

Nghiên cứu phương pháp xử lý thủy ngân trong khai thác khí

KS. Huỳnh Việt Quang, TS. Tạ Quốc Dũng

Đại học Bách khoa Tp. HCM

TS. Nguyễn Minh Hải

Tổng công ty Thăm dò Khai thác Dầu khí

Tóm tắt

Sự có mặt của thủy ngân trong khí khai thác có thể gây ra những thiệt hại không nhỏ cho nền công nghiệp khai thác và sử dụng khí. Do vậy, nghiên cứu phương pháp xử lý thủy ngân trong quá trình khai thác và xử lý khí là một đề tài cấp thiết, phù hợp với hoàn cảnh thực tế nước ta hiện nay. Trong quá trình nghiên cứu, nhóm tác giả đã tiến hành tính toán thiết kế thiết bị hấp phụ thủy ngân để làm giảm đáng kể hàm lượng thủy ngân ở đầu ra của dòng sản phẩm.

1. Tổng quan về hiện tượng nhiễm thủy ngân

1.1. Nguồn gốc hình thành

Thủy ngân (Hg) là kim loại tự nhiên, tồn tại dưới nhiều dạng khác nhau, tồn tại ở dạng lỏng ở nhiệt độ phòng. Thủy ngân dễ dàng hóa hơi và có khả năng kết hợp với một số nguyên tố khác thì tạo thành thủy ngân hữu cơ hoặc vô cơ. Trong đó, thủy ngân hữu cơ cực kỳ nguy hiểm đến sức khỏe con người cũng như môi trường xung quanh.

Thủy ngân được tìm thấy từ hoạt động phun trào của núi lửa, các quá trình bay hơi hoặc khử khí của lớp vỏ trái đất và trong chất thải công nghiệp. Trong công nghiệp dầu khí, các nguồn thủy ngân chủ yếu xuất phát từ phân giải các đá hóa thạch trong lòng đất ở nhiệt độ cao, sau đó chúng nhiễm vào vỉa dầu, khí.

1.2. Tình trạng nhiễm thủy ngân trong hydrocarbon

1.2.1. Trong dầu thô

Các nghiên cứu về hàm lượng thủy ngân trong dầu thô ở Mỹ cho biết tổng hàm lượng thủy ngân trong dầu thô (bao gồm thủy ngân ở dạng nguyên chất và hợp chất) dao động trong khoảng từ 0,1 - 20.000µg/kg dầu thô [1].

Thống kê về hàm lượng thủy ngân trong dầu thô được xử lý tại các nhà máy lọc dầu tại Mỹ trong năm 2004 được trình bày trong Bảng 1 [1].

1.2.2. Trong khí tự nhiên

Trong khí thủy ngân thường có hàm lượng từ 0 - 300µg/Nm³ và có hàm lượng khá cao tại một số vùng ở khu vực Đông Nam Á, Đông Âu, Bắc Mỹ. Hàm lượng thủy ngân cao xuất hiện ở Indonesia (Adun) và Hà Lan (Groningen) và đặc biệt có vài giếng với hàm lượng thủy ngân cực kỳ cao như North Germany ở mức 4.400µg/m³ (Bảng 2).

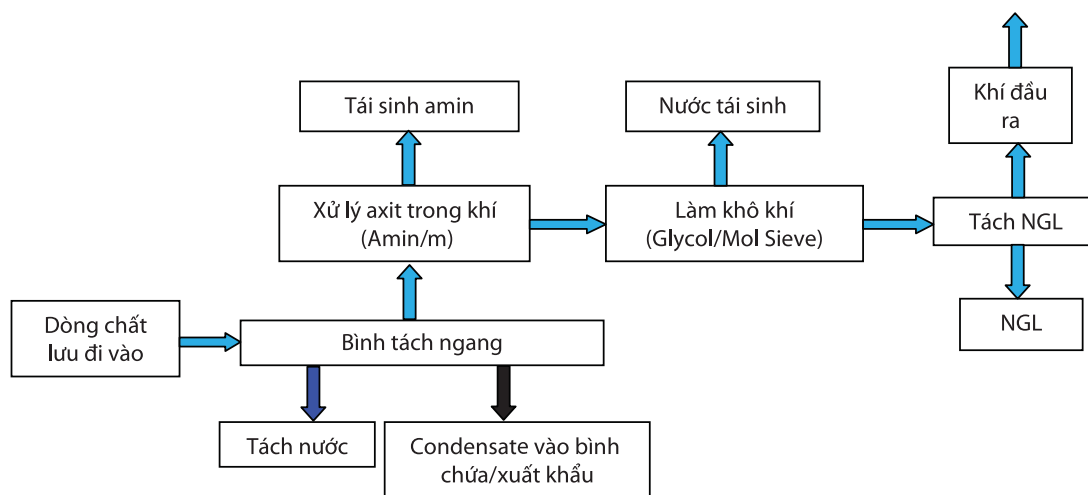
Bảng 1. Hàm lượng thủy ngân trung bình trong dầu thô xử lý tại Mỹ trong năm 2004 [1]

