4.3. CÁC QUÁ TRÌNH XỬ LÝ ĐIỂN HÌNH TRONG CÔNG NGHIỆP CHẾ BIẾN DẦU KHÍ

4.3.1. Phạm vi nghiên cứu

Như đã trình bày ở các phần trên, quá trình làm sạch sản phẩm trong công nghiệp chế biến dầu khí sử dụng chủ yếu công nghệ xử lý bằng hydro và công nghệ ngọt hoá. Tuy nhiên, đa số các công nghệ xử lý bằng hydro đã được đề cập tương đối kỹ về cả công nghệ và thiết bị trong bài thiết bị phản ứng, vì vậy trong khuôn khổ của bài học này chỉ tập trung giới thiệu chủ yếu về các quá trình xử lý áp dụng công nghệ ngọt hoá. Dưới đây trình bày các quá trình công nghệ xử lý điển hình đang sử dụng rộng rãi trong thực tế.

4.3.2. Xử lý khí hóa lỏng (LPG)

4.3.2.1. Đặt vấn đề

Các khí hóa lỏng C3, C4 hoặc hỗn hợp khí hóa lỏng được sản sinh ra trong Nhà máy chế biến dầu khí là dạng hydrocacbon nhẹ chứa nhiều hợp chất lưu huỳnh như H_2S, Mercaptans, Carbonyl Sulfide (COS). Các hợp chất lưu huỳnh chứa trong sản phẩm dầu mỏ gây ra mùi, ăn mòn máy móc thiết bị, gây ô nhiễm trong quá trình cháy. Đặc biệt các tạp chất này gây ra những hiện tượng mất hoạt tính xúc tác nếu các hydrocacbon này được đem chế biến tiếp. Chính vì vậy mà việc loại các tạp chất lưu huỳnh ra khỏi khí hóa lỏng là một trong yêu cầu khách quan.

Để xử lý các hợp chất lưu huỳnh chứa trong khí hydrocacbon hóa lỏng, trong thực tế thường sử dụng công nghệ xử lý bằng kiềm (NaOH). Hiện nay, Merichem và UOP là các nhà cung cấp bản quyền công nghệ chính cho quá trình này.

4.3.2.2. Quá trình công nghệ

a. Sơ đồ công nghệ

Sơ đồ công nghệ quá trình xử lý LPG bằng kiềm được mô tả trong hình H-4.4. Đây là sơ đồ mô phỏng theo công nghệ xử lý của Merchem (Hoa kỳ). Theo sơ đồ này, LPG chưa xử lý được đưa qua thiết bị lọc rồi đưa vào đỉnh thiết bị tiếp xúc bậc một, tại đây LPG tiếp xúc với dung dịch kiềm và xúc tác. Trong quá trình tiếp xúc, các hợp chất lưu huỳnh sẽ tham gia phản ứng với kiềm theo các phản ứng như mô tả dưới đây:

- Phản ứng hydrogen sulfide (H_2S) với kiềm:

  $H_2S + 2NaOH \longrightarrow Na_2S + 2H_2O$

- Phản ứng Mercaptans với kiềm:

  $RSH + NaOH \longrightarrow RSNa + H_2O$

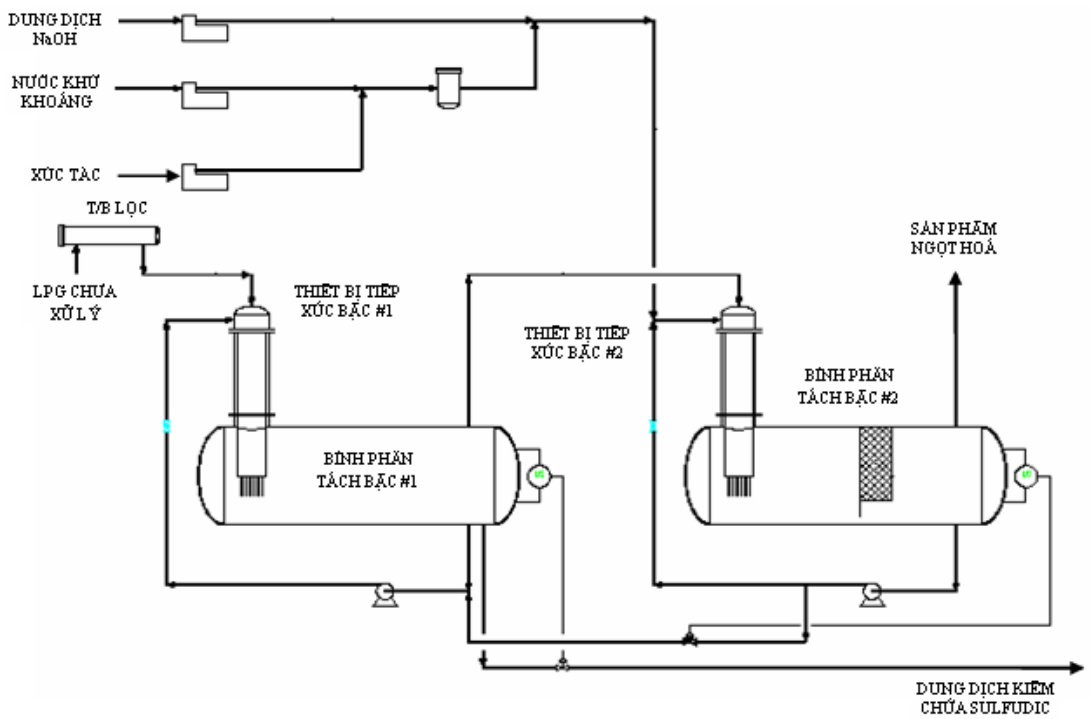
- Phản ứng của Carbonyl Sulfide (COS) với kiềm:

