

# Mô hình hoá hiện tượng sa lắng muối $\text{CaCO}_3$ trong giếng khai thác dầu khí có xem xét các yếu tố động lực học chất lưu và động học phản ứng

Nguyễn Đăng Quang<sup>1,2</sup>, Mai Cao Lân<sup>1,2,\*</sup>



Use your smartphone to scan this QR code and download this article

## TÓM TẮT

Hiện tượng sa lắng muối vô cơ (chủ yếu là  $\text{CaCO}_3$ ) là một vấn đề nghiêm trọng xảy ra tại nhiều mỏ dầu khí, trong đó muối vô cơ bám vào bề mặt bên trong của giếng khai thác và các thiết bị xử lý trên bề mặt làm giảm đáng kể lưu lượng dòng chảy và gây thiệt hại trong hệ thống khai thác. Gần đây, nhiều công trình nghiên cứu của các công ty dầu khí ở Việt Nam đã được tiến hành để giải quyết vấn đề này bằng cách sử dụng các phần mềm thương mại như ScaleChem hoặc ScaleSoftPitzer, dựa trên số liệu khai thác hoặc thực nghiệm từ các phòng thí nghiệm. Các phần mềm vừa nêu chủ yếu dựa trên nền tảng lý thuyết về nhiệt động lực học (thermodynamics) mà không đi sâu khảo sát ảnh hưởng về mặt thủy động lực học (fluid dynamics) của dòng chảy và động học phản ứng (reaction kinetics). Ngoài ra, ở Việt Nam vẫn còn thiếu các nghiên cứu chuyên sâu tập trung mô tả định lượng các hiện tượng vật lý và hoá học liên quan đến cơ chế sa lắng muối trong hệ thống khai thác dầu khí.

Bài nghiên cứu này trình bày kết quả xây dựng mô hình tích hợp trong đó cơ chế sa lắng muối vô cơ được mô tả một cách định lượng không chỉ dựa trên nền tảng lý thuyết về nhiệt động lực học mà còn về động lực học chất lỏng và động học phản ứng. Kết quả nghiên cứu từ mô hình tích hợp này cho phép dự báo sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong giếng khai thác dầu khí.

**Từ khóa:** sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$ , mô hình nhiệt động lực học, mô hình thủy động lực học, mô hình động học phản ứng

<sup>1</sup>Khoa Kỹ thuật Địa chất và Dầu khí – Đại học Bách Khoa TP.HCM, Việt Nam

<sup>2</sup>Đại học Quốc gia Thành phố Hồ Chí Minh, Việt Nam

## Liên hệ

**Mai Cao Lân**, Khoa Kỹ thuật Địa chất và Dầu khí – Đại học Bách Khoa TP.HCM, Việt Nam

Đại học Quốc gia Thành phố Hồ Chí Minh, Việt Nam

Email: maicaolan@hcmut.edu.vn

## Lịch sử

- Ngày nhận: 26-5-2021
- Ngày chấp nhận: 15-9-2021
- Ngày đăng: 05-11-2021

DOI : 10.32508/stdjet.v4iS13.850



## Bản quyền

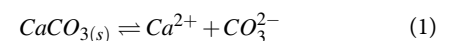
© ĐHQG TP.HCM. Đây là bài báo công bố mở được phát hành theo các điều khoản của the Creative Commons Attribution 4.0 International license.



## GIỚI THIỆU

Hiện tượng lắng đọng muối vô cơ trong hệ thống khai thác là một vấn đề thường xuyên xảy ra trong ngành dầu khí. Nó gây ra thiệt hại nghiêm trọng cho hệ thống thiết bị bề mặt và dưới bề mặt, làm giảm lưu lượng khai thác và đòi hỏi phải bảo trì thường xuyên. Từ đó đặt ra yêu cầu cấp thiết phải nghiên cứu cơ chế sa lắng muối vô cơ trong hệ thống khai thác, dự báo khả năng hình thành và phương án khắc phục, ức chế. Mục tiêu cuối cùng của nghiên cứu này là xây dựng một mô hình tích hợp, mô hình hóa chính xác lượng lắng của  $\text{CaCO}_3$  dọc theo giếng khai thác. Cơ chế hình thành muối  $\text{CaCO}_3$  được nghiên cứu dựa trên cơ sở kiến thức về lĩnh vực vật lý và hóa học. Phương pháp tiếp cận nhiệt động lực học được áp dụng để mô hình hóa tiềm năng hình thành Canxit tại từng điều kiện cụ thể. Trong quá trình khai thác, dung dịch nước vỉa sẽ trải qua các điều kiện áp suất và nhiệt độ khác nhau từ đáy giếng lên đến đầu giếng. Nền tảng lý thuyết mô hình hóa dòng chảy đa pha được sử dụng để xây dựng phân bố áp suất và nhiệt độ của giếng khai thác và đây sẽ là dữ liệu đầu vào để dự báo tiềm năng lắng của  $\text{CaCO}_3$  trong quá trình mô hình hoá

nhiệt động lực học. Sau khi phân bố áp suất, nhiệt độ và tiềm năng lắng của  $\text{CaCO}_3$  đã được biết, lượng  $\text{CaCO}_3$  thực tế sa lắng sẽ được ước tính bằng cách sử dụng phương pháp động học phản ứng (kinetics), thông qua việc tính đến ảnh hưởng của tốc độ phản ứng và thời gian phản ứng.



Phương trình 1 mô tả phản ứng hòa tan đơn giản của  $\text{CaCO}_3$  trong dung dịch nước. Chỉ số bão hòa (saturation index - SI) được thiết lập để tính toán trạng thái bão hòa của  $\text{CaCO}_3$ . Để tính toán chỉ số bão hòa, hoạt độ của các cấu tử được sử dụng trong đó hoạt độ (activity) là đại lượng đo nồng độ hiệu quả của cấu tử tại các điều kiện không lý tưởng<sup>1</sup>. Mô hình nhiệt động lực học sau đó được xây dựng để tính toán chính xác sự phân bố và hoạt độ của các cấu tử.

Trong khai thác dầu, dung dịch nước vỉa thường rất đậm đặc và có nồng độ ion lớn hơn một mole. Vì lý do này, mô hình hoạt động Pitzer được sử dụng thay vì phương pháp B-dot thông thường<sup>2</sup> để đưa ra kết quả chính xác về hoạt độ của các cấu tử<sup>3</sup>. Mô hình của Pitzer dựa trên mô hình phương trình virial, sử dụng

**Trích dẫn bài báo này:** Quang N D, Lân M C. **Mô hình hoá hiện tượng sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong giếng khai thác dầu khí có xem xét các yếu tố động lực học chất lưu và động học phản ứng.** *Sci. Tech. Dev. J. - Eng. Tech.*; 4(S13):SI146-SI159.

thuyết mở rộng virial của lý thuyết Debye - Hückel để tính toán ảnh hưởng của các liên kết ion<sup>4-6</sup>.

Vì các điều kiện tác động trực tiếp đến phản ứng hoá học (bao gồm nhiệt độ và áp suất) thay đổi liên tục khi dung dịch nước vỉa đi qua các vị trí khác nhau dọc theo giếng khai thác nên lượng lắng của  $\text{CaCO}_3$  cũng sẽ thay đổi với điều kiện phản ứng tương ứng. Do đó, mô hình dòng chảy đa pha được xây dựng để thiết lập phân bố áp suất và nhiệt độ theo độ sâu của giếng dựa trên các thông số dòng chảy khác nhau, chẳng hạn như hàm lượng lỏng trên một đơn vị thể tích của đoạn ống đang xét (liquid holdup), hệ số ma sát.

Trong hầu hết các trường hợp, dòng chảy trong giếng khai thác là dòng chảy đa pha trong đó phân bố áp suất của dòng chảy có thể được tính toán dựa vào các tương quan thực nghiệm hoặc mô hình cơ học (mechanistic model). Đối với các giếng khai thác thẳng đứng, phương pháp Hagedorn và Brown<sup>7</sup> được sử dụng phổ biến nhất trong một số phần mềm thương mại, ví dụ Pipesim (Schlumberger), Prosper (Petroleum Experts). Để xác định phân bố áp suất dọc theo giếng, quy trình tính toán trong phương pháp Hagedorn và Brown bắt đầu bằng việc xác định chỉ số liquid holdup của dòng chảy dựa trên bốn nhóm số không thứ nguyên được đề xuất bởi Dun và Ros<sup>8</sup>. Hệ số ma sát hai pha sau đó được dự đoán tương tự như với hệ số ma sát một pha và cuối cùng, phân bố áp suất sẽ được tính toán cho đoạn giếng đang xét. Phiên bản cải tiến của phương pháp Hagedorn và Brown bao gồm một số sửa đổi để có được kết quả phù hợp hơn trong trường hợp tồn tại dòng chảy dạng bọt khí (bubble flow regime)<sup>9</sup>. Phương pháp cải tiến của Hagedorn và Brown được sử dụng trong nghiên cứu này và được trình bày chi tiết trong phần 2.1.

Phương pháp tiếp cận động học phản ứng được sử dụng để giải quyết các vấn đề liên quan đến thời gian phản ứng và tốc độ phản ứng hoá học. Khi dung dịch nước vỉa di chuyển từ đáy giếng đến đầu giếng, thời gian phản ứng xảy ra ở một điều kiện áp suất và nhiệt độ nhất định bị hạn chế. Hơn nữa, một số phản ứng hoá học đặc biệt là phản ứng lắng có tốc độ phản ứng nhỏ hơn nhiều so với các loại phản ứng khác ví dụ như phản ứng tự động phân ly<sup>1</sup>. Sự khác biệt lớn nhất giữa hướng tiếp cận cân bằng nhiệt động lực học và động học phản ứng chính là sự phụ thuộc vào thời gian phản ứng. Phương pháp nhiệt động lực học không quan tâm đến thời gian phản ứng hoá học xảy ra tại một điều kiện nhất định. Do đó phản ứng sẽ tiếp tục diễn ra cho đến khi trạng thái cân bằng của hệ thống được thiết lập. Tuy nhiên trong bài toán liên quan đến dòng chảy thì điều kiện phản ứng sẽ thay đổi liên tục, vì vậy thời gian phản ứng cũng bị giới hạn. Từ đó

có thể thấy được việc sử dụng phương pháp tiếp cận động học phản ứng là cần thiết.

