, mà còn hình thành nên khu vực có chênh lệch áp suất lớn, hỗ trợ tạo ra hiện tượng mất cân bằng cục bộ nhằm khai thác lượng dầu còn lại trong các vi nứt nẻ và nứt nẻ 1 chiều [3, 15].

5.1.2. Giải pháp đối với khu vực nóc móng

- Điều chỉnh nhịp độ khai thác chậm lại theo hướng giảm, đặc biệt là các giếng khai thác chủ lực: No.1, 401, 408, 10002, 10004, 7003, 7009, 430, 7001B và 7005B.

- Tiếp tục áp dụng phương pháp khai thác thứ cấp gaslift đối với các giếng còn lại khi không còn khả năng tự phun hoặc lưu lượng giảm.

- Kiểm soát nghiêm ngặt và điều khiển quá trình bơm ép nước - khai thác dầu vùng nóc móng bằng phương pháp trực tiếp và gián tiếp phân tích đánh giá mối tương quan, xây dựng biểu đồ đồng tương quan (isocor) để biểu thị mức độ ảnh hưởng của quan hệ nhân quả giữa các giếng bơm ép nước và các giếng khai thác dầu. Điều chỉnh áp suất đáy của mỗi giếng bơm ép và khai thác theo thời gian, đảm bảo ranh giới dầu - nước dịch chuyển ổn định, tránh tạo thành các lười nước bằng cách hạn chế gradient thủy động lực nhỏ hơn gradient trọng lực đối với đá móng [3 - 7, 10 - 12].

- Áp dụng các giải pháp ngăn cách nước, tác động lên vùng lân cận đáy giếng như: xử lý bằng acid, bằng nhũ tương dầu - acid; hoặc nhũ tương khí - dầu - acid [9,13].

5.2. Giải pháp đối với khu vực có mặt móng nhô cao được phát hiện theo tài liệu mới 3D-4C

Khoan thêm những giếng mới; hoặc cắt thân giếng cũ để khai thác được phần dầu mới phát hiện này.

5.3. Đối với tầng móng vòm Bắc

- Điều chỉnh, duy trì bơm ép nước ở mức thấp để hạn chế độ ngập nước và tăng hệ số thu hồi dầu nhờ hiệu ứng mất cân bằng nhằm huy động thêm nguồn dầu từ các đới vi nứt nẻ và nứt nẻ một chiều [3, 8].

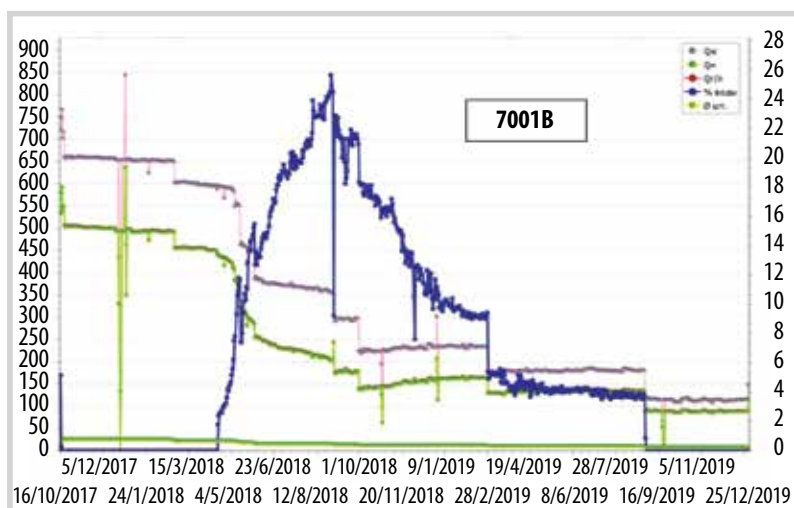
- Thực hiện các biện pháp tác động lên vùng lân cận đáy giếng, bao gồm: xử lý bằng acid kết hợp tháo rửa nhanh sản phẩm phản ứng sau xử lý nhờ hỗn hợp hóa phẩm bị phân giải; xử lý bằng nhũ tương dầu - acid; hoặc nhũ tương khí - dầu - acid [9, 13].

- Thực hiện các biện pháp xử lý lắng đọng paraffin trong cần ống khai thác bằng dầu nóng từ các giếng lân cận, bằng thiết bị tạo hơi nóng, bằng biện pháp hóa học, bằng gaslift theo chu kỳ [8].

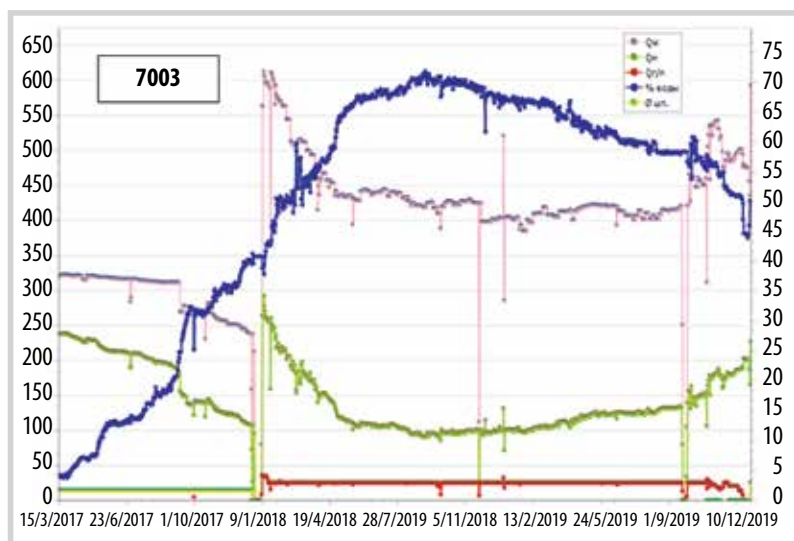
5.4. Đối với tầng móng vòm Đông Bắc và vòm Nam

- Nghiên cứu tài liệu 3D - 4C mới nhất xác định khu vực tập trung nứt nẻ khoan bổ sung các giếng mới.

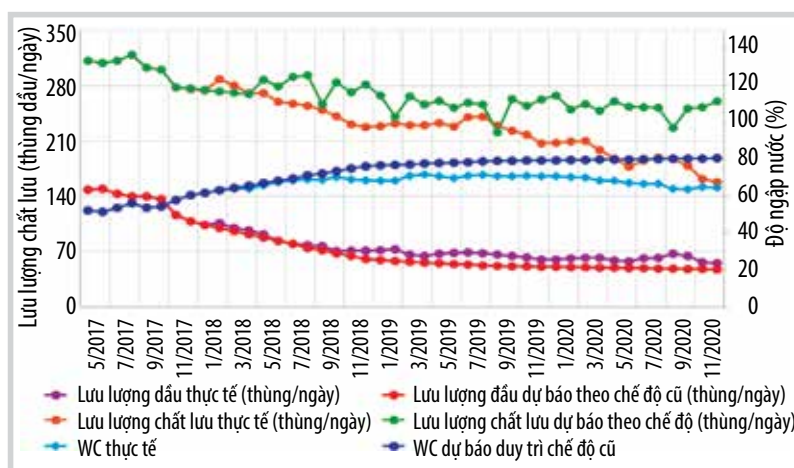
- Áp dụng các phương pháp xử lý vùng lân cận đáy giếng bằng acid kết hợp tháo rửa nhanh sản phẩm phản ứng sau xử lý nhờ hỗn hợp hóa phẩm bị phân giải, bằng nhũ tương dầu - acid; hoặc nhũ tương khí - dầu - acid [9, 13].



Hình 10. Động thái giếng 7001B trong giai đoạn 2017 - 2020.



Hình 11. Động thái giếng 7003 trong giai đoạn 2017 - 2020.



Hình 12. Động thái khai thác giữa chế độ điều chỉnh (thực tế) và giữ nguyên chế độ cũ.

- Xử lý lắng đọng paraffin trong cần ống khai thác bằng thiết bị tạo hơi nóng và biện pháp hóa học.

- Giải pháp khai thác theo chu kỳ.

6. Kết quả thử nghiệm phương pháp “tạo môi trường mất cân bằng” trong giai đoạn 1

Từ đầu năm 2018 đã điều chỉnh giảm lượng nước bơm ép, từ tháng 6/2018 dừng bơm ép tất cả các giếng ở khu vực trung tâm, chỉ bơm ép các giếng ở vùng rìa có áp suất bơm thấp (= 0 atm) với hệ số bù khai thác hàng tháng đạt từ 52 - 60%. Tiến hành lựa chọn giếng để bơm ép theo chu kỳ nhằm ngăn ngừa áp suất vỉa xuống quá thấp, ảnh hưởng đến lưu lượng dầu.

Phối hợp với tối ưu hóa bơm ép nước, trong giai đoạn 2018 - 2020, điều chỉnh giảm nhịp độ khai thác một số giếng dầu chủ lực ở khu vực móng trung tâm như: 7001B, 7005B và 7009.

Kết quả cho thấy sự dừng/giảm xu hướng gia tăng độ ngập nước ở một số giếng, thậm chí một số giếng (7001B, 7003) còn giảm độ ngập nước (Hình 10, 11).

Kết quả chung: Kiểm soát được quá trình ngập nước các giếng, tránh được hiện tượng ngập nước hàng loạt; giảm được hàm lượng nước trong sản phẩm khai thác; kéo dài được tuổi thọ các giếng ở khu vực gần ranh giới dầu nước; huy động thêm được lượng dầu từ các đới vi nứt nẻ, nâng cao hệ số thu hồi dầu, cụ thể:

- Sau 1 năm áp dụng: Gia tăng được 50,4 nghìn tấn dầu; tiết kiệm 1,161 triệu m³ nước bơm ép.

- Tính đến 31/12/2020: Áp dụng giải pháp đã gia tăng được 375 nghìn tấn dầu; tiết kiệm 1,607 triệu m³ nước bơm ép. Kết quả áp dụng giải pháp được thể hiện ở Hình 12 [14, 15].

Do tính chất phức tạp của đối tượng đã móng nứt nẻ, sau thành công của giai đoạn 1, cần thiết tiếp tục nghiên cứu giai đoạn 2 làm căn cứ vững chắc cho việc xây dựng và

hoàn thiện công nghệ/quy trình tin cậy nhằm khai thác hiệu quả và nâng cao thu hồi dầu trong thân dầu đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ giai đoạn cuối.

7. Định hướng nghiên cứu hoàn thiện công nghệ khai thác thân dầu trong đá móng (giai đoạn 2)

Áp dụng phương pháp “tạo môi trường mất cân bằng” trong thân dầu đá móng nứt nẻ được khẳng định về lý luận bằng các nghiên cứu đã thực hiện trong giai đoạn 1 nêu trên và được thực tiễn chứng minh là hiệu quả khi áp dụng thử nghiệm tại một khu vực mỏ dầu Bạch Hổ. Tuy nhiên, đây là những kết quả nghiên cứu đầu tiên (giai đoạn 1) ở mức ĐỊNH TÍNH.

Định hướng nghiên cứu tiếp theo (giai đoạn 2) là xác định các giá trị ĐỊNH LƯỢNG của phương pháp, đó là: xác định thời điểm bắt đầu giảm áp; xác định giá trị gradient áp suất cần thiết tối thiểu, tối đa để tạo được môi trường mất cân bằng, để dầu trong đới vi nứt nẻ có thể chuyển động được ra đới nứt nẻ lớn; xác định tốc độ giảm áp suất tối ưu; xác định ngưỡng áp suất thấp cuối cùng trong đới vi nứt nẻ; đồng thời đánh giá những rủi ro (tác dụng phụ) có thể xuất hiện khi áp dụng phương pháp và các biện pháp khắc chế.

Tất cả những giá trị định lượng đó đòi hỏi phải tiến hành trong các phòng thí nghiệm chuyên sâu, với sự trợ giúp của các phương tiện hiện đại: PVT, thiết bị đo giá trị thẩm lọc, máy chụp X-quang (X-ray) hoặc máy chụp cắt lớp vi tính (CT scan)...

Các nghiên cứu trong phòng thí nghiệm được tiến hành trước hết nhằm: xác định những biến đổi về thành phần và tính chất của dầu vỉa trong quá trình giảm áp suất dưới áp suất bão hòa; xác định cơ chế và động thái tách khí trong quá trình giảm áp suất dưới áp suất bão hòa; xây dựng mô hình PVT cho vỉa dầu đá móng nứt nẻ trong quá trình giảm áp suất dưới áp suất bão hòa.

Các nghiên cứu thí nghiệm tiếp theo được thực hiện trên các loại mẫu lõi như: mẫu lõi vật lý (mẫu lõi thực, hoặc mẫu lõi composite); mẫu lõi kỹ thuật số (digital cores) và mẫu vi mạch (microchips) nhằm xác định các yếu tố như: sự biến đổi của độ bão hòa khí tới hạn khi giảm áp suất dưới bão hòa; mức thu hồi dầu tại các ngưỡng áp suất thấp khác nhau; mối quan hệ giữa tốc độ giảm áp suất với độ bão hòa khí tới hạn và mức thu hồi dầu; tốc độ giảm áp suất tối ưu và ngưỡng áp suất thấp dựa trên giá trị gia tăng thu hồi dầu; sự biến đổi về độ thấm tương đối (khí-dầu, nước-dầu) dựa trên kết quả giảm áp... Các kết quả nghiên cứu thí nghiệm này sẽ được so sánh lựa chọn và

đưa ra những kết luận cụ thể về những biến đổi bão hòa khí tới hạn; về những biến đổi về độ thấm tương đối (khí-dầu, nước-dầu); về khả năng thu hồi dầu; và giá trị gia tăng thu hồi dầu trong quá trình giảm áp suất dưới bão hòa.

Dựa trên các kết quả nghiên cứu thí nghiệm PVT và những kết quả có được từ nghiên cứu các mẫu lõi nêu trên để tiến hành xác định và hoàn thiện bộ dữ liệu đầu vào phục vụ việc xây dựng mô hình và nghiên cứu mô phỏng vỉa.

Với bộ dữ liệu các thông số thu được từ các nghiên cứu trong phòng thí nghiệm, tiến hành lựa chọn các thuật toán phù hợp để xây dựng mô hình tĩnh, động và nghiên cứu mô hình mô phỏng vỉa, trước tiên thí điểm cho 1 khu vực để dự báo hiệu quả và tối ưu hóa thiết kế trước khi tổ chức triển khai tại hiện trường, làm cơ sở mở rộng áp dụng cho toàn mỏ. Các kết quả nghiên cứu cũng đánh giá sự dịch chuyển của ranh giới dầu - nước nhân tạo và độ ngập nước khi áp suất vỉa xuống dưới áp suất bão hòa, đồng thời chỉ ra những rủi ro (độ tách khí quá mức, hoặc tình trạng ngập nước không thể kiểm soát...) có thể xuất hiện khi áp suất vỉa dưới áp suất bão hòa nhằm đưa ra những giải pháp khắc chế.

Từ kết quả nghiên cứu trong các phòng thí nghiệm và chạy mô hình mô phỏng kết hợp với kết quả thí điểm tại 1 khu vực của mỏ dầu, cuối cùng sẽ đưa ra chiến lược giảm áp suất hiệu quả nhất (gồm: thời gian bắt đầu giảm áp suất; gradient áp suất tối ưu; tốc độ giảm áp suất tối ưu; ngưỡng áp suất thấp tối ưu) nhằm nâng cao thu hồi dầu cho các thân dầu trong đá móng nứt nẻ.

8. Kết luận

Thân dầu trong đá móng mỏ Bạch Hổ là thân dầu đặc biệt. Trong quá trình biến đổi địa chất đã hình thành nên hệ thống không gian rỗng, nứt nẻ, hang hốc ở đới tương đá móng với đặc trưng bất đồng nhất rất cao về khả năng thấm chứa. Cấu trúc phức tạp đó không những bao gồm các nứt nẻ lớn (macrofractures) và vi nứt nẻ (microfractures) mà còn là những nứt nẻ có khả năng lưu thông 2 chiều và những nứt nẻ chỉ lưu thông 1 chiều, dẫn đến dầu bị kẹt lại chưa khai thác được.

Trữ lượng dầu tầng móng mỏ Bạch Hổ thuộc nhóm cực lớn. Sau hơn 30 năm khai thác, lượng dầu còn lại chủ yếu tồn tại 5 khu vực/vị trí khác nhau, đòi hỏi phải có các giải pháp công nghệ phù hợp để khai thác hiệu quả.

Thách thức lớn nhất trong giai đoạn cuối là độ ngập nước tăng nhanh kể cả các giếng chủ lực; đặc biệt còn một lượng lớn dầu trong đới vi nứt nẻ đang bị kẹt lại. Nguyên

nhân là do tính chất bất đồng nhất rất cao của các khối thuộc tầng móng. Với những vi nứt nẻ có kích thước (độ mở khe nứt) nhỏ từ 0,01 - 0,1 mm, và độ thấm pha chỉ 1 - 5 mD, nước bơm ép không thể thắng lực mao dẫn trong các vi nứt nẻ. Hơn nữa trong móng tồn tại 2 độ rỗng, nước bơm ép chỉ dịch chuyển theo kênh nứt nẻ lớn mà không thể xâm nhập và đẩy dầu trong đới vi nứt nẻ, kết quả dầu bị kẹt và bất động trong đới vi nứt nẻ.

Nghiên cứu sự khác biệt của thân dầu trong đá móng nứt nẻ với các thân dầu truyền thống; phân tích nguyên nhân dầu còn bị kẹt trong các đới vi nứt nẻ, tác giả đề xuất phương pháp luận mới gồm 5 điểm khai thác thân dầu trong đá móng nứt nẻ giai đoạn cuối.

Kết quả, sau hơn 3 năm áp dụng, tính đến 31/12/2020 phương pháp "tạo mất cân bằng áp suất" đã gia tăng được 375 nghìn tấn dầu; tiết kiệm lượng nước bơm ép là 1,607 triệu m³, và đang tiếp tục phát huy hiệu quả trong các năm tiếp theo.

Áp dụng phương pháp "tạo môi trường mất cân bằng" được khẳng định về lý luận và thực tiễn chứng minh là hiệu quả. Tuy nhiên, đây là những kết quả nghiên cứu đầu tiên (giai đoạn 1) đạt được ở mức ĐÌNH TÍNH. Cần thiết phải tiến hành bước nghiên cứu tiếp theo (giai đoạn 2) nhằm xác định các giá trị ĐÌNH LƯỢNG của phương pháp, đồng thời đánh giá những rủi ro (tác dụng phụ) có thể xuất hiện khi áp dụng phương pháp và các biện pháp khắc chế.

Do tính chất phức tạp của thân dầu trong đá móng nứt nẻ, đòi hỏi sự kết hợp chặt chẽ giữa nghiên cứu trong các phòng thí nghiệm, mô hình mô phỏng và so sánh với kết quả thực nghiệm trong điều kiện thực tại 1 khu vực mỏ, làm căn cứ vững chắc cho việc xây dựng và hoàn thiện công nghệ/quy trình khai thác hiệu quả và nâng cao thu hồi dầu trong tầng đá móng granite nứt nẻ mỏ Bạch Hổ giai đoạn cuối.

Tài liệu tham khảo

[1] Phùng Đình Thực, "Nghiên cứu, đề xuất các giải pháp công nghệ và kỹ thuật nâng cao hệ số thu hồi dầu giai đoạn cuối đối tượng móng mỏ Bạch Hổ - Kỳ I: Đối tượng móng mỏ Bạch Hổ và quá trình khai thác", *Tạp chí Dầu khí*, Số 5, trang 22 - 28, 2018.

[2] Phùng Đình Thực, "Nghiên cứu, đề xuất các giải pháp công nghệ và kỹ thuật nâng cao hệ số thu hồi dầu giai đoạn cuối đối tượng móng mỏ Bạch Hổ - Kỳ II: Đánh giá hiệu quả quá trình duy trì áp lực vỉa, thực trạng khai thác của từng khu vực, tồn tại và nguyên nhân", *Tạp chí Dầu khí*, Số 7, trang 18 - 34, 2018.

[3] Phùng Đình Thực, "Nghiên cứu, đề xuất các giải pháp công nghệ và kỹ thuật nâng cao hệ số thu hồi dầu giai đoạn cuối đối tượng móng mỏ Bạch Hổ - Kỳ III: Đề xuất các giải pháp kỹ thuật - công nghệ khai thác hiệu quả đối tượng móng mỏ Bạch Hổ trong giai đoạn cuối", *Tạp chí Dầu khí*, Số 8, trang 16 - 35, 2018.

[4] Phùng Đình Thực, "Một số giải pháp công nghệ và kỹ thuật góp phần nâng cao sản lượng giếng dầu và hệ số thu hồi dầu mỏ Bạch Hổ", *Tuyển tập Hội thảo khoa học "Nâng cao hệ số thu hồi dầu mỏ Bạch Hổ"*, trang 14 - 22, Vũng Tàu, 2003.

[5] Phùng Đình Thực và Mai Văn Dư, "Đánh giá mối liên hệ tương tác giữa các giếng khoan trong quá trình khai thác vỉa dầu móng mỏ Bạch Hổ bằng phân tích tương quan hạng Spearman", *Tuyển tập báo cáo "Hội nghị khoa học công nghệ 30 năm Dầu khí Việt Nam: Cơ hội mới, thách thức mới"*, Hà Nội, trang 955 - 961, 2005.

[6] Phùng Đình Thực và Mai Văn Dư, "New concept in adjustment of development process for Bach Ho basement oil reservoir", *Technical forum "Cuu Long basin production - Challenges and opportunities"*, 3/2003.

[7] Phùng Đình Thực và Mai Văn Dư, "Nâng cao hệ số thu hồi dầu vỉa dầu móng mỏ Bạch Hổ bằng duy trì trường áp suất vỉa tối ưu", *Tuyển tập Hội thảo khoa học "Nâng cao hệ số thu hồi dầu mỏ Bạch Hổ"*, Vũng Tàu, 2003.

[8] Phùng Đình Thực, "Một số giải pháp công nghệ và kỹ thuật góp phần nâng cao sản lượng giếng dầu và hệ số thu hồi dầu mỏ Bạch Hổ", *Tạp chí Dầu khí*, Số 1, trang 16 - 17, 105 - 112, 2008.

[9] Phùng Đình Thực, Dương Danh Lam, và Lưu Vĩnh Hưng, "Cơ chế và công nghệ nứt vỉa thủy lực - xử lý axit đối với các giếng thuộc tầng móng mỏ Bạch Hổ", *Tạp chí Dầu khí*, Số 4, trang 16 - 28, 1999.

[10] Phùng Đình Thực, "Ứng dụng toán học trong khai thác dầu khí tại thềm lục địa phía Nam Việt Nam", *Kỷ yếu "Hội nghị toàn quốc lần thứ nhất về ứng dụng toán học"*, trang 53-66, Tập I, Hà Nội, 23 - 25/12/1999.

[11] Фунг Дин Тхык, "Применение фрактальных технологий в процессах нефтегазодобычи", *Научный Семинар: "Фрактальные технологии в нефтегазодобыче"*, Баку, 12 - 15 января 2000 года.

[12] Фунг Дин Тхык, "Исследование динамических характеристик системы добычи и транспортировки нефти и газа на южном континентальном шельфе Вьетнама", *Журнал Азербайджанское Нефтяное Хозяйство*, № 4, 2000.

[13] Phùng Đình Thực và Dương Danh Lam, “Hoàn thiện công nghệ xử lý vùng cận giếng ở tầng móng mỏ Bạch Hổ”, *Tuyển tập báo cáo Hội nghị khoa học - công nghệ: “Ngành dầu khí trước thềm thế kỷ 21”*, Hà Nội, 2000.

[14] Phùng Đình Thực, “Enhancing oil recovery for Bach Ho basement reservoir at the final production phase - Science basis, methodology and technological solutions”, *International Research Workshop “Studying optimal production regimes for fractured basement reservoir, including regime at reservoir pressure below the bubble point”*, Vietsovpetro, 15/9/2022.

[15] Phùng Đình Thực, “Khai thác thân dầu trong đá móng mỏ Bạch Hổ: Những vấn đề phức tạp chính và các giải pháp công nghệ - kỹ thuật chủ yếu”, *Tuyển tập báo cáo “Hội nghị khoa học - công nghệ chào mừng sự kiện khai thác tấn dầu thứ 250 triệu”*, Vietsovpetro, trang 250 - 263, 2024.

[16] Phùng Đình Thực và Phan Ngọc Trung, “Tăng cường thu hồi dầu (EOR) trong đá móng granite nứt nẻ: Các giải pháp phi hóa học cho mỏ Bạch Hổ”, *Dầu khí - Khoa học, công nghệ và đổi mới sáng tạo*, Số 1, trang 4 - 11, 2025. DOI: 10.47800/PVSI.2025.01-01.

OIL EXPLOITATION FROM BACH HO BASEMENT RESERVOIR: SCIENTIFIC BASIS, METHODOLOGY AND SOLUTIONS TO IMPROVE THE EXPLOITATION TECHNOLOGY AT THE FINAL PRODUCTION STAGE

Phung Dinh Thuc^{1,2}

¹Vietnam Petroleum Institute (VPI)

²Vietnam Petroleum Association (VPA)

Email: thucphung125@gmail.com

Summary

After more than 30 years of production, Bach Ho oil field has reached its final production stage. The major challenge in this period is water cut rapidly increasing, even in the main oil producers. The biggest problem is that a large amount of oil reserve is trapped in the microfracture zones without suitable technology to exploit it. Producing oil and improving the recovery rate from the basement reservoir - particularly from microfracture zones - remains extremely challenging.

Based on an evaluation of the production performance of Bach Ho oil field, the author focuses on analyzing the effectiveness of the solutions to maintain the reservoir pressure, identifying the remaining oil reserves areas, and especially examining the causes of current challenges and unsolved problems. The article also highlights the differences between basement oil reservoirs and conventional oil reservoirs, and thereby proposes a methodology for producing oil from fractured granite basement at the final stage. The new method has been successful applied in a selected area of the Bach Ho oil field and has initially achieved positive results.

Based on the results yielded, the author proposes solutions to be implemented and outlines the direction for further research, as a basis for improving technology to effectively exploit Bach Ho basement oil reservoir in its final production stage.

Key words: Fractured basement, improved oil recovery (IOR), Bach Ho field.

NGHIÊN CỨU CÔNG NGHỆ KIỂM SOÁT CÁT CHO ĐỐI TƯỢNG MIOCENE DƯỚI MỎ CÁ TẦM: ĐÁNH GIÁ KỸ THUẬT, HIỆU QUẢ KINH TẾ VÀ TIỀM NĂNG ỨNG DỤNG

Trần Lê Chiến, Bùi Khắc Hùng, Đồng Văn Hoàng, Lê Việt Hải, Nguyễn Quốc Dũng, Hoàng Văn Minh, Trần Thanh Nam

Liên doanh Vietsovpetro (Vietsovpetro)

Email: hungbk.rd@vietsov.com.vn

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-02>

Tóm tắt

Trong quá trình khai thác dầu khí, áp suất vỉa suy giảm và độ ngập nước gia tăng dẫn đến giảm độ bền thành hệ, xuất hiện hiện tượng sinh cát. Tại mỏ Cá Tầm, vấn đề này còn nghiêm trọng hơn do thành hệ có tuổi địa chất trẻ và bờ rời, với giá trị áp suất vỉa tới ngưỡng sinh cát rất gần với áp suất vỉa ban đầu và áp suất đáy giếng ở ngưỡng rất cao. Hiện tượng sinh cát khiến sản lượng dầu thu hồi bị giảm đáng kể so với thiết kế, có thể dẫn đến tình trạng hư hỏng giếng khoan và hệ thống thiết bị bề mặt, ảnh hưởng đến an toàn khai thác khi cát phá hủy các cơ chế bảo vệ của giàn.

Bài báo giới thiệu cơ sở lý thuyết về hiện tượng sinh cát, kiểm soát cát và các vấn đề khai thác đặc trưng cho tầng Miocene dưới mỏ Cá Tầm, từ đó đề xuất giải pháp tối ưu để kiểm soát cát bằng thiết bị lọc cát sử dụng ống thép cuộn xoắn (coiled tubing).

Từ khóa: Sinh cát, độ bền thành hệ, Miocene dưới, mỏ Cá Tầm.

1. Giới thiệu

Tại bể Cửu Long, đối tượng chứa dầu chính gồm móng granite nứt nẻ và trầm tích. Tầng trầm tích được cấu thành từ các lớp cát, bột, sét có nguồn gốc sông hồ, đầm lầy và cửa biển. Các đối tượng này chủ yếu có tuổi địa chất trẻ (Cenozoic/Đệ Tam) và ở khu vực nước nông, đá có độ kết dính kém do liên kết xi măng giữa yếu.

Hiện tượng sinh cát trong giếng khai thác có thể làm tắc ống khai thác, ống chống, đường ống công nghệ và bình chứa trên bề mặt; gây ăn mòn các thiết bị dẫn tới mất kiểm soát giếng hoặc phát thải chất lưu không mong muốn. Việc sử dụng thiết bị lọc cát trong bộ thiết bị lòng giếng tạo ra lớp thiết bị lọc cát sẽ làm suy yếu năng suất của giếng, theo thời gian sẽ ngăn dòng vào giếng và để lại một lượng lớn dầu có thể thu hồi ngay bên ngoài lớp thiết bị lọc. Trong thực tế, kiểm soát hiện tượng sinh cát có thể ít tốn kém chi phí hơn, giúp thu hồi nhiều dầu hơn so với việc áp dụng các giải pháp chống trào cát.

Sinh cát trong các giếng khai thác là vấn đề đang được xử lý hàng ngày trên thế giới. Khối lượng cát sinh ra có thể từ vài lít đến vài trăm mét khối. Hiện tượng này thường xuất hiện tại các mỏ khai thác ở giai đoạn suy giảm áp suất, gia tăng độ ngập nước và là một trong những nguyên nhân chính gây dừng giếng, sửa chữa lớn giếng khoan. Sinh cát thường xảy ra do nhiều nguyên nhân [1], cụ thể:

- Các yếu tố địa chất như độ sâu tầng sản phẩm, áp suất vỉa, thành phần địa chất, mức độ liên kết của vỉa, độ thấm, cũng như đặc tính của tầng cát;
- Các yếu tố công nghệ như lưu lượng của giếng, chênh áp, suy giảm độ thấm, các vấn đề liên quan tới lực kết dính mao dẫn của cát;
- Các yếu tố kỹ thuật có thể liên quan tới cấu trúc đáy giếng, tình trạng khu vực đáy nơi dòng chảy qua: các thông số như khoảng mở vỉa, trạng thái kênh dẫn bản mìn.

2. Các yếu tố ảnh hưởng tới sinh cát và các phương pháp kiểm soát sinh cát theo thời gian khai thác

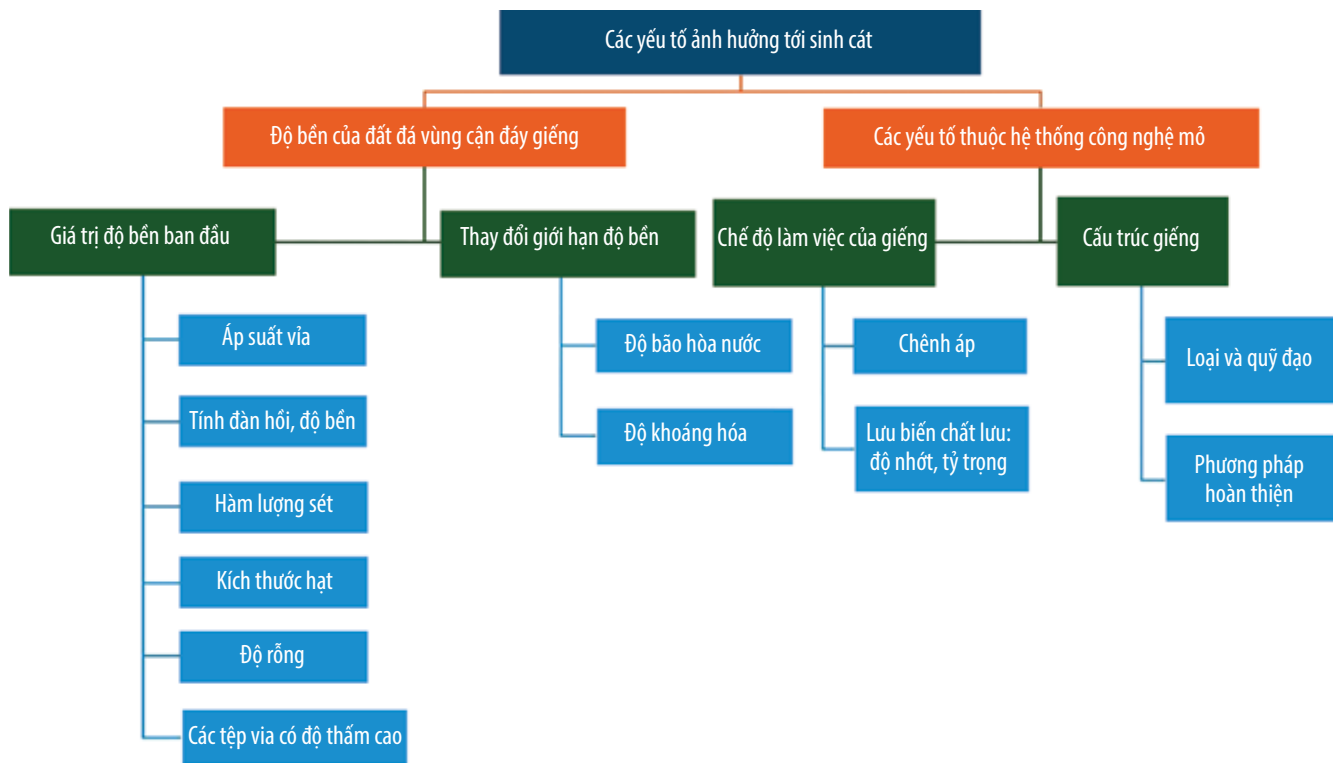
Các yếu tố ảnh hưởng tới việc sinh cát được trình bày trong Hình 1.



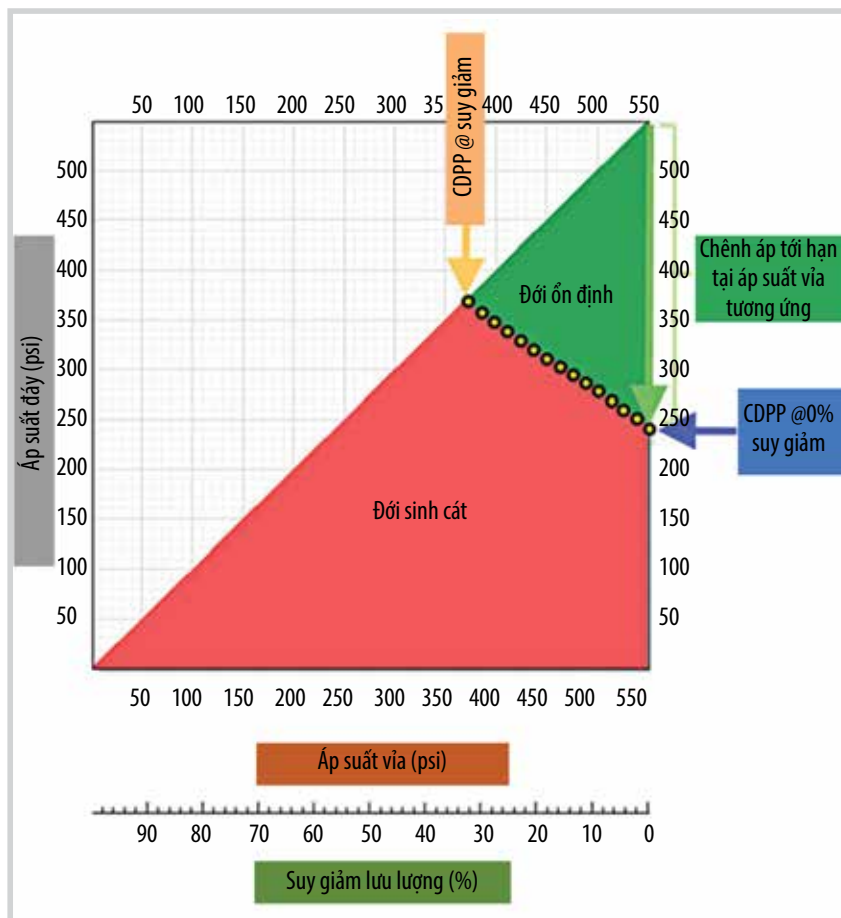
Ngày nhận bài: 10/7/2025

Ngày đánh giá và sửa chữa: 10/7 - 14/8/2025

Ngày duyệt đăng: 14/8/2025



Hình 1. Các yếu tố ảnh hưởng tới sinh cát.



Hình 2. Đồ thị chênh áp khai thác tới hạn.

Để xác định được ngưỡng sinh cát, đồ thị chênh áp khai thác tới hạn được xây dựng dựa trên các thí nghiệm địa cơ [2].

Ngưỡng sinh cát được xác định bằng tổ hợp UCS/triaxial (hiệu chỉnh c , ϕ) và thử HCST/TWC ở điều kiện T-P mở với mẫu lõi bảo tồn (brine tương đương). Onset được định nghĩa khi khối lượng hạt thoát ra ≥ 1 g/10 phút hoặc tín hiệu AE vượt ngưỡng; sanding bền vững khi dM/dt ổn định ≥ 15 phút. Đường bao CCDP theo depletion stress path được suy ra bằng hồi quy GLM; CI95% ước lượng bootstrap ($B = 1.000$). Độ lặp (repeatability): $RSD\% < 10\%$ cho đo triaxial/UCS; $< 15\%$ cho HCST/TWC [3].

Từ Hình 2 có thể nhận thấy được các điểm sau:

- Chênh áp tới hạn sinh cát phụ thuộc vào áp suất vỉa. Áp suất vỉa suy giảm trong quá trình khai thác sẽ dẫn đến giá trị chênh áp giới hạn bị thu hẹp, giếng sẽ phải giảm khai thác để đảm bảo không xảy ra hiện tượng sinh cát;

- Tại điểm giới hạn CDPP Depletion, cát sẽ sinh ra dưới mọi giá trị chênh áp, có nghĩa là sẽ xảy ra hiện tượng sinh cát với bất kỳ lưu lượng dòng chảy nào trong quá trình khai thác giếng;

- Điểm tới hạn thường sẽ ở rất gần điểm áp suất vỉa ban đầu với các giếng có thành hệ bờ rời, việc khai thác không có cát là gần như không thể.

Để đảm bảo giảm lượng cát sinh ra trong quá trình khai thác, đảm bảo an toàn hệ thống khai thác và nâng cao độ bền thành hệ, có thể áp dụng các phương pháp chính như Hình 3.

- Điều chỉnh giảm lưu lượng khai thác: Giảm lưu lượng khai thác sẽ giảm lực cản do tốc độ dòng chảy của chất lưu. Việc xác định lưu lượng khai thác tối đa không sinh cát là phức tạp và khó khăn do điều kiện vỉa thay đổi theo thời gian, đặc biệt khi xuất hiện nước trong chất lưu.

- Tăng tiết diện dòng chảy: Hiện tượng sinh cát trong các giếng chống ống có thể xử lý bằng cách tăng mật độ và kích thước của đạn. Điều này giúp giảm tốc độ dòng chảy trong giếng khoan xuống dưới giá trị ngưỡng sinh cát.

- Bắn mìn có chọn lọc: Phương pháp này chỉ đạt hiệu quả khi các vùng chắt chắn nhất của vỉa chứa được xác định chính xác bằng các phương pháp đo địa cơ học. Tuy nhiên, tất cả phương pháp này đều làm cho lưu lượng thu hồi bị giới hạn và mức độ bền vững của giải pháp kiểm

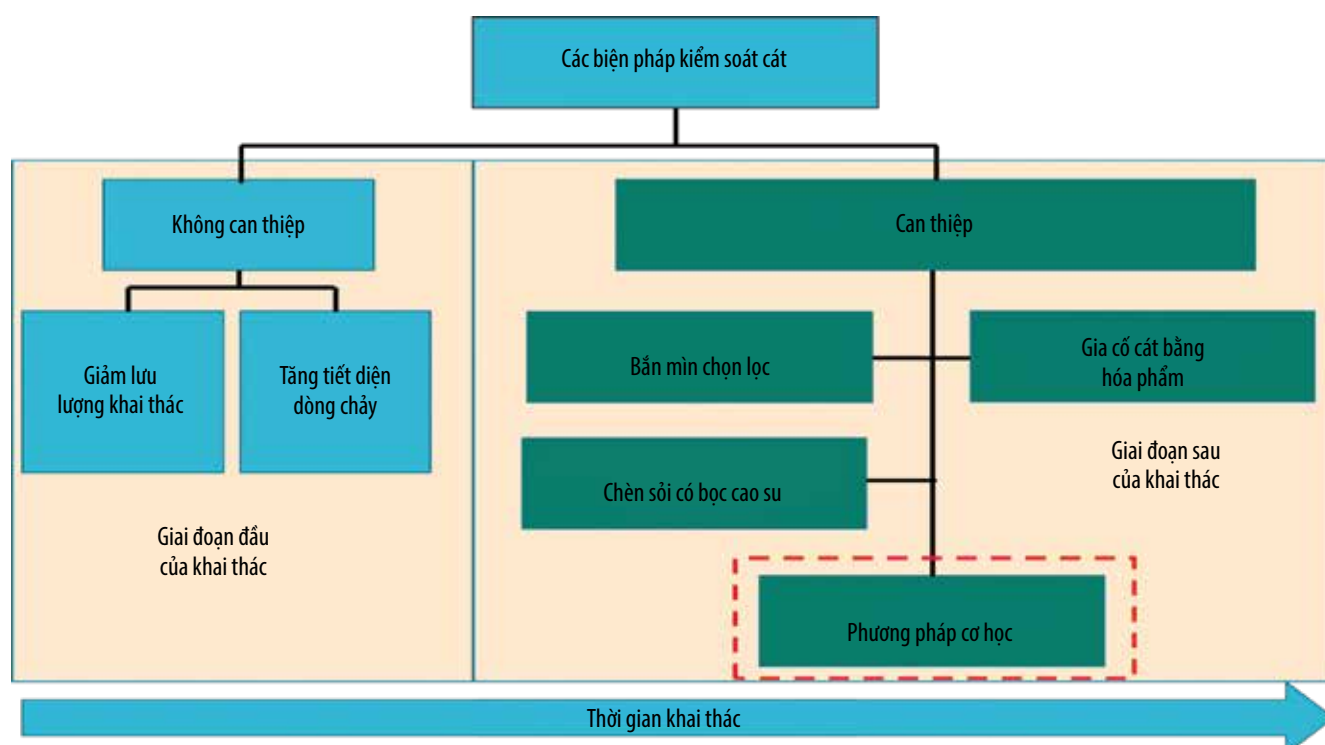
soát có thể bị suy giảm theo thời gian do các tính chất của vỉa thay đổi.

- Phương pháp kết dính cát tại chỗ: Các phương pháp này sử dụng chất kết dính nhân tạo và được ứng dụng từ những năm 1940. Phương pháp kết dính cát tại chỗ dựa trên sự phân tán của hóa chất (các loại nhựa - resins) trên toàn khu vực vỉa, đặc biệt phổ biến vào giai đoạn 1950 - 1960, khi phương pháp sử dụng thiết bị lọc chưa được hoàn thiện.

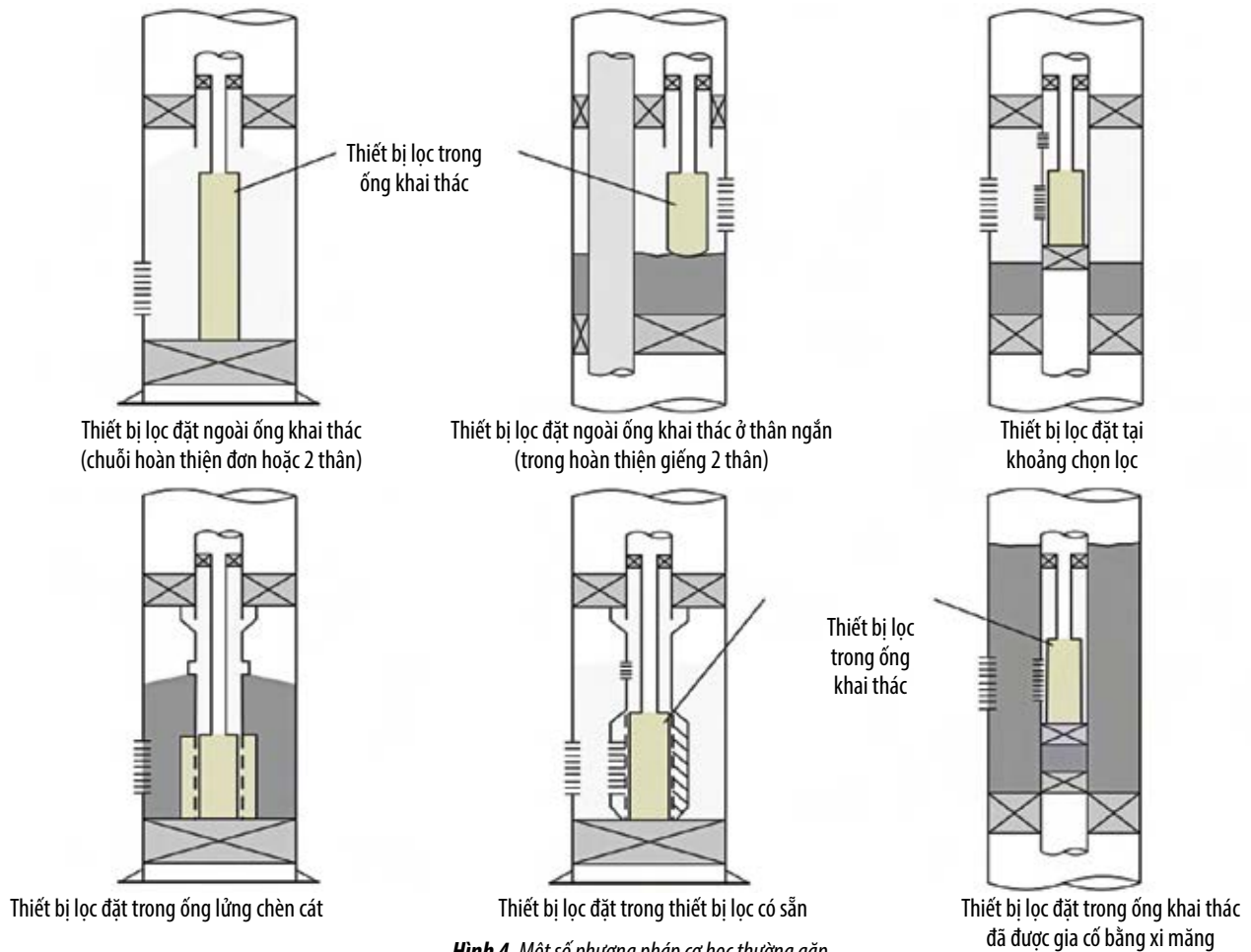
- Phương pháp thiết bị lọc chèn sỏi bọc nhựa (resin-coated gravel pack): Đây là biến thể/sự kết hợp giữa phương pháp kết dính cát bằng hóa chất và phương pháp sử dụng thiết bị lọc. Theo đó loại sỏi được bọc nhựa sẽ được bơm vào trong vỉa. Sau quá trình polymer hóa, vật liệu dư thừa trong giếng sẽ được khoan phá.

- Phương pháp cơ học: Sử dụng thiết bị lọc để giữ cát sinh ra từ vỉa (có thể cùng với sỏi) hoặc sử dụng sỏi để giữ cát vỉa (có thể cùng với thiết bị để giữ sỏi). Phương pháp thiết bị lọc có chèn sỏi (gravel packing) đang được sử dụng rộng rãi trong kiểm soát sinh cát. Trong thực tế, đó là đặt bộ lọc bằng sỏi vào khoảng không gian giữa vỉa chứa kém gắn kết và thiết bị lọc loại khe hoặc loại quần dây (Hình 4).

Ưu và nhược điểm riêng của từng phương pháp được thống kê trong Bảng 1.



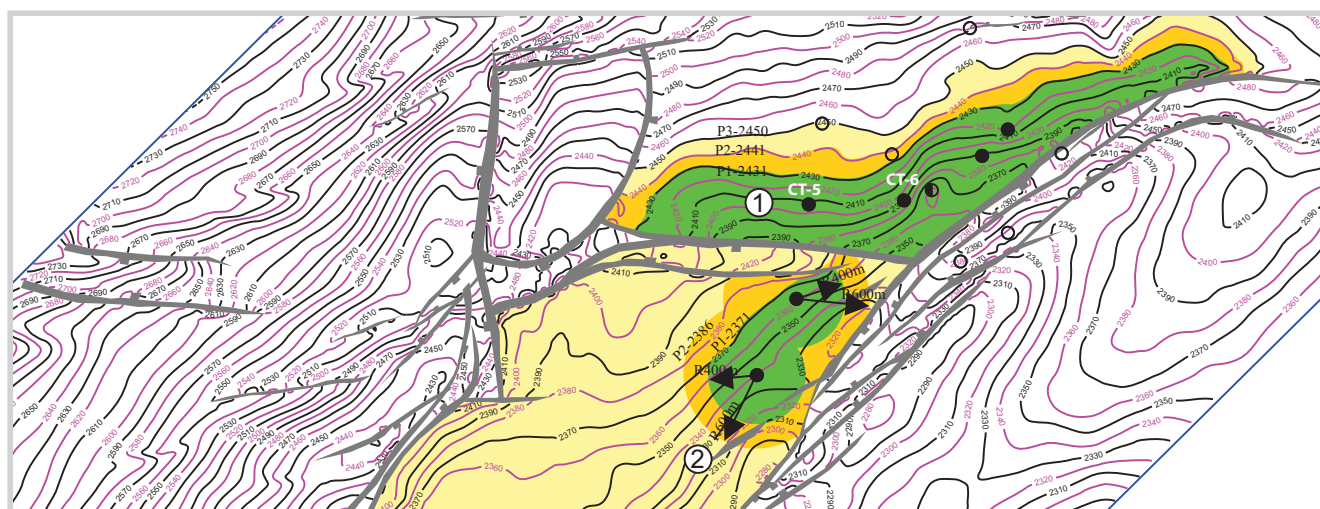
Hình 3. Các phương pháp kiểm soát sinh cát theo thời gian khai thác.



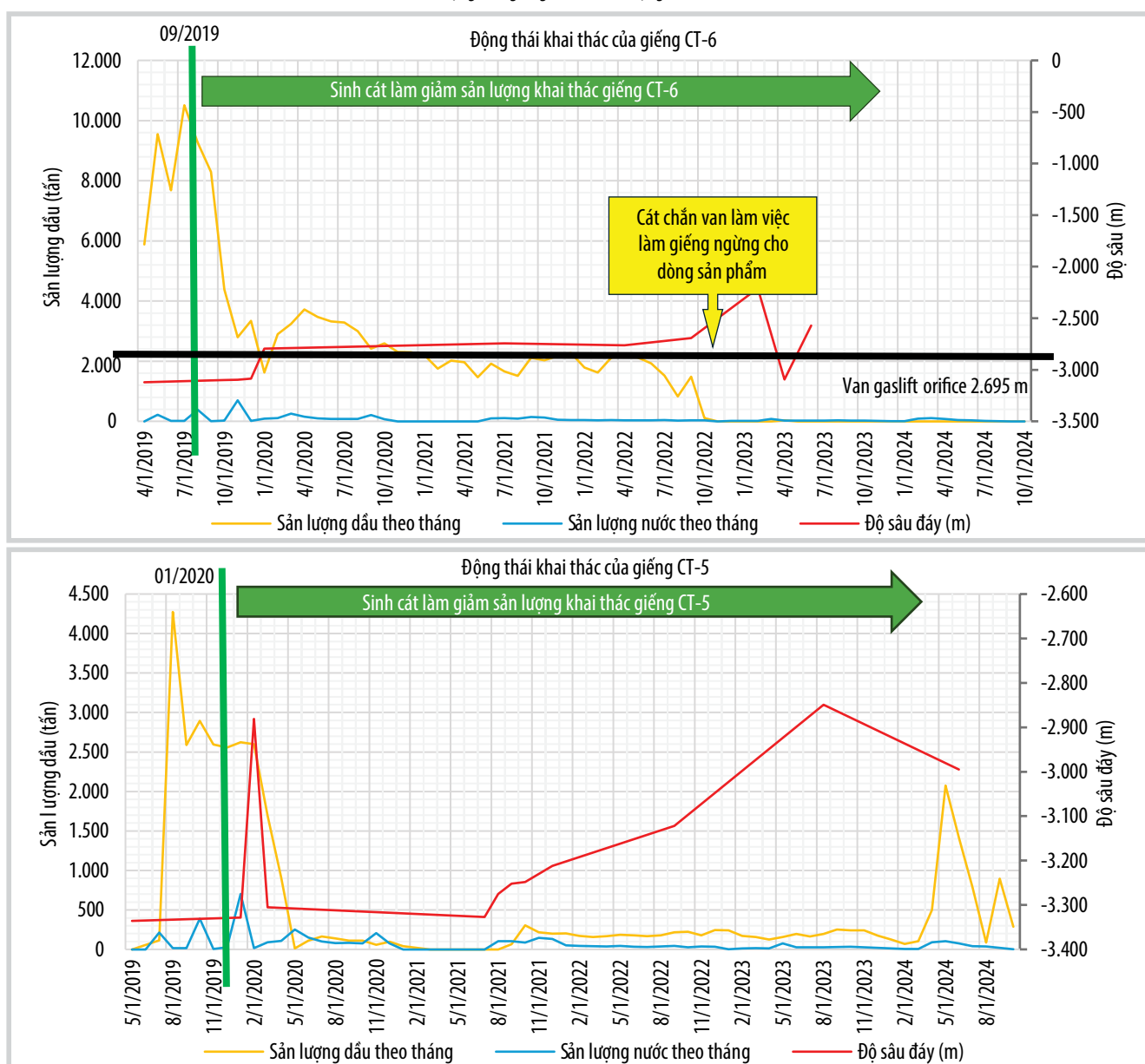
Hình 4. Một số phương pháp cơ học thường gặp.

Bảng 1. Đánh giá ưu và nhược điểm của các giải pháp kiểm soát cát

	Phương pháp	Giai đoạn	Khả năng triển khai	Kết quả	Khả năng thay thế	Giá thành
Không can thiệp	Điều chỉnh giảm lưu lượng khai thác	Giai đoạn đầu	- Triển khai tại chỗ - Thời gian thi công ngắn	Giảm sản lượng	Tự triển khai tại chỗ	Không có CAPEX/OPEX
	Tăng tiết diện dòng chảy	Giai đoạn đầu	- Triển khai tại chỗ - Cần đội bắn mìn - Thời gian thi công ngắn	Không giảm sản lượng	- Triển khai tại chỗ - Cần đội bắn mìn	CAPEX/OPEX trung bình
Can thiệp	Bắn mìn có chọn lọc	Giai đoạn sau	- Triển khai tại chỗ - Cần đội bắn mìn - Thời gian thi công ngắn	Không giảm sản lượng	- Triển khai tại chỗ - Cần đội bắn mìn	CAPEX/OPEX trung bình
	Phương pháp kết dính cát tại chỗ	Giai đoạn sau	- Triển khai tại chỗ - Thời gian thi công ngắn	- Có khả năng gây ra tình trạng tắc vĩa - Giảm sản lượng	- Triển khai tại chỗ - Cần hóa phẩm - Khó kiểm soát	OPEX trung bình
	Chèn sỏi bọc cao su	Giai đoạn sau	- Cần sửa giếng - Thời gian thi công dài	Có khả năng mất sản lượng do dung dịch dập giếng	Cần sửa giếng	CAPEX/OPEX cao
	Phương pháp cơ học Sửa giếng	Giai đoạn sau	- Cần sửa giếng - Thời gian thi công dài	Khả năng mất sản lượng do dung dịch dập giếng	Cần sửa giếng	CAPEX/OPEX cao
	Phương pháp cơ học Không sửa giếng	Giai đoạn sau	- Triển khai tại chỗ - Cần đội thực hiện - Thời gian thi công ngắn	Giảm sản lượng ít	Cần đội thực hiện	CAPEX/OPEX trung bình



Hình 5. Phân bố mạng lưới giếng khoan đối tượng Miocene dưới mỏ Cá Tầm.



Hình 6. Động thái khai thác của 2 giếng CT-5 và CT-6 mỏ Cá Tầm.

3. Nghiên cứu công nghệ kiểm soát cát cho đối tượng Miocene dưới, mỏ Cá Tầm

3.1. Phân tích ngưỡng sinh cát cho các giếng CT-5 và CT-6 mỏ Cá Tầm

Mỏ Cá Tầm (Lô 09-3/12, bể Cửu Long), có tổng diện tích 4.441 km², độ sâu mực nước biển 10 - 80 m.

Sản lượng tầng Miocene dưới của Cá Tầm suy giảm mạnh trong những năm gần đây [4]. Trong tháng 9/2025, chỉ còn giếng CT-5X đang hoạt động ở khu vực độc lập khỏi thân dầu chính của Miocene dưới. Nguyên nhân do ảnh hưởng của hiện tượng sinh cát ở tầng Miocene dưới [6], khiến các giếng CT-5, CT-6, CT-7 phải dừng hoạt động.

Nhóm tác giả tập trung phân tích 2 giếng có sản lượng lớn nhất trước khi mất dòng là giếng CT-5 và CT-6. Động thái khai thác các giếng CT-5, CT-6 và số liệu phân tích ngưỡng áp suất sinh cát cho các giếng CT-5, CT-6 được trình bày trong Hình 6 và Bảng 2.

Kết quả đánh giá cho các giếng CT-5 và CT-6 cho thấy

hiện tượng sinh cát xuất hiện từ năm 2019, ngay tại thời điểm bắt đầu đưa mỏ Cá Tầm vào khai thác. Các giá trị áp suất vỉa tới hạn rất gần với giá trị áp suất vỉa ban đầu; giá trị áp suất đáy tới hạn rất cao cho thấy độ bờ rời của các tập cát tại tầng này.

