

PHẦN II

CÁC QUÁ TRÌNH CÔNG NGHỆ CƠ BẢN

CHẾ BIẾN KHÍ

CHUẨN BỊ KHÍ ĐỂ CHẾ BIẾN

Khí tự nhiên và khí đồng hành là những nguyên liệu rất có giá trị để sản xuất nhiên liệu và nguyên liệu cho tổng hợp hoá dầu. Các sản phẩm chính của quá trình chế biến các khí đó là: xăng khí, khí hoá lỏng và các khí khô, các hydrocacbon: propan, *izo*-butan, *n*-butan, pentan. Chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành được thực hiện ở các nhà máy đặt ngay tại xí nghiệp khai thác, chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành.

Tại các giàn khoan, dầu mỏ từ các giếng khoan được chuyển đến các giàn áp suất cao, trung bình và thấp. Tại đó có sự thay đổi áp suất, khí hoà tan thoát ra khỏi dầu mỏ và được dẫn đến nhà máy chế biến khí. Dầu mỏ được chuyển đến thùng chứa, tại đó lắng tách nước khỏi dầu, sau đó đưa sang ổn định tức là tách các cấu tử nhẹ: etan, propan, butan và một phần pentan. Dầu đã ổn định được dẫn đến nhà máy chế biến dầu, còn khí tách ra từ công đoạn ổn định cũng được dùng làm nguyên liệu cho các nhà máy chế biến khí.

Khí sau khi khai thác ngoài các cấu tử chính là các hydrocacbon parafin còn chứa các tạp chất như: bụi, hơi nước, khí trơ, CO_2 , H_2S và các hợp chất hữu cơ của S. Trước khi đưa vào chế biến, khí cần phải qua công đoạn chuẩn bị, tại đó tiến hành loại bỏ các tạp chất kể trên bằng các quá trình tách bụi, tách hơi nước và các khí axit.

V.1. LÀM SẠCH KHÍ KHỎI CÁC TẠP CHẤT CƠ HỌC

Làm sạch khí tự nhiên khỏi các tạp chất cơ học được thực hiện chủ yếu nhờ các thiết bị cơ học. Người ta phân biệt thành hai nhóm các phương pháp làm sạch: khô và ướt. Để làm sạch khô người ta sử dụng các thiết bị tách bụi: xyclon, lắng bụi và lọc điện. Hoạt động của xyclon dựa vào nguyên lý sử dụng lực ly tâm, xuất hiện khi dòng khí có chứa bụi được thổi với tốc độ cao theo phương tiếp tuyến với thành thiết bị và sau đó theo đường xoáy tròn ốc (hình V.1). Bụi văng ra khỏi dòng khí do lực ly tâm rơi xuống thùng chứa, còn dòng khí đã sạch bụi được dẫn ra theo ống dẫn ở tâm xyclon.

Khi quay các hạt bụi chịu tác dụng của lực ly tâm:

$$f = \frac{\frac{4}{3}\pi \cdot r^3 \cdot \rho \omega_0^2}{g \times R} \quad (\text{V.1})$$

I trong đó: r là bán kính hạt bụi, m;
 ρ là tỷ trọng hạt, kg/m³; ω_0 là tốc độ quay của khí trong xyclon, m/s;
 g là gia tốc trọng trường, m/s²; R là bán kính xyclon.

Từ công thức (V.1) thấy rằng, lực ly tâm càng lớn khi bán kính xyclon R càng nhỏ. Khi cần làm sạch lượng khí lớn người ta đặt một chùm xyclon từ 4 đến 8 ống. Trong thực tế người ta sử dụng những cụm xyclon có từ hàng chục tới hàng trăm ống xyclon ghép với nhau thành tổ hợp.

Mức độ làm sạch khí được đánh giá theo hệ số làm sạch γ , là tỷ số giữa khối lượng bụi bị giữ lại trong thiết bị với lượng bụi đi vào thiết bị trong một đơn vị thời gian (tính theo %):

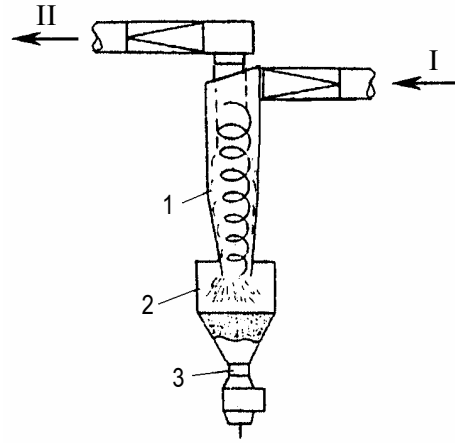
$$\gamma = \frac{G_1}{G_0} \times 100 = \frac{G_0 - G_2}{G_0} \times 100 \quad (\text{V.2})$$

G_1 là lượng bụi bị giữ lại trong thiết bị; G_0 là lượng bụi đi vào thiết bị;
 G_2 là lượng bụi đi ra khỏi thiết bị.

Hệ số làm sạch phụ thuộc vào kích thước hạt bụi và đường kính xyclon. Nguyên lý làm việc của thiết bị dựa trên cơ sở thay đổi tốc độ chuyển động của dòng khí do sự thay đổi đột ngột của đường kính xyclon, các hạt bụi dưới tác dụng của trọng lực rơi xuống đáy thùng chứa bụi.

Tốc độ lắng bụi có thể biểu diễn bằng phương trình Stokes:

$$\omega = \frac{d^2(\gamma_1 - \gamma_2)}{18 \cdot \eta} \times g \quad (\text{V.3})$$



Hình V.1. Sơ đồ xyclon

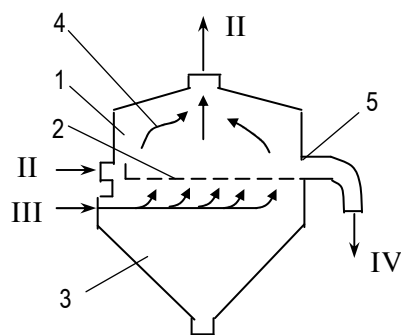
- 1. Thùng xyclon; 2. Thùng chứa bụi;
- 3. Van tháo bụi; I. Khí vào có chứa bụi;
- II. Khí sạch đi ra.

trong đó: ω là tốc độ lắng các hạt bụi, cm/s;
 d là đường kính hạt bụi, cm;
 γ_1 là khối lượng riêng của bụi, g/cm³;
 γ_2 là khối lượng riêng của khí, g/cm³;
 g là gia tốc trọng trường, cm/s²;
 η là độ nhớt động lực của khí, g/cm.s.

Khi tăng áp suất trong thiết bị lắng bụi, tỷ trọng và độ nhớt động học trong khí tăng lên và do đó làm giảm tốc độ lắng các hạt bụi. Với sự tăng nhiệt độ, tỷ trọng khí giảm và độ nhớt động học của khí tăng lên. Nhưng sự thay đổi của độ nhớt ảnh hưởng ít hơn sự thay đổi của tỷ trọng khí, do đó tốc độ lắng bụi tăng lên. Như vậy, điều kiện tối ưu để lắng các hạt bụi trong thiết bị xyclon là giảm áp suất và tăng nhiệt độ.

Việc làm sạch bụi trong khí được thực hiện có hiệu quả hơn nhờ thiết bị lọc điện. Nguyên lý làm việc của nó dựa trên cơ sở quá trình ion hoá khí, tức là phân ly các phân tử khí thành các ion tích điện âm và dương chuyển động tới các điện cực trái dấu. Khi tăng hiệu điện thế giữa các điện cực đến vài ngàn vôn thì động năng của các ion và điện tử tăng lên đủ lớn để cho khi va chạm với các phân tử khí sẽ phân ly các phân tử thành ion và như vậy khí bị ion hoá hoàn toàn. Khi đó quan sát được sự phát sáng yếu của khí quanh dây dẫn như “vương miện”. Các ion từ điện cực “vương miện” chuyển động tới điện cực khác, thường là cực dương và bám vào đó. Khi chuyển động trong khí có bụi, các ion âm làm cho bụi nhiễm điện và kéo theo cả bụi tới điện cực kết tủa (điện cực dương). Các hạt bụi phóng điện tại điện cực này và rơi xuống do trọng lượng của nó hoặc bị bay ra khi có rung động. Thiết bị lọc điện chỉ làm việc với dòng điện một chiều, điện thế cao 40 ... 75 kV. Để tăng khả năng dẫn điện của bụi và do đó làm cho bụi lắng tốt hơn, người ta làm ẩm khí. Có hai loại thiết bị lọc điện: loại ống và loại bản. Các thiết bị lọc điện có mức độ làm sạch khí cao, từ 90 đến 98%.

Đối với những khí ẩm có chứa nhiều dầu mỡ nguyên khai, người ta dùng thiết bị lọc scrubber, xyclon ẩm, máy rửa quay,... Tốc độ dòng khí có thể đạt từ 0,5 đến 1,5 m/sec. Những thiết bị lọc khí kiểu này có độ làm sạch khí từ 80 đến 90%. Trong quá trình thiết bị làm việc tạo thành một thể tích bọt khá lớn, do đó những thiết bị loại này còn có tên là thiết bị bọt. Các thiết bị bọt loại được 98 ... 99% bụi có đường kính lớn hơn 5 μ m và 75 ... 80% bụi có đường kính nhỏ hơn 5 μ m. Sơ đồ thiết bị bọt xem ở hình V.2.



Hình V.2. Sơ đồ thiết bị bột

1. Vỏ thiết bị;
2. Lưới phân phối;
3. Thùng chứa;
4. Phễu thu khí;
5. Phễu rót lỏng;
- I. Khí có chứa bụi;
- II. Khí sạch đi ra;
- III. Dầu sạch;
- IV. Dầu có chứa bụi.

V.2. CÁC PHƯƠNG PHÁP HẠN CHẾ SỰ TẠO THÀNH HYDRAT TRONG QUÁ TRÌNH CHẾ BIẾN KHÍ

Sự có mặt của nước trong khí có thể tạo các hydrat, cản trở quá trình vận hành của các thiết bị trong quá trình chế biến khí (như bơm, quạt, máy nén...). Để hạn chế tác hại của hiện tượng này, khí cần được dehydrat bằng cách sấy khí hoặc trộn thêm vào khí tác nhân ức chế quá trình tạo hydrat.

V.2.1. Quá trình sấy khí bằng phương pháp hấp thụ

Mục đích của quá trình sấy khí là làm giảm hàm lượng nước có trong khí sao cho áp suất riêng phần của hơi nước nhỏ hơn áp suất hơi bão hoà của hydrat.

Trong công nghệ chế biến khí, có rất nhiều phương pháp làm giảm hàm lượng ẩm có trong khí được sử dụng. Phương pháp đơn giản nhất là làm lạnh khí ẩm đến nhiệt độ dưới nhiệt độ điểm sương của hỗn hợp khí. Hơi nước sẽ bị ngưng tụ và tách khỏi khí dưới dạng những hạt sương. Nhưng trong đa số trường hợp nếu chỉ làm lạnh sẽ không đủ và khó điều khiển quá trình. Hiện nay các phương pháp hấp thụ và hấp phụ được sử dụng rất phổ biến.

Các chất hấp thụ dùng để sấy khí phải đáp ứng những yêu cầu sau:

- Có khả năng hấp thụ hơi nước trong khoảng rộng nồng độ, áp suất, nhiệt độ.
- Có áp suất hơi bão hoà thấp để mất mát trong quá trình là ít nhất.
- Nhiệt độ sôi khác nhiệt độ sôi của nước để có thể dễ dàng tách nước (dễ dàng nhả hấp thụ để tái sinh chất hấp thụ).
- Độ nhớt thấp đảm bảo tiếp xúc tốt với hỗn hợp khí trong thiết bị hấp

thụ, thiết bị trao đổi nhiệt,...