Có nhiều nghiên cứu trên thế giới đã được thực hiện để tìm hiểu cơ chế và dự báo hiện tượng sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$ . Vetter và Kandarpa<sup>10</sup> đã phát triển một mô hình để dự đoán sự hình thành  $\text{CaCO}_3$  dưới tác động của nhiều yếu tố như thành phần của nước, áp suất và nhiệt độ. Mô hình này được xây dựng dựa trên lý thuyết phương pháp cân bằng nhiệt động lực học và chỉ sử dụng dữ liệu thử nghiệm<sup>10</sup>. Oddo và Tomson<sup>11</sup> đề xuất một mô hình cải tiến kết hợp chỉ số bão hòa như một yếu tố chính để phân tích tiềm năng hình thành của  $\text{CaCO}_3$ . Mô hình này cũng đề xuất phương trình thử nghiệm để tính hàm lượng lắng đọng của Canxit và Sunfat. Kan và Tomson<sup>12</sup> sau đó tóm tắt phương pháp mô hình hóa cân bằng nhiệt động lực học, tính toán chỉ số pH và bão hòa.

Hiện tượng sa lắng muối vô cơ cũng là một mối quan tâm hàng đầu tại Việt Nam với hầu hết các nghiên cứu trong nước được thực hiện để dự báo khả năng hình thành muối  $\text{CaCO}_3$  và đây cũng là mục tiêu của công trình này. Tổng Cảnh Sơn và cộng sự<sup>13</sup> đã đưa ra được nguyên nhân của hiện tượng sa lắng muối từ việc khai thác đồng thời Miocene dưới và Oligocene trên trong giếng X. Ngoài ra sa lắng muối trong các thiết bị trên giàn khai thác Y thuộc mỏ R xảy ra là do hai nguồn nước không tương thích được trộn với nhau để phục vụ bơm ép. Trong một báo cáo của Phòng Kỹ thuật sản xuất & Bộ máy điều hành của VSP năm 2017<sup>14</sup>, các tác giả đã cho thấy tình hình trầm trọng của các giếng khai thác dầu trong đó có giếng X và các thiết bị bề mặt thuộc giàn Y mỏ R cần phải thường xuyên tiến hành xử lý do xuất hiện sa lắng muối nghiêm trọng. Bài báo cáo cũng thống kê được kết quả nghiên cứu thử nghiệm tại hiện trường với một số kết quả nhất định. Tại Hội thảo về lắng đọng muối trong khai thác dầu khí và các phương pháp loại bỏ, ngăn ngừa của Liên doanh Việt - Nga Vietsovpetro tháng 7/2017, Mai Cao Lân<sup>15</sup> đã trình bày mô hình để ước tính lượng sa lắng  $\text{CaCO}_3$  có tính đến ảnh hưởng của sự biến đổi áp suất, nhiệt độ trong quá trình khai thác và sự dịch chuyển khối lượng muối sa lắng ra khỏi dung dịch.

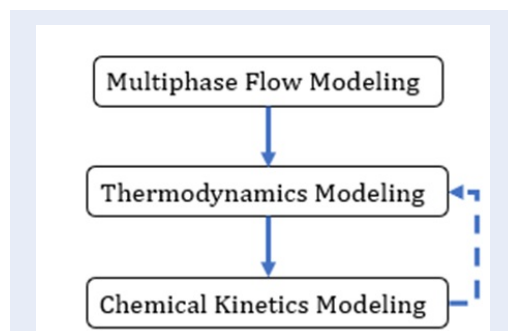
Bùi Nguyễn Bảo Trâm<sup>16</sup> trong luận văn của mình đã đưa ra mô hình dự báo lượng lắng của  $\text{CaCO}_3$  cho một giếng khai thác dầu dựa trên dữ liệu phân tích mẫu nước vỉa. Mô hình này sử dụng phần mềm Pipesim để tính toán phân bố nhiệt độ, áp suất dọc theo thân giếng và sau đó sử dụng phần mềm ScaleChem để tính toán lượng muối  $\text{CaCO}_3$  sa lắng dựa trên nền tảng cân bằng nhiệt động lực học. Nguyễn Văn Viên<sup>17</sup> trong luận văn thạc sỹ đã trình bày mô hình dự báo lượng sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong giếng khai thác dầu khí mỏ TD sử dụng nền tảng lý

thuyết nhiệt động lực học. Tuy nhiên, mô hình này chỉ dự báo lượng sa lắng muối tại một vị trí ở đáy giếng mà không dự báo cho toàn bộ thân giếng, do đó yếu tố tác động về mặt thủy động đã không được xem xét. Nhìn chung, các nghiên cứu vừa nêu ở trên đều chưa xem xét yếu tố động học phản ứng hóa học, được đặc trưng bởi thời gian phản ứng và tốc độ phản ứng sa lắng muối. Đây là yếu tố quan trọng nhất trong việc tính toán dự báo lượng sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong giếng khai thác.

Trên cơ sở khảo sát tình hình nghiên cứu có liên quan đến vấn đề sa lắng muối, nhóm tác giả đã tiến hành nghiên cứu xây dựng mô hình tích hợp để dự báo sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  có đưa vào xem xét các yếu tố không chỉ về nhiệt động lực học mà còn cả về động lực học chất lỏng và động học phản ứng hoá học qua đó bổ sung những thiếu sót của các mô hình đã được xây dựng trước đây tại Việt Nam. Mô hình kết quả sẽ được áp dụng để dự báo cho trường hợp cụ thể của giếng khai thác dầu khí X tại bồn trũng Cửu Long. Kết quả dự báo từ mô hình này sẽ được so sánh với phần mềm ScaleChem<sup>18</sup> để làm rõ sự tương đồng và khác biệt giữa mô hình tích hợp trong nghiên cứu này so với hướng tiếp cận chỉ xem xét các yếu tố nhiệt động lực học trong ScaleChem.

## PHƯƠNG PHÁP

Như đã đề cập ở phần trước, hiện tượng sa lắng muối vô cơ  $\text{CaCO}_3$  là rất phức tạp vì có nhiều yếu tố ảnh hưởng như sự thay đổi áp suất, nhiệt độ, phân bố của các cấu tử, tốc độ phản ứng và thời gian phản ứng hóa học. Trong nghiên cứu này, một mô hình tích hợp gồm mô hình hoá dòng chảy đa pha, cân bằng nhiệt động lực học và động học phản ứng đã được xây dựng để tính toán phân bố lượng lắng  $\text{CaCO}_3$  dọc theo giếng khai thác. Hình 1 minh họa quy trình xây dựng mô hình tích hợp và được mô tả ngắn gọn như sau:



**Hình 1:** Quy trình xây dựng mô hình tích hợp của hiện tượng sa lắng muối

- Đầu tiên, mô hình dòng chảy đa pha được xây dựng để tính toán phân bố áp suất và nhiệt độ dọc theo thân giếng khai thác. Kết quả có được sẽ là giá trị đầu vào cho quá trình mô hình hoá kế tiếp.
- Tiếp đó, mô hình cân bằng nhiệt động lực học được xây dựng để tính toán sự phân bố của các cấu tử trong dung dịch nước vỉa. Kết quả cuối cùng của mô hình là chỉ số bão hoà của  $\text{CaCO}_3$  trong dung dịch và đây sẽ là giá trị đầu vào cho quá trình tính toán tiếp theo.
- Cuối cùng, bước mô hình hoá động học phản ứng sẽ được tiến hành để tính tốc độ sa lắng và dự đoán lượng lắng của muối  $\text{CaCO}_3$  trong toàn bộ giếng khai thác.

## Xây dựng mô hình dòng chảy đa pha trong giếng

Bước mô hình hoá dòng chảy đa pha được thực hiện như ở Hình 2 để xác định chế độ dòng chảy và phân bố áp suất của chất lưu trong giếng.

Trong nghiên cứu này, phương pháp Hagedorn & Brown được xem xét do tính phổ biến của nó trong hầu hết các phần mềm chuyên ngành hiện nay<sup>7</sup>. Tuy nhiên, để nâng cao độ chính xác của kết quả tính toán thì phương pháp cải tiến Hagedorn & Brown (modified Hagedorn & Brown method) được sử dụng trong đó tương quan thực nghiệm Griffith được dùng khi đoạn ống đang xét có chế độ dòng chảy bọt khí (bubble-flow regime)<sup>19</sup>. Quy trình mô hình hoá dòng chảy đa pha được mô tả chi tiết tương ứng với hai chế độ dòng chảy khác nhau (bọt khí và không phải dạng bọt khí) như sau:

### Đối với chế độ dòng chảy không phải dạng bọt khí:

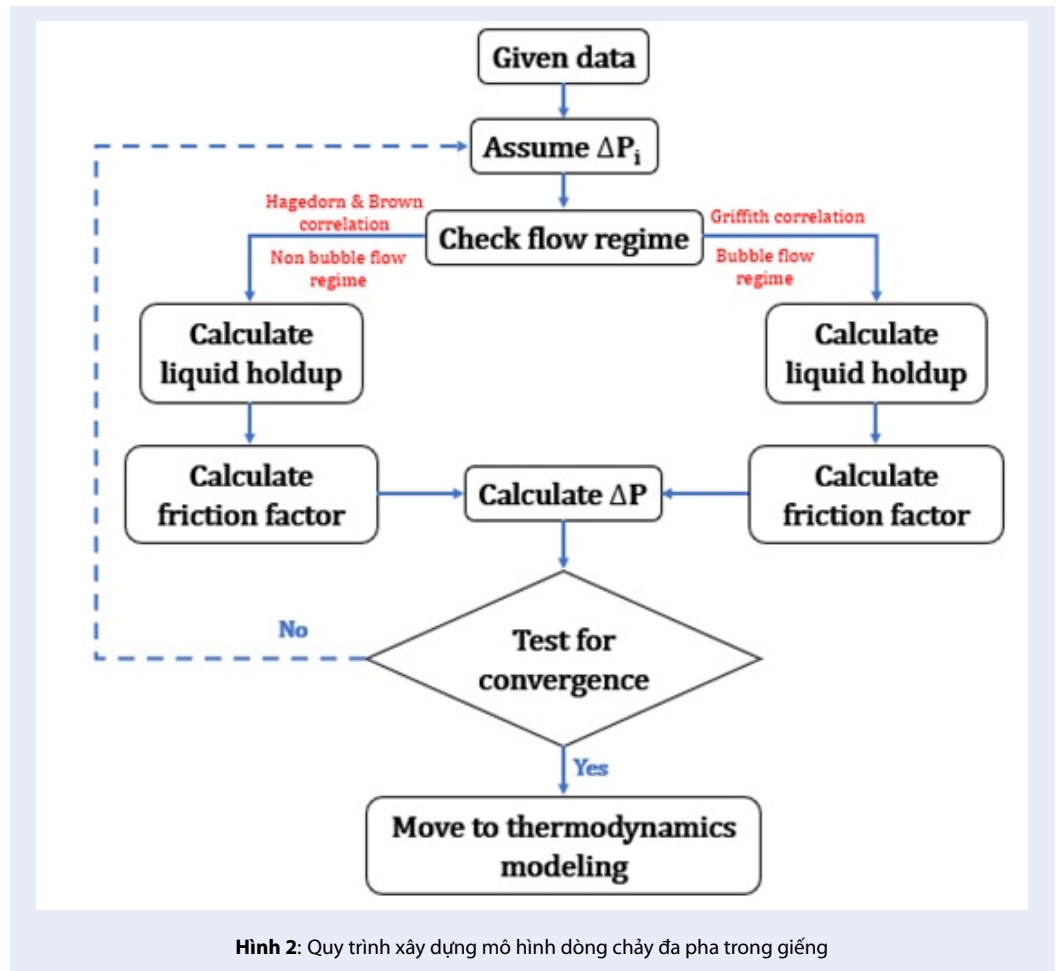
#### Bước 1: Tính toán chỉ số liquid holdup ( $H_L$ )

Chỉ số liquid holdup được tính toán dựa vào bốn nhóm hệ số không thứ nguyên được đề xuất bởi Dun và Ros<sup>8</sup> và tương quan thực nghiệm được đề xuất bởi Hagedorn và Brown<sup>7</sup>.

#### Bước 2: Tính toán hệ số ma sát

Hagedorn và Brown<sup>7</sup> giả thiết hệ số ma sát hai pha có thể được tính giống như hệ số ma sát một pha. Vì vậy, giản đồ Moody<sup>20</sup> được sử dụng để tính toán hệ số ma sát từ hệ số Reynolds hai pha. Ngoài ra, hệ số ma sát có thể được tính từ phương trình của Chen<sup>21</sup> và phương trình này được mô tả chi tiết trong sách của Economides et al.,<sup>22</sup>.

#### Bước 3: Xác định phân bố áp suất trong đoạn ống đang xét



Hình 2: Quy trình xây dựng mô hình dòng chảy đa pha trong giếng

Phân bố áp suất của Hagedorn và Brown có thể được viết dưới dạng hệ đơn vị dầu khí như sau<sup>22</sup>:

$$144 \frac{dp}{dz} = \bar{\rho} + \frac{f \dot{m}^2}{(7.413 \times 10^{10} D^5) \bar{\rho}} + \bar{\rho} \frac{\Delta(u_m^2/2g_c)}{\Delta z} \quad (2)$$

Với:  $f$  là hệ số ma sát,  $\dot{m}$  là tổng lưu lượng khối lượng ( $lb_m/d$ ),  $\bar{\rho}$  là khối lượng riêng trung bình tại chỗ ( $lb_m/ft^3$ ),  $D$  là đường kính ống (ft),  $u_m$  là vận tốc của hỗn hợp dung dịch (ft/s),  $dp/dz$  là gradient áp suất (psi/ft).

**Đối với chế độ dòng chảy bọt khí:**

**Bước 1:** Tính toán chỉ số liquid holdup của Griffith ( $y_L$ )

Tương quan Griffith đề xuất cách tính khác cho chỉ số liquid holdup<sup>19</sup>:

$$y_L = 1 - \frac{1}{2} \left[ 1 + \frac{u_m}{u_s} - \sqrt{\left(1 + \frac{u_m}{u_s}\right)^2 - 4 \frac{u_{sg}}{u_s}} \right] \quad (3)$$

Với:  $u_s$  (ft/s),  $u_m$  là vận tốc của hỗn hợp dung dịch (ft/s),  $u_{sg}$  là tốc độ pha bề mặt của khí (ft/s)

**Bước 2:** Tính toán hệ số ma sát

Tương quan Griffith sử dụng cùng phương pháp tính hệ số ma sát với tương quan Hagedorn và Brown, tuy nhiên hệ số Reynolds lại được tính từ vận tốc trung bình tại chỗ (in-situ average liquid velocity)<sup>19</sup>.

**Bước 3:** Xác định phân bố áp suất trong đoạn ống đang xét

Phân bố áp suất của chất lưu dọc theo thân giếng được xác định theo tương quan thực nghiệm của Griffith như sau<sup>22</sup>:

$$144 \frac{dp}{dz} = \bar{\rho} + \frac{f \dot{m}_l^2}{(7.413 \times 10^{10} D^5) \rho_l y_L^2} \quad (4)$$

Với:  $f$  là hệ số ma sát,  $\dot{m}_l$  là lưu lượng khối lượng của dung dịch lỏng ( $lb_m/d$ ),  $\rho_l$  là khối lượng riêng của dung dịch lỏng ( $lb_m/ft^3$ ),  $D$  là đường kính ống (ft),  $y_L$  là liquid holdup được đề xuất bởi Griffith,  $dp/dz$  là gradient áp suất (psi/ft).

Kết quả cuối cùng của quá trình mô hình hoá dòng chảy đa pha là phân bố áp suất và nhiệt độ của giếng khai thác và đây là giá trị đầu vào cho quá trình mô hình hoá nhiệt động lực học tiếp theo.

### Xây dựng mô hình nhiệt động lực học

Hình 3 thể hiện quy trình mô hình hoá nhiệt động lực học để dự báo chỉ số bão hoà của CaCO<sub>3</sub>.

Dung dịch nước vỉa khi di chuyển trong giếng khai thác sẽ trải qua các điều kiện áp suất và nhiệt độ khác nhau tại đó quy trình mô hình hoá nhiệt động lực học được thực hiện để xác định phân bố của các cấu tử và chỉ số bão hoà của muối vô cơ CaCO<sub>3</sub> trong dung dịch. Vì dung dịch nước vỉa thường có nồng độ ion đậm đặc nên mô hình Pitzer được sử dụng trong nghiên cứu này để xác định phân bố của các cấu tử qua đó đảm bảo tính chính xác của quá trình mô hình hoá. Quy trình này được xây dựng dựa trên nền tảng lý thuyết quan trọng về mô hình hoá nhiệt động lực học được tổng hợp chi tiết trong các tài liệu của Bethke<sup>23</sup>, Appelo & Postma<sup>1</sup>, và SOLMINEQ.88 bởi Khara<sup>3</sup>.

#### Bước 1: Tính toán cân bằng điện tích

Thông thường dung dịch sẽ duy trì trạng thái cân bằng điện tích khi mà tổng điện tích dương bằng tổng điện tích âm. Tuy nhiên, kết quả từ quá trình phân tích mẫu nước trong phòng thí nghiệm thường không thoả mãn điều kiện này bởi vì nồng độ của chloride được tính toán từ các nguyên tố khác chứ không được đo đạc kĩ lưỡng<sup>23</sup> vì vậy sẽ có sai số cao. Do đó, tính toán cân bằng điện tích được thực hiện để đảm bảo sự cân bằng điện tích trong dung dịch và nồng độ của chloride sẽ được hiệu chỉnh.

Phương trình cân bằng điện tích:

$$\sum z_i m_i = \sum z_j m_j \quad (5)$$

Với:  $z_i, z_j$  là điện tích của cấu tử chính và cấu tử phụ, và  $m_i, m_j$  là molality của cấu tử chính và cấu tử phụ.

#### Bước 2: Hiệu chỉnh hằng số cân bằng theo nhiệt độ và áp suất

Hằng số cân bằng phản ứng là hàm số của hoạt độ của các thành phần trong phản ứng, nhiệt độ và áp suất. Thông thường, hằng số cân bằng được đo tại một điều kiện nhiệt độ và áp suất cụ thể. Do đó, khi phản ứng xảy ra tại các điều kiện khác với điều kiện đo đạc thì hằng số này phải được hiệu chỉnh để có được kết quả tính toán phân bố cấu tử chính xác.

Trong hệ thống hoá học, có ba loại hằng số cân bằng tương ứng với ba loại phản ứng hoá học bao gồm:

- Hằng số cân bằng phản ứng phân rã cho phức hợp nước.
- Hằng số cân bằng Henry cho khí.

- Hằng số cân bằng phản ứng hoà tan cho khoáng vật.

Trình tự hiệu chỉnh của các hằng số cân bằng được bắt đầu với điều kiện nhiệt độ trước và sau đó là đến điều kiện áp suất. Quá trình tính toán hiệu chỉnh chi tiết được mô tả trong SOLMINEQ.88<sup>3</sup>.

#### Bước 3: Tính toán sự phân bố của cấu tử trong dung dịch

Tính toán phân bố cấu tử được thực hiện bằng cách giải hệ các phương trình gồm phương trình hoạt động, cân bằng khối lượng và hệ số hoạt động của tất cả các cấu tử trong dung dịch.

Với một ví dụ về phản ứng phân rã trong Bảng 1.