  $COS + 4NaOH \longrightarrow Na_2S + Na_2CO_3 + 2H_2O$

Quá trình tách Carbonyl Sulfide (COS) ra khỏi LPG phức tạp hơn các tạp chất lưu huỳnh khác và chia thành hai giai đoạn (xem cơ chế phản ứng ở phần dưới). Để thúc đẩy quá trình khử COS, xúc tác cần phải được trộn vào cùng với dung dịch kiềm để phản ứng bậc một giữa COS và NaOH tạo ra H_2S và CO_2 và sau đó H_2S và CO_2 lại phản ứng tiếp với NaOH tạo ra Na_2S, Na_2CO_3 và tách ra khỏi LPG chuyển vào pha kiềm loãng. Phần LPG đã được xử lý được tách khỏi hỗn hợp đi vào thiết bị phân tách bậc một. Tại thiết bị phân tách bậc một, LPG được phân tách với dung dịch NaOH và đi ra ở phần đỉnh của thiết bị bậc một sang thiết bị tiếp xúc bậc hai. Do các phản ứng tách Mercaptans và Carbonyl Sulfide (COS) xảy ra với tốc độ chậm hơn, vì vậy, để tách các tạp chất này một cách triệt để thì phải bố trí hai bậc phản ứng. LPG sau khi xử lý một phần ở thiết bị xử lý bậc một sẽ được đưa sang thiết bị xử lý bậc hai. Tại đây, phần Mercaptans và Carbonyl Sulfide (COS) còn lại trong LPG chưa phản ứng sẽ tiếp tục tham gia phản ứng và tách ra khỏi LPG.

Quá trình công nghệ xảy ra như sau: Dung dịch kiềm sẽ chảy dọc theo các sợi dây kim loại từ trên xuống nhờ trọng lực và lực kéo ma sát của dòng hydrocacbon rồi đi thẳng vào pha dung dịch kiềm ở đáy bình phân tách pha. Tại mỗi bình phân tách bậc một và bậc hai, dung dịch kiềm này được đưa tuần hoàn lại thiết bị tiếp xúc để tái sử dụng. Tuy nhiên, hàm lượng kiềm trong dung dịch bị tiêu hao qua mỗi lần tuần hoàn vì vậy cần phải bổ sung dung dịch mới để đảm bảo duy trì điều kiện phản ứng tối ưu.

Xúc tác phản ứng của quá trình cũng bị tiêu hao qua các vòng tuần hoàn vì vậy cũng thường xuyên được bổ sung. Để hiệu quả tiếp xúc pha giữa dung dịch kiềm và hydrocacbon được tốt, tất cả các dòng xúc tác, dung dịch kiềm bổ sung đều phải đưa qua thiết bị lọc để tách các hạt rắn kéo theo trước khi đưa vào thiết bị tiếp xúc. Nồng độ của dung dịch kiềm và nồng độ của xúc tác bổ sung phải được tính toán và kiểm soát để đảm bảo rằng sau khi hòa trộn với dòng dung dịch tuần hoàn thì hỗn hợp dung dịch kiềm phải chứa hàm lượng kiềm và xúc tác thích hợp cho điều kiện phản ứng loại bỏ các hợp chất lưu huỳnh trong pha hydrocacbon. Để thực hiện được nhiệm vụ này, các bơm cung cấp xúc tác và kiềm bổ sung là các bơm định lượng có hệ thống điều khiển dòng tự động để đảm bảo đúng tỷ lệ dòng pha trộn.



Hình H-4.4-Sơ đồ công nghệ xử lý LPG bằng kiềm

b. Cơ chế phản ứng tách các tạp chất

Quá trình tách hydrogen sulfide (H_2S) và Mercaptans

Dạng hợp chất lưu huỳnh hoạt tính mang tính a-xít thường chứa trong hydrocacbon nhẹ (LPG) là Mercaptans và hydrogen sulfide (H_2S). Các hợp chất này sẽ tham gia phản ứng với kiềm (NaOH) và được tách ra khỏi pha hydrocacbon. Quá trình tách các hợp chất này diễn ra theo các phản ứng hóa học sau:

- Phản ứng hydrogen sulfide (H_2S) với kiềm:

  $H_2S + 2NaOH \longrightarrow Na_2S + 2H_2O$

- Phản ứng Mercaptans với kiềm:

  $RSH + NaOH \longrightarrow RSNa + H_2O$

Trong hai phản ứng trên, phản ứng hydrogen sulfide (H_2S) với kiềm diễn ra với tốc độ rất nhanh nếu trong dung dịch còn tồn tại hàm lượng kiềm. Phản ứng giữa Mercaptans với kiềm diễn ra với tốc độ chậm hơn và hiệu suất phản ứng cao hơn nếu như hàm lượng kiềm chứa trong dung dịch cao hơn hàm lượng kiềm cần thiết cho phản ứng. Chính vì vậy, cần phải điều khiển quá trình và hàm lượng kiềm trong dung dịch sao cho hàm lượng kiềm dư sau phản ứng không quá thấp. Do tốc độ phản ứng tách Mercaptans chậm nên thông thường phải bố trí hai bậc phản ứng.

Quá trình tách Carbonyl Sulfide (COS)

Carbonyl Sulfide (COS) là một tạp chất hay tồn tại trong hydrocacbon nhẹ như khí hóa lỏng. Trong công nghiệp chế biến dầu khí, COS có mặt trong hydrocacbon không chỉ làm bẩn sản phẩm mà còn gây mất hoạt tính của xúc tác nhiều quá trình công nghệ, vì vậy cần phải tách nó ra khỏi các sản phẩm và bán thành phẩm để tránh các ảnh hưởng xấu của tạp chất này. Để tách COS ra khỏi LPG người ta thường dùng xúc tác Monoethanolamine (MEA) để tăng tốc độ quá trình (COS có thể tự thủy phân không cần xúc tác nhưng tốc độ phản ứng rất chậm). Với sự có mặt của xúc tác, COS sẽ bị thủy phân thành CO_2 và H_2S theo phản ứng hóa học sau:

$$COS + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2S$$

Trong môi trường kiềm, H_2S sẽ lại nhanh chóng phản ứng với NaOH để tạo thành Natri sulfide và nước theo phản ứng như đã mô tả ở mục trên. Còn khí cacbonic sẽ phản ứng với NaOH tạo thành cacbonat natri theo phản ứng sau:

$$CO_2 + 2NaOH \longrightarrow Na_2CO_3 + H_2O$$

Như vậy, quá trình xử lý COS có thể được mô tả qua phản ứng thu gọn như sau:

$$COS + 4NaOH \longrightarrow Na_2S + Na_2CO_3 + 2H_2O$$

Các yếu tố ảnh hưởng đến hiệu suất quá trình

Có nhiều yếu tố ảnh hưởng đến hiệu suất quá trình tách các tạp chất lưu huỳnh ra khỏi LPG, tuy nhiên, cũng theo quy luật thông thường, có ba thông số công nghệ chính ảnh hưởng đến quá trình là nhiệt độ, áp suất tiến hành quá trình và nồng độ dung dịch kiềm. Để hiệu quả quá trình tách các tạp chất lưu huỳnh cao cần phải xác định các giá trị tối ưu cho các thông số này.

Nhiệt độ và áp suất

Nhiệt độ tiến hành quá trình ảnh hưởng tới khả năng hòa tan của Na_2S vào dung dịch kiềm, vì vậy cần phải xác định nhiệt độ thích hợp. Về nguyên tắc, khả năng hòa tan của Na_2S vào dung dịch phụ thuộc nhiều vào hai thông số: nồng độ ban đầu của NaOH trong dung dịch và nhiệt độ đầu vào của hỗn hợp dung kiềm và hydrocacbon. Chính vì vậy, khi thiết kế và vận hành cần xem xét đồng thời cả hai yếu tố này để xác định chế độ hoạt động. Thông thường, với nồng độ dung dịch kiềm là 14% khối lượng thì nhiệt độ thực hiện quá trình vào khoảng 40^0C. Nhiệt độ của quá trình được kiểm soát bằng nhiệt độ của nguyên liệu hydrocacbon. Để tránh hiện tượng kết tinh hình thành các hạt rắn trong dung dịch thì nhiệt độ quá trình không được hạ thấp hơn 15- 20^0 C (tùy thuộc vào nồng độ NaOH trong dung dịch).

Về nguyên tắc, áp suất ít ảnh hưởng đến quá trình tách các tạp chất lưu huỳnh ra khỏi LPG. Tuy nhiên, một điểm quan trọng là áp suất hoạt động quá trình luôn luôn phải cao hơn áp suất bay hơi của hydrocacbon để tránh hiện tượng hình thành hai pha (khí và lỏng) gây hậu quả xấu tới hiệu suất quá trình. Áp suất hoạt động tùy thuộc vào tính chất nguyên liệu xử lý, thông thường với LPG áp suất hoạt động hệ thống ở vào khoảng 17-20Kg/cm^2.