3.2. Lắp đặt thiết bị lọc cát sử dụng ống thép cuộn xoắn (coiled tubing) cho mỏ Cá Tầm

Kết quả đánh giá sơ bộ cho thấy, các biện pháp sửa giếng, cắt thân đều có chi phí cao và khả năng tại điểm khoan cắt thân mới vẫn có thể gặp tập cát bờ rời, khiến vấn đề sinh cát không giải quyết được triệt để. Để giảm thiểu chi phí và khai thác tối ưu tầng Miocene dưới, nhóm tác giả đề xuất giải pháp lắp đặt thiết bị lọc cát trong ống khai thác (thru-tubing sandscreen) sử dụng ống thép cuộn xoắn (coiled tubing), không cần sửa giếng [5].

Quy tắc lựa chọn kích thước trong thiết kế bộ lọc/sỏi dựa theo Saucier (1974). Kích thước trung bình của sỏi được lựa chọn xấp xỉ bằng 6 lần D50 của cát vỉa và kích thước khe lọc gần bằng D10 của cát vỉa (được điều chỉnh

Bảng 2. Phân tích ngưỡng sinh cát cho các giếng CT-5 và CT-6 mỏ Cá Tầm

Áp suất vỉa của giếng CT-6 so sánh với áp suất ngưỡng						
Áp suất được tính theo mốc 2.420 mTVDSS (at)						
Thời gian	Áp suất vỉa thực tế	Áp suất đáy thực tế	0/180		90/270	
			Áp suất vỉa ngưỡng	Áp suất đáy ngưỡng	Áp suất vỉa ngưỡng	Áp suất đáy ngưỡng
1/4/2019			187		204	
1/5/2019	228	228	187	146	204	180
1/6/2019	208	73	187	167	204	201
1/11/2019	138	57	187	138	204	138
Áp suất vỉa của giếng CT-5 so sánh với áp suất ngưỡng						
Áp suất được tính theo mốc 2.420 mTVDSS (at)						
1/4/2019			197		221	
1/5/2019	228	228	197	127	221	228
1/6/2019			197		221	
1/7/2019	188	93	197	188	221	188
1/12/2021	178	114	197	178	221	178
1/9/2022	171	104	197	171	221	171

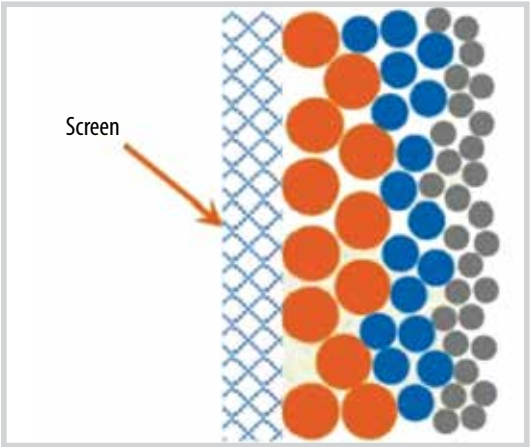
Bảng 3. Quy tắc lựa chọn loại thiết bị lọc cát dựa trên phân bố kích thước hạt (PSD) [1]

Kiểu thiết bị lọc	Loại thiết bị lọc	Thành phần hạt mịn (%)		Kích thước thiết bị lọc (dựa trên đường kính cát nhỏ nhất)	
		Phương pháp đo laser	Phương pháp đo quang học	Phương pháp đo laser	Phương pháp đo quang học
Thiết bị lọc đơn thuần	Xẻ rãnh	25	12	D10	D10
	Quấn	12	5	D20 - D30	D10
Thiết bị lọc phức hợp	Chèn sỏi	> 25	> 12	6 × D50	6 × D50
	Thiết bị lọc giãn nở			D10	D5-10

theo độ mịn và độ phân loại của cát) [7, 8]. Phân bố kích thước hạt (PSD) được đo bằng kết hợp giữa nhiễu xạ laser (0,02 - 2.000 μm) và sàng ướt (63 - 2.000 μm); mỗi mẫu được đo lặp 3 lần để xác định D10, D50, D90, mode, span và RSD%. Kích thước thiết bị lọc được lựa chọn trình bày trong Bảng 3.

Thiết bị lọc sẽ chặn 90% lượng cát xâm nhập vào đáy giếng, cho 10% thành phần mịn nhất đi qua, sẽ được cuốn theo dòng chảy đưa lên bề mặt [10]. Các hạt cát sẽ xếp lớp ở ngoài thiết bị lọc theo thứ tự từ to đến nhỏ, tạo thành rào cản tự nhiên ngăn không cho thành hệ sạt lở như cấu trúc trong Hình 7.

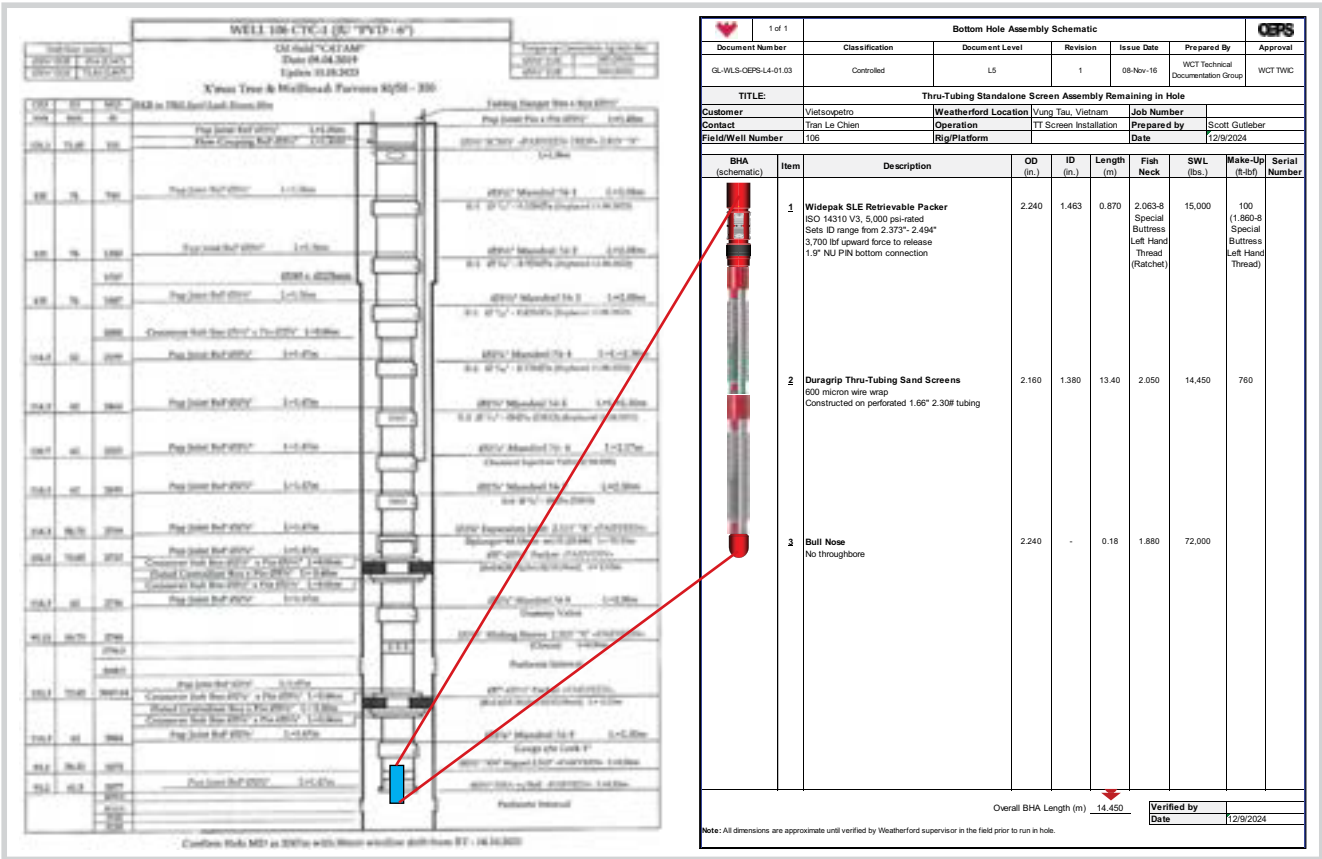
Đối với giếng khoan CT-5, CT-6, phân tích phân bố kích thước độ hạt có giá trị trình bày trong Bảng 4.



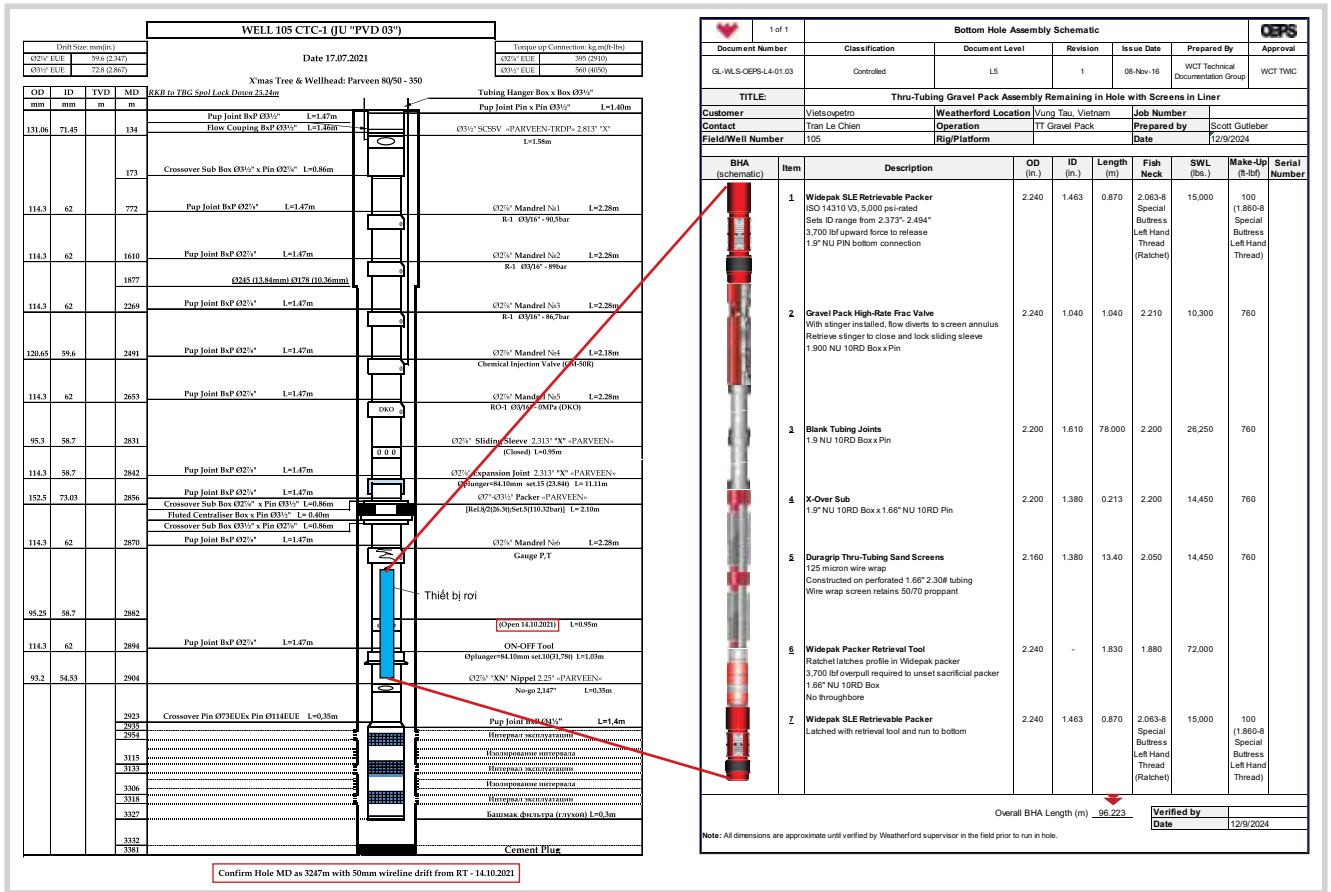
Hình 7. Cơ chế làm việc của thiết bị lọc.

Bảng 4. Phân bố kích thước độ hạt và phương pháp thiết bị lọc đề xuất cho giếng CT-5, CT-6

Giá trị	Giếng CT-5	Giếng CT-6
D10	7,57 μm	132 μm
D50	42,1 μm	485 μm
D90	171 μm	986 μm
Mod	53,8 μm	599 μm
Kích thước	Rất nhỏ	Lớn
Thành phần hạt mịn	57%	8,6%
Độ chọn lọc	Rất kém	Tốt
Phương pháp đề xuất	Thiết bị lọc phức hợp chèn sỏi	Thiết bị lọc đơn thuần



Hình 8. Sơ đồ lắp đặt thiết bị lọc đơn thuần trong giếng CT-6.



Hình 9. Sơ đồ lắp đặt thiết bị lọc phức hợp chèn sỏi trong giếng CT-5.

Bảng 5. Biện pháp xử lý rủi ro trong quá trình vận hành và thi công

Rủi ro	Phương pháp phòng tránh, xử lý
Hình thành nút cát khi bơm hạt chèn trong coiled tubing	Kiểm soát nồng độ cát theo thiết kế, theo dõi áp suất bơm, khi có dấu hiệu tăng áp suất bơm đột ngột cần xem xét hiệu chỉnh lại chương trình bơm (giảm nồng độ, bơm đẩy...).
Chiều cao cột cát bơm vào cao hơn thiết kế	Sử dụng coiled tubing để làm sạch tới Frac Valve stinger.
Thiết bị lọc bị thủng do khai thác	Gọi dòng bằng việc tạo chênh áp nhỏ, tăng chênh áp từ từ kèm với kiểm soát chất lưu bề mặt, tránh tình trạng để nồng độ cát trong sản phẩm quá nhiều.
Xói mòn đường ống bề mặt	Kiểm soát chế độ khai thác, theo dõi nồng độ hạt rắn trong sản phẩm (< 0,1%).
Giếng dừng khai thác do thiết bị lọc bị tắc	Lập kế hoạch rửa định kỳ theo thực tế sản lượng của giếng, không để đến mất dòng mới thay thiết bị lọc có thể dẫn đến cát mịn lấp hoàn toàn thiết bị lọc.

Trên cơ sở đó với giếng CT-5 (57% mịn) chọn thiết bị lọc phức hợp + chèn sỏi; còn giếng CT-6 chọn thiết bị lọc đơn thuần. Quy trình thực hiện giải pháp như sau:

Trong trường hợp sử dụng thiết bị lọc đơn thuần cho giếng CT-6:

- Rửa cát tới đáy, hoặc ít nhất là tới độ sâu 3.079 m;
- Thả chuỗi thiết bị đáy theo Hình 8. Lắp đặt upper

Widepak SLE Retrievable packer ở độ sâu 3.170 m sử dụng thiết bị lắp đặt thủy lực hoặc tại 3.075 m vào XN nipple profile. Thiết bị lọc sẽ nằm trong khoảng 3.076 -

3.090 m (độ sâu có thể được điều chỉnh dựa trên việc gia/giảm số lượng thiết bị lọc);

- Kéo ống thép cuộn (CTU) và gọi dòng giếng.

Trong trường hợp sử dụng thiết bị lọc phức hợp có chèn sỏi:

- Rửa cát tới đáy của thiết bị lọc sơ cấp, hoặc ít nhất tới độ sâu 3.000 m;

- Thả chuỗi thiết bị đáy như Hình 9. Đặt upper Widepak SLE Retrievable packer ở độ sâu 2.875 m sử dụng thiết bị lắp đặt thủy lực. Thiết bị lọc sẽ nằm tại độ

Bảng 6. So sánh chi phí của các phương pháp phục hồi giếng khai thác tại mỏ Cá Tầm

Phương pháp	Giếng CT-5	Giếng CT-6
Phương pháp sử dụng giàn khoan (lắp đặt thiết bị lọc cùng tubing/cắt thân)	1.717.117 USD (tương đương giếng 7/CTC-01)	2.159.455 USD
Phương pháp lắp đặt thiết bị lọc sử dụng coiled tubing	600.000 USD	550.000 USD
Tiết kiệm	1.117.117 USD	1.609.455 USD

sâu 2.884 m (độ sâu có thể được thay đổi dựa trên việc gia/giảm số lượng ống nối dài). Tại thời điểm này van Gravel Pack High-Rate Frac Valve (khoanh tròn) đang ở trạng thái mở;

- Thả CTU, kết nối đầu bơm vào upper Widepack SLE Retrievable packer. Bơm gel với nồng độ cát cao vào vỉa sản phẩm qua Frac Valve. Thể tích hạt chèn cần bơm phải được tính toán để nóc cột hạt chèn không quá cao;

- Thả CTU để làm sạch phần hạt chèn còn sót lại trên Frac Valve stinger;

- Kết nối stinger sử dụng Flow release Gravel Pack Stinger Retrievable tool như Hình 9. Khi Stinger được thu hồi, Frac port sẽ đóng lại, cho phép dòng sản phẩm chảy qua thiết bị lọc;

- Kéo CTU và gọi dòng giếng.

Rủi ro và quy trình xử lý rủi ro được trình bày trong Bảng 5.

3.3. Đánh giá hiệu quả kinh tế

Để phục hồi được các giếng sinh cát, có thể lựa chọn giải pháp sửa giếng dùng giàn tự nâng hoặc giải pháp lắp đặt thiết bị lọc bằng coiled tubing. Qua so sánh cho thấy phương pháp sử dụng coiled tubing có ưu điểm vượt trội (Bảng 6):

- Chi phí thấp;

- Không phức tạp như trong quá trình sửa giếng, chi phí phát sinh không quá nhiều (thực tế cho thấy khi sửa các giếng Miocene của Cá Tầm thường phát sinh chi phí lên tới 30% so với dự toán do phải xử lý các phức tạp liên quan đến thành hệ;

- Thiết bị lọc lắp đặt bằng coiled tubing cho phép rửa định kỳ và thay thế, trong khi đó sử dụng thiết bị lọc thả cùng ống khai thác chỉ có thể thay thế bằng giàn khoan tự nâng;

- Thời gian thi công ngắn hơn 50% so với phương pháp sử dụng giàn tự nâng;

- Không gây nhiễm bẩn vỉa do các quá trình đập giếng, sửa giếng.

Như vậy, giải pháp chống trào cát bằng phương pháp lắp đặt thiết bị lọc sử dụng coiled tubing cho hiệu quả kinh tế vượt trội, tiết kiệm từ 1 - 1,5 triệu USD so với phương pháp sử dụng giàn khoan truyền thống.

4. Kết luận và kiến nghị

Sinh cát là hiện tượng phổ biến đối với các mỏ đã khai thác lâu năm, có thành hệ bờ rời và áp suất vỉa suy giảm. Cát sinh ra gây nhiều ảnh hưởng tiêu cực tới sản lượng dầu khí, độ an toàn của các thiết bị trong lòng giếng và bề mặt, chi phí sửa chữa và vận hành tăng cao... Việc áp dụng các biện pháp chống trào cát phù hợp với điều kiện mỏ cần được thực hiện sớm trước khi hiện tượng sinh cát xuất hiện.

Công nghệ lắp đặt thiết bị lọc cát trong ống khai thác sử dụng coiled tubing có hiệu quả vượt trội, giúp tiết giảm chi phí sửa giếng và phục hồi sản lượng khai thác trong thời gian ngắn. Các ưu điểm của phương pháp này gồm: Chi phí thấp, chỉ bằng 30% so với chi phí sửa giếng; thời gian thi công ngắn, chỉ bằng 50% so với sửa giếng; có thể thay thế định kỳ; giảm tối thiểu tình trạng nhiễm bẩn vỉa và giảm rủi ro khi thi công.

Phương pháp này được áp dụng nhiều trên thế giới, đặc biệt ở các khu vực mỏ sinh cát mạnh như Brunei, Malaysia. Thời gian khai thác trung bình của các giếng trước khi cần thay thiết bị lọc cát đều kéo dài từ 9 tháng - 3 năm, sản lượng khai thác ổn định. Đối với yếu tố địa chất và quy mô của mỏ Cá Tầm, phương pháp này được xem là tối ưu nhất để có thể tận thu hồi dầu khí của mỏ, cũng như tiết giảm tối đa chi phí đầu tư cho các bên tham gia dự án.

Tài liệu tham khảo

[1] Le Viet Hai, "Investigate solutions to effective exploitation of lower Miocene reservoir at Beluga", 2024.

[2] Nguyễn Văn Hùng, "Công nghệ tính toán, ngăn ngừa và xử lý trào cát vỉa trong các giếng khai thác", 2024.

[3] Arman Salahi, Ali Naghi Dehghan, Seyed Jamal Sheikhzakariaee, and Afshin Davarpanah, "Sand production control mechanisms during oil well production and construction", *Petroleum Research*, Volume 6, Issue 4, pp. 361 - 367, 2021. DOI: 10.1016/j.ptlrs.2021.02.005.

[4] Viện Nghiên cứu Khoa học và Thiết kế Dầu khí biển (NIPI), “FDP mỏ Cá Tầm”, 2023.

[5] Nicholas Moses, “Ca Tam sand control completion study for Vietsovetro”, 2023.

[6] SLB, “Geomechanical modeling of the lower Miocene Reservoir in Ca Tam field & application for completion”, 2023.

[7] R.J. Saucier, “Considerations in gravel pack design available to purchase”, *Journal of Petroleum Technology*, Volume 26, Issue 2, pp. 205 - 212, 1974. DOI: 10.2118/4030-PA.

[8] Giin-Fa Fuh and Nobuo Morita, “Sand production prediction analysis of heterogeneous reservoirs for sand control and optimal well completion design”, *International*

Petroleum Technology Conference, Beijing, China, 26 - 28 March, 2013. DOI: 10.2523/IPTC-16940-MS.

[9] Siti Aishah Mohd Hatta, Irzee Zawawi, Anish Gupta, M. Safwan Ahmad Nadzri, Nurfarah Izwana Salleh, Suzanna Juyanty Jeffry, Natasha Md Sharif, Izza Hashimah Ishak, and M. Azuwan Maoinsar, “Sand prediction for a cost-effective marginal green field development”, *SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition, Brisbane, Australia, 23- 25 October 2018*. DOI: 10.2118/192090-MS.

[10] Y. Wang, “Sand prediction by different criteria and validation through a hollow cylinder test”, *46th U.S. Rock Mechanics/Geomechanics Symposium, Chicago, Illinois, 24 – 27 June 2012*.

STUDY ON SAND CONTROL TECHNOLOGY FOR LOWER MIOCENE RESERVOIR IN CA TAM FIELD: TECHNICAL ASSESSMENT, ECONOMIC EFFICIENCY AND APPLICATION POTENTIAL

Tran Le Chien, Bui Khắc Hưng, Dong Van Hoang, Le Viet Hai, Nguyen Quoc Dung, Hoang Van Minh, Tran Thanh Nam

Vietsovetro Joint Venture (Vietsovetro)

Email: hungbk.rd@vietsov.com.vn

Summary

During oil and gas production, reservoir pressure depletion and increasing water cut lead to weakened wellbore mechanical strength, resulting in the onset of sand production. At the Ca Tam field, this issue is even more severe because the formation is geologically young and poorly consolidated; the critical sand-production threshold pressure is very close to the initial reservoir pressure, while the bottomhole pressure remains at a very high level. Sand production significantly reduces the actual oil recovery compared to the design expectation, and may cause wellbore damage, surface facility failures, and safety risks due to erosion of the platform's protective systems.

This paper presents the theoretical basis of sand production and sand control, and analyzes production challenges in the Lower Miocene reservoir of the Ca Tam field. Based on this analysis, an optimal solution is proposed - the installation of sand-control screens using coiled tubing without the need for a conventional drilling rig.

Key words: Sand production, wellbore mechanical strength, Lower Miocene, Ca Tam field.

CÁC TIÊU CHÍ LỰA CHỌN BƠM ĐIỆN CHÌM TRONG KHAI THÁC DẦU TẦNG CHỨA MIOCENE GIỮA, BỂ CỬU LONG

Lê Vũ Quân¹, Nguyễn Minh Quý¹, Nguyễn Văn Đô¹, Trần Nguyên Long²

¹Viện Dầu khí Việt Nam (VPI)

²Liên doanh Vietsovpetro (Vietsovpetro)

Email: quanlv@vpi.pvn.vn

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-03>

Tóm tắt

Bài báo phân tích các tiêu chí kỹ thuật để lựa chọn và thiết kế hệ thống bơm điện chìm (ESP) nhằm tối ưu hóa sản lượng, nâng cao hệ số thu hồi và đảm bảo hiệu quả kinh tế cho các mỏ thuộc bể Cửu Long. Nhóm tác giả đề xuất quy trình lựa chọn bơm điện chìm xem xét toàn diện các tiêu chí về điều kiện giếng khoan, đặc tính chất lưu, thông số thiết bị, điều kiện vận hành và hiệu quả kinh tế.

Để giải quyết các thách thức đặc thù về địa chất và điều kiện vận hành tại bể Cửu Long, nghiên cứu đưa ra các khuyến nghị cụ thể về cấu hình thiết bị (bộ xử lý khí, vật liệu chống mài mòn, động cơ chịu nhiệt cao) và chiến lược vận hành (sử dụng biến tần - VSD) để điều chỉnh tần số và tối ưu hiệu suất. Kết quả nghiên cứu cung cấp cơ sở khoa học quan trọng cho việc thiết kế hệ thống khai thác tin cậy và hiệu quả, góp phần tối ưu khai thác các tầng chứa Miocene giữa của bể Cửu Long.

Từ khóa: Bơm điện chìm (ESP), lựa chọn ESP, Miocene giữa, bể Cửu Long.

1. Giới thiệu

Bể Cửu Long, nằm ở thềm lục địa phía Nam Việt Nam, được xác định là một trong những bể trầm tích có tiềm năng dầu khí lớn nhất khu vực Đông Nam Á. Kể từ khi mỏ Bạch Hổ đi vào khai thác, bể Cửu Long đã trở thành trụ cột của ngành công nghiệp dầu khí Việt Nam. Trong cấu trúc địa tầng của bể, các tập sản phẩm thuộc tầng Miocene giữa, đặc biệt là khu vực trung tâm, đã và đang là đối tượng khai thác quan trọng, đóng góp đáng kể vào sản lượng khai thác toàn bể.

Tuy nhiên, sau giai đoạn khai thác tự phun ban đầu dựa vào năng lượng vỉa tự nhiên, áp suất vỉa suy giảm nhanh chóng, đòi hỏi áp dụng các phương pháp khai thác nhân tạo để duy trì và ổn định sản lượng. Trong số các phương pháp đó, bơm điện chìm (ESP) được xem là một giải pháp ưu việt nhờ khả năng đáp ứng lưu lượng lớn, hiệu suất cao và phù hợp với điều kiện khai thác ngoài khơi. Thực tế tại các mỏ như Đông Đô, Rồng, Cá Tầm cho thấy ESP là giải pháp khả thi nhất cho giai đoạn khai thác cuối đời mỏ.

Bảng 1 thể hiện tình hình vận hành của các giếng thuộc 2 đối tượng khai thác chính là Miocene và Móng tính đến quý I năm 2025. Ở tập Miocene, đa số các giếng như Mio-1, Mio-2, Mio-3 và Mio-5 vẫn đang hoạt động ổn định, với thời gian khai thác kéo dài từ khoảng 10 đến hơn 11 năm, cho thấy hệ thống ESP đang sử dụng tại đây có độ tin cậy cao và vận hành bền bỉ. Riêng Mio-4 đã dừng hoạt động sau khoảng 11 năm, phản ánh chu kỳ tự nhiên của thiết bị hoặc sự suy giảm điều kiện khai thác.

Từ thành công bước đầu của việc áp dụng khai thác bằng bơm điện chìm cho đối tượng Miocene nói chung, việc rút ra các bài học kinh nghiệm trong công tác lựa chọn và thiết kế một hệ thống ESP phù hợp cho các tầng Miocene giữa là một nhiệm vụ đầy thách thức. Nguyên nhân là do đặc điểm địa chất - địa vật lý của khu vực khá phức tạp, trong khi tính chất chất lưu lại biến động mạnh với hàm lượng khí tự do cao và xu hướng sinh cát đáng kể. Bên cạnh đó, điều kiện vận hành khắc nghiệt càng làm gia tăng yêu cầu về kỹ thuật và độ tin cậy của thiết bị. Do vậy, việc xác định một bộ tiêu chí tổng thể, vừa đáp ứng đặc điểm vỉa vừa đảm bảo tính ổn định vận hành, là cơ sở quan trọng để lựa chọn được tổ hợp ESP tối ưu. Hình 1 cho thấy hệ thống điện của ESP truyền thống tương đối phức



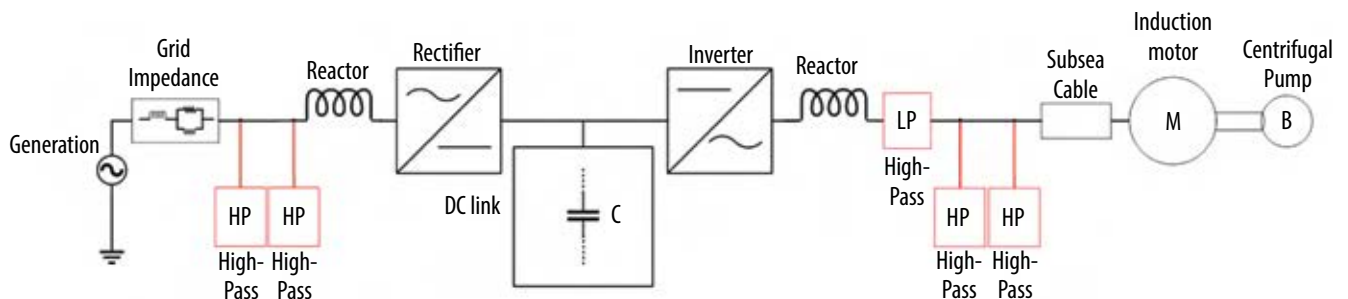
Ngày nhận bài: 23/7/2025

Ngày đánh giá và sửa chữa: 23/7 - 6/8/2025

Ngày duyệt đăng: 6/8/2025

Bảng 1. Hiện trạng một số giếng khai thác bằng bơm điện chìm tại bể Cửu Long

Đối tượng	Giếng	Tình trạng (Q1/2025)	Số năm hoạt động
Miocene	Mio-1	Đang chạy	~ 10,7+
	Mio-2	Đang chạy	~ 11,5+
	Mio-3	Đang chạy	~ 10,5+
	Mio-4	Đã dừng	~ 11 năm
	Mio-5	Đang chạy	~ 10,7+
Móng	Mong-1	Đang chạy	~ 3,2+
	Mong-2	Đang chạy	~ 3,2+
	Mong-3	Đã dừng	~ 1,9
	Mong-4	Đang chạy	~ 0,7+
	Mong-5	Đang chạy	~ 0,8+
	Mong-6	Đang chạy	~ 0,7+
	Mong-7	Đã dừng	~ 1,1
	Mong-8	Đã dừng	~ 1,0
	Mong-9	Đang chạy	~ 0,6+
	Mong-10	Đã dừng	~ 0,6
	Mong-11	Đang chạy	~ 0,4+



Hình 1. Sơ đồ hệ thống điện của bơm điện chìm truyền thống [1].

tập nên việc hỏng hóc sẽ kéo theo thời gian sửa chữa dài, chi phí cao.

Xuất phát từ thực tiễn đó, bài báo này nhằm mục đích hệ thống hóa các tiêu chí kỹ thuật then chốt làm cơ sở cho việc lựa chọn ESP tối ưu cho các mỏ thuộc tầng Miocene giữa, bể Cửu Long. Thông qua việc phân tích đặc điểm vỉa chứa và chất lưu, bài báo đề xuất một khung tiêu chí toàn diện, từ đó giúp giảm thiểu rủi ro, nâng cao độ tin cậy và hiệu quả kinh tế của các dự án khai thác.

2. Đặc điểm địa chất - vỉa chứa và chất lưu tầng Miocene giữa bể Cửu Long

2.1. Đặc điểm địa tầng và kiến trúc

Tầng trầm tích Miocene giữa bể Cửu Long được thành tạo chủ yếu trong môi trường từ châu thổ, sông ngòi tới vũng vịnh, với các thấu kính cát kết xen kẽ các lớp sét kết.

Môi trường trầm tích đa dạng này tạo nên các tầng chứa có tính bất đồng nhất cao, phân lớp mỏng và biến đổi nhanh cả theo phương ngang và phương dọc. Các đứt gãy kiến tạo hoạt động mạnh vào giai đoạn Miocene muộn - Pliocene đã chia cắt bể thành các khối, tạo ra các bẫy kiến tạo - địa tầng phức tạp, đồng thời cũng ảnh hưởng đến tính liên tục và áp suất vỉa.

2.2. Tính chất vật lý vỉa chứa

Các tầng chứa Miocene giữa thường có chất lượng từ trung bình đến tốt:

- Độ rỗng: Phổ biến trong khoảng 15 - 25%, có nơi lên tới 28% [3].
- Độ thấm: Dao động mạnh, từ vài chục millidarcy (mD) đến hơn 1.000 mD, thể hiện tính bất đồng nhất rõ rệt.

- Áp suất vỉa: Chủ yếu đều thấp hơn áp suất thủy tĩnh nhưng có sự khác biệt giữa các khu vực.

2.3. Tính chất chất lưu

Đây là yếu tố ảnh hưởng trực tiếp và sâu sắc nhất đến việc lựa chọn ESP:

- Tỷ trọng: Tỷ trọng dầu ở mức từ nặng đến trung bình (21- 32°API) [3].

- Độ nhớt: Tương đối cao, khoảng biến đổi lớn, thường từ 3,2 - 26,7 cP ở điều kiện vỉa [3].

- Tỷ số khí dầu (GOR): Nhìn chung tỷ số khí dầu dao động ở mức trung bình từ 71 - 658 scf/stb, thậm chí cao hơn ở một số khu vực (như đối tượng Miocene giữa mỏ Thổ Trảng lên đến 2.116 scf/stb) [3].

- Áp suất bão hòa: Áp suất bão hòa thấp hơn không đáng kể so với áp suất vỉa ban đầu.

- Hàm lượng cát: Nhiều mỏ có xu hướng sinh cát do tính gắn kết của đá chứa không cao.

- Thành phần hóa học: Một số mỏ có sự hiện diện của CO₂ và H₂S ở mức độ nhẹ đến trung bình.

- Nhiệt độ vỉa: Thuộc loại nhiệt độ trung bình, phổ biến trong khoảng 70 - 110°C [3].

3. Các nhóm tiêu chí lựa chọn bơm điện chìm

Việc lựa chọn ESP cho tầng Miocene giữa dựa trên một quy trình phân tích đa tiêu chí, được chia thành các nhóm chính sau:

3.1. Nhóm tiêu chí về đặc điểm giếng và chất lưu

Việc lựa chọn một hệ thống ESP tối ưu không xuất phát từ các catalog thiết bị, mà bắt đầu từ việc phân tích sâu sắc chính đối tượng mà thiết bị sẽ vận hành: giếng và chất lưu. Đối với tầng Miocene giữa tại bể Cửu Long, đây là bước then chốt quyết định đến 80% sự thành công hay thất bại của cả dự án. Nhóm tiêu chí này đóng vai trò nền tảng, cung cấp các dữ liệu đầu vào quan trọng nhất cho mọi tính toán kỹ thuật tiếp theo, từ thiết kế cơ học đến đánh giá hiệu suất và kinh tế. Bỏ qua hoặc đánh giá sai bất kỳ yếu tố nào trong nhóm này đều có thể dẫn đến hệ quả nghiêm trọng như giảm sản lượng, hư hỏng thiết bị sớm và thậm chí là tổn kém chi phí sửa chữa để thay thế toàn bộ hệ thống.

Tiêu chí 1: Áp suất đáy giếng và phân tích nodal

Áp suất đáy giếng khi khai thác P_{wf} (flowing

bottomhole pressure) không phải là một hằng số mà là một biến số phụ thuộc vào lưu lượng. Việc xác định chính xác mối quan hệ này thông qua phân tích nodal (nodal analysis) là bước đầu tiên và bắt buộc. Phân tích này cho phép dựng nên đường quan hệ giữa lưu lượng và áp suất, từ đó xác định được điểm vận hành tối ưu cho giếng. P_{wf} là yếu tố quyết định chính để tính toán tổng cột áp (TDH) - "sức mạnh" mà ESP cần phải tạo ra. Sai sót trong ước tính P_{wf} sẽ dẫn đến việc lựa chọn số tầng bơm không phù hợp: quá ít tầng sẽ không đạt được mục tiêu về lưu lượng, trong khi quá nhiều tầng sẽ khiến bơm vận hành ở vùng quá tải, gây quá tải cho motor và tiêu tốn điện năng.

Tiêu chí 2: Hàm lượng khí tự do tại cửa hút

Đây là tiêu chí quan trọng nhất và cũng là thách thức lớn nhất đối với ESP trong bể Cửu Long. Với GOR cao, một lượng lớn khí sẽ được giải phóng khi áp suất giảm xuống dưới áp suất bão hòa. Hệ số thể tích khí (gas void fraction - GVF) tại điểm hút của bơm thường vượt xa ngưỡng 10% mà ESP thông thường có thể xử lý hiệu quả [4, 6]. Hậu quả là hiện tượng "giam khí" (gas locking) khiến bơm ngừng hoạt động, hoặc hiệu suất thủy lực suy giảm nghiêm trọng. Giải pháp bắt buộc là tích hợp các thiết bị tiền xử lý như bộ tách khí ly tâm (RGS) hoặc bộ xử lý khí nâng cao (AGH). Các thiết bị này hoạt động như 1 máy ly tâm, tách khí ra khỏi dòng chất lưu và dẫn khí đã tách vào vành xuyên giữa ống khai thác và tubing để được đẩy lên độc lập, giúp giảm GVF tại cửa hút bơm xuống dưới ngưỡng nguy hiểm.

Tiêu chí 3: Xu hướng sinh cát (sand production)

Các tầng cát kết Miocene giữa thường có tính kết dính kém (poor consolidation). Khi áp suất vỉa suy giảm và lưu lượng dòng chảy tăng lên, lực kéo của dòng chất lưu có thể làm các hạt cát rời rạc di chuyển vào giếng. Cát là "kẻ thù" của ESP, mài mòn nghiêm trọng các bộ phận chuyển động với vận tốc cao như cánh bơm (impeller), bánh định hướng (diffuser) và các ổ đỡ (bearings). Điều này dẫn đến hiệu suất bơm giảm sút nhanh chóng và cuối cùng là hỏng hóc cơ học. Do đó, việc lựa chọn cấp độ chống mài mòn (abrasion resistance) phù hợp là cực kỳ quan trọng trong thiết kế và vận hành ESP. Các vật liệu có độ mài mòn cao như tungsten carbide dùng cho các ổ đỡ và bề mặt làm việc, hay các hợp kim đặc biệt được xử lý nhiệt, là sự lựa chọn bắt buộc để kéo dài tuổi thọ vận hành của ESP trong môi trường khắc nghiệt này.

Tiêu chí 4: Nhiệt độ vỉa và chất lưu

Nhiệt độ vỉa phổ biến là 70 - 110°C, cộng với nhiệt lượng sinh ra từ chính hoạt động của motor và ma sát thủy lực trong bơm, có thể đẩy nhiệt độ cục bộ tại motor lên rất cao. Nhiệt độ quá cao sẽ làm giảm tuổi thọ của dầu cách điện bên trong motor, dẫn đến cháy cách điện và cháy motor. Nhiệt độ cao cũng làm giảm độ bền cơ học của các vật liệu và làm tăng hệ số giãn nở nhiệt, gây khó khăn cho thiết kế cơ khí [4]. Vì vậy, việc lựa chọn dầu cách điện chịu nhiệt cao (ví dụ loại gốc polyalphaolefin - PAO) và cáp điện có lớp cách nhiệt đặc biệt (thường là lớp EPDM hoặc polypropylene) là bắt buộc. Các mô hình mô phỏng nhiệt nên được chạy để đảm bảo nhiệt độ motor luôn nằm trong ngưỡng cho phép của nhà sản xuất.

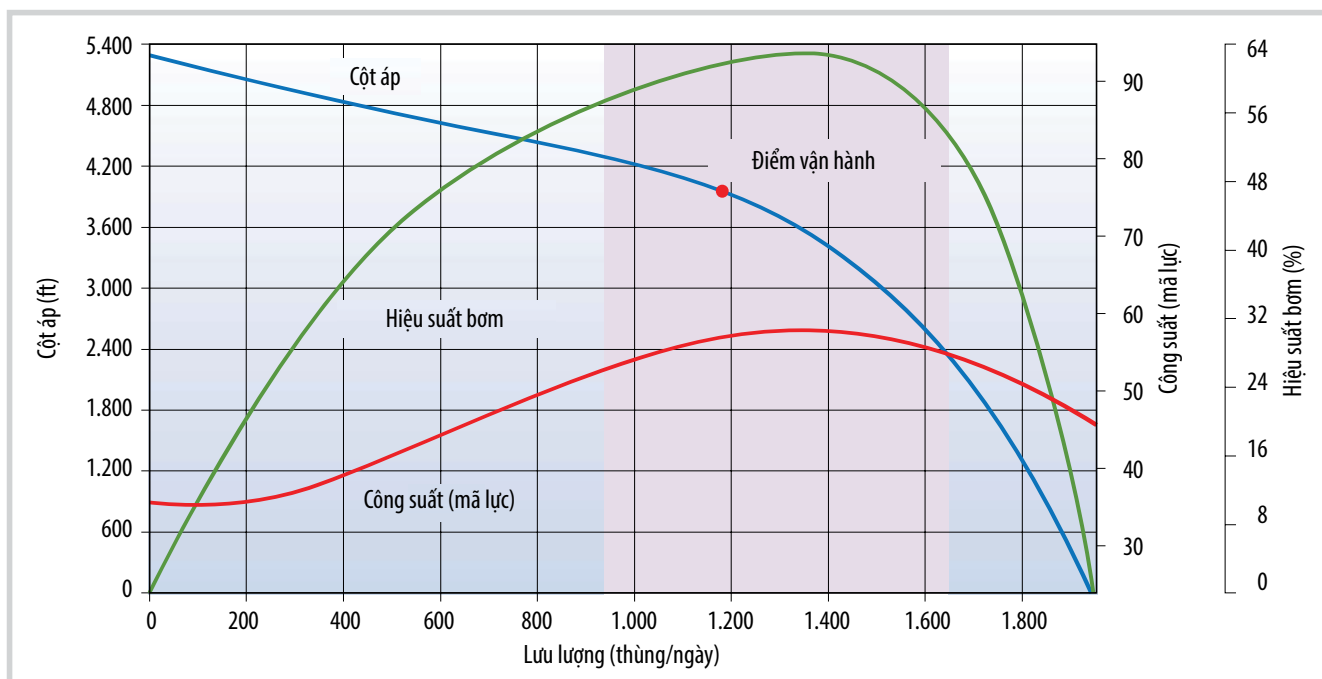
Tiêu chí 5: Tính ăn mòn của chất lưu

Mặc dù không phải là vấn đề của tất cả các mỏ, nhưng sự hiện diện của các chất khí như H_2S , CO_2 và nước mặn trong chất lưu tạo ra môi trường ăn mòn hóa học. Ăn mòn có thể làm mỏng thành kim loại, gây nứt vỡ do ứng suất (sulfide stress cracking - SSC), và cuối cùng là dẫn đến hỏng hóc nặng. Xác định được tiêu chí này sẽ quyết định việc lựa chọn vật liệu cho tất cả các bộ phận tiếp xúc với chất lưu, từ vỏ bơm, trục bơm đến các thành phần của motor và cáp. Các vật liệu như thép không gỉ duplex (ví dụ 22Cr và 25Cr) hoặc super duplex thường được ưu tiên cho các môi trường có H_2S . Việc đánh giá rủi ro ăn mòn phải dựa trên phân tích chi tiết thành phần chất lưu, áp suất và nhiệt độ vỉa.

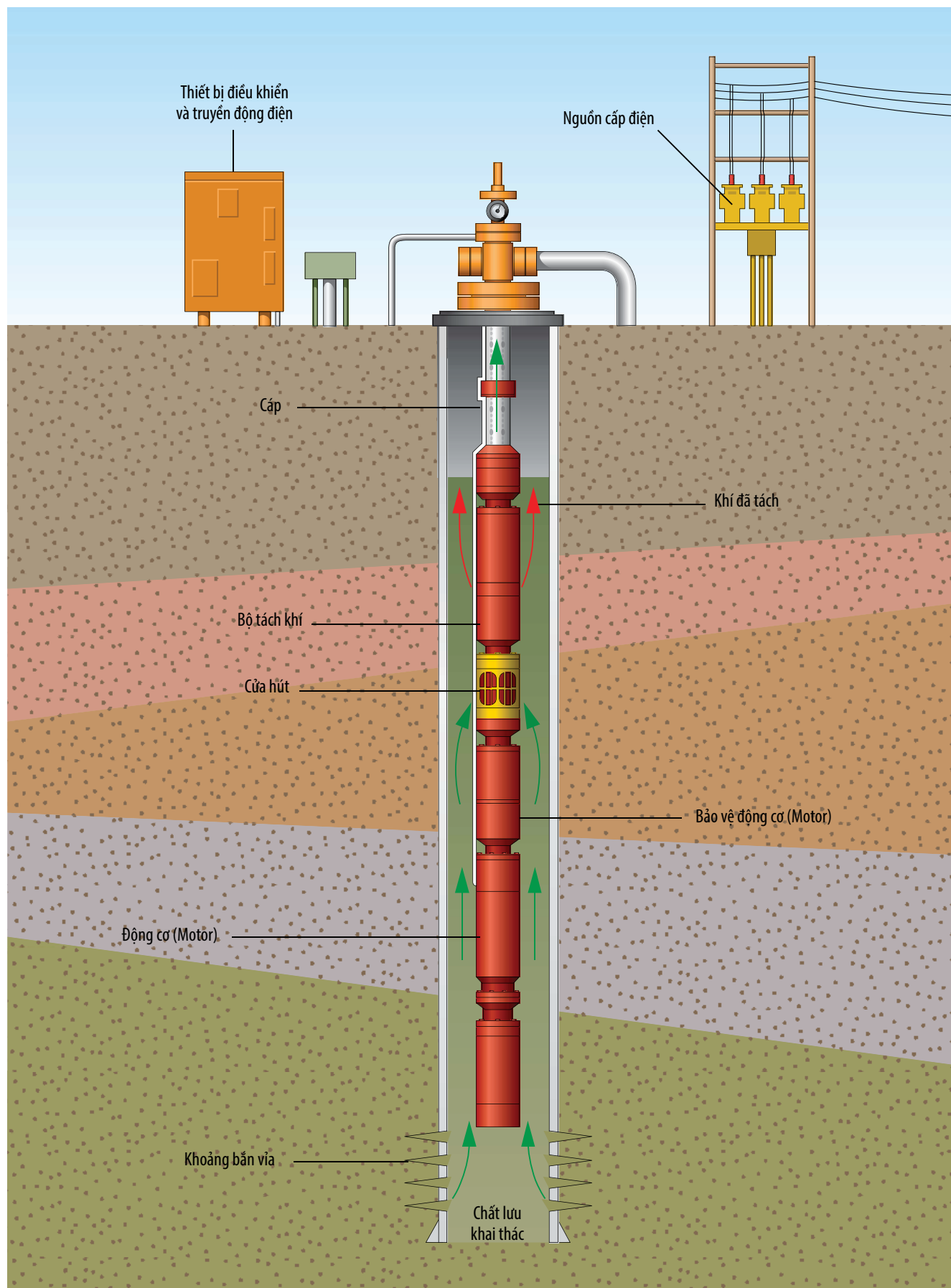
Tiêu chí 6: Lưu lượng khai thác và độ suy giảm áp suất vỉa

Lưu lượng khai thác mục tiêu không chỉ là một con số cố định cho toàn bộ vòng đời giếng. Áp suất vỉa sẽ suy giảm theo thời gian, và để duy trì lưu lượng, P_{wf} cần phải hạ thấp hơn nữa, đồng nghĩa với việc TDH sẽ thay đổi. Hình 2 biểu diễn đường đặc tính bơm (pump performance curve). Điểm vận hành "Operating point" là vị trí giao nhau giữa đường đặc tính bơm và đường đặc tính giếng (chính là điểm cân bằng lưu lượng - áp suất). Đây là điểm vận hành hiện tại của ESP [2]. Nếu được thiết kế cứng nhắc cho một điểm vận hành cố định, ESP sẽ nhanh chóng trở nên kém hiệu quả. Do đó, ESP cần được thiết kế để hoạt động trong một dải lưu lượng rộng, với điểm thiết kế ban đầu nằm trong vùng hiệu suất tối ưu (best efficiency point - BEP) nhưng vẫn có khả năng vận hành an toàn ở các lưu lượng thấp hơn hoặc cao hơn trong tương lai [4]. Điều này thường được giải quyết bằng việc sử dụng biến tần (variable speed drive - VSD) để điều chỉnh tốc độ động cơ, cho phép "di chuyển" đường đặc tính bơm để phù hợp với đường đặc tính giếng đang thay đổi.

Nhóm tiêu chí về đặc điểm giếng và chất lưu là tập hợp các yếu tố đầu vào có tính quyết định, là đặc điểm riêng của mỗi giếng khai thác tại tầng Miocene giữa, bể Cửu Long. 6 tiêu chí then chốt: (1) Áp suất đáy giếng; (2) Hàm lượng khí tự do; (3) Xu hướng sản sinh cát; (4) Nhiệt độ; (5) Tính ăn mòn và (6) Lưu lượng cùng độ suy giảm áp suất vỉa - không tồn tại độc lập mà có mối quan hệ tương



Hình 2. Ví dụ về đường đặc tính bơm điện chìm [2].



Hình 3. Cấu hình điển hình của bơm điện chìm [2].

tác chặt chẽ với nhau. Một thiết kế ESP thành công phải là kết quả của một sự phân tích tổng thể và đồng bộ tất cả các tiêu chí này. Chỉ khi nào những đặc tính nền tảng này được hiểu rõ và định lượng chính xác, các kỹ sư mới có thể chuyển sang bước tiếp theo là lựa chọn cấu hình thiết bị phù hợp, nhằm biến thách thức của thiên nhiên thành cơ hội khai thác hiệu quả và bền vững.

3.2. Nhóm tiêu chí về thiết kế và cấu hình hệ thống ESP

Sau khi thu thập và phân tích đầy đủ các đặc trưng của giếng và tính chất của chất lưu, bước tiếp theo là chuyển hóa các dữ liệu đó thành một thiết kế kỹ thuật cụ thể cho hệ thống ESP. Hình 3 mô tả cấu tạo và nguyên lý hoạt động tổng quát của hệ thống ESP, trong đó năng lượng điện từ mặt đất được truyền qua cáp xuống động cơ đặt dưới đáy giếng để vận hành bơm, đưa chất lỏng khai thác từ vỉa lên bề mặt. Đây là cơ sở để thiết kế cấu hình hệ thống bơm. Nhóm tiêu chí về thiết kế và cấu hình đóng vai trò là cầu nối, biến những thách thức từ lòng giếng thành các giải pháp công nghệ khả thi. Quá trình này bao gồm việc lựa chọn từng thành phần, tính toán các thông số vận hành và tối ưu sự kết hợp giữa các bộ phận nhằm tạo ra một hệ thống hoạt động ổn định, hiệu quả và bền vững. Một thiết kế tốt không chỉ đáp ứng được nhu cầu khai thác trước mắt mà còn phải có tính dự phòng và khả năng thích ứng với sự suy giảm của vỉa trong tương lai.

Tiêu chí 1: Tính toán chính xác tổng cột áp (total dynamic head - TDH)

TDH là thông số cốt lõi trong mọi thiết kế ESP, biểu thị tổng năng lượng mà bơm phải cung cấp để đưa chất lưu từ điểm hút lên tới bề mặt. Việc tính toán TDH sai lệch sẽ dẫn đến việc lựa chọn số tầng bơm không chính xác, kéo theo hàng loạt vấn đề nghiêm trọng.

TDH được tính toán dựa trên công thức:

TDH = Áp suất đầu giếng (chuyển đổi sang mét) + Chênh lệch độ sâu + Tổn thất áp suất do ma sát trong ống - Áp suất tại điểm hút (chuyển đổi sang mét).

Trong đó, áp suất tại điểm hút (P_{wf}) và tổn thất ma sát là các biến số phức tạp, phụ thuộc vào lưu lượng, độ nhớt và đặc tính của ống. Việc sử dụng các phần mềm mô phỏng chuyên dụng là bắt buộc để có kết quả chính xác. Nếu TDH tính toán thấp hơn thực tế, bơm sẽ không đủ sức đẩy dòng chất lưu, dẫn đến lưu lượng thấp. Ngược lại, nếu TDH tính toán cao hơn, bơm sẽ vận hành ở vùng quá tải phía bên phải của đường đặc tính, gây ra hiện tượng xâm thực (cavitation), quá tải motor và tiêu hao năng lượng vô ích.

Tiêu chí 2: Lựa chọn loại cánh bơm và số tầng bơm

Không phải tất cả các loại ESP đều giống nhau. Ứng với các điều kiện chất lưu khác nhau, các nhà sản xuất phát triển các kiểu thiết kế cánh bơm (stages) khác nhau, chủ yếu thuộc 3 dòng chính: hướng trục (axial flow), hướng kính (radial flow) và kiểu hỗn hợp (mixed flow). Đối với điều kiện của bể Cửu Long, nơi có lưu lượng trung bình và quan trọng nhất là một số đối tượng có hàm lượng khí khá cao, các loại cánh bơm hỗn hợp hoặc hướng kính có thiết kế đặc biệt để xử lý khí (thường có góc cánh rộng hơn, kênh dẫn dòng rộng hơn) là sự lựa chọn tối ưu. Chúng có khả năng chống "giam khí" tốt hơn và có vùng hiệu suất tối ưu (BEP) rộng hơn. Số tầng bơm được xác định bằng cách lấy TDH chia cho cột áp do một tầng bơm tạo ra tại lưu lượng thiết kế (thông số này do nhà sản xuất cung cấp).

Việc lựa chọn này phải đảm bảo điểm vận hành nằm trong vùng hiệu suất cao nhất của đường đặc tính bơm.

Tiêu chí 3: Tính toán công suất và lựa chọn motor

Motor là thiết bị cung cấp năng lượng cho toàn hệ thống. Công suất motor yêu cầu được tính toán dựa trên công thức:

Công suất (HP) = (TDH (ft) x Lưu lượng (BPD) x Trọng lượng riêng (SG)) / (3960 x Hiệu suất bơm).

Tuy nhiên, đây mới chỉ là công suất thủy lực. Để đảm bảo độ tin cậy, motor được chọn phải có công suất định mức lớn hơn công suất yêu cầu, với một hệ số dự phòng có tính đến các yếu tố khắc nghiệt như:

- Nhiệt độ: Motor bị giảm công suất ở môi trường nhiệt độ cao.
- Độ nhớt: Chất lưu nhớt cao làm tăng ma sát và công suất tiêu thụ.
- Hàm lượng cát: Cũng làm tăng ma sát và công suất.

Thông thường, sẽ áp dụng hệ số dự phòng từ 10% đến 20%. Ngoài ra, việc lựa chọn điện áp vận hành (thường là 1.500 V, 2.000 V, 2.500 V hoặc cao hơn) cũng rất quan trọng. Điện áp cao hơn sẽ giúp giảm dòng điện, từ đó giảm tổn thất điện năng trên đường cáp và cho phép sử dụng cáp có tiết diện nhỏ hơn.

Tiêu chí 4: Lựa chọn bộ bảo vệ (protector/seal section)

Bộ bảo vệ là một trong những thành phần tinh vi và quan trọng nhất của hệ thống ESP, có nhiệm vụ:

1. Ngăn chặn chất lưu từ giếng xâm nhập vào khoang chứa dầu cách điện của motor.

2. Truyền chuyển động quay từ trục motor sang trục bơm.

3. Bù đắp sự giãn nở nhiệt của dầu motor khi nhiệt độ thay đổi.

4. Cân bằng áp suất bên trong motor với áp suất giếng.

Đối với môi trường nhiệt độ cao và nhiều khí, việc lựa chọn bộ bảo vệ phù hợp là rất quan trọng. Các thiết kế Tandem hoặc Chambered Tandem Bag (CTB) thường được ưu tiên nhờ cấu trúc nhiều tầng bảo vệ, cung cấp khả năng bù áp và ngăn chặn khí tốt hơn so với các thiết kế đơn giản. Chất lượng cơ cấu (labyrinth) và ổ đỡ trong bộ bảo vệ quyết định trực tiếp đến tuổi thọ của toàn bộ hệ thống.

Tiêu chí 5: Thiết kế hệ thống cấp điện

Cấp ESP là đường truyền cung cấp năng lượng cho motor dưới đáy giếng và cần phải chịu được những điều kiện khắc nghiệt: nhiệt độ cao, áp suất lớn, môi trường có thể ăn mòn và các tác động cơ học (bị nén và cọ xát). Việc lựa chọn cáp dựa trên 3 yếu tố chính:

1. Kích cỡ (AWG): được tính toán để tổn thất điện áp trên chiều dài cáp nằm trong giới hạn cho phép (thường <30V/1.000ft), đảm bảo điện áp tại motor đủ để khởi động và vận hành.

2. Vật liệu cách điện và vỏ bọc: chịu được nhiệt độ vượt quá nhiệt độ giếng dự kiến. Vỏ bọc thường làm bằng vật liệu chống ăn mòn như chì (lead), cao su nitrile hoặc EPDM.

3. Cấu trúc: Cáp ba lõi (dẹt hoặc tròn) thường được sử dụng. Cáp cần được trang bị lớp bảo vệ cơ học (armor) để chống lại lực nén và mài mòn trong quá trình lắp đặt và vận hành.

Tóm lại, xác định nhóm tiêu chí về thiết kế và cấu hình hệ thống ESP chính là quá trình hiện thực hóa các yêu cầu kỹ thuật thành một hệ thống phần cứng đồng bộ. 5 tiêu chí trụ cột – (1) Tính toán TDH chính xác, (2) Lựa chọn loại cánh bơm và số tầng phù hợp, (3) Chọn motor có công suất và điện áp tối ưu, (4) Sử dụng bộ bảo vệ đủ tin cậy, và (5) Thiết kế hệ thống cáp bền vững – phải được xem xét một cách tổng thể và có mối liên hệ chặt chẽ với nhau. Mỗi sai sót trong bất kỳ mắt xích nào của chuỗi thiết kế này đều có thể làm giảm hiệu suất, gây hư hỏng thiết bị

và dẫn đến những thiệt hại kinh tế đáng kể. Do đó, một thiết kế thành công phải là sự kết hợp tổng thể giữa tính toán lý thuyết chính xác, kinh nghiệm thực tiễn từ các mỏ tương tự và sự lựa chọn các thành phần có độ tin cậy đã được chứng minh.