**Bảng 1: Ví dụ phản ứng phân rã đơn giản**

ID	Reaction
1	$\text{CaCO}_3^0 \leftrightarrow \text{Ca}^{++} + \text{CO}_3$
2	$\text{Ca}(\text{HCO}_3)^+ \leftrightarrow \text{Ca}^{++} + \text{HCO}_3$

Hệ phương trình hoạt động của các phản ứng trong Bảng 1 sẽ được viết như sau:

Với CaCO<sub>3</sub><sup>o</sup>

$$K_{\text{CaCO}_3^o} = \frac{m_{\text{Ca}^{++}} \cdot \gamma_{\text{Ca}^{++}} \cdot m_{\text{CO}_3^{--}} \cdot \gamma_{\text{CO}_3^{--}}}{m_{\text{CaCO}_3^o} \cdot \gamma_{\text{CaCO}_3^o}} \quad (6)$$

Với CaHCO<sub>3</sub><sup>+</sup>

$$K_{\text{CaHCO}_3^+} = \frac{m_{\text{Ca}^{++}} \cdot \gamma_{\text{Ca}^{++}} \cdot m_{\text{HCO}_3^-} \cdot \gamma_{\text{HCO}_3^-}}{m_{\text{CaHCO}_3^+} \cdot \gamma_{\text{CaHCO}_3^+}} \quad (7)$$

Phương trình cân bằng khối lượng cho nguyên tố Ca là:

$$m_{\text{Ca},t} = m_{\text{Ca}^{++}} + m_{\text{CaCO}_3^o} + m_{\text{CaHCO}_3^+} \quad (8)$$

Trong trường hợp đối tượng nghiên cứu là nước vỉa của quá trình khai thác dầu khí với độ đậm đặc cao và có nồng độ ion lớn hơn một mole thì Pitzer đã đề xuất mô hình mới để tính hoạt độ của cấu tử. Quy trình tính toán chi tiết được mô tả trong tài liệu của Kharaka và cộng sự<sup>3</sup>. Mô hình tính toán này của Pitzer đã được tích hợp vào nhiều phần mềm mô hình địa hoá như SOLMINEQ.88<sup>3</sup>, PHREEQC<sup>24</sup>.

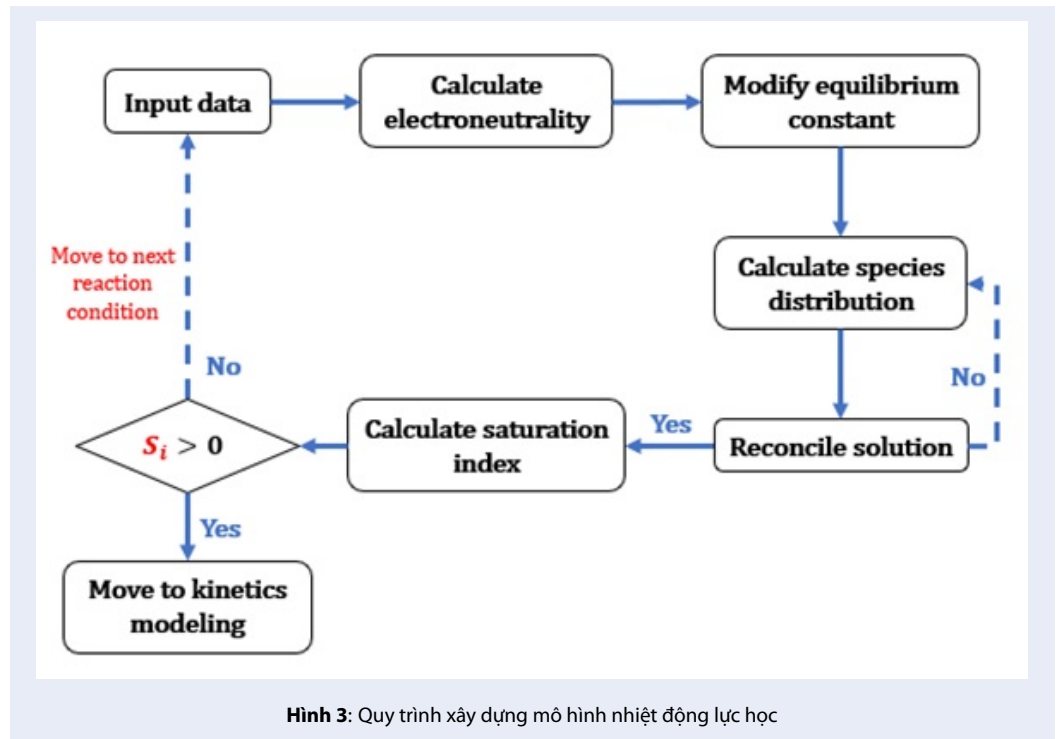
#### Bước 4: Tính toán chỉ số bão hoà

Công thức tính chỉ số bão hoà là:

$$SI = \log \frac{IAP}{K_{sp}} \quad (9)$$

Với: IAP là tích số hoạt độ ion của sản phẩm trong phản ứng hoà tan của khoáng sản.  $K_{sp}$  là hằng số cân bằng phản ứng hoà tan.

- Nếu  $SI > "SI_c"$ , thì hiện tượng sa lắng muối sẽ xảy ra.



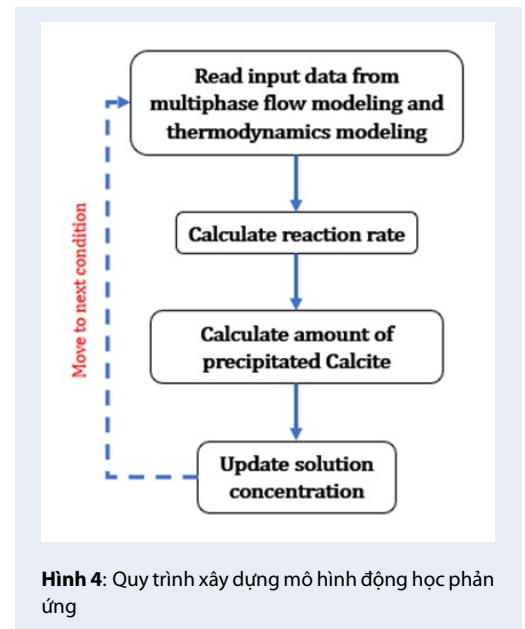
- Nếu  $0 < SI < "SI_c"$ , thì hiện tượng hình thành các hạt tinh thể muối khoáng không hoàn chỉnh xảy ra tuy nhiên vẫn không đủ hàm lượng để tạo hạt muối khoáng.
- Nếu  $SI = 0$ , khoáng vật ở trạng thái cân bằng với dung dịch.

Với  $SI_c$  là chỉ số bão hoà tối hạn của khoáng vật. Trong nghiên cứu này, chỉ số bão hoà của  $CaCO_3$  được tính từ phương trình của Kan và Tomson<sup>12</sup> vì phản ứng sa lắng của  $CaCO_3$  phụ thuộc lớn vào hàm lượng  $CaCO_3$  trong dung dịch.

### Xây dựng mô hình động học phản ứng

Hình 4 mô tả trình tự của quá trình mô hình hoá động học phản ứng với mục đích dự báo lượng sa lắng muối  $CaCO_3$ .

Vì chất lưu nước vỉa di chuyển dọc giếng khai thác nên thời gian để phản ứng hoá học xảy ra tại một điều kiện áp suất và nhiệt độ cụ thể là giới hạn do đó sẽ giới hạn lượng muối  $CaCO_3$  sa lắng. Đồng thời, lượng muối sa lắng này sẽ phụ thuộc vào tốc độ của phản ứng lắng theo điều kiện nhiệt độ và áp suất tương ứng. Vì vậy, mục đích của quá trình mô hình hoá động học phản ứng là dự báo được tốc độ phản ứng và lượng chất phản ứng ở từng điều kiện, cụ thể là lượng lắng của  $CaCO_3$  trong nghiên cứu này. Nền tảng lý thuyết mô hình hoá động học phản ứng quan trọng được trình



trong các tài liệu của Appelo & Postma<sup>1</sup>, Parkhurst & Appelo<sup>25</sup>, và Plummer<sup>26</sup>.

### Bước 1: Tính tốc độ phản ứng

- Phương trình tốc độ phản ứng cơ bản:

Parkhurst và Appelo<sup>25</sup> đưa ra phương trình tính toán tốc độ phản ứng cơ bản như sau:

$$\frac{dm_i}{dt} = c_{i,k} R_k \quad (10)$$

Với:  $c_{i,k}$ : hệ số cân bằng của cấu tử  $i$  trong phản ứng,  $R_k$ : tốc độ phản ứng tổng thể của chất  $k$  (mol/kgw/s) Đối với phản ứng hoà tan hoặc sa lắng của khoáng vật thì Appelo và Postma<sup>1</sup> đề xuất một định luật tốc độ phản ứng chung để tính sự thay đổi nồng độ như sau:

$$R = k \frac{A_0}{V} \left( \frac{m}{m_0} \right)^n g(C) \quad (11)$$

Với:  $R$ : tốc độ phản ứng tổng thể (mol/L/s),  $k$ : tốc độ phản ứng cụ thể của từng khoáng vật (mol/m<sup>2</sup>/s),  $A_0$ : diện tích bề mặt ban đầu (m<sup>2</sup>),  $V$ : thể tích của dung dịch (m<sup>3</sup>),  $m$ : số mole hiện tại của khoáng vật (mole),  $m_0$ : số mole ban đầu của khoáng vật (mole),  $g(C)$ : hệ số tác động của các yếu tố thứ yếu.

Đối với nghiên cứu này, khoáng vật được xem xét là CaCO<sub>3</sub> với tốc độ phản ứng tổng thể được đề xuất bởi Parkhurst và Appelo<sup>25</sup> cụ thể như sau:

$$R = r_f \frac{A_0}{V} \left( \frac{m}{m_0} \right)^n \left[ 1 - \left( \frac{IAP}{K_{calcite}} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \quad (12)$$

Với:  $r_f$ : tốc độ phản ứng thuận theo Plummer et al.,<sup>26</sup>  $A_0$ : diện tích bề mặt ban đầu (m<sup>2</sup>),  $V$ : thể tích của dung dịch (m<sup>3</sup>),  $m$ : số mole hiện tại của khoáng vật (mole),  $m_0$ : số mole ban đầu của khoáng vật (mole), IAP là tích số hoạt độ ion của sản phẩm trong phản ứng hoà tan của CaCO<sub>3</sub>,  $K_{calcite}$  là hằng số cân bằng phản ứng hoà tan CaCO<sub>3</sub>.

