

## **CHẾ BIẾN KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ**

Quá trình hấp thụ vật lý được sử dụng trong công nghệ xử lý khí để loại hơi nước,  $\text{CO}_2$  và  $\text{H}_2\text{S}$ . Trong chương V (phần II) đã đề cập đến quá trình sấy khí bằng glycol và quá trình làm ngọt khí bằng monoetanolamin. Trong chương này sẽ nghiên cứu quá trình chế biến khí bằng phương pháp hấp thụ.

Phương pháp hấp thụ tách khí tự nhiên và khí đồng hành dựa trên cơ sở hai quá trình chuyển khối cơ bản: hấp thụ và nhả hấp thụ. Bản chất vật lý của quá trình là sự cân bằng giữa dòng khí và lỏng do sự khuếch tán chất từ pha này sang pha khác. Khi đạt cân bằng bền động lực, sự khuếch tán được xác định bằng hiệu số áp suất riêng phần của cấu tử bị tách ra trong pha khí và pha lỏng. Nếu áp suất riêng phần của cấu tử trong pha khí lớn hơn trong pha lỏng thì xảy ra quá trình hấp thụ (hấp thụ khí bởi chất lỏng), và ngược lại, nếu áp suất riêng phần của cấu tử bị tách ra ở trong pha khí nhỏ hơn trong pha lỏng thì xảy ra quá trình nhả hấp thụ (thoát khí ra khỏi chất lỏng). Đối với các tính toán thực tế, động lực của quá trình hấp thụ được biểu thị chính xác hơn không chỉ qua áp suất riêng phần mà còn qua nồng độ của các cấu tử tương ứng.

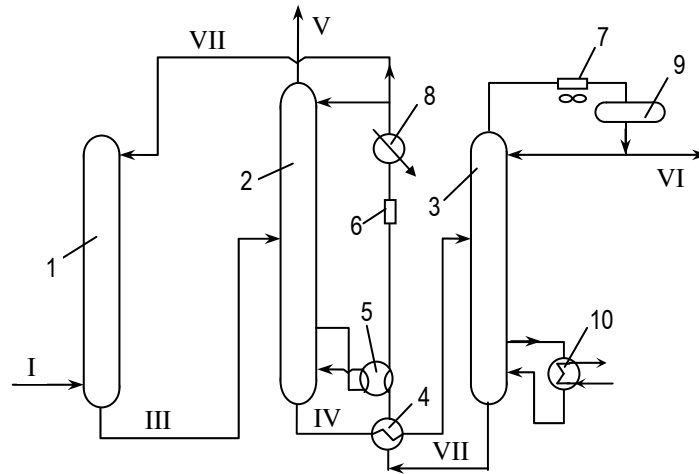
Tại các nhà máy chế biến khí, quá trình hấp thụ và nhả hấp thụ được thực hiện trong các tháp hấp thụ và các tháp chưng luyện có cấu tạo kiểu tháp đĩa hoặc tháp đệm, chất hấp thụ được dùng ở đây là các phân đoạn benzin, keroxen hoặc hỗn hợp của chúng.

### **VII.1. SƠ ĐỒ NGUYÊN LÝ CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ**

Ngoài các công đoạn chung thường có ở bất kỳ nhà máy chế biến khí nào như công đoạn tách, nén và sấy khí, sơ đồ hấp thụ còn có thêm công đoạn hấp thụ và nhả hấp thụ. Tại công đoạn hấp thụ các cấu tử tương ứng (etan, propan...) được tách ra khỏi khí. Công đoạn tách etan hoặc tách metan khỏi chất hấp thụ đã bão hòa. Tại công đoạn nhả hấp thụ, chất hấp thụ bão hòa đã được tách metan hoặc etan (tùy theo yêu cầu định trước) sẽ được tách tiếp hỗn hợp các hydrocacbon nặng ( $\text{C}_{22}$  hoặc  $\text{C}_{23}$ ) và khả năng hấp thụ của chất hấp thụ được tái sinh lại. Tùy theo thành phần của nguyên liệu vào

(thành phần của khí đưa vào chế biến) mà sơ đồ công nghệ có thể thêm các công đoạn làm sạch khí khỏi các hợp chất chứa oxy và lưu huỳnh. Trong một vài trường hợp cần thiết, sơ đồ có thể bao gồm cả công đoạn nén khí.

Ngoài ra còn có cả sơ đồ trong đó quá trình làm sạch khí khỏi các hợp chất chứa lưu huỳnh và quá trình tách các hydrocarbon đã định trước ( $C_{\geq 2}$  hoặc  $C_{\geq 3}$ ) cũng được thực hiện trong một công đoạn hấp thụ. Như vậy tùy thuộc những điều kiện cụ thể mà áp dụng các công đoạn thích hợp cho nhà máy chế biến khí. Tuy nhiên nguyên tắc xây dựng sơ đồ và đặc điểm chức năng của các công đoạn nói chung là như nhau đối với tất cả các nhà máy chế biến khí.



**Hình VII.1.** Sơ đồ nguyên lý thiết bị hấp thụ

1. Tháp hấp thụ; 2. Tháp hấp thụ - bốc hơi; 3. Tháp nhả hấp thụ; 4,5. Thiết bị trao đổi nhiệt; 6,7. Thiết bị làm mát bằng không khí; 8. Thiết bị làm lạnh bằng nước; 9. Hồi lưu; 10. Thiết bị đun sôi đáy tháp; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Chất hấp thụ bão hòa; IV. Chất hấp thụ bão hòa đã tách etan; V. Khí khô; VI. Các hydrocarbon nặng; VII. Chất hấp thụ tái sinh.

Trên hình VII.1 đưa ra sơ đồ nguyên lý của quá trình hấp thụ để tách khí propan và các hydrocarbon nặng hơn khỏi khí đồng hành và khí tự nhiên. Theo sơ đồ trên hình VII.1, khí nguyên liệu sau khi được làm sạch khỏi các giọt lỏng và các tạp chất cơ học, được nén, sấy đến điểm sương cần thiết, được đưa vào đĩa cuối cùng của tháp hấp thụ 1 (các công đoạn tách, nén, sấy không thể hiện trên hình), chất hấp thụ đã được tái sinh được tưới lên đĩa trên cùng. Trong thiết bị này các cấu tử theo yêu cầu định trước ( $C_{\geq 3}$ ) được

tách ra khỏi khí vào, ngoài ra còn có cả một lượng các hydrocacbon nhẹ (metan và etan).

Khí khô thoát ra từ đỉnh tháp hấp thụ 1, còn chất hấp thụ bão hoà hydrocacbon được thoát ra từ đáy tháp. Khí khô đưa đi sử dụng, còn chất hấp thụ bão hoà được đưa vào tháp hấp thụ bốc hơi 2 (công đoạn tách metan, tách etan). Trong tháp này các hydrocacbon nhẹ metan và etan được thoát ra khỏi chất hấp thụ bão hoà. Để giảm mất mát propan đi theo hydrocacbon nhẹ từ đỉnh tháp 2 và đảm bảo tách etan triệt để hơn khỏi chất hấp thụ bão hoà, người ta tưới chất hấp thụ đã tái sinh (đã nhả hấp thụ) vào đĩa trên cùng của tháp 2 còn đáy tháp thì được gia nhiệt. Khí khô được sử dụng làm nhiên liệu, còn chất hấp thụ bão hoà đã tách etan được gia nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 4 và đi vào tháp nhả hấp thụ 3. Từ đỉnh tháp nhả hấp thụ 3 nhận được hỗn hợp propan và hydrocacbon nặng. Phân đoạn các hydrocacbon nặng  $C_{\geq 3}$  được ngưng tụ trong thiết bị làm lạnh bằng không khí (hoặc thiết bị làm lạnh bằng nước) 7 và đi vào hồi lưu 9, từ đó một phần hydrocacbon nặng đã ngưng tụ quay trở vào làm giàu thêm cho đĩa trên cùng của tháp nhả hấp thụ 3, phần còn lại đưa sang tháp chưng phân đoạn khí sản xuất từng hydrocacbon riêng biệt hoặc phân đoạn khí hoá lỏng tương ứng. Nhiệt cung cấp cho phần dưới của tháp nhả hấp thụ do sự tuần hoàn của chất hấp thụ chảy từ đĩa cuối sang thiết bị đun sôi đáy tháp 10. Chất hấp thụ đã tái sinh được dẫn ra từ đáy tháp nhả hấp thụ 3 và làm nguội trong thiết bị trao đổi nhiệt 4 và 5 và trong các thiết bị làm lạnh 6 và 8 sau đó đi vào tháp hấp thụ 1 và tháp hấp thụ-bốc hơi 2.

Đặc điểm của sơ đồ này là khí nguyên liệu ở đầu vào và chất hấp thụ đã tái sinh được làm lạnh trong các thiết bị làm lạnh bằng nước hoặc thiết bị làm lạnh bằng không khí đến nhiệt độ 25 ... 35°C. Trong các sơ đồ hiện đại, khí và chất hấp thụ được làm lạnh đến nhiệt độ thấp hơn do sử dụng các chu trình tương ứng (đẳng nhiệt bay hơi tối thiểu của tác nhân lạnh khi chế biến khí đồng hành có thể tới -30 ... -40°C).

Ở Mỹ các sơ đồ hấp thụ có làm lạnh bằng nước (hoặc không khí) đã được sử dụng từ những năm 20 ... 40 của thế kỷ trước. Việc sử dụng thiết bị loại này cho phép đảm bảo sản xuất một lượng cần thiết khí hoá lỏng và thiết lập được những điều kiện ổn định để vận chuyển khí theo đường ống dẫn khí (tách etan và propan 40 ... 50%, tách butan 85 ... 90%, benzin khí 95 ... 100%). Những thiết bị loại này trong công nghệ chế biến khí có tên gọi là thiết bị hấp thụ dầu.