- Có độ chọn lọc cao đối với các cấu tử có mặt trong khí, nghĩa là có khả năng hấp thụ hơi nước cao, đồng thời khả năng hoà tan thấp các hydrocarbon trong khí.

- Tính ăn mòn kém.
- Khả năng tạo bọt kém khi tiếp xúc với dòng khí.
- Có độ bền nhiệt và bền oxy hoá cao.
- Không độc hại cho người làm việc, không gây ô nhiễm môi trường.
- Giá thành rẻ.

Những chất hấp thụ thoả mãn các yêu cầu trên được sử dụng phổ biến là glycerin, các glycol như etylen glycol (EG), dietylen glycol (DEG), trietylen glycol (TEG), propylen glycol (PG)... Glycerin đã được sử dụng từ năm 1929. Etylen glycol được sử dụng trong công nghiệp đầu tiên vào năm 1936. Một số tính chất hoá lý quan trọng của các glycol xem ở bảng V.1.

Bảng V.1. Một số tính chất hoá lý quan trọng của các glycol

Các đại lượng hoá lý	EG	DEG	TEG	PG
Khối lượng phân tử	62,07	106,12	150,18	76,09
Tỷ trọng tương đối ρ_{20}^{20}	1,116	1,118	1,125	1,034
Nhiệt độ sôi ở 760 mmHg, °C	197,3	244,8	278,3	188,2
Nhiệt độ nóng chảy, °C	-13	-8	-7,2	-60
Nhiệt độ bắt đầu phân huỷ, °C	—	164	206	—
Nhiệt độ tái sinh, °C	165	164	206	—
Độ nhớt ở 20°C, cP	20,9	35,7	47,8	56,0
Nhiệt dung riêng, kJ/kg.K	2,35	2,09	2,20	2,47

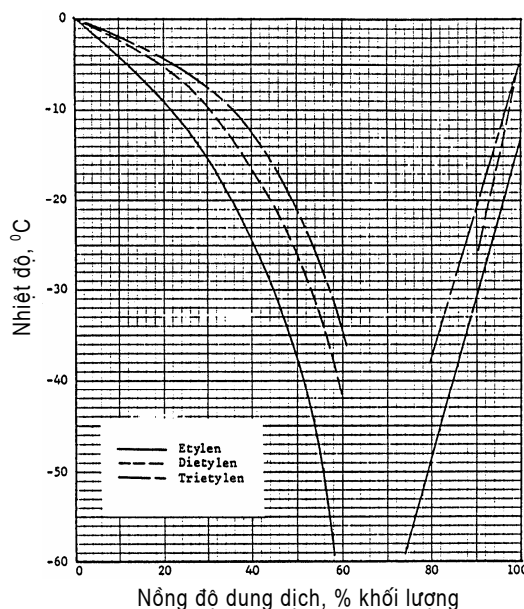
Phương pháp hấp thụ để sấy khí được sử dụng rộng rãi hơn cả vì sơ đồ thiết bị đơn giản, dễ tính toán thiết kế, dễ vận hành, quá trình liên tục nên có thể tự động hoá, giá thành thiết bị thấp, ít tiêu hao tác nhân sấy khí, các chất hấp thụ dễ chế tạo. Các rượu hai chức này hoà tan hoàn toàn trong nước với bất kỳ tỷ lệ nào, các dung dịch này không ăn mòn, cho phép dùng kim loại rẻ tiền để chế tạo thiết bị. Một tính chất quan trọng của các glycol là khả năng làm giảm nhiệt độ đông đặc của dung dịch nước. Trên hình V.3 là các

đường cong nhiệt độ đông đặc của các dung dịch glycol có nồng độ khác nhau. Tính chất này cho phép có thể dùng dung dịch nước của các glycol làm chất hấp thụ nước ở nhiệt độ âm.

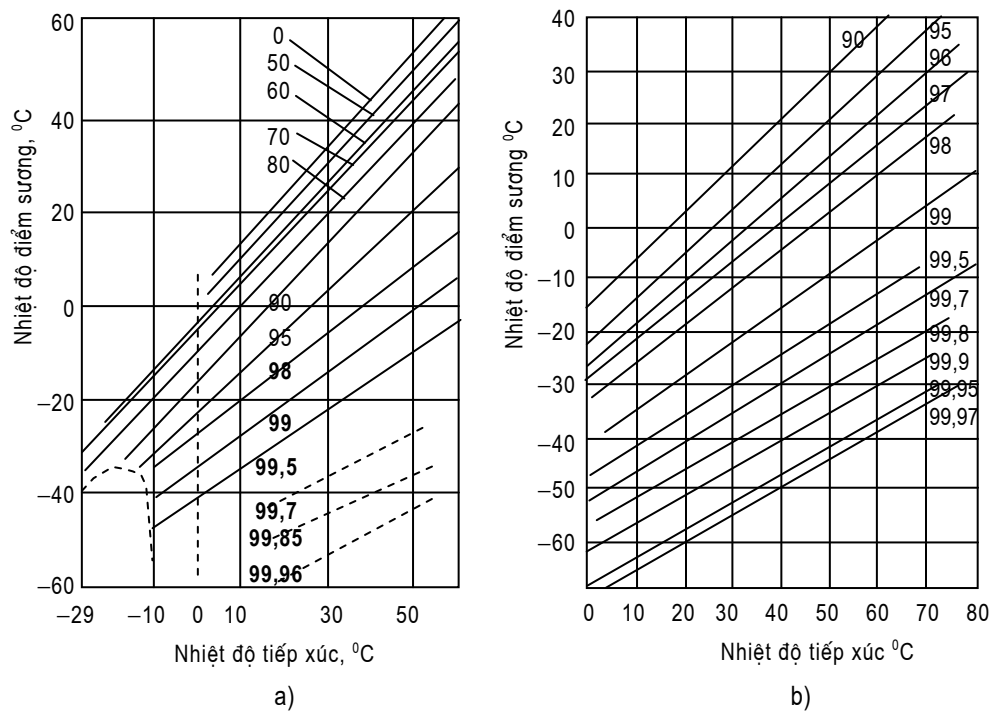
So với DEG và TEG, dung dịch EG có nhiệt độ đông đặc thấp, khả năng ngăn ngừa sự tạo hydrat cao nhất, độ nhớt thấp nhưng độ hoà tan của các hydrocarbon trong EG cao hơn, áp suất hơi cao hơn do đó khả năng mất mát trong quá trình làm việc lớn, vì vậy EG ít được sử dụng.

DEG so với TEG và PG có ưu điểm là độ hoà tan hydrocarbon thấp, khả năng tạo bọt kém. Ở áp suất cao người ta hay dùng DEG vì có độ chọn lọc cao. Độ hoà tan của khí tự nhiên trong TEG cao hơn 25 đến 30% so với DEG. TEG có áp suất hơi thấp hơn DEG nên mất mát trong quá trình làm việc ít hơn. PG có hai đồng phân 1,2-propylen glycol và 1,3-propylen glycol. Đồng phân 1,2-propylen dùng làm chất hấp thụ sấy khí tốt hơn đồng phân 1,3-propylen glycol. Giá thành 1,2-propylen glycol rẻ hơn DEG và TEG, nhiệt độ đông đặc rất thấp (-60°C), cho phép sử dụng tại các vùng giá lạnh. Trong quá trình sấy khí, mất mát glycol khoảng 0,25 ... 0,75 lít trên 1000 lít chất lỏng ngưng tụ, do sự hoà tan của glycol trong pha ngưng tụ phụ thuộc vào thành phần khí đưa vào sấy.

Trên hình V.4 biểu diễn sự phụ thuộc nhiệt độ điểm sương của khí vào nồng độ dung dịch DEG, TEG và nhiệt độ tiếp xúc. Từ các giản đồ thấy rằng dung dịch DEG nồng độ 95% khi tiếp xúc với khí ở nhiệt độ 20°C có khả năng giảm nhiệt độ điểm sương của khí tới -5°C , còn dung dịch 98% ở cùng nhiệt độ có khả năng giảm điểm sương tới -13°C . Như vậy, nồng độ dung dịch glycol càng cao, mức độ sấy khí càng cao, tức là khí sau khi sấy có điểm sương càng thấp.

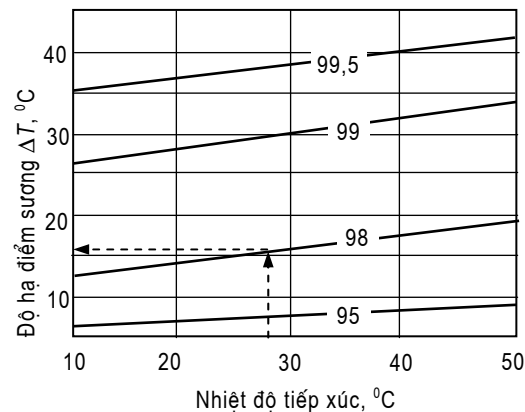


Hình V.3. Nhiệt độ đông đặc của các dung dịch glycol có nồng độ khác nhau



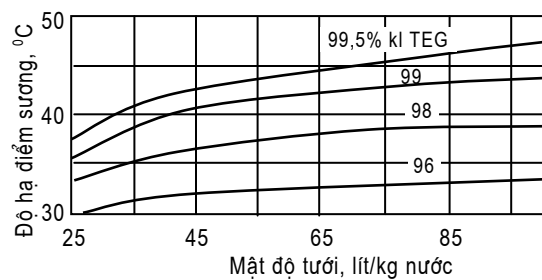
Hình V.4. Sự phụ thuộc nhiệt độ điểm sương của hỗn hợp khí vào nhiệt độ tiếp xúc với các dung dịch DEG (a) và TEG (b) có nồng độ khác nhau

Độ hạ điểm sương ΔT cho biết mức độ sấy khí của chất hấp thụ. Trên hình V.5 là đồ thị mô tả độ hạ điểm sương phụ thuộc vào nồng độ dung dịch DEG và nhiệt độ tiếp xúc của dung dịch với khí ẩm. Nhờ đồ thị này có thể xác định được độ hạ điểm sương ΔT khi biết nồng độ dung dịch DEG và nhiệt độ tiếp xúc. Ví dụ với dung dịch DEG có nồng độ 98%, nhiệt độ tiếp xúc là 27°C, có khả năng hạ điểm sương của hỗn hợp khí xuống $\Delta T = 16^\circ\text{C}$, nghĩa là nếu hỗn hợp khí ẩm ban đầu có nhiệt độ điểm sương là 6°C thì sau khi sấy sẽ có điểm sương là -10°C .