Quốc gia	Hàm lượng trung bình (µg/kg)	Quốc gia	Hàm lượng trung bình (µg/kg)*
Algeria	13,3	Saudi Arabia	0,9
Angola	1,6	Argentina	16,1
Gabon	0,5	Brazil	1,1
Guinea	0,3	Columbia	3,4
Libya	0	Ecuador	1,8
Nigeria	1,8	Venezuela	4,2
Australia	0,8	Mỹ	4,3
Thái Lan	593,1	Liên bang Nga	3,1
Việt Nam	66,5	Vương quốc Anh	3,6
Canada	2,1	Mexico	1,3
Nauy	19,5	Iraq	0,7
Kuwait	0,8		

(*): Trong các tài liệu thương mại, hàm lượng thủy ngân trong dầu thô thương phẩm thường được đo bằng đơn vị ppb wt (parts per billion by weight = 1 phần tỷ tính theo khối lượng) hoặc ppm wt (parts per million by weight = 1 phần triệu tính theo khối lượng).

Bảng 2. Nồng độ thủy ngân trong khí tự nhiên [21]

Mỏ	Vị trí	Hàm lượng thủy ngân ($\mu\text{g}/\text{Nm}^3$)	Nguồn tin
Groningen	Hà Lan	0,001 - 180	Bingam, 1990
Không rõ	Hà Lan	0,001 - 300	Gijselman, 1991
Arun Sumatra Gas	Indonesia	180 - 300	Situmorang và Muchlis, 1986
Không rõ	Trung Đông	< 500	Hennico và nnk., 1991
Không rõ	Nam Phi	100	-
Không rõ	Viễn Đông	50 - 300	-
Vịnh Thái Lan	Thái Lan	10 - 25	Unocal, 1998
	Nam Mỹ	69 - 119	J.H Peter Carnell Paul J.Openshaw Johnson Matthey Catalysts Billingham Cleveland, UK
	Đông Á	58 - 193	
	Nam Phi	0,3 - 130	
	Bắc Âu	0,01 - 180	
	Eastern US Pipe line	0,019 - 0,44	
	Midwest US Pipe line	0,001 - 0,10	
	Bắc Mỹ	0,005 - 0,04	
Bể Cửu Long	Sau bình làm khan tại CCP (giàn nén lớn)	32,1ppb thể tích	PV Gas



Hình 1. Sơ đồ công nghệ của hệ thống xử lý khí [10]

Thủy ngân có mặt trong khí trong một số mỏ của bể Cửu Long với hàm lượng ở vào khoảng 32,1ppb theo thể tích (sau bình làm khan nước tại CCP) [nguồn PV Gas]. Tuy nhiên tại đầu ra của hệ thống xử lý (tương ứng với đường khí đầu ra trong Hình 1) hàm lượng thủy ngân chỉ có 5,1ppb theo thể tích. Như vậy, lượng thủy ngân chênh lệch đã được lưu giữ trong hệ thống thiết bị xử lý. Giả sử mỗi ngày có

5.000.000m³ khí thì hơi thủy ngân lưu lại trong hệ thống vận hành là 0,135m³ và một năm là 48,6m³ (chỉ tính giả sử ở áp suất 101.325kPa và nhiệt độ là 15°C, chưa tính đến áp suất và nhiệt độ của nguồn khí được đo). Lượng hơi thủy ngân này có thể lưu lại trong hệ thống thiết bị xử lý khí ở dạng hạt hoặc đã phản ứng với kim loại của vật liệu dẫn tới hiện tượng ăn mòn [21].

1.2.3. Trong condensate

Theo nghiên cứu của Sarrazin và các cộng sự thì hàm lượng thủy ngân trong condensate dao động trong khoảng 10 - 3.000ppb wt.

Bảng 3. Hàm lượng thủy ngân trong condensate [16], [19]

Vị trí	Hàm lượng thủy ngân ($\mu\text{g}/\text{kg}$)
Châu Âu	-
Nam Mỹ	50 - 100
Vịnh Thái Lan	400 - 1.200
Châu Phi	500 - 1.000
Vịnh Mexico (US)	-
Bắc Phi	20 - 50

Cũng theo thống kê của Unocal (1998), hàm lượng thủy ngân trong condensate tại vịnh Thái Lan dao động từ 500 - 800 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ và được đánh giá là có hàm lượng thủy ngân cao có khả năng gây ảnh hưởng đến quá trình khai thác dầu khí trong khu vực.