Tại các nhà máy chế biến khí của CHLB Nga, áp suất trong các thiết bị hấp thụ không vượt quá 4 MPa, nhiệt độ trung bình 40 ... 50°C. Chất hấp thụ thường dùng là phân đoạn keroxen có khối lượng phân tử 120 ... 240 (việc dùng phân đoạn nhẹ hơn sẽ làm tăng mất mát chất hấp thụ). Trong những điều kiện như vậy tách propan và các hydrocacbon nặng đạt được khi lưu lượng chất hấp thụ lớn (2 ... 4 kg/m<sup>3</sup> khí nguyên liệu) và tiêu tốn nhiệt năng lớn. Tăng áp suất và tăng thời gian tuần hoàn chất hấp thụ trong thiết bị loại này không làm tăng hiệu quả tách các sản phẩm cần thiết. Người ta đã tính toán số đĩa thực tế trong tháp hấp thụ không quá 30 đĩa.

Khi thiết kế thiết bị hấp thụ dầu loại này, người ta đã chấp nhận các thông số làm việc của tháp hấp thụ-bốc hơi (tháp 2 trên sơ đồ ở hình VII.1): áp suất 1,2 ... 2 MPa, nhiệt độ hỗn hợp vào tháp 40 ... 70°C, còn nhiệt độ đáy tháp 190 ... 200°C, số đĩa thực tế trong tháp không quá 40 đĩa (bao gồm 20 đĩa cho phần hấp thụ và 20 đĩa cho phần bay hơi).

Chế độ công nghệ của tháp nhả hấp thụ được xác định xuất phát từ các điều kiện ngưng tụ sản phẩm ở đỉnh tháp bằng nước, đảm bảo hàm lượng tối thiểu của các hydrocacbon tách ra từ khí trong chất hấp thụ đã được tái sinh: áp suất trong hồi lưu không vượt quá 0,7 ... 1,4 MPa, nhiệt độ đỉnh tháp 40 ... 50°C, nhiệt độ đáy tháp không cao quá 280 ... 310°C. Số đĩa thực tế của tháp không vượt quá 20 ... 40 đĩa.

Do nhu cầu tiêu thụ các sản phẩm (etan và các khí hoá lỏng) ngày càng tăng, các sơ đồ thiết bị hấp thụ dầu đã được hoàn thiện. Vào những năm 50...60 của thế kỷ trước đã phổ biến rộng rãi sơ đồ hấp thụ nhiệt độ thấp (HNT), trong đó cùng với các thiết bị làm lạnh bằng nước (hoặc không khí) còn có chu trình làm lạnh như trong các sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp. Sơ đồ công nghệ HNT bao gồm hai phần: công đoạn tách benzin của khí nguyên liệu (là công đoạn NNT) và công đoạn HNT, ở đây tiếp tục xảy ra quá trình tách hydrocacbon của khí đã qua công đoạn NNT. Do đó mà sơ đồ HNT có thể ứng dụng để tách etan và các hydrocacbon nặng từ khí nguyên liệu ban đầu có thành phần khác nhau.

Sơ đồ HNT đảm bảo tách triệt để propan từ khí đồng hành với mức độ làm lạnh vừa phải: để tách 90 ... 95% propan yêu cầu làm lạnh tới -30 ... -38°C trên sơ đồ HNT, còn trên sơ đồ NNT đòi hỏi làm lạnh sâu hơn -80 ... -85°C.

Trên các thiết bị HNT người ta sử dụng các chất hấp thụ nhẹ (khối lượng phân tử 80 ... 140), lưu lượng không quá 1 đến 1,5 l/m<sup>3</sup> khí.

Ở Mỹ và Canada, trên các thiết bị HNT người ta đã tách được 40 ... 50% etan từ khí đồng hành và khí tự nhiên với nhiệt độ dòng vào tháp hấp thụ  $-40 \dots -50^{\circ}\text{C}$ , áp suất 6 ... 7 MPa). Ở Cộng hoà Liên bang Nga, từ khí đồng hành có hàm lượng  $\text{C}_{2+3}$  từ 300 ... 600 g/m<sup>3</sup> tách được 40 ... 50% etan và 90 ... 95% propan và các hydrocacbon nặng với các thông số nhiệt độ  $-30 \dots -38^{\circ}\text{C}$ , áp suất 3,0 ... 3,9 MPa.

Trong các thiết bị HNT, quá trình tách các hydrocacbon theo yêu cầu ít phụ thuộc vào sự phân bố và sự thay đổi thành phần của nguyên liệu khí ở đầu vào. Ưu điểm đó của sơ đồ HNT có ý nghĩa rất quan trọng, bởi vì tùy theo mức độ chế biến sơ bộ tại mỏ dầu mà thành phần của khí đồng hành đưa đến nhà máy chế biến khí có thể rất khác nhau, điều đó có thể dẫn đến khó khăn cho quá trình sản xuất các sản phẩm khí yêu cầu trong đó có etan. Trong thiết bị NNT, việc giảm hàm lượng propan và hydrocacbon nặng trong khí làm giảm sự tách etan ngay cả khi hàm lượng etan trong nguyên liệu đầu không đổi.

Ban đầu quá trình HNT chỉ đơn giản là quá trình hấp thụ ở nhiệt độ thấp, sau đó hàng loạt các giải pháp công nghệ nhằm hoàn thiện sơ đồ công nghệ cũng như cơ cấu của các công đoạn cơ bản đã được thực hiện, cho phép tăng đáng kể các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật của quá trình hấp thụ nhiệt độ thấp.

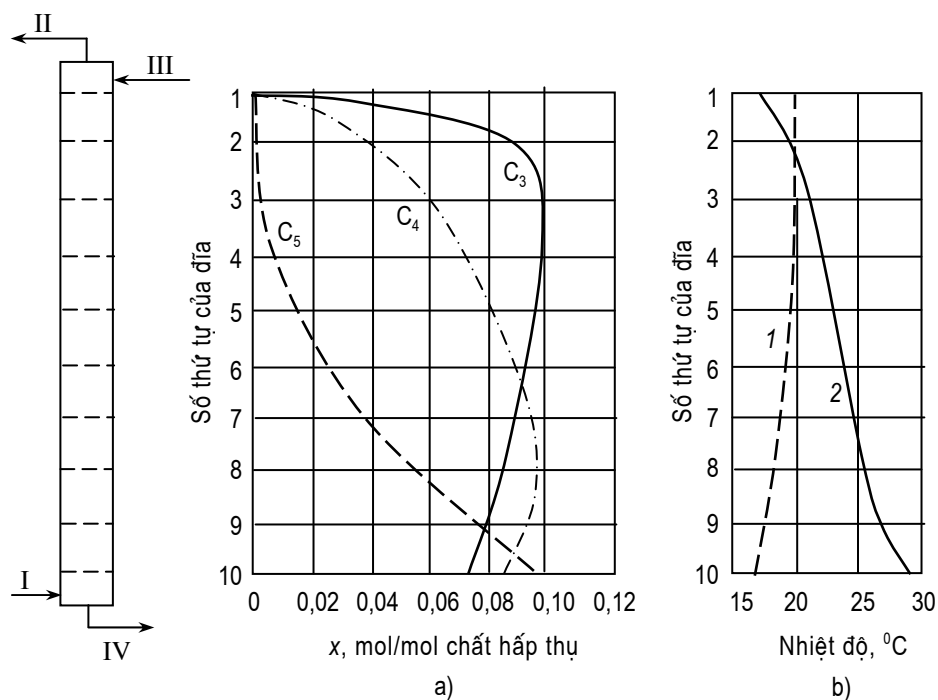
## **VII.2. CÁC THÔNG SỐ CÔNG NGHỆ CỦA QUÁ TRÌNH CHẾ BIẾN KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ NHIỆT ĐỘ THẤP**

Các thông số công nghệ ảnh hưởng đến quá trình công nghệ là áp suất, nhiệt độ, thành phần hỗn hợp khí nguyên liệu, thành phần và tính chất hoá lý của chất hấp thụ, số đĩa lý thuyết và cấu tạo của tháp hấp thụ, tháp nhả hấp thụ.

### **VII.2.1. Quá trình hấp thụ**

Quá trình hấp thụ xảy ra trong tháp hấp thụ nhiệt độ thấp ( $-30 \dots -40^{\circ}\text{C}$ ), và áp suất trong tháp 3 ... 7 MPa tùy thuộc vào thành phần khí đưa vào chế biến, khí có hàm lượng  $\text{C}_{2+3}$  cao (khí béo) cần áp suất cao.

Quá trình hấp thụ các hydrocacbon trong hỗn hợp khí đưa vào chế biến kèm theo sự toả nhiệt. Hiệu ứng nhiệt phụ thuộc vào thành phần hỗn hợp khí, hydrocacbon càng nhẹ nhiệt hấp thụ toả ra sẽ càng lớn. Trên hình VII.2 mô tả sự thay đổi hàm lượng các chất hấp thụ trong dầu (a) và sự thay đổi nhiệt độ dòng khí và dòng dầu theo chiều cao tháp hấp thụ (b).



**Hình VII.2.** Các thay đổi trong tháp hấp thụ

- a) Thay đổi hàm lượng các cấu tử trong chất hấp thụ theo chiều cao tháp hấp thụ:  
I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Chất hấp thụ tái sinh; IV. Chất hấp thụ bão hoà.
- b) Thay đổi nhiệt độ theo chiều cao tháp hấp thụ: 1. Khí; 2. Chất hấp thụ.

Để tăng hiệu quả của quá trình cần đảm bảo cân bằng nhiệt tối ưu trong tháp và các nhà nghiên cứu đã đưa ra các phương án công nghệ: giải nhiệt theo chiều cao tháp, bão hoà sơ bộ chất hấp thụ tái sinh (dầu tái sinh) bằng các cấu tử nhẹ, ...

Người ta đã đưa ra ba phương án bão hoà sơ bộ dầu tái sinh bằng các cấu tử nhẹ trước khi tưới vào tháp hấp thụ và tháp hấp thụ - bốc hơi.