Nồng độ NaOH trong dung dịch và tốc độ dòng

Tốc độ dòng dung dịch kiềm có ảnh hưởng tới hiệu quả quá trình tách các hợp chất lưu huỳnh và chất lượng của sản phẩm. Tốc độ dòng của dung dịch kiềm càng cao thì hiệu quả tách tạp chất càng cao. Tuy nhiên, tốc độ dòng kiềm cao lại ảnh hưởng tới hàm lượng kiềm kéo theo vào pha hydrocacbon gây bẩn sản phẩm sau khi xử lý. Việc xác định giá trị dòng tối ưu là khó khăn và là bí quyết của các nhà bản quyền. Giá trị này được xác định theo điều kiện cụ thể khi vận hành thiết bị. Tuy vậy, dù ở chế độ vận hành nào vẫn có một lượng kiềm nhất định kéo theo sản phẩm LPG đã xử lý. Để tách các hạt lỏng dung dịch kiềm kéo theo, người lắp đặt một hệ thống lọc đặc biệt (Coaleser) để tách các hạt lỏng kéo theo này và thu về pha dung dịch kiềm ở đáy thiết bị phân chia. Hệ thống lọc được thiết kế để dụng dịch kiềm kéo theo không vượt quá 1ppm tính theo nồng độ Na^+.

Bên cạch vận tốc dòng, nồng độ NaOH trong dung dịch kiềm cũng ảnh hưởng nhiều đến hiệu quả và tốc độ quá trình tách tạp chất lưu huỳnh trong LPG. Với mục đích tách H_2S và Mercaptans là chính, nồng độ dung dịch kiềm thích hợp vào khoảng 14% khối lượng. Dung dịch kiềm sau khi tham gia phản ứng thích hợp vào khoảng 10% khối lượng (có tính đến cả hiện tượng pha loãng do tham gia phản ứng và nước kéo theo trong nguyên liệu).

4.3.2.3. Thiết bị xử lý LPG

Thiết bị chính của quá trình xử lý LPG bằng kiềm tương đối đơn giản, bao gồm các thiết bị sau:

- Thiết bị tiếp xúc bậc một;
- Thiết bị phân chia bậc một;
- Thiết bị tiếp xúc bậc hai;
- Thiết bị phân chia bậc hai và thiết bị lọc;
- Các thiết bị phụ: Máy bơm xút tuần hoàn, các máy bơm định lượng,...

Việc bố trí hai bậc tiếp xúc và phân tách pha nhằm nâng cao hiệu quả quá trình và đáp ứng được tiêu chuẩn chất lượng sản phẩm sau xử lý về hàm lượng

lưu huỳnh. Lý do bố trí thiết bị hai bậc như đã trình bày là tốc độ phản ứng quá trình tách Mercaptans và COS tương đối chậm.

a. Thiết bị tiếp xúc

Đặt vấn đề.

Quá trình tách các tạp chất ra khỏi hydrocacbon bằng dung dịch kiềm liên quan đến quá trình chuyển khối của các tạp chất từ hydrocacbon sang pha dung dịch kiềm. Tốc độ chung của quá trình tách các tạp chất quyết định bởi vận tốc của quá trình chuyển khối của các tạp chất từ hydrocacbon sang pha dung dịch kiềm. Tốc độ quá trình chuyển khối được mô tả bằng hàm số:

$$\mathbf{V} = KF\Delta C$$

Trong đó:

- V là tốc độ chuyển khối;
- K hệ số chuyển khối;
- F diện tích bề mặt tiếp xúc pha;
- ΔC hiệu nồng độ của các tạp chất tại bề mặt phân pha, ΔC là động lực của quá trình chuyển khối.

Trong ba yếu tố độc lập có ảnh hưởng tới tốc độ của quá trình thì chỉ có thể thay đổi được hai thông số là hệ số chuyển khối K và bề mặt tiếp xúc pha F còn động lực của quá trình chuyển khối ΔC phụ thuộc vào tính chất của dòng hydrocacbon cần xử lý không thể thay đổi được. Trong hai yếu tố có thể thay đổi để nâng cao được tốc độ quá trình chuyển khối thì việc tăng tốc độ chuyển khối bằng hệ số chuyển khối K rất phức tạp. Vì vậy, để tăng tốc độ quá trình chuyển khối người ta thường tập trung vào vấn để tăng bề mặt tiếp xúc pha F. Trong thực tế, người ta có rất nhiều giải pháp để tăng các bề mặt tiếp xúc pha bằng các dạng thiết bị như tháp đệm, tháp đĩa, thiết bị trộn tĩnh,...

Để tăng bề mặt tiếp xúc giữa hai pha, các phương pháp truyền thống là tạo ra sự phân tán của một pha này vào pha khác càng nhiều càng tốt. Bề mặt của các giọt lỏng của pha phân tán chính là bề mặt chuyển khối giữa hai pha. Các hạt lỏng của pha phân tán càng nhỏ và có hình dạng cầu thì bề mặt chuyển khối tính trên một đơn vị thể tích càng lớn và đây được xem là nguyên tắc để tăng bề mặt chuyển khối truyền thống. Tuy nhiên, việc tăng bề mặt chuyển khối theo nguyên tắc này lại gây khó khăn cho giai đoạn phân tách pha sau này. Hạt phân tán càng nhỏ, đặc biệt khi phân tán dưới dạng nhũ tương thì càng gây khó khăn cho việc phân tách hai pha. Việc phân tán quá nhiều các hạt nhỏ của pha phân tán còn gây ra hiện tượng kéo theo pha phân tán vào pha kia (trong trường hợp xử lý LPG thì dung dịch kiềm và xúc tác sẽ kéo theo sản phẩm làm

ảnh hưởng tới chất lượng). Để khắc phục những nhược điểm và mâu thuẫn này của phương pháp tăng bề mặt tiếp xúc pha truyền thống, các nghiên cứu gần đây đã đưa ra một nguyên tắc mới cho thiết bị tạo bề mặt chuyển khối.