Hình V.5. Sự phụ thuộc độ hạ điểm sương của khí vào nhiệt độ tiếp xúc với dung dịch DEG có nồng độ khác nhau

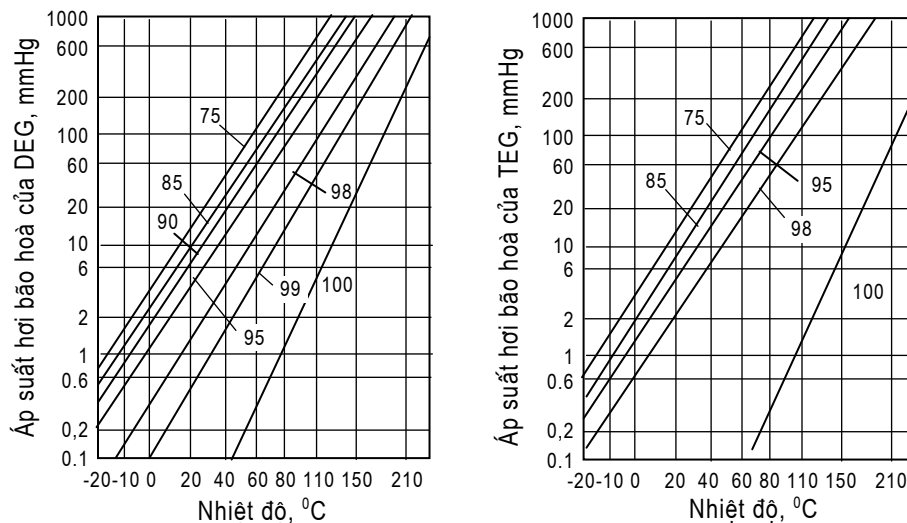
Độ hạ nhiệt độ điểm sương còn phụ thuộc vào lưu lượng tưới dung dịch glycol. Đồ thị trên hình V.6 mô tả ảnh hưởng của lưu lượng tưới dung dịch TEG với các nồng độ khác nhau đến độ hạ nhiệt độ điểm sương của khí đưa vào sấy. Từ đồ thị thấy rằng, khi giảm nồng độ TEG (tức là lượng nước trong tháp hấp thụ tăng lên) ảnh hưởng của



Hình V.6. Sự phụ thuộc độ hạ điểm sương của khí vào mật độ tưới dung dịch TEG

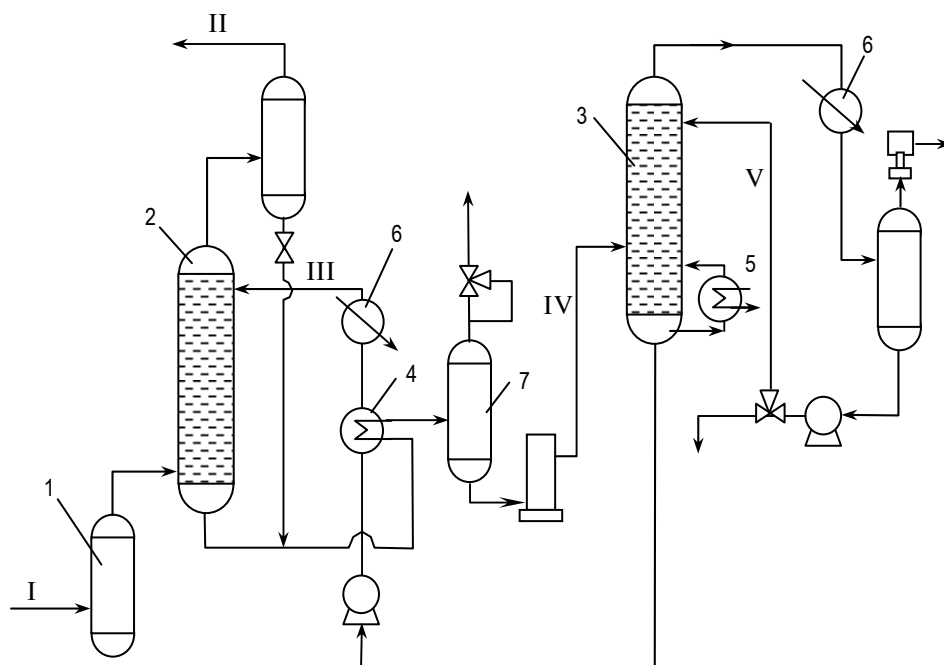
lưu lượng nước tưới dung dịch chất hấp thụ đến ΔT giảm đi. Trong thực tế thường sử dụng mật độ tưới 10 ... 35 lít TEG cho 1 kg hơi ẩm tách khỏi khí.

Trên hình V.7 là đồ thị áp suất hơi bão hoà của dung dịch nước DEG và TEG có nồng độ khác nhau. Nhờ các đồ thị này có thể xác định được nhiệt độ sôi của dung dịch glycol ở các áp suất khác nhau. Ở áp suất 760 mmHg, nhiệt độ sôi của dung dịch 98% DEG là 182°C, ở áp suất 300 mmHg nhiệt độ sôi của dung dịch đó là 146°C. Nhiệt độ bắt đầu phân huỷ của DEG là 164°C. Vì vậy để tái sinh DEG cần phải thực hiện ở áp suất thấp dưới áp suất khí quyển (tháp nhả hấp thụ cần làm việc ở điều kiện chân không). Trong khi đó TEG bắt đầu phân huỷ ở 206°C, vì vậy có thể tái sinh TEG ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ tái sinh đối với DEG và không cần chân không.



Hình V.7. Đồ thị phụ thuộc áp suất hơi bão hoà của dung dịch DEG và TEG vào nhiệt độ

Độ nhớt của dung dịch glycol trong nước tăng lên với sự tăng nồng độ và độ nhớt của dung dịch giảm đi khi tăng nhiệt độ. Trong thực tế có trường hợp cần sấy khí ở nhiệt độ thấp, khi đó dung dịch DEG hoặc TEG trong nước có độ nhớt rất cao, chúng trở lên quánh lại làm giảm khả năng tiếp xúc và trao đổi giữa dung dịch glycol và khí ẩm. Còn khi nhiệt độ ở vào khoảng $-8 \dots -7^{\circ}\text{C}$ thì DEG và TEG trở thành chất rắn. Vì vậy, để giảm độ nhớt của dung dịch glycol người ta thêm các dung môi hữu cơ. Các dung môi này cũng đồng thời làm chất sấy và không có khả năng tạo bọt, như rượu benzylic, phenyl etylic, các rượu thơm, rượu thẳng,... Các chất này đều có độ nhớt nhỏ hơn glycol, tan tốt trong glycol. Sơ đồ nguyên lý công nghệ sấy khí bằng chất hấp thụ lỏng xem trên hình V.8.



Hình V.8. Sơ đồ nguyên lý công nghệ sấy khí bằng glycol

1. Thùng chứa; 2. Tháp hấp thụ; 3. Tháp nhả hấp thụ; 4. Thiết bị trao đổi nhiệt;
5. Thiết bị đun sôi đáy tháp; 6. Thiết bị làm lạnh; 7. Tháp tách; I. Khí đưa vào sấy;
II. Khí sau khi sấy; III. Dung dịch glycol; IV. Glycol bão hòa nước; V. Nước đi tưới.

Quá trình sấy khí bằng các chất hấp thụ lỏng thực hiện như sau:

Trong tháp hấp thụ hình trụ 2, dòng khí đi từ dưới lên còn chất lỏng được tưới từ trên xuống, hơi nước bị dung dịch glycol hấp thụ. Quá trình

được tiến hành ở nhiệt độ khoảng 20°C, áp suất 2 ... 6 MPa. Khí đã được sấy khô đi ra ở đỉnh tháp, còn dung dịch glycol đã hấp thụ nước được lấy ra ở phía dưới. Glycol đã hấp thụ nước qua thiết bị trao đổi nhiệt 4 được đun nóng sơ bộ đi vào giữa tháp nhả hấp thụ 3. Hơi nước giải phóng đi lên phía trên tháp và được ngưng tụ ở thiết bị làm lạnh 6, một phần hơi nước ngưng tụ được quay trở lại tưới ở đĩa trên cùng của tháp nhả hấp thụ. Phần dưới của tháp nhả hấp thụ được đốt nóng. Dung dịch glycol sau khi tái sinh có chứa 1 đến 5% nước, được làm nguội nhờ thiết bị làm lạnh 6 và quay trở lại tháp hấp thụ 2. Quá trình nhả hấp thụ được thực hiện ở nhiệt độ cao, nhưng không được cao hơn 170°C đối với dietylen glycol và 191°C đối với trietylen glycol, bởi vì cao hơn nhiệt độ đó các glycol bị phân huỷ.

Khi cần sấy một lượng khí tương đối lớn thì phương pháp hấp thụ dùng dietylen glycol (DEG) và trietylen glycol (TEG) là kinh tế nhất, cả về vốn đầu tư và tiêu tốn năng lượng.

V.2.2. Quá trình sấy khí bằng phương pháp hấp phụ

Khi cần phải sấy khí với độ hạ điểm sương tới 100 ... 120°C và yêu cầu khí sau khi sấy có điểm sương rất thấp -60°C ... -90°C, người ta sử dụng phương pháp hấp phụ. Trong công nghiệp chế biến khí người ta thường dùng silicagel, oxit nhôm hoạt tính, boxit hoạt tính, zeolit 4A và 5A. Các đại lượng đặc trưng của các chất hấp phụ dùng để sấy khí tự nhiên và khí đồng hành xem ở bảng V.2

Bảng V.2. Các đại lượng đặc trưng của các chất hấp phụ

Đại lượng đặc trưng	Silicagel	Oxit nhôm hoạt tính	Boxit hoạt tính	Zeolit 4A và 5A
Khối lượng riêng, g/cm ³				
- Khối lượng riêng thực	2,1 ... 2,2	3,25	3,4	
- Khối lượng riêng đồ	0,61 ... 0,72	0,8 ... 0,86	0,8 ... 0,83	0,69 ... 0,72
- Khối lượng riêng biểu kiến	1,2	1,6	1,6 ... 2,0	1,1
Nhiệt dung, kcal/kg.độ	0,22	0,24	0,24	0,2
Hàm lượng nước, % trọng lượng	4,5 ... 7	7,0	4 ... 6	Thay đổi
Nhiệt độ tái sinh, °C	121 ... 232	177 ... 315	> 177	150 ... 350
Khả năng hấp phụ hơi nước, kg nước/100 kg chất hấp phụ	7 ... 9	4 ... 7	4 ... 6	9 ... 12

Chất hấp phụ	Điểm sương của khí sau khi sấy
Silicagel	−60°C (−76°F)
Oxit nhôm hoạt tính	−73°C (−100°F)
Zeolit (rây phân tử)	−90°C (−130°F)

The diagram illustrates the layout of a wastewater treatment plant (WWTP) with the following components and flow paths:

- 1**: A circular tank, likely a primary clarifier or aeration tank.
- 2** and **3**: Two identical rectangular tanks, likely secondary clarifiers or aeration tanks.
- 4**: A circular tank, likely a final clarifier or aeration tank.
- 5**: A rectangular tank, likely a sludge storage tank or aeration tank.
- 6**: A circular tank, likely a final clarifier or aeration tank.
- 7**: A rectangular tank with a central agitator, likely a sludge storage tank or aeration tank.
- 8**: A circular tank, likely a final clarifier or aeration tank.

Flow paths are indicated by arrows and labeled with Roman numerals:

- I**: Inflow into tank 1.
- II**: Outflow from tank 7.
- III**: Inflow into tank 7.
- IV**: Flow from tank 5 to tank 6.

Valves are indicated by symbols: a circle with a cross (X) for open valves and a solid black circle for closed valves.

1. Thùng chứa; 2,3. Tháp hấp phụ; 4. Bơm; 5. Thiết bị làm nguội; 6. Tháp tách nước ngưng tụ;
7. Thiết bị gia nhiệt; 8. Điều khiển lưu lượng dòng; I. Khí đưa vào sấy; II. Khí sau khi sấy;
III. Khí đưa qua gia nhiệt để tái sinh; IV. Khí ẩm sau tái sinh chất hấp phụ

123

thực hiện ở áp suất khí quyển và nhiệt độ cao tùy thuộc vào từng chất hấp phụ. Khi này dòng khí nóng được dẫn qua tháp nhả hấp phụ. Dòng khí nóng có chứa hơi nước dẫn theo đường IV sang bộ phận tách nước ngưng tụ 6 sau khi đưa qua thiết bị làm lạnh 5.