• *Phương án 1 (hình VII.3a)*

Dầu tái sinh được trộn lẫn với khí khi đi ra từ đỉnh tháp hấp thụ - bốc hơi, sau khi làm lạnh nhờ chu trình lạnh propan được bão hoà sơ bộ hydrocarbon nhẹ. Dầu đã bão hoà được tưới vào tháp hấp thụ và hấp thụ - bốc hơi.

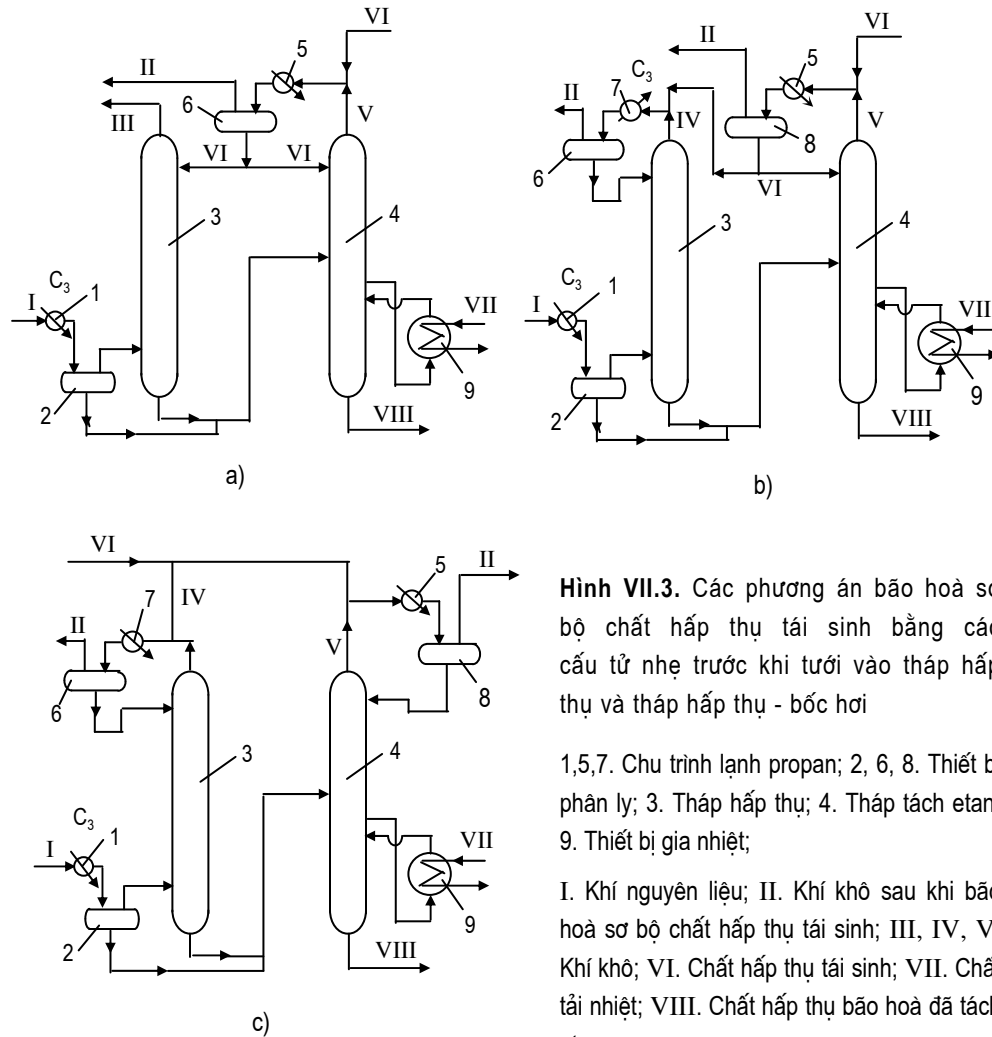
• *Phương án 2 (hình VII.3b)*

Dầu tái sinh tưới vào tháp hấp thụ - bốc hơi sơ bộ hydrocarbon nhẹ từ đỉnh tháp hấp thụ bốc hơi. Sau khi trộn với dòng khí khô từ đỉnh tháp hấp

thụ và được làm lạnh, dầu tái sinh đã bão hoà hydrocacbon nhẹ hai lần sẽ tưới vào tháp hấp thụ.

• *Phương án 3 (hình VII.3c)*

Dầu tái sinh tưới vào tháp hấp thụ và tháp hấp thụ - bốc hơi được bão hoà hydrocacbon nhẹ từ đỉnh tháp tương ứng, có nghĩa là tưới vào tháp nào sẽ bão hoà sơ bộ hydrocacbon nhẹ từ đỉnh tháp đó.



**Hình VII.3.** Các phương án bão hoà sơ bộ chất hấp thụ tái sinh bằng các cấu tử nhẹ trước khi tưới vào tháp hấp thụ và tháp hấp thụ - bốc hơi

1,5,7. Chu trình lạnh propan; 2, 6, 8. Thiết bị phân ly; 3. Tháp hấp thụ; 4. Tháp tách etan; 9. Thiết bị gia nhiệt;

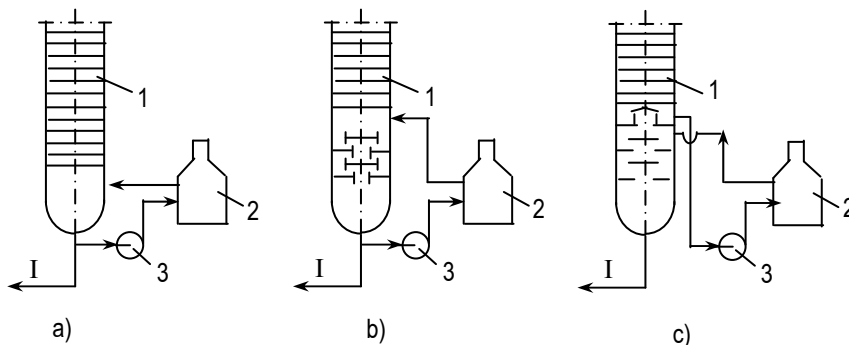
I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô sau khi bão hoà sơ bộ chất hấp thụ tái sinh; III, IV, V. Khí khô; VI. Chất hấp thụ tái sinh; VII. Chất tái nhiệt; VIII. Chất hấp thụ bão hoà đã tách etan.

Như vậy nhờ phương pháp bão hoà chất hấp thụ tái sinh bằng các hydrocarbon nhẹ ở bên ngoài tháp hấp thụ, cho phép giải quyết vấn đề nhiệt hấp thụ các cấu tử nhẹ một cách đơn giản, bảo đảm chế độ công nghệ tối ưu trong tháp, tăng mức độ hấp thụ các cấu tử cần thiết trong tháp.

### VII.2.2. Quá trình tái sinh

Quá trình tái sinh lại chất hấp thụ, ở đây là các phân đoạn dầu benzin hoặc keroxen, được thực hiện bằng cách giảm áp suất trong tháp và cấp nhiệt vào tháp để tách các hydrocarbon nhẹ trong chất hấp thụ bão hoà. Trên hình VII.4 trình bày các phương án tuần hoàn dầu tái sinh từ đáy tháp và thiết bị đun sôi (reboiler).

Thiết bị đun nóng đáy tháp kiểu Kettle dễ điều khiển quá trình, tương đương với một đĩa lý thuyết.



Hình VII.4. Thiết bị đun nóng đáy tháp

a. Kiểu thẳng đứng; b. Kiểu nằm ngang; c. Kiểu Kettle.

### VII.3. CÁC PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH HẤP THỤ

Trong tháp hấp thụ, các đĩa được đánh số từ trên xuống dưới. Đĩa dưới cùng là đĩa  $N$ , dầu tái sinh tưới vào từ đĩa  $1$  xuống, còn khí béo vào từ đáy tháp đi lên trên.

Các dòng vật chất trong tháp được mô tả trên hình VII.5.

trong đó:  $L_0$  là số mol dầu tái sinh tưới vào tháp;

$V_{N+1}$  là số mol khí nguyên liệu (khí béo) đi vào tháp;

$Y_1$  là số mol cấu tử nào đó trong khí khô rời khỏi tháp trên tổng số mol khí béo đi vào tháp;

$Y_{N+1}$  là số mol cấu tử nào đó trong khí béo vào tháp trên tổng số mol khí



béo vào tháp (cũng chính là phần mol của cấu tử đó trong dòng khí béo vào tháp);

$X_0$  là số mol của cấu tử nào đó trong dòng dầu tái sinh tưới vào tháp trên tổng số mol dầu tái sinh (phần mol cấu tử đó trong dầu tái sinh);

$X_N$  là số mol của cấu tử nào đó trong dòng dầu bão hoà ra khỏi đáy tháp hấp thụ trên số mol của dầu tái sinh tưới vào tháp;

$Y_0$  là số mol của cấu tử nào đó trong pha hơi nằm cân bằng với dầu tái sinh tưới vào tháp, trên số mol khí béo đi vào tháp.