3.3. Nhóm tiêu chí về vận hành và giám sát

Hệ thống ESP được thiết kế tối ưu nhưng cũng sẽ không hiệu quả nếu không được vận hành và giám sát một cách bài bản. Trong quá trình khai thác, điều kiện vỉa và chất lưu luôn biến động, nhóm tiêu chí về vận hành và giám sát không đơn thuần là một thủ tục kỹ thuật mà chính là yếu tố then chốt để bảo vệ khoản đầu tư, tối đa hóa tuổi thọ thiết bị và đảm bảo sản lượng [6]. Đây là quá trình liên tục thu thập dữ liệu, phân tích xu hướng và đưa ra các điều chỉnh kịp thời, biến hệ thống ESP từ một thiết bị cứng nhắc thành một công cụ khai thác linh hoạt và thông minh.

Tiêu chí 1: Ứng dụng biến tần VSD

Việc sử dụng VSD không còn là một tùy chọn mà gần như là bắt buộc đối với ESP khai thác tại tầng Miocene giữa. VSD cung cấp 3 lợi ích chiến lược. Thứ nhất, VSD cho phép điều chỉnh tốc độ động cơ để di chuyển điểm vận hành của bơm trên đường đặc tính, giúp hệ thống luôn thích ứng với sự suy giảm áp suất vỉa và thay đổi GOR theo thời gian mà không cần phải tháo lắp thiết bị lòng giếng để thay đổi số tầng bơm. Thứ hai, VSD cho phép khởi động mềm (soft start), giảm thiểu ứng suất cơ học lên trục bơm cũng như sốc điện lên lưới điện, qua đó kéo dài tuổi thọ thiết bị. Thứ ba, và cũng là yếu tố quan trọng nhất, khả năng điều chỉnh tốc độ giúp tối ưu hóa quá trình xử lý khí. Bằng cách giảm bớt tốc độ bơm khi hàm lượng khí tăng đột biến, kỹ sư vận hành có thể cho phép bộ tách khí hoạt động hiệu quả hơn, ngăn ngừa hiện tượng "giam khí" và duy trì sự ổn định cho toàn bộ hệ thống.

Tiêu chí 2: Hệ thống giám sát đáy giếng và phân tích dữ liệu

Dữ liệu chính xác và theo thời gian thực là công cụ quan sát phục vụ quá trình ra quyết định của kỹ sư vận hành. Các cảm biến đáy giếng (downhole sensor) đo đạc các thông số quan trọng như áp suất, nhiệt độ đáy giếng (P/T), nhiệt độ motor, rung động, rò rỉ dòng điện [5]. Việc theo dõi liên tục áp suất đáy giếng cho phép xác định chính xác điểm làm việc trên đường đặc tính giếng, phát hiện sớm các hiện tượng như nghẹt bơm, suy giảm năng suất vỉa, hoặc sự xâm nhập của nước. Nhiệt độ motor là chỉ số cảnh báo sớm cho thấy các vấn đề về làm mát, có thể

do lưu lượng quá thấp hoặc bộ tách khí hoạt động kém hiệu quả. Dữ liệu này không chỉ để theo dõi mà phải được phân tích xu hướng (trend analysis). Sự sụt giảm dần về áp suất kèm theo nhiệt độ motor tăng nhẹ có thể là dấu hiệu của sự suy giảm vỉa hoặc bơm bắt đầu bị mòn, cho phép lên kế hoạch bảo dưỡng chủ động thay vì chờ đợi sự cố xảy ra.

Tiêu chí 3: Chiến lược vận hành và xử lý sự cố

Một hệ thống giám sát dù hoàn hảo cũng không thể hiệu quả nếu không được hỗ trợ bởi các quy trình vận hành và xử lý sự cố được chuẩn hóa. Các quy trình này bao gồm: Quy trình khởi động đặc biệt cho giếng nhiều khí, chẳng hạn như xả khí ban đầu qua đường vòng (bypass) hoặc khởi động ở tốc độ thấp để "làm sạch" khí trước khi tăng dần tốc độ lên mức vận hành. Các bảng chỉ dẫn (operating envelopes) được thiết lập rõ ràng, xác định các ngưỡng an toàn cho dòng điện, nhiệt độ, áp suất và lưu lượng, giúp người vận hành biết khi nào cần can thiệp. Kịch bản ứng phó với các sự cố thường gặp như "giảm khí", nghẹt bơm, hoặc mất pha điện phải được đào tạo và diễn tập thường xuyên. Việc ghi chép nhật ký vận hành (logbook) đầy đủ là vô cùng quan trọng để xác định nguyên nhân sự cố và cải thiện hiệu suất cho các lần lắp đặt tiếp theo.

Nhóm tiêu chí về vận hành và giám sát là yếu tố then chốt biến một thiết kế ESP lý thuyết thành một công cụ khai thác hiệu quả và tin cậy trong thực tế. Ba trụ cột chính - (i) Ứng dụng linh hoạt biến tần (VSD), (ii) Giám sát đáy giếng và phân tích xu hướng dữ liệu và (iii) Chiến lược vận hành và xử lý sự cố chủ động - tạo nên một quy trình khép kín: theo dõi, phân tích, điều chỉnh và tối ưu hóa. Các yếu tố này không chỉ giúp kéo dài tuổi thọ của ESP mà còn là chìa khóa để khai thác tối đa tiềm năng của vỉa, đặc biệt là trong điều kiện phức tạp của các mỏ thuộc tầng Miocene giữa, bể Cửu Long. Đầu tư vào công nghệ giám sát và đào tạo con người vận hành luôn mang lại hiệu quả đầu tư cao nhất.

3.4. Nhóm tiêu chí về kinh tế và độ tin cậy

Trong một dự án khai thác dầu khí, mọi quyết định kỹ thuật cuối cùng đều cần được đánh giá dưới góc độ kinh tế. Nhóm tiêu chí về kinh tế và độ tin cậy đóng vai trò là chỉ số tổng hợp, định lượng hóa giá trị của một hệ thống ESP trong suốt vòng đời vận hành, từ lúc lắp đặt đến khi ngừng hoạt động. Đối với các mỏ ngoài khơi như tại bể Cửu Long, chi phí vận hành (OPEX) và chi phí sửa chữa (workover) đặc biệt cao, việc lựa chọn ESP chỉ dựa trên chi phí đầu tư ban đầu (CAPEX) là tiềm ẩn rủi ro. Do đó, nhóm

tiêu chí này buộc các kỹ sư và nhà quản lý phải đánh giá tổng thể, cân bằng giữa chi phí đầu tư ban đầu với hiệu suất năng lượng, độ tin cậy, tính sẵn sàng vận hành của hệ thống, nhằm tối ưu hóa hiệu quả kinh tế trong suốt vòng đời của mỏ.

Tiêu chí 1: Phân tích chi phí vòng đời (life cycle cost - LCC)

Phân tích LCC là phương pháp toàn diện nhất để đánh giá hiệu quả kinh tế tổng thể của một hệ thống ESP. LCC không chỉ phản ánh giá mua thiết bị ban đầu, mà còn bao gồm toàn bộ các chi phí phát sinh trong suốt vòng đời của hệ thống, cụ thể:

- Chi phí đầu tư ban đầu: giá mua thiết bị (bơm, motor, cáp, biến tần), chi phí vận chuyển và lắp đặt.
- Chi phí vận hành: chi phí điện năng tiêu thụ (lớn nhất), chi phí bảo dưỡng định kỳ.
- Chi phí hư hỏng và sửa chữa: chi phí vận hành giàn khoan để thả/kéo thiết bị (đặc biệt tốn kém trong điều kiện ngoài khơi), chi phí thay thế linh kiện hỏng.
- Chi phí mất sản lượng (lost production revenue): phần doanh thu bị mất trong thời gian giếng ngừng hoạt động để sửa chữa.

Một hệ thống ESP có giá mua ban đầu cao hơn nhưng hiệu suất năng lượng vượt trội và độ tin cậy cao (dẫn đến ít lần can thiệp giếng hơn) thường có LCC thấp hơn hẳn so với một hệ thống giá rẻ nhưng kém hiệu quả và hay hỏng hóc.

Tiêu chí 2: Độ tin cậy và thời gian hoạt động trung bình giữa 2 lần hỏng hóc

Độ tin cậy là thước đo xác suất mà hệ thống ESP hoạt động không gặp sự cố trong một khoảng thời gian nhất định dưới các điều kiện vận hành xác định. Chỉ số này được định lượng hóa thông qua thời gian hoạt động trung bình giữa hai lần hỏng hóc (mean time between failures – MTBF). MTBF cao phản ánh một thiết kế vượt trội, chất lượng chế tạo tốt và phù hợp với điều kiện giếng. Tại bể Cửu Long, chi phí cho một lần can thiệp giếng có thể lên tới hàng triệu USD, việc nâng cao MTBF thậm chí chỉ vài tháng cũng mang lại hiệu quả kinh tế đáng kể. Độ tin cậy không phải là yếu tố may rủi mà là kết quả của việc lựa chọn đúng vật liệu (chống mài mòn, ăn mòn), thiết kế động lực học chất lỏng phù hợp (xử lý khí tốt) và quy trình lắp ráp, bảo dưỡng nghiêm ngặt. Đánh đổi một khoản CAPEX cao hơn để có được MTBF cao hơn gần như luôn là lựa chọn kinh tế hợp lý.

Tiêu chí 3: Khả năng ứng phó sự cố và hỗ trợ kỹ thuật từ nhà cung cấp

Yếu tố con người và dịch vụ hậu mãi là tiêu chí kinh tế quan trọng nhưng thường bị xem nhẹ. Một nhà cung cấp uy tín không chỉ bán thiết bị mà còn cung cấp "gói giải pháp" toàn diện, thường bao gồm:

- Hỗ trợ kỹ thuật 24/7: Khả năng có mặt và xử lý sự cố kịp thời, đặc biệt là trong các tình huống khẩn cấp.

- Thời gian phản hồi và sự sẵn có của phụ tùng thay thế: Khoảng thời gian từ lúc đặt hàng đến khi linh kiện có mặt tại hiện trường quyết định trực tiếp đến thời gian ngừng khai thác của giếng. Một nhà cung cấp có kho phụ tùng tại địa phương (ví dụ, ở Vũng Tàu) sẽ được ưu tiên hơn nhiều.

- Dịch vụ phân tích dữ liệu và giám sát từ xa: Nhiều nhà cung cấp hàng đầu cung cấp dịch vụ theo dõi hiệu suất hệ thống từ trung tâm điều hành, đưa ra cảnh báo sớm và đề xuất tối ưu hóa, giúp ngăn ngừa sự cố trước khi chúng xảy ra [6].

Chi phí cho các dịch vụ này có thể được tính vào CAPEX hoặc OPEX. Tuy nhiên, các dịch vụ này mang lại giá trị rất lớn trong việc giảm thiểu rủi ro và thời gian ngừng khai thác.

Nhóm tiêu chí về kinh tế và độ tin cậy cho thấy bức tranh toàn cảnh, các quyết định kỹ thuật phải được định lượng bằng chi phí và rủi ro. Ba yếu tố không thể tách rời, là cơ sở cho quyết định đầu tư thông minh gồm: (i) Phân tích chi phí vòng đời (LCC) giúp đánh giá hiệu quả trong dài hạn; (ii) Ưu tiên độ tin cậy và MTBF cao để giảm thiểu chi phí sửa chữa và mất sản lượng và (iii) Lựa chọn nhà cung cấp dựa trên năng lực hỗ trợ kỹ thuật và dịch vụ hậu mãi góp phần đảm bảo vận hành hiệu quả và bền vững.

Để khai thác tầng Miocene giữa, việc lựa chọn hệ thống ESP "rẻ nhất" ban đầu thường là giải pháp "đắt nhất" khi xét đến tổng thể vòng đời dự án. Ngược lại, đầu tư có tính toán vào công nghệ cao, độ tin cậy đã được chứng minh và dịch vụ hậu mãi mang lại hiệu quả kinh tế tối ưu và bền vững.

4. Kết luận và khuyến nghị

Việc lựa chọn hệ thống ESP cho các tầng chứa Miocene giữa tại bể Cửu Long đòi hỏi cách tiếp cận toàn diện và có hệ thống, dựa trên sự hiểu biết sâu sắc về đặc điểm địa chất - vỉa chứa và tính chất chất lưu đặc thù của khu vực.

Các tiêu chí quan trọng có thể được tóm tắt như sau:

- Xử lý khí là ưu tiên số 1: Bắt buộc tích hợp các thiết bị tiền xử lý khí hiệu suất cao (RGS/AGH) vào thiết kế ESP tiêu chuẩn.

- Chống mài mòn là bắt buộc: Lựa chọn vật liệu cấp độ cao (tungsten carbide) cho các bộ phận chịu mài mòn do xu hướng sinh cát.

- Chịu được nhiệt độ cao: Motor và cáp phải được thiết kế đặc chủng cho nhiệt độ vỉa từ 70 - 110°C.

- Linh hoạt trong vận hành: Biến tần VSD và hệ thống giám sát đáy giếng là những công nghệ không thể tách rời để tối ưu hóa sản lượng và bảo vệ thiết bị.

- Phân tích kinh tế kỹ thuật: Lựa chọn phương án tối ưu chi phí vòng đời, cân bằng giữa hiệu suất, độ tin cậy và khả năng hỗ trợ kỹ thuật.

Để đạt được hiệu quả khai thác tối đa, các nhà điều hành cần hợp tác chặt chẽ với các nhà cung cấp ESP để mô phỏng và tối ưu hóa thiết kế bằng các phần mềm chuyên dụng, đồng thời xây dựng cơ sở dữ liệu vận hành chi tiết cho từng mỏ, từng giếng. Việc áp dụng một cách bài bản các tiêu chí nêu trên sẽ góp phần quan trọng vào mục tiêu kéo dài tuổi thọ giếng, nâng cao hệ số thu hồi dầu và đảm bảo tính bền vững cho hoạt động khai thác tại bể Cửu Long.

Tài liệu tham khảo

[1] Bruno Cortes, Leandro R. Araujo, and Débora R.R. Penido, "Electrical submersible pump system model to assist oil lifting studies", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Volume 174, pp. 1279 - 1289, 2019. DOI: 10.1016/j.petrol.2018.11.055.

[2] Rick von Flatern, "Electrical submersible pump", *Oilfield Review*, 2015.

[3] Viện Dầu khí Việt Nam (VPI), "Tổng kết, đánh giá công tác tìm kiếm thăm dò dầu khí ở Việt Nam giai đoạn 2011 - 2015 và phương hướng tìm kiếm thăm dò tiếp theo", 2017.

[4] Sherif Fakher, Abdelaziz Khlaifat, and Hashim Nameer, "Improving electric submersible pumps efficiency and mean time between failure using permanent magnet motor", *Upstream Oil and Gas Technology*, Volume 9, 2022. DOI: 10.1016/j.upstre.2022.100074.

[5] Mohammed A. AL-Hejjaj, Dhifaf J. Sadeq, and Omar Al-Fatlawi, "A review of the electrical submersible

pump development chronology", *Iraqi Journal of Chemical and Petroleum Engineering*, Volume 24, Issue 2, pp. 123 - 135, 2023. DOI: 10.31699/IJCPE.2023.2.14.

"Offshore ESP section criteria: An industry study", *SPE Deepwater Drilling and Completion Conference*, Galveston, Texas, USA, 20 - 21 June 2012.

[6] Michael C. Romer, Mark E. Johnson, Pat C. Underwood, Amanda L. Albers, and Russ M. Bacon,

CRITERIA FOR SELECTING ELECTRICAL SUBMERSIBLE PUMPS (ESP) FOR OIL PRODUCTION FROM MIDDLE MIOCENE RESERVOIRS IN THE CUU LONG BASIN

Le Vu Quan¹, Nguyen Minh Quy¹, Nguyen Van Do¹, Tran Nguyen Long²

¹Vietnam Petroleum Institute (VPI)

²Vietsovpetro Joint Venture (Vietsovpetro)

Email: quanlv@vpi.pvn.vn

Summary

The paper analyzes the technical criteria for selecting and designing Electrical Submersible Pump (ESP) systems to optimize production rates, enhance recovery factors, and ensure economic efficiency for oilfields in the Cuu Long basin. The authors propose a comprehensive ESP selection workflow that integrates key criteria related to well conditions, fluid properties, equipment specifications, operating parameters, and overall economic performance.

To overcome the specific geological and operational challenges of the Cuu Long basin, the study presents detailed recommendations on equipment configuration - including gas separators, wear-resistant materials, and high-temperature motors - as well as operational strategies such as the application of Variable Speed Drives (VSDs) to adjust pump frequency and maintain optimal performance. The outcomes of this study provide a scientific and practical basis for designing reliable, efficient production systems, thereby contributing to the effective and sustainable production of the Middle Miocene reservoirs in the Cuu Long basin.

Key words: Electrical submersible pump (ESP), ESP selection, Middle Miocene, Cuu Long basin.

GIẢI PHÁP CÔNG NGHỆ KẾT HỢP GIỮA TURBINE GIÃN NỖ VÀ VAN JOULE-THOMSON NÂNG CAO HIỆU QUẢ THU HỒI LPG TẠI NHÀ MÁY XỬ LÝ KHÍ DINH CỐ

Phan Tấn Hậu, Bùi Công Hưng, Trần Đăng San, Võ Phong Hải Bằng, Bùi Thanh Dũng

Tổng công ty Khí Việt Nam - CTCP (PV GAS)

Email: hung.bui2@ncsp.com.vn

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-04>

Tóm tắt

Bài viết giới thiệu giải pháp ứng dụng công nghệ làm lạnh ngưng tụ nhiệt độ thấp sử dụng turbine giãn nở (turbo expander - TE) kết hợp van Joule-Thomson (JT) tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố. Đây là công nghệ làm lạnh ngưng tụ nhiệt độ thấp tiên tiến, hiện đại trên thế giới giúp gia tăng thu hồi sản phẩm lỏng từ nguồn khí đồng hành giàu cấu tử nặng mang lại giá trị kinh tế cao, giảm nhập khẩu và đáp ứng nhu cầu LPG trong nước, góp phần hình thành và phát triển thị trường khí khu vực Đông Nam Bộ và cả nước.

Việc triển khai tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố cho thấy hệ thống TE-JT kết hợp đạt được hiệu suất làm lạnh khí sâu hơn so với cấu hình chỉ sử dụng van JT. Nhờ đó, hiệu suất thu hồi propane (C_3) luôn vượt quá 85%, góp phần cải thiện hiệu suất kinh tế của nhà máy. Giải pháp lại TE-JT không chỉ chứng tỏ tính ứng dụng cao trong bối cảnh thị trường năng lượng và LPG biến động mà còn là một bước tiến đáng kể trong việc hiện đại hóa công nghệ xử lý khí của Việt Nam, phù hợp với xu hướng toàn cầu về nâng cao hiệu quả năng lượng và giảm phát thải.

Từ khóa: Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố, hiệu ứng Joule-Thomson, ngưng tụ nhiệt độ thấp, turbine giãn nở.

1. Giới thiệu

Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố là một trong những hạng mục trọng điểm của đề án khí Bạch Hổ - Phú Mỹ, do Tổng công ty Khí Việt Nam (PV GAS) triển khai. Công trình được khởi công vào tháng 10/1997, đưa vào hoạt động từ tháng 10/1998 tại tỉnh Bà Rịa - Vũng Tàu nay là TP. Hồ Chí Minh. Với công suất thiết kế ban đầu 1,5 tỷ Sm^3 khí/năm (tương đương khoảng 4,3 triệu Sm^3 khí/ngày), Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố có nhiệm vụ tiếp nhận và xử lý khí đồng hành từ mỏ Bạch Hổ tạo ra các sản phẩm chính bao gồm khí khô, LPG (propane, butane) và condensate.

Trong giai đoạn thiết kế sơ bộ (1992 - 1993), SNC/Lavalin đã đề xuất sử dụng cụm van Joule-Thomson với hệ thống làm lạnh bằng propane để đảm bảo tiến độ và hạn chế rủi ro công nghệ trong bối cảnh Việt Nam bị cấm vận. Tuy nhiên, sau khi Việt Nam hết cấm vận, công nghệ sử dụng turbine giãn nở (turbo expander) kết hợp van Joule-Thomson được đề xuất và đã được phê duyệt triển

khai nhằm tối ưu thu hồi lỏng từ nguồn khí đồng hành, tiết kiệm năng lượng và giảm chi phí vận hành.

Nhà máy áp dụng công nghệ làm lạnh nhiệt độ thấp sử dụng tổ hợp thiết bị turbine giãn nở và van Joule-Thomson cùng với hệ thống trao đổi nhiệt dạng tấm, giúp làm lạnh dòng khí đến khoảng $-70^\circ C$ tại áp suất 35 barg. Giải pháp công nghệ này cho phép tách hiệu quả các thành phần nặng như C_{3+} khỏi dòng khí khô (chủ yếu là methane, ethane và phần nhỏ C_{3+}). Hiệu suất thu hồi đạt mức cao, với C_3 đạt trên 85%, C_4 đạt khoảng 97% và C_{5+} 99,8%.

Sau hơn 25 năm hoạt động, Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố đã chứng minh vai trò tiên phong trong việc ứng dụng thành công công nghệ chế biến khí hiện đại tại Việt Nam. Bên cạnh đóng góp về mặt kinh tế và năng lượng, nhà máy còn là cái nôi đào tạo thực tiễn đội ngũ cán bộ kỹ thuật, công nhân viên vận hành, bảo dưỡng trong ngành công nghiệp khí. Lực lượng này tiếp tục đóng vai trò nòng cốt tại nhiều dự án trọng điểm như Nhà máy Đạm Phú Mỹ, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất và Nhà máy Xử lý khí Cà Mau.

2. Giới thiệu công nghệ làm lạnh nhiệt độ thấp

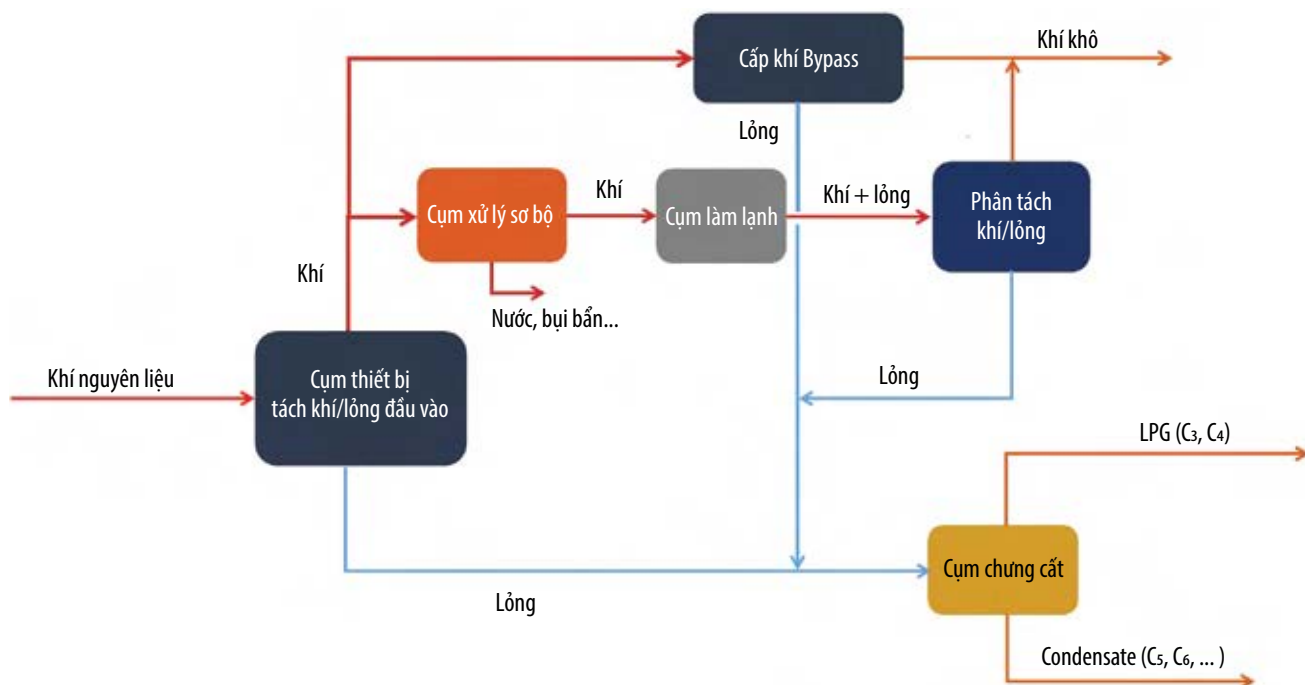
Công nghệ làm lạnh nhiệt độ thấp là một phương



Ngày nhận bài: 3/6/2025

Ngày đánh giá và sửa chữa: 3/6 - 15/7/2025

Ngày duyệt đăng: 15/7/2025



Hình 1. Sơ đồ các quá trình xử lý chính Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố.

pháp kỹ thuật tiên tiến nhằm hạ nhiệt độ của dòng khí xuống mức rất thấp để tách các cấu tử nặng như propane, butane, pentane và condensate khỏi khí tự nhiên. Mục tiêu chính của công nghệ này là nâng cao hiệu suất thu hồi các sản phẩm có giá trị kinh tế như LPG và condensate, đồng thời cải thiện chất lượng khí thương phẩm và tối ưu vận hành hệ thống.

Công nghệ này được ứng dụng phổ biến trong các nhà máy xử lý khí, tổ hợp chế biến khí LNG và nhà máy hóa dầu - những nơi yêu cầu hiệu suất tách lỏng cao. Quá trình làm lạnh thường bao gồm các thiết bị và hệ thống sau:

- Bộ trao đổi nhiệt hiệu suất cao: làm lạnh sơ bộ dòng khí đầu vào.
- Van Joule-Thomson (JT): thiết bị giãn nở đẳng enthalpy, giúp hạ nhiệt đột ngột và thúc đẩy quá trình ngưng tụ.
- Turbine giãn nở (TE): sử dụng động năng của dòng khí để sinh công và giảm nhiệt sâu hơn so với van JT.

Các công nghệ làm lạnh thường được sử dụng trong thực tế gồm:

- + Làm lạnh bằng van JT kết hợp chu trình làm lạnh ngoài.
- + Làm lạnh bằng TE.
- + Làm lạnh kết hợp van JT và TE.

Sự kết hợp giữa TE và van JT là một xu hướng công nghệ tối ưu hiện nay, giúp nâng cao hiệu suất năng lượng, giảm tổn thất và chi phí vận hành. Công nghệ này đặc biệt phù hợp trong các hệ thống vận hành ở áp suất cao và có lưu lượng khí lớn - điển hình như các tuyến ống dẫn khí dài từ mỏ khai thác đến nhà máy xử lý.

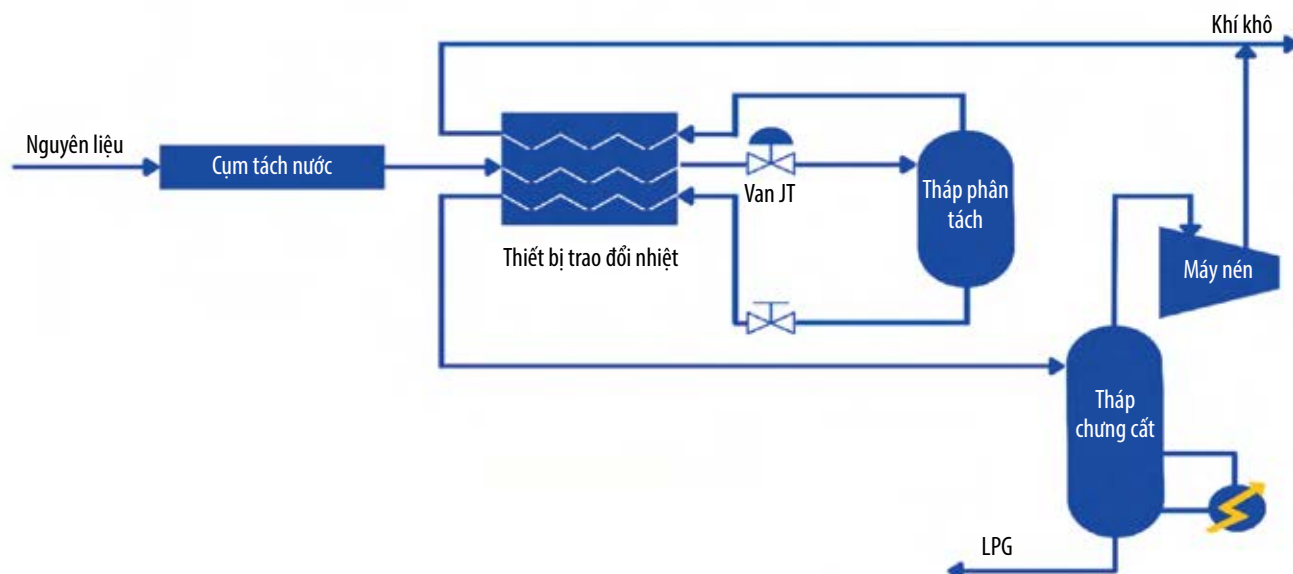
2.1. Công nghệ Joule-Thomson

Hiệu ứng Joule-Thomson là hiện tượng thay đổi nhiệt độ của khí khi giãn nở mà không trao đổi nhiệt với môi trường xung quanh, tức là quá trình giãn nở đoạn nhiệt và không sinh công. Hiệu ứng này được J. P. Joule và W. Thomson khám phá vào giữa thế kỷ 19 và hiện đóng vai trò quan trọng trong nhiều ứng dụng công nghiệp, đặc biệt là trong công nghệ làm lạnh nhiệt độ thấp và hóa lỏng khí.

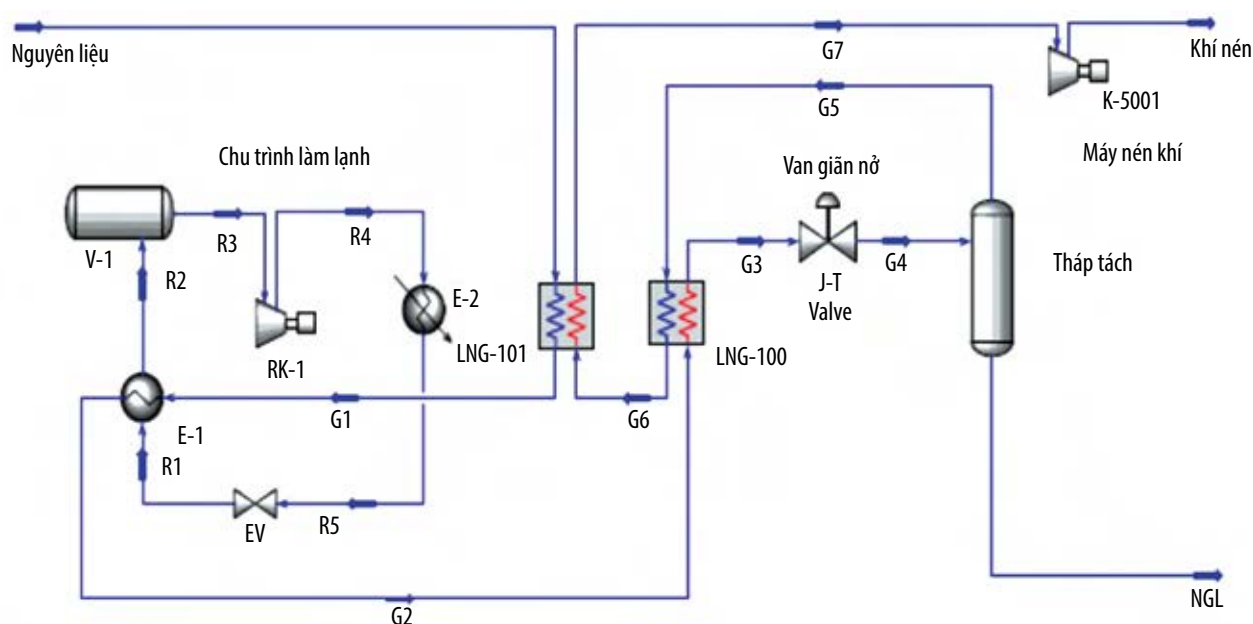
Hiệu ứng Joule-Thomson là nguyên lý hoạt động chính của nhiều thiết bị tiết lưu trong các hệ thống làm lạnh và xử lý khí mang lại hiệu quả thực tế trong vận chuyển và xử lý, chế biến khí tự nhiên điển hình như:

(1) Hóa lỏng khí tự nhiên (LNG): Van JT làm lạnh khí methane và các hydrocarbon nhẹ ($C_1 - C_2$) xuống dưới điểm sương, chuyển chúng sang trạng thái lỏng để lưu trữ và vận chuyển. Quá trình này thường kết hợp với các chu trình làm lạnh khác để tăng hiệu suất.

(2) Tách hydrocarbon nặng (natural gas liquid - NGL): Khi khí tự nhiên chứa hỗn hợp hydrocarbon (CH_4 , C_2H_6 ,



Hình 2. Sơ đồ công nghệ sử dụng công nghệ van JT.



Hình 3. Sơ đồ công nghệ sử dụng công nghệ van JT kết hợp chu trình làm lạnh ngoài (GSP).

C_3H_8 , C_4H_{10}), van JT làm giảm nhiệt độ để ngưng tụ các thành phần nặng (C_2+), tách chúng khỏi dòng khí khô (chủ yếu là CH_4).

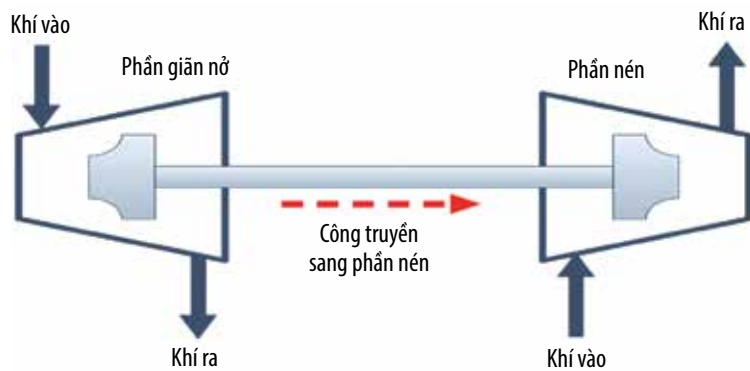
(3) Kiểm soát điểm sương (dew point control): Van JT điều chỉnh nhiệt độ dòng khí trong đường ống để ngăn ngừa sự ngưng tụ của hydrocarbon hoặc nước, đảm bảo an toàn và tuân thủ tiêu chuẩn kỹ thuật (ví dụ: điểm sương hydrocarbon $< -5^\circ C @ 45 \text{ barg}$).

Trong các nhà máy xử lý khí quy mô nhỏ hoặc yêu cầu thiết kế đơn giản, công nghệ sử dụng van JT là một lựa chọn phổ biến nhờ tính hiệu quả, chi phí thấp và dễ triển khai. Khí tự nhiên ở áp suất cao giãn nở qua van JT,

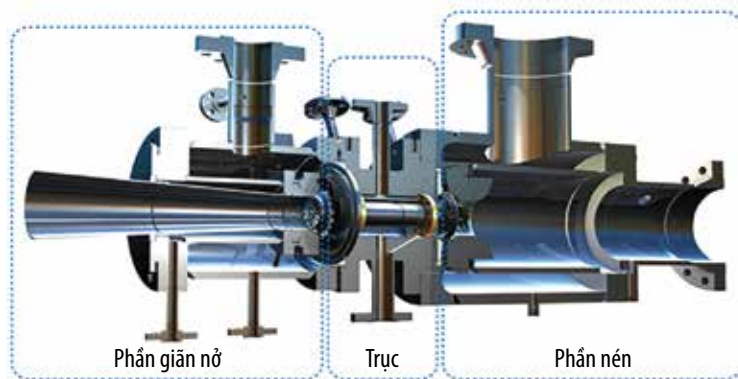
dẫn đến giảm nhiệt độ mà không cần thiết bị làm lạnh phức tạp.

Nhược điểm của công nghệ van JT là hiệu suất nhiệt động lực học thấp hơn so với các phương pháp giãn nở đẳng entropy (như turbine giãn nở), do quá trình giãn nở trong van JT không thu hồi được năng lượng. Ngoài ra, do giới hạn của hiệu ứng JT, việc giảm áp qua van càng thấp đồng nghĩa với độ mở hay tiết diện qua van càng nhỏ. Điều này khống chế lưu lượng qua van. Ngược lại khi cần thiết vận hành ở lưu lượng cao thì độ giảm áp qua van sẽ không đủ lớn để làm giảm sâu nhiệt độ, dẫn đến dòng khí không được làm lạnh thật sâu. Công

nghe sử dụng van JT được đánh giá có chi phí đầu tư thấp, thiết bị đơn giản, tuy nhiên lại có hiệu quả thu hồi lỏng thấp. Do đó để tăng hiệu quả hoạt động, trong công nghiệp khí thường kết hợp sử dụng chu trình làm lạnh ngoài (GSP) để làm mát dòng khí đầu bằng tác nhân bên ngoài như propane trước khi qua van JT. Sơ đồ công nghệ như Hình 3.



Hình 4. Sơ đồ nguyên lý hoạt động của turbine giãn nở.



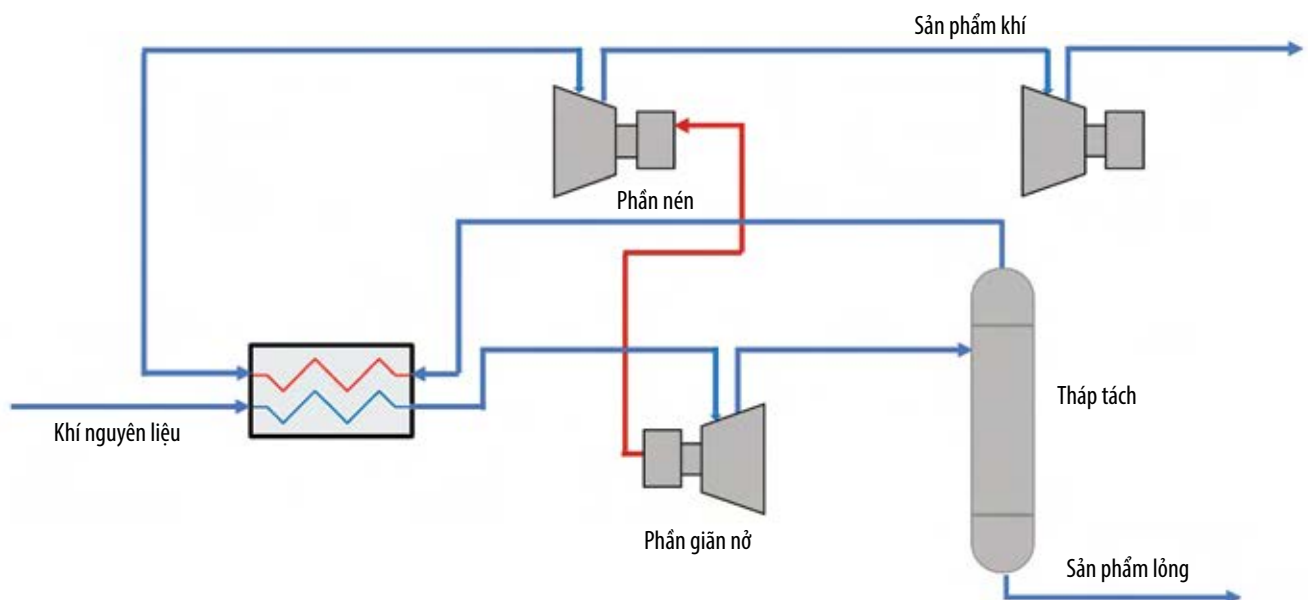
Hình 5. Hình ảnh minh họa turbine giãn nở.

2.2. Turbine giãn nở

Turbine giãn nở TE là một thiết bị cơ khí chuyển đổi năng lượng áp suất của dòng khí thành công cơ học thông qua quá trình giãn nở đẳng entropy ($\Delta S \approx 0$). TE bao gồm một turbine quay (expander - phần giãn) kết nối với máy nén (compressor - phần nén). Khi dòng khí áp suất cao đi vào phần giãn của TE sẽ làm xoay cánh quạt bên trong. Dựa trên cấu trúc hình dạng và cách sắp xếp của các cánh quạt, dòng khí khi đi qua sẽ trải qua quá trình giãn nở làm giảm áp suất, đồng thời sinh ra công hữu ích thực hiện lên trục quay của thiết bị. Công hữu ích sinh ra được tận dụng để làm tăng áp suất cho dòng khí ở giai đoạn khác trong quá trình xử lý và chế biến. Ứng dụng này góp phần làm tăng hiệu quả sử dụng năng lượng của quá trình sản xuất.

So sánh với công nghệ van JT, công nghệ TE có hiệu suất nhiệt động lực học cao hơn do khả năng thu hồi năng lượng. Tuy nhiên, TE yêu cầu thiết bị phức tạp hơn và chi phí bảo trì cũng cao hơn.

Các quốc gia châu Âu và Mỹ hiện đang dẫn đầu trong lĩnh vực sản xuất TE nhờ công nghệ tiên tiến và tiêu chuẩn kỹ thuật cao. Tại Mỹ, một số nhà sản xuất tiêu biểu như GE Oil & Gas (Baker Hughes), Atlas Copco và L.A. Turbine. Tại châu Âu, các công ty nổi bật như Siemens và MAN Energy Solutions (Đức), Cryostar (Pháp).

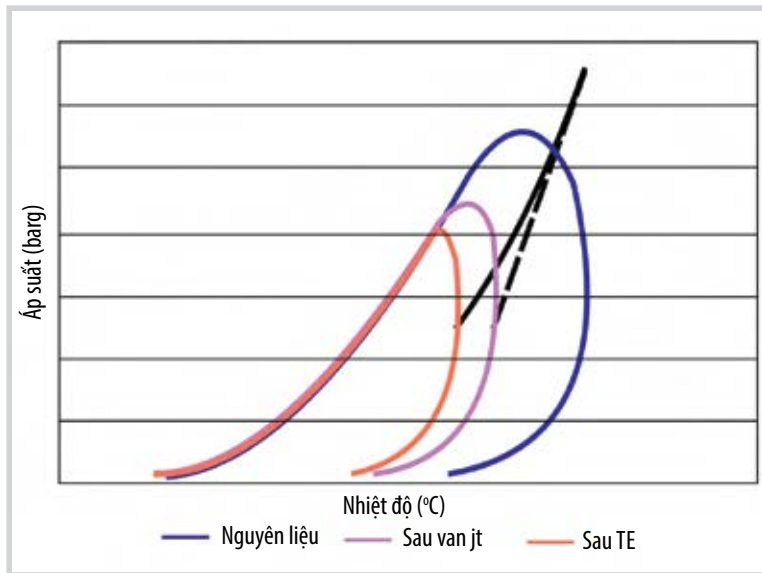


Hình 6. Sơ đồ công nghệ sử dụng TE.

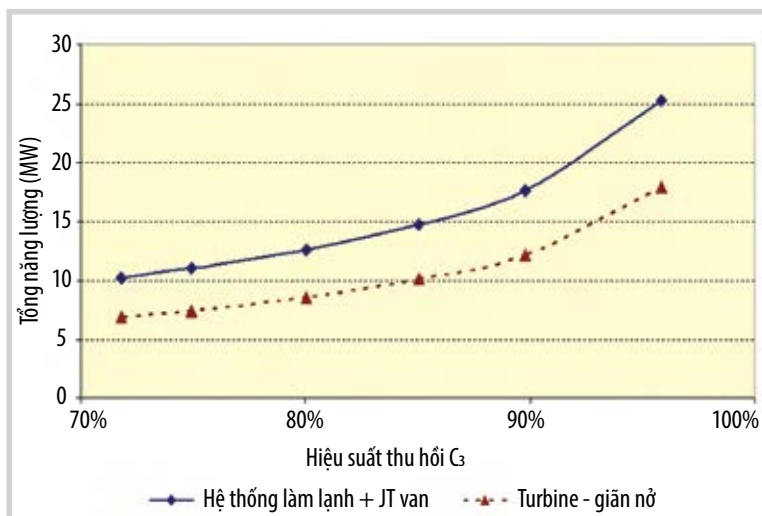
Thiết bị TE thường được ứng dụng trong các hệ thống làm lạnh sâu (cryogenic) như sản xuất LNG hoặc thu hồi ethane.

2.3. So sánh công nghệ Joule Thomson và turbine giãn nở

Công nghệ van JT tạo ra sự giãn nở đẳng nhiệt, enthalpy (H) không đổi và sinh công do sự giãn nở đó. Không giống như van JT, TE là quá



Hình 7. Giãn đồ pha so sánh công nghệ TE và van JT.



Hình 8. Tương quan sử dụng năng lượng giữa van JT và TE.

Bảng 1. Bảng so sánh 2 công nghệ van JT và TE

Tiêu chí	Van Joule-Thomson	Turbine giãn nở
Nguyên lý	Giãn nở đẳng enthalpy	Giãn nở đẳng entropy
Hiệu suất	Thấp	Cao
Làm lạnh	Nhiệt độ giảm ít	Nhiệt độ giảm sâu
Thu hồi năng lượng	Không	Có (công cơ học)
Chi phí đầu tư	Thấp	Cao
Chi phí vận hành, bảo dưỡng sửa chữa	Đơn giản, ít bảo trì	Phức tạp, cần bảo trì định kỳ

trình giãn nở đẳng entropy (S) chuyển đổi năng lượng của dòng khí thành nhiệt lạnh và sinh công. Khoảng 86% năng lượng chứa trong dòng khí có thể được thu hồi bằng cách sử dụng TE.

Hình 7 cho thấy với cùng điều kiện áp suất và nhiệt độ đầu vào, công nghệ TE cho nhiệt độ đầu ra thấp hơn so với van JT và do đó điểm sương đạt được thấp hơn. Điều này cho thấy công nghệ TE hiệu quả hơn trong việc thu hồi các hydrocarbon nặng.

Theo Hình 8, với cùng tỷ lệ thu hồi, hệ thống TE chỉ sử dụng khoảng 68% năng lượng so với hệ thống làm lạnh kết hợp van JT.

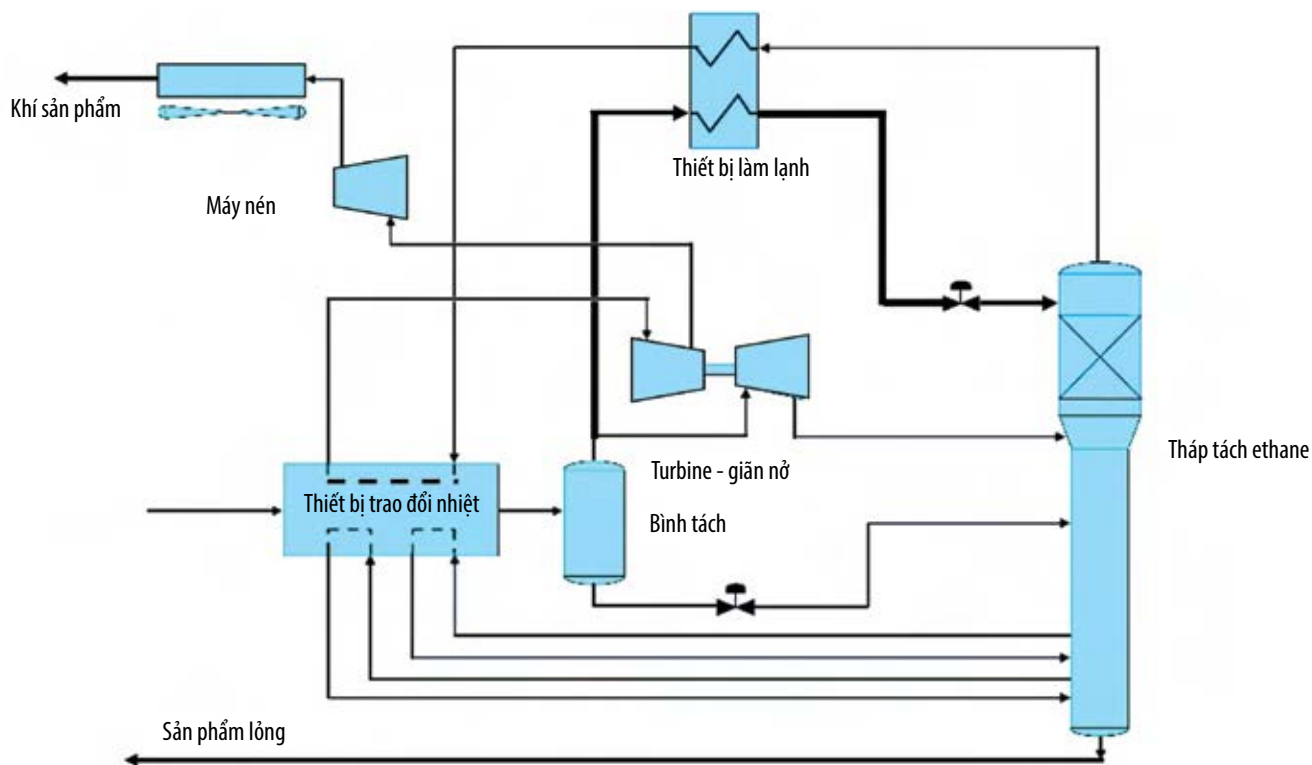
Do đó công nghệ TE được đề xuất sử dụng nhằm đạt hiệu quả thu hồi cao hơn và đảm bảo tính kinh tế trong vận hành.

2.4. Kết hợp turbine giãn nở và van Joule-Thomson

Mặc dù công nghệ TE hiệu quả hơn so với công nghệ van JT đơn thuần nhưng việc kết hợp 2 công nghệ này sẽ tạo ra một hệ thống tối ưu, vừa nâng cao hiệu suất năng lượng vừa cải thiện khả năng làm lạnh. Kết hợp TE-JT giúp tăng hiệu suất nhiệt động lực học từ TE và giảm chi phí vận hành từ JT. Cấu hình này phù hợp cho các nhà máy LNG hoặc thu hồi NGL quy mô lớn.

Sau khi được tách lỏng, dòng khí công nghệ được chia thành 2 dòng:

- Dòng thứ nhất đi qua phần giãn nở của TE: Tại đây dòng khí có áp suất cao (P_1, T_1) sẽ giãn nở đẳng entropy xuống P_2 và T_2 thấp hơn. Quá trình giãn nở này sinh ra công cơ học (W) để quay máy nén đồng trục.



Hình 9. Sơ đồ công nghệ kết hợp TE và van JT.

- Dòng thứ hai đi qua van JT: Dòng khí (P_1, T_1) qua van JT, giãn nở đẳng enthalpy xuống P_2 và đạt nhiệt độ T_3 . T_3 có nhiệt độ cao hơn T_2 là do quá trình giãn nở đẳng enthalpy kém hiệu quả hơn giãn nở đẳng entropy tại TE.

Hai dòng khí sau quá trình giãn nở được hòa chung lại và đưa vào tháp phân tách khí - lỏng. Dòng khí thu được từ đỉnh tháp được dẫn qua thiết bị trao đổi nhiệt trung gian để trao đổi nhiệt với dòng khí đầu vào nhằm tận dụng lượng nhiệt lạnh này. Sau đó dòng khí này được đưa qua phần nén của TE sử dụng công cơ học đã sinh ra từ phần giãn nở làm tăng áp suất P_2 đến P_3 để đưa vào đường ống hoặc đi vào máy nén khác.

3. Lựa chọn công nghệ cho Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố

Trong thiết kế ban đầu, tư vấn SNC/Lavalin đề xuất sử dụng công nghệ giãn nở Joule-Thomson kết hợp làm lạnh bằng propane. Tuy nhiên, việc sử dụng đơn lẻ công nghệ JT có hạn chế như sau:

- Hiệu suất nhiệt động lực học thấp.
- Chỉ làm lạnh đến -45°C và hiệu suất thu hồi propane khoảng 67,6%, không tối ưu cho khí giàu hydrocarbon nặng.
- Độ giảm áp qua van JT khống chế lưu lượng, hoặc nhiệt độ không đủ sâu khi lưu lượng khí cao.

Qua đánh giá các yếu tố kỹ thuật, hiệu suất thu hồi, chi phí đầu tư (tổng chi phí đầu tư của toàn bộ chuỗi dự án không tăng so với phê duyệt ban đầu), chi phí vận hành, cũng như xu hướng công nghệ quốc tế, tổ hợp công nghệ turbine giãn nở kết hợp van JT được lựa chọn do các ưu điểm sau:

- Làm lạnh sâu hơn: giúp ngưng tụ tối đa cấu tử C_{3+} , C_{4+} và condensate, nâng hiệu suất thu hồi C_3 trung bình lên 82,5 - 85% (so với 68% ở hệ thống chỉ áp dụng công nghệ JT).
- Tận dụng năng lượng: phần công sinh ra từ TE được sử dụng để hỗ trợ nén dòng khí đầu ra hoặc cấp cho thiết bị khác, tiết kiệm chi phí vận hành.
- Vận hành linh hoạt: Hệ thống có thể chuyển đổi giữa 2 chế độ vận hành (TE và JT song song) để thích ứng khi lưu lượng hoặc thành phần khí đầu vào thay đổi.
- Tối ưu hóa thông số làm lạnh: Áp suất sau cụm làm lạnh được giảm xuống thấp đến 37 barg, nhiệt độ đạt đến -70°C (so với 47 barg và -45°C của JT). Tận dụng công sinh ra của TE để nén khí thương phẩm (sales gas) cấp cho các hộ tiêu thụ, tiết giảm chi phí đầu tư thiết bị và có không gian mở rộng về sau.

Việc lựa chọn tổ hợp TE-JT không chỉ dựa trên cơ sở lý thuyết mà còn được kiểm chứng bằng hiệu quả thực tế



Bảng 2. Tổng hợp sản lượng LPG gia tăng do công nghệ TE-JT so với công nghệ JT đơn lẻ

Năm	LPG trong khí ẩm đầu vào (nghìn tấn/năm)	Hiệu suất thu hồi LPG - Áp dụng TE-JT (%)	Sản lượng LPG - Áp dụng TE-JT (nghìn tấn/năm)	Hiệu suất thu hồi LPG - Áp dụng JT (%)	Sản lượng LPG - Áp dụng JT (nghìn tấn/năm)	Sản lượng LPG gia tăng - Áp dụng TE-JT (nghìn tấn/năm)	Ghi chú
1999	177,00	89	158,27	82	145,14	13,13	
2000	299,79	89	268,07	82	245,83	22,24	
2001	333,00	89	297,77	82	273,07	24,70	
2002	390,36	89	349,05	82	320,09	28,96	Đưa trạm nén đầu vào K-1011 vào vận hành
2003	469,29	81	380,13	74	345,31	34,82	
2004	451,00	81	365,31	74	331,85	33,46	
2005	421,68	81	341,56	74	310,27	31,28	
2006	428,05	81	346,72	74	314,97	31,76	
2007	348,67	81	282,43	74	256,56	25,87	
2008	318,90	81	258,31	74	234,65	23,66	
2009	315,21	81	255,32	74	231,93	23,38	
2010	296,63	81	240,27	74	218,27	22,01	
2011	302,73	81	245,21	74	222,75	22,46	
2012	329,27	81	266,71	74	242,28	24,43	
2013	369,35	81	299,17	74	271,77	27,40	
2014	374,54	81	303,38	74	275,59	27,79	
2015	331,55	87	288,45	80	263,85	24,60	
2016	359,47	87	311,01	79	284,34	26,67	
2017	333,86	88	293,25	80	268,48	24,77	Đưa dự án cấp bù khí ẩm NCS1 vào vận hành
2018	294,83	89	262,09	81	240,22	21,87	Đưa dự án nâng cao hiệu suất thu hồi vào vận hành
2019	247,03	91	223,71	83	205,38	18,33	
2020	269,96	89	240,20	82	220,17	20,03	Đưa dự án NCS2 giai đoạn 2 vào vận hành
2021	279,88	89	249,65	82	228,89	20,76	
2022	301,82	90	271,04	82	248,65	22,39	
2023	301,98	90	270,61	82	248,20	22,40	
2024	279,94	90	251,00	82	230,23	20,77	
Tổng LPG gia tăng khi áp dụng TE-JT so với chỉ áp dụng JT (nghìn tấn)						640	

tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố, đồng thời có thể xem như là mô hình tham chiếu cho các nhà máy chế biến khí khác trong hệ thống PV GAS và Petrovietnam.

4. Hiệu quả khi áp dụng công nghệ TE kết hợp với công nghệ JT

Việc triển khai công nghệ TE kết hợp giãn nở Joule-Thomson tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố là một bước tiến quan trọng trong quá trình hiện đại hóa công nghệ chế biến khí tại Việt Nam. Sự kết hợp này không chỉ nâng cao hiệu quả thu hồi hydrocarbon lỏng như LPG và condensate, mà còn cải thiện đáng kể hiệu suất năng lượng và tính ổn định vận hành toàn hệ thống.

Kết quả của việc áp dụng công nghệ TE-JT tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố cho thấy:

- Hiệu quả thu hồi vượt trội: Hiệu suất tách propane tăng đáng kể từ 68% lên 85%, giúp gia tăng thu hồi khoảng 640 nghìn tấn LPG (Bảng 2) so với khi chỉ áp dụng công nghệ JT.
- Vận hành an toàn và linh hoạt: Hệ thống vận hành an toàn, ổn định và đáp ứng tốt với các biến động áp suất, lưu lượng và thành phần khí đầu vào.
- Làm chủ công nghệ: Việc triển khai thành công tổ hợp TE - JT tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố đã chứng minh năng lực làm chủ công nghệ của đội ngũ kỹ thuật Việt Nam trong lĩnh vực chế biến khí sâu.
- Tính khả thi và khả năng nhân rộng: Mô hình công nghệ TE-JT tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố được đánh giá khả thi về mặt kỹ thuật, hiệu quả vận hành và độ tin cậy cao. Đây là mô hình phù hợp với điều kiện khai thác khí tại Việt Nam và có thể nhân rộng cho các nhà máy xử lý khí khác như Nhà máy Xử lý khí Cà Mau hoặc trong các tuyến khí có điều kiện tương tự thuộc cụm khí Nam Côn Sơn và khu vực Tây Nam Bộ.
- Nâng cao chuỗi giá trị khí: Việc tiêu chuẩn hóa mô hình này không chỉ góp phần nâng cao giá trị sử dụng khí đồng hành mà còn gia tăng hiệu quả kinh tế cho toàn bộ chuỗi giá trị khí của Petrovietnam và PV GAS.