Tháp sau khi tái sinh được thổi khí khô để làm nguội, khi đó tháp đã sẵn sàng làm nhiệm vụ hấp phụ. Quá trình hấp phụ có thể thực hiện trong thiết bị tầng cố định hoặc thiết bị tầng sôi, nhưng thiết bị tầng sôi ít được sử dụng vì phức tạp.

Trong thực tế công nghiệp người ta sử dụng hai hoặc ba tháp: tháp thứ nhất làm nhiệm vụ hấp phụ, tháp thứ hai làm nhiệm vụ nhả hấp phụ, tháp thứ ba làm lạnh chất hấp phụ sau khi tái sinh. Trong nhiều trường hợp có thể có bốn tháp, trong đó hai tháp thực hiện hấp phụ, một tháp tái sinh còn một tháp làm nguội. Các tháp này làm việc luân phiên cho phép thực hiện quá trình sấy khí liên tục.

Trong quá trình làm việc, khả năng hấp phụ của chất hấp phụ bị giảm dần do tạo cốc trên bề mặt, đặc biệt lớp trên cùng bị giảm hoạt tính nhanh nhất. Vì vậy sau một thời gian cần phải thay chất hấp phụ mới (khoảng từ 2 đến 5 năm, tùy thuộc vào bản chất và điều kiện làm việc đối với từng chất hấp phụ).

V.2.3. Sử dụng chất ức chế quá trình tạo hydrat

Bản chất của phương pháp là đưa vào dòng khí ẩm chất ức chế hoà tan trong nước, do đó làm giảm áp suất riêng phần của hơi nước và làm giảm nhiệt độ tạo hydrat. Các tác nhân ức chế sự tạo thành hydrat có hiệu quả nhất thường được sử dụng là DEG (dietylen glycol) và metanol. Độ giảm nhiệt độ tạo hydrat do chất ức chế được xác định bằng phương trình Hamerschmidt:

$$d = 0,556 \cdot \frac{K}{M} \cdot \frac{X_I}{100 - X_I} \quad (V.4)$$

trong đó: d là độ giảm nhiệt độ tạo hydrat tại áp suất đã cho, $^{\circ}\text{C}$;

X_I là phần trăm khối lượng chất ức chế, %;

M là khối lượng phân tử chất ức chế;

K là hằng số (đối với metanol $K = 2335$, đối với glycol $K = 4200$).

Các chất ức chế này sẽ được thu hồi và tuần hoàn lại. Metanol có áp suất hơi bão hoà cao, do đó khó tách khỏi dòng khí, khó tái sinh, dẫn đến tiêu hao lớn trong quá trình làm việc. Metanol có thể sử dụng hiệu quả ở bất kỳ nhiệt độ nào. DEG chỉ sử dụng được ở nhiệt độ cao hơn -10°C . Ở nhiệt độ

dưới -10°C DEG có độ nhớt cao và khó tách khỏi pha lỏng nếu có dầu trong đó.

Metanol được sử dụng chủ yếu trong các hệ dòng chảy, tại đó metanol không cần tái sinh, như tại các giếng khoan, các đường ống dẫn và phân phối khí để phân huỷ các hydrat tránh gây tắc đường ống, metanol có khả năng giảm đáng kể nhiệt độ tạo hydrat. Ngoài ra, metanol còn được sử dụng trong quá trình chưng cất nhiệt độ thấp.

Để sử dụng có hiệu quả cần phải tính toán tỷ lệ chất ức chế đưa vào thích hợp. Tổng lượng chất ức chế đưa vào cần phải bao gồm lượng chất ức chế trong pha nước lỏng cộng với lượng chất ức chế chuyển vào pha hơi. Chất ức chế trong pha hơi ít có ảnh hưởng đến điều kiện tạo hydrat. Nồng độ chất ức chế cần thiết trong pha nước lỏng để làm giảm nhiệt độ tạo hydrat được tính theo công thức Hamerschmidt:

$$X_I = \frac{d \cdot M}{K + d \cdot M} \cdot 100 \quad (\text{V.5})$$

trong đó: X_I là phần trăm khối lượng chất ức chế trong pha nước lỏng;

d là độ hạ nhiệt độ tạo hydrat;

M là khối lượng phân tử chất ức chế;

K là hằng số nhận giá trị 1297 (hệ SI), 2335 (hệ Anh).

Biểu thức (V.5) ở trên là dạng đơn giản biểu diễn mối quan hệ nhiệt động học giữa độ giảm nhiệt độ tạo hydrat d và nồng độ chất ức chế X_I . Tuy nhiên, biểu thức trên cho kết quả phù hợp với các số liệu thực nghiệm nhận được khi nồng độ dung dịch metanol tới 25% khối lượng và etylenglycol tới 50 ... 60% khối lượng.

Trên thực tế không có số liệu tính toán phù hợp cho tất cả các hệ bởi vì khi tính toán chưa kể đến các thông số khác tác động đến như các đại lượng động học, hình dạng thiết bị, vị trí và cách thức đưa chất ức chế vào.

Nếu nồng độ metanol tới 50% thì dùng phương trình sau chính xác hơn:

$$d = A \cdot \ln(1 - x_m) \quad (\text{V.6})$$

trong đó: x_m là phần mol của metanol trong pha nước lỏng;

A là hằng số bằng -72 (hệ SI), bằng $-129,6$ (hệ Anh);

d là độ hạ nhiệt độ tạo hydrat, chính là chênh lệch nhiệt độ tạo hydrat của khí ban đầu và nhiệt độ cần thiết để chế biến khí.

Tổng lượng chất ức chế sử dụng:

$$m_I = m_w \cdot \frac{X_I}{X_0 - X_I} \quad (\text{II.7})$$

trong đó: m_1 là khối lượng chất ức chế, kg;

m_w là khối lượng nước trong khí được chất ức chế giữ lại;

X_1 là nồng độ chất ức chế xác định ở trên, % khối lượng;

X_0 là nồng độ chất ức chế tinh khiết, %; với metanol $X_0 = 100\%$, với glycol $X_0 = 60 \dots 80\%$.

Khi tính toán cần sử dụng các số liệu cho trong bảng sau:

	CH ₃ OH	EG	DEG
Khối lượng phân tử	32	62	106
Khối lượng riêng g/cm ³	0,8	1,11	1,12
kg/m ³	800	1110	1120
lb/ft ³	49,7	69,4	69,6

Một lượng chất ức chế bị mất mát do sự hoà tan của nó vào pha hơi hoặc pha lỏng của các hydrocacbon. Với các glycol mất mát tương đối nhỏ, trong pha hơi khoảng $3,5 \text{ l}/10^6 \text{ m}^3$, trong pha lỏng không đáng kể.

Với metanol mất mát nhiều hơn, đặc biệt là mất mát trong pha hơi. Trên hình V.10 biểu diễn mất mát của metanol trong pha khí phụ thuộc vào áp suất, nhiệt độ, khi nồng độ chất ức chế nhỏ hơn 40%.

Trong pha lỏng là các hydrocacbon parafinic, mất mát metanol vào khoảng $0,4 \text{ kg}/\text{m}^3$, nếu pha lỏng là các hợp chất thơm thì mất mát nhiều gấp từ 4 đến 5 lần.

Trình tự tính toán lượng chất ức chế cần thiết như sau:

- 1) Xác định nhiệt độ tạo hydrat của hỗn hợp khí T_1 .
- 2) Thiết lập nhiệt độ làm việc thấp nhất của hệ T_2 .
- 3) Ước tính lượng nước có trong khí ở nhiệt độ T_2 bằng cách sử dụng giản đồ trên hình IV.1 (bằng các phương pháp đã trình bày ở chương IV).
- 4) Tính nồng độ chất ức chế X theo biểu thức (V.5) hoặc (V.6), giá trị d trong biểu thức chính là sự chênh lệch nhiệt độ $d = T_1 - T_2$.

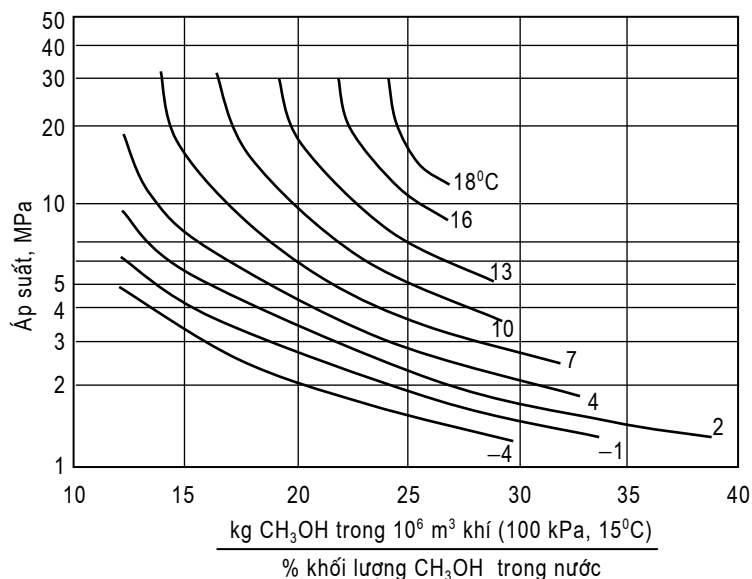
Sử dụng biểu thức (V.7) tính khối lượng chất ức chế. Chú ý nếu x_m tính toán bằng biểu thức (V.6) cần phải đổi sang nồng độ % khối lượng trước khi áp dụng biểu thức (V.7).

Tốc độ thể tích đưa dung dịch chất ức chế vào sẽ bằng khối lượng chất ức chế trên một đơn vị thời gian chia cho tỷ trọng của nó sau khi tính được nồng độ.

5) Tính lượng chất ức chế mất mát trong pha hơi.

Nếu chất ức chế là dung dịch metanol, sử dụng hình (V.10) để xác định lượng chất mất mát ở áp suất P và nhiệt độ T_2 của hệ. Mẫu số của phân số biểu diễn trên trục hoành là giá trị X xác định từ biểu thức (V.5) ở trên. Mất mát dung dịch chất ức chế có thể vào khoảng 0,2% mol. Nếu sử dụng dung dịch glycol làm chất ức chế thì mất mát không đáng kể, có thể bỏ qua.

6) Tính tổng lượng chất ức chế cần dùng bao gồm lượng chất ức chế tính ở bước 4) cộng với lượng chất ức chế mất mát trong pha hơi và pha lỏng tính ở bước 5).