Hằng số cân bằng pha ở đĩa lý thuyết thứ  $n$  nào đó ( $1 \leq n \leq N$ ) có thể biểu diễn bằng đẳng thức sau:

$$K_n = \frac{y_n}{x_n} = \left[ \frac{V_{N+1} Y_n}{V_n} \right] \cdot \left[ \frac{L_n}{L_0 X_n} \right] \quad (\text{VII.1})$$

Nếu đĩa  $(n - 1)$  và  $(n + 1)$  là các đĩa ở phía trên và phía dưới đĩa thứ  $n$  thì đối với cấu tử nào đó sẽ có cân bằng sau:

$$\frac{L_0}{V_{N+1}} = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{X_n - X_0} = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{X_{n-1} - X_n} \quad (\text{VII.2})$$

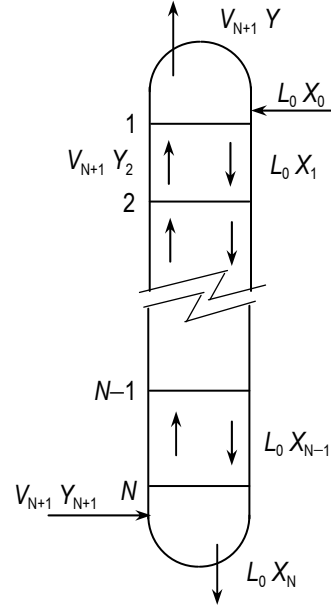
Kremcer và Brown đã đưa ra định nghĩa về thông số hấp thụ trung bình:

$$A = \frac{L}{K.V} = \frac{L_0}{K.V_{N+1}} \quad (\text{VII.3})$$

Tỷ số mol  $L_0/V_{N+1}$  là hằng số đối với mỗi bài toán cụ thể ở điều kiện nhiệt độ và áp suất làm việc trung bình của tháp hấp thụ. Nếu dầu được tái sinh hoàn toàn,  $Y_0$  sẽ nhận giá trị bằng 0. Khi đó hệ số tách cấu tử nào đó từ hỗn hợp khí béo  $E_a$  được biểu diễn bằng biểu thức Kremcer - Brown:

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} = E_a \quad (\text{VII.4})$$

Giản đồ Kremcer (hình VII.6) biểu diễn biểu thức (VII.4): trục tung biểu diễn hệ số tách  $E_a$ , trục hoành biểu diễn thông số hấp thụ  $A$  (hoặc thông số nhả hấp thụ  $S$ ), các chữ số trên các đường cong chỉ số đĩa lý thuyết  $n$ .



**Hình VII.5.** Sơ đồ và ký hiệu các dòng vật chất trong tháp hấp thụ dầu

Hình VII.6. (h II.31. Giảm đồ Kremcer (ngang)

### Ví dụ VII.1

Thiết bị hấp thụ dầu dùng để tách 75% propan từ 100 mol khí có thành phần cho trong bảng. Tháp hấp thụ có 6 đĩa lý thuyết. Tốc độ dòng dầu tưới vào tháp hấp thụ là bao nhiêu nếu nhiệt độ và áp suất trung bình trong tháp là 104°F và 1000 psi? Dầu tái sinh tuần hoàn. Xác định thành phần khí khô ra khỏi đỉnh tháp hấp thụ.

Trình tự tính toán như sau:

Thành phần phần trăm mol các cấu tử trong hỗn hợp khí nguyên liệu cho trong cột 2. Hằng số cân bằng pha  $K$  của các cấu tử được xác định từ các đồ thị của J. Campbell (phụ lục 1) ứng với nhiệt độ và áp suất trung bình trong tháp được đưa ra trong cột 3.

Từ giản đồ Kremser (hình VII.6), ứng với  $E_a = 0,75$ ;  $n = 6$  có  $A = 0,80$ .

Áp dụng biểu thức (VII.3) tính lưu lượng dòng dầu tái sinh vào tháp:

$$L_0 = A \cdot K \cdot V_{N+1} = 0,8 \times 0,37 \times 100 = 29,6 \text{ mol/h}$$

(tính cho 100 mol hỗn hợp khí)

Áp dụng biểu thức (VII.3), giá trị  $L_0$  đã tính được và giá trị  $K$  của các cấu tử đã có để xác định giá trị  $A$  của các cấu tử đó:

Ví dụ đối với metan:

$$A = \frac{29,6}{3,25 \times 100} = 0,091$$

Tính tương tự với các cấu tử còn lại. Các giá trị tính được ghi trong cột 4 của bảng VII.1.

Từ các giá trị  $A$  đã tính được và số đĩa lý thuyết  $n = 6$ , bằng giản đồ Kremser xác định được giá trị  $E_a$  với các cấu tử còn lại. Các giá trị  $E_a$  nhận được ghi trong cột 5.

Áp dụng biểu thức Kremser - Brown (VII.4) để tính các giá trị  $Y_1$  của khí khô ra khỏi đỉnh tháp hấp thụ.

Ví dụ đối với metan:

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{90,6 - Y_1}{90,6 - 0} = 0,091$$

$$Y_1 = 82,36.$$

Cần lưu ý, trong bài toán này cho biết dầu tái sinh hoàn toàn, nghĩa là

$Y_0 = 0$ , điều đó không áp dụng với các trường hợp khác. Tương tự tính toán số mol của các cấu tử còn lại, kết quả ghi vào cột 6.

Tính số mol của mỗi cấu tử trong đầu bão hoà. Ví dụ số mol metan:

$$X_N = Y_{n+1} - Y_1 + Y_0 = 90,6 - 82,36 + 0 = 8,24$$

Tương tự với các cấu tử còn lại, kết quả ghi vào cột 7.

Việc sử dụng thông số hấp thụ trung bình  $A$  đã bỏ qua sự thay đổi thể tích hỗn hợp khí từ đầu vào đến đầu ra. Tuy nhiên, những giả thiết về nhiệt độ trung bình và các giá trị hằng số cân bằng có thể dẫn đến những sai số đáng kể trong quá trình tính toán.

Khi tính toán quá trình tái sinh, ngược với quá trình hấp thụ, các đĩa trong tháp tái sinh được đánh số thứ tự từ dưới đáy tháp lên đỉnh tháp. Thông số nhả hấp thụ được định nghĩa như sau:

$$S_T = \frac{K.V}{L}$$

khi đó hệ số tái sinh:

$$\frac{Y_{m+1} - Y_1}{X_{m+1} - Y_0} = \frac{S_T^{m+1} - S_T}{S_T^{m+1} - 1} = E_s$$

*Bảng VII.1.*

Cấu tử	$Y_{N+1}$	$K$	$A$	$E_a$	$Y_1$	$X_N$
1	2	3	4	5	6	7
$C_1$	90,6	3,25	0,091	0,091	82,38	8,24
$C_2$	4,3	0,90	0,329	0,329	2,89	1,41
$C_3$	3,2	0,37	0,80	0,75	0,80	2,40
<i>izo</i> - $C_4$	0,5	0,21	1,41	0,96	0,02	0,48
<i>n</i> - $C_4$	1,0	0,17	1,74	0,985	0,015	0,985
$C_6$	0,4	0,035	8,46	1,00	0,00	0,40
	100,0				86,085	13,915

#### VII.4. SƠ ĐỒ CÔNG NGHỆ HẤP THỤ NHIỆT ĐỘ THẤP HIỆN ĐẠI

Trong phần này sẽ xem xét các sơ đồ điển hình HNT sử dụng ở các nhà máy chế biến khí để tách các hydrocarbon từ khí tự nhiên và khí đồng hành.

Trên hình VII.7 là sơ đồ công nghệ HNT của nhà máy chế biến khí để tách propan và các hydrocacbon nặng từ khí tự nhiên tại thành phố Cotrein Canada. Công suất của nhà máy theo khí nguyên liệu là 8,57 tỷ m<sup>3</sup>/năm. Tách được 84% propan chứa trong nguyên liệu đầu. Thiết bị sử dụng hai chất hấp thụ: chất hấp thụ nhẹ có khối lượng phân tử trung bình 100, chất hấp thụ nặng có khối lượng phân tử trung bình 140.

Khí tự nhiên có áp suất 5,9 MPa được làm lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 1 và thiết bị bay hơi propan 3 từ nhiệt độ 18°C đến nhiệt độ -37°C, do đó một phần khí được ngưng tụ. Khí nguyên liệu trước khi vào thiết bị trao đổi nhiệt 1 đã được bổ sung dung dịch etylen glycol để hấp thụ tách nước có trong khí. Hỗn hợp khí từ tháp 3 có chứa etylen glycol đã hấp thụ nước và các hydrocacbon đã ngưng tụ (gọi là condensat) được đưa vào tháp tách 6. Sau khi ra khỏi tháp tách etylen glycol đã hấp thụ nước được đưa sang tháp tái sinh (không thể hiện trong sơ đồ), condensat được đưa vào tháp hấp thụ-bốc hơi 12, còn khí được chia làm hai dòng: một dòng đi qua thiết bị bay hơi propan 4 và tháp tách 5 vào đỉnh tháp hấp thụ 7 cùng với chất hấp thụ đã được tái sinh, một dòng khác đi vào phần dưới của tháp hấp thụ 7.

Tháp hấp thụ 7 có hai phần hấp thụ độc lập A và B: phần A là phần dưới của tháp có nhiệt độ -37°C, chất hấp thụ nhẹ (có khối lượng phân tử 100) được đưa vào đây để tách khỏi khí các cấu tử cần thiết, phần trên của tháp là phần B được tưới chất hấp thụ nặng (có khối lượng phân tử 140) để hấp thụ chất hấp thụ nhẹ từ phần A của tháp (chất hấp thụ nặng đi vào tháp có nhiệt độ cao hơn, quá trình tái sinh chất hấp thụ không được thể hiện trên hình). Phần dưới của tháp hấp thụ được cung cấp nhiệt do sự tuần hoàn của chất hấp thụ bão hoà qua thiết bị trao đổi nhiệt 8, tại đây tác nhân chuyển tải nhiệt chính là chất hấp thụ vừa tái sinh có nhiệt độ cao. Do đó hàm lượng hydrocacbon nhẹ có trong khí nguyên liệu vào được giảm đi trước khi vào tháp hấp thụ-tách khí 12.

Khí khô đi ra từ đỉnh tháp hấp thụ 7 được trộn với khí từ tháp tách 6, và cùng với chất hấp thụ nhẹ đã tái sinh đi vào thiết bị bay hơi propan 4, tại đây do sự trao đổi chất và trao đổi nhiệt (làm lạnh) của dòng khí và dòng lỏng, chất hấp thụ nhẹ được bão hoà các hydrocacbon nhẹ. Từ thiết bị bay hơi 4 hỗn hợp khí khô và chất hấp thụ được phân tách trong tháp tách 5. Khí khô từ tháp tách được đưa đi sử dụng sau khi đã truyền lại lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 1 và 2, còn chất hấp thụ tái sinh đã bão hoà hydrocacbon nhẹ được đưa vào đĩa trên của phần B (phần trên) của tháp hấp thụ 7.