1.3. Ảnh hưởng của thủy ngân

Thủy ngân có mặt trong dầu thô, khí tự nhiên và condensate trong quá trình khai thác dầu khí sẽ gây ra những ảnh hưởng đối với:

- Sức khỏe con người.
- Trang thiết bị.
- Giá bán dầu, khí, condensate.

1.3.1. Ảnh hưởng đến sức khỏe

Độc tố của thủy ngân phụ thuộc nhiều vào dạng hóa học đặc biệt. Nguyên tố thủy ngân Hg thì trơ và không độc hại, nhưng khi hóa hơi ở áp suất cao thì rất độc. Việc xử lý thủy ngân chỉ nên được giải quyết trong khu vực thoáng khí của giếng và khi tràn ra thì phải giải quyết một cách nhanh chóng nhất. Hơi thủy ngân khi hít vào cơ thể sẽ theo máu đi vào não, gây nguy hiểm cho hệ thần kinh trung ương.

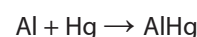
1.3.2. Ảnh hưởng đến trang thiết bị

Thủy ngân trong khí tự nhiên không chỉ tồn tại dưới dạng nguyên tố mà còn tồn tại dưới nhiều dạng hợp chất

khác của thủy ngân như hợp chất thủy ngân vô cơ và hữu cơ. Người ta đã tìm thấy nhiều thành phần hợp chất của thủy ngân trong lượng khí thu được, và hơn thế nữa nguyên tố thủy ngân và các dạng hợp chất của nó có thể gây ra ăn mòn rất lớn. Thêm vào đó, sự có mặt của H_2S - loại khí thường có mặt trong khí tự nhiên - chính là chất xúc tác trong phản ứng hóa học của thủy ngân với nhôm, là chất được dùng để chế tạo một số chi tiết của thiết bị trao đổi nhiệt và các thiết bị khác của hệ thống xử lý.

Kết quả của việc ăn mòn này là do hợp kim của thủy ngân và nhôm tạo nên được gọi là hỗn hống [14]. Để bắt đầu quá trình ăn mòn nhôm, thì lớp nhôm oxit trên bề mặt phải được loại bỏ.

Khi thủy ngân kết hợp với nhôm tại bề mặt, nhôm sẽ bị hòa tan tại mặt tiếp xúc với thủy ngân và dễ dàng tạo ra $\text{Al}(\text{OH})_3$ bằng phản ứng với nước.



Quá trình phản ứng này sẽ lại tạo ra thủy ngân tự do, và sau đó quy trình ăn mòn sẽ lại tiếp tục cho đến khi thiết bị bị bào mòn dần và dẫn đến hư hỏng không thể sử dụng được.

Nguyên tố thủy ngân khi xâm nhập vào mạng tinh thể của thép - vật liệu chính của đường ống - sẽ làm giảm độ bền của thép. Nguyên tố thủy ngân cũng làm giòn các hợp kim của đồng, dẫn tới giảm độ bền của các thiết bị làm từ hợp kim đồng khi bị nguyên tố thủy ngân xâm nhập [2].

1.3.3. Ảnh hưởng đến giá bán dầu khí

Vì các nhà máy lọc dầu chỉ thiết kế để xử lý dầu thô, condensate với hàm lượng thủy ngân cao (một số nhà máy có thể chấp nhận hàm lượng thủy ngân đến 500ppb wt). Do vậy dầu thô, condensate có hàm lượng thủy ngân cao được mua với giá thấp hơn so với dầu thô, condensate có hàm lượng thủy ngân thấp. Mức độ giảm giá phụ thuộc vào hàm lượng thủy ngân, nơi bán, nhu cầu thị trường... Dầu thô, condensate có hàm lượng thủy ngân cao hơn 1.000ppb wt có thể bị giảm giá hơn 10USD/thùng.

Trong quá trình khai thác mỏ khí tự nhiên có hàm lượng thủy ngân cao, nếu không xử lý thủy ngân khỏi dòng khí thì một phần thủy ngân sẽ đi vào dòng condensate. Cuối cùng sẽ dẫn đến việc giảm giá bán condensate, làm ảnh hưởng đến hiệu quả kinh tế của dự án.

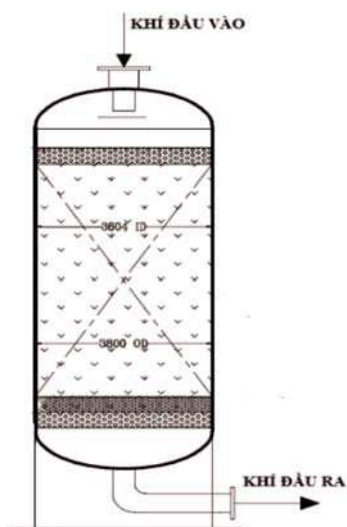
Như vậy thủy ngân trong hydrocarbon dù với hàm lượng rất nhỏ vẫn có thể gây ra thiệt hại lớn về sức khỏe con người, trang thiết bị và kinh tế. Chính vì vậy, nghiên cứu xử lý thủy ngân trong khai thác là vấn đề hết sức quan trọng và cần thiết.