Nguyên lý hoạt động

Như đã trình bày, để tăng bề mặt chuyển khối bằng phương thức truyền thống là tạo ra thật nhiều các hạt lỏng càng nhỏ càng tốt phân tán vào pha khác gây ra nhiều trở ngại cho việc phân chia pha sau khí xử lý và vấn đề kéo theo của pha phân tán làm ảnh hưởng chất lượng sản phẩm. Những khó khăn này đặt ra một thách thức cho các nhà nghiên cứu tìm ra một phương thức mới để tăng bề mặt chuyển khối giữa hai pha mà không gây ra những trở ngại như các phương pháp truyền thống.

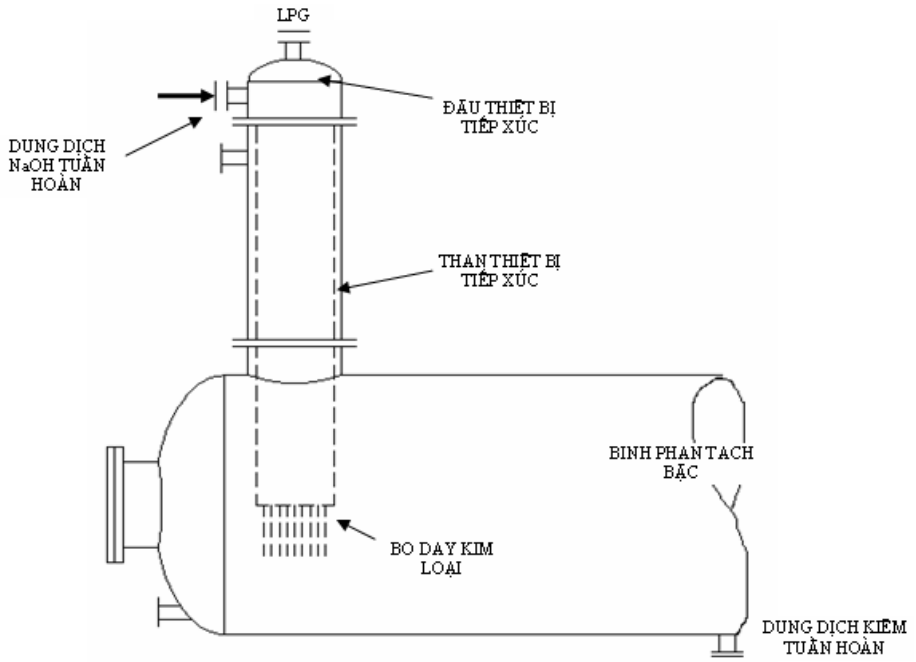
Trong quá trình nghiên cứu, các nhà công nghệ (Merichem-Hoa kỳ) đã phát hiện ra rằng nếu để một chất lỏng, ví dụ như nước thấm vào bề mặt rắn, do sức căng bề mặt giữa chất lỏng và chất rắn, chất lỏng sẽ tự bám vào bề mặt vật rắn. Nếu nhỏ một giọt chất lỏng vào một sợi dây kim loại nhỏ thì chất lỏng sẽ có xu hướng chảy dọc bề mặt sợi dây và dừng lại khi đạt tới mức độ nhất định. Nếu như cho một chất lỏng thứ hai chuyển động phía ngoài tiếp xúc với chất lỏng thấm trên bề mặt sợi dây thì chất lỏng bám trên sợi dây cũng sẽ chuyển động theo phương chuyển động của chất lỏng thứ hai do lực ma sát bề mặt. Tuy nhiên, do sức căng bề mặt tạo ra giữa chất lỏng thứ nhất và sợi dây sẽ giữ chất lỏng thứ nhất bám lại bề mặt sợi dây mà không bị kéo theo chất lỏng thứ hai hoàn toàn. Tổng hợp của hai lực ma sát giữa hai chất lỏng và lực căng bề mặt giữa bề mặt rắn và chất lỏng đã làm cho chất lỏng thứ nhất chuyển động dọc theo sợi dây với vận tốc khác với vận tốc chất lỏng thứ hai. Nhờ quá trình này mà người ta thấy rằng bề mặt tiếp xúc pha của hai chất lỏng trên một đơn vị thể tích tăng lên rất nhiều. Mặt khác bề mặt tiếp xúc pha luôn được thay đổi do tốc độ chuyển động của hai chất lỏng khác nhau làm tăng động lực quá trình chuyển khối. Dựa trên nguyên lý này, Nhà bản quyền công nghệ về xử lý Merichem đã phát triển một dạng thiết bị trộn tĩnh (hay còn gọi là thiết bị tiếp xúc- Contactor) đáp ứng được yêu cầu về tăng bề mặt chuyển khối cho các quá trình xử lý lưu huỳnh trong công nghiệp chế biến dầu khí (không chỉ áp dụng riêng cho xử lý LPG) nhưng không gây khó khăn cho quá trình phân tách pha. Cấu tạo của thiết bị dạng này sẽ được trình bày ở mục dưới đây.