5. Kết luận

Việc ứng dụng công nghệ turbine giãn nở kết hợp van Joule-Thomson tại Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố đã mang lại hiệu quả rõ rệt về mặt kỹ thuật và kinh tế. Giải pháp này cho phép làm lạnh sâu, nâng cao hiệu suất thu hồi các cấu tử có giá trị cao như LPG và condensate, đồng thời đảm bảo hệ thống vận hành an toàn, ổn định và linh hoạt trước

biến động của điều kiện công nghệ và nguồn khí.

Sự kết hợp turbine giãn nở với van Joule-Thomson là một bước tiến quan trọng trong hiện đại hóa công nghệ chế biến khí tại Việt Nam. Sự kết hợp này là một xu hướng công nghệ tối ưu hiện nay, giúp nâng cao hiệu suất năng lượng, giảm tổn thất và chi phí vận hành.

Thành công của Nhà máy Xử lý khí Dinh Cố không chỉ nâng cao hiệu quả khai thác và sử dụng khí đồng hành từ mỏ Bạch Hổ mà còn đặt nền tảng kỹ thuật cho hệ thống công trình khí quốc gia. Đây là minh chứng rõ nét cho năng lực làm chủ công nghệ của ngành công nghiệp khí Việt Nam trong tiến trình hội nhập và phát triển bền vững.

Tài liệu tham khảo

- [1] John M. Campbell, *Gas conditioning and processing*. Campbell Petroleum Series, 2014.
- [2] Richard N. Pitman, Hank M. Hudson, John D. Wilkinson, and Kyle T. Cuellar, "Next generation processes for NGL/LPG recovery", *77th Annual Convention of the Gas Processors Association*, 16 March 1998.
- [3] A. Guerrero, "*Turbo-Expander training*", Atlas Copco Mafi-Trench Co. LLC, 2017.
- [4] B. Linnhoff and D.R. Vredeveld, "Pinch technology has come of age", *Chemical Engineering Progress*, Volume 80, Issue 7, pp. 33 - 40, 1984.
- [5] B. Linnhoff, and E. Hindmarsh, "The pinch design method for heat exchanger networks", *Chemical Engineering Science*, Volume 38, Issue 5, pp. 745 - 763, 1983. DOI: 10.1016/0009-2509(83)80185-7.
- [6] B. Linnhoff and S. Ahmad, "Cost optimum heat exchanger networks", *Computers & Chemical Engineering*, Volume 14, pp. 729 - 767, 1990.
- [7] M. Shamsi, A.A. Obaid, M. Vaziri, S. Mousavian, A. Hekmatian, and M. Bonyadi, "A comprehensive comparison of the turbo-expander, Joule-Thomson, and combination of mechanical refrigeration and JT processes for natural gas liquids production", *Energy*, Volume 295, pp. 131032, 2024. DOI: 10.1016/j.energy.2024.131032.
- [8] Isidro Alejandro Argueta Flores, Ana Paula Meneguelo, Cintia Marangoni, Yuri Nascimento Nariyoshi, and Marcelo Silveira Babelos, "Exergy and exergoeconomic analysis of the gas subcooled process for the Brazilian market", *ACS Omega*, Volume 10, Issue 26, pp. 28092 - 28111, 2025. DOI: 10.1021/acsomega.5c02484.

[9] Yasna Pourmohammad, "Utilization of Turbo-Expander to generate power in natural gas extraction process", *Journal of Petroleum Science and Technology*, Volume 11, Issue 1, pp. 29 - 34, 2021. DOI:10.22078/jpst.2021.4161.1673.

[10] Ahmed Abd El-Kader Bhran, Mohamed Hassan Hassanean, and Mohamed Galal M.Helal, "Maximization of natural gas liquids production from an existing gas plant", *Egyptian Journal of Petroleum*, Volume 25, Issue 3, pp. 333 - 341, 2016. DOI: 10.1016/j.ejpe.2015.08.003.

A TECHNOLOGICAL SOLUTION COMBINING TURBO EXPANDER AND JOULE-THOMSON VALVE TO ENHANCE LPG RECOVERY EFFICIENCY AT THE DINH CO GAS PROCESSING PLANT

Phan Tan Hau, Bui Cong Hung, Tran Dang San, Vo Phong Hai Bang, Bui Thanh Dung

Petrovietnam Gas Joint Stock Corporation (PV GAS)

Email: hung.bui2@ncsp.com.vn

Summary

This paper presents the application of a low-temperature hydrocarbon recovery system that combines a turbo expander (TE) with a Joule-Thomson (JT) valve at the Dinh Co Gas Processing Plant. This is an advanced cryogenic cooling technology, widely applied in modern natural gas processing plants, LNG complexes, and petrochemical facilities that require high liquid recovery efficiency.

The implementation at Dinh Co Gas Processing Plant demonstrates that the combined TE-JT system achieves significantly deeper gas cooling compared to the JT valve-only configuration. As a result, propane (C_3) recovery efficiency has consistently exceeded 85%, contributing to improved economic performance of the plant. The hybrid TE-JT solution not only proves its high practicality amid the volatility of energy and LPG markets but also represents a substantial advancement in the modernization of Vietnam's gas processing technologies, aligning with global trends toward energy efficiency improvement and emission reduction.

Key words: Dinh Co Gas Processing Plant, Joule-Thomson effect, low temperature separation, turbo expander.

GIẢI PHÁP KỸ THUẬT ĐỂ CUNG CẤP PERMEATE GAS TỪ NHÀ MÁY XỬ LÝ KHÍ CÀ MAU CHO NHÀ MÁY ĐẠM CÀ MAU

Đăng Đức Thuyết, Lê Xuân Thắng, Dương Xuân Thao, Trần Huy Thực, Nguyễn Hồng Quang, Mai Vũ Hoàng, Nguyễn Hồ Cẩm

Tổng công ty Khí Việt Nam - CTCP (PV GAS)

Email: thuyet.dd@pvgas.com.vn

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-05>

Tóm tắt

Tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau, cụm thiết bị điều chỉnh CO₂ sản xuất khoảng 140 kSm³/ngày permeate gas, trong đó có khoảng 40 - 50 kSm³/ngày được sử dụng làm khí nhiên liệu áp suất thấp (Low Pressure Fuel Gas) cho các thiết bị gia nhiệt. Lượng permeate gas dư thừa khoảng 90 - 100 kSm³/ngày được xả bỏ và đốt tại flare. Để thu hồi và tận dụng được lượng permeate gas dư thừa này, nhóm nghiên cứu đã đề xuất giải pháp khoa học công nghệ sử dụng gas ejector thu hồi và chuyển dòng permeate gas này sang Nhà máy Đạm Cà Mau. Dòng khí sau thu hồi được hòa trộn với natural gas, bổ sung làm nguyên liệu cho quá trình sản xuất phân đạm. Giải pháp này giúp tối ưu việc sử dụng nguồn nguyên nhiên liệu, gia tăng sản lượng sản xuất urea, giảm phát thải khí nhà kính ra môi trường.

Từ khóa: Permeate gas, khí nhiên liệu áp suất thấp, PM3 Cà Mau, Nhà máy Xử lý khí Cà Mau, Nhà máy Đạm Cà Mau.

1. Giới thiệu

Nhà máy Xử lý khí Cà Mau (GPP Cà Mau) có nhiệm vụ thu hồi sản phẩm lỏng có giá trị (LPG, condensate) từ nguồn khí PM3 Cà Mau. Khí sau khi thu hồi lỏng (khí thương phẩm - sales gas) được đưa đến Trung tâm Phân phối khí Cà Mau (GDC) để cấp cho các hộ tiêu thụ hạ nguồn gồm Nhà máy Điện Cà Mau và Nhà máy Đạm Cà Mau. Do đặc điểm về yêu cầu chất lượng khí, dòng sales gas đầu ra của Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cấp cho các hộ tiêu thụ hạ nguồn điện và đạm phải đáp ứng yêu cầu về hàm lượng CO₂ là < 8% mol và có nhiệt trị tối thiểu là 37 MJ/Sm³. Tuy nhiên, sau khi tách C₃₊ từ dòng khí đầu vào, khí đầu ra sẽ có hàm lượng CO₂ tăng lên và vượt so với yêu cầu. Do đó, Nhà máy Xử lý khí Cà Mau thiết kế 1 cụm thiết bị điều chỉnh CO₂ để đưa hàm lượng CO₂ trong dòng khí đầu ra nhà máy đáp ứng tiêu chuẩn chất lượng của các hợp đồng mua bán khí hạ nguồn.

Cụm điều chỉnh CO₂ của Nhà máy Xử lý khí Cà Mau sử dụng công nghệ màng tách CO₂ (CO₂ membrane adjustment), trong đó các khí có khả năng thẩm thấu tốt qua màng là CO₂ và một phần CH₄ sẽ qua màng

tách ra ngoài theo dòng permeate gas. Các thành phần hydrocarbon còn lại có độ thẩm thấu thấp hơn sẽ đi theo dòng residue gas.

Dòng permeate gas có hàm lượng CO₂ cao (chiếm khoảng 42%), còn lại chủ yếu là CH₄ (chiếm khoảng 55%) với áp suất khoảng 3 barg được thiết kế dùng một phần làm nguồn cung khí nhiên liệu (fuel gas) thấp áp cho Nhà máy Xử lý khí Cà Mau [1].

Lưu lượng permeate gas trung bình tách ra khoảng 140 kSm³/ngày. Permeate gas được sử dụng làm nguồn khí nhiên liệu thấp áp cho Nhà máy Xử lý khí Cà Mau với khoảng 40 - 50 kSm³/ngày. Lượng permeate gas còn dư sẽ được đốt tại flare với lưu lượng khoảng 90 - 100 kSm³/ngày [1]. Trong khi đó, Nhà máy Đạm Cà Mau vẫn phải lấy thêm khí dùng làm nhiên liệu để gia tăng nguồn khí tự nhiên (motive gas) cho việc tạo ra các sản phẩm phục vụ quá trình sản xuất phân đạm.

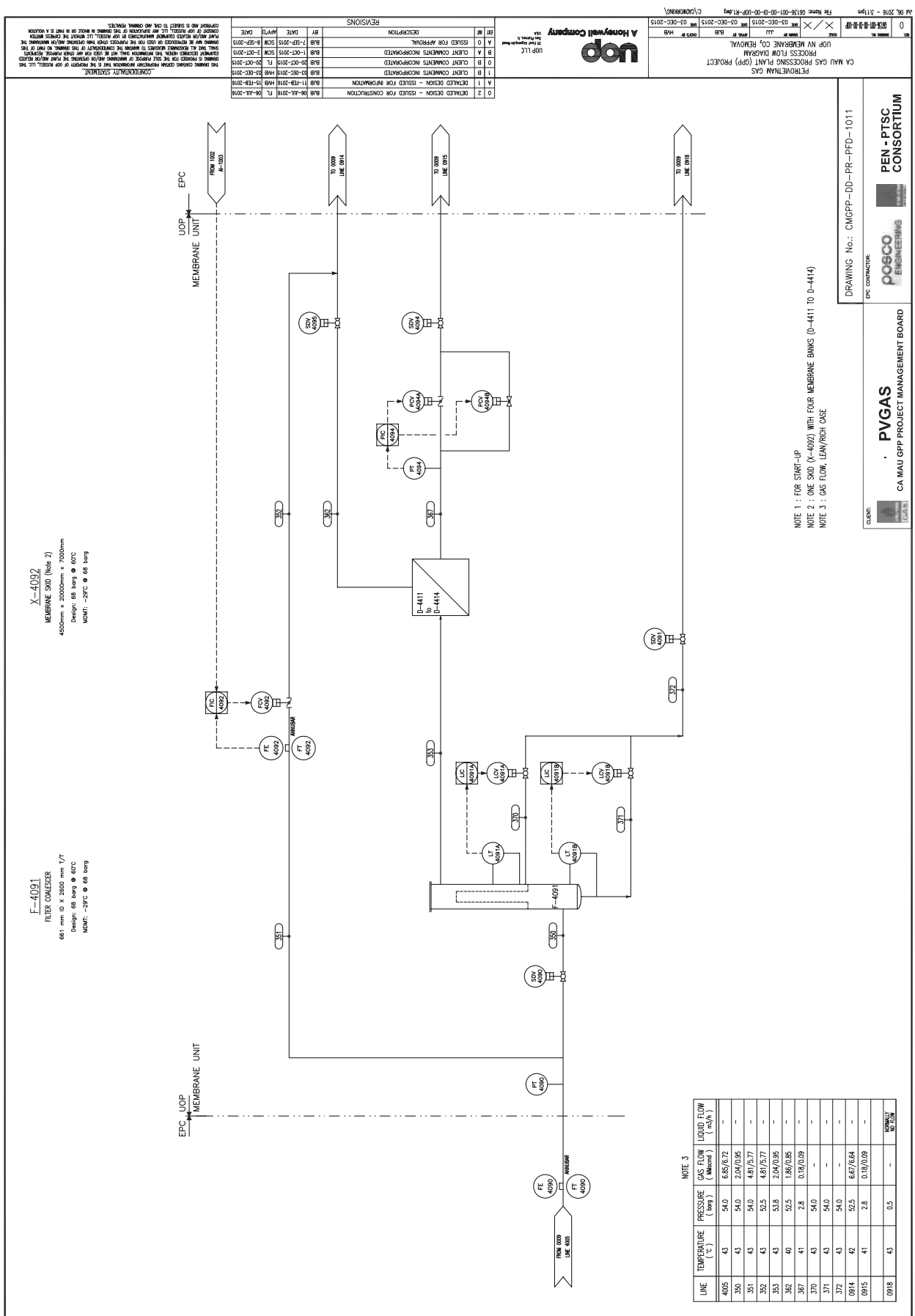
Do đó, việc đưa ra giải pháp tận dụng nguồn permeate gas dư tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cấp thêm cho Nhà máy Đạm Cà Mau làm nhiên liệu là yêu cầu cấp thiết, giúp tối ưu hóa việc sử dụng nguồn nguyên nhiên liệu, gia tăng sản lượng urea, giảm phát thải khí nhà kính ra môi trường.



Ngày nhận bài: 3/6/2025

Ngày đánh giá và sửa chữa: 3/6 - 15/7/2025

Ngày duyệt đăng: 15/7/2025



Hình 1. Sơ đồ công nghệ hệ thống cung cấp permeate gas tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau.

2. Giải pháp cung cấp permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cho Nhà máy Đạm Cà Mau

2.1. Phương án công nghệ thu hồi permeate gas

Việc đề xuất phương án công nghệ sử dụng permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cho Nhà máy Đạm Cà Mau được thực hiện trên cơ sở nghiên cứu các dữ liệu sau:

- Tài liệu thiết kế, thông số kỹ thuật của các thiết bị trong Nhà máy Xử lý khí Cà Mau và Nhà máy Đạm Cà Mau.
- Số liệu về nguồn khí, nhu cầu tiêu thụ của hệ thống fuel gas cả 2 nhà máy.

Các phương án công nghệ sử dụng permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cho Nhà máy Đạm Cà Mau phải đảm bảo:

- Công suất thu hồi permeate gas cao nhất.
- Tận dụng tối đa hạ tầng kỹ thuật hiện có của các hệ thống trong Nhà máy Xử lý khí Cà Mau và Nhà máy Đạm Cà Mau.
- Hệ thống vận hành an toàn, hiệu quả.
- Hạn chế ảnh hưởng đến các hệ thống thiết bị chính của 2 nhà máy.

Khả năng tiếp nhận của permeate gas tại Nhà máy Đạm Cà Mau được đánh giá như Bảng 1.

Lò đốt tại Nhà máy Đạm Cà Mau sử dụng nhiên liệu chính là khí tự nhiên, cũng là dòng sales gas được cấp từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau. Khi chuyển đến Nhà máy Đạm Cà Mau, dòng khí này ở trạng thái tiếp nhận có áp suất 40 barg, nhiệt độ 41°C và hàm lượng CO₂ không quá 8%mol. Nhiệt trị trung bình dòng khí này xấp xỉ khoảng 37,2 MJ/Sm³, nằm trong khoảng yêu cầu từ 26 - 39 MJ/Sm³ của lò đốt, do đó đáp ứng đủ tiêu chuẩn để cung cấp cho lò. Trước khi đưa vào lò sử dụng, dòng sales gas sẽ được giảm áp xuống 5 barg theo công nghệ của Nhà máy Đạm Cà Mau. Trong khi đó, permeate gas dù chứa các hydrocarbon (CH₄, C₂H₆...) có thể đốt cháy sinh nhiệt như khí tự nhiên, nhưng hàm lượng CO₂ lại rất cao, lên đến 40 - 55% mol, làm cho nhiệt trị của permeate gas chỉ đạt khoảng 19 - 25 MJ/Sm³, không đủ tiêu chuẩn để cấp cho lò đốt.

Tuy nhiên, việc phối trộn permeate gas với khí tự nhiên để được hỗn hợp khí mới, với tỷ lệ phù hợp, sẽ giúp cải thiện nhiệt trị đạt yêu cầu khí cấp cho lò đốt. Permeate gas vốn là thành phần được tách ra từ dòng khí tự nhiên, nên việc phối trộn permeate gas và khí tự nhiên là hoàn toàn tương thích. Do vậy, permeate gas được đánh giá là phù hợp để kết hợp cùng với khí tự nhiên làm nhiên liệu cho lò đốt tại Nhà máy Đạm Cà Mau.

Sau khi nghiên cứu, kỹ sư của 2 nhà máy đã phối hợp đề xuất các phương án phối trộn cho mục đích tận thu nguồn permeate gas, gồm:

- Lắp đặt máy nén tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau: để nâng áp suất dòng permeate gas lớn hơn 5 barg; dòng permeate gas đầu ra máy nén sẽ được phối trộn với dòng khí tự nhiên (làm nhiên liệu) để tạo thành khí hỗn hợp trước khi đi vào hệ thống các đầu đốt tại lò đốt.
- Lắp đặt gas ejector tại Nhà máy Đạm Cà Mau: để phối trộn dòng permeate gas với dòng khí tự nhiên làm nhiên liệu hiện có. Trong đó dòng động lực (motive gas) là dòng khí tự nhiên trước khi qua hệ thống van giảm áp; dòng khí áp suất thấp (suction gas) là dòng permeate gas.

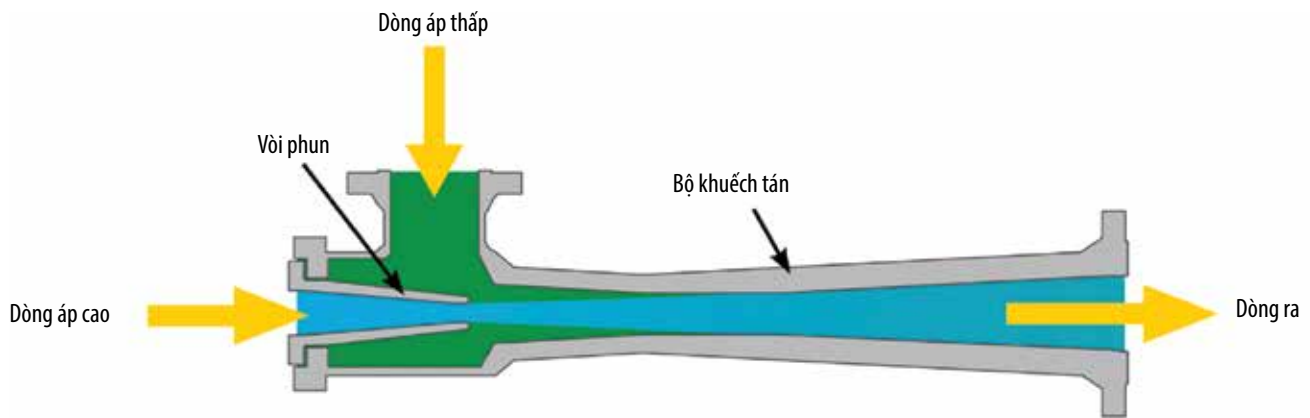
Trong 2 giải pháp được nghiên cứu (máy nén và ejector), giải pháp sử dụng ejector được lựa chọn vì các lý do sau:

- Về mặt kỹ thuật, giải pháp ejector đảm bảo nhiệt trị khí hỗn hợp nằm trong dải hoạt động của đầu đốt, không cần cấp bù khí tự nhiên và không ảnh hưởng xấu đến hoạt động của thiết bị. Ngoài ra, cấu hình hệ thống ejector đơn giản hơn và tiêu hao năng lượng thấp hơn so với máy nén.
- Về mặt kinh tế, giải pháp ejector có chi phí đầu tư và chi phí vận hành thấp hơn.

Phương án cũng bao gồm lắp đặt các đường ống và các van để vận chuyển permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau cung cấp cho Nhà máy Đạm Cà Mau. Để đảm bảo hoạt động tối ưu và an toàn, cần điều chỉnh lại hệ số stoichiometric nhằm đảm bảo oxy dư trong khối lò nằm trong khoảng an toàn và tối ưu khi đột ngột mất nguồn permeate gas.

Bảng 1. Đặc tính nguồn khí sử dụng cho lò đốt tại Nhà máy Đạm Cà Mau và permeate gas [2]

	Khí thiên nhiên	Permeate gas	Yêu cầu khí cấp cho lò đốt
Nhiệt độ (°C)	41	40	N/a
Áp suất (barg)	40	3	5
Nhiệt trị (MJ/Sm ³)	37,2	19 - 25	26 - 39
Thành phần CO ₂ (%mol)	8	40 - 55	N/a



Hình 2. Thiết bị gas ejector.

Bảng 2. Nhu cầu nhiệt lượng và lưu lượng khí cho nồi hơi

Nhiệt lượng cần cung cấp (GJ/giờ)	Permeate gas (3 barg, 43°C)		Natural gas tại Nhà máy Đạm Cà Mau (39,5 barg, 28°C)		Total gas	
	Lưu lượng khí (Sm ³ /giờ)	Nhiệt lượng (GJ/giờ)	Lưu lượng khí (Sm ³ /giờ)	Nhiệt lượng (GJ/giờ)	P đầu ra ejector (barg)	Nhiệt lượng (GJ/giờ)
283,13	2.450	48,35	6.961,9	234,78	5,02	283,13

Gas ejector là thiết bị tĩnh, hoạt động dựa trên hiệu ứng Venturi của 1 vòi phun hội tụ - phân kỳ để chuyển đổi năng lượng áp suất của dòng lưu chất chuyển động thành năng lượng vận tốc. Sự chuyển đổi này tạo ra một vùng áp suất thấp, mà tại đó lưu chất có áp suất thấp bị cuốn theo dòng lưu chất có áp suất cao đang chuyển động. Nói cách khác, gas ejector sử dụng năng lượng bên trong lưu chất có áp suất cao để cuốn theo, hút và nén lưu chất có áp suất thấp hơn đến mức áp suất trung bình [2].

Ở đây nguyên lý Bernoulli cũng được ứng dụng trong hoạt động của gas ejector. Khi dòng lưu chất chuyển động đi vào ống phun với áp lực lớn và áp suất tăng, làm áp suất cục bộ giảm đột ngột trong phần cổ thu hẹp của thiết bị. Nói cách khác là áp suất tĩnh giảm khi áp suất động tăng. Nhờ vậy, lưu chất áp suất thấp sẽ bị hút vào và cuốn theo dòng chuyển động. Khi đó, dòng chuyển động và dòng bị cuốn sẽ được hòa trộn vào nhau. Cuối cùng hỗn hợp hòa trộn sẽ được phun ra tại cửa ra của thiết bị.

Trong ứng dụng này, ở điều kiện vận hành bình thường của cụm điều chỉnh CO₂ sử dụng membrane, permeate gas được tạo ra và lưu trữ trong bình chứa V-1486 ở áp suất vận hành 3 barg. Permeate gas này với lưu lượng phù hợp sẽ được vận chuyển tới Nhà máy Đạm Cà Mau thông qua hệ thống đường ống dẫn khí cùng với hệ thống các van tay cô lập, van điều khiển và van bảo vệ an toàn. Tại Nhà máy Đạm Cà Mau, thiết bị gas ejector sẽ được lắp đặt và vận hành. Thiết bị này sẽ hoạt động theo nguyên lý nén khí bằng khí động lực ở áp suất cao để lôi

cuốn dòng khí có áp suất thấp hơn. Dòng khí động lực được sử dụng cho phương án này là dòng khí tách ra từ thiết bị tách khí tự nhiên (natural gas separator) tại Nhà máy Đạm Cà Mau. Dòng khí áp suất thấp bị lôi cuốn theo chính là dòng permeate gas được đưa tới và chờ sẵn trong đường ống mới dẫn khí từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau. Thiết bị ejector lúc này cũng đóng vai trò là nơi phối trộn và nâng áp suất dòng khí nhiên liệu hòa trộn lên đến áp suất yêu cầu (khoảng 5 barg) của hệ thống lò đốt boiler [2, 3].

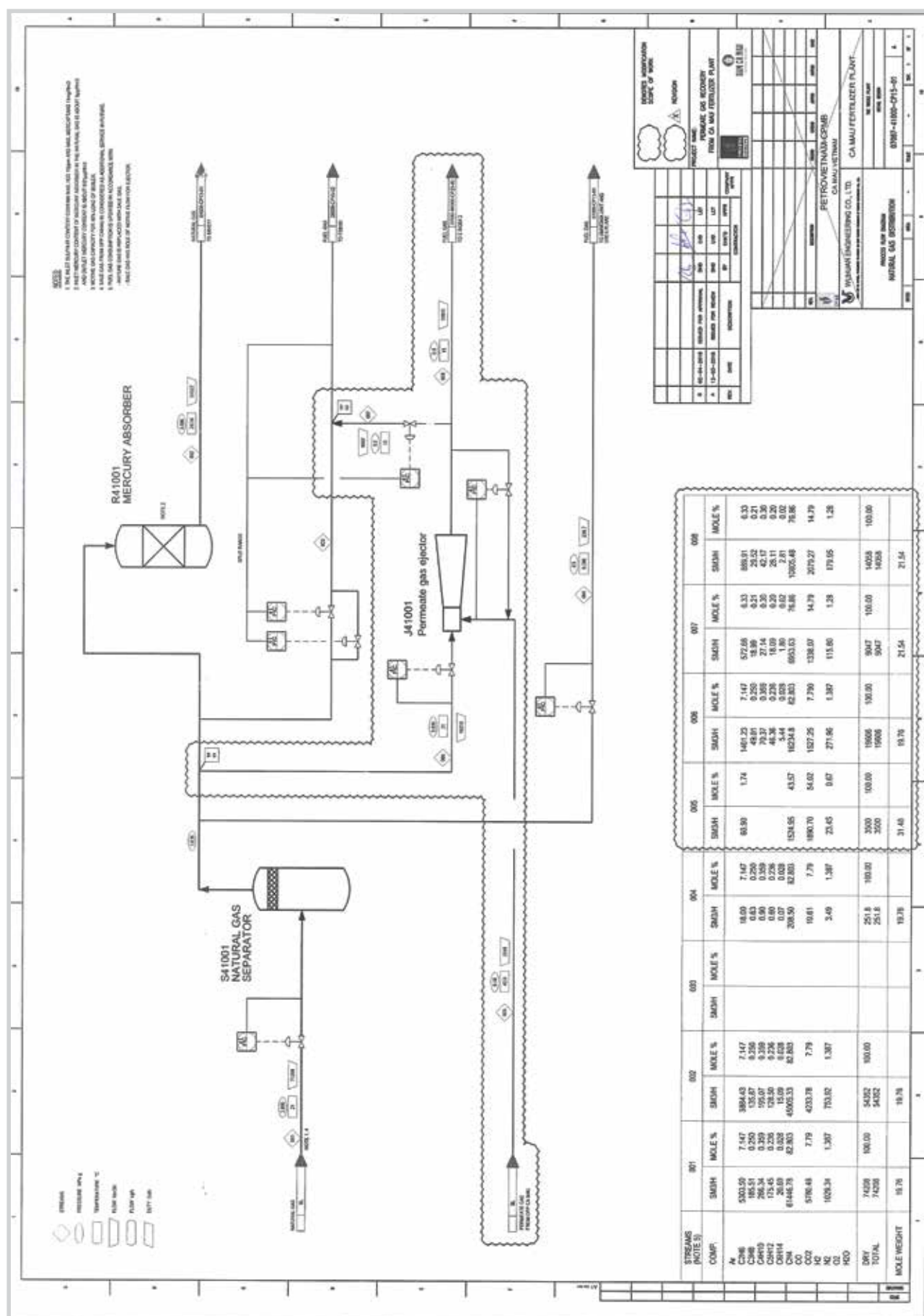
Hình 3 mô tả phương án công nghệ sử dụng thiết bị gas ejector để thu hồi và tận dụng dòng permeate gas dư cung cấp cho Nhà máy Đạm Cà Mau.

Các thiết bị chính sử dụng trong phương án công nghệ thu hồi permeate gas bao gồm:

- Gas ejector để thu gom permeate gas sử dụng làm nguồn nhiên liệu cho hệ thống lò đốt boiler.
- Các van tay và SDV để cô lập hệ thống đường ống, thiết bị.
- Các van điều khiển để điều khiển công nghệ.
- Các van PSV để bảo vệ hệ thống khi quá áp.

Lưu lượng permeate gas và motive gas sẽ được điều chỉnh dựa theo thông số đầu vào của 2 nguồn khí đi vào thiết bị ejector đặt tại Nhà máy Đạm Cà Mau để dòng khí đầu ra thu được có áp suất lớn hơn 5 barg.

Như vậy, lưu lượng khí lớn nhất được dùng để tính



Hình 3. Cấu hình hệ thống permeate gas ejector lắp đặt tại Nhà máy Đạm Cà Mau [4].

toán cho gas ejector là 2.450 Sm³/giờ đối với permeate gas và 6.961,9 Sm³/giờ đối với motive gas [3].

2.2. Tính toán thiết kế thiết bị công nghệ

2.2.1. Các thông số đầu vào

Dữ liệu đầu vào phục vụ tính toán thiết kế bao gồm lưu lượng, thành phần khí, nhiệt độ, áp suất khí tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau và các thông số yêu cầu về khí sử dụng tại Nhà máy Đạm Cà Mau.

- Tính chất nguồn permeate gas
- + Thành phần CO₂: khoảng 42% vol.
- + Thành phần chính còn lại là CH₄: khoảng 55% vol.
- + Áp suất: khoảng 3 barg.
- + Tổng lưu lượng: ~140 kSm³/ngày.
- + Lưu lượng sử dụng cho fuel gas: 40 - 50 kSm³/ngày.
- + Lưu lượng cung cấp cho Nhà máy Đạm Cà Mau: 90 - 100 kSm³/ngày.

Thành phần khí nghèo (chứa ít hydrocarbon nặng, lean case) được dùng để mô phỏng sản lượng khí thu được. Thành phần khí giàu (chứa nhiều hydrocarbon nặng, rich case) được sử dụng để tính toán thông số cho các thiết bị [1, 3].

- Công suất hệ thống cung cấp permeate gas

Dựa vào Bảng 3, nguồn permeate gas sẽ được đánh giá như sau:

- + Trường hợp tối đa (maximum case):

Với trường hợp khí nghèo, lưu lượng permeate gas lớn nhất có thể cung cấp là 220.000 Sm³/ngày (theo SOW), trong đó lượng cấp cho hệ thống fuel gas tại GPP là 40.000 Sm³/ngày nên lượng permeate gas có thể cấp cho Nhà máy Đạm Cà Mau chỉ còn là 180.000 Sm³/ngày (7.500 Sm³/giờ). Đây sẽ là lưu lượng tối đa cho trường hợp sử dụng máy nén.

- + Trường hợp thông thường (normal case):

Lưu lượng thông thường của permeate gas là 140.000 Sm³/ngày, trong đó lưu lượng sử dụng cho fuel gas là 40.000 Sm³/ngày, vì vậy lưu lượng permeate gas cung cấp cho Nhà máy Đạm Cà Mau chỉ còn lại 100.000 Sm³/ngày (4.166,7 Sm³/giờ).

- + Trường hợp tối thiểu (minimum case):

Trường hợp lưu lượng thấp nhất được xem xét bằng 30% lưu lượng trong trường hợp tối đa (tương đương với mức lưu lượng của turndown case thông thường của máy nén khí).

Bảng 3. Bảng đặc điểm, thành phần permeate gas (theo SOW)

Thông số	Giá trị	
	Lean case	Rich case
Lưu lượng (MMscmd)	0,22	0,06
Áp suất (min) (barg)	1,75	
Áp suất (normal) (barg)	2,77	2,70
Nhiệt độ (°C)	41,13	41,4
Khối lượng phân tử (kg/kmol)	28,18	28,46
Khối lượng riêng (kg/m ³)	4,0	4,1
Áp suất riêng phần của CO ₂ (barg)	1,63	1,63
Thành phần (% mol)		
CO ₂	42,06	42,81
N ₂	1,16	0,79
CH ₄	55,11	54,00
C ₂ H ₆	1,67	2,39
C ₃ H ₈	0,01	0,01
i-C ₄ H ₁₀	0,00	0,00
n-C ₄ H ₁₀	0,00	0,00
i-C ₅ H ₁₂	0,00	0,00
n-C ₅ H ₁₂	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	0,00
Nhiệt trị LHV (MJ/m ³)	19,831	19,734

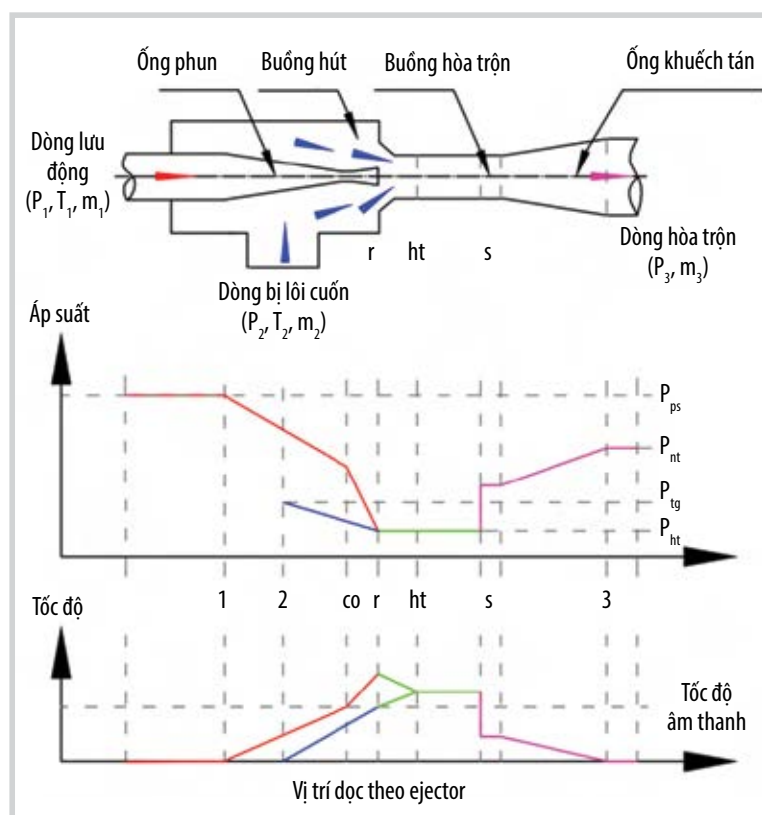
Vậy nên lưu lượng tối thiểu sẽ là $180.000 \times 0,3 = 54.000 \text{ Sm}^3/\text{ngày}$ ($2.250 \text{ Sm}^3/\text{giờ}$).

Lưu lượng trong các trường hợp trên sẽ chỉ được dùng để tính toán cho phương án sử dụng máy nén khí. Các phương án sử dụng gas ejector sẽ đưa ra lưu lượng (tối đa, tối thiểu và thông thường) phù hợp trong quá trình mô phỏng để đảm bảo áp suất đầu ra của dòng permeate gas cấp cho nồi hơi đạt yêu cầu (5 barg) [3].

2.2.2. Tính toán thiết bị ejector

Một số giả thiết được sử dụng để xây dựng mô hình tính toán [5, 6]:

- + Mô hình 1 chiều, dòng chảy ổn định, đoạn nhiệt. Chất lưu đi vào và ra khỏi gas ejector ở trạng thái bão hòa.
- + Tốc độ dòng chất lưu đi vào ống phun và tốc độ dòng môi chất ra khỏi ống khuếch tán bằng 0.
- + Quá trình hòa trộn 2 dòng chất lưu xảy ra trong buồng hòa trộn, bắt đầu từ vị trí điểm "r" đến vị trí điểm "ht". Quá trình hòa trộn này được xem như xảy ra tại áp suất không đổi ($P_{ht} = P_r$).
- + Dòng bị cuốn đạt tốc độ âm thanh tại vị trí điểm "r".
- + Hiệu suất ống phun và hiệu suất ống hút được chọn là 0,9.
- + Hiệu suất quá trình khuếch tán được chọn là 0,8. Hiệu suất này bao gồm cả quá trình tăng áp đột ngột và quá trình tăng áp trong ống khuếch tán.



Hình 4. Cấu hình hệ thống permeate gas ejector lắp đặt tại Nhà máy Đạm Cà Mau.

Các bước tính toán thiết kế ejector được trình bày như sau [5, 6]:

Bước 1: Thông lượng khối lượng dòng lưu động tại cổ ống (điểm "co"):

$$G_{co} = \frac{c_{co}}{v_{co}} = \frac{\sqrt{2(h_1 - h_{co})}}{v_{co}} = \frac{\sqrt{2\theta_1(h_1 - h_{co,de})}}{v_{co}} \quad (1)$$

Trong đó:

$h_{co,de} = f(s_1, P_{co})$: Enthalpy đẳng entropy của môi chất tại điểm "co";

s_1, h_1 : Lần lượt là entropy và enthalpy của môi chất tại điểm 1;

h_{co}, c_{co}, v_{co} : Lần lượt là enthalpy, tốc độ và thể tích riêng của dòng lôi cuốn tại "co";

θ_1 : Hiệu suất ống phun, chọn $\theta_1 = 0,9$.

Áp suất môi chất tại cổ ống P_{co} được lập cho đến khi G_{co} đạt giá trị cực đại.

Bước 2: Thông lượng khối lượng dòng bị cuốn tại cửa ra (điểm "r"):

$$G_{2r} = \frac{c_{2r}}{v_{2r}} = \frac{\sqrt{2(h_2 - h_{2r})}}{v_{2r}} = \frac{\sqrt{2\theta_2(h_2 - h_{2r,de})}}{v_{2r}} \quad (2)$$

Trong đó:

$h_{2r,de} = f(s_2, P_r)$: Enthalpy đẳng entropy của môi chất tại điểm "r";

s_2, h_2 : Lần lượt là entropy và enthalpy của môi chất tại điểm 2;

h_{2r}, c_{2r}, v_{2r} : Lần lượt là enthalpy, tốc độ và thể tích riêng của dòng bị cuốn tại "r";

θ_2 : Hiệu suất ống hút, chọn $\theta_2 = 0,9$.

Áp suất tại cửa ra ống phun P_r được lập cho đến khi G_{2r} đạt giá trị cực đại.

Bước 3: Quá trình hòa trộn "ht" được tính toán dựa trên các phương trình bảo toàn khối lượng moment:

$$h_{1r} + \omega h_{2r} = (1 + \omega) h_{ht} \quad (3)$$

$$c_{1r} + \omega c_{2r} = (1 + \omega) c_{ht} \quad (4)$$

Trong đó:

$h_{1r} = f(s_1, P_r)$: Enthalpy của dòng lưu động tại điểm "r";

$c_{1r} = \sqrt{2(h_3 - h_{ht})}$: Tốc độ dòng lưu động tại cửa phun;

h_{ht} , c_{ht} : Lần lượt là enthalpy, tốc độ của dòng hòa trộn.

Bước 4: Tốc độ của dòng hòa trộn có thể được tính theo công thức:

$$c_{ht} = \sqrt{2(h_3 - h_{ht})} = \sqrt{2\theta_{kt}(h_3 - h_{ht,de})} \quad (5)$$

Trong đó:

$h_{ht,de} = f(s_{ht}, P_3)$: Enthalpy đẳng entropy của dòng hòa trộn;

$s_{ht} = f(h_{ht}, P_{ht})$: Entropy của dòng hòa trộn;

h_3, P_3 : Lần lượt là enthalpy và áp suất tại điểm 3;

θ_{kt} : Hiệu suất quá trình khuếch tán, chọn $\theta_2 = 0,8$.

Bước 5: Tỷ lệ cuốn của ejector là tỷ số lưu lượng khối lượng giữa dòng bị cuốn và dòng lưu động:

$$\omega = \frac{m_2}{m_1} \quad (6)$$

Bước 6: Đường kính cổ ống phun, cửa ra ống phun và đường kính thân ống được tính toán theo các công thức dưới đây:

$$d_{co} = \sqrt{\frac{4A_{co}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4m_1}{\pi G_{co}}} \quad (7)$$

$$d_{1r} = \sqrt{\frac{4A_{1r}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4m_1 v_{1r}}{\pi c_{1r}}} \quad (8)$$

$$d_{ht} = \sqrt{\frac{4A_{ht}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(m_1 + m_2)v_{ht}}{\pi c_{ht}}} \quad (9)$$

Trong đó: A, d lần lượt là tiết diện và đường kính ống tại điểm đang xét.

Bước 7: Tỷ lệ diện tích là tỷ số giữa diện tích mặt cắt buồng hòa trộn và diện tích mặt cắt cổ ống:

$$TLDT = \frac{A_{ht}}{A_{co}} = \left(\frac{d_{ht}}{d_{co}}\right)^2 \quad (10)$$

$$TLDT = \frac{G_{co} v_{ht}}{c_{ht}} \times \frac{(m_1 + m_2)}{m_1} = \frac{G_{co} v_{ht}}{c_{ht}} \times (1 + \omega) \quad (11)$$

Kết quả tính toán cho thiết bị ejector lắp đặt tại Nhà máy Đạm Cà Mau được trình bày trong Bảng 4 [3].

2.2.3. Tính toán FCV [3, 7]

Tính toán lựa chọn FCV sẽ sử dụng C_v (hằng số van) theo các bước sau:

Bước 1: Lựa chọn phương trình thích hợp:

$$w = 7320 F_p C_v P_1 Y \sqrt{\frac{x}{M_w T_1 Z}} \quad (12)$$

Trong đó:

w: Lưu lượng khí;

F_p : Hằng số hình học đường ống;

C_v : Hằng số van;

Y: Hằng số giãn nở;

x: Tỷ lệ độ giảm áp;

P_1 : Áp suất tuyệt đối đầu vào;

T_1 : Nhiệt độ tuyệt đối đầu vào;

M_w : Khối lượng phân tử;

Z: Hệ số nén.

Bước 2: Kiểm tra dòng tiết lưu

- Hằng số nhiệt dung:

$$F_k = \frac{k}{1,4} \quad (13)$$

Trong đó:

F_k : Hằng số nhiệt dung;

k: Tỷ lệ nhiệt dung ($k = 1,31$ đối với khí tự nhiên).

- Tỷ số độ giảm áp với áp suất tuyệt đối đầu vào:

$$x = \frac{\Delta P}{P_1} \quad (14)$$

Trong đó:

x: Tỷ số độ giảm áp với áp suất tuyệt đối đầu vào;

$\Delta P = (P_1 - P_2)$: Độ giảm áp;

P_1 : Áp suất đầu vào;

P_2 : Áp suất đầu ra.

Bảng 4. Kết quả tính toán ejector

TT	Thông số tính toán	Dòng	Giá trị (inch)	Công suất maximum (Sm ³ /giờ)	Áp suất (barg)
1	Đường kính ống vào	Motive gas	4	6.961,9	39,5
2	Đường kính ống hút	Permeate gas	6	2.450,0	3
3	Đường kính ống phun	Fuel gas cấp cho boiler	8	9.411,9	5,12

Bước 3: Tính toán hằng số giãn nở

$$Y = 1 - \frac{x}{3F_k x_T} \quad (15)$$

Bước 4: Xác định hệ số nén

- Áp suất quy đổi:

$$P_r = \frac{P_1}{P_c} \quad (16)$$

Trong đó:

P_r : Áp suất quy đổi;

P_1 : Áp suất đầu vào;

P_c : Áp suất tiêu chuẩn (667,4 psia).

- Nhiệt độ quy đổi:

$$T_r = \frac{T_1}{T_c} \quad (17)$$

Trong đó:

T_r : Nhiệt độ quy đổi;

T_1 : Nhiệt độ đầu vào;

T_c : Nhiệt độ tiêu chuẩn (342,8 R).

- Từ P_r và T_r tính hệ số nén Z.

Bước 5: Tính C_v : Sử dụng phương trình ở Bước 1 để tính toán C_v (giả sử $F_p = 1$).

Bước 6: Lựa chọn kích thước thân van dựa vào C_v . Từ bảng C_v lựa chọn kích thước van bé nhất chúng sẽ được tính toán bằng tay.

Bước 7: Tính toán hằng số hình học đường ống.

Bước 8: Kết thúc tính toán C_v .

Bước 9: Tính toán số Mach:

$$M(gas) = \frac{Q_a}{5574 A_v \sqrt{\frac{kT}{M_w}}} \quad (18)$$

Trong đó:

M: Số Mach;

Q_a : Lưu lượng thực;

A_v : Tiết diện dòng sử dụng;

k: Hằng số nhiệt dung ($k = 1,31$);

T: Nhiệt độ tuyệt đối;

M_w : Khối lượng phân tử.

Bước 10: Tính toán lại C_v nếu kích thước thân van thay đổi.

Kết quả tính toán cho các van điều khiển FCV được trình bày trong Bảng 5 [3].

2.2.4. Tính toán PSV [3, 7]

Van an toàn (PSV) sẽ được thiết kế, tính toán dựa theo tiêu chuẩn API RP 520 và API 526 (lựa chọn loại van).

Diện tích xả yêu cầu qua thiết bị được xác định theo công thức sau:

$$A = \frac{W}{C k_d P_1 k_b k_c} \sqrt{\frac{TZ}{M_w}} \quad (19)$$

Trong đó:

A: Diện tích xả yêu cầu qua thiết bị;

W: Lưu lượng xả qua thiết bị;

C: Hằng số được xác định từ hệ số nhiệt dung;

k_d : Hệ số xả hiệu dụng, thường sử dụng giá trị $k_d = 0,975$;

P_1 : Áp suất xả;

k_b : Hệ số hiệu chỉnh do đội áp, thường sử dụng giá trị $k_b = 1$;

k_c : Hệ số hiệu chỉnh khi sử dụng van an toàn kết hợp với đĩa nổ an toàn (rupture disk); khi không lắp rupture disk thì $k_c = 1$;

T: Nhiệt độ xả của khí;

Z: Hệ số nén khí;

M_w : Khối lượng phân tử khí.

Dựa vào công thức trên, tính toán được bề mặt xả, A đáp ứng được lưu lượng qua van an toàn. Van an toàn được lựa chọn theo tiêu chuẩn API Std 526 phải có bề mặt xả hiệu dụng lớn hơn hoặc bằng bề mặt xả (A) tính toán ở trên.

Kết quả tính toán cho van bảo vệ an toàn PSV được trình bày trong Bảng 6 [3].

Bảng 5. Kết quả tính toán van FCV

TT	Tên van	Lưu lượng maximum (kg/giờ)	Kích thước van (inch)	Giá trị C_v	Kích thước trước/sau van (inch)
1	41FV1011	2.888	4	171,47	6/6
2	41FV1010	5.361	2	10,47	4/4

Bảng 6. Kết quả tính toán van PSV

TT	Tên van	Lưu lượng xả (kg/giờ)	Lưu lượng xả maximum (kg/giờ)	Diện tích yêu cầu (in ²)	Diện tích lựa chọn (in ²)	Kích thước van (inch)
1	41PSV1011	2.888	4.169,03	0,892	1,287	2J3

Bảng 7. Kết quả tính toán đường vào/ra van PSV

TT	Tên đường	Mô tả	Kích thước lựa chọn (inch)
1	4FG41007aBB1N	Đường vào PSV	4
2	4FL41004aBB1N	Đường xả sau PSV	4

Bảng 8. Kết quả tính toán đường ống cấp permeate gas

Đường ống cấp permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau sang Nhà máy Đạm Cà Mau	Đường kính (inch)	Lưu lượng (Sm ³ /giờ)	Nhiệt độ vào (°C)	Áp suất vào (barg)	Nhiệt độ ra (°C)	Áp suất ra (barg)	Vận tốc dòng (m/giây)	Trở lực (bard)
	8	140.000	42,9	2,7	42,47	2,066	15,37	0,634

Kết quả tính toán lựa chọn kích thước đường vào và đường ra van PSV được trình bày trong Bảng 7 [3].

2.2.5. Tính toán đường ống [3, 7]

Theo tiêu chuẩn Norsok và ASME B31.8, kích thước ống được lựa chọn dựa vào các điều kiện sau đây:

- Vận tốc lớn nhất cho phép trong ống không vượt quá 100 ft/giây (30,5 m/giây) (tiêu chuẩn ASME B31.8).
- Tổn thất áp suất lớn nhất cho phép trong 100 m ống không vượt quá 27 kPa (tiêu chuẩn Norsok).

Công thức tính toán cho đường ống được sử dụng như dưới đây:

- Vận tốc dòng khí trong ống như sau:

$$V = \frac{4 \times Q}{\pi \times d^2} \quad (20)$$

Trong đó:

V: Vận tốc dòng khí trong ống;

d: Đường kính trong của ống;

Q: Lưu lượng khí;

- Công thức tính tổn thất áp suất:

Theo công thức của Darcy (Engineering Data Book) thì tổn thất áp suất được tính theo công thức sau:

$$\Delta P_{100} = \frac{W^2}{\rho} \left(\frac{62.530 \times 100 \times f}{d^5} \right) \quad (21)$$

với f là hệ số ma sát.

$$f = 2 \times \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(C_1 + C_2)^{1,5}} \right]^{0,0833 \times 4} \quad (22)$$

$$C_1 = \left\{ 2,457 \ln \left[\frac{1}{\left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} + 0,27 \times \frac{\epsilon}{d}} \right] \right\}^{16} \quad (23)$$

$$C_2 = \left(\frac{37.530}{Re} \right)^{16} \quad (24)$$

$$Re = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \quad (25)$$

Trong đó:

W: Lưu lượng;

f: Hệ số ma sát;

ΔP_{100} : Tổn thất áp suất mỗi 100 m đường ống;

L: Chiều dài ống;

Z: Hệ số nén của khí;

d: Đường kính trong của ống;

ρ : Khối lượng riêng của khí;

ϵ : Độ nhám của vật liệu ống;

μ : Độ nhớt của chất khí;

Re: Hệ số Reynold.

Bảng 8 thể hiện kết quả tính toán mô phỏng đường ống chính cấp permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau sang Nhà máy Đạm Cà Mau [8].

2.3. Phương án đảm bảo an toàn

Để đảm bảo triển khai dự án một cách an toàn, Tổng công ty Khí Việt Nam (PV GAS) và Công ty cổ phần Phân bón Dầu khí Cà Mau (PVCFC) đã xây dựng và thực hiện đồng thời nhiều giải pháp nhằm kiểm soát rủi ro và nâng cao mức độ an toàn trong toàn bộ quá trình thực hiện. Cụ thể như sau:

- Tăng cường phối hợp giữa các bên liên quan: Ngay từ giai đoạn nghiên cứu ban đầu, 2 đơn vị đã thiết lập cơ chế trao đổi thông tin thường xuyên, cập nhật liên tục về tiến độ, thông số kỹ thuật và các yêu cầu công nghệ. Việc lựa chọn phương án công nghệ đều được thực hiện thông qua tham vấn và thống nhất chung, đảm bảo tính khả thi và an toàn tối đa cho toàn hệ thống.

- Đánh giá rủi ro toàn diện theo phương pháp Phân tích mối nguy và khả năng vận hành (Hazard and Operability Study - HAZOP): Một trong những hoạt động trọng yếu được thực hiện là tổ chức đánh giá an toàn vận hành theo phương pháp HAZOP cho toàn bộ hệ thống đường ống dẫn khí từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau đến Nhà máy Đạm Cà Mau theo tài liệu mã số C-KL-0150-WR-001. Quá trình này giúp nhận diện sớm các mối nguy tiềm ẩn, phân tích nguyên nhân - hậu quả và đưa ra các biện pháp kiểm soát thích hợp nhằm phòng ngừa sự cố và đảm bảo vận hành liên tục, an toàn.

- Chạy thử đồng bộ toàn hệ thống: Hệ thống dẫn permeate gas từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau sang Nhà máy Đạm Cà Mau đã được đưa vào chạy thử an toàn, phù hợp với các kịch bản mô phỏng trong giai đoạn thiết kế.

Thông qua việc áp dụng các biện pháp kỹ thuật và tổ chức nêu trên, dự án không chỉ đáp ứng các tiêu chuẩn an toàn của ngành dầu khí mà còn đảm bảo tiến độ triển khai, góp phần vào hiệu quả hoạt động chung của cả 2 đơn vị.

3. Phương án bố trí thiết bị và đường ống [3]

3.1. Vị trí các điểm đấu nối Tie-in

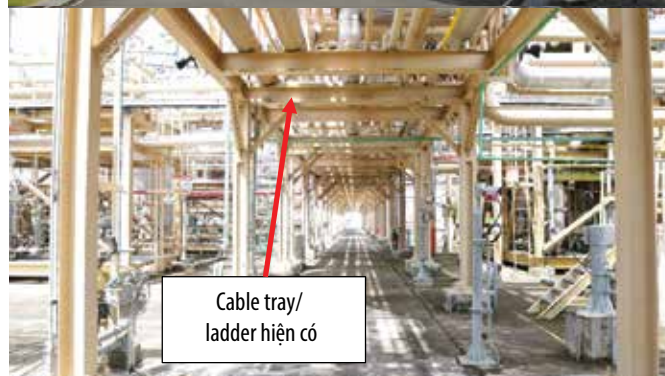
Permeate gas sẽ được lấy sau bình tách khí nhiên liệu thấp áp (low pressure fuel gas) để giảm tối thiểu ảnh hưởng tới thiết bị màng lọc (membrane skid), vị trí lấy permeate gas như Hình 5.

3.2. Vị trí các điểm đấu nối phụ trợ (nhóm Instrument)

Hình 6 thể hiện sử dụng cable tray/ladder hiện có cho tuyến cable về phòng điều khiển.



Hình 5. Vị trí lấy permeate gas.



Hình 6. Cable tray/ladder hiện có được sử dụng cho tuyến cable về phòng điều khiển.

Hình 7 thể hiện vị trí nguồn cấp instrument air. Instrument air cung cấp cho các shutdown valve, control valve sẽ được cấp từ các đầu chờ dự phòng hiện có.

Các thông số chính của hệ thống thiết bị công nghệ được lựa chọn tối ưu theo Bảng 9.

4. Đánh giá hiệu quả của giải pháp

4.1. Hiệu quả kinh tế

Dựa trên số liệu sản lượng, nhiệt trị khí, giá khí mua/bán, chi phí vận hành và bảo dưỡng sửa chữa, chi phí khấu hao và tỷ giá từ năm 2019 - 2025, giá trị làm lợi của giải pháp được tính toán như Bảng 10.

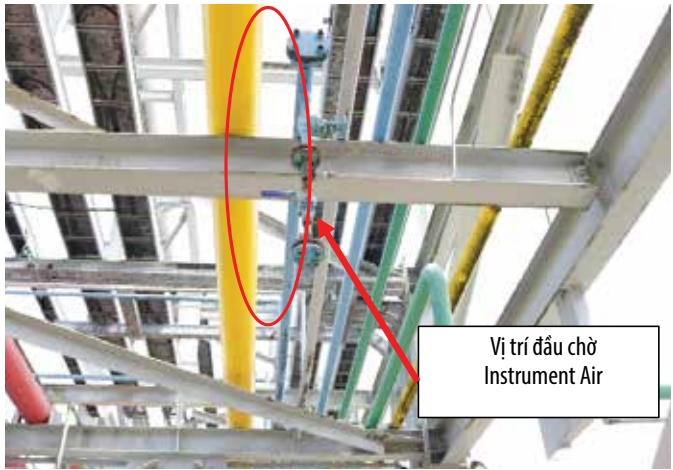
4.2. Hiệu quả môi trường

Bên cạnh những lợi ích rõ rệt về mặt kinh tế như tận dụng nguồn khí sẵn có, giảm chi phí nhiên liệu đầu vào và tối ưu hóa hiệu suất vận hành, giải pháp thu hồi và sử dụng permeate gas còn mang lại giá trị lớn về mặt môi trường gồm:

- Giảm phát thải khí nhà kính: Thay vì đốt bỏ, lượng permeate gas được tận dụng làm nhiên liệu đầu

vào cho Nhà máy Đạm Cà Mau. Theo tính toán, điều này giúp giảm khoảng 42.280 tấn CO₂ tương đương mỗi năm - góp phần đáng kể vào mục tiêu giảm phát thải của ngành dầu khí (Bảng 11).

- Phù hợp định hướng phát triển bền vững: Giải pháp này là minh chứng rõ ràng cho định hướng phát triển kinh tế xanh, tuần hoàn và giảm phát thải carbon trong chuỗi sản



Hình 7. Vị trí nguồn cấp instrument air.

Bảng 9. Các tham số chính của hệ thống công nghệ được lựa chọn

STT	Tham số chính	Đơn vị	Số lượng	Kết quả tính toán sơ bộ cho thiết bị
1	Ejector	Cái	1	- Công suất: 2.450 Sm ³ /giờ - Ống vào: 4 inch - Ống hút: 6 inch - Ống phun: 8 inch
2	FCV	Van	2	- 1 van kích thước 4 inch - 1 van kích thước 2 inch
3	PSV	Van	1	Size 2J3
4	SDV	Van	3	- 1 van đặt tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau - 2 van đặt tại Nhà máy Đạm Cà Mau
5	Permeate gas	Dòng	1	Lưu lượng 2.450 Sm ³ /giờ
6	Khí tự nhiên tại Nhà máy Đạm Cà Mau	Dòng	1	Lưu lượng 6.961,9 Sm ³ /giờ
7	Thiết bị đo lưu lượng	Cụm	1	Đặt tại Nhà máy Xử lý khí Cà Mau
8	Đường ống	Đường ống	1	8 inch, lắp trên piperack có sẵn

Bảng 10. Hiệu quả kinh tế của giải pháp cung cấp permeate gas cho Nhà máy Đạm Cà Mau

	2019 ⁽¹⁾	2020	2021	2022	2023	2024	2025 ⁽²⁾
Lượng permeate gas cung cấp (kSm ³ /giờ)	19.264	23.446	18.480	18.355	19.964	12.933	2.473
Giá trị làm lợi cho PV GAS (tỷ đồng)	13,1	17,6	9,1	7,3	11,9	7,8	1,4
Giá trị làm lợi cho PVCFC (tỷ đồng) ⁽³⁾	28,0	22,6	35,4	31,8	47,9	31,8	6,5
Giá trị làm lợi cho PVN (tỷ đồng)	41,1	40,2	44,5	39,1	59,8	39,6	7,9

(1) Từ tháng 3 đến tháng 12 năm 2019; (2) Trong 6 tháng đầu năm 2025;

(3) Giá trị làm lợi của PVCFC ước tính bằng giá trị lượng khí đầu vào tiết giảm trừ đi chi phí mua permeate gas.