2. Phương pháp xử lý thủy ngân trong khai thác dầu khí

2.1. Phương pháp xử lý thủy ngân

Yêu cầu cơ bản để dẫn đến thành công trong việc khử thủy ngân và đáp ứng tính kinh tế của việc khử thủy ngân là hệ thống xử lý thủy ngân phải đáp ứng được các yêu cầu sau:

- Có khả năng giảm lượng thủy ngân trong dòng lưu chất đến mức yêu cầu của người mua.
- Có công suất xử lý đủ lớn cho mức độ khai thác của mỏ.



Hình 2. Bình hấp phụ theo nguyên tắc hấp phụ dọc trục



Hình 3. Bình hấp phụ theo nguyên tắc hấp phụ theo bán kính

- Làm việc hiệu quả tại áp suất và nhiệt độ của dòng lưu chất đi vào hệ thống.
- Có quy trình cụ thể và an toàn về lưu trữ và xử lý thủy ngân sau khi bị khử và các hóa chất sau khi tương tác với thủy ngân.
- Có chi phí đầu tư và vận hành hợp lý.
- Vận hành dễ dàng.

Hiện nay có khá nhiều phương pháp để xử lý thủy ngân. Tuy nhiên, hai phương pháp nổi bật hơn cả là hấp phụ bằng than hoạt tính và bằng muối sulfur. Dựa trên những ưu điểm của việc dùng muối sulfur để xử lý thủy ngân, nghiên cứu đã xây dựng hướng thiết kế thiết bị xử lý thủy ngân dựa trên phương pháp này.

2.2. Thiết bị xử lý thủy ngân

Việc tính toán bình hấp phụ thủy ngân còn phụ thuộc vào diện tích sàn cũng như chiều cao tối đa cho phép để phù hợp với thông số kỹ thuật của giàn đã có sẵn ban đầu.

Trong bình hấp phụ, phần quan trọng nhất chính là thể tích tầng hấp phụ. Mục đích chính của phần thiết kế bình hấp phụ cũng chính là tính toán thể tích của tầng hấp phụ từ đó đưa ra những thông số kích thước về đường kính trong của tháp cũng như chiều cao của tầng hấp phụ cho nhà sản xuất tham chiếu và lựa chọn thông số thích hợp nhất để thiết kế một bình hấp phụ vừa phù hợp với yêu cầu về diện tích của giàn vừa phù hợp với vật liệu, chi tiết sẵn có của nhà sản xuất.

Có hai kiểu bình hấp phụ:

- Bình hấp phụ theo nguyên tắc hấp phụ dọc trục: dòng khí được dẫn vào trong bình hấp phụ, đi

Bảng 4. Ưu và nhược điểm của 2 kiểu bình hấp phụ

Bình hấp phụ dọc trục	Bình hấp phụ theo bán kính
<p>Ưu điểm:</p> <ul style="list-style-type: none"> + Thiết kế đơn giản. + Không có nhiều thiết bị lắp trong lòng của bình. + Hoạt động hiệu quả ở áp suất thấp và vừa. + Nhiệt độ hoạt động có thể lên tới đa là 95°C. 	<p>Ưu điểm:</p> <ul style="list-style-type: none"> + Hoạt động hiệu quả ở nhiệt độ thấp. + Hoạt động hiệu quả ở áp suất cao và rất cao (trên 100 bar). + Lưu lượng khí đầu vào lớn (vài BSCFD). + Độ giảm áp nhỏ.
<p>Nhược điểm:</p> <ul style="list-style-type: none"> + Hoạt động không hiệu quả ở áp suất cao hoặc quá cao (trên 100 bar). + Hoạt động ở lưu lượng nhỏ và vừa (vài trăm MMSCFD). 	<p>Nhược điểm:</p> <ul style="list-style-type: none"> + Nhiệt độ hoạt động tương đối thấp. + Hoạt động không hiệu quả ở áp suất thấp. + Thiết kế phức tạp với nhiều bộ phận bên trong.

qua khoảng không và lớp bi cầu ceramic để ổn định dòng trước khi tham gia vào phản ứng hóa học bên trong bình theo phương thẳng đứng dọc trục của bình. Sau khi đã tham gia phản ứng với muối sulfur bên trong dòng khí sẽ đi theo ống dẫn khí ra ngoài.