Hình VII.7 (hình II.32. (ngang)

Từ đáy tháp hấp thụ 7 nhận được chất hấp thụ nhẹ (có khối lượng phân tử trung bình 100), sẽ trộn lẫn với condensat từ tháp tách 6, và được dẫn vào phần giữa của tháp hấp thụ - bốc hơi 12 (áp suất trong tháp là 3,0 MPa). Để đảm bảo chế độ làm việc của tháp, chất hấp thụ nhẹ đi vào đĩa trên cùng của tháp cần phải có nhiệt độ  $-37^{\circ}\text{C}$ . Còn phần dưới của tháp 12 có nhiệt độ khác nhau do tuần hoàn lỏng qua ba thiết bị trao đổi nhiệt 13, 14, 15.

Khí khô thoát ra từ đỉnh tháp 12, còn từ đáy tháp là chất hấp thụ bão hoà đã tách etan. Khí khô sau khi bão hoà sơ bộ cho chất hấp thụ nhẹ đã tái sinh (trong thiết bị bay hơi propan 10 và thiết bị tách 11) và được gia nhiệt trong thiết bị gia nhiệt 9 được đưa đi sử dụng (đường III trên hình VII.7), còn chất hấp thụ đã tách etan đi vào phần giữa của tháp nhả hấp thụ 18 (áp suất trong tháp là 2,0 MPa). Từ đỉnh tháp nhả hấp thụ nhận được phân đoạn các hydrocacbon nặng  $\text{C}_{\geq 3}$ , sau khi ngưng tụ và làm lạnh trong thiết bị làm lạnh bằng không khí 16 đi vào hồi lưu 17, một phần quay trở lại tháp nhả hấp thụ, một phần đưa đi đóng gói sản phẩm.

Chất hấp thụ đã tái sinh lấy ra từ đáy tháp nhả hấp thụ 18 một phần được gia nhiệt trong lò 19 và quay trở lại đáy tháp nhả hấp thụ, còn một lượng cân bằng tương ứng sau khi truyền nhiệt trong các thiết bị trao đổi nhiệt 15, 14, 13, 2 và 8 được dẫn đi bão hoà bằng các hydrocacbon nhẹ. Như vậy chất hấp thụ đi vào tháp 12 bão hoà hydrocacbon nhẹ một lần do tiếp xúc với khí khô của tháp, còn đi vào tháp hấp thụ 7 chất hấp thụ bão hoà hai lần: lần đầu do tiếp xúc của chất hấp thụ tái sinh với khí khô từ tháp 12 (ở áp suất 3,0 MPa), lần thứ hai do tiếp xúc của chất hấp thụ đã hấp thụ lần một với khí khô từ đỉnh tháp hấp thụ 7 (ở áp suất 5,9 MPa). Sơ đồ như vậy cho phép đảm bảo các điều kiện tối ưu để tiến hành quá trình thực hiện trong tháp hấp thụ và tháp hấp thụ - bốc hơi.

Trên hình VII.8 là sơ đồ công nghệ thiết bị HNT của nhà máy chế biến khí dùng để tách etan và các hydrocacbon nặng từ khí tự nhiên ở thành phố Elvin (Mỹ). Chất hấp thụ sử dụng ở đây là phân đoạn benzin có khối lượng phân tử 100.

Khí tự nhiên (có áp suất 3,2 MPa) được làm lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 1 và chu trình lạnh propan 2, 4 đến nhiệt độ  $-37^{\circ}\text{C}$ . Để sơ bộ tách ẩm trước khi làm lạnh khí, dòng khí nguyên liệu trước khi vào 2 được trộn với dung dịch etylen glycol, dung dịch này sau khi đã bão hoà hơi nước được tách khỏi khí ở tháp tách 3 và đưa đi tái sinh (trên hình không thể hiện công đoạn tái sinh etylen glycol). Sau đó dòng khí lại được bão hoà một phần với chất hấp thụ để sơ bộ tách các hydrocacbon nặng  $\text{C}_{\geq 4}$  và được đưa vào đĩa dưới cùng của tháp hấp thụ 5. Chất hấp thụ tái sinh đã bão hoà hydrocacbon

Hình VII.8 (hình II.33 (ngang))



nhẹ và được làm lạnh trong thiết bị bay hơi propan 6 có nhiệt độ  $-37^{\circ}\text{C}$  được đưa vào đĩa trên cùng của tháp hấp thụ 5.

Từ đỉnh tháp hấp thụ 5 nhận được khí khô, sau khi qua công đoạn bão hoà sơ bộ (ở thiết bị bay hơi propan 6 và thiết bị tách 7) và truyền lạnh trong bộ thiết bị trao đổi nhiệt 1, khí đưa đi tiêu thụ (đường II). Từ đáy tháp hấp thụ 5 nhận được chất hấp thụ bão hoà. Chất hấp thụ bão hoà này chia làm hai dòng: một dòng sẽ hỗn hợp với khí trước khi vào thiết bị bay hơi propan 4 (nhằm mục đích sơ bộ tách benzin khỏi khí), dòng thứ hai sau khi truyền lạnh trong bộ thiết bị trao đổi nhiệt 8 đi vào thiết bị bốc hơi-tách 9, tại đây chất hấp thụ bão hoà được tách khí một phần do quá trình tiết lưu. Sau đó cả khí và chất hấp thụ được dẫn vào tháp hấp thụ-bốc hơi 11. Các phần còn lại tương tự sơ đồ đã xem xét ở trên.

Trên hình VII.9 là sơ đồ HNT của nhà máy chế biến khí dùng để tách propan và hydrocacbon nặng từ khí đồng hành ở thành phố Nhiznevertovsk (CHLB Nga). Công suất nhà máy 1 tỷ  $\text{m}^3/\text{năm}$ . Tách 90% hydrocacbon  $\text{C}_{\geq 3}$  trong khí nguyên liệu ban đầu. Chất hấp thụ ở đây dùng phân đoạn 105 ...  $205^{\circ}\text{C}$  có khối lượng phân tử 140. Quá trình hấp thụ thực hiện ở áp suất 4,0 MPa và nhiệt độ dòng khí vào  $-23^{\circ}\text{C}$ .

Khí trước khi vào các thiết bị trao đổi nhiệt 2, 3 và thiết bị bay hơi propan 4 được bổ sung etylen glycol để tách một phần nước. Từ thiết bị bay hơi propan 4 ra, hỗn hợp khí etylen glycol đã hấp thụ nước và các hydrocacbon ngưng tụ (condensat) được đưa vào tháp tách 5.

Sau tháp tách etylen glycol đã hấp thụ nước được đưa đi tái sinh (trên hình không thể hiện công đoạn tái sinh này), condensat đưa sang tháp hấp thụ - bốc hơi 12 sau khi đã truyền lạnh trong các thiết bị trao đổi nhiệt 3 và 16, còn khí đi vào phần dưới của tháp hấp thụ 8, đĩa trên cùng của tháp hấp thụ được tưới chất hấp thụ tái sinh đã bão hoà hydrocacbon nhẹ có nhiệt độ  $-23^{\circ}\text{C}$ . Từ đỉnh tháp hấp thụ nhận được khí khô, sau công đoạn bão hoà (ở thiết bị bay hơi propan 7 và tháp tách 6) và hoàn nguyên lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 2 được đưa đi làm nhiên liệu.

Chất hấp thụ bão hoà được lấy ra từ đáy tháp hấp thụ 8, đưa qua van tiết lưu (giãn nở từ áp suất 4,0 đến 3,5 MPa) và sau khi truyền lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 9 được đưa vào phần giữa của tháp hấp thụ - bốc hơi 12 (áp suất trong tháp là 3,4 MPa). Để đảm bảo chế độ làm việc của tháp, chất hấp thụ đưa vào đĩa trên cùng của tháp được làm lạnh đến  $-23^{\circ}\text{C}$ , còn đáy tháp được đun nóng ở các nhiệt độ khác nhau nhờ các thiết bị trao đổi nhiệt tuần hoàn 13, 14.

Hình VII.9 (hình II.34 (ngang))

Từ đỉnh tháp hấp thụ - bốc hơi 12 nhận được khí khô, sau công đoạn bão hoà (qua thiết bị bay hơi propan 10 và tháp tách 11) và truyền lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 1 được đưa đi tiêu thụ. Từ đáy tháp 12 nhận được chất hấp thụ đã bão hoà, sau khi được gia nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 15 đi vào phần giữa của tháp nhả hấp thụ 21 (tháp làm việc ở áp suất 1,4 MPa).

Từ đỉnh tháp nhả hấp thụ nhận được phân đoạn hydrocacbon  $C_{\geq 3}$ , sau khi ngưng tụ và làm lạnh trong thiết bị làm lạnh bằng không khí 18 được đưa vào hồi lưu 19. Một phần hydrocacbon quay trở lại làm giàu cho đĩa trên cùng của tháp nhả hấp thụ, phần còn lại được làm lạnh trong thiết bị làm lạnh bằng không khí 20 và đưa đi sử dụng.

Để đảm bảo chế độ nhiệt độ làm việc cần thiết của tháp nhả hấp thụ 21, chất hấp thụ đưa vào đáy tháp được gia nhiệt trong lò 22 và tuần hoàn vào tháp. Từ đáy tháp nhả hấp thụ 21 nhận được chất hấp thụ đã tái sinh. Sau khi làm lạnh chất hấp thụ trong các thiết bị trao đổi nhiệt 15, 14, 13, 16 và trong thiết bị làm lạnh bằng không khí 17, và thiết bị trao đổi nhiệt 9, một dòng chất hấp thụ được hỗn hợp với khí khô của tháp hấp thụ, làm lạnh trong thiết bị bay hơi propan 7 và sau khi qua tháp tách 6 đi vào tháp hấp thụ 8, còn một dòng khí khác hỗn hợp với khí khô từ tháp 12, làm lạnh trong thiết bị bay hơi propan 10, và sau tháp tách 11 được đưa vào tháp hấp thụ - bốc hơi 12.