Cấu tạo thiết bị tiếp xúc

Thiết bị tiếp xúc (thiết bị trộn) có cấu tạo như mô tả trong hình H-4.5. Thiết bị tiếp xúc có ba phần chính:

- Phần thân thiết bị;
- Phần đầu thiết bị;
- Phần bó sợi dây kim loại.

Thiết bị tiếp xúc được lắp vào phía trên của bình phân tách để tạo điều kiện thuận lợi cho quá trình phân tách. Phần đầu của thiết bị tạo khoang phân phối cho các pha chất lỏng theo đúng vai trò (chất lỏng bám trên bề mặt sợi dây và chất lỏng đi phía ngoài). Phần thân của thiết bị là ống hình trụ chỉ đơn thuần bảo vệ phần lõi bó kim loại và tạo kết cấu gắn thiết bị tiếp xúc với bình phân tách.



Hình H-4.5 Cấu tạo thiết bị tiếp xúc

Phần bó dây kim loại thực sự là trái tim của thiết bị. Bó dây kim loại được tạo thành từ rất nhiều các sợi dây kim loại nhỏ để dung dung dịch kiềm thấm ướt trên bề mặt. Hydrocacbon lỏng (LPG) chảy bao bọc phía ngoài mỗi sợi dây theo như nguyên lý hoạt động đã trình bày ở mục b ở phần trên. Chiều dài của bó dây kim loại được tính toán để đảm bảo thời gian tiếp xúc pha đủ thực hiện quá trình trao đổi chất tối ưu và việc phân chia pha được thuận lợi, hạn chế hiện tượng kéo theo. Sau khi ra khỏi thiết bị tiếp xúc, hỗn hợp chảy vào thiết bị phân chia ở phía dưới. Do kết cấu đặc biệt nên khi vừa ra khỏi thiết bị tiếp xúc hai pha hydrocacbon và kiềm đã được tách ra khỏi nhau. Phần kéo theo của mỗi pha sẽ tiếp tục phân chia trong thiết bị phân chia.

Thiết bị tiếp xúc bậc một và bậc hai có cấu tạo tương tự nhau vì vậy sẽ không trình bày riêng biệt cấu tạo từng thiết bị riêng biệt.

Ưu điểm của thiết bị tiếp xúc kiểu mới

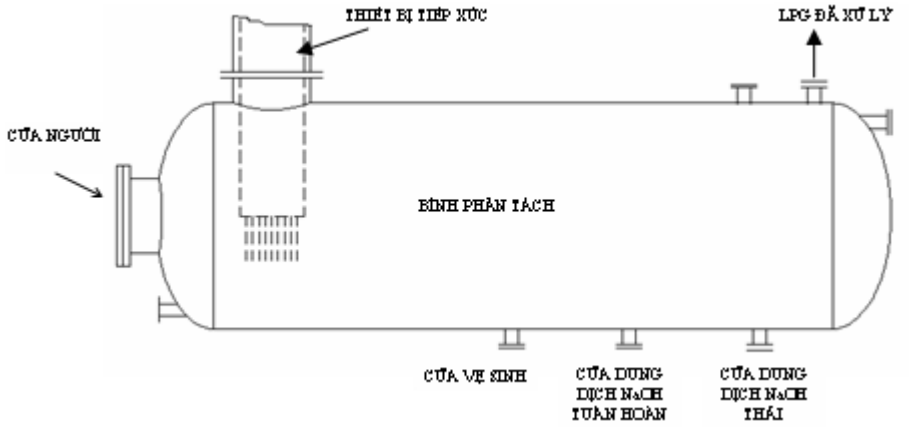
Thiết bị tiếp xúc theo nguyên lý hoạt động mới có một số ưu điểm so với các thiết bị trộn theo phương pháp truyền thống:

- Tạo ra được bề mặt tiếp xúc pha cho quá trình chuyển khối trên một đơn vị thể tích chất lỏng cao hơn.
- Tạo ra bề mặt tiếp xúc pha có hiệu quả trao đổi chất cao do khoảng khoảng di chuyển ngắn, tiếp xúc pha tốt và bề mặt tiếp xúc luôn được thay đổi do tốc độ chuyển động của hai chất lỏng khác nhau và hiện tượng ma sát ướt.
- Bề mặt phân chia pha đạt được lớn mà không cần phải phân tán các pha lẫn vào nhau nhờ đó tránh được hiện tượng kéo theo tối đa.
- Do không phân tán pha vào nhau nên giảm mạnh thời gian lưu trong thiết bị phân tách pha và do đó giảm được kích thước thiết bị;
- Giảm được năng lượng chi phí cho quá trình phân tán các pha vào nhau;
- Tỷ lệ các pha cho phép ở khoảng rộng hơn do vậy hiệu quả quá trình chuyển khối đạt được cao hơn;
- Giảm được chi phí đầu tư ban đầu và chi phí vận hành do kích thước thiết bị nhỏ gọn hơn, ít phải bảo dưỡng (không có thiết bị chuyển động) và tiêu phí năng lượng thấp hơn;
- Độ hoạt động linh hoạt, cho phép cải thiện chế độ hoạt động và thay đổi công suất vận hành, nâng cấp cải tạo với chi phí đầu tư thấp;
- Lượng dung dịch kiềm nhìn chung sử dụng ít hơn do thiết bị cho phép nồng độ NaOH trong dung dịch cao hơn;
- Hệ số phục vụ có thể đạt tới 100%.

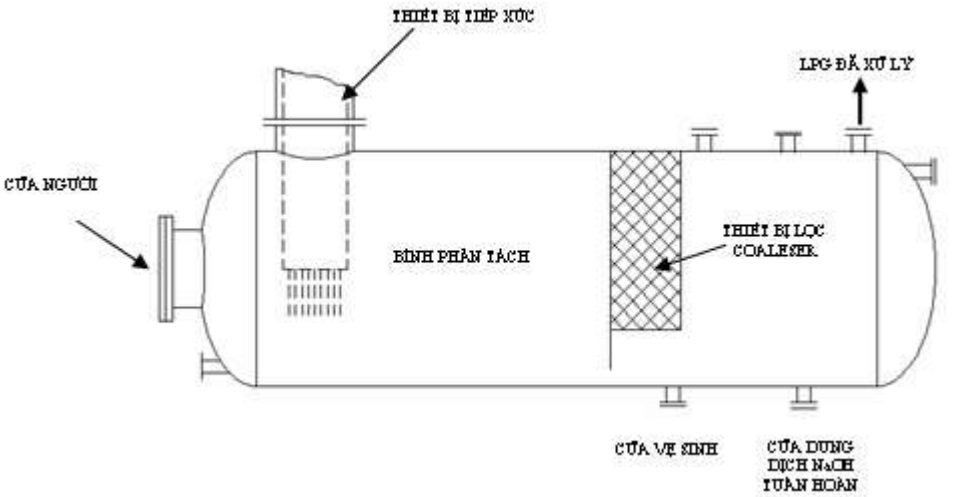
b. Thiết bị phân tách

Thiết bị phân tách pha hoạt động theo nguyên lý trích ly hai pha lỏng không hoà tan vào nhau và có khối lượng riêng khác biệt nhau tương đối lớn. Do pha hydrocacbon và pha dung dịch kiềm không hoà tan vào nhau ở điều kiện hoạt động của quá trình và khối lượng riêng của hai pha này tương đối khác xa nhau nên quá trình phân tách hai pha theo nguyên lý trích ly có thể áp dụng được. Bình phân tách là dạng thiết bị phân tách kiểu nằm ngang. Kích thước thiết bị được tính toán để thời gian lưu trong thiết bị đủ lớn cho quá trình phân tách xảy ra hiệu quả đáp ứng được tiêu chuẩn chất lượng sản phẩm LPG về tạp chất. Cấu tạo của thiết bị phân chia bậc một và bậc hai tương đối giống nhau chỉ khác nhau về thiết bị lọc (Coaleser) được lắp trong thiết bị phân tách bậc hai

nhằm tách nốt các hạt kiềm lỏng kéo theo sản phẩm LPG mà không thể tách được bằng phương pháp trích ly thông thường. Cấu tạo của thiết bị phân chia được mô tả trong các hình H-4.6A và H-4.6B .



Hình H-4.6A Cấu tạo thiết bị phân chia bậc 1



Hình H-4.6B Cấu tạo thiết bị phân chia bậc 2

4.3.2.4. Chất lượng sản phẩm

Chất lượng của LPG sau khi xử lý theo phương pháp này thường phải đạt các chỉ tiêu chất lượng chính sau:

- Hàm lượng Mercaptans (RSH) quy đổi theo lưu huỳnh không vượt quá 15ppm khối lượng;
- Hàm lượng lưu huỳnh tổng tối đa: 50ppm khối lượng;
- Hàm lượng H_2S tối đa: 0,5ppm khối lượng;
- Hàm lượng Cacbonyl Sulfur (COS) tối đa: 0,5ppm khối lượng
- Hàm lượng kiềm kéo theo (tính theo Natri) tối đa: 1ppm khối lượng;

4.3.2. 5. Vận hành

a. Chuẩn bị cho khởi động lần đầu

Công tác chuẩn bị cho khởi động thiết bị xử lý LPG bao gồm các công việc sau:

- Kiểm tra để đảm bảo tất cả các van xả đáy đã đóng, đường ống dẫn dung dịch kiềm đã thông suốt, các tấm chặn cách ly đã được tháo hoặc lắp đung quy định;
- Đuổi khí hệ thống bằng khí trơ, lưu ý khí sử dụng đuổi khí không được sử dụng khí CO2;
- Đảm bảo hệ thống LPG được cách ly hoàn toàn với thiết bị (các van nối được đóng chặt);
- Đảm bảo hệ thống cấp dung dịch kiềm và nước khử khoảng được cách ly với thiết bị;

b. Nạp dung dịch kiềm vào hệ thống

Bước nạp dung dịch kiềm vào thiết bị gồm các công việc sau:

- Mở van đưa dung dịch kiềm vào phin lọc và đầu thiết bị tiếp xúc bậc 1;
- Mở van ở mức độ dòng cao nhất để dung dịch kiềm từ thiết bị xử lý bậc một chuyển sang thiết bị xử lý bậc hai. Giữ mức dung dịch kiềm trong thiết bị phân tách ở mức hoạt động cao nhất;
- Kích hoạt hệ thống điều khiển mức ở các bình phân tách bậc hai để khởi động bơm dung dịch kiềm tuần hoàn từ bình phân tách bậc hai về các thiết bị tiếp xúc bậc một. Vào giai đoạn này có thể nâng áp suất hệ thống lên nhờ khí Ni-tơ. Kích hoạt hệ thống điều khiển mức ở thiết bị phân tách bậc một.
- Giảm mức chất lỏng trong bình phân tách chất lỏng bậc hai bằng cách bơm tuần hoàn sang thiết bị tiếp xúc bậc một.
- Tiếp tục đưa dung dịch kiềm vào thiết bị thiết bị phân tách bậc hai lần nữa tới mức cao nhất, sau đó lại khởi động bơm tuần hoàn để chuyển dung dịch kiềm sang bình phân tách bậc một.
- Đóng kín toàn bộ van cấp dung dịch kiềm vào hệ thống.
- Mở van cung cấp nước vào bình phân tách bậc hai tới mức cao nhất, sau đó khởi động bơm để chuyển nước sang bình phân tách bậc một cho tới khi mức nước ở bình phân tách bậc một ở mức thấp nhất.
- Lặp lại cấp nước vào bình phân tách bậc hai và giữ nước ở mức cao nhất và đóng kín hệ thống van cấp nước;
- Tiếp tục tuần hoàn hệ thống với lưu lượng thích hợp trong khoảng thời gian 8 tiếng để làm ướt toàn bộ các sợi dây kim loại trong thiết bị tiếp xúc.

- Dừng bơm tuần hoàn sau khoảng 8 giờ hoạt động;
- Mức chất lỏng trong thiết bị phân tách được duy trì ở mức trung bình với nồng độ trong khoảng 14 đến 20 w%.khối lượng. Nếu mức chất lỏng thấp cần mở van bổ sung bằng nước.

c. Nạp LPG vào hệ thống

Trước khi nạp LPG vào hệ thống phải kiểm tra để đảm bảo rằng trong hệ thống không còn không khí. Các bước công việc nạp LPG vào thiết bị bao gồm:

- Mở van để đưa LPG vào hệ thống qua các lưới lọc, mở hệ thống cân bằng áp để duy trì áp suất hệ thống ở khoảng 11Kg/cm2.
- Mở van đưa LPG từ từ vào thiết bị phân tách bậc một;
- Xả khí tại các điểm xả của thiết bị phân tách bậc một bậc hai và qua các van xả ở bình phân tách;
- Điền đầy các bình trong hệ thống bằng LPG;

d. Khởi động hệ thống

Sau khi hoàn thành các bước chuẩn bị và thử nghiệm bắt đầu tiến hành khởi động hệ thống. Khởi động hệ thống bao gồm các công việc sau:

Với hệ thống kiềm

- Khởi động bơm để tuần hoàn dung dịch kiềm ở thiết bị xử lý bậc môt;
- Khởi động bơm để tuần hoàn dung dịch kiềm ở thiết bị xử lý bậc hai;
- Duy trì tuần hoàn dung dịch kiềm ở cả hai bậc xử lý ở lưu lượng tuần hoàn thích hợp;

Hệ thống điều khiển mức

- Kích hoạt và đặt mức điều khiển tự động cho các bình phân tách;
- Bắt đầu bổ sung dung dịch kiềm cho hệ thống;

Hệ thống cấp LPG

- Mở từ từ van cung cấp LPG cho hệ thống. Đảm bảo tốc độ mở van để lưu lượng dòng chảy từ không (0) cho đến đạt lưu lượng lớn nhất. Thời gian thực hiện tối thiểu trong khoảng là 10 phút để tránh hiện tượng sốc thuỷ lực cho thiết bị tiếp xúc.
- Điều chỉnh để tốc độ dòng LPG qua thiết bị ở giá trị thích hợp;
- Điều chỉnh hệ thống điều khiển áp suất để duy trì hệ thống ở áp suất