Bảng 11. Hiệu quả môi trường của giải pháp thu hồi và sử dụng permeate gas

Chỉ số	Đơn vị	Giá trị
Lưu lượng permeate gas cung cấp cho PVCFC	kSm ³ /năm	22.200
Hệ số quy đổi giữa khí nhiên liệu và CO ₂ (1)		1,0193
Lưu lượng CO ₂ sau khi đốt	kSm ³ /năm	22.628
Khối lượng CO ₂ tận dụng	tấn	42.280

(1) Hệ số quy đổi giữa khí nhiên liệu và CO₂ được tính như sau:

Bảng 12. Hệ số quy đổi giữa khí nhiên liệu và CO₂

Thành phần	%mol	Hệ số C	Quy đổi CO ₂ sau phản ứng cháy
N ₂	1,07	0	0
CO ₂	37,40	1	37,40
C ₁	58,57	1	58,57
C ₂	2,92	2	5,84
C ₃	0,04	3	0,12
Tổng	100		101,93

xuất công nghiệp. Đây cũng là bước đi cụ thể thể hiện trách nhiệm xã hội và môi trường của các đơn vị trong ngành dầu khí.

5. Kết luận

Giải pháp sử dụng gas ejector để thu hồi và vận chuyển dòng permeate gas từ Nhà máy xử lý khí Cà Mau sang Nhà máy Đạm Cà Mau đã được chứng minh tính hiệu quả rõ rệt về kỹ thuật, kinh tế và môi trường. Thiết bị ejector cho phép lôi cuốn dòng permeate gas áp suất thấp (khoảng 3 barg) bằng dòng khí tự nhiên áp suất cao (~39,5 barg) để tạo ra dòng khí hỗn hợp đáp ứng yêu cầu vận hành lò đốt (≥ 5 barg) mà không cần sử dụng máy nén. Nhờ đó, toàn bộ lượng permeate gas dư thừa tương đương 90 - 100 kSm³/ngày trước đây phải đốt bỏ đã được tận dụng hiệu quả.

Về mặt kinh tế, việc thay thế một phần khí tự nhiên bằng permeate gas đã mang lại hiệu quả kinh tế đáng kể. Trong giai đoạn 2019 - 2024, hệ thống cung cấp tổng lượng permeate gas là 106.142 kSm³, tổng giá trị làm lợi cho PV GAS 66,8 tỷ đồng và 197,5 tỷ đồng cho PVCFC. Tổng giá trị mang lại cho PVN đạt 264,3 tỷ đồng thể hiện tính bền vững của giải pháp trong tối ưu nguồn năng lượng đầu vào.

Về môi trường, việc tận dụng permeate gas thay vì đốt flare góp phần giảm đáng kể phát thải khí nhà kính. Với lượng permeate gas cung cấp khoảng 22.200 kSm³/năm, hệ số quy đổi giữa khí nhiên liệu và CO₂ là 1,0193, tận dụng 42.280 tấn CO₂ mỗi năm. Tổng thể, giải pháp thu hồi permeate gas sử dụng gas

ejector là phương án kỹ thuật hiệu quả, kinh tế và thân thiện môi trường. Đây là mô hình có tính thực tiễn cao, phù hợp để nhân rộng tại các nhà máy xử lý khí có dòng khí permeate tương tự nhằm nâng cao hiệu quả sử dụng tài nguyên và giảm phát thải trong toàn chuỗi giá trị khí - đạm.

Tài liệu tham khảo

- [1] PV GAS, "Báo cáo sáng kiến cung cấp permeate gas từ Nhà máy xử lý khí Cà Mau sử dụng cho Nhà máy Đạm Cà Mau năm 2019", 2019.
- [2] Tổng công ty Dung dịch khoan và Hóa phẩm dầu khí, "Báo cáo tổng kết: Nghiên cứu sử dụng nguồn khí Permeate gas của GPP Cà Mau cho Nhà máy Đạm Cà Mau", 2017.
- [3] J.R. Calvert and Roy A. Farrar, *An engineering data book*, 3rd edition. Bloomsbury, 2008.
- [4] PV Gas Project Management Company, "Supply of permeate gas to Ca Mau fertilizer plant - Process simulation report", 2018.
- [5] PV GAS, "Permeate gas recovery from GPP Ca Mau - P&ID and PFD", 2017.
- [6] B.J. Huang, J.M. Chang, C.P. Wang, and V.A. Petrenko, "A 1-D analysis of ejector performance", *International Journal of Refrigeration*, Volume 22, Issue 5, pp. 354 - 364, 1999. DOI: 10.1016/S0140-7007(99)00004-3.
- [7] Nguyễn Văn Bình, Phạm Tuấn Anh, Nguyễn Trường Giang, và Nguyễn Duy Hải, "Giải pháp thu hồi khí

Permeate từ Nhà máy Xử lý khí Cà Mau để làm nhiên liệu cho nồi hơi phụ trợ và lò đốt Reforming sơ cấp tại Nhà máy Đạm Cà Mau”, *Tạp chí Dầu khí*, Số 3, trang 30 - 38, 2021. DOI: 10.47800/PVJ.2021.03-04.

[8] Nguyen Trung Kien and Le Chi Hiep, “Thermodynamic analysis of an ejector-vapour

compressor cascade refrigeration system”, *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, Volume 141, pp. 2189 - 2200, 2020. DOI: 10.1007/s10973-020-09635-6.

TECHNICAL SOLUTION FOR SUPPLYING PERMEATE GAS FROM CA MAU GAS PROCESSING PLANT TO CA MAU FERTILIZER PLANT

Dang Duc Thuyet, Le Xuan Thang, Duong Xuan Thao, Tran Huy Thuc, Nguyen Hong Quang, Mai Vu Hoang, Nguyen Ho Cam

Petrovietnam Gas Joint Stock Corporation (PV GAS)

Email: thuyet.dd@pvgas.com.vn

Summary

At Ca Mau Gas Processing Plant, the CO₂ adjustment skid produces approximately 140 kSm³/day of permeate gas, of which 40 - 50 kSm³/day is consumed as low-pressure fuel gas for heating systems. The remaining permeate gas of 90 - 100 kSm³/day is discharged to the flare, where it is burned along with gases associated with the processing. In order to recover and utilize the whole of permeate gas, the research team proposed a technological solution using a gas ejector to transfer the permeate gas to Ca Mau Fertilizer Plant. The recovered gas is then blended with natural gas and used as feedstock for urea production. This solution demonstrates the efficient utilization of permeate gas, optimizes the use of fuel sources and reduces greenhouse gas emissions.

Key words: Permeate gas, gas recovery and utilization, gas ejector, Ca Mau Gas Processing Plant, Ca Mau Fertilizer Plant.

NGHIÊN CỨU MÔ PHỎNG QUÁ TRÌNH CHUYỂN ĐỔI AMINE NHẪM NÂNG CAO HIỆU QUẢ CHẾ BIẾN DẦU THÔ CÓ HÀM LƯỢNG LƯU HUỖNH CAO TẠI NHÀ MÁY LỌC DẦU DUNG QUẤT

Mai Tuấn Đạt, Trần Hải Ninh, Trương Văn Tuyến, Nguyễn Thị Thanh Yên

Công ty Cổ phần Lọc hóa dầu Bình Sơn (BSR)

Email: yenntt@bsr.com.vn

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-06>

Tóm tắt

Theo thiết kế, amine diethanolamine (DEA) được sử dụng tại Phân xưởng tái sinh amine (ARU) của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất để hấp thụ khí chua sinh ra trong quá trình chế biến các loại dầu thô ngọt và nhẹ. Tuy nhiên, trong những năm gần đây, nhu cầu chế biến các loại dầu thô ngoại nhập có hàm lượng lưu huỳnh cao ngày càng tăng, dẫn đến gia tăng lượng khí chua cần xử lý. Sự thay đổi này đòi hỏi phải tìm kiếm và sử dụng các loại amine tiên tiến hơn nhằm nâng cao hiệu suất hấp thụ khí chua trong các dòng khí đốt và LPG, đồng thời tối ưu hiệu quả hoạt động cho phân xưởng thu hồi lưu huỳnh (SRU) ở khâu sau.

Bài báo giới thiệu kết quả nghiên cứu mô phỏng quá trình chuyển đổi amine từ diethanolamine thành N-methyldiethanolamine (MDEA) tại phân xưởng ARU sử dụng phần mềm chuyên dụng PROMAX nhằm đánh giá ảnh hưởng của việc thay thế amine đến hệ thống công nghệ hiện có.

Từ khóa: ARU, DEA, MDEA, PROMAX, dầu thô chứa lưu huỳnh cao, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất.

1. Giới thiệu

Nhà máy Lọc dầu Dung Quất được thiết kế để chế biến 100% dầu ngọt Bạch Hổ hoặc hỗn hợp 85% dầu Bạch Hổ và 15% dầu chua Dubai. Dựa trên tính chất nguồn nguyên liệu ngọt, nhẹ, có hàm lượng lưu huỳnh thấp, DEA được sử dụng tại Phân xưởng ARU để hấp thụ khí chua có trong các dòng khí từ Phân xưởng RFCC (Residue Fluid Catalytic Cracking Unit) và LCO HDT (Light Cycle Oil Hydrotreater Unit). Tuy nhiên, trước nguy cơ nguồn dầu thô mỏ Bạch Hổ sụt giảm sản lượng nghiêm trọng theo thời gian, nhà máy đã chủ động đánh giá và đưa vào chế biến nhiều chủng loại dầu thô ngoại nhập, trong đó đa số có hàm lượng lưu huỳnh cao. Hình 1 mô tả sự thay đổi của hàm lượng lưu huỳnh trong dầu thô chế biến ở giai đoạn 2010 - 2024, cho thấy từ năm 2015, tính chất dầu thô thay đổi theo hướng hàm lượng lưu huỳnh trong dầu ngày càng tăng. Điều này dẫn đến tăng tiêu thụ năng lượng, phụ trợ, hóa phẩm xúc tác và nguy cơ ăn mòn hệ thống máy móc

thiết bị. Nghiên cứu chuyển đổi DEA tại Phân xưởng ARU sang loại amine khác tiên tiến hơn là một trong các giải pháp được đề xuất thực hiện nhằm nâng cao hiệu quả xử lý lưu huỳnh và tiết kiệm chi phí vận hành.

Trong các nghiên cứu được công bố, các amine bậc 1 và bậc 2, chẳng hạn như MEA và DEA, có tốc độ phản ứng cao đối với H_2S và CO_2 . Ngược lại, amine bậc 3, điển hình là MDEA, có tốc độ phản ứng chậm hơn nhưng thể hiện khả năng chọn lọc cao đối với khí H_2S . Hiện nay, MDEA được sử dụng rộng rãi tại các nhà máy lọc dầu trên toàn thế giới để xử lý khí chua sinh ra từ quá trình chế biến dầu mỏ nhờ các ưu điểm nổi bật như: khả năng hấp thụ có chọn lọc H_2S , nhu cầu năng lượng thấp cho quá trình tái sinh, độ ổn định nhiệt cao và tính gây ăn mòn thấp hơn so với các amine bậc 1 và bậc 2. Tại Việt Nam, Nhà máy Lọc dầu Nghi Sơn cũng đã sử dụng MDEA trong xử lý khí chua sinh ra từ quá trình chế biến dầu thô nhập từ Kuwait, vốn có hàm lượng lưu huỳnh cao đến 2,52% khối lượng.

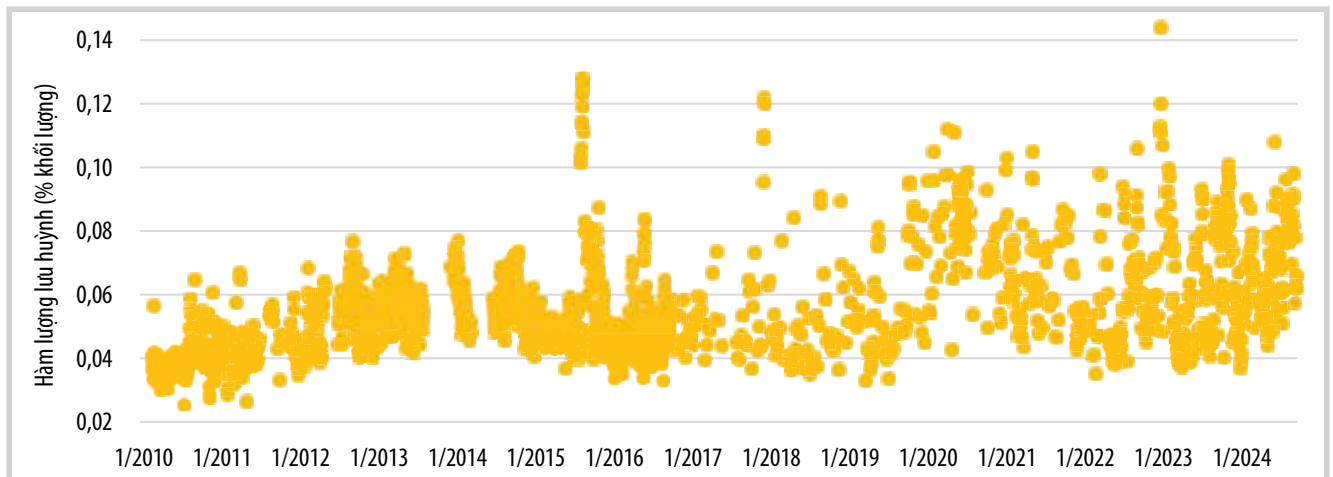
Dựa trên kinh nghiệm của các nhà máy lọc dầu trên thế giới, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất đã đánh giá sự ảnh hưởng của việc chuyển đổi amine từ DEA thành MDEA đến hệ thống công nghệ hiện có trên phần mềm mô



Ngày nhận bài: 12/3/2025.

Ngày phản biện đánh giá và sửa chữa: 13/3 - 2/4/2025.

Ngày bài báo được duyệt đăng: 2/4/2025.



Hình 1. Hàm lượng lưu huỳnh trong dầu thô chế biến tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất giai đoạn 2010 - 2024.

Bảng 1. Lưu lượng amine cần sử dụng để hấp thụ khí chua từ các dòng công nghệ

TT	Dòng công nghệ	Lưu lượng amine (kg/giờ)	
		Dầu Bạch Hổ	Hỗn hợp dầu Bạch Hổ và dầu chua
1	Khí chua từ RFCC	21.582	52.593
2	LPG từ RFCC	34.477	34.858
3	Khí chua từ LCO HDT	11.064	22.650
	Tổng cộng	67.123	110.101

phòng chuyên dụng PROMAX trong trường hợp chế biến hỗn hợp dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao. Từ đó xây dựng cơ sở dữ liệu nhằm hỗ trợ việc tối ưu hóa quy trình xử lý khí chua khi thay đổi nguồn nguyên liệu dầu thô và hóa chất amine trên thực tế vận hành.

2. Tổng quan công nghệ xử lý khí chua bằng amine tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

Theo thiết kế, amine được sử dụng tại phân xưởng ARU của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất để hấp thụ khí H_2S và CO_2 là DEA với nồng độ khoảng 20% khối lượng pha với nước khử khoáng. Lưu lượng amine cần sử dụng để hấp thụ khí chua được sinh ra từ quá trình chế biến dầu ngọt Bạch Hổ và hỗn hợp dầu Bạch Hổ và dầu chua được trình bày trong Bảng 1.

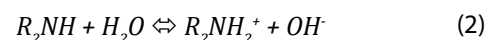
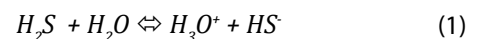
Quá trình xử lý khí chua bao gồm 2 giai đoạn chính: hấp thụ khí chua tại các tháp T-1555, T-1556, T-2402 và tái sinh amine tại tháp T-1901. Sơ đồ quá trình xử lý khí H_2S và CO_2 trong các dòng công nghệ được mô tả như trong Hình 2.

Quá trình hấp thụ khí H_2S và CO_2 : Amine tái sinh từ tháp T-1901 và amine mới từ TK-1901 sẽ được bơm P-1901A/B đưa đến các tháp bao gồm tháp hấp thụ khí chua T-1555, tháp hấp thụ khí hóa lỏng (LPG) chua T-1556 tại Phân xưởng RFCC và tháp hấp thụ khí chua T-2402 tại

Phân xưởng LCO HDT. Tại đây, khí H_2S và CO_2 trong các dòng công nghệ sẽ được amine hấp thụ nhằm đảm bảo chất lượng khí đốt và LPG sau xử lý đạt yêu cầu theo quy định như trong Bảng 2.

Các loại khí chua đi vào các tháp hấp thụ theo chiều từ dưới lên. Dòng amine sạch được bơm từ trên xuống và tiếp xúc với khí H_2S và CO_2 có trong khí chua. Từ đó, diễn ra các phản ứng hóa học như sau:

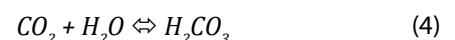
- Phản ứng thủy phân H_2S và amine:



- Tiếp đó cation $R_2NH_2^+$ sẽ kết hợp với anion HS^- để tạo thành muối của acid yếu và bazơ yếu:



- Đối với quá trình hấp thụ khí CO_2 cũng tương tự, CO_2 tác dụng với nước tạo thành acid H_2CO_3 và amine sẽ tác dụng với H_2CO_3 thành các hợp chất muối:



- Ngoài ra DEA có thể phản ứng trực tiếp với CO_2 để tạo thành hợp chất carbamate:



Dòng amine sau khi hấp thụ khí chua chứa các hợp chất muối sẽ được đưa đến Phân xưởng thu hồi amine để loại bỏ H₂S và CO₂ nhằm khôi phục hoạt tính của amine.

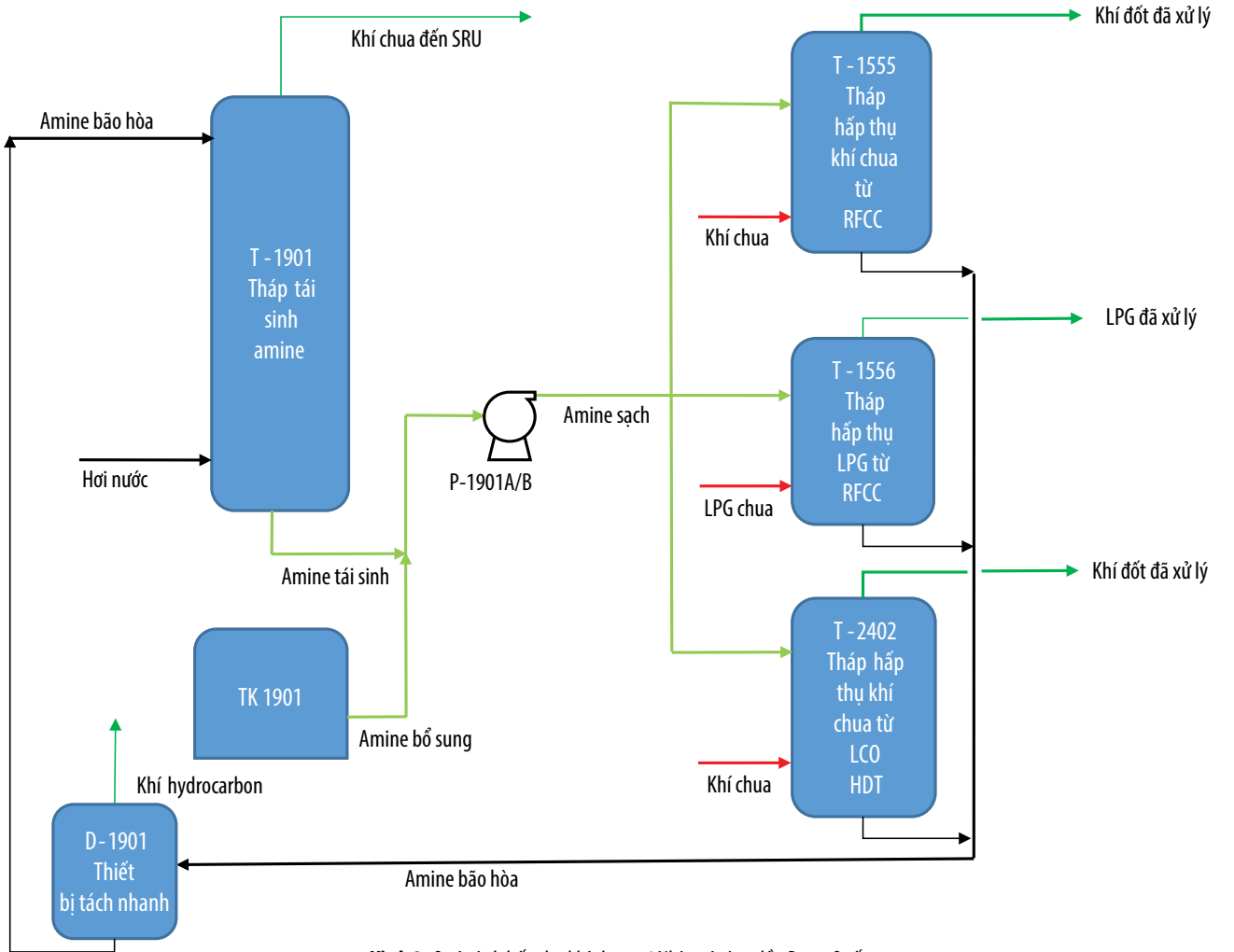
Quá trình tái sinh amine: Các amine từ phân xưởng RFCC và LCO HDT được thu gom và cho qua thiết bị tách nhanh D-1901 để tách khí hydrocarbon còn sót lại cuốn theo amine trong quá trình hấp thụ. Sau đó, amine được đưa qua thiết bị gia nhiệt để tăng nhiệt trước khi vào tháp tái sinh T-1901, nơi H₂S và CO₂ sẽ được tách khỏi dung dịch DEA. Bộ điều khiển mức của D-1901 sẽ điều chỉnh tốc độ dòng chảy của dòng cấp vào T-1901. Tháp T-1901 được

duy trì vận hành với tỷ lệ hồi lưu hoàn toàn để loại bỏ H₂S và CO₂. Quá trình tái sinh là quá trình thực hiện ở nhiệt độ cao, nhiệt cung cấp cho tháp hấp thụ được thực hiện bằng cách sử dụng hơi nước đun sôi ở đáy tháp.

Khí thoát ra từ tháp hấp thụ sẽ được làm mát và đưa về phân xưởng thu hồi lưu huỳnh SRU. Dòng amine sau khi tái sinh được đưa tuần hoàn trở lại các tháp hấp thụ. Trong quá trình hấp thụ, lượng amine bị thất thoát sẽ làm giảm nồng độ amine sử dụng trong hệ thống. Để duy trì nồng độ amine ở 20% khối lượng, một lượng amine sạch từ tháp TK-1901 được bổ sung vào hệ thống.

Bảng 2. Tiêu chuẩn các sản phẩm sau xử lý amine của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

TT	Tên sản phẩm	Yêu cầu	
		Hàm lượng H ₂ S (ppm wt)	Hàm lượng C ₄₊ (% mol)
1	Khí đốt sau xử lý từ T-1555	≤ 50	
2	LPG sau xử lý từ T-1556	≤ 24	
3	Khí đốt sau xử lý từ T-2402	≤ 50	
4	Khí chua từ tháp tái sinh amine		≤ 0,15



Hình 2. Quá trình hấp thụ khí chua tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất.

3. Nghiên cứu lựa chọn amine thay thế DEA tại Phân xưởng ARU

Theo đánh giá, sự gia tăng hàm lượng lưu huỳnh trong nguồn nguyên liệu gây ra một số ảnh hưởng đến hệ thống xử lý khí chua hiện có của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất, cụ thể như: lượng khí chua hấp thụ trong dòng amine bão hòa tăng cao dẫn đến tăng lưu lượng khí chua đi ra từ tháp tái sinh amine sang phân xưởng thu hồi lưu huỳnh SRU, theo đó, sẽ vượt quá công suất xử lý của phân xưởng này. DEA hấp thụ đồng thời cả H₂S và CO₂ dẫn đến giảm hiệu suất hấp thụ đối với H₂S khi hàm lượng khí này trong hỗn hợp khí chua tăng cao. Do đó, để tăng khả năng tách H₂S ra khỏi khí nhiên liệu và LPG cần tăng thêm lưu lượng amine sạch tuần hoàn đến các tháp hấp thụ dẫn đến tăng thêm chi phí cho hóa chất và năng lượng. Từ những nguyên nhân trên, nghiên cứu lựa chọn loại amine mới, có đặc tính hấp thụ chọn lọc hơn với H₂S là cần thiết nhằm nâng cao hiệu quả xử lý hàm lượng lưu huỳnh cao có trong khí chua.

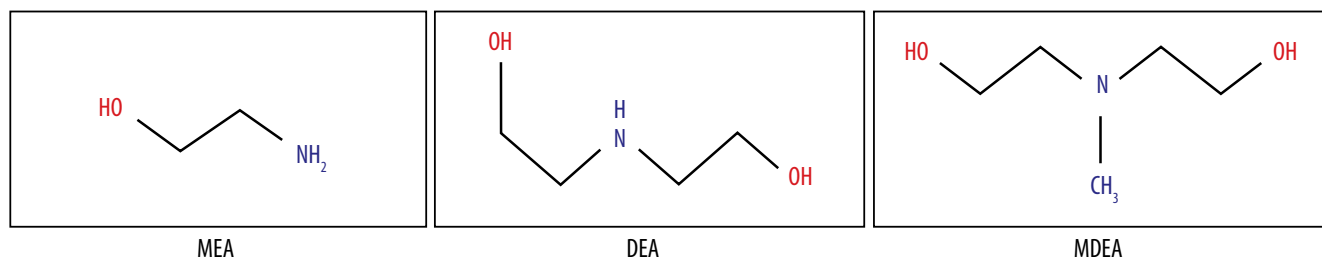
Amine được phân loại theo số nhóm hữu cơ liên kết với nguyên tử nitrogen trung tâm, gồm amine bậc 1, bậc 2 hoặc bậc 3. Amine bậc 1 tạo thành các bazơ mạnh hơn bậc 2, trong khi amine bậc 2 tạo thành các bazơ mạnh hơn amine bậc 3. Amine có tính chất bazơ càng mạnh thì khả năng phản ứng với khí CO₂ và H₂S càng cao và tạo thành các liên kết hóa học bền hơn.

Trong các dung dịch amine được sử dụng phổ biến để hấp thụ khí chua, monoethanolamine (MEA), diethanolamine (DEA) và methyldiethanolamine (MDEA) là 3 loại đại diện với đặc tính và hiệu quả hấp thụ khác nhau, có cấu trúc phân tử như Hình 3. MEA là amine bậc 1 có khả năng phản ứng nhanh với khí CO₂ và H₂S, hiệu suất hấp thụ cao đối với các dòng khí có nồng độ khí chua thấp, đồng thời cho độ tinh khiết khí sau xử lý tốt. Tuy nhiên, MEA có nhược điểm là tính ăn mòn cao và mức tiêu hao năng lượng lớn trong quá trình tái sinh dung dịch. DEA là amine bậc 2 có tốc độ phản ứng chậm hơn MEA nhưng độ ổn định hóa học tốt hơn và ít gây ăn mòn hơn. DEA thích hợp sử dụng cho các hệ thống xử lý khí có nồng độ CO₂ và

H₂S trung bình, với khả năng tái sinh dễ dàng và tuổi thọ dung dịch dài hơn. Trong khi đó, MDEA là loại amine bậc 3 có ưu điểm nổi bật về tính chọn lọc hấp thụ H₂S cao hơn so với CO₂, giúp giảm thiểu hao phí năng lượng khi tách CO₂. Tốc độ phản ứng của MDEA với CO₂ chậm hơn nhiều so với MEA và DEA do cấu trúc phân tử MDEA không có nguyên tử hydrogen gắn vào nitrogen, nên không phản ứng trực tiếp với CO₂ như amine bậc 1 và bậc 2 để tạo muối carbamate. Ngoài ra, MDEA có độ bền nhiệt và hóa học tốt, ít ăn mòn thiết bị, thích hợp cho các hệ thống xử lý khí có nồng độ khí chua cao và yêu cầu giảm tải CO₂ trong dòng off-gas về phân xưởng thu hồi lưu huỳnh.

Bên cạnh đó, nồng độ amine là một trong những yếu tố quan trọng quyết định hiệu suất hấp thụ khí chua trong quá trình xử lý khí. Việc tăng nồng độ amine trong dung dịch hấp thụ thường làm tăng khả năng hòa tan và phản ứng hóa học giữa amine với khí chua, từ đó nâng cao hiệu suất tách khí. Tuy nhiên, khi nồng độ amine vượt quá mức tối ưu, độ nhớt của dung dịch tăng lên đáng kể, làm giảm tốc độ khuếch tán khí và tăng chi phí bơm tuần hoàn. Đồng thời, nồng độ amine quá cao cũng làm tăng nguy cơ ăn mòn thiết bị và tiêu hao hóa chất, dẫn đến chi phí vận hành cao hơn. Các nghiên cứu thực nghiệm cho thấy, nồng độ amine tối ưu phụ thuộc vào loại amine sử dụng. Đối với MEA, nồng độ thích hợp thường dao động từ 15 - 25% khối lượng; đối với DEA khoảng 25 - 35% khối lượng và đối với MDEA thường là 30 - 50% khối lượng.

MDEA thường được sử dụng với nồng độ cao hơn so với các amine như MEA và DEA do các đặc tính hóa lý đặc biệt. Thứ nhất, MDEA là amine bậc 3, có độ bền nhiệt và hóa học cao hơn, ít xảy ra các phản ứng phân hủy nhiệt hoặc tạo muối ăn mòn khi hoạt động ở nồng độ cao. Thứ hai, dung dịch MDEA có độ nhớt thấp hơn so với dung dịch DEA ở cùng nồng độ, giúp duy trì khả năng lưu thông tốt trong hệ thống và giảm tiêu tốn năng lượng bơm. Thứ ba, MDEA có tính chọn lọc cao đối với H₂S so với CO₂, do đó việc sử dụng nồng độ cao giúp tăng khả năng hấp thụ H₂S mà không làm gia tăng quá mức sự hấp thụ CO₂, từ đó tối ưu hóa quá trình tách khí chua và giảm chi phí tái sinh.



Hình 3. Cấu trúc phân tử các hợp chất amine tiêu biểu.

Chính những ưu điểm này khiến MDEA trở thành lựa chọn phù hợp cho hệ thống xử lý khí chua sinh ra từ quá trình chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao, đồng thời góp phần tiết kiệm năng lượng và kéo dài tuổi thọ thiết bị.

4. Nghiên cứu mô phỏng quá trình thay thế amine mới tại Phân xưởng ARU khi chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao

Việc đánh giá hiệu quả của quá trình chuyển đổi amine tại Phân xưởng ARU Nhà máy Lọc dầu Dung Quất được tiến hành trên phần mềm mô phỏng PROMAX, có các nguyên lý hoạt động như sau:

- Mô hình hóa quy trình và mô phỏng sơ đồ công nghệ: Người dùng xây dựng sơ đồ công nghệ phân xưởng ARU trên phần mềm bằng cách lựa chọn và kết nối hoạt động của các thiết bị (ví dụ: bộ tách, bộ trao đổi nhiệt, tháp hấp thụ, máy bơm...). Đồng thời nhập số liệu đầu vào cho các dòng công nghệ như áp suất, nhiệt độ, tốc độ dòng chảy và thành phần. PROMAX sở hữu thư viện lớn với đầy đủ các thông tin về thành phần và tính chất hóa học của hydrocarbon, nước, khí acid và dung môi amine.

- Mô phỏng quá trình nhiệt động lực học: PROMAX áp dụng các mô hình phương trình trạng thái (ví dụ: Peng-Robinson) và các mô hình hoạt động khác để dự đoán chính xác cân bằng hơi - lỏng và các đặc tính của các dòng vật chất. Chương trình này đặc biệt tiên tiến trong việc mô hình hóa các phản ứng điện ly và cân bằng hóa học trong dung dịch amine.

- Cân bằng khối lượng và năng lượng: PROMAX giải các phương trình cân bằng vật chất và năng lượng trong toàn bộ quá trình xử lý khí để tính toán lưu lượng, thành phần, nhiệt độ, áp suất, hiệu suất sử dụng nhiệt và tách pha của các dòng công nghệ và hệ thống thiết bị.

- Mô hình hóa quá trình ăn mòn: PROMAX tích hợp các mô hình ăn mòn phổ biến như:

- + Mô hình ăn mòn CO₂: Đánh giá tốc độ ăn mòn thép carbon khi có sự hiện diện của CO₂ dựa trên các nghiên cứu thực nghiệm (de Waard và Milliams).

- + Mô hình ăn mòn H₂S: Đánh giá ảnh hưởng của H₂S lên sự hình thành màng FeS bảo vệ bề mặt kim loại và tốc độ ăn mòn.

- + Mô hình ăn mòn do amine: Đánh giá ăn mòn do các sản phẩm phân hủy amine, ảnh hưởng của pH, nồng độ amine, nhiệt độ và tốc độ dòng chảy.

- + Mô hình dự đoán tốc độ ăn mòn trong điều kiện

ẩm chứa CO₂ và H₂S, dựa trên điều kiện thực tế về pha lỏng và khí trong thiết bị.

Nghiên cứu mô phỏng thay thế amine được thực hiện cho 2 trường hợp:

- + Trường hợp sử dụng DEA: Là trường hợp cơ sở được xây dựng dựa trên dữ liệu vận hành thực tế của nhà máy khi chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh khoảng 0,07 - 0,08% khối lượng trong giai đoạn 2020 - 2021 và sử dụng DEA (nồng độ 20% khối lượng).

- + Trường hợp sử dụng MDEA: Là trường hợp thay đổi loại amine từ DEA sang MDEA với nồng độ 40% khối lượng (nằm trong khoảng nồng độ tối ưu được khuyến nghị 30 - 50%) để xử lý khí chua khi chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao đến 0,128% khối lượng (lấy theo dữ liệu chế biến dầu thô trong tháng 8/2015). Lưu lượng amine tuần hoàn và hơi nước đã được tối ưu hóa để đáp ứng các thông số kỹ thuật mong muốn.

Quá trình mô phỏng dựa trên sơ đồ công nghệ hệ thống xử lý khí chua bao gồm Phân xưởng ARU (Unit 19) và các tháp hấp thụ amine hiện có của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất (Hình 4).

Trong đó:

- T-1555, T-1556: Tháp hấp thụ khí chua và LPG chua tại Phân xưởng RFCC; T-2402: Tháp hấp thụ khí chua tại Phân xưởng LCO HDT;

- T-1901: Tháp tái sinh amine; TK-1901: Bể chứa amine mới;

- D-1901: Thiết bị tách nhanh amine bão hòa; D-1902: Thiết bị hồi lưu tháp tái sinh; D-1903: Thiết bị ngưng tụ hơi nước;

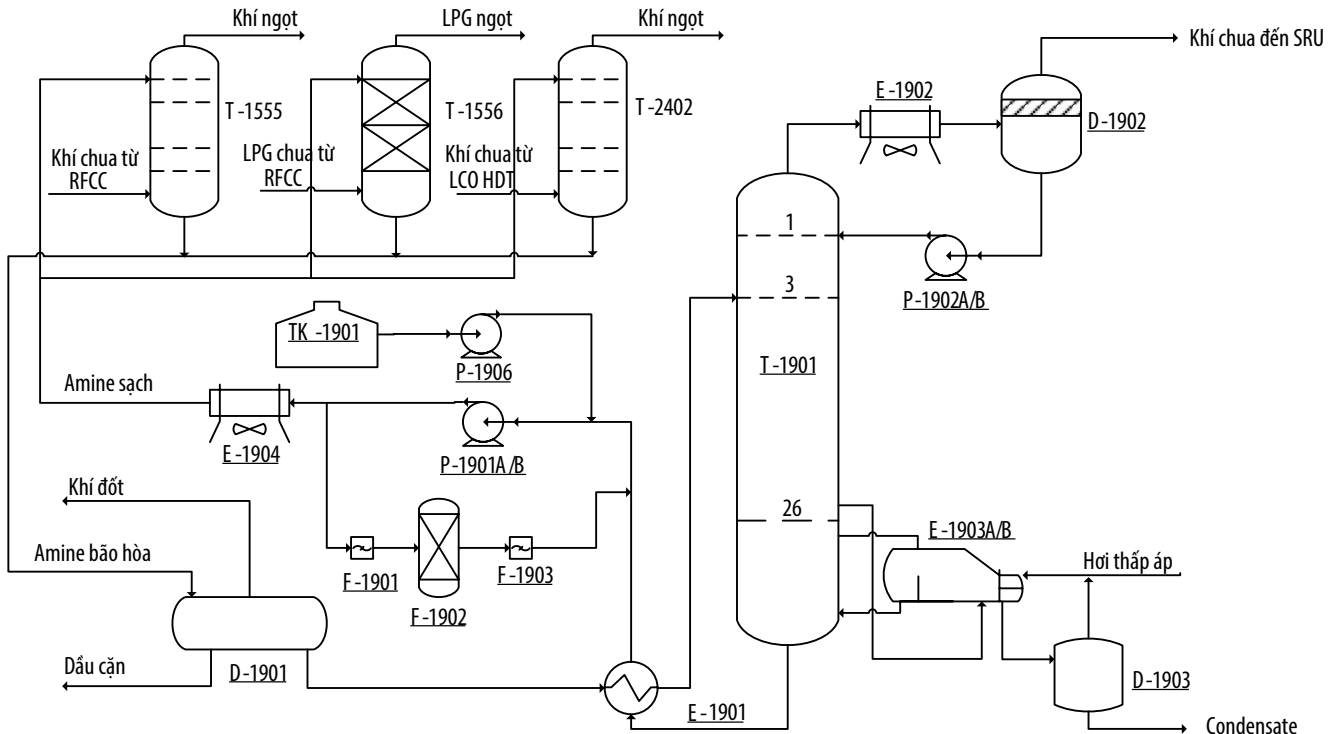
- E-1901: Thiết bị trao đổi nhiệt cho amine; E-1902: Bộ ngưng tụ tháp tái sinh; E-1903 A/B: Bộ gia nhiệt tháp tái sinh; E-1904: Bộ làm mát amine sạch;

- P-1901 A/B: Bơm tuần hoàn amine; P-1902 A/B: Bơm dòng hồi lưu tháp tái sinh;

- F-1901: Bộ lọc thô; F-1902: Bộ lọc carbon; F-1903: Bộ lọc tinh.

Đánh giá hiệu quả vận hành hệ thống khi thay thế amine:

Kết quả mô phỏng quá trình xử lý khí đốt và LPG chua bằng DEA và MDEA được trình bày trong Bảng 3 - 7.



Hình 4. Sơ đồ công nghệ hệ thống xử lý khí chua.

Bảng 3. Thông số vận hành của tháp T-1555

TT	Dòng công nghệ		Thông số	Đơn vị tính	Trường hợp sử dụng	
					DEA	MDEA
1	Đầu vào	Khí đốt chua	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	22.700	24.200
			Áp suất	kg/cm ² g	14,5	14,5
			Nhiệt độ	°C	37,6	40
		Amine sạch	Lưu lượng	kg/giờ	27.900	28.100
			Áp suất	kg/cm ² g	14,1	14,1
			Nhiệt độ	°C	47	47
2	Đầu ra	Khí ngọt	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	22.307	23.737
			Áp suất	kg/cm ² g	14,1	14,1
			Nhiệt độ	°C	47,4	48,6
		Amine bão hòa	Lưu lượng	kg/giờ	28.683	28.972
			Áp suất	kg/cm ² g	14,5	14,5
			Nhiệt độ	°C	55,5	54,6

Bảng 4. Thông số vận hành của tháp T-1556

TT	Dòng công nghệ		Thông số	Đơn vị tính	Trường hợp sử dụng	
					DEA	MDEA
1	Đầu vào	Khí LPG chua	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	151	155
			Áp suất	kg/cm ² g	18,7	20
			Nhiệt độ	°C	39	40
		Amine sạch	Lưu lượng	kg/giờ	32.399	16.200
			Áp suất	kg/cm ² g	18	19,3
			Nhiệt độ	°C	41	41
2	Đầu ra	Khí LPG ngọt	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	151	155
			Áp suất	kg/cm ² g	18	19,3
			Nhiệt độ	°C	40,3	40,9
		Amine bão hòa	Lưu lượng	kg/giờ	32.544	16.423
			Áp suất	kg/cm ² g	18,7	20
			Nhiệt độ	°C	39,5	40,7

Bảng 5. Thông số vận hành của tháp T-2402

TT	Dòng công nghệ		Thông số	Đơn vị tính	Trường hợp sử dụng	
					DEA	MDEA
1	Đầu vào	Khí đốt chua	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	1.520	2.750
			Áp suất	kg/cm ² g	6,55	6,5
			Nhiệt độ	°C	39	40
		Amine sạch	Lưu lượng	kg/giờ	12.400	9.200
			Áp suất	kg/cm ² g	6,4	6,35
			Nhiệt độ	°C	47	47
2	Đầu ra	Khí ngọt	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	1.488	2672
			Áp suất	kg/cm ² g	6,4	6,35
			Nhiệt độ	°C	47,6	47,5
		Amine bão hòa	Lưu lượng	kg/giờ	12.450	9.318
			Áp suất	kg/cm ² g	6,55	6,5
			Nhiệt độ	°C	48,2	50,2

Bảng 6. Thông số vận hành của tháp T-1901

TT	Dòng công nghệ		Thông số	Đơn vị tính	Trường hợp sử dụng	
					DEA	MDEA
1	Đầu vào	Amine bão hòa	Lưu lượng	kg/giờ	75.130	56.142
			Áp suất	kg/cm ² g	1,1	1,1
			Nhiệt độ	°C	87,2	86,8
		Hơi nước	Lưu lượng	kg/giờ	10.700	8.700
2	Đầu ra	Đỉnh tháp	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	6.034	4.789
			Áp suất	kg/cm ² g	1,05	1,05
			Nhiệt độ	°C	118,3	116,6
		Amine sạch	Lưu lượng	kg/giờ	73.928	54.712
			Tốc độ dòng chảy	m/giây	0,4	0,3
			Áp suất	kg/cm ² g	1,2	1,2
			Nhiệt độ	°C	124,8	126,5
		Off-gas	Lưu lượng	Nm ³ /giờ	580	748
			Áp suất	kg/cm ² g	1,05	1,05
			Nhiệt độ	°C	40,8	40,8

Bảng 7. Hàm lượng H₂S và CO₂ trong các dòng công nghệ

TT	Thông số		Tháp	Trường hợp sử dụng	
				DEA	MDEA
1	Đầu vào	H ₂ S trong dòng khí chua (% khối lượng)	T-1555	0,11	0,65
			T-1556	0,14	0,26
			T-2402	6,31	9,38
2		CO ₂ trong dòng khí chua (% khối lượng)	T-1555	5,32	4,43
			T-1556	0,00	0,00
			T-2402	0,00	0,00
3	Đầu ra	H ₂ S trong dòng khí ngọt (ppm wt)	T-1555	2,21	46,3
			T-1556	0,19	1,13
			T-2402	5,14	33,3
4		CO ₂ trong dòng khí ngọt (ppm wt)	T-1555	1,23	181
			T-1556	0,04	0,00
			T-2402	2,90	0,08

Đối với thông số vận hành:

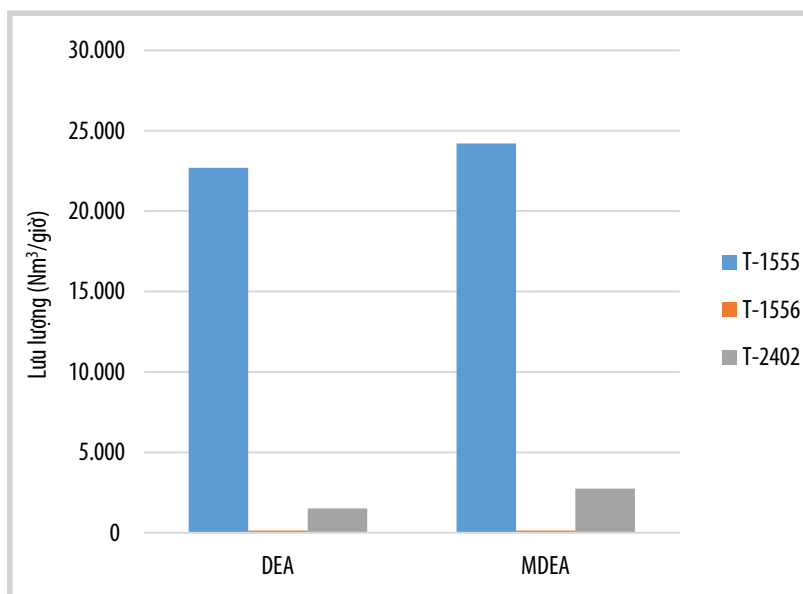
Tháp hấp thụ và tháp tái sinh amine trước và sau khi thay thế amine có các thông số áp suất và nhiệt độ hầu như không thay đổi. Riêng đối với tháp T-1556, áp suất mở

phòng tăng khoảng 1,3 kg/cm²g so với trước khi chuyển đổi amine, do tháp được dự kiến cải tiến để tăng thông lượng cột và giảm thiểu lượng amine bị cuốn trôi theo dòng khí LPG.

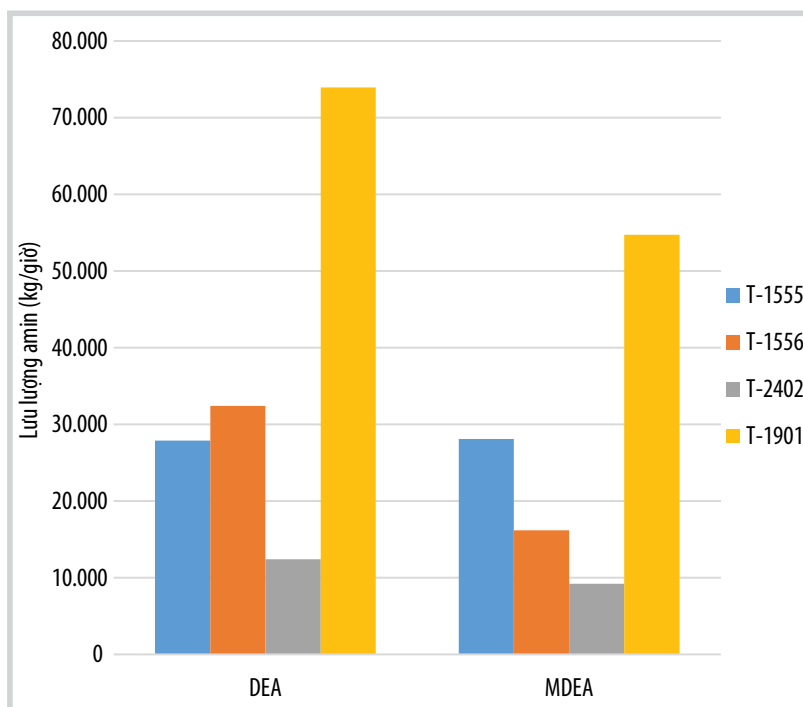
Lượng khí H₂S sinh ra từ quá trình chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao dẫn đến tăng lưu lượng các dòng khí chua đầu vào tháp hấp thụ T-1555, T-1556 và T-2402, lần lượt là 7%, 3% và 81%. Điều này cho thấy, khí chua sinh ra từ quá trình xử lý lưu huỳnh trong các phân đoạn LCO/LGO tại Phân xưởng LCO HDT tăng lên nhiều nhất do các hợp chất lưu huỳnh phân bố nhiều hơn trong các phân đoạn có nhiệt độ sôi cao. Hình 5 và 6 thể hiện sự thay đổi của lưu lượng khí chua và amine sạch vào các tháp hấp thụ.

Khi chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao, lưu lượng khí chua đầu vào các tháp hấp thụ tăng lên nhưng lưu lượng amine sạch dùng để xử lý khí chua có xu hướng giảm. Lưu lượng amine tuần hoàn đầu ra tháp tái sinh T-1901 giảm khoảng 26%, từ 73.928 kg/giờ xuống còn 54.712 kg/giờ. Khi sử dụng MDEA, mặc dù lưu lượng dung dịch amine tuần hoàn trong hệ thống thấp hơn so với DEA nhưng vẫn đạt được khả năng xử lý khí chua hiệu quả do MDEA được sử dụng ở nồng độ cao hơn DEA nên có hiệu suất hấp thụ khí chua tốt hơn, đồng thời MDEA có tính chọn lọc cao đối với H₂S, nhờ đó giảm được lượng khí CO₂ bị hấp thụ không mong muốn. Việc giảm lưu lượng amine giúp tiết kiệm chi phí vận hành vì lượng hơi nước cần sử dụng để tái sinh amine và lượng điện năng tiêu thụ cho các máy bơm tuần hoàn amine ít hơn so với khi sử dụng DEA.

Theo Hình 6, lưu lượng amine sạch vào tháp T-1555 không thay đổi đáng kể so với khi sử dụng DEA, trong khi lưu lượng MDEA vào các tháp T-1556 và T-2402 đều giảm lần lượt khoảng 50% và 26%. Nguyên nhân do phần mềm mô phỏng xác định lưu lượng amine cần sử dụng không những dựa trên lưu lượng khí chua đầu vào mà còn phụ thuộc vào thông số nồng độ H₂S trong các dòng khí công nghệ. Theo số liệu Bảng 7, dòng khí đốt từ Phân xưởng RFCC về tháp T-1555 có hàm lượng H₂S tăng cao nhất, khoảng 490%, trong khi dòng khí LPG về tháp



Hình 5. Lưu lượng khí chua đầu vào các tháp hấp thụ.

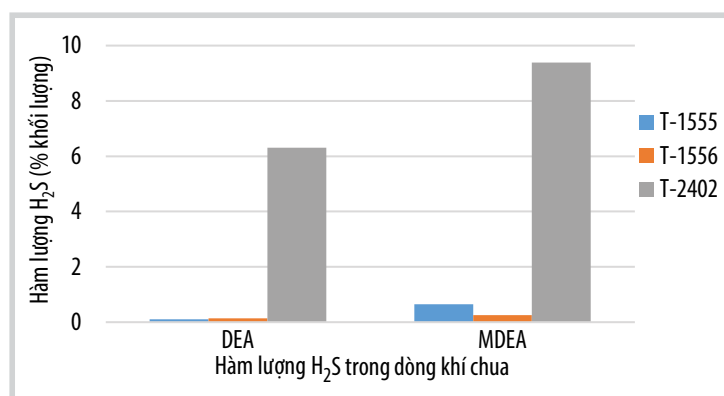


Hình 6. Lưu lượng amine sạch đầu vào các tháp hấp thụ và đầu ra tháp tái sinh.

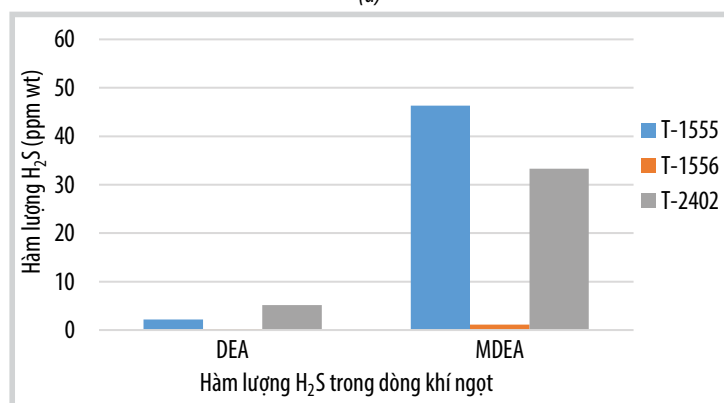
T-1556 và dòng khí đốt từ Phân xưởng LCO-HDT về tháp T-2402 có hàm lượng H₂S tăng lần lượt là 86% và 49%. Kết quả này cho thấy, lưu lượng amine MDEA cấp vào tháp T-1555 gần như không thay đổi so với khi sử dụng DEA nhưng có hiệu suất hấp thụ H₂S cao hơn rõ rệt. Ở các tháp khác, mức độ gia tăng hàm lượng H₂S trong dòng khí đầu vào thấp hơn so với tháp T-1555 nên lưu lượng amine được tối ưu hóa và giảm 50% đối với tháp T-1556, giảm 26% đối với tháp T-2402.

Đối với hiệu quả xử lý khí chua:

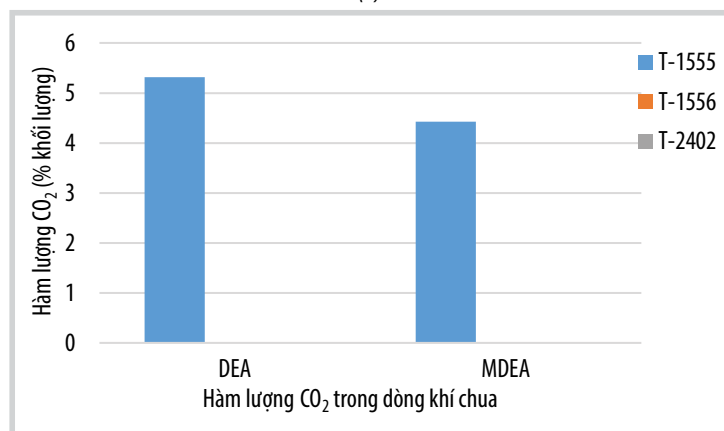
Hình 7 mô tả sự thay đổi hàm lượng khí H₂S và CO₂ trong các dòng công nghệ trước và sau khi xử lý bằng amine. Khi chế biến dầu thô có



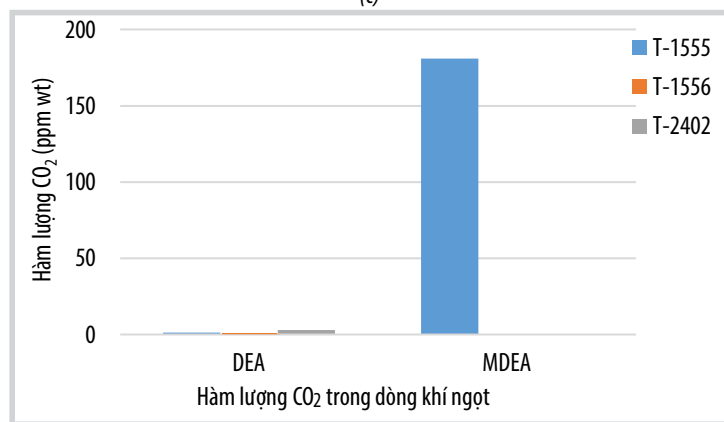
(a)



(b)



(c)



(d)

Hình 7. Hàm lượng khí H₂S và CO₂ trong các dòng công nghệ.

hàm lượng lưu huỳnh cao, hàm lượng khí H₂S trong dòng khí chua đầu vào các tháp hấp thụ tăng lên đáng kể (Hình 7a). Tương tự, sau khi xử lý bằng amine, nồng độ khí H₂S trong các dòng khí ngọt đầu ra các tháp hấp thụ cao hơn so với khi chế biến dầu thô thông thường (Hình 7b), do phần mềm mô phỏng tính toán lượng amine tối ưu cho hệ thống nhằm đảm bảo chất lượng dòng khí ngọt đáp ứng yêu cầu kỹ thuật < 50 ppm wt đối với khí đốt và < 24 ppm wt đối với khí LPG.

Khí CO₂ có nồng độ không đáng kể trong các dòng khí LPG chưa từ phân xưởng RFCC và trong khí chua từ phân xưởng LCO HDT. CO₂ chủ yếu có trong khí đốt từ phân xưởng RFCC (Hình 7c). So với khi sử dụng DEA, nồng độ CO₂ trong dòng khí ngọt đầu ra tháp T-1555 tăng lên gấp 147 lần do MDEA sở hữu đặc tính hấp thụ chọn lọc đối với H₂S (Hình 7d). Điều này giúp tăng nồng độ H₂S trong dòng khí chua đầu ra tháp tái sinh amine T-1901 về phân xưởng thu hồi lưu huỳnh SRU, nâng cao hiệu quả xử lý lưu huỳnh và giảm tải cho SRU.

Đối với chất lượng khí đầu ra tháp tái sinh amine T-1901:

Nếu hàm lượng hydrocarbon C₄₊ trong dòng khí đầu ra tháp T-1901 về phân xưởng SRU vượt ngưỡng cho phép (> 0,15% mol), có thể gây ra các vấn đề kỹ thuật tại SRU như mất cân bằng H₂S/SO₂, tăng sinh muội than, gây ngộ độc chất xúc tác..., dẫn đến giảm hiệu suất thu hồi lưu huỳnh. Do đó, hydrocarbon C₄₊ được loại bỏ khỏi dòng amine bão hòa tại thiết bị tách nhanh D-1901 bằng khí N₂, trước khi đưa amine về tháp tái sinh T-1901. So sánh hàm lượng hydrocarbon C₄₊ trong khí chua về phân xưởng SRU ở 2 trường hợp sử dụng DEA và MDEA được thể hiện trong Bảng 8.

Với lưu lượng N₂ khoảng 100 Nm³/h thì hàm lượng khí C₄₊ trong dòng khí chua đầu ra tháp T-1901 đều đáp ứng yêu cầu kỹ thuật ở cả 2 trường hợp sử dụng amine DEA và MDEA. Tuy nhiên, cần lưu ý rằng lượng hydrocarbon trong amine phụ thuộc rất nhiều vào các thông số hoạt động không thể được tính đến trong mô phỏng. Do đó, lưu lượng dòng N₂ cần được điều chỉnh trong vận hành thực tế để thông số kỹ thuật C₄₊ đạt mức yêu cầu.