Hình V.10. Cân bằng lỏng hơi của hệ metanol - nước

V.3. LÀM SẠCH KHÍ KHỎI H_2S VÀ CO_2 (LÀM NGỌT KHÍ)

Trong thành phần của khí tự nhiên và khí đồng hành, ngoài các cấu tử chính là các hydrocacbon no còn có một lượng đáng kể các tạp chất có tính axit như CO_2 , H_2S và các hợp chất chứa lưu huỳnh khác như COS, CS_2 , mercaptan RSH, thiophen... gây độc hại cho người sử dụng, ô nhiễm môi trường, ngộ độc xúc tác, và gây nhiều khó khăn cho quá trình vận chuyển và sử dụng. Mỗi quốc gia có quy định hàm lượng cho phép các hợp chất chứa lưu huỳnh có khác nhau. CHLB Nga quy định nồng độ H_2S không vượt quá 22 mg/m^3 , nồng độ RSH có trong khí nhỏ hơn 36 mg/m^3 , hàm lượng CO_2

không quy định cụ thể. Còn ở Mỹ nồng độ H_2S được quy định khắt khe hơn, không vượt quá $5,7 \text{ mg/m}^3$, nồng độ CO_2 trong khoảng 1 ... 2% thể tích, các hợp chất RSH trong khoảng $1,5 \dots 5 \text{ mg/m}^3$, hàm lượng lưu huỳnh tổng 22 ... 228 mg/m^3 . Khi nồng độ các hợp chất chứa lưu huỳnh trong khí khá cao, người ta có thể thu hồi để sản xuất lưu huỳnh và H_2SO_4 . Ví dụ như mỏ khí tự nhiên ở Astrakhan (CHLB Nga) có hàm lượng H_2S tối đa là 23% thể tích, mỏ khí tự nhiên ở Panter River (Canada) hàm lượng lưu huỳnh tới 75% thể tích. Tại các mỏ này người ta đặt thêm công đoạn sản xuất S và H_2SO_4 .

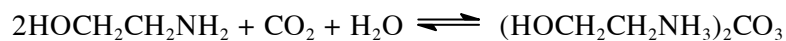
Trong công nghiệp chủ yếu dùng phương pháp hấp thụ để làm sạch khí khỏi H_2S và CO_2 . Tùy thuộc vào hàm lượng các tạp chất axit mà người ta sử dụng các dung môi hấp thụ khác nhau. Các chất hấp thụ cần thoả mãn các yêu cầu sau:

- ◆ Có tính hấp thụ chọn lọc. Đây là tính chất quan trọng nhất.
- ◆ Độ nhớt của chất hấp thụ nhỏ.
- ◆ Nhiệt dung riêng bé, tiêu tốn năng lượng cho quá trình tái sinh nhỏ.
- ◆ Nhiệt độ sôi khác xa với nhiệt độ sôi của cấu tử bị hấp thụ, nhờ vậy dễ dàng tái sinh dung môi bằng chưng cất.
- ◆ Nhiệt độ đóng rắn thấp, không bị đóng rắn tại nhiệt độ làm việc.
- ◆ Không tạo thành kết tủa khi hấp thụ.
- ◆ Ít bay hơi, mất mát ít trong quá trình tuần hoàn chất hấp phụ.
- ◆ Không độc, không gây ô nhiễm môi trường, không ăn mòn thiết bị.

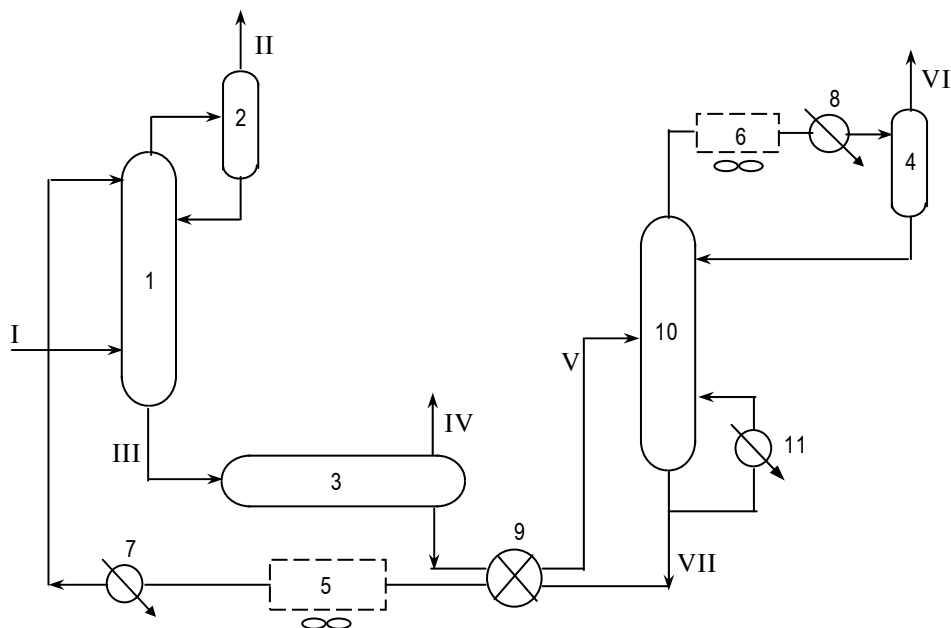
Có hai quá trình hấp thụ cơ bản là hấp thụ vật lý và hấp thụ hoá học. Trong quá trình hấp thụ vật lý, người ta sử dụng các dung môi như propylen cacbonat, ete dimetyl polyetylen glycol, N-metylpyrrolidon...

Trong quá trình hấp thụ hoá học người ta sử dụng dung dịch nước của các alkanol amin, trong đó đáng chú ý nhất là monoctanolamin (MEA). Phương pháp này đã được sử dụng từ năm 1930, hiện nay được ứng dụng rất rộng rãi. Để làm sạch khí tự nhiên người ta dùng dung dịch MEA nồng độ 15 ... 20% trong nước. Không sử dụng dung dịch với nồng độ cao hơn vì khi hấp thụ các khí axit với nồng độ bão hoà cao hơn sẽ làm tăng tính ăn mòn thiết bị. Gần đây người ta thêm một số chất ức chế quá trình ăn mòn cho phép tăng nồng độ dung dịch MEA lên 30%, vì vậy tăng hiệu quả của quá trình. Ưu điểm của phương pháp này là MEA có khả năng phản ứng cao, ổn định và dễ tái sinh. Nhiệt độ sôi của MEA là 170°C , nó hoà tan vô hạn trong nước.

Cơ sở của phương pháp là các phản ứng sau:



Quá trình hấp thụ H_2S và CO_2 bằng MEA xảy ra ở áp suất cao và nhiệt độ 25 ... 40°C, còn tái sinh chất hấp thụ MEA thực hiện ở áp suất gần áp suất khí quyển và nhiệt độ trên 150°C. Sơ đồ nguyên lý công nghệ hấp thụ làm sạch khí khỏi H_2S và CO_2 bằng MEA xem ở hình V.11.

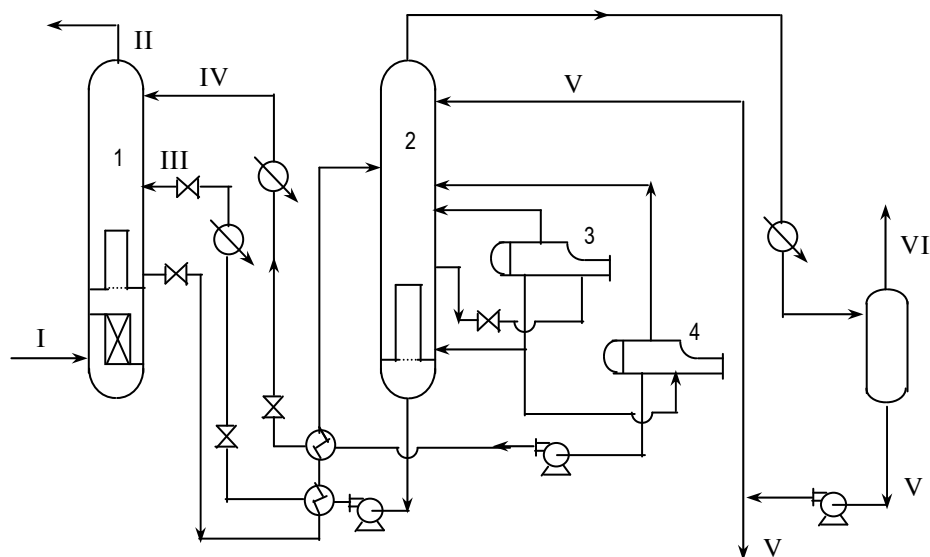


Hình V.11. Sơ đồ nguyên lý công nghệ hấp thụ bằng MEA

1. Tháp hấp thụ; 2,3,4. Thiết bị phân ly; 5,6. Thiết bị làm nguội bằng không khí; 7,8. Thiết bị làm lạnh bằng nước; 9. Thiết bị trao đổi nhiệt; 10. Tháp nhả hấp thụ; 11. Bộ phận đun nóng;
 I. Khí nguyên liệu; II. Khí sạch (khí ngọt); III. Dung môi bão hòa; IV. Khí phân ly;
 V. Dung môi đã nhả hấp thụ một phần; VI. Khí axit;
 VII. Dung môi đã tái sinh tuần hoàn trở lại tháp hấp thụ.

Để làm sạch khí đồng thời khỏi H_2S , CO_2 và nước, người ta ứng dụng hỗn hợp etanol amin với etylen glycol. Việc làm sạch kết hợp như vậy đồng thời làm khan hoá nguyên liệu và giảm lượng hơi nước cần thiết để tái sinh dung môi. Trên hình V.12, đưa ra sơ đồ công nghệ làm sạch khí tự nhiên bằng hỗn hợp etanol amin với etylen glycol.

Quá trình làm sạch được thực hiện trong tháp hấp thụ và các thiết bị phụ trợ. Tháp hấp thụ và nhả hấp thụ cũng có cấu tạo như tháp sấy khí bằng glycol. Khi được dẫn vào từ phần dưới của tháp, dòng khí chuyển động từ dưới lên, còn dung dịch làm sạch gồm có etylen glycol và etanol amin được tưới ngược chiều từ trên xuống. Khí đã được làm sạch được dẫn ra từ đỉnh tháp, còn dung dịch đã hấp thụ H_2S và CO_2 được tháo ra ở đáy tháp. Dung dịch này được dẫn qua bộ phận trao đổi nhiệt đốt nóng bằng hơi nước và đưa vào giữa tháp nhả hấp thụ, H_2S và CO_2 giải phóng ra ở phía đỉnh tháp, còn dung dịch hấp thụ đã tái sinh được lấy ra ở phía dưới. Một phần dung dịch đó được đun nóng bằng hơi nước và quay lại tháp nhả hấp thụ để truyền nhiệt, phần còn lại được làm nguội và tưới từ đỉnh tháp hấp thụ.



Hình V.12. Sơ đồ làm sạch khí bằng dung dịch etanolamin và etylen glycol

1. Tháp hấp thụ; 2. Tháp nhả hấp thụ; 3,4. Thiết bị đun sôi đáy tháp;
- I. Khí vào; II. Khí sạch; III. Dung dịch MEA; IV. Dung dịch DEG;
- V. Nước; VI. Khí axit (H_2S , CO_2)

Khi nồng độ các tạp chất H_2S và CO_2 cao hơn 2 ... 2,5% mol thì trước khi dùng etanolamin hấp thụ, người ta dùng các chất hấp thụ rẻ tiền như nước hoặc dung dịch nước của Na_2CO_3 , K_2CO_3 làm sạch khí sơ bộ, giảm nồng độ tạp chất tới 2 ... 2,5% mol, sau đó mới dùng etanolamin làm sạch tiếp tới độ sạch yêu cầu nhỏ hơn 0,5%.

CHẾ BIẾN KHÍ BẰNG PHƯƠNG PHÁP NGƯNG TỤ

Phương pháp ngưng tụ khí ở nhiệt độ thấp $-25^{\circ}\text{C} \dots -35^{\circ}\text{C}$, áp suất cao 3,0 ... 4,0 MPa được coi là phương pháp có hiệu quả và kinh tế hơn cả để chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành.