Các chế độ công nghệ của sơ đồ HNT trên hình VII.9 như sau:

#### ***Tháp hấp thụ 8***

Nhiệt độ, °C	
Khí nguyên liệu (dòng VIII)	-23
Chất hấp thụ tái sinh (dòng IV)	-23
Khí khô (dòng V)	-15
Chất hấp thụ bão hoà (dòng VII)	-10,5
Áp suất, MPa	3,4
Lưu lượng chất hấp thụ, kg/m <sup>3</sup> khí	1
Đường kính tháp hấp thụ, mm	2.600
Số lượng đĩa van	30
Khoảng các giữa các đĩa, mm	600
Chiều cao tháp hấp thụ, mm	27.700

#### ***Tháp hấp thụ - bốc hơi 12***

Nhiệt độ, °C	
Khí nguyên liệu (dòng VII)	30

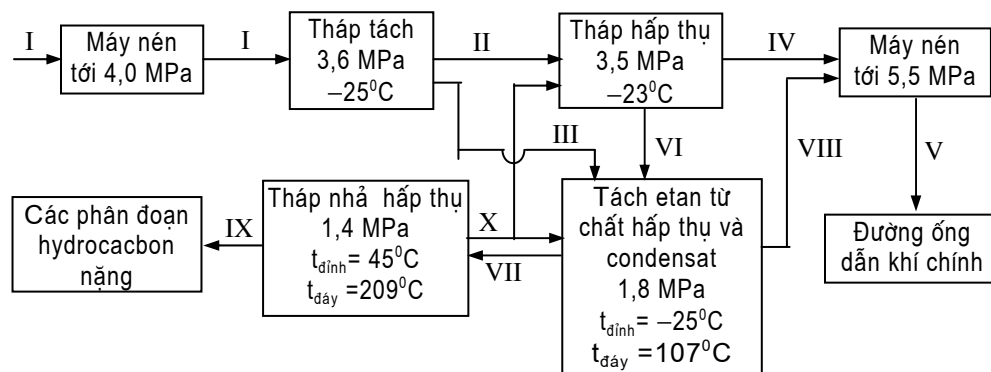
Chất hấp thụ tái sinh (dòng XII)	-23
Chất hấp thụ đã tách etan (dòng XIII)	136
Áp suất, MPa	1,8
Đường kính tháp hấp thụ, mm	1.400/2.400*
Số lượng đĩa van	40
Khoảng các giữa các đĩa, mm	600
Chiều cao tháp hấp thụ, mm	36.600

### ***Tháp nhả hấp thụ 21***

Nhiệt độ, °C	
- Khí nguyên liệu (dòng XIII)	192
- Đỉnh tháp	78
- Hồi lưu (dòng XIV)	50
- Đáy tháp	310
Nhiệt độ sản phẩm, °C	
- Tại đầu vào thiết bị đun sôi 22	286
- Tại đầu ra thiết bị đun sôi 22	310
Áp suất, MPa	1,4
Chỉ số hồi lưu	1,2
Đường kính tháp, mm	2.600/3.600*
Số lượng đĩa van	41
Khoảng các giữa các đĩa, mm	600
Chiều cao tháp hấp thụ, mm	38.300

\* *Ghi chú:* Tử số là đường kính phần trên, mẫu số là đường kính phần dưới của tháp.

***Cân bằng vật chất của công nghệ HNT trên hình VII.9 được trình bày theo sơ đồ dưới đây:***



**Bảng cân bằng vật chất công nghệ hấp thụ nhiệt độ thấp của nhà máy chế biến khí Nhiznevertovsk - CHLB Nga (sơ đồ trên hình VII.9)**

<b>Thành phần</b>	<b>I</b>	<b>II</b>	<b>III</b>	<b>IV</b>	<b>V</b>
CH <sub>4</sub>	60,78	77,10	10,02	92,10	87,14
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,52	8,76	7,77	6,89	11,12
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	16,03	10,19	34,29	1,01	1,74
izo-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,42	1,32	9,96	—	—
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	7,04	2,17	22,19	—	—
izo-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,72	0,24	6,33	—	—
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,89	0,20	7,14	—	—
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,60	0,02	2,40	—	—
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	—	—	—	—	—
Tổng số, kg/h	113.351,40	485.849,10	27.602,30	67.366,2	79.586,80
<b>Thành phần</b>	<b>VI</b>	<b>VII</b>	<b>VIII</b>	<b>IX</b>	<b>X</b>
CH <sub>4</sub>	6,58	—	59,78	0,01	—
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,20	0,78	34,45	2,21	—
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	11,80	15,69	5,77	45,17	—
izo-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,65	3,63	—	10,32	—
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,72	7,47	—	21,23	0,02
izo-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,30	1,83	—	5,09	0,06
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,26	2,01	—	5,44	0,15
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	2,17	2,65	—	3,53	2,18
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	70,32	65,95	—	—	97,59
Tổng số, kg/h	68.500,80	106.824,50	12.218,60	37.527,00	692.976,00

## **CHẾ BIẾN KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP CHUNG CẤT**

Sơ đồ chưng cất nhiệt độ thấp (CNT) thực hiện quá trình tách các cấu tử đỉnh trước hiệu quả hơn sơ đồ hấp thụ nhiệt độ thấp (HNT) và thiết bị chế tạo cũng đơn giản hơn. Khác nhau về mặt nguyên lý giữa sơ đồ CNT và NNT là ở chỗ nguyên liệu đi vào thiết bị sau khi làm lạnh (toàn bộ hay một phần dòng khí nguyên liệu) không có sự tách sơ bộ mà được đưa thẳng vào tháp chưng, tại đó xảy ra sự phân tách riêng biệt khí nguyên liệu thành khí khô (thoát ra từ đỉnh tháp) và phân đoạn các hydrocacbon nặng (lấy ra từ đáy tháp).

Phụ thuộc vào sơ đồ nguyên lý của quá trình chưng cất nhiệt độ thấp, thiết bị cơ bản của sơ đồ là các tháp chưng được chia thành tháp chưng - bốc hơi và tháp ngưng tụ - bốc hơi.

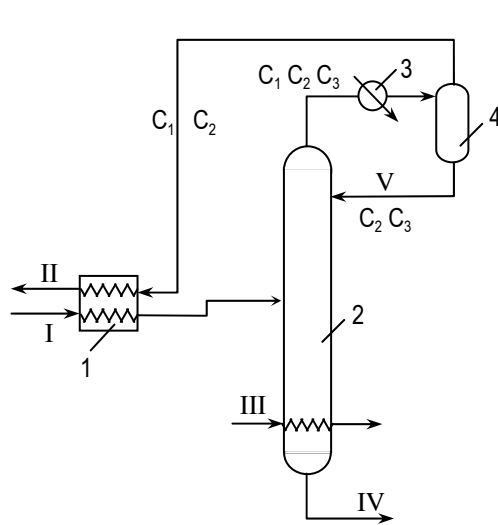
Tháp chưng - bốc hơi (hình VIII.1) làm việc như tháp chưng liên tục, dòng khí nguyên liệu đã được làm lạnh sơ bộ tại thiết bị trao đổi nhiệt thu hồi nhờ dòng khí đã tách benzin được đưa vào phần giữa của tháp. Trên đỉnh tháp được làm lạnh bằng chu trình làm lạnh ngoài, hỗn hợp khí được ngưng tụ hồi lưu trở về đĩa trên cùng của tháp chưng, khí sản phẩm đã tách benzin được dẫn theo đường II sau khi đã truyền lạnh cho khí nguyên liệu tại thiết bị trao đổi nhiệt thu hồi.

Tháp ngưng tụ-bốc hơi khác với tháp chưng-bốc hơi ở chỗ hỗn hợp khí nguyên liệu được trộn với sản phẩm đỉnh tháp, sau khi làm lạnh nhờ chu trình làm lạnh ngoài bằng propan được đưa vào đĩa trên cùng của tháp chưng. Trên hình VIII.2 trình bày sơ đồ tháp ngưng tụ-bốc hơi. Trong sơ đồ này sản phẩm đỉnh tháp được trộn với dòng khí nguyên liệu, qua chu trình làm lạnh ngoài có nhiệt độ âm cần thiết, hỗn hợp đưa qua thiết bị tách 2, phân khí sản phẩm đưa ra theo đường VI, còn phần lỏng được đưa vào đĩa trên cùng của tháp ngưng tụ-bốc hơi.

Trong quá trình làm việc của tháp chưng, việc tăng áp suất sẽ làm giảm không đáng kể năng lượng cho công đoạn làm lạnh, nhưng năng lượng tiêu tốn chung cho toàn quá trình sẽ giảm đáng kể vì quá trình được thực hiện ở nhiệt độ cao hơn. Chỉ số hồi lưu tính toán trong khoảng 1,55 ... 1,78.

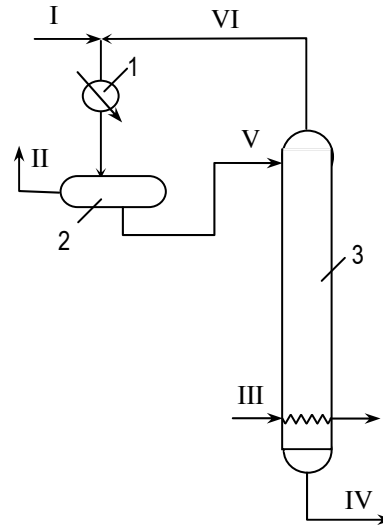
Thông thường trong công nghiệp tháp chưng có 13 đến 17 đĩa lý thuyết.

Khi sử dụng chu trình làm lạnh propan và yêu cầu nhận sản phẩm  $C_{23}$ , các thông số của quá trình là như sau: nhiệt độ đỉnh tháp  $-23^{\circ}\text{C} \dots -30^{\circ}\text{C}$ , áp suất trong tháp 2,5 ... 3,5 MPa.