Bảng 8. Hàm lượng hydrocarbon C_{4+} trong khí chua về phân xưởng SRU.

Chỉ tiêu	Trường hợp sử dụng		Quy định kỹ thuật
	DEA	MDEA	
Hàm lượng C_{4+} (% mol)	0,005	0,004	0,15

Bảng 9. Đánh giá mức độ đáp ứng của hệ thống thiết bị khi chuyển đổi amine

TT	Tên thiết bị	Đánh giá
1	Tháp	
1.1	Tháp hấp thụ khí chua trong khí đốt từ RFCC (T-1555)	Đạt
1.2	Tháp hấp thụ khí chua trong LPG từ RFCC (T-1556)	Đạt, cần kiểm tra lượng amine bị cuốn theo LPG trên thực tế
1.3	Tháp hấp thụ khí chua trong khí đốt từ LCO HDT (T-2402)	Đạt
1.4	Tháp tái sinh amine (T-1901)	Đạt
2	Thiết bị tách	
2.1	Thiết bị tách nhanh amine bão hòa (D-1901)	Đạt
2.2	Thiết bị hồi lưu tháp tái sinh (D-1902)	Đạt
2.3	Thiết bị ngưng tụ hơi nước (D-1903)	Đạt
3	Thiết bị làm mát/trao đổi nhiệt	
3.1	Thiết bị trao đổi nhiệt cho amine bão hòa/sạch (E-1901)	Đạt
3.2	Bộ ngưng tụ tháp tái sinh (E-1902)	Đạt
3.3	Bộ gia nhiệt tháp tái sinh (E-1903 A/B)	Đạt
3.4	Bộ làm mát amine sạch (E-1904)	Đạt
4	Bơm	
4.1	Bơm tuần hoàn amine (P-1901 A/B)	Đạt
4.2	Bơm dòng hồi lưu tháp tái sinh (P-1902 A/B)	Đạt

Bảng 10. Kết quả đánh giá khả năng ăn mòn thiết bị khi sử dụng amine MDEA

TT	Tên thiết bị	Loại vật liệu	Độ ăn mòn cho phép	Đánh giá
1	Tháp			
1.1	Tháp hấp thụ khí chua trong khí đốt từ RFCC (T-1555)	Thép carbon	6 mm/năm	Đạt
1.2	Tháp hấp thụ khí chua trong LPG từ RFCC (T-1556)	Thép carbon	6 mm/năm	Đạt
1.3	Tháp tái sinh amine (T-1901), từ đĩa thứ 7 trở lên	Thép carbon phủ 304L	-	Đạt
1.4	Tháp tái sinh amine (T-1901), từ đĩa thứ 8 trở xuống	Thép carbon	6 mm/năm	Đạt
2	Thiết bị tách			
2.1	Thiết bị tách nhanh amine bão hòa (D-1901)	Thép carbon phủ epoxy	3 mm/năm	Đạt
2.2	Thiết bị hồi lưu tháp tái sinh (D-1902)	Thép carbon phủ epoxy	3 mm/năm	Đạt
2.3	Thiết bị ngưng tụ hơi nước (D-1903)	Thép carbon	3 mm/năm	Đạt
3	Thiết bị làm mát/trao đổi nhiệt			
3.1	Ổng trao đổi nhiệt cho amine bão hòa/sạch (E-1901)	Thép carbon	3 mm/năm	Đạt
3.2	Vỏ ống trao đổi nhiệt cho amine bão hòa/sạch (E-1901)	304L	Độ dày $\geq 1,6$ mm	Đạt
3.3	Bộ ngưng tụ tháp tái sinh (E-1902)	22Cr	Độ dày $\geq 2,1$ mm	Đạt
3.4	Vỏ bộ gia nhiệt tháp tái sinh (E-1903 A/B)	Thép carbon	3 mm/năm	Đạt
3.5	Bộ làm mát amine sạch (E-1904)	Thép carbon	Độ dày $\geq 2,77$ mm	Đạt
4	Bơm			
4.1	Bơm tuần hoàn amine (P-1901 A/B)	S-8	-	Đạt
4.2	Bơm dòng hồi lưu tháp tái sinh (P-1902 A/B)	S-8	-	Đạt

Đánh giá mức độ đáp ứng của thiết bị:

Nhằm đảm bảo khả năng vận hành an toàn của hệ thống công nghệ, Công ty Cổ phần Lọc hóa dầu Bình Sơn đã thực hiện đánh giá mức độ đáp ứng của các thiết bị như tháp hấp thụ, tháp tái sinh amine, thiết bị tách, thiết bị trao đổi nhiệt và bơm (Bảng 9). Theo kết quả mô phỏng

trên phần mềm PROMAX, khi thực hiện thay thế DEA bằng MDEA, lượng amine cần sử dụng cho hệ thống giảm, dẫn đến lượng tiêu thụ hơi, năng lượng cũng giảm theo, đồng thời các thông số áp suất và nhiệt độ thay đổi không đáng kể, nên các thiết bị về căn bản đáp ứng yêu cầu vận hành trong điều kiện mới. Tuy nhiên, phần mềm mô phỏng không đánh giá được mức độ hòa tan của amine MDEA

Bảng 11. Chi phí vận hành phân xưởng ARU khi thay thế amine từ DEA thành MDEA

TT	Nội dung	Giá	DEA		MDEA	
			Lượng tiêu thụ	Chi phí (*)	Lượng tiêu thụ	Chi phí (*)
1	Hơi thấp áp	0,03994 USD/kg	10.700 kg/giờ	3.418.864 USD/năm	8.700 kg/giờ	2.779.824 USD/năm
2	Lượng điện tiêu thụ của bơm P-1901A/B	0,207 USD/kWh	176 kWh	291.456 USD/năm	153 kWh	253.368 USD/năm
3	Tổng chi phí			3.710.320 USD/năm		3.033.192 USD/năm
4	Chênh lệch			677.128 USD/năm		

(*) Thời gian vận hành Phân xưởng ARU khoảng 8.000 giờ/năm.

trong dòng khí LPG ngọt đầu ra tháp T-1556. Do đó vấn đề này cần được chú ý đến trong điều kiện vận hành thực tế.

Đánh giá khả năng gây ăn mòn:

Kết quả đánh giá trên phần mềm mô phỏng về khả năng ăn mòn thiết bị khi sử dụng amine MDEA trình bày trong Bảng 10.

Các loại vật liệu của hệ thống thiết bị đều có khả năng chống ăn mòn tốt khi sử dụng MDEA. Tuy nhiên, để giảm thiểu khả năng gây ăn mòn hệ thống thiết bị, các thông số sau đây phải được theo dõi:

+ Chất lượng amine: Bản thân dung môi amine không ăn mòn. Tuy nhiên, sự ăn mòn có thể xảy ra do hình thành muối bền nhiệt trong dung dịch amine từ kết quả xâm nhập của acid, O₂, SO₂ và sự tích tụ NH₃ tại đỉnh tháp tái sinh amine. Các chỉ tiêu khác như nồng độ clorua, nồng độ chất rắn lơ lửng và Fe hòa tan trong amine cần phải nằm trong giới hạn quy định để kiểm soát sự ăn mòn.

+ Quá trình ăn mòn - xói mòn: Quá trình này xảy ra do sự bốc hơi H₂S và CO₂ từ amine bão hòa; tốc độ dòng chảy 2 pha lỏng/khí cao trong đường ống/thiết bị; sự tích tụ của các sản phẩm phân hủy amine làm tăng độ hòa tan của Fe trong amine.

+ Hiện tượng tạo bọt: Tạo bọt trong hệ thống amine chủ yếu do hydrocarbon hòa tan trong amine làm giảm sức căng bề mặt. Để giảm sự tạo bọt trong hệ thống, hydrocarbon trong amine phải được loại bỏ thông qua việc sử dụng bộ lọc carbon. Xu hướng tạo bọt của MDEA khá tương tự với DEA nên có thể dựa trên kinh nghiệm vận hành thực tế đối với DEA để xử lý các vấn đề phát sinh trong quá trình áp dụng MDEA.

Đánh giá sơ bộ hiệu quả kinh tế:

Chi phí thay thế amine: Tổng lượng dung dịch amine MDEA nồng độ 40% khối lượng cần dùng ban đầu để thay thế DEA trong hệ thống xử lý khí chua khoảng 200 m³. Giá mua dự kiến của dung dịch MDEA nồng độ 88% là 6,5 USD/kg. Lượng MDEA 88% cần mua để pha loãng thành dung dịch MDEA 40% là 91 m³ (tương đương ~ 95 tấn).

Như vậy, chi phí đầu tư ban đầu để mua MDEA khoảng 617.500 USD.

Theo kết quả mô phỏng, việc thay thế amine DEA bằng MDEA giúp giảm chi phí vận hành do lưu lượng amine tuần hoàn trong hệ thống giảm, dẫn đến năng lượng điện cần cung cấp cho hệ thống bơm và lượng hơi nước thấp áp dùng để gia nhiệt tháp tái sinh cũng giảm theo. So sánh chi phí vận hành Phân xưởng ARU khi thay thế amine từ DEA thành MDEA được trình bày trong Bảng 11. Riêng đối với chi phí tiêu hao hóa chất (lượng amine cần bổ sung để bù đắp cho lượng amine hao hụt), vì phần mềm mô phỏng không thể xác định được lượng amine hao hụt do hòa tan trong dòng nước ngưng tụ xả ra từ thiết bị tách D-1902 và amine bị cuốn trôi theo dòng khí LPG ngọt tại tháp T-1556, nên chi phí này sẽ được tính toán trong quá trình vận hành thực tế.

Kết quả Bảng 11 cho thấy, khi nhà máy chuyển đổi amine từ DEA sang MDEA sẽ tiết kiệm được chi phí vận hành cho tiêu hao năng lượng khoảng 677.128 USD/năm, cao hơn so với chi phí đầu tư thay thế amine. Như vậy, ước tính trong năm đầu tiên sử dụng amine MDEA nhà máy đã có thể hoàn vốn đầu tư ban đầu, cho thấy giải pháp chuyển đổi amine mang lại hiệu quả kinh tế cao.

5. Kết luận

Dựa trên kết quả đánh giá mô phỏng quá trình chuyển đổi amine từ DEA thành MDEA trên phần mềm chuyên dụng PROMAX, có thể rút ra các kết luận sau:

- Về thông số vận hành: Các thông số nhiệt độ và áp suất tại các tháp hấp thụ T-1555, T-1556, T-2402 và tháp tái sinh amine T-1901 không có sự thay đổi đáng kể so với khi hệ thống sử dụng DEA. Trong trường hợp chế biến dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh cao, lượng khí chua sinh ra từ quá trình chế biến tăng, dẫn đến gia tăng lưu lượng khí đầu vào các tháp hấp thụ. Tuy nhiên, lưu lượng MDEA được sử dụng trong hệ thống giảm so với DEA, nhờ vào hiệu quả vượt trội của MDEA trong việc hấp thụ chọn lọc H₂S khi được sử dụng ở nồng độ cao (khoảng 40% khối lượng).

- Về khả năng đáp ứng của hệ thống thiết bị: Tất cả các thiết bị, van điều khiển và đường ống đều đáp ứng các điều kiện thủy lực cần thiết để xử lý dòng chảy mới khi chuyển đổi từ DEA sang MDEA do lưu lượng amine trong hệ thống giảm đáng kể.

- Về khả năng gây ăn mòn: MDEA ít gây ăn mòn hơn DEA, đồng thời vật liệu của hệ thống thiết bị hiện có đáp ứng yêu cầu về khả năng chống ăn mòn khi sử dụng amine MDEA. Tuy nhiên, để tối ưu hóa tuổi thọ thiết bị cần kiểm soát các yếu tố gây ăn mòn như nồng độ các tạp chất trong amine, tốc độ dòng chảy amine trong hệ thống và khả năng tạo bọt của amine...

- Về chất lượng sản phẩm đầu ra: Tất cả các thông số kỹ thuật của khí đốt và LPG sau xử lý đều đạt yêu cầu khi chuyển đổi từ DEA sang MDEA.

- Về hiệu quả kinh tế sơ bộ: Nhìn chung giải pháp thay thế amine tại Phân xưởng ARU giúp giảm chi phí vận hành do lượng năng lượng tiêu thụ cho quá trình bơm tuần hoàn và tái sinh amine giảm. Ước tính khi sử dụng amine MDEA, mỗi năm nhà máy tiết kiệm được khoảng 677.128 USD chi phí vận hành.

Như vậy, MDEA có khả năng xử lý hiệu quả dòng khí chưa có hàm lượng H_2S cao, đặc biệt trong bối cảnh Nhà máy Lọc dầu Dung Quất hướng đến chế biến các loại dầu

thô có hàm lượng lưu huỳnh cao. Việc chuyển đổi amine từ DEA sang MDEA không đòi hỏi thay thế hoặc cải tạo hệ thống thiết bị hiện có tại Phân xưởng ARU. Điều này mang lại lợi ích kinh tế đáng kể, bao gồm giảm chi phí đầu tư ban đầu và tiết kiệm chi phí vận hành thông qua việc giảm tiêu hao năng lượng và phụ trợ.

Tài liệu tham khảo

[1] Saeid Mokhatab and William A. Poe, *Handbook of natural gas transmission and processing*, 2nd edition. Gulf Professional Publishing, 2012.

[2] Arthur L. Kohl and Richard B. Nielsen, "Chapter 2 - Alkanolamines for hydrogen sulfide and carbon dioxide removal", *Gas purification (fifth edition)*. Gulf Professional Publishing, 1997.

[3] BSR, "Sổ tay vận hành phân xưởng ARU 8474L-019-ML-001".

[4] BSR, "Sổ tay vận hành phân xưởng RFCC 8474L-015-ML-001".

[5] BSR, "Sổ tay vận hành phân xưởng LCO HDT 8474L-024-ML-001".

[6] Haldor Topsoe, "Study report on amine conversion from DEA to MDEA".

SIMULATION STUDY OF AMINE CONVERSION PROCESSES TO IMPROVE THE PROCESSING EFFICIENCY OF HIGH-SULPHUR CRUDE OIL AT DUNG QUAT REFINERY

Mai Tuan Dat, Tran Hai Ninh, Truong Van Tuyen, Nguyen Thi Thanh Yen

Binh Son Refining & Petrochemical JSC (BSR)

Email: yenntt@bsr.com.vn

Summary

By design, diethanolamine (DEA) is used in the Amine Regeneration Unit (ARU) of the Dung Quat Refinery to absorb sour gas generated during the processing of sweet and light crude oils. However, in recent years, the Refinery's feedstocks have been supplemented with imported crude oils, most of which have high sulfur content, resulting in an increase in the volume of sour gas that needs to be treated. This shift necessitates the adoption of more advanced amine solvents to enhance the sour gas absorption efficiency in fuel gas and LPG streams, while also optimizing the performance of the following Sulfur Recovery Unit (SRU).

This article presents the results of a study simulating the conversion of the amine solvent from diethanolamine (DEA) to N-methyldiethanolamine (MDEA) at the ARU using the specialized software PROMAX to evaluate the impact of this amine replacement on the existing technology system.

Key words: ARU, DEA, MDEA, PROMAX, high sulfur crude oil, Dung Quat Refinery.

NGHIÊN CỨU CHẾ TẠO CHẤT KHỬ H_2S KHÔNG CHỨA TRIAZINE CHO HỆ THỐNG THU GOM, XỬ LÝ, VẬN CHUYỂN DẦU KHÍ

Nguyễn Minh Tiến¹, Vũ Văn Đức¹, Đỗ Thành Trung¹, Ngô Thị Nguyên¹, Lê Huy Thường², Nguyễn Ngọc Diệp²

¹Công ty TNHH PVChem-Tech

²Công ty TNHH Cortek

Email: tiennm@pvchem.com.vn

<https://doi.org/10.47800/PVSI.2025.04-07>

Tóm tắt

Bài báo giới thiệu quá trình chế tạo và đánh giá hiệu quả của chất khử H_2S không chứa triazine, ký hiệu HS-525, được tổng hợp từ paraformaldehyde và ethylene glycol. Kết quả phân tích phổ FT-IR cho thấy sự hình thành liên kết hemiacetal đặc trưng, khẳng định phản ứng tổng hợp thành công và cấu trúc sản phẩm không chứa nitrogen.

Các thí nghiệm khảo sát sự ảnh hưởng của hàm lượng H_2S , nhiệt độ và tỷ lệ hóa phẩm đến hiệu quả xử lý cho thấy HS-525 phản ứng nhanh với H_2S , duy trì khả năng khử ổn định trong dải điều kiện khảo sát và thể hiện khả năng hấp thụ cao ngay cả khi hàm lượng H_2S lớn. Nhiệt độ cao làm tăng tốc độ phản ứng và hiệu suất hấp thụ, trong khi tỷ lệ hóa phẩm cao hơn giúp nâng cao hiệu quả xử lý.

Với pH trung tính, HS-525 không gây ăn mòn thiết bị, không tạo kết tủa trong môi trường có ion Ca^{2+} và thân thiện với môi trường hơn so với các chất khử H_2S gốc triazine. Kết quả nghiên cứu chứng minh tiềm năng phát triển các hóa phẩm khử H_2S không chứa triazine cho hệ thống thu gom, xử lý và vận chuyển dầu khí.

Từ khóa: Hydrogen sunfide, non-triazine, alpha-hydroxy alkyl, ăn mòn.

1. Giới thiệu

Trong lĩnh vực dầu khí, H_2S xuất hiện trong hệ thống đường ống thu gom, xử lý và vận chuyển do 2 nguyên nhân chính: (i) trong thành phần dầu, khí khai thác có sẵn H_2S , hoặc (ii) được sinh ra từ quá trình hoạt động của vi khuẩn khử sulfate. H_2S là tác nhân gây ăn mòn rất mạnh đối với hệ thống đường ống và thiết bị khai thác, thu gom, xử lý, vận chuyển dầu khí.

Tại mỏ khí Cá Voi Xanh, H_2S được phát hiện khi thăm dò với hàm lượng rất cao (khoảng 2.500 ppm [1]). Tại mỏ Thăng Long, H_2S xuất hiện trong sản phẩm khai thác và việc nghiên cứu nhằm xác định nguồn gốc đang được tiến hành [2]. Tại Vietsovpetro, H_2S được phát hiện tại nhiều vị trí trong hệ thống thu gom, xử lý và vận chuyển dầu. Tại một số tuyến đường ống vận chuyển dầu của mỏ Rồng, H_2S được phát hiện với hàm lượng từ 45 - 1.200 ppm. Trong giai đoạn 2007 - 2018, hàm lượng H_2S tại các

giàn nén khí đã tăng cao từ 2 - 10 lần (cao nhất lên tới 255 ppm).

Do đó, việc lựa chọn công nghệ xử lý H_2S phù hợp liên quan trực tiếp đến đảm bảo an toàn lao động, kéo dài tuổi thọ của các công trình dầu khí, cũng như định hướng lựa chọn công nghệ phù hợp để khai thác, vận hành các mỏ dầu, khí có hàm lượng H_2S cao.

Trên thế giới, có nhiều phương pháp để xử lý H_2S : hóa học, vật lý hoặc các phương pháp kết hợp. Trong đó, phương pháp hóa học sử dụng hóa phẩm khử H_2S (H_2S scavenger) có nhiều ưu điểm và được sử dụng rộng rãi. Các hợp chất khử H_2S có thể gồm: chất khử trên cơ sở một số hợp chất của các kim loại Zn, Fe, Cu; triazine, hợp chất amine, acrolein, formaldehyde/methanol; các hợp chất nitrate... Trong số các nhóm chất khử này, triazine và hợp chất gốc triazine được sử dụng phổ biến nhất.

Tuy nhiên, các chất khử H_2S gốc triazine có các nhược điểm sau:

- Làm tăng độ pH và gây kết tủa: Các nhóm amine bậc 3 trong triazine có tính bazơ trong dung dịch nước,



Ngày nhận bài: 22/10/2025

Ngày đánh giá và sửa chữa: 23/10 - 5/11/2025

Ngày duyệt đăng: 5/11/2025

làm tăng độ pH của nước. Các sản phẩm phản ứng giữa triazine (MEA) với H_2S cũng là các hợp chất có tính bazơ. Sự gia tăng pH dẫn đến kết tủa calcium carbonate, lắng đọng các hợp chất cao phân tử và tăng hàm lượng ethanolamine [3].

- Không ổn định ở độ pH thấp: Ở độ pH thấp, triazine bị thủy phân trước khi phản ứng với H_2S , làm giảm đáng kể hiệu quả khử.

- Tốc độ phản ứng chậm: Triazine có tốc độ phản ứng chậm trong các quy trình bơm trực tiếp, giảm hiệu quả khi áp dụng trong hệ thống có thời gian lưu ngắn, dẫn đến lượng hóa chất cần thiết nhiều hơn đáng kể so với lý thuyết.



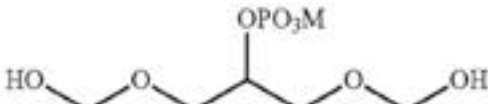
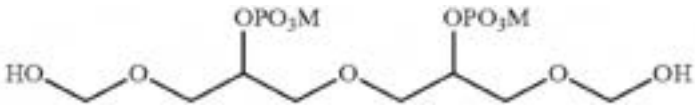
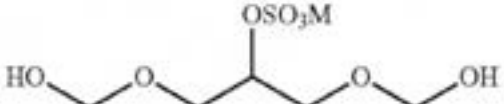
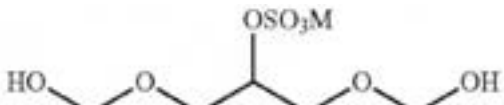
Hình 1. Sự kết tủa các sản phẩm phản ứng của triazine với H_2S .

- Tính ổn định nhiệt thấp và khả năng hình thành cặn; gây ăn mòn trong các quy trình lọc dầu do tạo thành muối amine hydrochloride [4].

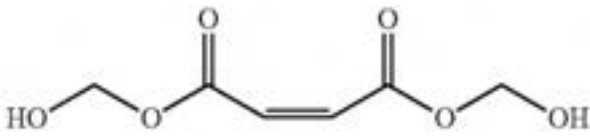
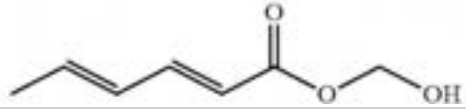
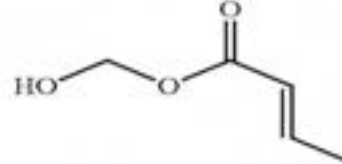
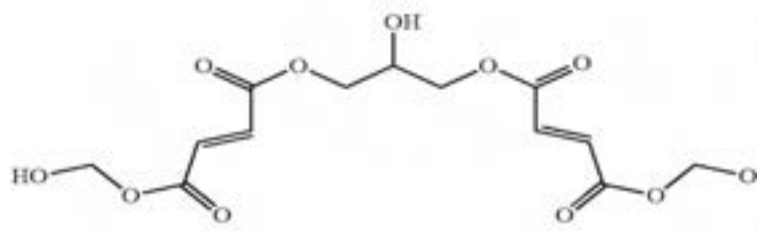
Do những hạn chế trên, một số nghiên cứu đã được thực hiện nhằm cải tiến hoặc thay thế triazine. Một loại chất khử mới được gọi là chất khử H_2S không chứa triazine (non-triazine base scavenger - NTBS) đã được phát triển. Chất khử H_2S mới này phản ứng nhanh hơn và có hiệu quả tốt hơn so với những chất khử không chứa nitrogen khác (ví dụ: glyoxal). Độ pH trung tính của sản phẩm mới này giúp loại bỏ sự lắng đọng calcium carbonate thường xảy ra với các chất khử gốc triazine. NTBS đã được thử nghiệm về tính ổn định nhiệt và khả năng tương thích với các hóa chất sản xuất khác. Sản phẩm này có thể tan được trong pha dầu và nước và trở thành một chất khử linh hoạt hơn. Đồng thời, NTBS thân thiện với môi trường hơn so với các chất hóa học nhặt rác H_2S thông thường khác [5].

Nghiên cứu này phát triển hóa phẩm khử H_2S từ dẫn xuất hydroxy, không chứa triazine, có thể khắc phục được nhược điểm của hệ hóa phẩm chứa triazine, aldehyde như: không bị kết tủa trong môi trường có chứa nhiều Ca^{2+} , bền nhiệt, không gây ăn mòn thiết bị, đường ống, giảm độc hại với sức khỏe con người và môi trường, giảm thiểu ảnh hưởng đến hiệu quả của các hóa phẩm khác đang sử dụng trong hệ thống công nghệ. Mục tiêu của nghiên cứu là làm chủ công nghệ chế tạo hệ hóa phẩm khử H_2S từ các hợp chất không chứa triazine, có hiệu quả xử lý cao, khắc phục được các nhược điểm của các hóa phẩm đang sử dụng.

Bảng 1. Các chất alpha-hydroxy alkyl ether

Glycerol bis hemiformal mono phosphate ether	
Oligomeric glycerol bis hemiformal di-phosphate ether	
Glycerol bis hemiformal mono sulfate ether	
Oligomeric glycerol bis hemiformal di-sulfate ether	

Bảng 2. Các chất *alpha*-hydroxy alkyl ester

Bis(hydroxymethyl) Maleate	
(2E, 4E)-hydroxymethylhexa-2,4-dienoate	
(E)-hydroxymethyl but-2-enoate	
(E)-bis(hydroxymethyl) 0,0'-(2-hydroxypropane-1,3-diyl) difumarate	

2. Cơ sở lý thuyết

2.1. Các hợp chất H_2S không chứa triazine

Trong các hợp chất không chứa triazine mới, *alpha*-hydroxy alkyl ether và *alpha*-hydroxy alkyl ester là các sản phẩm mới và tiên tiến nhất. Hệ hóa phẩm này được hình thành từ phản ứng giữa 1 aldehyde với acid carboxylic hoặc với rượu. Phản ứng tổng hợp có thể thực hiện trong môi trường bình thường hoặc gia nhiệt nhẹ với xúc tác là các acid như H_2SO_4 , H_3PO_4 . Một số hóa phẩm khử H_2S thuộc nhóm này có công thức như Bảng 1 và 2.

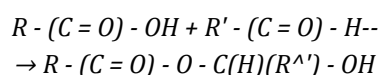
Kết quả đánh giá và so sánh các sản phẩm này với các sản phẩm truyền thống như triazine cho thấy, các sản phẩm không chứa triazine đã khắc phục được nhược điểm như [6]: không tạo kết tủa với nước đồng hành, không gây ăn mòn thiết bị, phản ứng nhanh, sản phẩm phản ứng hòa tan trong nước, có thể tan/phân tán trong dầu, không chứa nitrogen, không gây ra hiện tượng ngộ độc xúc tác trong phân xưởng cracking tại nhà máy lọc dầu, sản phẩm an toàn với sức khỏe và môi trường.

2.2. Cơ chế tổng hợp *alpha*-hydroxy alkyl ether và *alpha*-hydroxy alkyl ester và cơ chế phản ứng

Các hợp chất khử H_2S không chứa triazine như *alpha*-hydroxy alkyl ether và *alpha*-hydroxy alkyl ester là những sản phẩm mới, có hiệu quả xử lý cao, không gây các tác

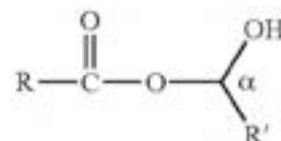
động xấu đến hệ thống công nghệ, an toàn với sức khỏe và môi trường. Việc nghiên cứu, chế tạo, ứng dụng các sản phẩm này đang là xu hướng trên thế giới. Hiện nay, một số nhà sản xuất như Nalco, Champion đã tập trung phát triển dạng sản phẩm này [7, 8].

Phản ứng tạo ra *alpha*-hydroxy alkyl ester từ acid carboxylic và aldehyde được thể hiện như sau:



Acid carboxylic Aldehyde *Alpha*-hydroxy alkyl ester

Cấu trúc của sản phẩm phản ứng như sau:



alpha-hydroxy alkyl ester

Trong đó:

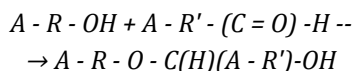
R - aliphatic, cyclic, acyclic, saturated, olefinic, aromatic;

R' - H, aliphatic, cyclic, acyclic, saturated, olefinic, aromatic [7].

Trong phản ứng trên, acid carboxylic có thể là mono, dicarboxylic, oligomer hoặc polymer của acid carboxylic, aldehyde cũng có thể là mono dialdehyde, oligomer hoặc polymer của aldehyde. Phụ thuộc vào cấu trúc của acid/

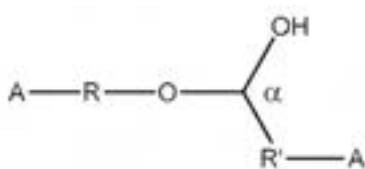
aldehyde mà sản phẩm có thể là bão hòa, không bão hòa hoặc là vòng thơm của polyester, vòng diester hoặc hỗn hợp của polyester và diester. Một số ví dụ về sản phẩm dạng này như: bis(hydroxymethyl) maleate; (2E, 4E)-hydroxymethyl hexa-2,4-dienoate; (E)-hydroxymethyl but-2-enoate; (E)-bis(hydroxymethyl) O,O'-(2-hydroxypropane 1,3-diyl) difumarate; hydroxymethyl 6-(2,5-dioxo-2,5-dihydro-1H-pyrrol-1-yl)hexanoate.

Phản ứng tạo ra alpha-hydroxy alkyl ether như sau:



Alcohol Aldehyde Alpha-hydroxy alkyl ether

Sản phẩm của phản ứng có công thức chung như sau:



alpha-hydroxy alkyl ether

Trong đó:

R - aliphatic, cyclic, acyclic, saturated, olefinic, aromatic;

R' - H, aliphatic, cyclic, acyclic, saturated, olefinic, aromatic;

A - OH, -OPO₃M, -SO₃M, -PO₃M₂, -OSO₃M.

Trong 2 phản ứng trên, phản ứng có thể xảy ra khi có/ hoặc không có xúc tác, trong điều kiện nhiệt độ thường đến nhiệt độ 60 - 80°C. Xúc tác sử dụng có thể là H₂SO₄, H₃PO₄, KOH [7].

Hóa phẩm khử H₂S trên cơ sở dẫn xuất các hợp chất hydroxy trên thường được pha trong dung môi là các rượu/dung môi đồng hòa tan như: ethanol, isopropanol, butanol... Để tăng khả năng tương hợp với môi trường xử lý, tăng khả năng phân tán vào các pha khác nhau (như dầu/nước) có thể sử dụng thêm các chất hoạt động bề mặt. Trong trường hợp đường ống vận chuyển dầu chứa đồng thời 3 pha (dầu/nước/khí), việc lựa chọn các thành

phần (như dung môi, chất phân tán) là yếu tố quan trọng giúp tăng hiệu quả xử lý của hóa phẩm khử H₂S.

Cả 2 loại H₂S scavenger này đều có cùng nguyên lý là được tổng hợp từ phản ứng giữa hợp chất chứa dẫn xuất hydroxy với aldehyde. Phản ứng giữa rượu và aldehyde tạo hemi-acetal là quá trình hóa học diễn ra qua 2 giai đoạn chính: (i) Một phân tử rượu phản ứng với 1 phân tử aldehyde tạo thành hemi-acetal (hoặc hemi-formal nếu aldehyde là formaldehyde); (ii) Một phân tử rượu thứ 2 tiếp tục phản ứng với hemi-acetal, giải phóng 1 phân tử nước và hình thành acetal (hoặc formal).

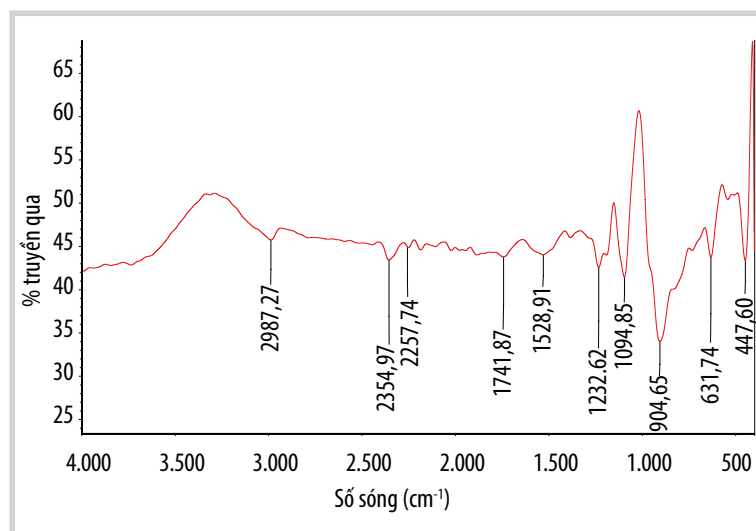
Quá trình hình thành hemi-acetal hoặc hemi-formal là phản ứng thuận nghịch, do đó có thể được xem như dạng cân bằng động giữa aldehyde (hoặc formaldehyde) và rượu tương ứng. Trong môi trường trung tính hoặc kiềm, hemi-acetal là sản phẩm phản ứng duy nhất, còn trong môi trường acid, phản ứng tiếp tục cho đến khi hình thành acetal (hoặc formal hoàn toàn). Các chất xúc tác như acid sulfuric, acid hydrochloric hoặc acid Lewis được sử dụng để điều khiển quá trình này. Ngoài ra, hiệu suất hình thành hemi-acetal giảm dần khi độ phức tạp cấu trúc của aldehyde (hoặc carbonyl) tăng lên. Formaldehyde có lợi thế do là hợp chất carbonyl đơn giản nhất, có khả năng hình thành hemi-acetal hoặc hemi-formal với hiệu suất cao.

Từ nguyên lý chung của quá trình tổng hợp, có thể thiết lập các tiêu chí lựa chọn nguyên liệu đầu vào để chế tạo hóa phẩm khử H₂S không chứa triazine. Đối với aldehyde, ưu tiên aldehyde mạch thẳng đơn chức hoặc hai chức có cấu trúc đơn giản (số lượng nhóm carbonyl thấp) như: acetaldehyde, propionaldehyde, butyraldehyde, glutaraldehyde, glyoxal, formaldehyde,... acid carboxylic có thể sử dụng acid mono carboxylic, dicarboxylic, oligomer hoặc polymer của acid carboxylic (như acid maleic, acid citric).

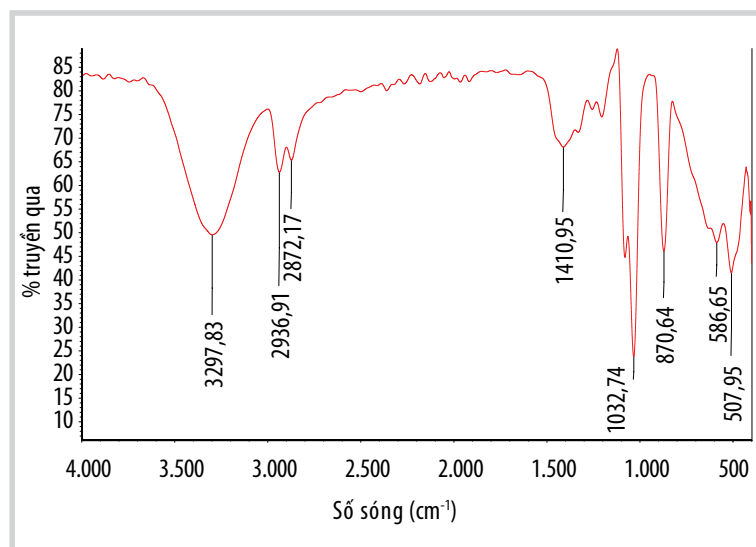
Rượu có thể là đơn chức hoặc đa chức như: ethylene glycol, propylene glycol, polyethylene glycol,...

Bảng 3. Nguồn nguyên liệu và điều kiện tổng hợp hóa phẩm HS-525

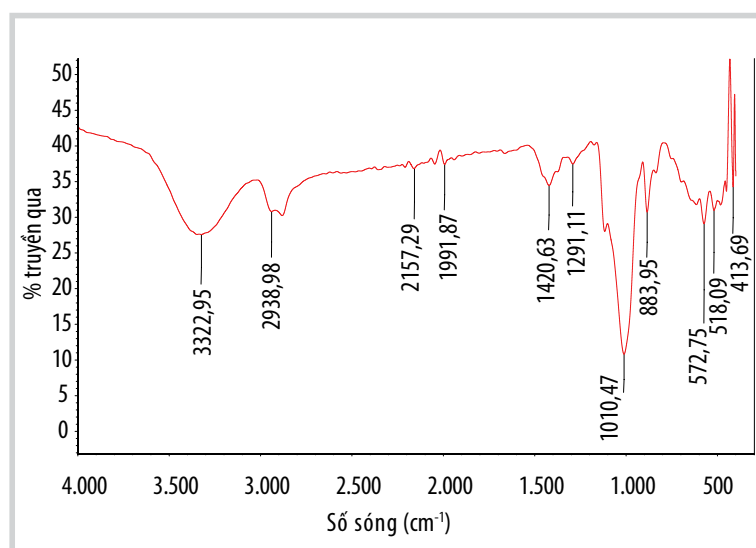
Nguồn nguyên liệu và điều kiện tổng hợp	HS-525
Aldehyde	Paraformaldehyde
Alcohol/acid carboxylic	Ethylene glycol
Xúc tác	NaOH 50%
Thời gian phản ứng	4 giờ
Nhiệt độ phản ứng	80°C



Hình 2. Phổ FT-IR của hóa phẩm para-formaldehyde.



Hình 3. Phổ FT-IR của hóa phẩm ethylene glycol.



Hình 4. Phổ FT-IR của hóa phẩm HS-525.

3. Kết quả và thảo luận

3.1. Nghiên cứu thành phần nguyên liệu và tổng hợp

Nhóm tác giả nghiên cứu tổng hợp hóa phẩm HS-525 với nguồn nguyên liệu và điều kiện tổng hợp theo Bảng 3.

Phổ FT-IR của mẫu cho thấy các đỉnh đặc trưng tại $2.987,27\text{ cm}^{-1}$, $1.741,87\text{ cm}^{-1}$, $1.232,62\text{ cm}^{-1}$ và $1.094,85\text{ cm}^{-1}$... Trong đó, đỉnh $2.987,27\text{ cm}^{-1}$ đặc trưng cho dao động C-H sp^3 của $-\text{CH}_2-$, còn đỉnh $1.741,87\text{ cm}^{-1}$ tương ứng với dao động kéo giãn C=O, cho thấy sự hiện diện của nhóm carbonyl trong cấu trúc formaldehyde (Hình 2). Đáng chú ý, các đỉnh đặc trưng ở vùng tín hiệu $1.232,62 - 904,65\text{ cm}^{-1}$ là đặc trưng của dao động C-O-C trong các cấu ether $-\text{O}-\text{CH}_2-\text{O}-$, phù hợp với cấu trúc mạch của paraformaldehyde. So với phổ formaldehyde đơn phân, mẫu đo vẫn giữ nguyên đỉnh C=O nhưng có thêm các đỉnh C-O-C rõ rệt, xác nhận sự tồn tại của chuỗi polymer. Đồng thời, không quan sát thấy các đỉnh N-H hoặc N-O, chứng tỏ mẫu không chứa hợp chất chứa nitrogen. Như vậy, kết quả FT-IR khẳng định mẫu là paraformaldehyde có độ tinh khiết cao, không lẫn tạp chất hữu cơ chứa nitrogen.

Phổ FT-IR của mẫu ethylene glycol thể hiện rõ các đặc trưng của một hợp chất diol mạch thẳng và trùng khớp gần như hoàn toàn với phổ chuẩn. Dải hấp thụ rộng tại 3.297 cm^{-1} được gán cho dao động kéo giãn O-H, phản ánh sự hiện diện của liên kết hydrogen nội và liên phân tử. Các đỉnh tại 2.936 cm^{-1} và 2.872 cm^{-1} tương ứng với dao động kéo giãn C-H của nhóm $-\text{CH}_2-$, trong khi dải 1.410 cm^{-1} biểu thị dao động biến dạng $\delta(\text{C-H})$. Đặc biệt, tín hiệu mạnh ở 1.032 cm^{-1} là đặc trưng cho dao động kéo giãn C-O của nhóm hydroxy gắn vào carbon bão hòa, đóng vai trò là bằng chứng quang phổ quan trọng xác nhận cấu trúc của ethylene glycol. Các tín hiệu bổ sung ở $870,64\text{ cm}^{-1}$, $586,65\text{ cm}^{-1}$ và $507,95\text{ cm}^{-1}$ được gán cho dao động ngoài mặt phẳng và dao động biến dạng khung C-C (Hình 3).

Phổ FT-IR của sản phẩm HS-525 cho thấy những biến đổi đặc trưng so với phổ mẫu ban đầu, phù hợp với sự hình thành nhóm hemiacetal sau phản ứng giữa

paraformaldehyde và ethylene glycol. Cụ thể, một dải O–H rộng và mạnh xuất hiện tại $3.322,95\text{ cm}^{-1}$ cho thấy sự hiện diện của nhóm hydroxy và mạng liên kết hydro tăng cường; đỉnh C–H (sp^3) tại 2 vị trí $2.938,98\text{ cm}^{-1}$ và $2.889,86\text{ cm}^{-1}$ tương ứng với các nhóm methylene từ ethylene glycol; trong vùng vân tay (fingerprint) xuất hiện đỉnh điển hình của liên kết C–O–C tại $1.010,47\text{ cm}^{-1}$, cùng các tín hiệu bổ trợ ở $1.291,11\text{ cm}^{-1}$ và $1.420,63\text{ cm}^{-1}$ liên quan đến biến dạng –CH₂–/CH₂–O, cho thấy sự hình thành liên kết acetal/bán acetal (Hình 4). Đồng thời, các đỉnh điển hình của nhóm aldehyde C=O (khoảng $1.720 - 1.740\text{ cm}^{-1}$) gần như biến mất trong HS-525, chứng tỏ nhóm aldehyde đã bị tiêu thụ trong quá trình phản ứng. Sự xuất hiện thêm các dải ở $883,95\text{ cm}^{-1}$ và $518,09\text{ cm}^{-1}$ có thể phản ánh dao động đặc trưng của hệ vòng 5- hoặc 6-thành viên, tương ứng với cấu trúc hemiacetal vòng. Như vậy, biến đổi vị trí và cường độ các đỉnh FT-IR tăng cường dải O–H, xuất hiện đỉnh C–O–C ở $1.010,47\text{ cm}^{-1}$, mất đỉnh C=O và các thay đổi trong vùng CH biến dạng đã cung cấp bằng chứng quang phổ rõ ràng rằng phản ứng tổng hợp đã diễn ra thành công và sản phẩm chứa nhóm chức hemiacetal, với mức chuyển đổi aldehyde sang bán acetal gần như hoàn toàn.

3.2. Nghiên cứu ảnh hưởng của hàm lượng H₂S ban đầu đến khả năng khử của hóa phẩm scavenger

3.2.1. Nghiên cứu ảnh hưởng của hàm lượng H₂S ban đầu tại nhiệt độ thường

Nhóm tác giả xây dựng hệ thống thử nghiệm khả

năng khử H₂S của hóa phẩm lỏng phỏng theo thiết kế thí nghiệm của Mendez và Magalhaes [9] trong Hình 5.

Nguyên lý của hệ thử nghiệm gồm 4 bước:

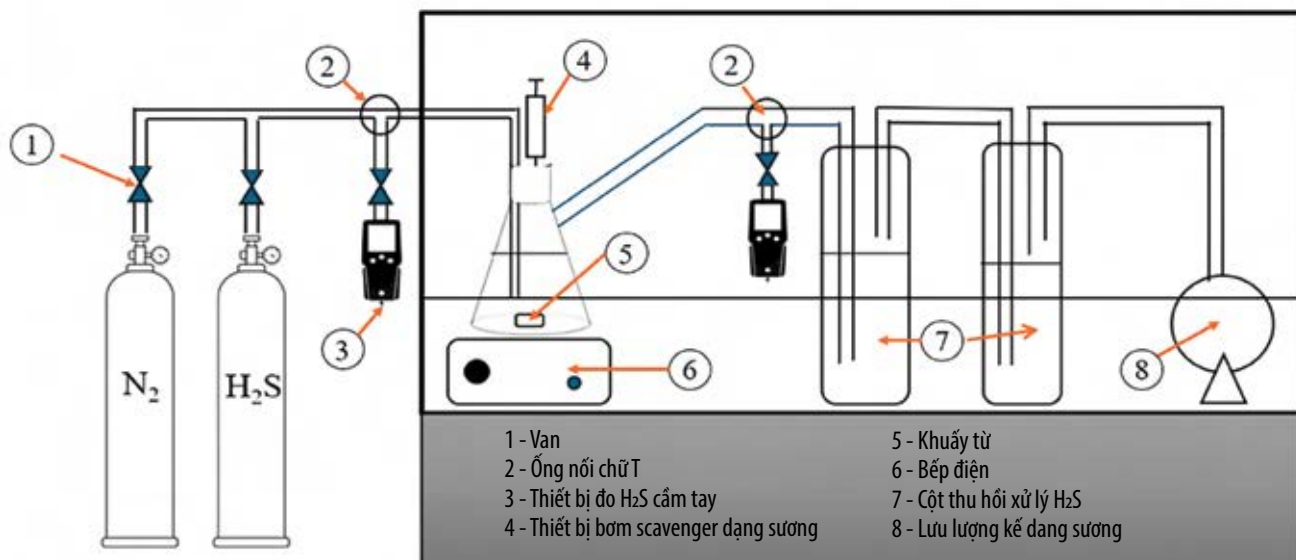
Bước 1: Bơm liên tục dòng khí bao gồm hỗn hợp N₂/H₂S theo một tỷ lệ xác định qua 1 thiết bị phản ứng (cell thủy tinh) có chứa một hàm lượng xác định nước vôi hoặc nước pha theo hàm lượng ion của mẫu nước tại giàn RP3;

Bước 2: Liên tục đo hàm lượng khí H₂S trong hệ cho đến khi hệ đạt hàm lượng nhất định;

Bước 3: Bơm 1 lượng hóa phẩm khử H₂S đã tính toán từ trước vào bình phản ứng để đạt được hàm lượng mong muốn;

Bước 4: Ghi lại hàm lượng của khí H₂S trong suốt quá trình cho đến khi hàm lượng đạt trạng thái ổn định [7].

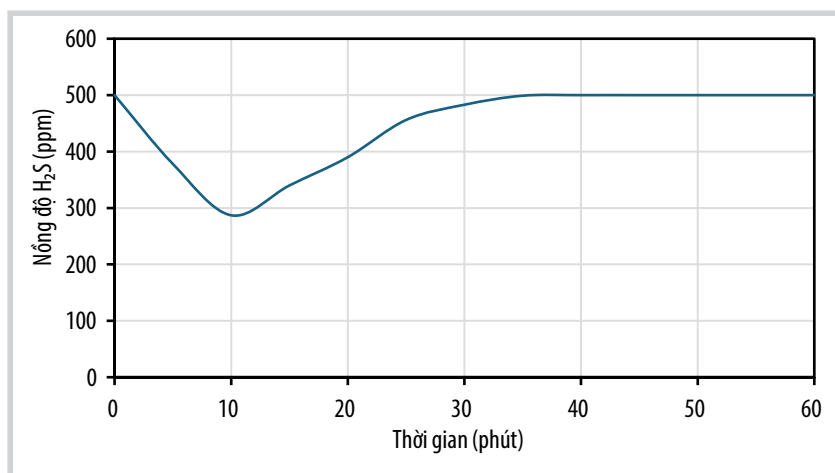
Các kết quả đo được nhằm đánh giá được 2 yếu tố ảnh hưởng đến quá trình khử H₂S của hóa phẩm bao gồm: hàm lượng H₂S cần xử lý ban đầu và tỷ lệ hóa phẩm khử H₂S/hàm lượng khí H₂S. Các kết quả được đánh giá ở 2 điều kiện nhiệt độ là nhiệt độ thường và 55°C. Trong thí nghiệm đánh giá ảnh hưởng của hàm lượng khí H₂S ban đầu đến khả năng khử H₂S của hóa phẩm HS-525, hàm lượng hóa phẩm được lựa chọn để thử nghiệm là 1.000 ppm. Khả năng khử của hóa phẩm HS-525 được đánh giá dựa trên 4 tiêu chí gồm:



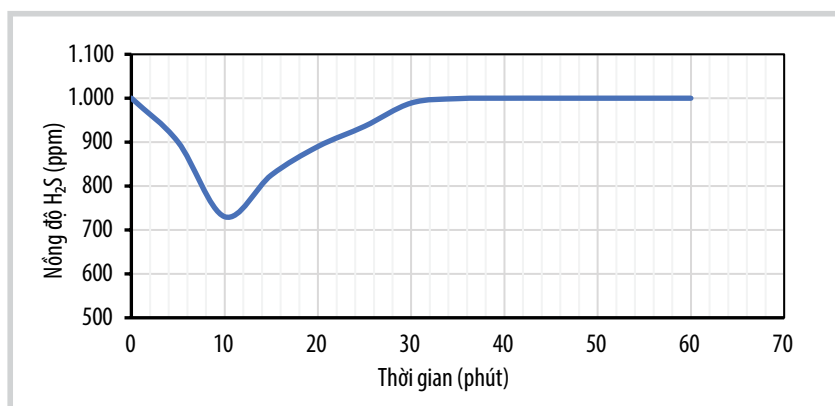
Hình 5. Mô hình thử nghiệm chất khử H₂S.

Bảng 4. Hàm lượng ion trong mẫu nước tại giàn RP3

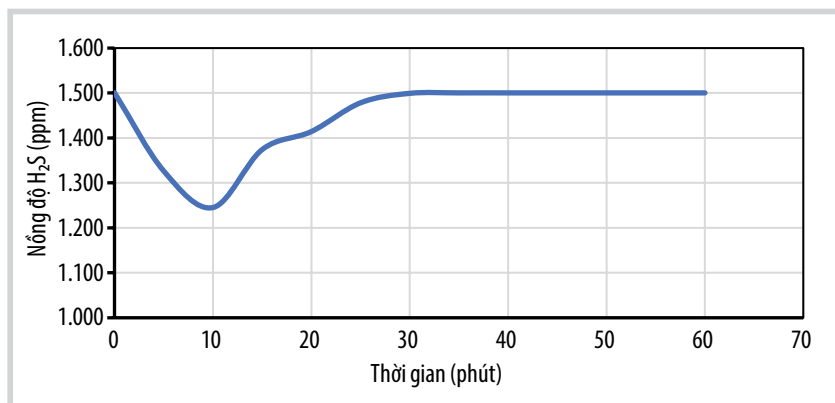
	Cl ⁻	Mg ²⁺	Ca ²⁺	Na ⁺	HCO ₃
Hàm lượng (mg/l)	11.336	33	2.135	5.427	883



Hình 6. Đường biểu diễn hàm lượng khí H₂S theo thời gian với chất khử HS-525 ở nhiệt độ thường hàm lượng ban đầu 500 ppm.



Hình 7. Đường biểu diễn hàm lượng khí H₂S theo thời gian với chất khử HS-525 ở nhiệt độ thường hàm lượng ban đầu 1.000 ppm.



Hình 8. Đường biểu diễn hàm lượng khí H₂S theo thời gian với chất khử HS-525 ở nhiệt độ thường hàm lượng ban đầu 1.500 ppm.

Bảng 5. Bảng thông số khả năng khử của H₂S của 1.000 ppm hóa phẩm HS-525 tại các hàm lượng ban đầu khác nhau ở nhiệt độ thường

TT	Hàm lượng H ₂ S (ppm)	Hàm lượng H ₂ S thấp nhất (ppm)	t _{min} (phút)	t ₉₅ (phút)	Tổng lượng khí H ₂ S hấp thụ (ppm)
1	500	287	11	28	3.300
2	1.000	730	10	26	3.325
3	1.500	1.245	9,8	24	3.319

- Nồng độ H₂S đạt thấp nhất trong thời gian thí nghiệm;
- Thời gian cần thiết để đạt hàm lượng khí H₂S thấp nhất (t_{min});
- Thời gian sử dụng hết 95% dung lượng hấp thụ của hóa phẩm (t₉₅);
- Tổng hàm lượng khí H₂S bị hấp thụ.

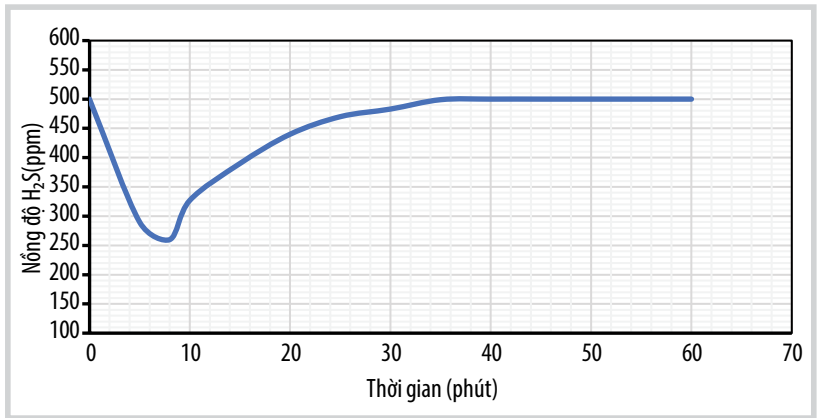
Các kết quả thử nghiệm thể hiện ở Hình 6 - 8.

Ở hàm lượng 500 ppm H₂S đầu vào, hóa phẩm thể hiện hiệu suất khử rất tốt. Hàm lượng H₂S giảm xuống thấp nhất còn 287 ppm sau khoảng 11 phút phản ứng, chênh 213 ppm so với hàm lượng ban đầu. Thời gian sử dụng hết 95% công suất hấp thụ là 28 phút, cho thấy hóa phẩm không chỉ phản ứng nhanh trong giai đoạn đầu mà còn duy trì khả năng khử trong thời gian tương đối dài. Đặc biệt, tổng lượng khí H₂S được hấp thụ đạt 3.300 ppm, một kết quả ấn tượng nếu xét trên hàm lượng hóa phẩm sử dụng. Điều này cho thấy hóa phẩm hoạt động rất hiệu quả ở vùng hàm lượng H₂S thấp, phù hợp với mục tiêu xử lý khí độc trong các tình huống kiểm soát ban đầu hoặc hàm lượng thấp kéo dài.

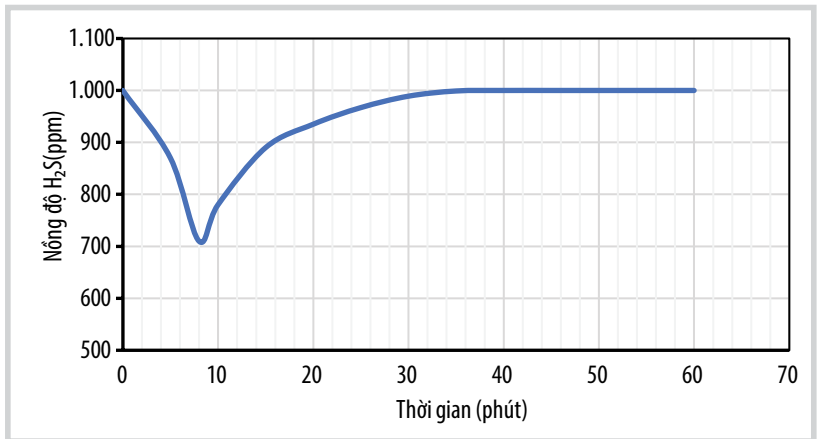
Ở mức hàm lượng H₂S trung bình là 1.000 ppm, hóa phẩm vẫn giữ được tốc độ phản ứng nhanh với thời gian t_{min} là 10 phút. Hàm lượng H₂S sau phản ứng giảm xuống 730 ppm, độ giảm tuyệt đối khoảng 270 ppm. Thời gian duy trì hiệu quả khử cũng giảm còn 26 phút. Mặc dù vậy, tổng lượng H₂S được hấp thụ vẫn đạt giá trị đạt 3.325 ppm, tương đương với mức hàm lượng 500 ppm khí H₂S ban đầu.

Khi hàm lượng H_2S đầu vào tăng lên đến 1.500 ppm, hiệu suất khử tiếp tục giảm mạnh. Hàm lượng thấp nhất đạt được là 1.245 ppm. Thời gian đạt hàm lượng thấp nhất là 9,8 phút nhanh nhất trong 3 trường hợp cho thấy phản ứng vẫn diễn ra nhanh chóng. Tuy nhiên, thời gian duy trì hiệu quả ngắn nhất, chỉ còn 24 phút. Mặc dù tổng lượng H_2S hấp thụ vẫn cao (3.319 ppm), gần bằng 2 trường hợp trước, nhưng hiệu suất xử lý giảm rõ rệt, phản ánh hiện tượng hóa phẩm bị bão hòa nhanh chóng trong môi trường H_2S cao.

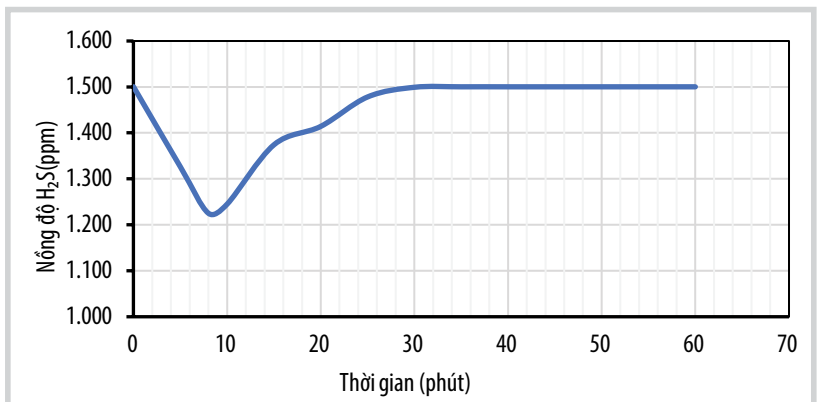
Từ 3 thí nghiệm có thể thấy, tốc độ phản ứng của chất khử HS-525 sẽ tăng dần theo hàm lượng H_2S ban đầu: khi tăng từ 500 ppm lên 1.500 ppm thời gian phản ứng giảm từ 11 phút xuống 9,8 phút. Nguyên nhân do khi hàm lượng H_2S tăng lên các phân tử chất khử dễ dàng “bắt gặp” các phân tử H_2S , dẫn đến số lượng va chạm tăng làm tăng tốc độ phản ứng. Bên cạnh việc thời gian t_{min} giảm thì t_{95} cũng tỷ lệ nghịch với hàm lượng H_2S ban đầu; lượng khí càng nhiều càng làm giảm thời gian duy trì của chất khử. Đây là một tín hiệu tốt, vì khi kết hợp với dữ liệu về tổng hàm lượng khí H_2S đã phản ứng có thể thấy trong cả 3 trường hợp với hàm lượng đầu vào khác nhau thì tổng lượng khí H_2S bị khử có giá trị gần bằng nhau. Điều này cho thấy khả năng hấp thụ H_2S của hóa phẩm không phụ thuộc vào hàm lượng đầu vào, nên có thể sử dụng trong các điều kiện hàm lượng H_2S khác nhau. Do đó, việc t_{95} giảm chỉ là dấu hiệu của việc tốc độ phản ứng tăng mạnh khi hàm lượng ban đầu tăng lên nhưng không làm ảnh hưởng đến khả năng khử của hóa phẩm.