Khí đồng hành từ xí nghiệp khai thác dầu được nén bằng máy nén khí, sau đó được làm lạnh và đưa vào thiết bị sấy khí. Khí sau khi được sấy đưa qua trao đổi nhiệt làm nguội và đưa vào thiết bị ngưng tụ nhiệt độ thấp. Tại đó khí nén được làm lạnh tới nhiệt độ âm cần thiết, sau đó đưa sang bộ phận tách khí, ở đó một phần hydrocacbon đã ngưng tụ được tách ra.

Phần ngưng tụ (gọi là condensat) của bậc nén và làm lạnh khí đồng hành, được bơm từ thùng chứa qua bộ phận trao đổi nhiệt sang cột tách etan, tại đó phân đoạn chứa metan và etan được tách ra. Sau đó benzin là phần ngưng tụ đã được tách metan và etan qua thiết bị trao đổi nhiệt vào trong bình chứa, từ đó nó được đưa đi chế biến tiếp.

Phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp để tách benzin từ khí đồng hành là phương pháp rất tốn kém, để thực hiện cần có thiết bị làm lạnh phức tạp. Tuy nhiên, do sơ đồ công nghệ tương đối đơn giản, hiệu quả tách benzin khỏi khí đồng hành khá cao và triệt để nên những năm gần đây phương pháp này được ứng dụng rộng rãi trong công nghiệp chế biến khí.

Sơ đồ công nghệ chế biến khí bằng phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp có thể được phân loại theo số bậc tách, kiểu nguồn làm lạnh, cách đưa sản phẩm ra. Theo số bậc tách ta có sơ đồ tách 1 bậc, 2 bậc, 3 bậc, tại mỗi bậc phải tháo pha lỏng ra.

Theo kiểu nguồn làm lạnh có thể có: chu trình làm lạnh ngoài; chu trình làm lạnh trong; chu trình làm lạnh tổ hợp, trong đó nguồn lạnh bao gồm cả chu trình làm lạnh ngoài và chu trình làm lạnh trong.

Chu trình làm lạnh ngoài không phụ thuộc vào sơ đồ công nghệ có tác nhân làm lạnh đặc biệt. Tùy thuộc vào dạng tác nhân làm lạnh mà chu trình làm lạnh ngoài có thể được chia thành hai nhóm: nhóm một tác nhân làm lạnh và nhóm nhiều tác nhân làm lạnh (trong đó thường là hỗn hợp các hydrocacbon nhẹ). Chu trình làm lạnh ngoài có ứng dụng hai hay nhiều tác nhân làm lạnh được gọi là chu trình làm lạnh bậc thang.

Trong chu trình làm lạnh trong, tác nhân làm lạnh chính là dòng khí đưa vào chế biến. Chu trình làm lạnh trong có thể chia làm hai nhóm:

Nhóm thứ nhất có kết hợp với sự tiết lưu dòng chất lỏng, một phần lạnh nhận được do sự tiết lưu condensat của bậc 1 và 2, hoặc tiết lưu phần lỏng còn lại của các tháp tách metan và tách etan.

Nhóm thứ hai có kết hợp với sự giãn nở khí. Một phần lạnh và nhiệt độ thấp nhận được do quá trình giãn nở khí bằng tuabin.

Về mặt nguyên tắc có thể sử dụng sơ đồ trong đó toàn bộ lượng lạnh cần thiết cho quá trình nhận được do tiết lưu dòng lỏng condensat. Tuy nhiên sơ đồ có bộ phận tiết lưu trong trường hợp này là không kinh tế và phức tạp. Sử dụng tuabin giãn nở khí làm nguồn nhiệt duy nhất chỉ trong trường hợp khí gây và khí được truyền dẫn với áp suất tương ứng.

Khí đồng hành thường được chế biến theo sơ đồ, trong đó chu trình làm lạnh ngoài bằng propan kết hợp với chu trình làm lạnh trong. Trong những sơ đồ như vậy ở bậc 1 người ta áp dụng chu trình làm lạnh trong, làm lạnh khí tới nhiệt độ khoảng -30°C , còn ở bậc 2 để nhận được nhiệt độ thấp hơn người ta sử dụng chu trình làm lạnh trong.

Theo yêu cầu nhận sản phẩm ra, sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp được chia thành sơ đồ để nhận $C_{\geq 2}$ và sơ đồ để nhận $C_{\geq 3}$.

Trong chương này sẽ lần lượt xem xét chi tiết từng loại sơ đồ công nghệ đã nêu trên.

VI.1. SƠ ĐỒ NGỪNG TỤ NHIỆT ĐỘ THẤP (NNT) CÓ CHU TRÌNH LÀM LẠNH NGOÀI

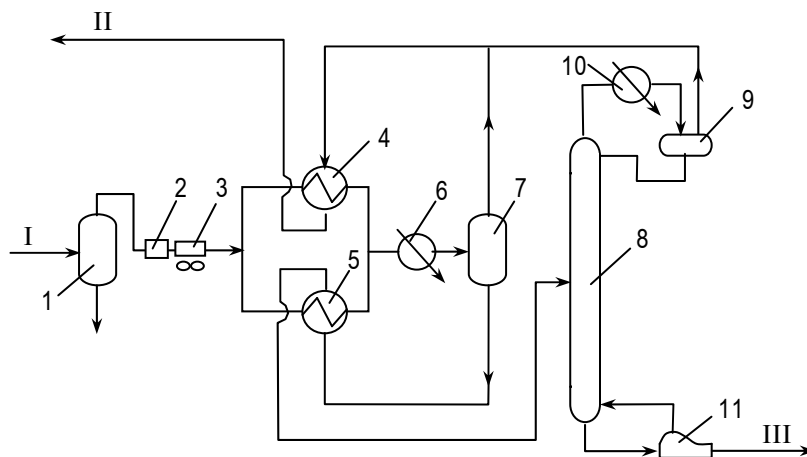
VI.1.1. Sơ đồ NNT một bậc để nhận $C_{\geq 3}$ có chu trình làm lạnh bằng propan

Trên hình VI.1 là sơ đồ công nghệ chế biến khí làm việc theo phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp. Sơ đồ có một nguồn lạnh ngoài là chu trình làm lạnh bằng propan và một công đoạn phân tách hỗn hợp hai pha.

Theo sơ đồ này, khí nguyên liệu từ ống dẫn được đưa vào bộ phận tách khí sơ bộ 1, tại đây nó được làm sạch khỏi các tạp chất cơ học và các chất lỏng dạng hạt (dầu, nước, ...).

Sau khi được làm sạch sơ bộ trong tháp tách 1, khí được đưa vào máy nén 2, tại đây trong các sơ đồ hiện đại có thể đạt tới áp suất 3,0 đến 4,0 MPa

và cao hơn. Khí nén đi qua thiết bị làm mát bằng không khí 3, được làm lạnh tới nhiệt độ vào khoảng $-20^{\circ}\text{C} \dots -35^{\circ}\text{C}$ lần lượt trong các thiết bị trao đổi nhiệt 4 và 5 do dòng lạnh của khí khô và chất lỏng ngưng tụ từ tháp phân tách 7. Sau đó qua bộ phận bay hơi propan 6, một phần khí được ngưng tụ và đi vào tháp phân tách 7, ở đó hydrocarbon đã ngưng tụ được tách ra. Từ đỉnh tháp 7 khí khô thoát ra, sau khi truyền lạnh ở bộ phận trao đổi nhiệt 4 được đưa vào đường ống dẫn khí chính.



Hình VI.1. Sơ đồ ngưng tụ NNT một bậc

1,7. Bộ phận tách khí; 2. Bộ phận nén khí; 3. Thiết bị làm mát bằng không khí;
4,5. Thiết bị trao đổi nhiệt; 6,10. Bộ phận bay hơi propan; 8. Tháp tách etan; 9. Hồi lưu;
11. Bộ phận đun nóng; I. Khí đưa vào chế biến; II. Khí khô sản phẩm; III; Các hydrocarbon $C_{\geq 3}$

Từ đáy tháp tách 7, phần ngưng tụ (condensat) được tháo ra, sau khi được truyền lạnh ở bộ phận trao đổi nhiệt 5, nhiệt độ được nâng tới $20^{\circ}\text{C} \dots 30^{\circ}\text{C}$ và được đưa vào phần giữa tháp tách etan 8. Sản phẩm đỉnh tháp gồm có hỗn hợp metan (20% ... 70% thể tích), etan (30% ... 75% thể tích) và propan (không quá 5% thể tích) được trộn lẫn với khí khô, đưa vào đường ống dẫn khí chính. Sản phẩm đáy tháp chính là phân đoạn chứa hỗn hợp propan và hydrocarbon nặng $C_{\geq 3}$, được sử dụng để sản xuất propan, butan, pentan và benzin khí hoặc khí đốt cho sinh hoạt (đun nấu, sưởi ...).

Việc tách hydrocarbon nặng được thực hiện trong các thiết bị chưng cất khí đặc biệt có thể có trong các nhà máy chế biến khí, chế biến dầu hoặc hoá dầu.

Hiệu quả làm việc của tháp tách etan phụ thuộc vào chế độ công nghệ của quá trình, chế độ hợp lý nhất được chọn trên cơ sở tối ưu hoá quá trình theo hàng loạt thông số (áp suất, nhiệt độ, nguồn cung cấp nhiệt, nhiệt độ đỉnh và đáy tháp, ...). Ta đã biết rằng áp suất trong tháp càng cao thì chế độ đẳng nhiệt có thể làm việc của thiết bị làm lạnh 10 (hình VI.1) càng cao, do đó sự tăng áp suất có thể làm giảm tiêu hao năng lượng để làm lạnh sản phẩm đỉnh tháp tách etan. Tuy nhiên việc tăng áp suất yêu cầu tăng nhiệt độ đáy tháp và điều đó liên quan đến việc tiêu tốn thêm nhiệt. Khi giảm áp suất sẽ quan sát được hiện tượng ngược lại.

Tháp tách etan ở đây làm việc tương tự các tháp chưng. Áp suất trong tháp 3,0 ... 3,5 MPa. Một mặt trong các điều kiện chế biến khí bằng phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp dưới áp suất 4,0 MPa, việc duy trì áp suất như vậy không yêu cầu tiêu tốn năng lượng bổ sung nào, mặt khác áp suất cao như vậy trong tháp tách etan cho phép sử dụng tác nhân làm lạnh là propan để làm lạnh đỉnh tháp. Việc sử dụng áp suất cao hơn không có lợi, bởi vì khi đó các điều kiện tách khí sẽ trở nên kém hơn. Áp suất 3,5 MPa gần bằng 0,8 lần áp suất tối hạn đối với các sản phẩm đáy của tháp tách etan. Ở điều kiện áp suất đó chế độ nhiệt độ của tháp tách etan được khống chế như sau: nhiệt độ đỉnh tháp từ -30 đến 0°C , nhiệt độ đáy tháp từ 90 đến 120°C .