Tốc độ sa lắng của CaCO<sub>3</sub> phụ thuộc vào một số yếu tố chính sau đây:

- Nhiệt độ theo<sup>26</sup>.
- Tỷ lệ  $\frac{A_0}{V}$  theo phương trình 12.
- Các yếu tố khác như chỉ số bão hoà, độ pH chất xúc tác hoặc ức chế phản ứng. Các yếu tố này được tổng hợp thành hệ số  $g(C)$  trong phương trình 11.

Theo Plummer và cộng sự<sup>26</sup>, tốc độ phản ứng thuận của CaCO<sub>3</sub> là:

$$r_f = k_1 a_H^+ + k_2 a_{CO_2} + k_3 a_{H_2O} \quad (13)$$

Với,  $r_f$ : tốc độ phản ứng thuận theo Plummer<sup>26</sup>;  $k_1, k_2, k_3$ : là hệ số tốc độ phản ứng riêng theo Plummer<sup>26</sup>;  $a_{H^+}, a_{CO_2}, a_{H_2O}$ : là hoạt độ của  $H^+, CO_2, H_2O$ .

Đồng thời,

$$k_1 = 10^{0.198 - \frac{440.0}{T(K)}} \text{ (mole/m}^2\text{/s)} \quad (14)$$

$$k_2 = 10^{2.84 - \frac{2177.0}{T(K)}} \text{ (mole/m}^2\text{/s)} \quad (15)$$

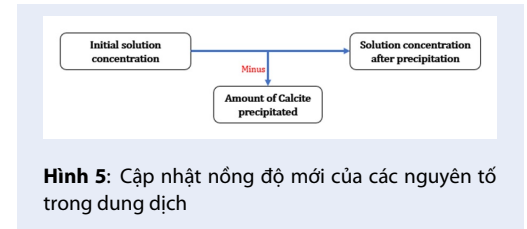
$$k_3 = 10^{-5.86 - \frac{317.0}{T(K)}}, T(K) \leq 25^\circ C \text{ (mole/m}^2\text{/s)} \quad (16)$$

$$k_3 = 10^{-1.1 - \frac{1737.0}{T(K)}}, T(K) > 25^\circ C \text{ (mole/m}^2\text{/s)} \quad (17)$$

Với:  $k_1, k_2, k_3$ : là hệ số tốc độ phản ứng riêng theo Plummer<sup>26</sup>;  $T$ : là nhiệt độ phản ứng (K).

**Bước 2:** Tính toán lượng muối sa lắng và cập nhật lại nồng độ dung dịch

Sau khi đã tính được tốc độ phản ứng tổng thể của CaCO<sub>3</sub> thì lượng lắng sẽ được tính bởi phương trình số 10.



**Hình 5:** Cập nhật nồng độ mới của các nguyên tố trong dung dịch

Áp dụng định luật bảo toàn khối lượng, nồng độ của các cấu tử chính được cập nhật mới sau khi đã trừ đi lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> ra khỏi dung dịch như được mô tả trong Hình 5. Sau đó toàn bộ quá trình tính toán sẽ lặp lại cho điều kiện phản ứng tiếp theo như được mô tả tại Hình 1.

## KẾT QUẢ VÀ THẢO LUẬN

### Mô tả số liệu đầu vào và các giả thiết của mô hình

Số liệu đầu vào của nghiên cứu này được lấy từ giếng X tại vị trí Y thuộc bốn trũng Cửu Long, giếng X đang khai thác với dòng chảy đa pha gồm dầu, khí và nước. Nước vỉa được hoà trộn từ hai thành hệ là Miocene dưới và Oligocene trên.

Các giả thiết chính của mô hình trong nghiên cứu này là:

- Diện tích mặt cắt trong của giếng khai thác là hằng số.
- Giếng khai thác là giếng thẳng đứng.
- Dòng chảy dung dịch trong giếng khai thác là dòng chảy ổn định và một chiều từ đáy giếng lên đầu giếng.

**Bảng 2: Số liệu cho mô hình dòng chảy trong giếng X**

Giá trị đầu vào cho mô hình dòng chảy đa pha		
Độ sâu (TVD)	10000	ft
Đường kính trong giếng khai thác	0.229	ft
Trọng lượng dầu	40	API
Tỉ lệ khai thác khí/lòng (GLR)	500	scf/bbl
Trọng lượng riêng của khí	0.7	
Áp suất đầu giếng khai thác	500	psia
Nhiệt độ đầu giếng khai thác	160	°F
Nhiệt độ chân giếng khai thác	282	°F
Lưu lượng dung dịch khai thác	2100	stb/day
Tỉ lệ ngập nước (WCT)	50	%
Sức căng bề mặt	30	dynes/cm
Trọng lượng riêng của nước	1.05	
Hệ số thể tích thành hệ của nước	1.2	rb/stb
Hệ số nhám của thành ống	0.00006	ft

**Bảng 3: Nồng độ của các nguyên tố trong dung dịch nước via hoà trộn từ thành hệ Miocene dưới và Oligocene trên.**

Nồng độ của nguyên tố		
Na	6462	mg/l
Ca	2243	mg/l
Mg	34	mg/l
Cl	13008	mg/l
SO <sub>4</sub>	20	mg/l
HCO <sub>3</sub>	2323	mg/l

- Áp suất và nhiệt độ là hằng số cho từng đoạn ống được xét.
- Toàn bộ lượng muối CaCO<sub>3</sub> sa lắng sẽ bám tất cả vào thành ống và phân bố đều khắp diện tích mặt trong của đoạn ống đang xét.

### Kết quả và thảo luận

Sử dụng quy trình tính toán được mô tả trong phần 2 và số liệu đầu vào được cung cấp bởi Bảng 2, phân bố áp suất và nhiệt độ được xây dựng cho giếng X và sẽ là số liệu đầu vào cho quy trình mô hình hoá nhiệt động lực học và động học phản ứng. Giếng khai thác được chia thành 50 đoạn có chiều dài bằng nhau với giả thiết là nhiệt độ và áp suất trong mỗi đoạn ống là hằng số, phân bố đều và bằng trung bình của nhiệt độ và áp suất của hai đầu đoạn ống.

Trong nghiên cứu này, phần mềm mã nguồn mở (open source) PHREEQC<sup>24</sup> được sử dụng để xây dựng mô hình tích hợp như đã mô tả ở phần 2. Để kiểm chứng độ tin cậy của mô hình tích hợp thì kết quả từ nghiên cứu này đã được so sánh với kết quả từ phần mềm nghiên cứu sa lắng muối vô cơ ScaleChem<sup>18</sup>.

Số liệu về mẫu nước ở Bảng 3 được sử dụng để xác định phân bố của các cấu tử trên từng đoạn ống theo mô hình nhiệt động lực học dựa trên kết quả tính toán sụt áp từ mô hình thủy động lực học. Các kết quả này được tính tại điều kiện đáy giếng với áp suất và nhiệt độ lần lượt là 2074 psi and 282 °F.

Bảng 4 so sánh kết quả tính toán về nồng độ của các nguyên tố trong dung dịch nước via sau khi tính toán cân bằng điện tích tại điều kiện đáy giếng. Có thể thấy rằng, sự sai khác về nồng độ của các nguyên tố được tính toán từ nghiên cứu này khá tương đồng với kết quả tính toán từ ScaleChem, với sai số tương đối lớn nhất là 3%, từ đó khẳng định được độ tin cậy của quá trình hiệu chỉnh thông số đầu vào của mô hình tích hợp được xây dựng bởi nhóm tác giả.

**Bảng 5: So sánh giá trị chỉ số bão hoà của muối khoáng từ nghiên cứu này và ScaleChem**

Mineral	Nghiên cứu này	ScaleChem	Sai số tương đối
Calcite	2.62	2.59	1.16%
Aragonite	2.31	2.32	0.43%
Dolomite	2.6	2.68	3%
Anhydrite	-1.22	-1.2	1.67%
Magnesite	-0.84	-0.81	3.57%
Halite	-2.96	-2.89	2.42%
Gypsum	-1.95	-1.97	1.02%

Bảng 5 so sánh chỉ số bão hoà được tính từ nghiên cứu này với phần mềm ScaleChem. Kết quả so sánh cho thấy chỉ số SI được tính từ mô hình tích hợp và ScaleChem là khá tương đồng với sai số tương đối lớn nhất là 3.57%, qua đó khẳng định độ tin cậy của mô hình tích hợp được xây dựng từ nghiên cứu này. Ngoài ra, giá trị chỉ số bão hoà của CaCO<sub>3</sub> là 2.62 tại vị trí đáy giếng cho thấy khả năng sa lắng lớn.

Với giả thiết dòng chảy ổn định và từ số liệu Bảng 2 thì thời gian dung dịch chảy hết một đoạn ống 50ft là 123 giây và đây cũng chính là thời gian phản ứng của dung dịch cho một điều kiện phản ứng cụ thể. Sử dụng quy trình tính toán được mô tả trong phần 2, kết quả của quá trình mô hình hoá động học phản ứng được thể hiện trong Hình 6.