Bình hấp phụ theo nguyên tắc hấp phụ theo bán kính (hấp phụ ngang): dòng khí đi vào bình hấp phụ và chủ yếu được dẫn vào các đường ống nhỏ sát thành bình và trên thân những ống nhỏ sát thành bình này có những lỗ nhỏ để dòng khí thấm ngược vào tâm bình xuyên qua lớp hóa chất hấp phụ và đi vào đường ống thu hồi khí nằm dọc trục bình hấp phụ và đi ra ngoài.

Có thể phân tích ưu nhược điểm chính của 2 kiểu thiết kế này như Bảng 4.

Ưu và nhược điểm của việc hấp phụ thủy ngân bằng muối sulfur:

- Ưu điểm:
- + Có tuổi thọ lâu.
- + Phí đầu tư thấp hơn, bình chứa nhỏ hơn.
- + Có thể làm việc ở áp suất cao.
- + Có thể thiết kế làm việc ở áp suất thấp.
- + Có thể dùng cho khí khô và khí ướt.
- + Không có rủi ro thất thoát lưu huỳnh.
- + Có thể thiết kế tương tự cho dòng hydrocarbon lỏng (nhẹ).
- + Có thể tận dụng nguyên liệu tái chế do nấu chảy kim loại.
- Nhược điểm:
- + Chi phí sản xuất muối sulfur cao hơn than hoạt tính.
- + Sự xuất hiện của nước (H₂O) sẽ làm giảm hiệu quả xử lý thủy ngân do nước không phải là chất xúc tác tốt cho phản ứng hóa học giữa muối sulfur và thủy ngân.

Trong nghiên cứu này, tác giả chỉ tập trung vào hướng thiết kế cho bình hấp phụ dọc trục vì nó có thiết kế đơn giản nhưng hoạt động hiệu quả ở áp suất vừa (< 100 bar) - điều kiện áp suất làm việc ở phần lớn các giàn xử lý tại Việt Nam.

3. Thiết kế thiết bị xử lý thủy ngân

Để tính toán được thể tích của tầng hấp phụ, các nghiên cứu trước đây đã cho thấy những thông số của

dòng khí đầu vào và yêu cầu về điều kiện làm việc của giàn, thông số về hóa chất hấp phụ cũng như thông số về vật liệu chế tạo bình hấp phụ là điều kiện cần để thực hiện tính toán.

Tính toán bình hấp phụ trong nghiên cứu này được thực hiện như sau:

3.1. Tính toán bình hấp phụ

Lượng khí khai thác trong t năm:

$$V_{\text{gas}} = q \times t \times 365 \text{ (Sm}^3\text{)} \quad (1)$$

Trong đó:

q: lưu lượng khai thác (trSm³/ngày)

t: tuổi thọ cần thiết của chất hấp phụ (năm)

Lượng thủy ngân trong khí cần được loại bỏ trong t năm:

$$m_{\text{Hg}} = (C_{\text{Hg1}} - C_{\text{Hg2}}) \times V_{\text{gas}} \times 10^9 \text{ (kg)} \quad (2)$$

Trong đó: C_{Hg1}, C_{Hg2}: hàm lượng thủy ngân khí đầu vào, đầu ra (µg/Sm³).

Sau đó, dựa vào phương trình phản ứng giữa thủy ngân với muối sulfur (Hg + M_xS_y = M_xS_{y-1} + HgS) tính khối lượng của chất hấp phụ cần thiết m M_xS_y để hấp phụ thủy ngân trong thời gian t năm.

Thể tích cần thiết của lượng chất hấp phụ để đủ hấp phụ thủy ngân trong thời gian t năm:

$$V_{M_x S_y} = \frac{m_{M_x S_y}}{\rho} \text{ (m}^3\text{)} \quad (3)$$

Trong đó: ρ: khối lượng riêng của chất hấp phụ (kg/m³)

m_{M_xS_y}: khối lượng chất hấp phụ cần dùng (kg)

Như vậy, thể tích của tầng hấp phụ (m³) cần thiết để xử lý thủy ngân trong thời gian t năm được tính theo công thức sau:

$$V_{\text{bed}} = k \times \frac{V_{M_x S_y}}{R} \text{ (m}^3\text{)} \quad (4)$$

Trong đó:

k: hệ số an toàn lấy bằng 1,5

R: tỷ lệ thể tích hạt chất hấp phụ hiệu dụng (có khả năng hấp phụ thủy ngân). Ước lượng R = 10% qua quan sát thực tế.