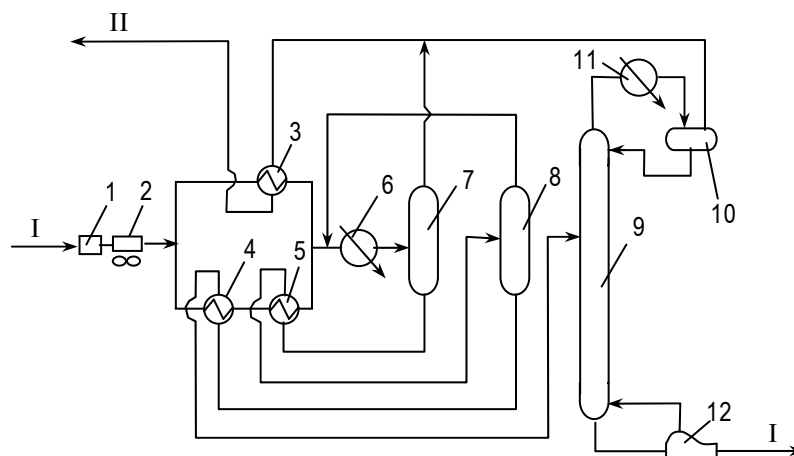
VI.1.2. Sơ đồ NNT một bậc để nhận C_{23} có chu trình làm lạnh bằng propan và tách etan sơ bộ

Do quá trình ngưng tụ một bậc có độ chọn lọc không lớn nên tiêu tốn năng lượng cho bậc tách etan rất đáng kể. Vì vậy trong những năm gần đây trong sơ đồ NNT một bậc người ta bổ sung thêm công đoạn tách sơ bộ etan, tại đó etan được tách ra một phần do nhiệt của khí nguyên liệu đưa vào ở bên ngoài của tháp tách etan.

Sơ đồ đưa ra trên hình VI.2 là sơ đồ NNT một bậc có tách sơ bộ etan. Khác với sơ đồ (hình VI.1) đưa ra ở trên, phân chất lỏng ngưng tụ từ bộ phận tách 7 được bơm đến bộ phận trao đổi nhiệt 5, tại đây nó được nâng nhiệt độ lên do dòng khí nguyên liệu vào. Sau đó chất lỏng ngưng tụ lại được đưa vào tháp tách 8, ở đó bơm luôn giữ áp suất cao cho pha hơi lấy ra từ đỉnh tháp tách này có thể trộn với với dòng khí nguyên liệu trước khi vào bộ phận bay hơi propan 6 để ngưng tụ.

Do quá trình đốt nóng sơ bộ condensat ở trong tháp tách 8, một phần các cấu tử dễ bay hơi (chủ yếu là C_1 , C_2 và một ít C_3) được bay hơi lên đỉnh tháp tách 8 và sau đó được trộn lẫn với dòng khí nguyên liệu trước khi vào

bộ phận ngưng tụ 6. Condensat đã tách một phần etan được lấy ra từ đáy tháp 8 qua bộ phận trao đổi nhiệt 4 rồi đi vào tháp tách etan 9. Tháp 8 qua bộ phận trao đổi nhiệt 4 rồi đi vào tháp tách etan 9.



Hình VI.2. Sơ đồ NNT có tách sơ bộ etan

1. Máy nén; 2. Thiết bị làm mát bằng không khí; 3,4,5. Thiết bị trao đổi nhiệt; 6,11. Thiết bị bay hơi propan; 7,8. Tháp tách; 9. Tháp tách etan; 10. Bình chứa có hồi lưu; 12. Thiết bị đun sôi đáy tháp. I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Các hydrocarbon nặng.

Như vậy nguyên liệu đưa vào tháp tách etan 9 đã được tăng tỷ trọng và với lượng ít hơn so với sơ đồ NNT bình thường (sơ đồ hình VI.1). Điều đó cho phép tăng nhiệt độ đỉnh tháp 9 và giảm tác nhân làm lạnh cần thiết cho quá trình, cũng như làm giảm lượng nhiệt cần để bay hơi các cấu tử dễ bay hơi ở các tháp tách 7, 8. Mặt khác lại cần phải tăng tác nhân lạnh để làm lạnh khí nguyên liệu trước khi vào tháp 7 do cần phải làm lạnh cả khí tuần hoàn lấy ra từ đỉnh tháp 8. Nhưng lúc này do việc có thể tăng nhiệt độ đỉnh tháp tách etan 9, kết quả là về mặt năng lượng tổng cộng vẫn có lợi.

Lượng tác nhân lạnh cần thiết để ngưng tụ khí trước khi vào tháp tách 7 và ngưng tụ khí trên đỉnh tháp tách etan 9 cũng như lượng nhiệt cần cung cấp cho đáy tháp tách etan 9, khi chế biến khí đồng hành có thành phần xác định phụ thuộc vào nhiệt độ cần thiết của condensat trong bộ phận trao đổi nhiệt 5. Vì vậy khi tính toán sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp có tách sơ bộ etan cần phải tìm nhiệt độ tối ưu của condensat trong tháp tách 8, phụ thuộc thành phần nguyên liệu vào và các thông số của quá trình. Ví dụ đối với khí có chứa trên $450 \text{ g/m}^3 \text{ C}_{\geq 3}$, các tính toán cho thấy rằng nhiệt độ tối ưu của condensat là 0°C .

VI.1.3. Sơ đồ NNT một bậc để nhận C_{23} có chu trình làm lạnh với tác nhân lạnh hỗn hợp

Trong các sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp, cùng với các chu trình lạnh tuần hoàn bằng tác nhân lạnh một cấu tử (etan, etylen, propan, ...) có thể sử dụng các thiết bị lạnh với tác nhân lạnh là hỗn hợp các hydrocacbon (metan, etan, propan, butan, ...) gọi là tác nhân lạnh hỗn hợp.

Việc sử dụng tác nhân lạnh hỗn hợp nhờ có sự bay hơi của các cấu tử dễ bay hơi cho phép nhận được nhiệt độ thấp hơn đáng kể so với đẳng nhiệt bay hơi của propan và chính vì vậy mà tách được triệt để các cấu tử cần thiết. Các thông số của chu trình lạnh được chọn sao cho sau khi nén trong máy lạnh và làm lạnh bởi dòng khí khô từ tháp 9 đi ra tác nhân lạnh hoàn toàn được ngưng tụ.

Tất cả các sơ đồ có sử dụng chu trình làm lạnh với tác nhân lạnh hỗn hợp có thể chia thành hai nhóm:

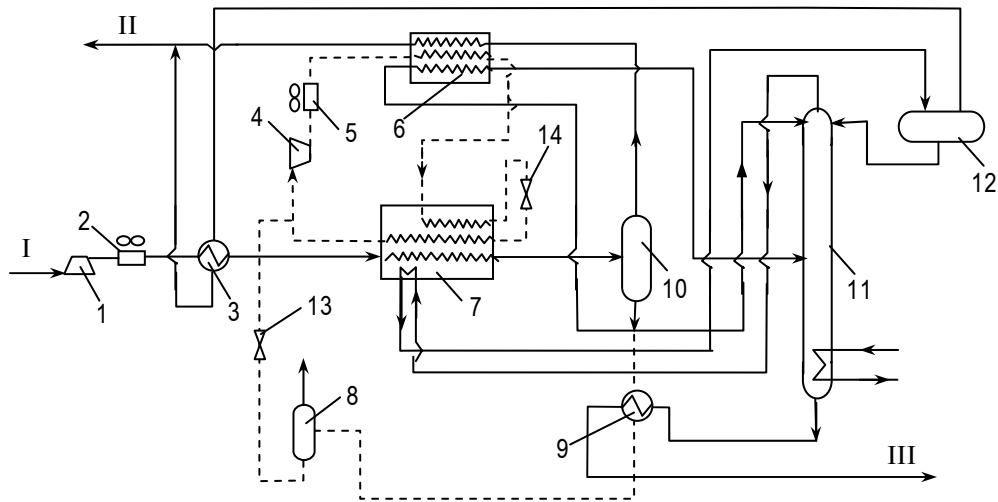
- 1) Nhóm sơ đồ làm lạnh với tác nhân lạnh có thành phần không đổi được chuẩn bị từ một phía.
- 2) Nhóm sơ đồ làm lạnh với tác nhân lạnh nhận được trực tiếp trên thiết bị, thành phần của nó có thể thay đổi một chút, phụ thuộc vào sự thay đổi thành phần của nguyên liệu đầu vào.

Khác với sơ đồ có chu trình làm lạnh trong, chu trình làm lạnh sử dụng tác nhân lạnh hỗn hợp tuần hoàn theo chu trình kín: máy nén, thiết bị làm mát bằng không khí (hoặc nước) - thiết bị bay hơi - máy nén. Tiêu hao tác nhân lạnh có tính hệ thống. Như vậy chu trình làm lạnh có tác nhân lạnh hỗn hợp là chu trình làm lạnh ngoài.

Trên hình VI.3 là sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp chế biến khí đồng hành có chu trình làm lạnh dùng tác nhân lạnh hỗn hợp. Theo sơ đồ, khí đồng hành được nén tới áp suất 3,7 MPa đi vào thiết bị làm mát bằng không khí, thiết bị trao đổi nhiệt 3, thiết bị bay hơi tác nhân làm lạnh hỗn hợp 7 và được làm lạnh đến nhiệt độ -60°C . Hỗn hợp hai pha tạo thành lúc này được phân tách ra trong tháp tách 10, khí khô sau khi được truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 6 và được dẫn vào giữa tháp tách etan 11. Khí được tách ra từ tháp tách etan 11 sau khi truyền lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 3 được đưa đi sử dụng, phân đoạn chứa các hydrocacbon được tháo ra từ đáy tháp 11 sau khi được truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 9 được đưa vào bể chứa.

Một phần condensat từ tháp phân tách 10 có thể đưa đi trộn để tạo hỗn

hợp tác nhân lạnh, nó được gia nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 9 bằng các sản phẩm của tháp 11 đến nhiệt độ $20 \dots 45^{\circ}\text{C}$, một phần được bay hơi và tách khí trong tháp tách 8, qua van tiết lưu 14 giảm áp suất tới $0,118 \dots 0,125 \text{ MPa}$, hoàn toàn được bay hơi và được đưa vào máy nén 4 của chu trình lạnh, và từ đây nó trở thành tác nhân lạnh.



Hình VI.3. Sơ đồ NNT có chu trình làm lạnh dùng tác nhân lạnh hỗn hợp

- 1,4. Máy nén; 8,10. Bộ phận tách khí; 2,5. Trao đổi nhiệt không khí; 11. Tháp tách etan;
3,6,9. Thiết bị trao đổi nhiệt; 12. Hồi lưu; 7. Thiết bị bay hơi tác nhân lạnh hỗn hợp;
13,14. Van tiết lưu; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Các hydrocacbon nặng.

Trong sơ đồ này, tác nhân lạnh được nén trong máy nén 4 tới áp suất vào khoảng $1,1 \dots 1,5 \text{ MPa}$, làm lạnh, ngưng tụ và làm lạnh tiếp đến $-40^{\circ}\text{C} \dots -50^{\circ}\text{C}$ trong trao đổi nhiệt không khí 5, trong thiết bị trao đổi nhiệt 6 và thiết bị bay hơi 7, qua van tiết lưu 14 giảm áp tới $0,1 \dots 0,125 \text{ MPa}$. Sau khi qua van tiết lưu, tác nhân làm lạnh có nhiệt độ -65°C được dẫn đến không gian giữa các ống của thiết bị bay hơi 7, tại đây nó được sử dụng như hỗn hợp làm việc. Lúc này tác nhân làm lạnh hoàn toàn bay hơi, được gia nhiệt từ -65°C đến $15 \dots 20^{\circ}\text{C}$ và do đó nó làm lạnh khí nguyên liệu vào (là khí đồng hành) được đưa vào bên trong chùm ống của thiết bị bay hơi 7. Hỗn hợp tác nhân làm lạnh sau khi ra khỏi 7 được đưa về máy nén 4.