**Hình VIII.1.** Sơ đồ tháp chưng - bốc hơi

1. Thiết bị trao đổi nhiệt; 2. Tháp chưng bốc hơi; 3. Chu trình làm lạnh ngoài; 4. Thiết bị tách; I. Khí nguyên liệu; II. Khí đã tách benzin; III. Ống truyền nhiệt; IV. Hydrocacbon nặng; V. Hồi lưu.

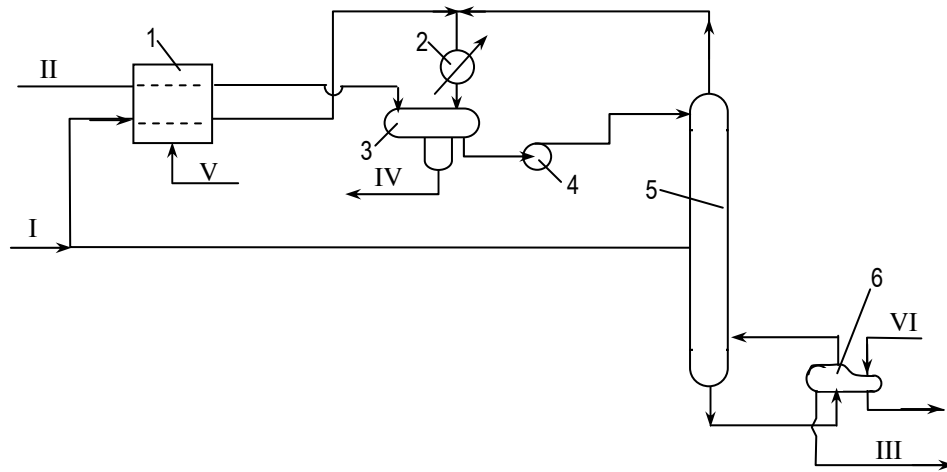


**Hình VIII.2.** Sơ đồ tháp ngưng tụ - bốc hơi

1. Chu trình làm lạnh ngoài; 2. Tháp tách; 3. Tháp ngưng tụ bốc hơi; I. Khí nguyên liệu; II. Khí đã tách benzin; III. Ống truyền nhiệt; IV. Hydrocacbon nặng; V. Hồi lưu; VI. Sản phẩm đỉnh tháp.

Trên hình VIII.3 là sơ đồ chưng cất có hai đường đưa nguyên liệu vào tháp. Về mặt nhiệt động học sơ đồ này hợp lý hơn. Theo tính toán sơ đồ này cho phép tiết kiệm khoảng 10% năng lượng, và quá trình thực hiện ở nhiệt độ cao hơn. Nhà máy chế biến khí ở Belaruxi (CHLB Nga) sử dụng công nghệ CNT có hai đường đưa nguyên liệu vào tháp. Theo sơ đồ của nhà máy chế biến khí Belaruxi, dòng khí nguyên liệu chia làm hai dòng: Một dòng không làm lạnh đi vào phần giữa của tháp, còn dòng thứ hai sau khi làm lạnh đi vào phần trên của tháp (trong sơ đồ của nhà máy dòng thứ nhất là 60%, dòng thứ hai là 40% của dòng tổng). Dòng thứ hai được làm lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt I bởi dòng khí đi ra từ đỉnh tháp 5, sau đó được trộn với sản

phẩm đỉnh thấp trong thiết bị bay hơi propan 2 đến nhiệt độ  $-26^{\circ}\text{C}$ , một phần bị ngưng tụ. Hỗn hợp hai pha từ thiết bị bay hơi propan 2 được dẫn vào tháp tách 3, tại đây khí được tách khỏi condensat. Khí sau khi truyền phần lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 1 được đưa đi sử dụng. Phần lỏng qua bơm 4 đi vào phần trên của tháp 5.

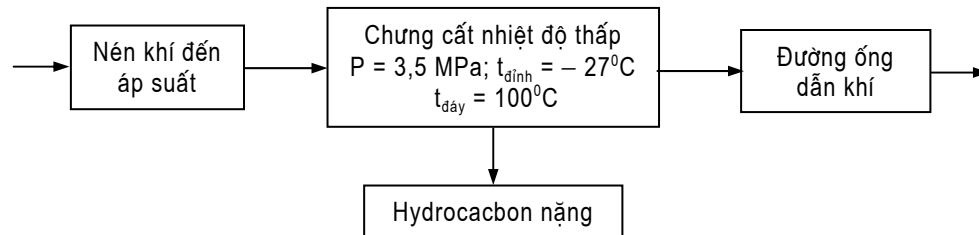


**Hình VIII.3.** Sơ đồ CNT có hai đường đưa nguyên liệu vào tháp

1. Trao đổi nhiệt; 2. Thiết bị bay hơi propan; 3. Thiết bị tách ba pha; 4. Bơm; 5. Tháp chưng; 6. Thiết bị đun nóng đáy tháp; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Phân đoạn các hydrocarbon nặng; IV. Dietylen glycol 75%; V. Dietylen glycol 98...99%; VI. Chất tải nhiệt.

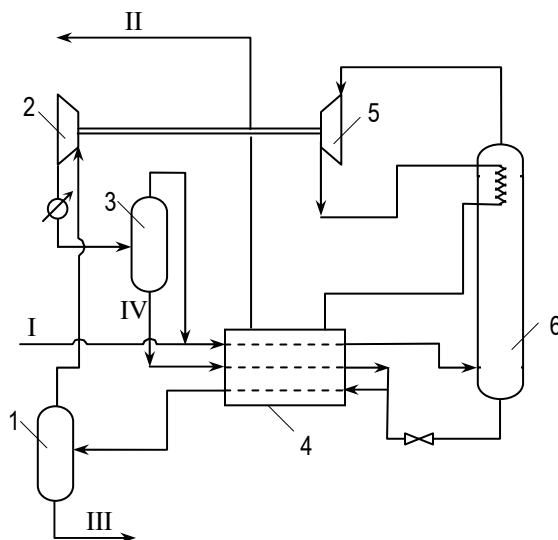
Nhiệt độ của tháp tách 3 được duy trì ở  $-27^{\circ}\text{C}$ . Sản phẩm đỉnh tháp chưng 5 được hỗn hợp với dòng khí nguyên liệu đã qua làm lạnh 1. Nhiệt cung cấp cho đáy tháp 5 do dòng lỏng tuần hoàn qua thiết bị đun nóng 6. Nhiệt độ đáy tháp là  $100^{\circ}\text{C}$ . Từ đáy tháp nhận được phân đoạn chứa các hydrocarbon nặng.

Sơ đồ làm việc của nhà máy như sau:





Trên hình VIII.4 là sơ đồ CNT có tuabin giãn nở khí để tách  $C_{23}$ . Trong sơ đồ này dùng tác nhân lạnh là propan, tuabin giãn nở khí cho nhiệt độ thấp hơn nữa. Đặc trưng của sơ đồ này là bằng cách tiết lưu dòng lỏng phân đoạn chứa các hydrocacbon nặng để nhận được propan cho chu trình làm lạnh.



**Hình VIII.4.** Sơ đồ CNT có tuabin giãn nở khí

1,3. Các tháp tách; 2. Máy nén; 4. Thiết bị trao đổi nhiệt; 5. Tuabin giãn nở khí; 6. Tháp chưng; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Phân đoạn các hydrocacbon nặng; IV. Propan.

Khí nguyên liệu đi vào thiết bị được làm lạnh bằng dòng khí khô và propan đi ngược lại trong thiết bị trao đổi nhiệt có nhiều lối vào 4, và được dẫn vào tháp chưng 6. Sản phẩm đỉnh tháp chưng 6 đưa vào tuabin giãn nở khí 5, sau khi giãn nở quay lại làm lạnh đỉnh tháp 6, sau đó đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 4, và đưa đi sử dụng (đường II). Từ đáy tháp 6 nhận được phân đoạn chứa các hydrocacbon nặng, sau khi hỗn hợp với propan trước khi vào tháp 4 sẽ truyền phần lạnh cho khí nguyên liệu trong tháp 4 và đi ngược vào tháp tách 1. Trong tháp tách 1 duy trì áp suất sao cho từ đỉnh tháp nhận được propan có độ sạch cần thiết. Từ đáy tháp tách nhận được phân đoạn chứa các hydrocacbon nặng. Propan được nén bằng máy nén 2, sau khi được làm lạnh đi vào tháp tách 3. Tại đây các cấu tử nhẹ không ngưng tụ được tách ra và được hỗn hợp với dòng khí nguyên liệu vào, còn propan lỏng đi vào thiết bị

bay hơi propan để làm lạnh dòng khí nguyên liệu đi vào thiết bị trao đổi nhiệt 4.

Bảng VIII.1 đưa ra số liệu so sánh các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật của các sơ đồ CNT có một đầu vào, hai đầu vào, và sơ đồ NNT.

*Bảng VIII.1. So sánh các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật của các sơ đồ*

	Sơ đồ NNT	Sơ đồ CNT một đầu vào	Sơ đồ CNT hai đầu vào
Khả năng tách $C_3$ , %	76,0	66,3	73,1
Khả năng tách $C_{\geq 3}$ , %	83,2	79,2	82,3
Lượng lạnh $10^6$ kJ/h	52,5	39,2	39,2
Lượng nhiệt $10^6$ kJ/h	46,0	34,4	35,6
Hydrocacbon nặng $10^3$ tấn/năm	780,18	174,35	179,17
Tiêu hao năng lượng, kW/h	30,5	24,2	23,2

Thành phần dòng khí nguyên liệu vào là như nhau. Các thông số của quá trình đối với cả ba sơ đồ là: áp suất 3,5 MPa, nhiệt độ đỉnh thấp  $-26^{\circ}\text{C}$ . Công suất 430 triệu  $\text{m}^3/\text{năm}$ .