**Bảng 4: So sánh nồng độ của các nguyên tố trong dung dịch nước vữa sau khi tính toán cân bằng điện tích**

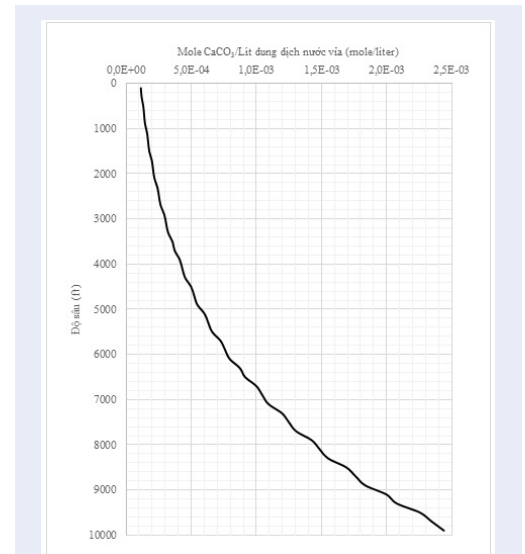
	Nghiên cứu này	ScaleChem	Sai số tương đối
Na	0.288006	0.297910	3%
Ca	0.057342	0.057357	0.03%
Mg	0.001433	0.001433	0%
Cl	0.366122	0.376050	3%
HCO <sub>3</sub>	0.039008	0.039010	0.005%
SO <sub>4</sub>	0.000213	0.000213	0%

Hình 6 thể hiện lượng sa lắng của CaCO<sub>3</sub> tại từng đoạn ống khi dung dịch nước vữa di chuyển từ đáy giếng lên đầu giếng. Có thể thấy được từ Hình 6, xu hướng sa lắng của CaCO<sub>3</sub> giảm dần theo độ sâu với lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> là 0.0025 mole/liter dung dịch và giá trị này lớn gấp 22 lần so với lượng lắng tại đầu giếng. Lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> tỉ lệ thuận với tốc độ phản ứng của CaCO<sub>3</sub> thông qua phương trình số 10, do đó tốc độ phản ứng của CaCO<sub>3</sub> cũng sẽ có xu hướng giảm từ đáy giếng đến đầu giếng giống như xu hướng của lượng lắng CaCO<sub>3</sub> trong Hình 6. Xu hướng giảm này có thể được giải thích bởi sự tác động chính từ hai yếu tố là hệ số tốc độ phản ứng riêng và chỉ số bão hoà của CaCO<sub>3</sub>.

Hình 7 thể hiện mối quan hệ giữa hệ số tốc độ phản ứng riêng của CaCO<sub>3</sub> được sử dụng trong công trình này và nhiệt độ từ đáy giếng lên đến đầu giếng. Có thể thấy rằng, các hệ số tốc độ phản ứng riêng có xu hướng giảm dần theo nhiệt độ phản ứng từ đáy giếng tới đầu giếng vì các hệ số này tỷ lệ thuận với nhiệt độ phản ứng theo phương trình số 14, 15, 16 và 17. Do đó, tốc độ phản ứng tổng thể của CaCO<sub>3</sub> sẽ có chung xu hướng giảm với các hệ số tốc độ phản ứng riêng vì mối quan hệ tỷ lệ thuận theo phương trình số 12. Vì vậy, có thể giải thích được xu hướng giảm của lượng sa lắng CaCO<sub>3</sub> trong Hình 6.

Tốc độ phản ứng tổng thể của CaCO<sub>3</sub> còn phụ thuộc vào chỉ số bão hoà của CaCO<sub>3</sub> trong dung dịch thông qua ảnh hưởng đến hệ số tốc độ phản ứng tổng thể được thể hiện ở phương trình số 12. Mối quan hệ của chỉ số bão hoà của CaCO<sub>3</sub> theo độ sâu được thể hiện ở Hình 8.

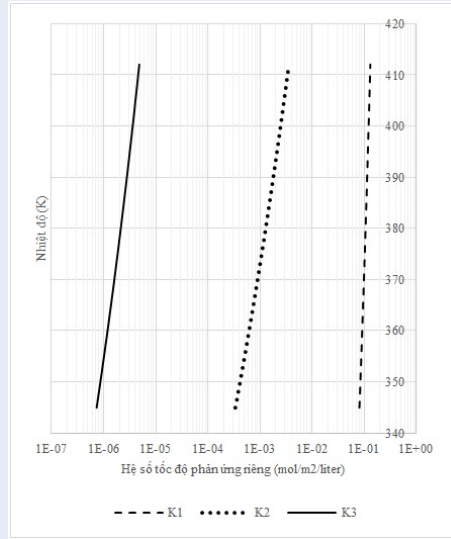
Từ Hình 8 có thể thấy rằng, chỉ số bão hoà của CaCO<sub>3</sub> có xu hướng giảm dần theo độ sâu cụ thể là giảm từ 2.44 tại đáy giếng đến 2.24 tại đầu giếng. Từ phương trình số 12, tốc độ phản ứng tổng thể của CaCO<sub>3</sub> tỉ lệ thuận với chỉ số bão hoà của chính khoáng vật này. Vì vậy, xu hướng giảm dần của chỉ số bão hoà (SI) theo độ sâu sẽ làm cho tốc độ phản ứng của CaCO<sub>3</sub> cũng sẽ giảm dần khi dung dịch đi từ đáy giếng đến đầu



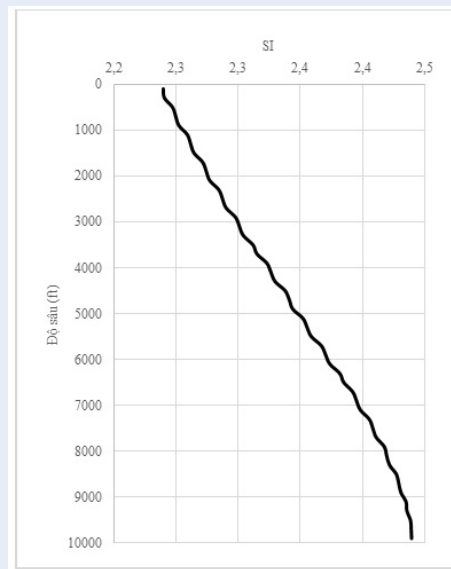
**Hình 6:** Lượng mole CaCO<sub>3</sub> sa lắng theo độ sâu trong giếng X

giếng. Qua đó có thể giải thích được xu hướng giảm dần lượng CaCO<sub>3</sub> sa lắng theo chiều sâu ở Hình 6. Kết quả lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> từ lượng mole trên thể tích dung dịch được chuyển thành khối lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> trên thể tích dung dịch và được so sánh với kết quả từ ScaleChem, sự so sánh được thể hiện trong Hình 9.

Hình 9 biểu diễn khối lượng muối CaCO<sub>3</sub> sa lắng theo độ sâu được tính từ nghiên cứu này và ScaleChem. Có thể thấy rằng, lượng sa lắng của CaCO<sub>3</sub> được tính từ nghiên cứu này giảm dần theo độ sâu trong khi kết quả từ ScaleChem lại có sự sụt giảm không đáng kể trên toàn bộ thân giếng. Ngoài ra, Hình 9 cho thấy sự chênh lệch lớn giữa kết quả của hai mô hình cụ thể là 7 lần tại đáy giếng và tăng dần khi lên trên bề mặt. Sự khác biệt này là do hai hướng tiếp cận khác nhau của ScaleChem và mô hình trong nghiên cứu này. Vì ScaleChem không xem xét đến tốc độ phản ứng và



**Hình 7:** Mối quan hệ của hệ số tốc độ phản ứng riêng của  $\text{CaCO}_3$  theo nhiệt độ

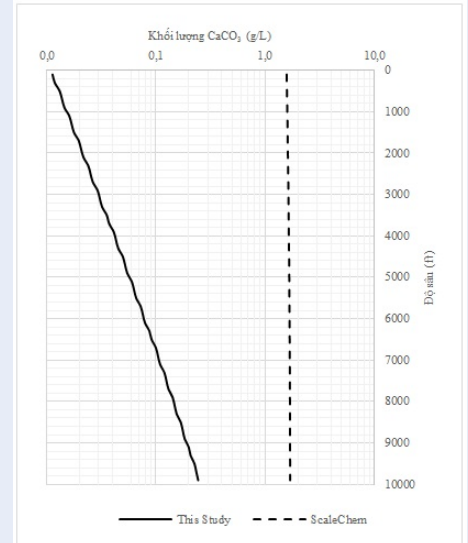


**Hình 8:** Mối quan hệ của SI theo độ sâu

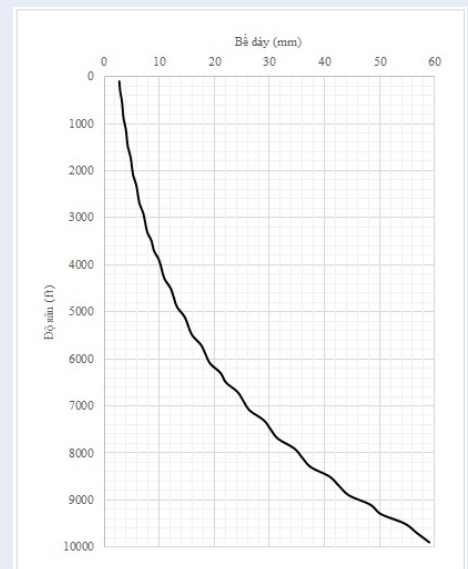
thời gian phản ứng tại từng điều kiện áp suất và nhiệt độ nên phản ứng sa lắng  $\text{CaCO}_3$  được giả thiết xảy ra hoàn toàn sao cho dung dịch chuyển từ trạng thái quá bão hoà về lại trạng thái bão hoà.

Hình 10 cho thấy tại đáy giếng, lớp bám  $\text{CaCO}_3$  sẽ tạo nên bề dày là 60 mm tại đáy giếng và 2.8mm tại đầu giếng sau một tháng khai thác liên tục. Vì đường kính trong của ống khai thác chỉ là 70 mm nên chỉ trong vòng nửa tháng khai thác thì giếng X sẽ bị lấp

đầy bởi  $\text{CaCO}_3$  tại vị trí đáy giếng. Kết quả dự báo trên sẽ định hướng kế hoạch xử lý sa lắng muối cho giếng X (ví dụ: có thể xử lý liên tục hoặc định kì sau khoảng thời gian ngắn hơn nửa tháng).