Chiều cao (h_{bed} - m) của tầng hấp phụ và đường kính trong của tháp hấp phụ (d_{in} - m) được tính toán từ công thức:

$$V_{bed} = \frac{\pi \times d_m^2 \times h_{bed}}{4} \quad (5)$$

Đường kính của thiết bị hấp phụ được giới hạn bởi điều kiện của giàn. Chiều cao của tầng hấp phụ cũng bị giới hạn trên bởi độ giảm áp tối đa cho phép. Độ giảm áp của khí qua tầng hấp phụ được tính toán như sau:

Từ thành phần khí đầu vào để tài đã tiến hành lập bảng để tính toán khối lượng riêng của hỗn hợp khí (ρ_g) với đơn vị là kg/m³ [23]:

$$\rho_g = \frac{P \times M_a}{z \times R \times T} \quad (6)$$

$$M_a = \sum_i y_i \times M_j \quad (7)$$

Trong đó: P: áp suất làm việc (KPa)

M_a: khối lượng mole của hỗn hợp khí (kg/kmole)

z: hệ số lệch khí

R: hằng số 8,3145

T: nhiệt độ làm việc (°K)

M_j: khối lượng mole của từng thành phần (kg/kmole)

y_j: phần trăm mole của từng thành phần

Hệ số lệch khí z hoàn toàn có thể tính được bằng cách dùng phương pháp tra đồ thị Standing-Katz hoặc dùng quan hệ Dranchuk & Abou - Kassem hoặc Hall - Yaborough [3] để tính trực tiếp.

Tiếp theo nghiên cứu tính hệ số nhớt của hỗn hợp khí ở điều kiện áp suất khí quyển bằng cách tra đồ thị hệ số nhớt của các khí sạch ở áp suất khí quyển rồi dùng công thức sau [22]:

$$\mu_{g1} = \frac{\sum \mu_j \times y_j \times M_j^{1/2}}{\sum y_j \times M_j^{1/2}} \quad (\text{cp}) \quad (8)$$

Trong đó:

M_j: khối lượng mol của thành phần khí.

μ_j: độ nhớt của thành phần khí (cp) được xác định bằng cách tra đồ thị.

Nhưng thành phần khí của nghiên cứu đang xét ở điều kiện nhiệt độ và áp suất làm việc do đó nghiên cứu cần tìm tỷ số $\frac{\mu_g}{\mu_{g1}}$ bằng cách tra các đồ thị xác định tỷ số nhớt theo tỷ trọng khí.

Ước lượng vận tốc khí bề mặt v_g (m/phút) [20], [22]:

$$v_g = \frac{A}{\rho_g} \quad (9)$$

Vì hạt hóa chất mà chúng ta dùng để xử lý thủy ngân có đường kính trung bình là khoảng 4mm nên nghiên cứu mặc định giá trị A = 67.

Dựa vào độ giảm áp tối đa cho phép nghiên cứu có thể tính toán ước lượng chiều cao tối đa của tầng hấp phụ để đảm bảo yêu cầu về độ giảm áp tối đa cho phép theo công thức như sau [20]:

$$\frac{\Delta P}{h} = B \times \mu_g \times v_g + C \times \rho_g \times v_g^2 \quad (10)$$

Trong đó: ΔP là độ giảm áp (KPa)

Vì hạt hóa chất có đường kính trung bình là khoảng 4mm và có hình cầu nên B = 5,36 và C = 0,00189.

Dựa trên các công thức trên, nhóm tác giả đã lập nhiều giá trị d_{in} và h_{bed} tương ứng để nhà sản xuất có thể lựa chọn một giá trị phù hợp với vật liệu sẵn có và điều kiện cụ thể của giàn khai thác.

Sau khi xác định chiều cao của tầng hấp phụ cũng như đường kính trong của tháp hấp phụ, nhóm tác giả ước tính chiều cao của tháp hấp phụ bao gồm chiều cao tầng hấp phụ, chiều dày của lớp phân phối và ổn định dòng khí và khoảng không cần thiết để dòng khí di chuyển và đảm bảo độ giảm áp dọc theo trục của tháp là tối thiểu. Như vậy, theo thực nghiệm [5] và [20], chiều cao thêm vào khoảng từ 1 - 1,5m để đạt được chiều cao ổn định cho tháp.

Bề dày của vỏ bình hấp phụ có thể được tính theo nhiều tiêu chuẩn khác nhau, tuy nhiên trong bài báo này tính toán bề dày vỏ bình hấp phụ thủy ngân theo tiêu chuẩn ASME [22].

$$\delta = \frac{P \times d_m}{2 \times \sigma \times E - 1.2 \times P} + \Delta \quad (11)$$

Trong đó: δ: bề dày của vỏ bình hấp phụ (mm)

d_m: đường kính trong của bình hấp phụ (mm)

σ: Ứng suất tối đa cho phép (MPa)

E: Hệ số hiệu dụng của mối hàn nối

Δ: định mức độ mài mòn (mm)

4. Kiểm chứng

Nghiên cứu đã tính toán một thiết bị xử lý tại mỏ X có thông số dòng khí đầu vào bình hấp phụ và chế độ làm việc như Bảng 5, 6.