Hình 9. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với chất khử HS-525 ở nhiệt độ $55^\circ C$ và hàm lượng ban đầu 500 ppm.



Hình 10. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với chất khử HS-525 ở nhiệt độ $55^\circ C$ và hàm lượng ban đầu 1.000 ppm.



Hình 11. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với chất khử HS-525 ở nhiệt độ $55^\circ C$ hàm lượng ban đầu 1.500 ppm.

Bảng 6. Thông số khả năng khử của H_2S của 1.000 ppm hóa phẩm HS-525 tại các hàm lượng ban đầu khác nhau ở $55^\circ C$

TT	Hàm lượng H_2S (ppm)	Hàm lượng H_2S thấp nhất (ppm)	t_{min} (phút)	t_{95} (phút)	Tổng lượng khí H_2S hấp thụ (ppm)
1	500	287	8	22	3.335
2	1.000	710	8	21,8	3.314
3	1.500	1225	8	22	3.451

3.2.2. Nghiên cứu ảnh hưởng của hàm lượng H_2S ban đầu tại nhiệt độ 55°C

Bảng 6 thể hiện kết quả khảo sát hiệu quả hấp thụ khí H_2S của một hóa phẩm tại 3 mức hàm lượng đầu vào khác nhau: 500 ppm, 1.000 ppm và 1.500 ppm.

Ở hàm lượng 500 ppm H_2S đầu vào, hóa phẩm cho thấy khả năng hấp thụ tốt với hàm lượng H_2S thấp nhất đạt 287 ppm. Thời gian cần thiết để đạt giá trị này là 8 phút, cho thấy phản ứng hấp thụ diễn ra tương đối nhanh. Giá trị t_{95} tại điều kiện này là 22 phút, phản ánh thời gian mà hóa phẩm vẫn duy trì khả năng hấp thụ đáng kể trước khi bão hòa. Tổng lượng khí H_2S bị hấp thụ đạt 3.335 ppm cho thấy hiệu suất sử dụng hóa phẩm rất tốt.

Khi tăng hàm lượng H_2S ban đầu lên 1.000 ppm, hàm lượng thấp nhất sau hấp thụ là 710 ppm. Tuy nhiên, thời gian t_{min} vẫn giữ nguyên ở 8 phút và t_{95} chỉ giảm nhẹ xuống 21,8 phút. Tổng lượng khí H_2S hấp thụ đạt 3.314 ppm, gần tương đương với trường hợp 500 ppm. Điều này cho thấy mặc dù hiệu quả giảm hàm lượng H_2S tức thời suy giảm khi hàm lượng đầu vào tăng, nhưng dung lượng hấp thụ tổng thể của hóa phẩm vẫn được duy trì ổn định. Điều này có thể được lý giải do sự giới hạn trong tốc độ hấp thụ hoặc sự cạnh tranh giữa các phân tử H_2S tại các vị trí hấp thụ.

Tại hàm lượng H_2S ban đầu cao nhất là 1.500 ppm, hàm lượng H_2S thấp nhất ghi nhận được là 1.225 ppm. Tuy nhiên, cả t_{min} và t_{95} đều được duy trì ở 8 phút và 22 phút, tương tự với 2 điều kiện trước đó. Đặc biệt, tổng lượng khí H_2S hấp thụ tăng lên 3.451 ppm, là giá trị cao nhất trong 3 điều kiện khảo sát. Kết quả này cho thấy khi tải lượng khí đầu vào tăng, hóa phẩm vẫn có khả năng tiếp tục hấp thụ thêm H_2S . Việc tổng lượng khí hấp thụ tăng lên phản ánh khả năng tận dụng tốt các tâm hoạt động của hóa phẩm trong điều kiện tải cao.

Dựa trên dữ liệu trong Bảng 5 và 6, thể hiện hiệu quả khử H_2S của hóa phẩm HS-525 tại nhiệt độ 25°C và 55°C, có thể nhận thấy rằng nhiệt độ có ảnh hưởng rõ rệt đến tốc

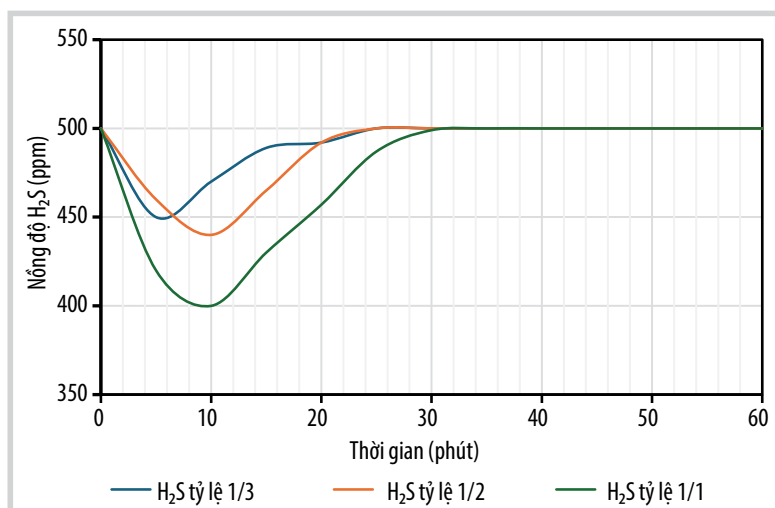
độ phản ứng và khả năng hấp thụ H_2S của hóa phẩm này.

Tại nhiệt độ 55°C, thời gian để đạt hàm lượng H_2S thấp nhất là 8 phút cho cả 3 mức hàm lượng ban đầu (500, 1.000 và 1.500 ppm). Trong khi đó, tại nhiệt độ 25°C, t_{min} lần lượt là 11 phút, 10 phút và 9,8 phút cho 3 hàm lượng tương ứng. Như vậy, khi nhiệt độ tăng từ 25°C lên 55°C, thời gian cần thiết để mức khử H_2S thấp nhất giảm xuống khoảng 2 - 3 phút, cho thấy phản ứng diễn ra nhanh hơn đáng kể khi được gia nhiệt. Điều này phản ánh đặc tính tăng tốc độ phản ứng hóa học theo nhiệt độ theo định luật Arrhenius.

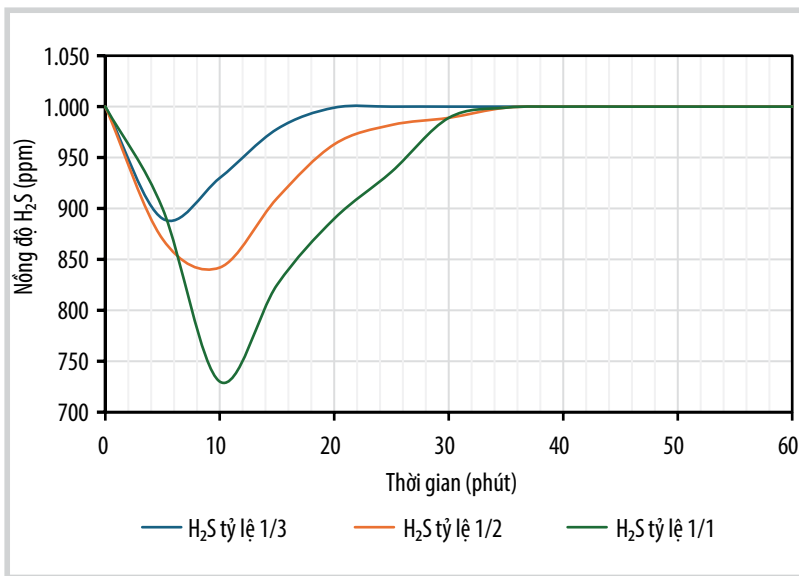
Bên cạnh đó, thời gian sử dụng 95% khả năng hấp thụ cũng giảm mạnh khi tăng nhiệt độ. Ở nhiệt độ 25°C, t_{95} dao động trong khoảng 24 - 30 phút, trong khi tại nhiệt độ 55°C, t_{95} chỉ còn 21,8 - 22 phút. Điều này cho thấy quá trình phản ứng tại nhiệt độ cao diễn ra hiệu quả hơn trong thời gian ngắn hơn, giúp giảm thời gian lưu giữ hóa phẩm trong hệ thống, từ đó tối ưu vận hành. Điều này có thể được lý giải do khả năng khuếch tán và phản ứng bề mặt của chất khử được cải thiện đáng kể khi nhiệt độ tăng, dẫn đến tốc độ phản ứng và hiệu suất xử lý H_2S tốt hơn.

Về khả năng khử H_2S , hàm lượng H_2S thấp nhất đạt được tại 2 mức nhiệt không có sự khác biệt đáng kể, dao động từ 287 ppm đến 1.225 ppm ở cả 2 điều kiện nhiệt độ. Tuy nhiên, điểm nổi bật là tổng lượng khí H_2S hấp thụ ở nhiệt độ 55°C có xu hướng cao hơn so với nhiệt độ 25°C. Cụ thể, tại hàm lượng H_2S ban đầu 1.500 ppm, lượng khí bị hấp thụ ở nhiệt độ 55°C đạt 3.451 ppm so với 3.319 ppm ở nhiệt độ 25°C, cho thấy hiệu suất khử tăng lên đáng kể khi nhiệt độ tăng.

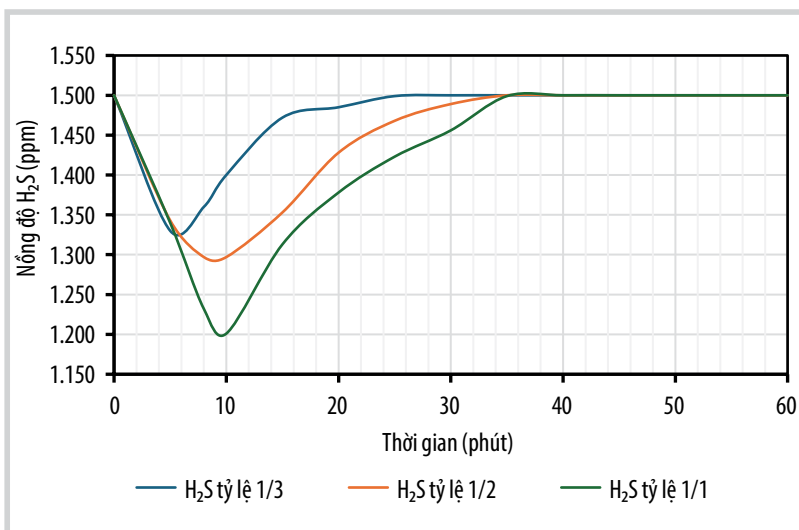
Tóm lại, tăng nhiệt độ từ 25°C lên 55°C làm tăng tốc độ phản ứng, rút ngắn thời gian xử lý và nâng cao hiệu suất hấp thụ H_2S của hóa phẩm HS-525. Điều này cho thấy việc gia nhiệt là một yếu tố quan trọng và có lợi trong việc tối ưu hóa quá trình khử H_2S bằng hóa phẩm này, đặc biệt trong các hệ thống công nghiệp yêu cầu tốc độ xử lý nhanh và hiệu quả hấp thụ cao.



Hình 12. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với tỷ lệ HS-525/ H_2S = 1/3 ở nhiệt độ thường (500 ppm).



Hình 13. Đường biểu diễn hàm lượng khí H₂S theo thời gian với tỷ lệ HS-525/H₂S = 1/3 ở nhiệt độ thường (1.000 ppm).



Hình 14. Đường biểu diễn hàm lượng khí H₂S theo thời gian với tỷ lệ HS-525/H₂S = 1/3 ở nhiệt độ thường (1.500 ppm).

Bảng 7. Tóm tắt các thông số đo đối với mẫu HS-525 với các tỷ lệ khác nhau ở nhiệt độ thường

Hàm lượng ban đầu (ppm)	Tỷ lệ	Hàm lượng H ₂ S thấp nhất (ppm)	t _{min} (phút)	t ₉₅ (phút)	Tổng lượng khí H ₂ S hấp thụ (ppm)
500	1/1	400	10	22	1.535
	1/2	428	10	18	762
	1/3	450	6	14,3	495
1.000	1/1	730	10	26	3.325
	1/2	842	8	16	1.565
	1/3	890	5	14	1.015
1.500	1/1	1.201	10,4	26	4.450
	1/2	1.297	8	16	2.224
	1/3	1.330	6	14	1.570

3.3. Nghiên cứu ảnh hưởng của tỷ lệ HS-525/H₂S tới khả năng khử của hóa chất scavenger

3.3.1. Nghiên cứu ảnh hưởng của tỷ lệ HS-525/H₂S ở nhiệt độ thường

Các nghiên cứu ảnh hưởng của tỷ lệ HS-525/H₂S được đánh giá ở 3 giá trị khác nhau, bao gồm 1/1, 1/2 và 1/3.

Kết quả khảo sát khả năng khử H₂S của hóa chất HS-525 với hàm lượng đầu vào cố định 500 ppm và 3 tỷ lệ hóa phẩm/hàm lượng H₂S khác nhau cho thấy tỷ lệ hóa phẩm có ảnh hưởng rõ rệt đến hiệu quả hấp thụ. Khi sử dụng tỷ lệ 1/1, hàm lượng H₂S giảm nhanh chóng xuống mức thấp nhất là 400 ppm trong vòng 10 phút, thời gian đạt đến 95% hàm lượng cân bằng là 22 phút và tổng lượng H₂S bị hấp thụ đạt 1.535 ppm. Ở tỷ lệ 1/2, hàm lượng H₂S thấp nhất chỉ còn 428 ppm, t₉₅ giảm xuống còn 18 phút, và tổng lượng hấp thụ chỉ còn 762 ppm. Tại tỷ lệ thấp nhất 1/3, hiệu quả khử giảm đáng kể với hàm lượng H₂S tối thiểu là 450 ppm, t_{min} chỉ còn 6 phút và t₉₅ ngắn nhất là 14,3 phút, tổng lượng H₂S hấp thụ đạt 495 ppm.

Tại hàm lượng 1.000 ppm H₂S đầu vào, khả năng khử H₂S của hóa chất HS-525 tiếp tục thể hiện xu hướng tỷ lệ thuận với lượng hóa phẩm sử dụng. Với tỷ lệ hóa phẩm/hàm lượng H₂S là 1/1, hàm lượng H₂S giảm xuống mức thấp nhất là 730 ppm sau 10 phút, t₉₅

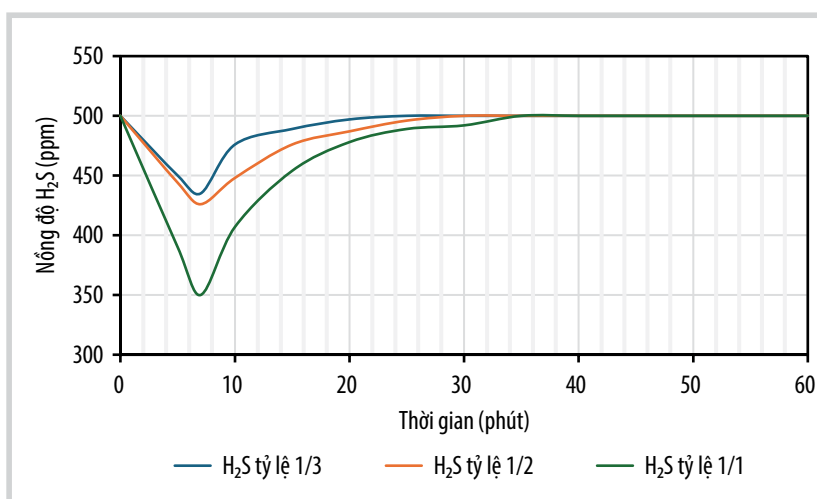
là 26 phút và tổng lượng H_2S bị hấp thụ đạt 3.325 ppm. Khi giảm tỷ lệ xuống 1/2, hàm lượng thấp nhất chỉ còn 842 ppm, thời gian t_{min} rút ngắn còn 8 phút và t_{95} giảm còn 16 phút, với tổng lượng hấp thụ là 1.565 ppm. Tại tỷ lệ thấp nhất 1/3, hiệu quả xử lý suy giảm rõ rệt, khi hàm lượng H_2S thấp nhất chỉ đạt 890 ppm, t_{min} là 5 phút, t_{95} ngắn nhất 14 phút và lượng H_2S bị hấp thụ chỉ còn 1.015 ppm.

Tại hàm lượng 1.500 ppm H_2S đầu vào, khả năng khử H_2S của hóa chất HS-525 tiếp tục thể hiện xu hướng tỷ lệ thuận với lượng hóa phẩm sử dụng. Với tỷ lệ hóa phẩm/hàm lượng H_2S là 1/1, hàm lượng H_2S giảm xuống mức thấp nhất là 1.201 ppm sau 10,4 phút, thời gian đạt 95% hàm lượng cân bằng là 26 phút và tổng lượng H_2S bị hấp thụ đạt 4.450 ppm. Khi giảm tỷ lệ xuống 1/2, hàm lượng thấp nhất chỉ còn 842 ppm, thời gian t_{min} thấp rút ngắn còn 8 phút và t_{95} giảm còn 16 phút, với tổng lượng hấp thụ là 2.224 ppm. Tại tỷ lệ thấp nhất 1/3, hiệu quả xử lý suy giảm rõ rệt, khi hàm lượng H_2S thấp nhất chỉ đạt 1.330 ppm, t_{min} thấp là 5 phút, t_{95} ngắn nhất 14 phút và lượng H_2S bị hấp thụ chỉ còn 1.570 ppm.

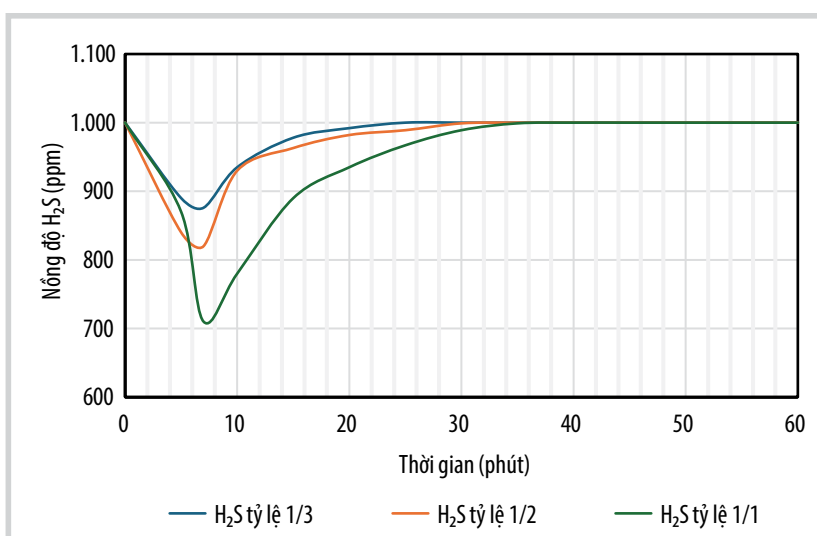
Kết quả thực nghiệm với hàm lượng H_2S ban đầu khác nhau, có thể nhận thấy ảnh hưởng rõ rệt của tỷ lệ hóa phẩm/hàm lượng H_2S đến hiệu quả xử lý khí độc của hóa chất HS-525. Ở cả 3 mức hàm lượng, khi tăng tỷ lệ hóa phẩm từ 1/3 lên 1/1, hiệu suất khử H_2S được cải thiện đáng kể, thể hiện qua 3 yếu tố chính: (i) hàm lượng H_2S tối thiểu đạt được thấp hơn, (ii) thời gian duy trì hấp thụ kéo dài hơn và (iii) tổng lượng H_2S bị hấp thụ lớn hơn.

3.3.2. Nghiên cứu ảnh hưởng của tỷ lệ HS-525/ H_2S ở nhiệt độ 55°C

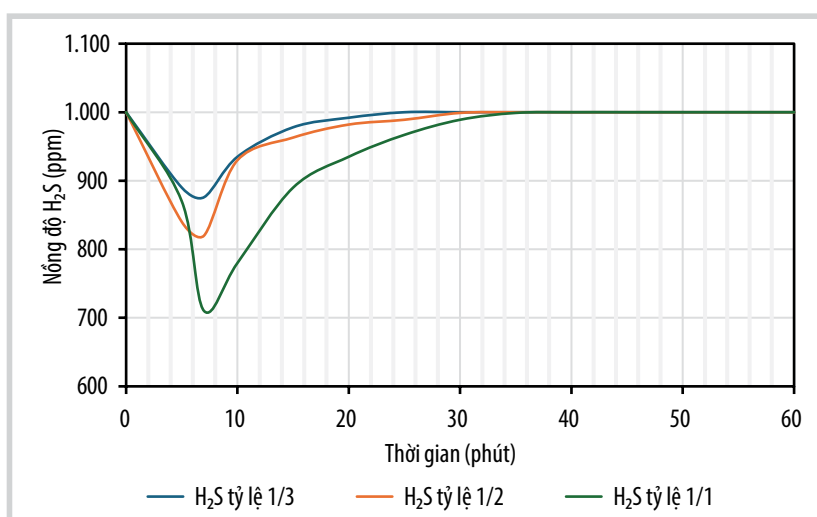
Để thị biểu diễn sự thay đổi hàm lượng khí H_2S theo thời gian khi sử dụng hóa phẩm HS-525 với 3 tỷ lệ khác nhau tại hàm lượng ban đầu 500 ppm cho thấy hiệu quả hấp thụ H_2S tăng lên khi



Hình 15. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với các tỷ lệ HS-525/ H_2S khác nhau ở nhiệt độ 55°C (500 ppm).



Hình 16. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với các tỷ lệ HS-525/ H_2S khác nhau ở nhiệt độ 55°C (1.000 ppm).



Hình 17. Đường biểu diễn hàm lượng khí H_2S theo thời gian với các tỷ lệ HS-525/ H_2S khác nhau ở nhiệt độ 55°C (1.500 ppm).

Bảng 8. Kết quả đo đối với mẫu HS-525 ở nhiệt độ 55°C

Hàm lượng ban đầu (ppm)	Tỷ lệ	Hàm lượng H ₂ S thấp nhất (ppm)	t _{min} (phút)	t ₉₅ (phút)	Tổng lượng khí H ₂ S hấp thụ (ppm)
500	1/1	350	8	20	1.575
	1/2	426	7,8	16	794
	1/3	440	7,4	14	504
1.000	1/1	710	8	21,8	3.314
	1/2	820	7,7	16	1.625
	1/3	890	7,8	15	1.105
1.500	1/1	1.158	8	24	4.531
	1/2	1.297	7,5	17	2.265
	1/3	1.330	7,7	16	1.680

tăng lượng hóa phẩm. Ở tỷ lệ 1/1, hàm lượng H₂S giảm mạnh xuống mức thấp nhất là 350 ppm sau 8 phút, sau đó tăng dần và đạt trạng thái gần như ổn định sau khoảng 20 phút. Với tỷ lệ 1/2, giá trị tối thiểu đạt được là 426 ppm tại thời điểm 7,8 phút và hồi phục về mức ổn định nhanh hơn (16 phút). Tỷ lệ 1/3 có xu hướng hiệu quả thấp nhất, thể hiện qua đường cong có mức giảm thấp rõ rệt và phục hồi sớm.

Số liệu cho thấy tổng lượng H₂S bị hấp thụ ở tỷ lệ 1/1 là 1.575 ppm, gần gấp đôi so với tỷ lệ 1/2 (794 ppm). Điều này khẳng định vai trò quyết định của liều lượng hóa phẩm đối với khả năng xử lý khí H₂S, đặc biệt trong điều kiện hàm lượng thấp. Hiệu ứng hấp thụ rõ rệt nhất ở tỷ lệ cao và cả tốc độ phản ứng cũng được kéo dài, cho thấy thời gian tác động hiệu quả lâu hơn.

Khi hàm lượng ban đầu của H₂S tăng lên 1.000 ppm, hiệu quả xử lý của hóa phẩm HS-525 vẫn cho thấy sự phụ thuộc đáng kể vào tỷ lệ hóa phẩm. Tại tỷ lệ 1/1, hàm lượng H₂S giảm xuống còn 710 ppm tại thời điểm 8 phút và hồi phục sau khoảng 21,8 phút là khoảng t₉₅ dài nhất trong 3 tỷ lệ, cho thấy hiệu quả duy trì hấp thụ được kéo dài. Với tỷ lệ 1/2 và 1/3, hàm lượng H₂S thấp nhất lần lượt là 820 ppm và 890 ppm, với t₉₅ rút ngắn còn 16 và 15 phút.

Tổng lượng H₂S được hấp thụ cũng phản ánh rõ sự chênh lệch hiệu suất theo tỷ lệ: tỷ lệ 1/1 đạt mức hấp thụ 3.314 ppm, cao gấp đôi tỷ lệ 1/2 (1.625 ppm) và gấp hơn 3 lần tỷ lệ 1/3 (1.105 ppm). Đặc biệt, tỷ lệ 1/1 cho thấy đường cong có độ dốc rõ rệt và khả năng duy trì hàm lượng thấp lâu hơn, cho thấy sự bền vững của hiệu ứng hấp thụ trong điều kiện hàm lượng khí trung bình.

Ở mức hàm lượng cao nhất là 1.500 ppm, hiệu quả xử lý khí H₂S của hóa phẩm HS-525 tiếp tục phụ thuộc mạnh vào tỷ lệ pha loãng. Tỷ lệ 1/1 đạt mức hàm lượng H₂S thấp

nhất là 1.158 ppm sau 8 phút và phục hồi về trạng thái ổn định sau 24 phút. Trong khi đó, tỷ lệ 1/2 và 1/3 chỉ giảm xuống được lần lượt là 1.297 ppm và 1.330 ppm, với thời gian hồi phục lần lượt là 17 và 16 phút.

Tổng lượng khí H₂S bị hấp thụ tăng đáng kể theo tỷ lệ hóa phẩm, với giá trị tương ứng là 4.531 ppm (tỷ lệ 1/1), 2.265 ppm (tỷ lệ 1/2) và 1.680 ppm (tỷ lệ 1/3). Điều đáng chú ý là mặc dù hiệu suất tương đối giảm theo tỷ lệ hóa phẩm, tổng khối lượng khí bị hấp thụ vẫn tăng theo hàm lượng ban đầu, phản ánh tiềm năng ứng dụng của HS-525 trong môi trường có tải lượng H₂S cao.

Khả năng khử H₂S của hóa phẩm HS-525 được đánh giá thông qua các thông số thực nghiệm tại điều kiện nhiệt độ 25°C và 55°C với 3 mức hàm lượng khí H₂S đầu vào là 500 ppm, 1.000 ppm và 1.500 ppm. Kết quả thu được cho thấy nhiệt độ phản ứng có ảnh hưởng rõ rệt đến hiệu quả xử lý của hóa phẩm, thể hiện qua sự thay đổi của hàm lượng H₂S thấp nhất đạt được, thời gian hấp thụ đặc trưng, và tổng lượng H₂S bị hấp thụ.

Ở cùng một hàm lượng đầu vào và tỷ lệ hóa phẩm, khi tăng nhiệt độ từ 33°C lên 55°C, hàm lượng H₂S thấp nhất sau phản ứng giảm mạnh, chứng tỏ hiệu suất hấp thụ tăng lên rõ rệt. Ví dụ, tại hàm lượng 500 ppm và tỷ lệ 1/1, hàm lượng H₂S tối thiểu đạt 400 ppm ở 33°C, trong khi ở 55°C chỉ còn 350 ppm. Tương tự, ở hàm lượng 1.500 ppm và tỷ lệ 1/1, mức thấp nhất là 1.201 ppm tại 33°C nhưng giảm xuống chỉ còn 1.158 ppm tại 55°C.

Thời gian đạt hàm lượng thấp nhất có xu hướng rút ngắn hoặc giữ ổn định khi tăng nhiệt độ, trong khi t₉₅ có xu hướng tăng nhẹ. Đáng chú ý là tổng lượng H₂S bị hấp thụ tăng đáng kể ở nhiệt độ cao hơn.

Sự cải thiện hiệu quả xử lý khi tăng nhiệt độ có thể được lý giải bằng việc nhiệt độ cao thúc đẩy quá trình

khuếch tán khí H_2S vào pha lỏng hoặc vật liệu phản ứng, đồng thời tăng tốc độ phản ứng hóa học giữa H_2S và hoạt chất trong hóa phẩm HS-525. Ngoài ra, nhiệt độ cao có thể làm giảm độ nhớt và tăng khả năng tương tác giữa các pha, tạo điều kiện thuận lợi cho quá trình chuyển khối và phản ứng xảy ra hiệu quả hơn.

Trong thực tế, hệ hóa phẩm khử H_2S khi được đưa vào sử dụng trong hệ thống thu gom, xử lý và vận chuyển dầu khí sẽ tiếp xúc trực tiếp với nhiều thành phần có thể ảnh hưởng đến hiệu quả xử lý gồm nước đồng hành, dầu thô, và các loại hóa phẩm hiện đang sử dụng trong hệ thống như hóa phẩm khử dầu trong nước, hóa phẩm ức chế lắng đọng muối vô cơ, chất ức chế ăn mòn, chất diệt khuẩn, chất phá nhũ, chất giảm nhiệt độ đông đặc.

Việc đánh giá tính tương hợp (hòa tan, phân tán, không kết tủa, không phản ứng phụ...) giữa hệ hóa phẩm khử H_2S và các thành phần trên là cần thiết nhằm đảm bảo an toàn và hiệu quả khi triển khai công nghệ trong điều kiện thực tế. Nhóm tác giả đã đánh giá sơ bộ về khả năng tương thích của hóa phẩm HS-525 đối với các loại hóa phẩm trong quy mô phòng thí nghiệm. Kết quả ban đầu cho thấy HS-525 tương thích tốt với các chất và không xảy ra hiện tượng tạo nhũ, kết tủa, không xảy ra hiện tượng bất thường về tính chất vật lý.

Với khả năng phản ứng mạnh của hóa phẩm với khí H_2S , hàm lượng hóa phẩm sử dụng được tối ưu. Theo tính toán của nhóm tác giả, lượng hóa phẩm khử HS-525 thải ra môi trường kèm với nước đồng hành đạt khoảng 0,25 mg/L nước đồng hành, không ảnh hưởng đến môi trường.

4. Kết luận

Chất khử H_2S HS-525 mới dựa trên paraformaldehyde và ethylene glycol cho kết quả ấn tượng về tốc độ phản ứng và khả năng hấp thụ H_2S . Phổ FT-IR chứng tỏ HS-525 chứa nhóm hemiacetal đặc trưng, phù hợp thiết kế không triazine. Trong tất cả các điều kiện thử nghiệm, HS-525 giảm nhanh hàm lượng H_2S và dung lượng hấp thụ tối đa theo tỷ lệ HS-525/ H_2S được đề xuất là 1:3. Ngoài ra các thí nghiệm cũng đã chứng minh HS-525 có khả năng xử lý H_2S ở các khoảng nhiệt độ khác nhau mà không bị suy giảm chất lượng của hóa phẩm. Những đặc tính này cho thấy HS-525 hoạt động ổn định dưới các điều kiện khác nhau và khắc phục được các nhược điểm của chất khử H_2S gốc triazine như có pH = 6 - 8 trung tính, tránh gây lắng đọng cặn Ca^{2+} gây tắc nghẽn đường ống, thân thiện với môi trường... Kết quả nghiên cứu đã xác nhận tính khả thi của hướng phát triển hóa phẩm khử H_2S không

chứa triazine và cung cấp cơ sở để phát triển và tối ưu hóa thành phần cho các nghiên cứu tiếp theo.

Tài liệu tham khảo

- [1] Võ Thị Thương, Trần Vĩnh Lộc, Lê Dương Hải, Trần Nam Thanh, Nguyễn Anh Tuấn, Lê Mai Phương, Huỳnh Minh Thuận, "Đánh giá và đề xuất phương án công nghệ loại bỏ H_2S trong khí từ mỏ Cá Voi Xanh", *Tạp chí Dầu khí*, số 2, trang 47 - 53, 2017.
- [2] PVN, "Thông báo về việc khảo sát sự quan tâm để hợp tác, triển khai hoạt động dầu khí tại Lô 01/97&02/97".
- [3] Obakore W. Agbroko, Karishma Piler, and Tracy J. Benson, "A comprehensive review of H_2S scavenger technologies from oil and gas streams", *ChemBioEng Reviews*, Volume 4, Issue 6, pp. 339 - 359, 2017. DOI: 10.1002/cben.201600026.
- [4] Ismail A. Elhady, "Development in the scavenging efficiency of H_2S scavengers in oil and gas industry", *Natural Volatiles & Essential Oils Journal*, Volume 9, Issue 2, pp. 219 - 229, 2022.
- [5] F. Chaudhry, G.L. Mobley, Y.H. Tsang, S. Ramachandran, V. Jovancicevic, S.C. Braman, E.N. Rowton, A.P. McDonald, and J.A. Davis, "Laboratory development of a novel, non-triazine-based hydrogen sulfide scavenger and field implementation in the haynesville shale", *SPE International Conference on Oilfield Chemistry*, The Woodlands, Texas, USA, 8 - 10 April 2013. DOI: 10.2118/164077-MS.
- [6] J.J. Wylde, G.N. Taylor, K.S. Sorbie, and W.N. Samaniego, "Synthesis and reaction byproduct characterization and mechanistic understanding of hemiformal based hydrogen sulfide scavengers", *Energy and Fuels*, Volume 34, Issue 4, pp. 4808 - 4821, 2020. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.0c00110.
- [7] Aaron D. Martinez, Erick J. Acosta Otero, Maximilian A. Silvestri, Joseph P. Bailey, and Jose M. Macias, "Functionalized hydrogen sulfide scavengers", United States Patent US20140166282A1, 19/6/2014.
- [8] Aaron D. Martinez, Ravindranath Mukkamala, Erick J. Acosta Otero, Joseph P. Bailey, "Scavenging hydrogen sulfide", United States Patent US20140166289A1, 19/6/2014.
- [9] Conchita Mendez, Alvaro A. Oliveira Magalhaes, Pedro Altoe, and Eduardo Acosta, " H_2S scavengers injection: A novel evaluation protocol to enhance the

integrity of production lines", *Offshore Technology Conference*, Houston, Texas, 4 - 7 May 2009. DOI: 10.4043/20168-MS.

[10] Giuseppe Messina, Giovanna Chessa, Loreno Lorenzoni, and Riccardo Mansani, "*Process for the synthesis of alpha-hydroxy-esters*", European Patent EP0463676A1, 2/1/1992.

[11] Jerry J. Weers, Soma Chakraborty and Vaithilingam Panchalingam, "*Functionalized aldehydes*

as H₂S and mecantan scavengers", United States Patent US10829699B2, 10/11/2020.

[12] Jeffery Caleb Clark, Matthew Trevino and Lawrence J. Karas, Julian M. Gallardo, Prakasa Anantaneni, Rafaela Carvalhal Passos, Christopher Burrell, and Geeta Rana, "*Hydrogen sulfide scavengers*", United States Patent US10538710B2, 21/1/2020.

DEVELOPMENT OF A NON-TRIAZINE H₂S SCAVENGER FOR OIL AND GAS GATHERING, TREATMENT, AND TRANSPORTATION SYSTEMS

Nguyen Minh Tien¹, Vu Van Duc¹, Do Thanh Trung¹, Ngo Thi Nguyen¹, Le Huy Thuong², Nguyen Ngoc Diep²

¹PVChem-Tech Company Limited

²Cortek Company Limited

Email: tiennm@pvchem.com.vn

Summary

This study presents the synthesis and performance evaluation of a non-triazine hydrogen sulfide (H₂S) scavenger, designated as HS-525, prepared from paraformaldehyde and ethylene glycol. FT-IR analysis confirmed the formation of characteristic hemiacetal linkages, indicating successful synthesis and the absence of nitrogen-containing structures. Experimental investigations assessing the effects of H₂S concentration, temperature, and scavenger-to-gas ratio indicate that HS-525 reacts rapidly with H₂S, maintains stable scavenging capacity across a wide range of tested conditions, and exhibits high absorption performance even at elevated H₂S concentrations. Increasing temperature enhances both reaction rate and removal efficiency, while higher scavenger dosage provides superior performance. Under neutral pH conditions, HS-525 does not cause corrosion or calcium carbonate precipitation and is more environmentally benign than conventional triazine-based scavengers. The study results demonstrate the potential of developing non-triazine H₂S scavengers for oil and gas collection, treatment, and transportation systems.

Key words: Hydrogen sulfide, non-triazine, pipeline, alpha-hydroxy alkyl, corrosion.

TRIỂN VỌNG NĂNG LƯỢNG TOÀN CẦU ĐẾN NĂM 2050

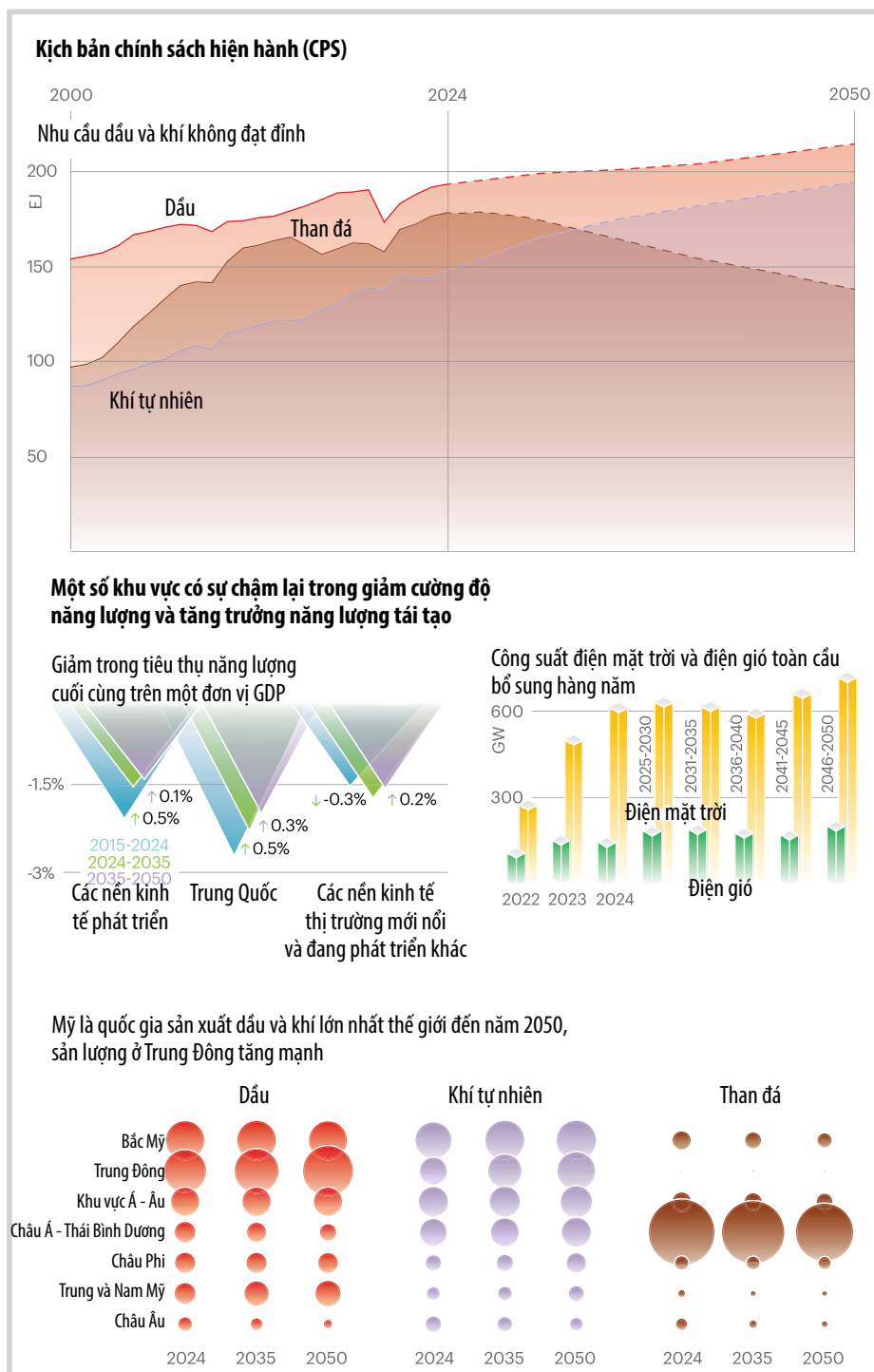
Trong Báo cáo “Triển vọng năng lượng toàn cầu” (World Energy Outlook 2025) [1], Cơ quan Năng lượng Quốc tế (IEA) đã phân tích các xu hướng mới nhất về công nghệ, thị trường và chính sách năng lượng, đồng thời phân tích các vấn đề liên quan đến an ninh nguồn cung, khả năng chi trả và tính bền vững trong quá trình chuyển dịch năng lượng toàn cầu.

Trong Báo cáo “Triển vọng năng lượng toàn cầu” năm 2025 [1], IEA đánh giá xu hướng cung - cầu năng lượng trong 4 kịch bản gồm: chính sách hiện hành (CPS), chính sách đã công bố (STEPS), tiếp cận năng lượng toàn diện (ACCESS) và phát thải ròng bằng 0 vào năm 2050 (NZE). Đặc biệt, IEA so sánh CPS và STEPS, phân tích sự thay đổi của các loại nhiên liệu và công nghệ, đánh giá tác động của 2 kịch bản này đối với an ninh năng lượng, xu hướng đầu tư và khả năng chi trả.

Kịch bản CPS

IEA dự báo nhu cầu năng lượng toàn cầu tăng 1,2%/năm đến năm 2035, tương đương tổng nhu cầu năng lượng của Mỹ hiện nay. Các nền kinh tế mới nổi và đang phát triển chiếm 90% mức tăng trưởng này. Sau năm 2035, tốc độ tăng trưởng nhu cầu năng lượng toàn cầu giảm xuống còn 0,8%/năm (Hình 1, 2).

Trong số các nền kinh tế mới nổi và đang phát triển, Ấn Độ có mức tăng nhu cầu năng lượng nhanh nhất, trung bình 3%/năm đến năm 2035. Nhu cầu năng lượng tăng 2,6%/năm ở khu vực Đông Nam Á, 2,4%/năm ở khu vực Trung Đông và 2,1%/năm ở khu vực châu Phi. Trung Quốc từng chiếm hơn 1/2 mức tăng nhu cầu năng lượng toàn cầu trong 25 năm qua, nhưng sau khi nền kinh



Hình 1. Kịch bản chính sách hiện hành (CPS) của IEA [1].

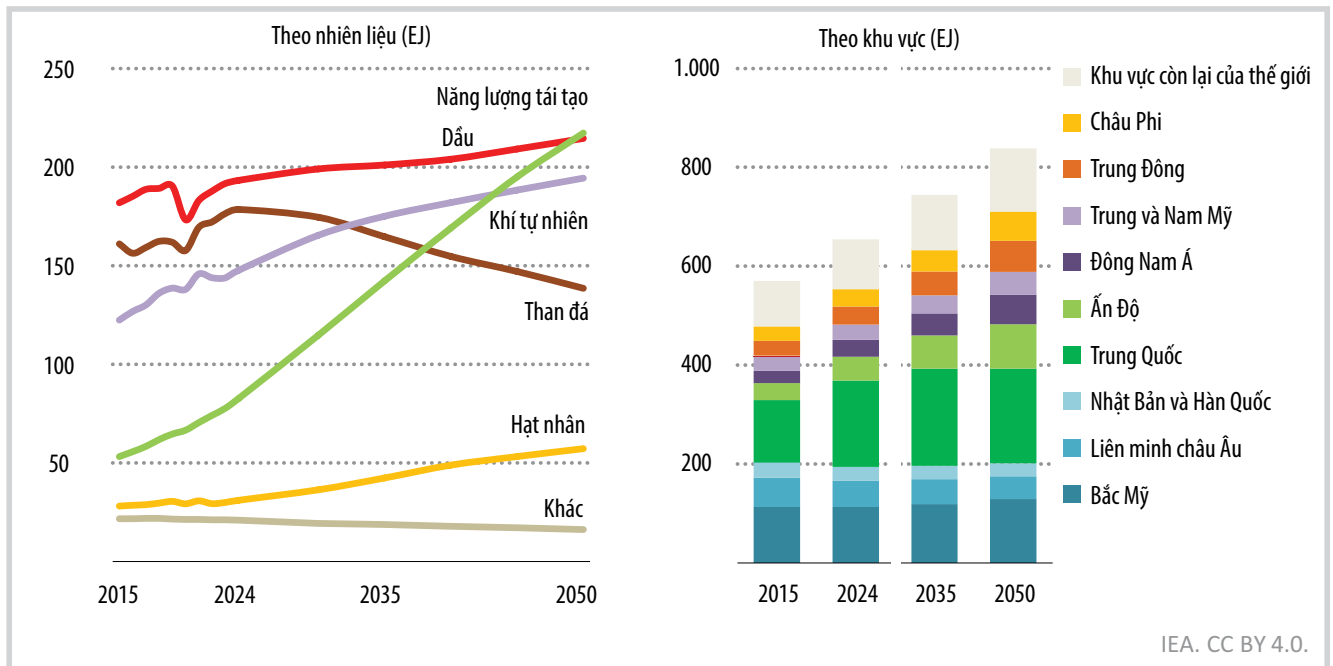
tế của nước này thay đổi cấu trúc, nhu cầu năng lượng của Trung Quốc chỉ tăng trung bình 1,1%/năm đến năm 2035, chỉ bằng 1/3 mức tăng 3,6%/năm giai đoạn 2015 - 2024. Nhu cầu năng lượng ở các nền kinh tế phát triển tăng trung bình khoảng 0,15%/năm đến năm 2035.

Tốc độ triển khai công nghệ năng

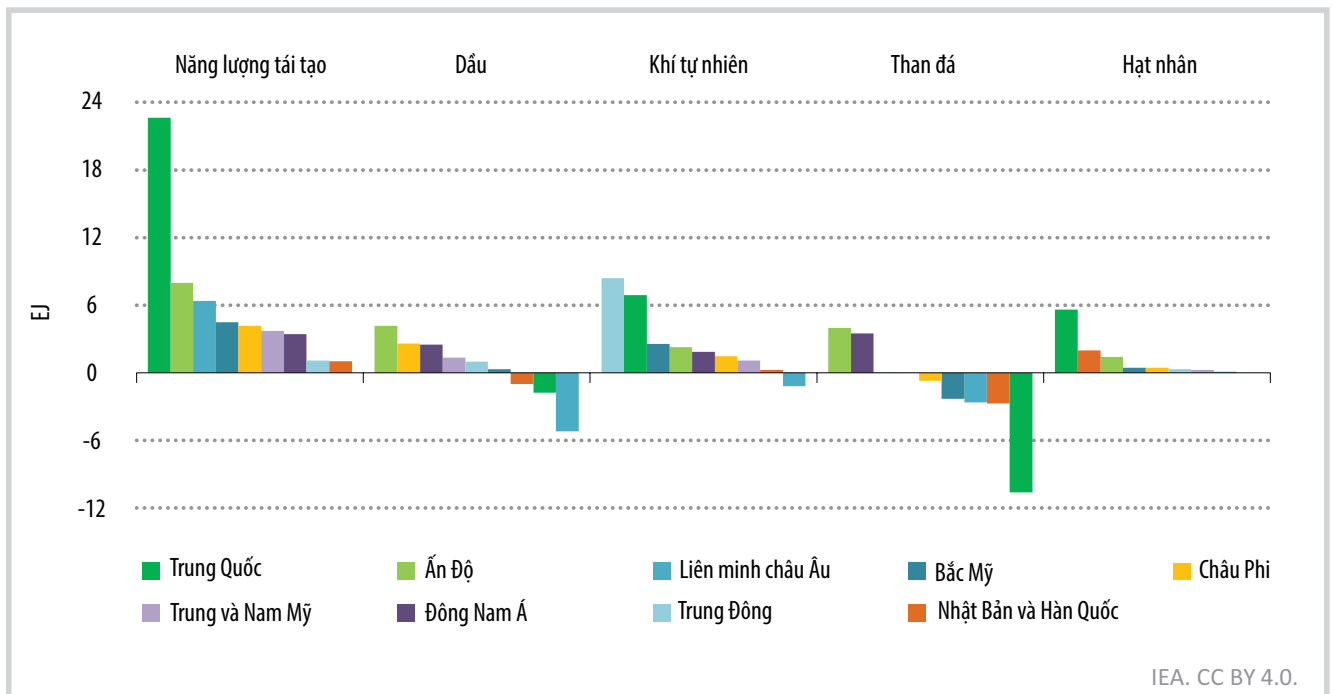
lượng sạch và hiệu quả năng lượng giảm ở nhiều khu vực trong kịch bản CPS, chỉ tiếp tục tăng ở một số quốc gia sử dụng công nghệ năng lượng sạch với thời gian hoàn vốn ngắn. Hiện nay, hơn 40 quốc gia có chính sách mở rộng sử dụng điện hạt nhân, với tổng vốn đầu tư đã tăng gấp đôi so với năm 2015, do đó công suất điện hạt

nhân toàn cầu theo kịch bản CPS được dự báo sẽ tăng thêm 1/3 vào năm 2035.

Đà tăng trưởng công suất điện mặt trời và điện gió trong những năm gần đây có dấu hiệu giảm dần theo kịch bản CPS. Tuy nhiên, công suất năng lượng tái tạo vẫn tăng khoảng 70% đến năm 2035, với 2/3 công suất điện mặt trời và điện gió



Hình 2. Tổng nhu cầu năng lượng toàn cầu đến năm 2050 theo kịch bản CPS [1].



Hình 3. Tăng trưởng nhu cầu năng lượng toàn cầu trong giai đoạn 2024 - 2035 theo kịch bản CPS [1].

toàn cầu được lắp đặt mới ở Trung Quốc trong thập kỷ tới (Hình 3).

Nhu cầu dầu, không bao gồm nhiên liệu sinh học, được dự báo tăng hơn 5 triệu thùng/ngày lên mức 105 triệu thùng/ngày vào năm 2035 và 113 triệu thùng/ngày vào năm 2050 (Hình 4), chủ yếu do sự phát triển của lĩnh vực vận tải đường bộ (ở các nền kinh tế thị trường mới nổi và đang phát triển), vận tải hàng không và nguyên liệu đầu vào cho lĩnh vực hóa dầu. Nhu cầu dầu trong lĩnh vực công nghiệp tăng 2,1%/năm đến năm 2035, tăng 1,9%/năm so với năm 2015, chủ yếu để sử dụng cho lĩnh vực hóa dầu.

Dầu vẫn là nhiên liệu quan trọng nhất đến năm 2050 trong kịch bản CPS. Trung Quốc chiếm hơn 75% tăng trưởng nhu cầu dầu toàn cầu giai đoạn 2015 - 2024, nhưng triển vọng tương lai đang thay đổi do quá trình điện khí hóa phương tiện vận tải và sự chuyển dịch dần sang mô hình

tăng trưởng ít tiêu tốn năng lượng hơn. Ấn Độ sẽ dẫn đầu tăng trưởng nhu cầu dầu trong 10 năm tới, tăng từ 5,5 triệu thùng/ngày năm 2024 lên 8 triệu thùng/ngày vào năm 2035.

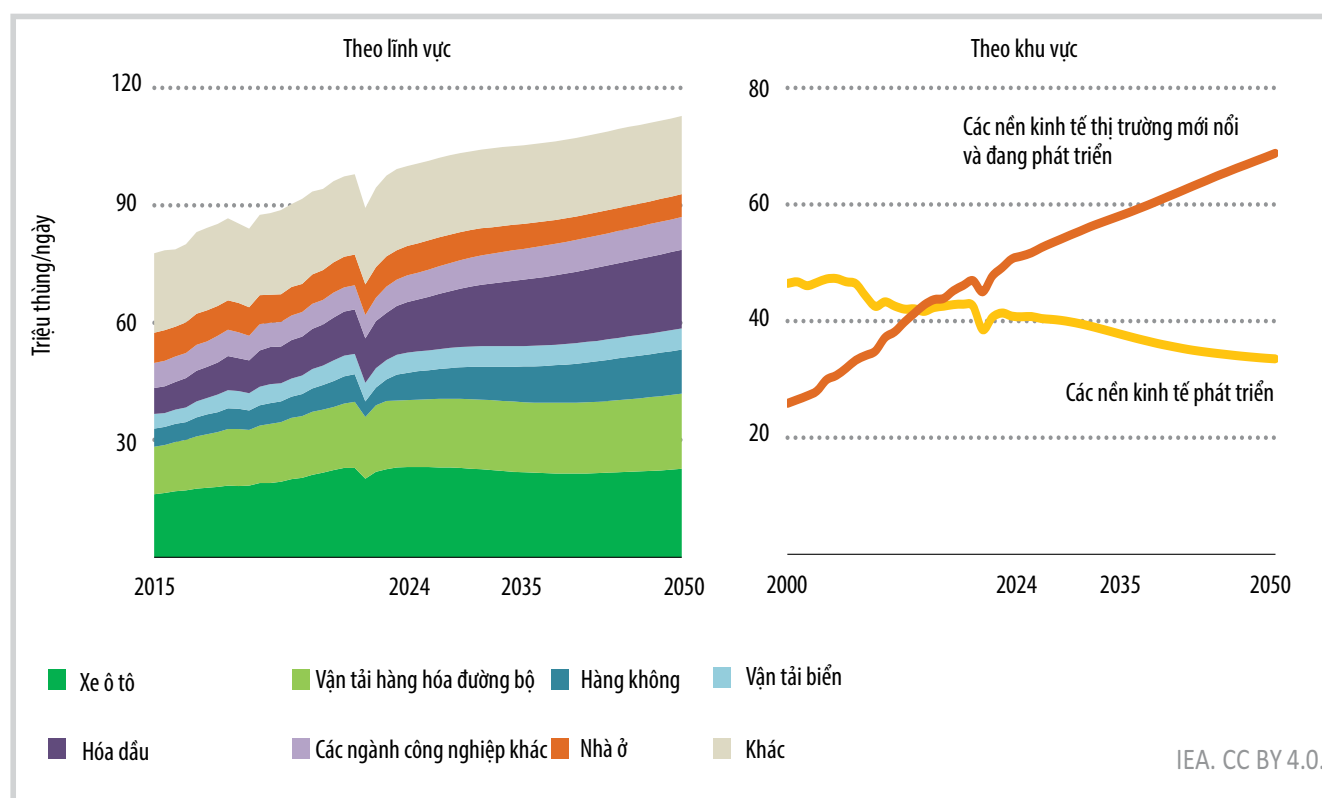
Nhu cầu khí tự nhiên toàn cầu được IEA dự báo sẽ tăng lên khoảng 5.000 tỷ m³ vào năm 2035, trong đó khí thiên nhiên hóa lỏng (LNG) tăng 60% lên 880 tỷ m³. Nhu cầu khí tự nhiên toàn cầu đến năm 2050 đạt 5.600 tỷ m³, trong đó nhu cầu tăng mạnh ở khu vực Trung Đông và các nền kinh tế đang phát triển ở khu vực châu Á. Thị trường LNG toàn cầu tăng từ 560 tỷ m³ (2024) lên 880 tỷ m³ (2035) và đạt 1.020 tỷ m³ vào năm 2050.

Nguồn cung dầu ngoài OPEC+ tăng 4 triệu thùng/ngày đến năm 2035, chiếm 3/4 tăng trưởng nguồn cung dầu toàn cầu trong giai đoạn này, chủ yếu tập trung tại Mỹ, Canada, Guyana, Brazil và Argentina. Nguồn cung dầu của Mỹ đạt mức cao kỷ

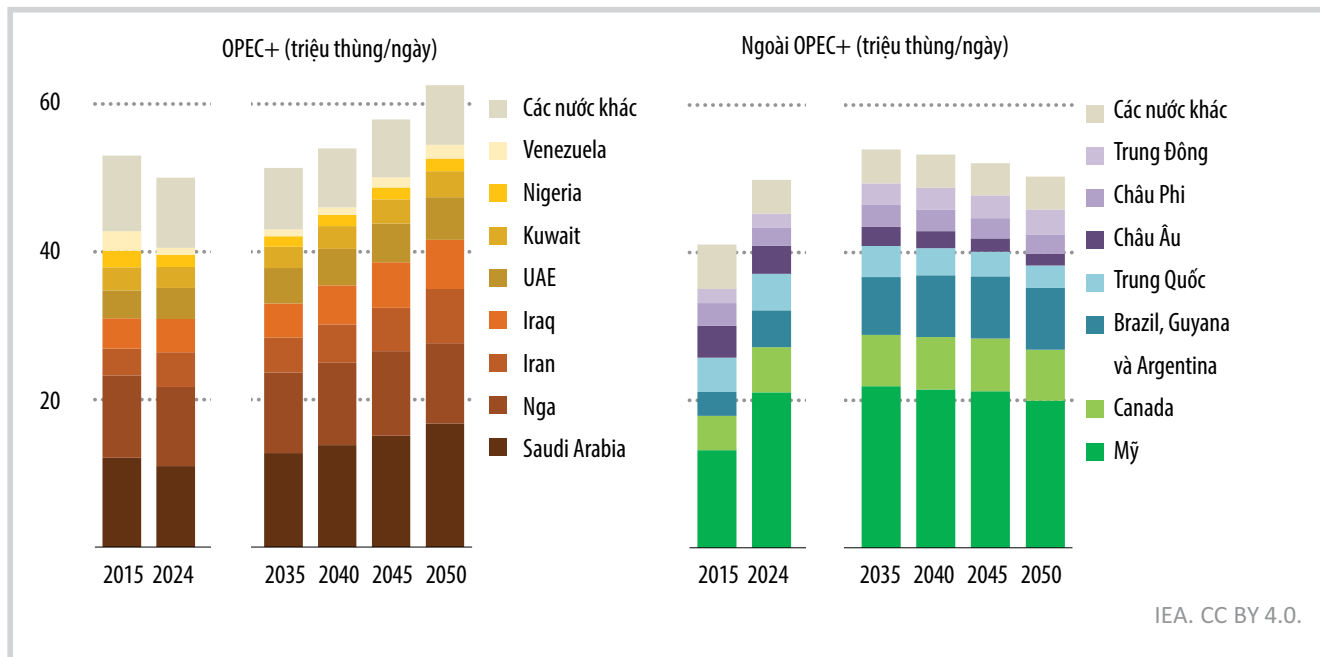
lục 21 triệu thùng/ngày vào năm 2024, và dự báo sẽ tăng thêm 0,8 triệu thùng/ngày đến năm 2035 trong kịch bản CPS. Nguồn cung dầu của Canada tăng từ mức 6,1 triệu thùng/ngày năm 2024 thêm 0,8 triệu thùng/ngày đến năm 2035, chủ yếu do gỡ bỏ được các điểm nghẽn trong hoạt động khai thác dầu cát và tăng sản lượng NGL từ các mỏ khí đá phiến.