**Hình 9:** Khối lượng sa lắng của  $\text{CaCO}_3$  từ nghiên cứu này và ScaleChem

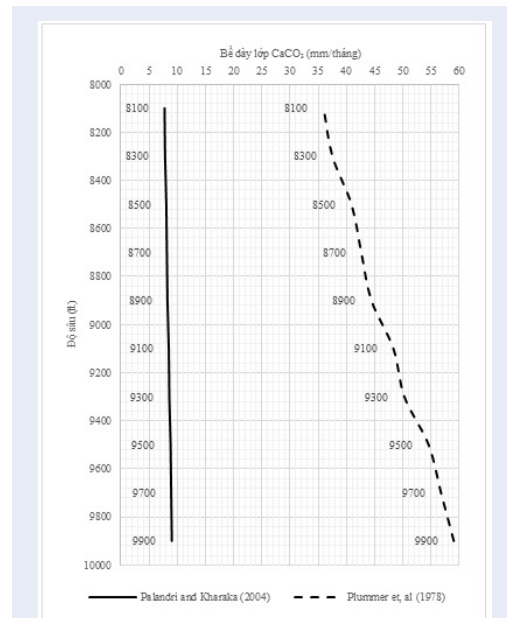


**Hình 10:** Bề dày của lớp  $\text{CaCO}_3$  trong một tháng khai thác

### Phân tích ảnh hưởng của các yếu tố khác nhau đến lượng sa lắng CaCO<sub>3</sub>

Phần này sẽ tập trung phân tích sự ảnh hưởng của các thông số quan trọng đến tốc độ lắng của CaCO<sub>3</sub> bao gồm hệ số tốc độ phản ứng riêng của CaCO<sub>3</sub> và độ ngập nước. Phân tích ảnh hưởng được thực hiện trong khoảng độ sâu từ 10,000ft đến 8,000ft và kết quả phân tích sẽ được mô tả chi tiết ở phần dưới đây.

Phân tích ảnh hưởng của hệ số tốc độ phản ứng riêng đến lượng lắng CaCO<sub>3</sub> và so sánh giữa bộ hệ số được sử dụng trong nghiên cứu này, được đề xuất bởi Plummer et al.,<sup>26</sup> và bộ hệ số từ Palandri and Kharaka<sup>27</sup>. Sự so sánh được thực hiện trên kết quả độ dày của lớp CaCO<sub>3</sub> với các thông số còn lại của mô hình là giống nhau cho hai quá trình tính toán. Kết quả được thể hiện ở Hình 11.

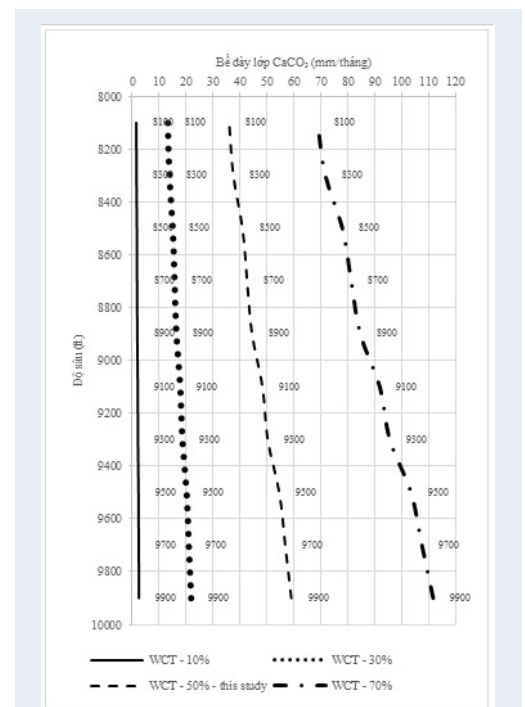


**Hình 11:** Phân tích ảnh hưởng của hệ số tốc độ phản ứng riêng lên lượng lắng CaCO<sub>3</sub>

Có thể thấy được từ Hình 11, bề dày của lớp CaCO<sub>3</sub> được tính theo phương pháp Plummer lớn hơn gấp 6.5 lần tại vị trí 9,900ft và 4.6 lần tại vị trí 8,100ft so với phương pháp của Palandri và Kharaka. Đồng thời, bề dày của CaCO<sub>3</sub> theo phương pháp Plummer giảm nhanh hơn so với phương pháp của Palandri và Kharaka. Điều này có thể được giải thích bởi bộ hệ số tốc độ phản ứng riêng của Palandri và Kharaka<sup>27</sup> không phụ thuộc vào sự thay đổi nhiệt độ vì công trình của Palandri và Kharaka được thực hiện ở điều kiện nhiệt độ phòng thí nghiệm và không mở rộng cho các điều kiện phản ứng khác. Trong khi đó

phương pháp Plummer<sup>26</sup> để xuất bộ hệ số phản ứng phụ thuộc vào nhiệt độ của phản ứng và có phạm vi giới hạn nhiệt độ lớn. Từ sự khác biệt được thể hiện ở Hình 11 cho thấy rằng hệ số tốc độ phản ứng riêng có ảnh hưởng rất lớn đến kết quả của quá trình mô hình hoá hiện tượng sa lắng muối vô cơ. Vì vậy trong nghiên cứu cần phải xem xét lựa chọn bộ hệ số tốc độ phản ứng riêng phù hợp với mục đích nghiên cứu và phạm vi nghiên cứu phù hợp.

Phân tích ảnh hưởng tiếp theo đó được thực hiện với độ ngập nước với sự thay đổi lần lượt từ 10 phần trăm – 30 phần trăm – 50 phần trăm và 70 phần trăm. Với tất cả các thông số còn lại là giống nhau cho tất cả các trường hợp, kết quả phân tích ảnh hưởng được trình bày ở Hình 12.



**Hình 12:** Phân tích ảnh hưởng của độ ngập nước đến lượng lắng CaCO<sub>3</sub>

Hình 12 thể hiện sự khác biệt về bề dày của lớp CaCO<sub>3</sub> sa lắng cho các trường hợp độ ngập nước khác nhau, tăng dần từ 10 phần trăm đến 70 phần trăm. Có thể thấy được rằng, khi độ ngập nước tăng dần thì lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> cũng tăng dần với giá trị cao nhất tương ứng với độ ngập nước 70 phần trăm và thấp nhất với độ ngập nước 10 phần trăm. Điều này có thể giải thích được vì lượng lắng của CaCO<sub>3</sub> tỉ lệ thuận với thể tích dung dịch được khai thác. Với cùng một lưu lượng khai thác, khi độ ngập nước tăng thì lưu lượng nước vỉa cũng tăng, do đó lượng sa lắng muối

sẽ tăng theo. Do đó đặt ra yêu cầu trong quá trình khai thác dầu khí cần phải kiểm soát độ ngập nước để một phần hạn chế lượng sa lắng muối của  $\text{CaCO}_3$ .

## KẾT LUẬN

Bài báo đã trình bày kết quả nghiên cứu về sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong các giếng khai thác của mỏ X thuộc bồn trũng Cửu Long. Trên cơ sở hệ thống hóa nền tảng lý thuyết về mô hình hoá động lực học chất lỏng, nhiệt động lực học và động lực học phản ứng, nhóm tác giả đã xây dựng mô hình tính toán tích hợp để dự báo lượng sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong giếng khai thác dầu khí. Kết quả tính toán từ mô hình tích hợp được so sánh với phần mềm thương mại ScaleChem hiện đang được một số nhóm nghiên cứu trong nước sử dụng để làm rõ tính đóng góp của công trình nghiên cứu này.

Kết quả của nghiên cứu cho thấy lượng sa lắng  $\text{CaCO}_3$  giảm dần theo độ sâu giếng khai thác với lượng sa lắng tương ứng là 0.0025 mole/l tại vị trí đáy giếng và 0.000114 mole/l tại vị trí đầu giếng. Kết quả của mô hình được xây dựng bởi nhóm tác giả sau khi được so sánh với ScaleChem cũng chỉ ra được sự khác biệt lớn với lượng lắng  $\text{CaCO}_3$  từ ScaleChem lớn hơn gấp 7 lần so với nghiên cứu này tại vị trí đáy giếng và tăng dần khi lên đến đầu giếng. Sự khác biệt lớn về kết quả tính toán lượng sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  (đặc biệt là ở khu vực đầu giếng) giữa phần mềm Scalechem và nghiên cứu này phản ánh sự khác biệt về phương thức tiếp cận vấn đề tính toán lượng sa lắng khi có và không có xem xét yếu tố động lực học phản ứng hóa học. Điều này lý giải sự cần thiết của việc vận dụng nền tảng động học phản ứng để tính toán dự báo sa lắng muối  $\text{CaCO}_3$  trong nghiên cứu này đồng thời cũng đã làm rõ tính đóng góp của nhóm tác giả so với các công trình nghiên cứu trong nước trước đây.

Định hướng phát triển của đề tài sẽ đi sâu nghiên cứu tính toán cân bằng đa pha dầu – khí – nước trong đó sự cân bằng giữa pha khí (đặc biệt là  $\text{CO}_2$  và  $\text{H}_2\text{S}$ ) và nước sẽ được xác định dựa vào định luật Henry. Ngoài ra, hướng nghiên cứu mô hình hoá quá trình  $\text{CaCO}_3$  (pha rắn) bám vào bề mặt ống khai thác sẽ được triển khai trong thời gian tới.

## LỜI CẢM ƠN

Chúng tôi xin cảm ơn Trường Đại học Bách Khoa, ĐHQG-HCM đã hỗ trợ thời gian, phương tiện và cơ sở vật chất cho nghiên cứu này.