Từ các số liệu đưa ra ở trên thấy rằng, lượng hydrocacbon nặng nhận được nhiều nhất từ sơ đồ NNT, ít nhất từ sơ đồ CNT có một đầu vào. Tất cả các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật của sơ đồ CNT có hai đầu vào tốt hơn sơ đồ có một đầu vào. Như vậy trong trường hợp yêu cầu nhận sản phẩm là propan và các hydrocacbon nặng khi chế biến khí béo (hàm lượng  $C_{\geq 3}$  cao hơn 400  $\text{g}/\text{m}^3$ ) thì sơ đồ chưng cất nhiệt độ thấp có hai đầu vào là thích hợp hơn cả.

## PHẠM VI ỨNG DỤNG CỦA CÁC QUÁ TRÌNH CHẾ BIẾN KHÍ

Để xác định được phạm vi ứng dụng các quá trình hấp thụ nhiệt độ thấp (HNT) và ngưng tụ nhiệt độ thấp (NNT) khi chế biến khí đồng hành có hàm lượng  $C_{\geq 3}$  khác nhau, người ta đã đưa ra các nghiên cứu tính toán, so sánh các kết quả tính hệ số tách tối ưu các cấu tử định trước đối với từng sơ đồ. Để xác định chế độ làm việc tối ưu của các sơ đồ, người ta sử dụng hai tiêu chuẩn tối ưu hoá sau đây:

1. *Chỉ số chi phí tương đối* là tỷ số giữa chi phí và giá thành sản phẩm hàng hoá:

$$C_0 = C/G$$

trong đó:  $C_0$  là chỉ số chi phí tương đối;

$C$  là chi phí sản xuất;

$G$  là giá thành sản phẩm hàng hoá.

2. *Chỉ số thu nhập ước định  $T$*  được tính bằng:

$$T = G - C$$

trong đó:  $T$  là chỉ số thu nhập ước định;

$G$  là giá thành sản phẩm hàng hoá;

$C$  là chi phí sản xuất.

Chỉ số  $T$  được sử dụng rất rộng rãi để tính toán tối ưu trong công nghiệp hoá học, chế biến dầu khí, hoá dầu, và công nghiệp giấy - xenlulo.

Trong thực tế người ta còn sử dụng chỉ số  $C = C_t + e.K$ , trong đó  $C_t$  là chi phí sản xuất thực tế,  $K$  là vốn đầu tư,  $e$  là hệ số cho thấy phần vốn đầu tư bổ sung hàng năm, đối với công nghiệp chế biến khí hệ số  $e$  bằng 0,17.

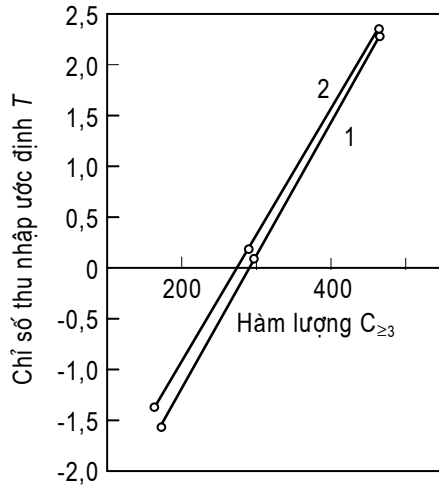
Các tính toán đã cho thấy, khi tính toán tối ưu theo cả hai tiêu chuẩn (chỉ số chi phí tương đối và chỉ số thu nhập ước định) cho kết quả trùng nhau. Các thông số công nghiệp đã được chọn để tính toán so sánh hai quá trình NNT và HNT, nhiệt độ tách bằng  $-60^{\circ}\text{C}$  đối với khí có hàm lượng  $C_{\geq 3}$

bằng  $156 \text{ g/m}^3$ , hệ số tách  $72,7\%$ ;  $-50^\circ\text{C}$  đối với khí có hàm lượng  $C_{\geq 3}$  bằng  $295 \text{ g/m}^3$ , hệ số tách  $81\%$ ;  $-31^\circ\text{C}$  đối với khí có hàm lượng  $C_{\geq 3}$  bằng  $463 \text{ g/m}^3$ , hệ số tách bằng  $81,1\%$ .

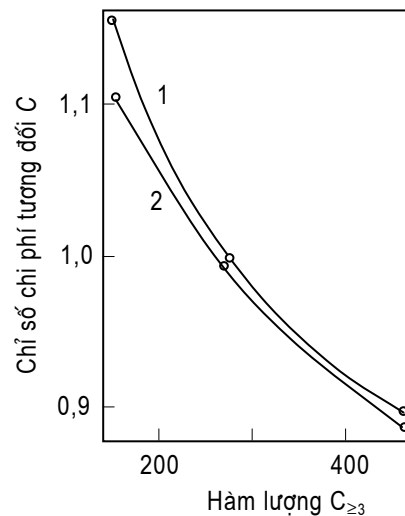
Trên hình IX.1 và hình IX.2 trình bày sự phụ thuộc của chỉ số thu nhập ước định  $T$  và chỉ số chi phí tương đối  $C$  vào hàm lượng  $C_{\geq 3}$  trong khí nguyên liệu khi chế biến khí theo sơ đồ NNT và HNT.

Từ hình vẽ thấy rằng, các sơ đồ NNT và HNT là như nhau về mặt kinh tế trong một khoảng rộng “độ béo” của khí: từ  $250$  đến  $350 \text{ g/m}^3$ . Khi chế biến khí có hàm lượng  $C_{\geq 3}$  lớn hơn  $350 - 400 \text{ g/m}^3$  thì sơ đồ NNT kinh tế hơn. Khi đó nhiệt độ tối ưu để chế biến khí là  $-30^\circ\text{C}$ , nhiệt độ này có được nhờ sử dụng chu trình làm lạnh bằng propan.

Khi chế biến khí có hàm lượng  $C_{\geq 3}$  nhỏ hơn  $250 \text{ g/m}^3$ , sơ đồ NNT cũng tỏ ra kinh tế hơn; tuy nhiên khi đó nhiệt độ quá trình cần là  $-66^\circ\text{C}$ . Trong điều kiện sử dụng chu trình là lạnh bằng propan, và cần phải tách tối đa propan và các hydrocarbon nặng thì quá trình HNT là khả năng duy nhất cho phép tách tới trên  $90\%$  propan và các hydrocarbon nặng khi chế biến khí có thành phần bất kỳ.



**Hình IX.1.** Sự phụ thuộc chỉ số thu nhập ước định vào hàm lượng  $C_{\geq 3}$  của khí trong các quá trình HNT (đường 1) và NNT (đường 2)



**Hình IX.2.** Sự phụ thuộc chỉ số chi phí tương đối vào hàm lượng  $C_{\geq 3}$  của khí trong quá trình HNT (đường 1) và NNT (đường 2)

Trong trường hợp cần tách  $C_{\geq 2}$  thì trên thực tế sơ đồ NNT là khả năng duy nhất cho phép tách đến 80 ... 90% etan ở chế độ tương ứng. Như đã nói ở phần trên, sơ đồ NNT có tuabin giãn nở khí là sơ đồ có hiệu quả hơn cả.

Các tính toán chi tiết đầy đủ với các sơ đồ chế biến khí HNT, NNT có chu trình làm lạnh nhiều bậc và sơ đồ NNT có tuabin giãn nở khí (áp suất 3,5MPa) cho thấy, các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật của nhà máy chế biến khí làm việc theo công nghệ NNT có tuabin giãn nở khí tốt hơn các chỉ tiêu của nhà máy chế biến khí có sơ đồ công nghệ NNT thông thường, và tốt hơn nhiều so với các chỉ tiêu của nhà máy làm việc theo sơ đồ HNT.

Hãng Fluor của Mỹ đã trên 30 năm nghiên cứu và thiết kế các thiết bị chế biến khí cho thấy rằng, những năm gần đây do nhu cầu tiêu thụ etan tăng mạnh dẫn đến xu hướng chủ yếu chế biến khí bằng phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp. Khi đó đối với khí tự nhiên không nên dùng các sơ đồ NNT có tuabin giãn nở khí, cho phép tách 40 ... 60% etan, 90% propan, 98% butan và hydrocacbon nặng hơn.

Để chế biến khí đồng hành nên dùng các sơ đồ NNT sau đây:

Sơ đồ công nghệ	Hệ số tách		
	$\varphi_{C_2}$	$\varphi_{C_3}$	$\varphi_{C_{\geq 4}}$
NNT với chu trình làm lạnh ngoài bằng propan và làm lạnh trong.	0,4	0,9	0,97
NNT với chu trình làm lạnh ngoài bằng propan-etan theo bậc.	0,6 – 0,8	0,95	0,99
NNT với chu trình làm lạnh ngoài bằng propan và tuabin giãn nở khí.	0,6 – 0,8	0,95	0,99
NNT với chu trình làm lạnh propan-etan theo bậc và tuabin giãn nở khí.	0,6 – 0,8	0,95	0,99

Tuy nhiên do cấu tạo đơn giản của thiết bị, hãng đã sử dụng sơ đồ có chu trình làm lạnh bằng propan và tuabin giãn nở khí trong trường hợp tách  $C_{\geq 2}$  cũng như trong trường hợp cần tách triệt để propan và các hydrocacbon nặng.

Các sơ đồ đưa ra ở trên có các đặc trưng sau: Thiết bị làm lạnh bằng propan làm lạnh ở ba chế độ đẳng nhiệt. Các condensat tạo thành được đưa

vào tháp tách metan theo các dòng khác nhau. Trong tuabin khí thường được giãn nở từ 5,0 ... 2,8 MPa. Trong công đoạn làm lạnh propan và làm lạnh dòng ngược chiều, khí được làm lạnh đến  $-62^{\circ}\text{C}$ , còn trong tuabin khí được làm lạnh đến  $-87^{\circ}\text{C}$ .

Như đã nói ở phần trên, khi chế biến khí rất “béo” (hàm lượng  $\text{C}_{\geq 3}$  vào khoảng  $600 \text{ g/m}^3$  và cao hơn), với mục đích nhận  $\text{C}_{\geq 3}$  sử dụng quá trình chưng cất nhiệt độ thấp có hai đường đưa nguyên liệu vào tháp là thích hợp hơn cả.