Bảng 5. Chế độ làm việc tại mỏ X

Thông số dòng khí và điều kiện làm việc		
Hàm lượng thủy ngân đầu vào	170	µg/Sm ³
Hàm lượng thủy ngân đầu ra	0,1	µg/Sm ³
Hàm lượng H ₂ S	0	ppm
Tuổi thọ bình hấp phụ	5	năm
Lưu lượng dòng khí	120	MMSCFD
Chiều cao tối đa cho phép	10	m
Chiều rộng sàn tối đa cho phép	4	m
Áp suất thiết kế	7	MPa
Nhiệt độ thiết kế	200	°F
Độ giảm áp cho phép	0,5	bar

Bảng 6. Thông số dòng khí đầu vào bình hấp phụ

	y _i	T _{cir} °R	P _{cir} psia
C ₁	0,73910	343,33	673,074
C ₂	0,10850	549,92	708,342
C ₃	0,05310	666,06	617,376
i-C ₄	0,00730	734,46	529,042
n-C ₄	0,00970	765,62	550,653
i-C ₅	0,00250	829,1	483,496
n-C ₅	0,00150	845,8	489,52
C ₆	0,00240	913,6	436,9
N ₂	0,01000	227,49	493,1
CO ₂	0,06590	547,91	1071

Các thông số về hóa chất đã được dùng (Bảng 7).

Bảng 7. Thông số hóa chất được dùng

Hóa chất hấp phụ	Fe ₂ S ₃ (CuS)	
Khối lượng riêng của hạt hấp phụ	1000	kg/m ³
Đường kính hạt hấp phụ	4	mm

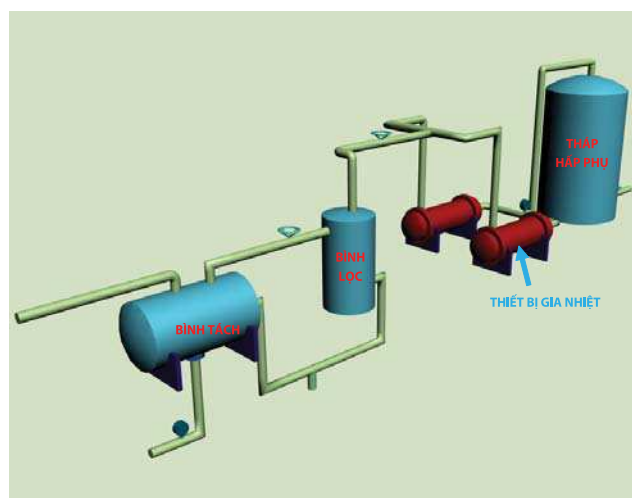
Sơ đồ hệ thống xử lý thủy ngân tại mỏ X như Hình 4.

Sau khi áp dụng công thức tính toán, nghiên cứu đã có được kết quả như Bảng 8.

So sánh kết quả tính toán với kết quả thực tế của một bình hấp phụ thủy ngân đã được sử dụng tại mỏ X trong thời gian 5 năm đã cho thấy, với cùng một thông số đầu vào, hóa chất hấp phụ, thông số dòng khí, nghiên cứu đã chỉ ra được kết quả tương ứng với kết quả thực tế của thiết

Bảng 8. Kết quả tính toán và so sánh với thực tế

Tính toán	Thực tế	
	Fe ₂ S ₃	CuS
Hóa chất		
Thể tích hấp phụ (m ³)	20	18
Đường kính trong của tháp (m)	3	3
Chiều cao tầng hấp phụ (m)	2,8	2,6
Chiều cao tầng hấp phụ tối đa để đảm bảo ràng buộc về độ giảm áp (m)	5,4	5,4



Hình 4. Sơ đồ xử lý thủy ngân tại mỏ X

bị đã sử dụng tại mỏ X. Theo đó, tại mỏ X, với cùng thông số đầu vào và chế độ làm việc, thể tích hấp phụ được dùng là 19m³, đường kính tháp là 3m và chiều cao của tầng hấp phụ là 2,7m, tháp này được dùng trong 5 năm và thay hóa chất sau 5 năm sử dụng. Đối với phần tính toán của tác giả, sau khi áp dụng các công thức trong phần nghiên cứu đã dùng bộ số liệu của mỏ X để tính toán kích thước tháp hấp phụ và đạt được kết quả tương đồng như tháp đang sử dụng ngoài thực tế.

5. Kết luận

Việc thiết kế thiết bị và xây dựng mô hình xử lý phụ thuộc vào nhiều yếu tố cũng như khả năng áp dụng cho từng trường hợp cụ thể. Với mục tiêu “Nghiên cứu phương pháp xử lý thủy ngân trong khai thác dầu khí”, nghiên cứu đã giải quyết được những vấn đề sau:

+ Đưa ra thiết kế bình xử lý thủy ngân cho một mỏ có khả năng áp dụng tại Việt Nam.