Sản lượng khai thác ngoài khơi ở Guyana tăng từ 0,6 triệu thùng/ngày năm 2024 lên thêm 1,2 triệu thùng/ngày đến năm 2035. Sản lượng ở Brazil tăng từ 3,5 triệu thùng/ngày năm 2024 thêm 1 triệu thùng/ngày đến năm 2035. Sản lượng ở Argentina dự báo đạt 1,4 triệu thùng/ngày vào năm 2035, mức cao nhất từ trước đến nay chủ yếu từ dự án dầu chặt sít Vaca Muerta.

Châu Phi sản xuất hơn 7 triệu thùng dầu/ngày vào năm 2024, sau đó giảm nhẹ đến năm 2035, và tăng trở lại mức 7 triệu



Hình 4. Nhu cầu dầu toàn cầu đến năm 2050 theo kịch bản CPS [1].



Hình 5. Nguồn cung dầu đến năm 2050 theo kịch bản CPS [1].

thùng/ngày vào năm 2050 trong Kịch bản CPS. Một số quốc gia ở châu Phi, bao gồm Algeria, Libya, Nigeria, Cameroon và Angola, đã triển khai các vòng cấp phép mới và sửa đổi chính sách để thu hút đầu tư. Một số phát hiện lớn gần đây, bao gồm 2 phát hiện ở Namibia và Côte d'Ivoire, sẽ mất thời gian để tạo ra nguồn cung mới.

Nguồn cung từ OPEC+ dự kiến tăng từ mức 50 triệu thùng/ngày năm 2024 lên 51 triệu thùng/ngày năm 2035 và đạt 63 triệu thùng/ngày năm 2050 theo kịch bản CPS. Sản lượng OPEC+ năm 2050 cao hơn 15% (8 triệu thùng/ngày). Doanh thu thực tế hàng năm của các thành viên OPEC+ từ sản xuất dầu tăng từ 1,4 nghìn tỷ USD năm 2024 lên 1,7 nghìn tỷ USD năm 2035 và 2,5 nghìn tỷ USD năm 2050, cao hơn khoảng 25% so với mức năm 2022.

Saudi Arabia dẫn đầu tăng trưởng sản lượng đến năm 2035 khi phát triển các mỏ mới trên bờ và ngoài khơi, tăng sản lượng NGLs và khai thác mỏ khí phi truyền thống khổng lồ Jafurah. Sản lượng dầu thô của Saudi Arabia, không bao gồm NGLs, tăng vượt công suất 12 triệu thùng/

ngày từ giữa những năm 2040 và vượt 13 triệu thùng/ngày vào năm 2050 trong kịch bản CPS.

Nguồn cung dầu của Iraq tăng nhẹ từ mức hiện nay lên 4,6 triệu thùng/ngày vào năm 2035, trong khi UAE tăng sản lượng thêm 0,6 triệu thùng/ngày lên 4,8 triệu thùng/ngày vào năm 2035.

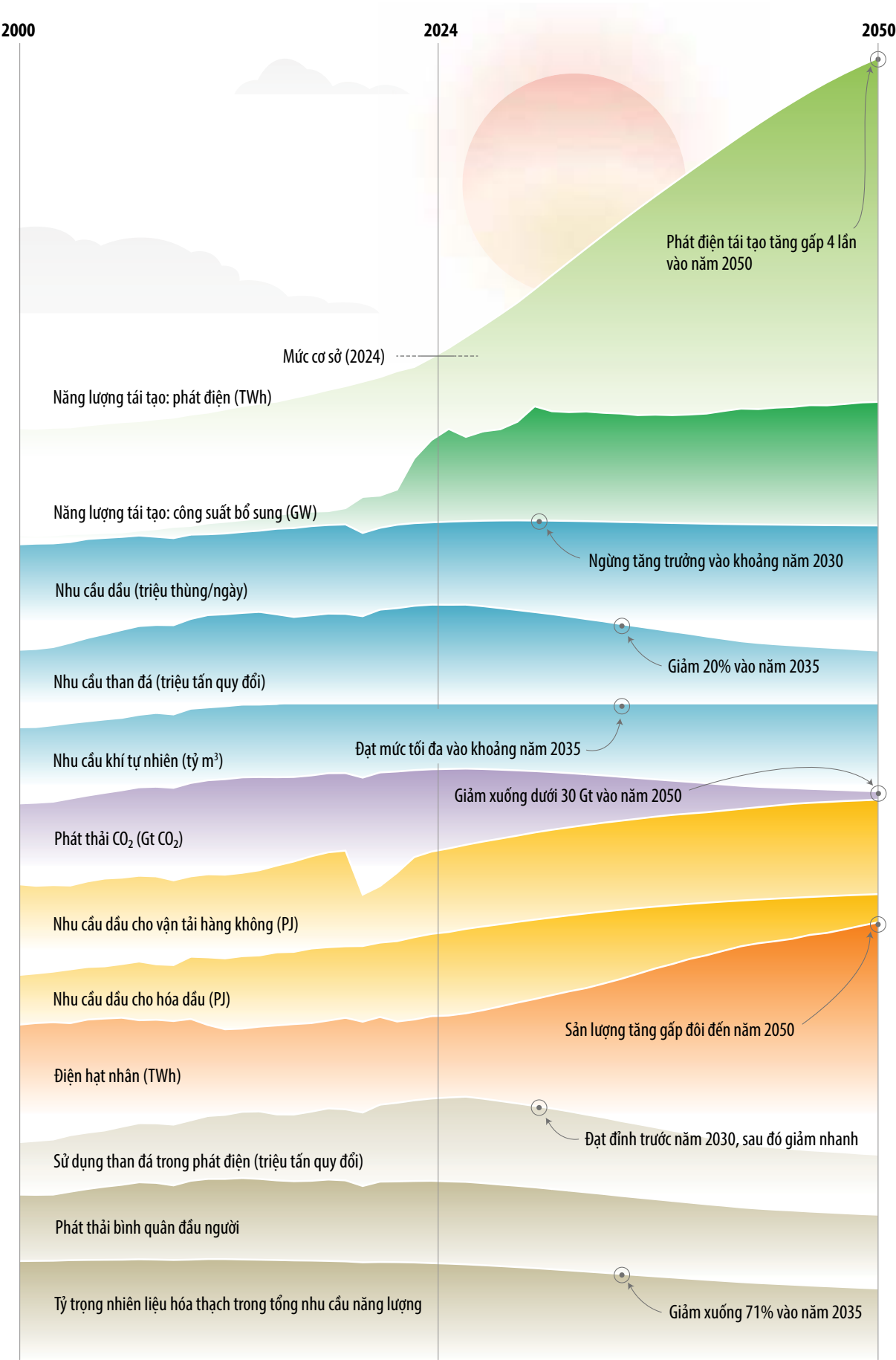
Trong trường hợp tình hình quan hệ quốc tế dần bình thường hóa trở lại, nguồn cung dầu từ Liên bang Nga, Iran và Venezuela duy trì ổn định đến năm 2035 và sau đó tăng trong dài hạn 4 triệu thùng/ngày đến năm 2050. Tuy nhiên, nếu các lệnh trừng phạt tiếp tục kéo dài, nguồn cung dầu sẽ được bổ sung từ Mỹ, Canada, Brazil và các quốc gia nắm giữ tài nguyên lớn khác ở Trung Đông, nhưng điều này sẽ đòi hỏi vốn đầu tư bổ sung và rất có thể kéo theo giá cao hơn.

Nguồn cung dầu của Liên bang Nga giảm 0,3 triệu thùng/ngày năm 2024 xuống 10,7 triệu thùng/ngày, chủ yếu do các lệnh trừng phạt, chi phí tăng và thách thức về cơ sở hạ tầng. Nguồn cung duy trì

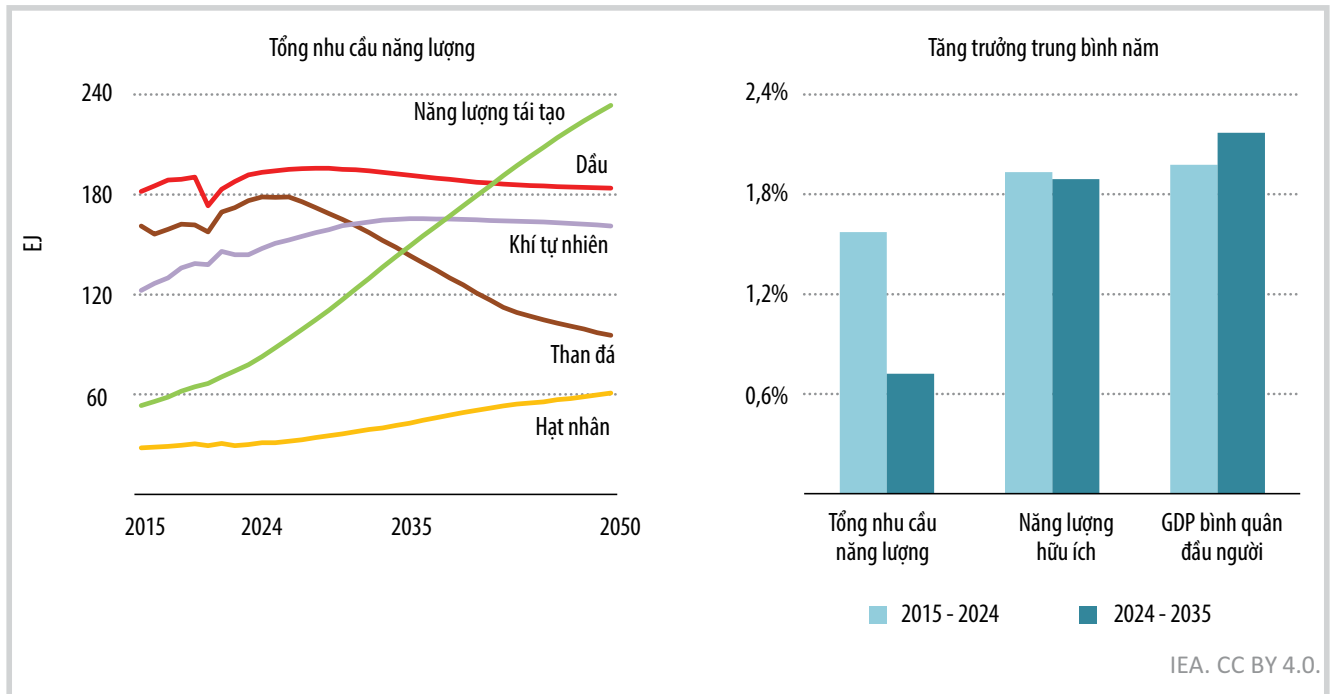
quanh mức này cho đến năm 2050 trong kịch bản CPS, nhờ tiến triển của dự án Vostok Oil vào những năm 2030 và tăng trưởng sản lượng từ các nguồn tài nguyên đang khó tiếp cận.

Tổng công suất lọc dầu mới đi vào hoạt động trong giai đoạn 2024 - 2035 đạt khoảng 9 triệu thùng/ngày, song cũng có các nhà máy lọc dầu đóng cửa với tổng công suất khoảng 5 triệu thùng/ngày, khiến sản lượng lọc dầu chỉ tăng ròng 4 triệu thùng/ngày. Công suất lọc dầu ở khu vực châu Á tăng ròng khoảng 3 triệu thùng/ngày trong giai đoạn này. Công suất lọc dầu ở châu Âu giảm từ 16 triệu thùng/ngày năm 2024 xuống còn 2,5 triệu thùng/ngày vào năm 2035.

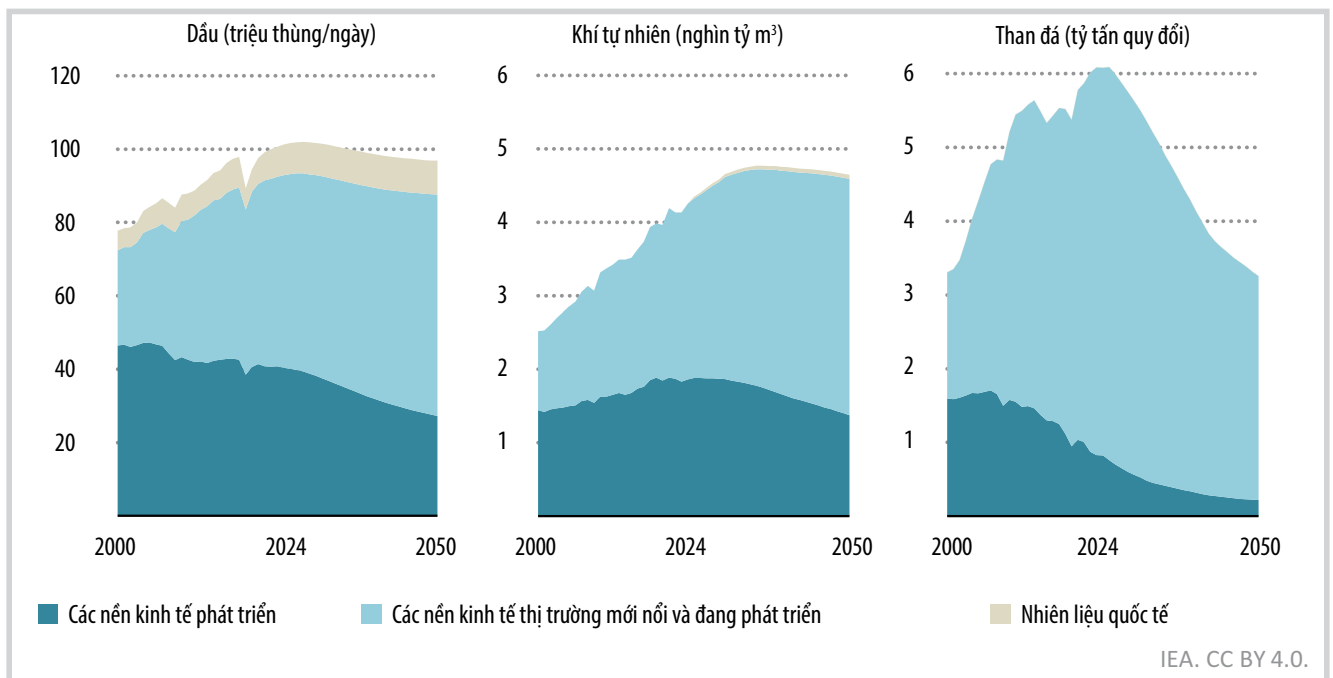
Nhu cầu điện toàn cầu tăng trung bình 2,9%/năm trong thập kỷ qua. Trung Quốc chiếm 2/3 mức tăng trưởng này. Nhu cầu điện cũng tăng nhanh ở Ấn Độ và khu vực Đông Nam Á, với tốc độ tăng trưởng trung bình trên 5%/năm. Theo kịch bản CPS, IEA dự báo nhu cầu điện toàn cầu tăng 3%/năm (gần 1.000 TWh/năm) đến năm 2035.



Hình 6. Kịch bản chính sách đã công bố (STEPS) của IEA [1].



Hình 7. Tổng nhu cầu năng lượng giai đoạn 2015 - 2050 theo kịch bản STEPS [1].



Hình 8. Nhu cầu nhiên liệu hóa thạch đến năm 2050 theo kịch bản STEPS [1].

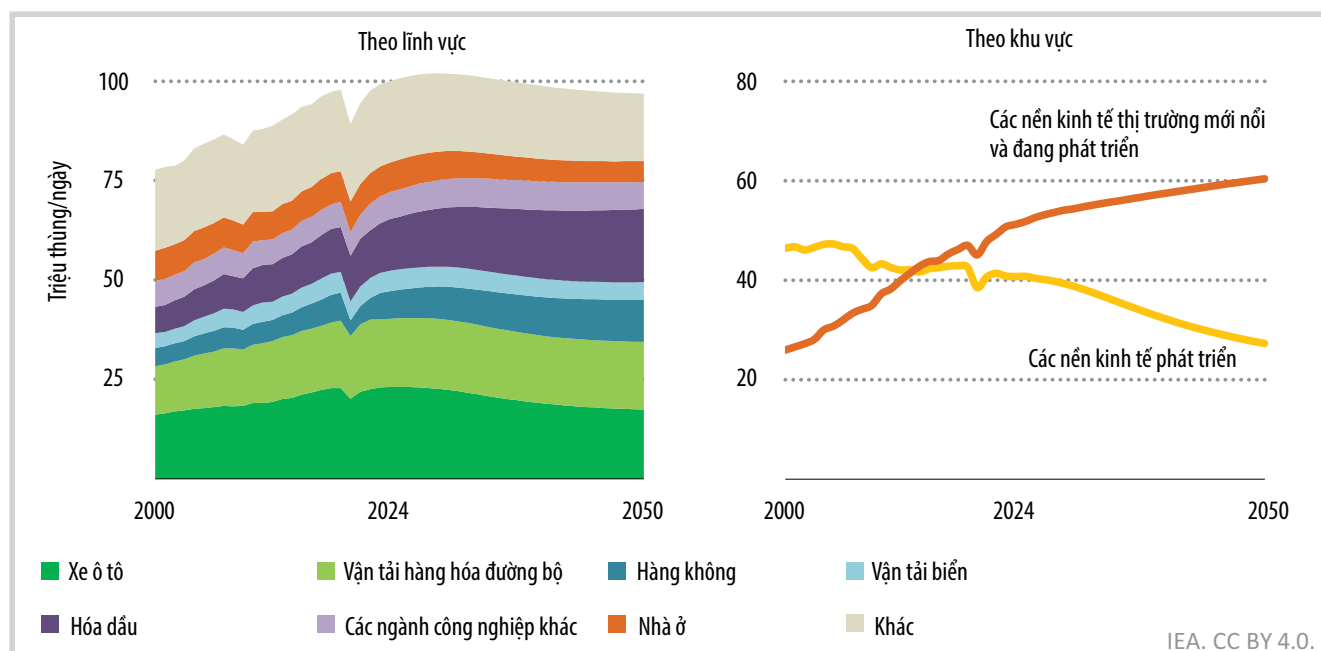
Trong kịch bản CPS, IEA dự báo tỷ lệ năng lượng tái tạo trong tổng sản lượng điện toàn cầu tăng từ 1/3 năm 2024 lên gần 1/2 vào năm 2035. Trong đó, công suất điện mặt trời và điện gió bổ sung hàng năm trung bình đạt lần lượt 540 GW và 150 GW đến năm 2035. Theo kịch bản CPS, tổng chiều dài lưới điện toàn cầu

tăng 25 triệu km từ năm 2024 đến 2035, tăng 30% so với hiện nay, và tăng thêm 40 triệu km đến năm 2050.

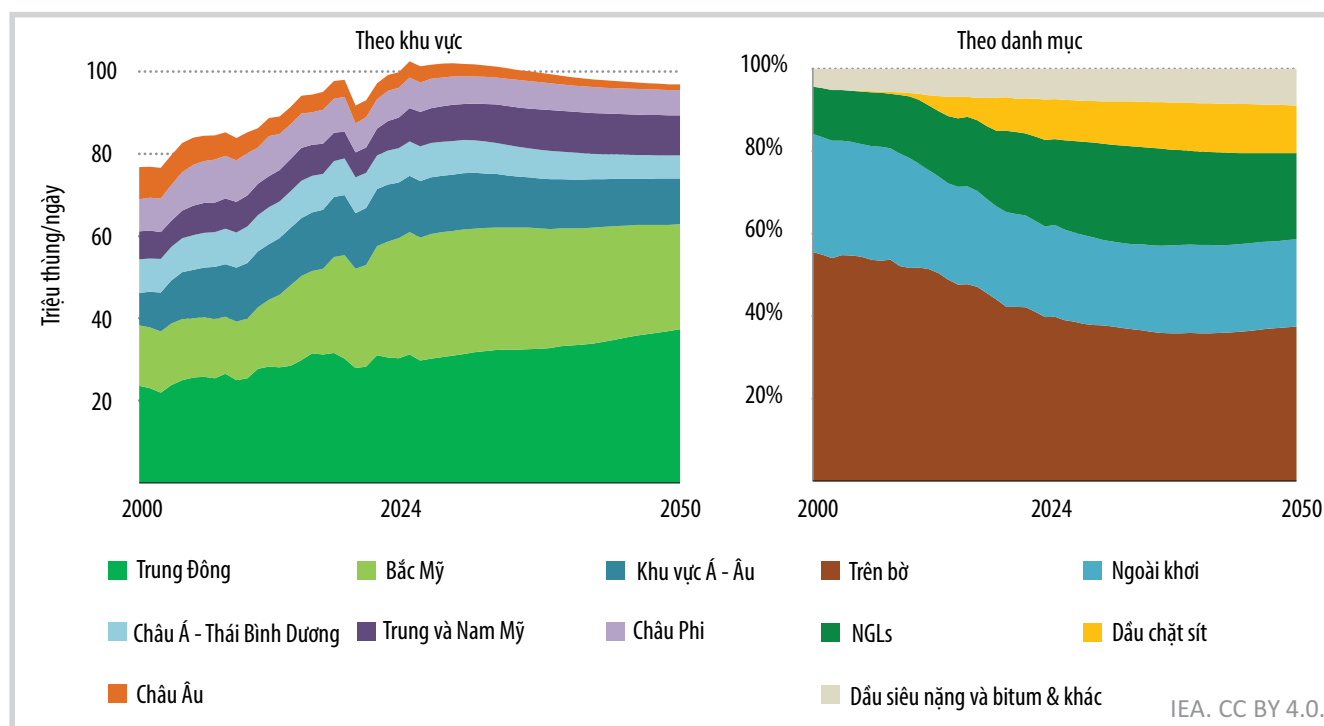
Kịch bản STEPS

Kịch bản STEPS (Hình 6) được IEA thiết kế để phản ánh xu hướng phát triển chủ đạo của hệ thống năng lượng dựa trên

việc nghiên cứu chi tiết các chính sách năng lượng, khí hậu và công nghiệp liên quan theo từng quốc gia đã được thông qua hoặc đề xuất, ngay cả khi chưa được quy định thành luật. Kịch bản này phản ánh hiện trạng công nghệ và điều kiện thị trường nhưng không bao gồm các mục



Hình 9. Nhu cầu dầu toàn cầu đến năm 2050 theo kịch bản STEPS [1].



Hình 10. Nguồn cung dầu toàn cầu đến năm 2050 theo kịch bản STEPS [1].

tiêu tham vọng.

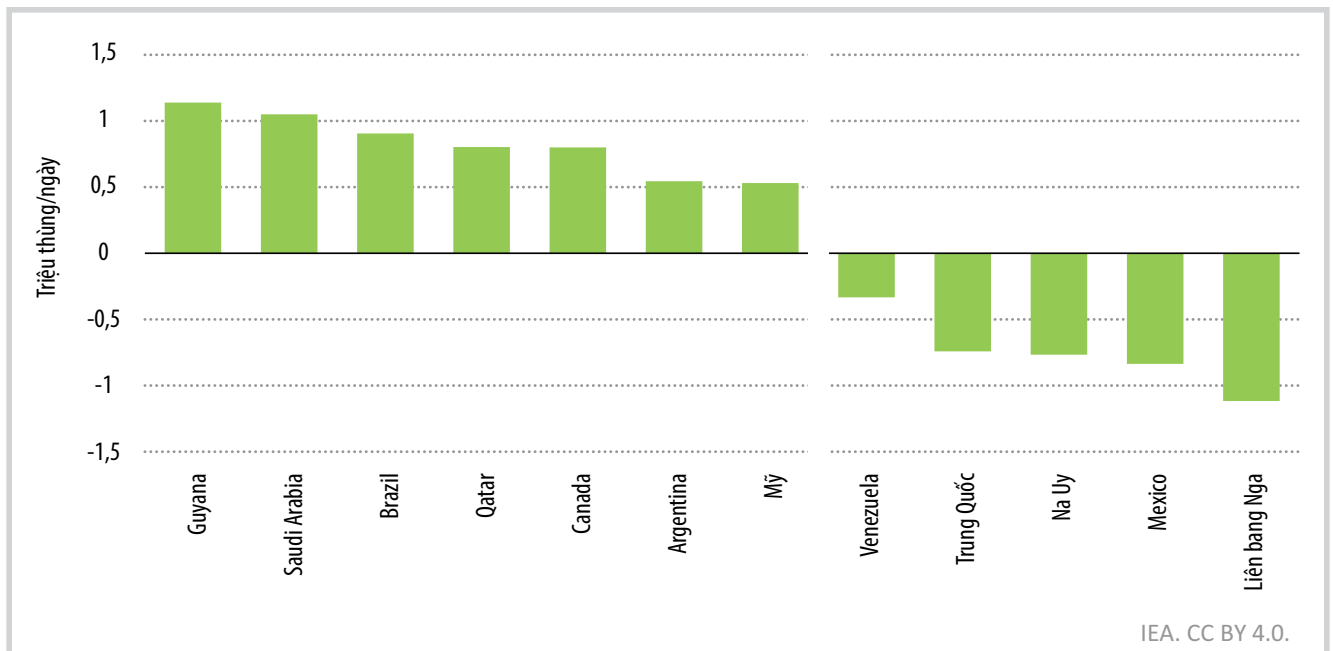
Tổng tiêu thụ năng lượng cuối cùng tăng 1% mỗi năm đến năm 2035, trong đó Ấn Độ và các nền kinh tế mới nổi và đang phát triển khác dẫn đầu về tăng trưởng nhu cầu. Tốc độ tăng trưởng chậm hơn thập kỷ trước do hiệu quả năng lượng

được cải thiện nhanh chóng lên 2,2%/năm, thúc đẩy bởi quá trình điện khí hóa ngày càng tăng ở các lĩnh vực sử dụng cuối cùng.

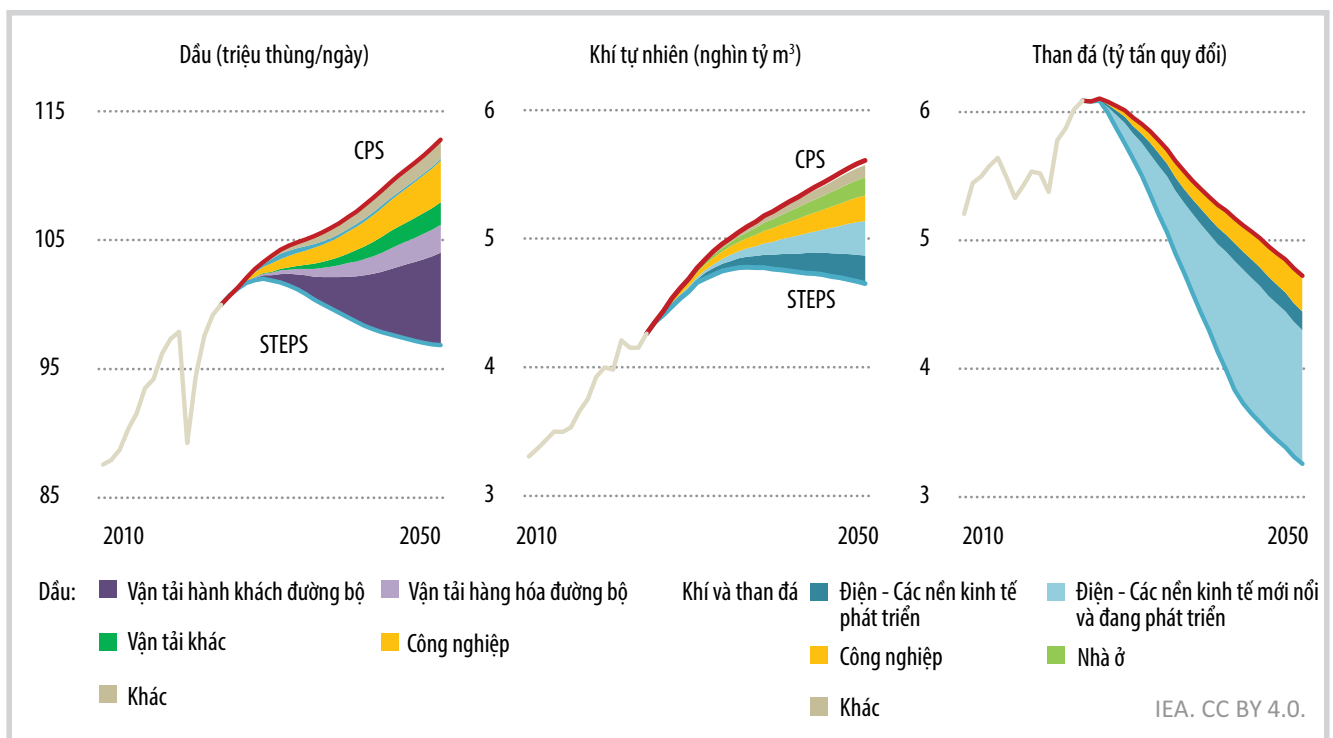
Nhu cầu dầu đạt đỉnh 102 triệu thùng/ngày vào khoảng năm 2030 trước khi giảm dần. Nhu cầu dầu cho hóa dầu

và vận tải hàng không tiếp tục tăng đến năm 2035 và 2050. Nhu cầu khí tăng gần 1%/năm đến năm 2035, được hỗ trợ bởi nguồn cung dồi dào và các dự án LNG lớn ở Mỹ và Qatar.

Từ sau năm 2030, năng lượng tái tạo được dự báo có thể đáp ứng toàn bộ nhu



Hình 11. Thay đổi nguồn cung dầu tại một số quốc gia giai đoạn 2024 - 2035 theo kịch bản STEPS [1].



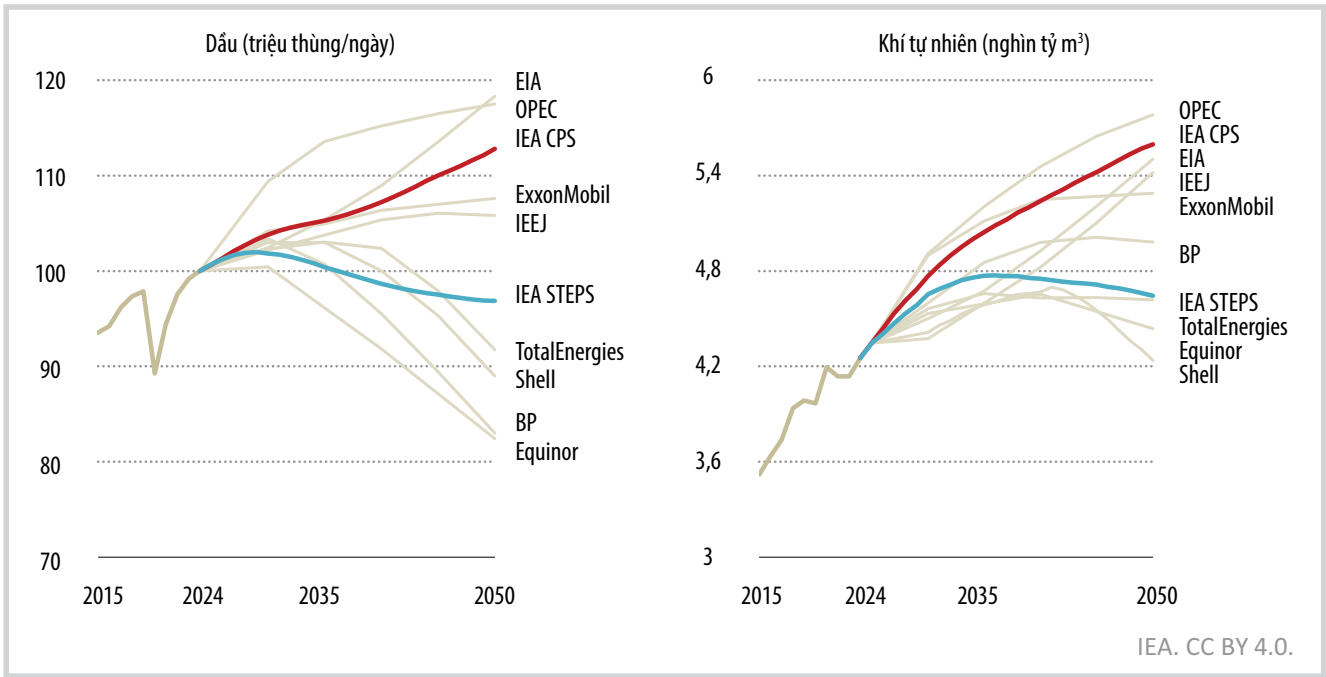
Hình 12. Nhu cầu nhiên liệu hóa thạch đến năm 2050 trong kịch bản STEPS và nhu cầu bổ sung trong kịch bản CPS [1].

cầu năng lượng bổ sung trên toàn cầu. Tỷ trọng điện năng lượng tái tạo tăng từ 1/3 hiện nay lên hơn 1/2 vào năm 2035 và 2/3 vào năm 2050, dẫn đầu là năng lượng mặt trời và điện gió với sự hỗ trợ từ pin lưu trữ. Việc nâng cấp lưới điện và các nguồn điện

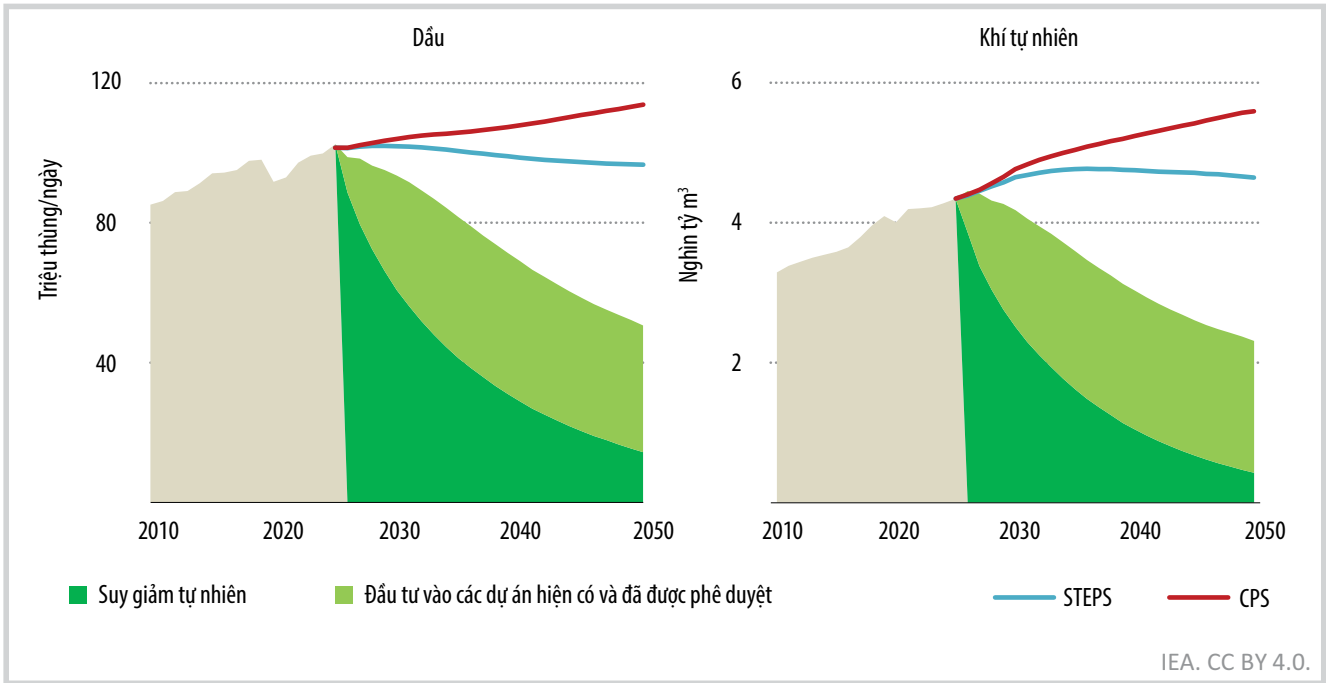
điều phối là yếu tố then chốt để duy trì an ninh năng lượng. Sản lượng điện hạt nhân tăng 40% đến năm 2035, duy trì tỷ trọng 9% trong tổng sản lượng điện.

Theo kịch bản STEPS, tỷ trọng nhiên liệu hóa thạch trong nhu cầu năng lượng

toàn cầu hiện nay khoảng 79%. IEA dự báo tỷ trọng này giảm xuống khoảng 70% vào năm 2035 và xuống dưới 60% vào năm 2050. Tỷ trọng sử dụng nhiên liệu hóa thạch ở các nền kinh tế phát triển đã giảm khoảng 10% trong thập kỷ qua,



Hình 13. Các kịch bản so sánh nhu cầu dầu và khí toàn cầu đến năm 2050 [1].



Hình 14. Nguồn cung dầu và khí tự nhiên theo các kịch bản đến năm 2050 [1].

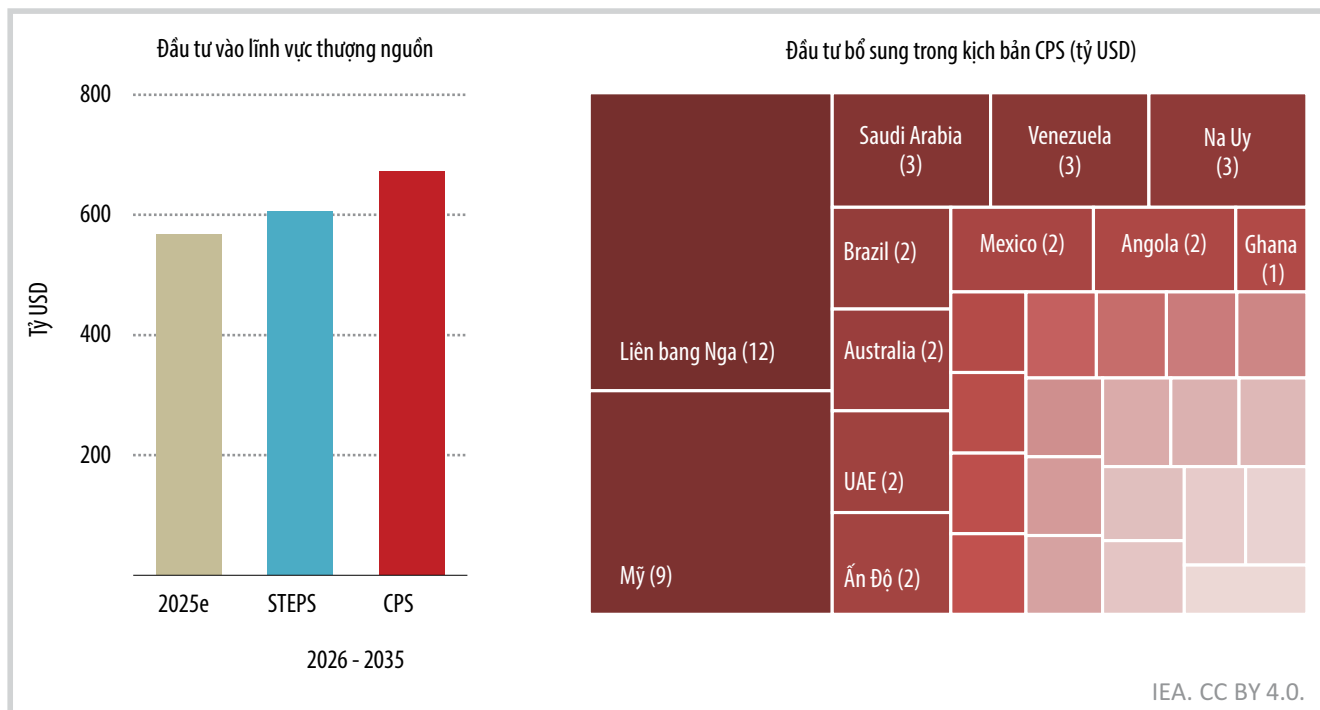
trong khi tăng khoảng 25% ở các nền kinh tế thị trường mới nổi và đang phát triển. Trong kịch bản STEPS, nhu cầu nhiên liệu hóa thạch giảm khoảng 15% ở các nền kinh tế phát triển đến năm 2035 và tăng khoảng 1% ở các nền kinh tế thị trường mới nổi và đang phát triển, khiến nhu cầu

nhiên liệu hóa thạch toàn cầu giảm hơn 4% đến năm 2035 (Hình 8).

Nhu cầu dầu toàn cầu đạt đỉnh 102 triệu thùng/ngày vào khoảng năm 2030, sau đó giảm xuống 100 triệu thùng/ngày vào năm 2035, tiếp theo nhu cầu giảm trung bình khoảng 0,2 triệu thùng/ngày

mỗi năm trong giai đoạn 2035 - 2050.

Trung Quốc chiếm hơn 75% mức tăng nhu cầu dầu toàn cầu giữa năm 2015 và 2024, và hiện nay tiêu thụ khoảng 16 triệu thùng/ngày. Nhu cầu dầu ở Trung Quốc đạt đỉnh trong kịch bản STEPS trước năm 2030 và giảm xuống khoảng 15 triệu



Hình 15. Đầu tư trung bình hàng năm vào nguồn cung dầu khí đến năm 2035 theo các kịch bản [1].

thùng/ngày vào năm 2035.

Nhu cầu dầu ở Ấn Độ tăng 2 triệu thùng/ngày đến năm 2035 và tiếp tục tăng cho đến năm 2050. Nhu cầu dầu đến năm 2035 tiếp tục tăng mạnh ở các khu vực châu Phi (1,2 triệu thùng/ngày) và Đông Nam Á (1 triệu thùng/ngày).

Nhu cầu dầu ở các nền kinh tế phát triển giảm khoảng 1,5 triệu thùng/ngày từ giữa năm 2015 đến năm 2024 và giảm thêm 5,3 triệu thùng/ngày đến năm 2035 trong kịch bản STEPS. Nhu cầu dầu giảm chậm nhất ở khu vực Bắc Mỹ, 6% đến năm 2035, và giảm nhanh nhất ở Liên minh châu Âu với 30% (Hình 9).

Nguồn cung dầu đạt đỉnh vào khoảng năm 2030 theo kịch bản STEPS và đến năm 2035 sẽ quay trở về mức nguồn cung năm 2024. Mức tăng sản lượng của các quốc gia ở các khu vực Trung Đông, Trung và Nam Mỹ và Bắc Mỹ đến năm 2035 chủ yếu được bù đắp cho nguồn cung bị sụt giảm từ châu Âu, Liên bang Nga và Mexico (Hình 10). Tỷ trọng của OPEC+ trong tổng

nguồn cung dầu toàn cầu duy trì quanh mức hiện tại là 50% đến năm 2035 trong kịch bản STEPS trước khi tăng lên 53% vào năm 2050 do sản lượng tăng lên từ khu vực Trung Đông.

Tổng nguồn cung dầu từ khu vực Trung Đông tăng thêm 2 triệu thùng/ngày đến năm 2035, trong đó sản lượng NGLs tăng hơn 2,5 triệu thùng/ngày trong giai đoạn này. Một nửa mức tăng nguồn cung dầu đến từ Saudi Arabia, chủ yếu khai thác từ các mỏ khí condensate, bao gồm mỏ phi truyền thống Jafurah và từ các mỏ dầu siêu lớn trên đất liền đã hoạt động từ lâu. Qatar tăng sản lượng gần 1 triệu thùng/ngày, chủ yếu là NGL từ mỏ khí siêu lớn North Field (Hình 11). UAE tăng sản lượng khoảng 0,5 triệu thùng/ngày đến năm 2035, từ mức 4 triệu thùng/ngày của năm 2024, nhờ việc mở rộng các mỏ hiện hữu và thu hồi được nhiều NGL hơn từ quá trình xử lý khí tự nhiên.

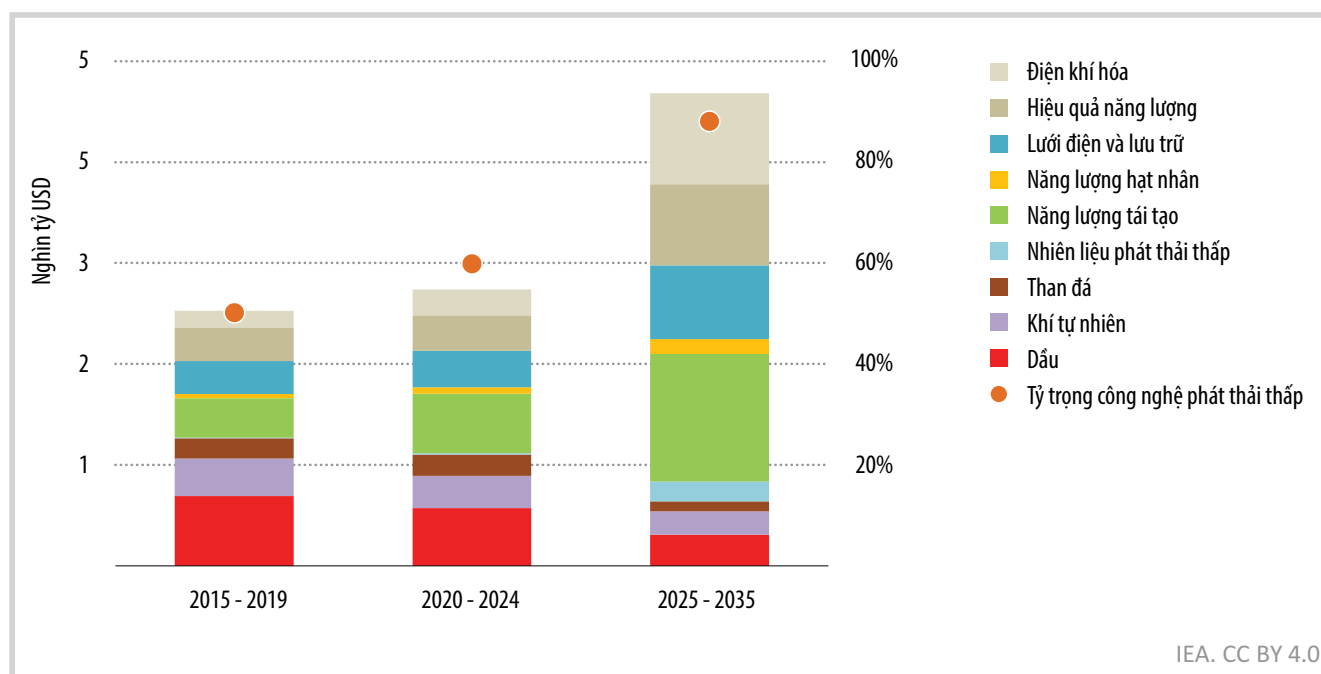
Tại khu vực Trung và Nam Mỹ, việc tiếp tục phát triển Lô Stabroek ở Guyana, mở rộng các mỏ nước sâu tiền muối (pre-

salt) ở Brazil và khai thác dầu chặt sít ở Argentina khiến tổng nguồn cung của 3 nước này tăng từ 5 triệu thùng/ngày năm 2024 lên 7,5 triệu thùng/ngày vào năm 2035.

Nguồn cung dầu của Mỹ đến năm 2035 đạt 21,5 triệu thùng/ngày, cao hơn so với mức sản lượng 21 triệu thùng/ngày của năm 2024. Mỹ vẫn là nhà sản xuất dầu lớn nhất thế giới đến năm 2050. Canada bổ sung nguồn cung thêm 0,8 triệu thùng/ngày đến năm 2035, được hỗ trợ bởi việc mở rộng hệ thống đường ống và tăng sản lượng NGL từ các mỏ đá phiến.

Mặc dù có kế hoạch đưa các dự án mới như Trion, Polok-Chinwol và Zama vào hoạt động trước năm 2030, tổng sản lượng của Mexico vẫn giảm 0,8 triệu thùng/ngày đến năm 2035. Sản lượng của Venezuela giảm 0,3 triệu thùng/ngày đến năm 2035, xuống còn 0,6 triệu thùng/ngày.

Đến năm 2035, nhu cầu năng lượng trong kịch bản CPS cao hơn khoảng 35 EJ



Hình 16. Đầu tư vào lĩnh vực năng lượng đến năm 2035 theo kịch bản NZE [1].

so với kịch bản STEPS, tương đương với nhu cầu năng lượng hàng năm hiện tại của khu vực Trung Đông.

Sản lượng từ các mỏ dầu hiện tại được IEA dự báo sẽ suy giảm với tỷ lệ 8%/năm nếu không có đầu tư. Khoảng 20 triệu thùng dầu/ngày từ các dự án chưa được phê duyệt sẽ được đưa vào khai thác trong kịch bản STEPS đến năm 2035 để đảm bảo sự cân bằng cung - cầu, và khoảng 25 triệu thùng dầu/ngày trong kịch bản CPS.

Các nền kinh tế mới nổi và đang phát triển ở châu Á, bao gồm Trung Quốc, chiếm gần 60% lượng dầu khí xuất khẩu toàn cầu vào năm 2035 trong cả 2 kịch bản, tăng từ mức 45% hiện nay. Chi phí nhập khẩu nhiên liệu hóa thạch của các quốc gia này tăng 40% theo kịch bản CPS trong 10 năm tới, đạt 1,2 nghìn tỷ USD vào năm 2035. Mặc dù tổng đầu tư vào lĩnh vực năng lượng theo kịch bản CPS thấp hơn so với kịch bản STEPS, nhưng giá năng lượng lại cao hơn. Đến năm 2035, điện sẽ chiếm khoảng 25% tổng tiêu thụ năng lượng cuối cùng trong cả 2 kịch bản, so với 21% hiện nay.

Tổng nhu cầu dầu, khí tự nhiên và than đá hiện nay khoảng 520 EJ. Đến năm 2035, con số này tăng lên khoảng 540 EJ trong kịch bản CPS và giảm xuống khoảng 500 EJ trong kịch bản STEPS. Nhu cầu dầu toàn cầu tăng trưởng với tỷ lệ khoảng 0,4%/năm đến năm 2035 trong kịch bản CPS, trong khi kịch bản STEPS đạt đỉnh vào khoảng năm 2030 và sau đó giảm nhẹ. Tăng trưởng nhu cầu khí trong kịch bản STEPS trung bình đạt 1%/năm đến năm 2035, so với 1,3% trong 5 năm qua và việc sử dụng khí tự nhiên trong lĩnh vực điện sẽ cao hơn khoảng 10% vào năm 2035 so với hiện nay (Hình 12).

Nhu cầu dầu toàn cầu năm 2050 được IEA dự báo đạt 113 triệu thùng/ngày trong kịch bản CPS và 97 triệu thùng/ngày trong kịch bản STEPS. Nhu cầu khí toàn cầu năm 2050 đạt 5.600 tỷ m³ trong kịch bản CPS và gần 4.650 tỷ m³ trong kịch bản STEPS (Hình 13).

Kịch bản CPS, các kịch bản tham chiếu của Cơ quan Thông tin Năng lượng Mỹ (EIA) và Tổ chức Các nước Xuất khẩu Dầu mỏ (OPEC) đều cho thấy nhu cầu dầu toàn

cầu có xu hướng tăng, với cả EIA và OPEC dự báo nhu cầu dầu vào khoảng 120 triệu thùng/ngày vào năm 2050. Ngược lại, nhu cầu dầu vẫn duy trì ổn định trong cả kịch bản STEPS và các kịch bản tham chiếu được phát triển bởi Viện Kinh tế Năng lượng Nhật Bản (IEEJ) và ExxonMobil. Các kịch bản khác cho thấy nhu cầu dầu toàn cầu vào năm 2050 có thể giảm mạnh hơn, dao động từ 82 đến 89 triệu thùng/ngày.

Vai trò quan trọng của dầu khí trong kịch bản STEPS và CPS đòi hỏi phải kiểm soát các rủi ro liên quan đến đầu tư vào lĩnh vực thượng nguồn, sự sẵn có của cơ sở hạ tầng đủ lớn như khí tự nhiên hóa lỏng (LNG) và công suất lọc dầu để đáp ứng nhu cầu thị trường và đa dạng hóa nguồn cung.

Sự suy giảm sản lượng từ các mỏ hiện nay là yếu tố chính thúc đẩy đầu tư mới vào lĩnh vực dầu khí. Khoảng 90% đầu tư vào lĩnh vực thượng nguồn dầu khí hàng năm từ 2019 đến nay đã được sử dụng để bù đắp sản lượng bị suy giảm thay vì đáp ứng sự tăng trưởng nhu cầu. Nếu không có mỏ mới đi vào vận hành và không có

đầu tư mới được thực hiện, IEA dự báo sản lượng dầu đến năm 2035 sẽ giảm trung bình khoảng 8%/năm, tương đương với khoảng 5,5 triệu thùng/ngày. Sản lượng khí tự nhiên được dự báo giảm trung bình 9%/năm (tương đương 270 tỷ m³/năm), tương đương với sản lượng khí hiện nay của châu Phi.

Trong kịch bản STEPS, gần 20 triệu thùng dầu/ngày từ các dự án mới sẽ được đưa vào sản xuất vào năm 2035 để đảm bảo sự cân bằng giữa cung và cầu. Trong kịch bản CPS, con số này có thể tăng lên khoảng 25 triệu thùng/ngày. Đối với khí tự nhiên, khoảng 1.200 tỷ m³ khí từ các dự án mới sẽ được bổ sung trong kịch bản STEPS đến năm 2035, và con số này tăng lên gần 1.500 tỷ m³ trong kịch bản CPS (Hình 14).

Đầu tư vào lĩnh vực thượng nguồn trong kịch bản CPS cao hơn khoảng 10% so với kịch bản STEPS, trung bình khoảng 65 tỷ USD đến năm 2035 (Hình 15). Trong kịch bản CPS, giá dầu toàn cầu cũng cao hơn 10% so với kịch bản STEPS, ở mức khoảng 90 USD/thùng vào năm 2035; trong khi đó giá khí tự nhiên tại Liên minh Châu Âu và Đông Á cao hơn khoảng 30 - 40% so với kịch bản STEPS. Mức giá này mới có chi phí cao hơn, nhưng cũng dẫn đến lạm phát chi phí thượng nguồn, khiến việc phát triển tài nguyên trở nên đắt đỏ hơn trong CPS so với STEPS.

Trong kịch bản CPS, IEA dự báo các quốc gia sở hữu tài nguyên lớn tăng sản lượng để cân bằng cung - cầu và sản lượng dầu của OPEC+ vào năm 2050 cao hơn

15%, tương đương 8 triệu thùng/ngày. IEA dự báo các rào cản đối với sản xuất và thương mại dầu ở các quốc gia đang chịu lệnh trừng phạt sẽ được nới lỏng, nhưng cũng có khả năng các lệnh trừng phạt sẽ kéo dài đến năm 2050. Trong trường hợp này, nguồn cung được bù đắp bằng sản lượng bổ sung từ Mỹ, Canada, Brazil và Trung Đông. Vấn đề này đòi hỏi tăng cường đầu tư vào lĩnh vực thượng nguồn và có thể dẫn đến giá năng lượng tăng cao hơn so với dự báo hiện tại trong kịch bản CPS.

Kịch bản ACCESS và NZE

Kịch bản ACCESS đề xuất cơ cấu cung cấp điện đa dạng gồm 45% kết nối mới từ việc mở rộng lưới điện, 30% từ lưới điện nhỏ, 25% từ hệ thống độc lập như điện mặt trời gia đình. Đến năm 2040, nhu cầu điện toàn cầu sẽ tăng 270 TWh từ người dùng mới, chiếm 45% mức tăng nhu cầu điện sinh hoạt ở một số khu vực.

Việc thu hẹp khoảng cách tiếp cận năng lượng trên toàn cầu cần đầu tư khoảng 23 tỷ USD/năm cho lĩnh vực điện đến năm 2035. Theo kịch bản ACCESS, IEA ước tính tổng đầu tư cần khoảng 65 tỷ USD, với mức đầu tư hàng năm đạt đỉnh vào nửa đầu thập niên 2030, đạt khoảng 5 tỷ USD. Mặc dù mức đầu tư này về cơ bản phù hợp với mức đầu tư hiện tại, kịch bản ACCESS cho thấy có sự chuyển dịch từ khu vực châu Á đang phát triển (chiếm 80% đầu tư hiện nay) sang khu vực châu Phi (cận Sahara), khu vực sẽ chiếm 2/3 đầu tư trong giai đoạn 2036 - 2040. LPG tiếp tục là lựa chọn hàng đầu, chiếm 60% tổng

đầu tư trong giai đoạn đến năm 2040.

Quá trình chuyển đổi năng lượng trong kịch bản NZE liên quan đến việc triển khai các công nghệ có vốn đầu tư cao, nhưng chi phí vận hành thấp, trên toàn hệ thống năng lượng. IEA dự báo tổng đầu tư hàng năm vào lĩnh vực năng lượng tăng lên 4,8 nghìn tỷ USD trong thập kỷ tới và tăng lên 5,6 nghìn tỷ USD vào năm 2035 (Hình 16). Con số này cao hơn khoảng 70% so với mức hiện tại và cao hơn 50% so với kịch bản STEPS.

Việc tăng cường đầu tư vào công nghệ phát thải thấp và hiệu quả năng lượng trong kịch bản NZE dẫn đến đầu tư vào nhiên liệu hóa thạch giảm xuống còn trung bình dưới 350 tỷ USD/năm vào năm 2035. Khi nhu cầu năng lượng được đáp ứng bằng năng lượng phát thải thấp, sản xuất dầu và khí tự nhiên chỉ tập trung ở các nhà cung cấp có chi phí thấp. Trong kịch bản NZE, tỷ lệ nguồn cung dầu từ OPEC+ được dự báo tăng lên khoảng 55% vào năm 2035.

Huy Hoàng

Tài liệu tham khảo

[1] IEA, "World energy outlook 2025", 2025. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2025>.