## DANH MỤC KÍ HIỆU

$dp/dz$ : gradient áp suất (psi/ft)

$\bar{\rho}$ : khối lượng riêng trung bình tại chỗ ( $lb_m/ft^3$ )

$\rho_l$ : khối lượng riêng của dung dịch lỏng ( $lb_m/ft^3$ )

$f$ : hệ số ma sát

$\bar{m}$ : tổng lưu lượng khối lượng ( $lb_m/d$ )

$\bar{m}_l$ : lưu lượng khối lượng của dung dịch lỏng ( $lb_m/d$ )

D: đường kính ống (ft)

$\gamma$ : liquid holdup được đề xuất bởi Griffith

$u_m$ : vận tốc của hỗn hợp dung dịch (ft/s)

$u_{sg}$ : tốc độ pha bề mặt của khí (ft/s)

$z_i$ : điện tích của cấu tử chính

$z_j$ : điện tích của cấu tử phụ

$m_i$ : molality của cấu tử chính

$m_j$ : molality của cấu tử phụ

IAP: tích số hoạt độ ion của sản phẩm trong phản ứng hoà tan của khoáng sản

$K_{sp}$ : hằng số cân bằng phản ứng hoà tan

$c_{i,k}$ : hệ số cân bằng của cấu tử i trong phản ứng

$R_k$ : tốc độ phản ứng tổng thể của chất k (mol/kgw/s)

R: tốc độ phản ứng tổng thể mol/L/s)

k: tốc độ phản ứng cụ thể của từng khoáng vật ( $mol/m^2/s$ )

$A_0$ : diện tích bề mặt ban đầu ( $m^2$ )

V: thể tích của dung dịch ( $m^3$ )

m: số mole hiện tại của khoáng vật (mole)

$m_0$ : số mole ban đầu của khoáng vật (mole)

$g(C)$ : hệ số tác động của các yếu tố thứ yếu

$r_f$ : tốc độ phản ứng thuận theo Plummer và cộng sự

$K_{calcite}$ : hằng số cân bằng phản ứng hoà tan  $\text{CaCO}_3$

## XUNG ĐỘT LỢI ÍCH

Tác giả khẳng định rằng không có bất kì tranh chấp nào liên quan đến bài báo và công trình nghiên cứu này.

## ĐÓNG GÓP CỦA CÁC TÁC GIẢ

Tiến sĩ Mai Cao Lân: Cán bộ hướng dẫn, định hướng, đánh giá mô hình, kết quả nghiên cứu và hiệu chỉnh bài báo.

Học viên cao học Nguyễn Đăng Quang: Tiến hành thực hiện nghiên cứu và viết bài báo.

## TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Appelo CAJ, Postma D. Geochemistry, Groundwater and Pollution, Second Edition, Amsterdam: A.A. Balkema Publishers. 2005; Available from: <https://doi.org/10.1201/9781439833544>.
2. Helgeson HC. Thermodynamics of hydrothermal systems at elevated temperatures and pressures. American Journal of Science. 1969;267(7):729–804. Available from: <https://doi.org/10.2475/ajs.267.7.729>.
3. Kharaka YK, et al. SOLMINEQ.88: A COMPUTER PROGRAM FOR GEOCHEMICAL MODELING OF WATER-ROCK INTERACTIONS, California: U.S Geological Survey. 1988;.
4. Pitzer KS. Thermodynamics of electrolytes. I. Theoretical basis and general equations. The Journal of Physical Chemistry. 1973;77(02):268–277. Available from: <https://doi.org/10.1021/j100621a026>.
5. Pitzer KS. Characteristics of very concentrated aqueous solutions. Physics and Chemistry of the Earth. 1981;13-14:249–272. Available from: [https://doi.org/10.1016/0079-1946\(81\)90013-6](https://doi.org/10.1016/0079-1946(81)90013-6).

6. F SL, S PK. Thermodynamics of electrolytes. X. Enthalpy and the effect of temperature on the activity coefficients. *Journal of Solution Chemistry*. , pp -. 1978;p. 327–337. Available from: <https://doi.org/10.1007/BF00662893>.
7. Hagedorn AR, Brown KE. Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits. *Journal of Petroleum Technology*. 1965;17(04):1–10. Available from: <https://doi.org/10.2118/940-PA>.
8. Duns HJ, Ros N. Vertical flow of gas and liquid mixtures in wells. in 6th World Petroleum Congress, World Petroleum Congress, Frankfurt am Main, Germany. 1936;.
9. P BJ, H M. Multiphase Flow in Wells, Texas: Society of Petroleum Engineering. 1999;.
10. Vetter O, Kandarpa V. Prediction Of CaCO<sub>3</sub> Scale Under Downhole Conditions. in SPE Oilfield and Geothermal Chemistry Symposium, Stanford, California. 1980;PMID: 6893329. Available from: <https://doi.org/10.2118/8991-MS>.
11. Oddo J, Tomson M. Why Scale Forms in the Oil Field and Methods To Predict It. *Society of Petroleum Engineers*. 1994;9(1):47–54. Available from: <https://doi.org/10.2118/21710-PA>.
12. Kan AT, Tomson MB. Scale Prediction for Oil and Gas Production. in International Oil and Gas Conference and Exhibition in China, Beijing, China. 2010;Available from: <https://doi.org/10.2118/132237-MS>.
13. S TC, et al. Nguyên nhân lắng đọng muối CaCO<sub>3</sub> tại các mỏ dầu của LD Vietsovpetro. Báo cáo tại Hội thảo lắng đọng muối trong khai thác dầu khí và các phương pháp loại bỏ, ngăn ngừa, Hồ Tràm, Bà Rịa - Vũng Tàu. 2017;.
14. N. PKTSX BMDH. Tình trạng và các biện pháp xử lý, ngăn ngừa lắng đọng muối đã được áp dụng tại LD Vietsovpetro,” Báo cáo tại Hội thảo lắng đọng muối trong khai thác dầu khí và các phương pháp loại bỏ, ngăn ngừa, Hồ Tràm, Bà Rịa - Vũng Tàu. 2017;.
15. Lân MC. Integrated Modeling Approach to Oilfield Mineral Scale Studies. Báo cáo tại Hội thảo lắng đọng muối trong khai thác dầu khí và các phương pháp loại bỏ, ngăn ngừa., Hồ Tràm, Bà Rịa - Vũng Tàu. 2017;.
16. Trâm BNB. Prediction of Oilfield Mineral Scales Deposition for Well X, Vietnam. Thesis, Ho Chi Minh City University of Technology, Ho Chi Minh. 2019;.
17. Viện NV. Nghiên cứu ức chế sa lắng muối trong giếng khai thác dầu khí mỏ TD. Luận văn Thạc sỹ, Đại học Bách Khoa TP HCM, TP. Hồ Chí Minh. 2020;.
18. ScaleChem, OLI systems, [Online];Available from: <https://www.olisystems.com/>.
19. Griffith P, Wallis GB. Two-Phase Slug Flow. *Journal of Heat Transfer*. 1960;83(03):307–318. Available from: <https://doi.org/10.1115/1.3682268>.
20. Moody LF. Friction Factors for Pipe Flow. *Transactions of the American Society of Mechanical Engineers*. 1944;66:671–681.
21. Chen NH. An Explicit Equation for Friction Factor in Pipe. *Ind. Eng. Chem. Fund.* 1979;18(03):296–297. Available from: <https://doi.org/10.1021/i160071a019>.
22. Economides MJ, Hill AD, Ehlig-Economides C. *Petroleum Production Systems*, New Jersey: Prentice Hall. 1994;.
23. Bethke CM. *Geochemical Reaction Modeling*, New York: Oxford University Press. 1996;Available from: <https://doi.org/10.1093/oso/9780195094756.001.0001>.
24. Parkhurst D, Appelo CAJ. USGS science for a changing world. 2017. [Online];Available from: <https://www.usgs.gov/software/phreeqc-version-3>.
25. Parkhurst DL, Appelo C. User’s guide to PHREEQC (Version 2). U.S. Geological Survey: Earth Science Information Center, Open-File Reports Section [distributor]. 1999;.
26. Plummer NL, Wigley MLT. The kinetics of calcite dissolution in CO<sub>2</sub>-water systems at 5°C to 60°C and 0.0 to 1.0 atm CO<sub>2</sub>, *American Journal of Science*. 1978;Available from: <https://doi.org/10.2475/ajs.278.2.179>.
27. Palandri JL, Kharaka YK. A COMPILATION OF RATE PARAMETERS OF WATER-MINERAL INTERACTION KINETICS FOR APPLICATION TO GEOCHEMICAL MODELING,” U.S. GEOLOGICAL SURVEY, Menlo Park. 2004;Available from: <https://doi.org/10.3133/ofr20041068>.

# Numerical modeling of $\text{CaCO}_3$ mineral scale deposition in oil and gas production well taking into account the effect of fluid dynamics and chemical reaction kinetics

Nguyen Dang Quang<sup>1,2</sup>, Mai Cao Lan<sup>1,2,\*</sup>



Use your smartphone to scan this QR code and download this article

## ABSTRACT

Mineral scale deposition (especially  $\text{CaCO}_3$ ) is a severe problem at many oil fields, in which the scale adheres to the inner surface of the production tubing and the pre-processing facilities causing significant reduction of flow rate and damage the production system. Recently, many researches have been conducted by oil and gas company in Vietnam to study this subject based on production data and experimental results using commercial software for example ScaleChem and ScaleSoft-Pitzer. The previous mentioned commercial software only uses thermodynamics approach without consider the effect of fluid dynamics and chemical reaction kinetics. Moreover, there is still a lack of intensive researches on the physical and chemical phenomena associated with  $\text{CaCO}_3$  mineral scale deposition.

This paper presents the construction of an integrated model in which the mechanism of mineral scale deposition is fully characterized by not only thermodynamics but also fluid dynamics and chemical reaction kinetics. The developed model can be used to build  $\text{CaCO}_3$  scaling profile for oil and gas production wells.

**Key words:**  $\text{CaCO}_3$  mineral scale deposition, thermodynamics model, fluid dynamics model, chemical reaction kinetics model

<sup>1</sup>Faculty of Geology and Petroleum Engineering – Ho Chi Minh City University of Technology, Vietnam

<sup>2</sup>Vietnam National University – Ho Chi Minh City, Vietnam

## Correspondence

**Mai Cao Lan**, Faculty of Geology and Petroleum Engineering – Ho Chi Minh City University of Technology, Vietnam

Vietnam National University – Ho Chi Minh City, Vietnam

Email: maicaolan@hcmut.edu.vn

## History

- Received: 26-5-2021
- Accepted: 15-9-2021
- Published: 05-11-2021

DOI : 10.32508/stdjet.v4iS13.850



## Copyright

© VNU-HCM Press. This is an open-access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution 4.0 International license.



**Cite this article :** Quang N D, Lan M C. Numerical modeling of  $\text{CaCO}_3$  mineral scale deposition in oil and gas production well taking into account the effect of fluid dynamics and chemical reaction kinetics . *Sci. Tech. Dev. J. – Engineering and Technology*; 4(S13):SI146-SI159.