+ Tính toán thiết kế bình hấp phụ thủy ngân theo phương pháp hấp phụ dọc trục bằng muối sulfur, mà

quan trọng nhất là tính toán được thể tích tầng hấp phụ, để từ đó đưa ra các thông số kích thước tương ứng cho các nhà sản xuất lựa chọn thông số phù hợp để sản xuất.

+ Kết quả bình hấp phụ tính toán sau khi so sánh với kết quả thiết bị xử lý ở mỏ X và có thể chấp nhận được để đưa vào sản xuất thử nghiệm.

Tài liệu tham khảo

1. Wilhelm, S. M., Liang, L., Cussen, D. and D. Kirchgessner, 2007. *Mercury in Crude Oil*. Mercury in Crude Oil Processed in the United States (2004). Environmental Science and Technology, American Chemical Society, 41 (13), 4509.
2. Wilhelm, S. M., PhD. Johnson Matthey, April 2009. *The interaction of mercury with metal surfaces - engineering implications*. Mercury Technical Seminar - Ho Chi Minh City.
3. Butterworth - Heinemann, 2000. *Reservoir Engineering Handbook*. USA: Gulf Profesional publishing.
4. C.Visvanathan. *Treatment and disposal of mercury contaminate waste from oil and gas exploration facilities*. Thailand: Asian Institute of Technology.
5. Campbell, John M, 1996. *Gas Conditioning and Processing*. s.l. John M.Campbell and Company.
6. Canada, Environment. Mercury and the environment basic facts. *Environment Canada website*. [Online] <http://www.ec.gc.ca/MERCURY/EN/bf.cfm>.
7. Electric Power Research Institute, March 2008. *Fixed Structure Mercury Removal*. USA : EPRI.
8. Environmental Protection Agency, 2004. *Mercury in Petroleum and Natural Gas: Estimate of emissions from production, processing and combustion*. s.l. : United States Environmental Protection Agency.
9. Giacomo Corvini, Julie Stiltner and Keith Clark, 2002. *Mercury removal from natural gas and liquid streams*. Texas, USA : UOP LLC.
10. Johnson Matthey Catalysts, April 2009. *Mercury removal technology*. The UK.
11. Muhamad Rashid Sainal, T.Mohd Uzaini T.Mat, Azman Shafawi and Abdul Jabar Mohamed, November 2007. *Mecury removal project: issues and challenges in managing and executing a technology project*. SPE 110118.
12. S.Mussig, B.Rothmann, BEB Erdgas and Erdoel GmbH, April 1997. *Mercury in natural gas - problem and technical solutions for its removal*. SPE 38088.
13. *Mercury Instruments - The experts in mercury analysis*. *Mercury Instruments website*. [Online] <http://www.mercury-instruments.com/EN/index-en.html>.
14. M. Abu El Ela, I.S Mahgoub, M.H.Nabawi and M.Abdel Azim, March 2008. *Mercury monitoring and removal at gas - processing facilities: Case study of Salam Gas plant*. SPE 106900.
15. L.Pornsakulsak and T.Soponkanabhorn, September 2007. *Metal recovery from spent mercury and H₂S Absorbents*. SPE 108875.
16. Oil Tracers L.L.C. 2009. Using gas Geochemistry to assess mercury risk. *Gaschem website*. [Online] <http://www.gaschem.com/mercury.html>.
17. Peter J.H Carnell and Steve Willis, 2005. *Mercury removal from liquid hydrocarbons*. The UK: Johnson Matthey Catalysts.
18. Peter J.H Carnell, December 2005. Andréa Foster and John Gregory. *Mercury Matters*. The UK: Johnson Matthey Catalysts.
19. Spiric, Zdravko, February 2001. *Innovative approach to the mercury control during natural gas processing*. Texas, USA: Engineering Technology Conference on Energy.
20. Hoàng Trọng Quang và Hà Quốc Việt, 2008. *Bài giảng Công nghệ khí: Chương 7 - Làm khô khí bằng chất hấp phụ*. Đại học Bách khoa Tp. HCM.
21. Nguyễn Thị Liễu, Ngô Quang Minh, 2008. *Thủy ngân: Mối hiểm họa cho các công trình khí và hóa dầu*. Tuyển tập báo cáo Hội nghị KHCN "Viện Dầu khí Việt Nam: 30 năm phát triển và hội nhập", p. 588 - 593.
22. Thái Võ Trang, 2008. *Thu gom - Xử lý - Vận chuyển dầu khí*. Đại học Bách khoa Tp. HCM.