Khi tính toán chu trình làm lạnh cần xác định các thông số sau: độ dẫn

Khi làm việc, tháp tách metan cần phải tuân theo các yêu cầu về sản phẩm như sau :

- Hàm lượng etan trong sản phẩm đỉnh tháp không quá 5% khối lượng so với tổng số hàm lượng etan trong nguyên liệu vào tháp .
- Hàm lượng metan trong sản phẩm đáy tháp không quá 2% khối lượng so với hàm lượng etan trong sản phẩm đáy tháp .

Tháp tách etan thường làm việc ở áp suất và nhiệt độ thấp cũng như tháp tách metan, nhưng khi đó nhiệt độ đỉnh tháp cao hơn nhiều, khoảng 0 đến 10°C, do hàm lượng metan không đáng kể trong nguyên liệu vào và do đó trong sản phẩm đỉnh tháp tách etan cũng có hàm lượng metan rất nhỏ (không quá 2% khối lượng).

Tháp tách cần phải đáp ứng các yêu cầu sản phẩm sau: Hàm lượng propan trong sản phẩm đỉnh tháp không quá 2% khối lượng so với hàm lượng etan trong sản phẩm đỉnh tháp; hàm lượng etan trong sản phẩm đáy tháp không quá 2% khối lượng so với hàm lượng propan trong sản phẩm đáy tháp.

VI.1.5. Sơ đồ NNT hai bậc để nhận C_{22} có chu trình làm lạnh bằng propan và etan

Sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp đơn giản nhất có chu trình làm lạnh hai bậc là sơ đồ làm lạnh bằng propan - etan hoặc propan - etylen.

Thông thường với sơ đồ làm lạnh hai bậc: ở bậc một khí được làm lạnh do chu trình làm lạnh ngoài, còn ở bậc thứ hai do etylen hoặc etan. Những sơ đồ này dùng để tách triệt để propan (trên 80%), hoặc để tách etan hoặc các hydrocacbon nặng hơn.

Trên hình VI.5 là sơ đồ công nghệ nhà máy chế biến khí ở Gastine (bang Tây Virginia, Mỹ). Nhà máy đã đưa vào sản xuất năm 1969 và đã tính toán để nhận được C_{22} . Công suất nhà máy theo nguyên liệu vào là 4,25 triệu m^3 khí tự nhiên trong một ngày đêm (khoảng 1,5 tỷ m^3 /năm). Sản lượng nhà máy theo thiết kế đối với các sản phẩm chính: etan 162.10^3 tấn/năm, propan 238.10^3 m^3 /năm, *n*-butan $71,2.10^3 m^3$ / năm; *izo*-butan $33,3.10^3$ m^3 /năm, benzin $71,9.10^3$ m^3 /năm. Trong sơ đồ này đã sử dụng phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp với chu trình làm lạnh hai bậc bằng propan - etylen.

Khí tự nhiên sau khi qua tháp tách sơ bộ 1 được làm sạch khỏi các tạp chất cơ học, đi vào tháp sấy 2 có chứa rây phân tử, ở đây khí được sấy đến điểm sương -84°C và sau đó được làm sạch bụi ở bộ phận lọc 3. Qua hệ thống

Hình VI.5 (ngang)

trao đổi nhiệt 4 nhờ dòng khí khô lạnh đi ngược chiều và bộ phận bay hơi propan, khí tự nhiên được làm lạnh đến -37°C . Khi đó khoảng một nửa hydrocacbon được ngưng tụ. Chúng được tách ra ở tháp tách 5 và được dẫn vào tháp tách metan 10. Còn khí đi ra từ tháp tách 5 được làm lạnh đến -93°C trong hệ thống trao đổi nhiệt và bay hơi etylen 6 bằng khí khô, condensat và etylen đang sôi. Phần đoạn lỏng lấy ra khi này được phân tách trong tháp tách 7 và sau khi tuần hoàn lạnh được đưa vào tháp tách metan 10, còn khí thoát ra được đưa đi sử dụng. Theo sơ đồ này khoảng 87% etan, gần 99% propan và toàn bộ hydrocacbon nặng được tách ra.

Nhằm mục đích làm giảm mất mát etylen theo khí đi ra từ đỉnh tháp khi sử dụng tác nhân làm lạnh là etylen, áp suất trong tháp tách metan được duy trì ở giá trị 3,5 MPa, nhiệt độ đỉnh tháp -95°C . Tùy theo lượng metan tách ra, phần hydrocacbon lỏng từ đáy tháp tách metan liên tục được đưa vào thiết bị tách khí để nhận được từng hydrocacbon riêng biệt: etan, propan, *izo*-butan, *n*-butan và benzin.

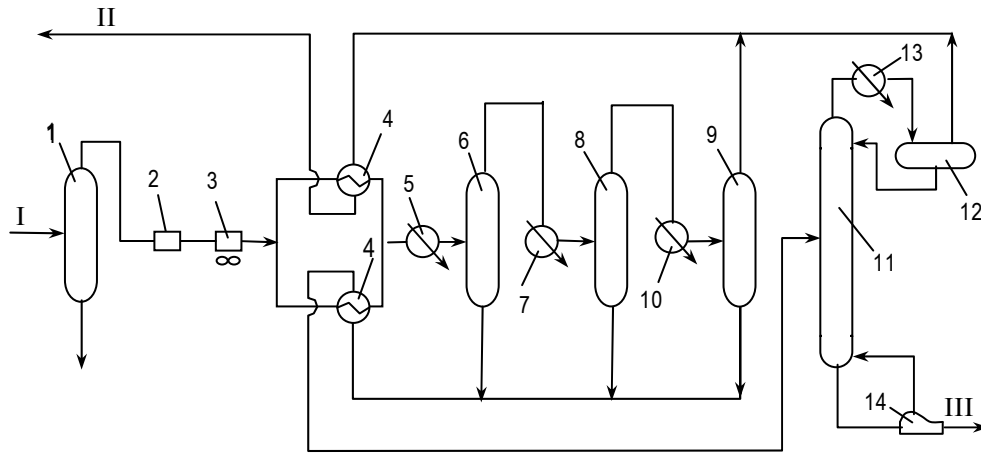
Sơ đồ đang xét là sơ đồ rất điển hình được ứng dụng trong nhà máy chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành để nhận được etan và các hydrocacbon nặng hơn. Không có sự khác nhau về mặt nguyên tắc giữa chu trình làm lạnh sử dụng tác nhân lạnh propan - etan và propan - etylen. Chu trình lạnh propan - etylen cho phép nhận được nhiệt độ thấp hơn (nhiệt độ sôi của etan bằng $-88,65^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ sôi của etylen bằng $-103,71^{\circ}\text{C}$), nhưng ưu điểm của chu trình propan - etan là ở chỗ cả hai tác nhân lạnh (propan và etan) có thể nhận được trực tiếp từ nhà máy chế biến khí, điều đó đảm bảo tính độc lập cao của nhà máy.

VI.1.6. Sơ đồ NNT ba bậc để nhận C_2 , với chu trình làm lạnh bằng propan

Trong thực tế chế biến khí, người ta sử dụng sơ đồ nhiều bậc có ứng dụng kết hợp các chu trình làm lạnh khác nhau. Xét ví dụ sơ đồ ba bậc có chu trình làm lạnh ngoài bằng propan, trong đó propan được bay hơi trên mỗi bậc theo các đường đẳng nhiệt khác nhau.

Ở bậc ngưng tụ thứ nhất, khí đưa vào được làm lạnh đến nhiệt độ trung gian nào đó cao hơn nhiệt độ ở bậc ngưng tụ tiếp theo, sau đó hỗn hợp hai pha tạo thành được tách riêng pha lỏng và pha hơi. Pha hơi đưa vào ngưng tụ

nhệt độ thấp ở bậc thứ hai, ở đây khí được làm lạnh thấp hơn bậc đầu tiên nhưng cao hơn nhiệt độ ngưng tụ ở bậc thứ ba. Sau đó pha lỏng và pha hơi một lần nữa lại được tách riêng: pha hơi đưa vào ngưng tụ nhiệt độ thấp ở bậc thứ ba, ở đó hơi được ngưng tụ đến nhiệt độ đã chọn và lại trở thành hai pha lỏng và hơi. Pha lỏng tách ra sau mỗi bậc ngưng tụ được đưa vào tháp tách etan.



Hình VI.6. Sơ đồ thiết bị NNT ba giai đoạn

1,6,8,9. Các tháp tách; 2. Máy nén; 3. Thiết bị làm mát bằng không khí; 4. Thiết bị trao đổi nhiệt; 5,7,10,13. Thiết bị bay hơi propan; 11. Tháp tách etan; 14. Thiết bị đun sôi đáy tháp; 12. Hôỉ lưu; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Phân đoạn chứa các hydrocacbon nặng.

Sơ đồ NNT một và nhiều bậc có những ưu điểm và nhược điểm riêng. Như đã biết từ lý thuyết các quá trình bay hơi và ngưng tụ, pha lỏng tạo thành do quá trình ngưng tụ một bậc lớn hơn khi ngưng tụ nhiều bậc (cùng các thông số công nghệ). Tuy nhiên trong quá trình ngưng tụ một bậc, pha lỏng có chứa các cấu tử dễ bay hơi nhiều hơn (ví dụ: metan, ...), đó là điều không mong muốn, tức là độ chọn lọc của quá trình ngưng tụ một bậc thấp hơn. Điều đó dẫn đến tăng lượng mất mát các sản phẩm nhẹ metan và etan.

Để so sánh các phương án khác nhau, chúng ta sẽ xét hiệu quả của các sơ đồ một bậc (hình VI.1) làm việc ở áp suất 3,0 MPa và nhiệt độ -30°C , và sơ đồ ba bậc (hình VI.6) làm việc ở 3,0 MPa, nhiệt độ làm lạnh tại các bậc như sau bậc I: 5°C , bậc II: -15°C , bậc III: -30°C , năng suất của cả hai phương án là 500 triệu m^3 khí đồng hành / năm. Thành phần hỗn hợp như sau:

Thành phần khí:	C ₁	C ₂	C ₃	izo-C ₄	C ₄	C ₅	CO ₂	N ₂	ρ_{20}
% khối lượng:	25,7	22,5	25,4	6,2	12,3	4,9	0,5	2,5	1,239
% mol:	45,9	21,2	14,6	3,1	6,0	2,0	5,1	0,3	—

Kết quả tính toán so sánh sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp đưa ra dưới đây:

<i>Tách hydrocacbon từ khí trong sơ đồ NNT</i>	<i>Sơ đồ một bậc</i>	<i>Sơ đồ nhiều bậc</i>
% CH ₄	23,3	14,1
% C ₂ H ₆	68,3	53,6
% C ₃ H ₈	90,2	70,0
% C _{≥3}	93,25	91,8
Tách C _{≥3} kể cả bloc tách etan (%)	92,1	90,5
Tiêu thụ lạnh, kJ/h:		
Tổng số	15.429.095	13.817.100
Trong đó: Trên bloc ngưng tụ	7.452.860	8.039.040
Trên bloc tách etan	7.976.235	5.778.060
Tiêu thụ nhiệt tổng cộng, kJ/h	12.139.000	10.884.000

Phân tích các số liệu nhận được thấy rằng, khi chuyển từ sơ đồ một bậc sang sơ đồ ba bậc, lượng metan được tách ra nhỏ hơn 1,7 lần, etan nhỏ hơn 1,26 lần, trong khi tổng số toàn bộ hydrocacbon nặng (C_{≥3}) giảm đi 1,6%. Trong khi đó tiêu thụ lạnh giảm 12% và trên bloc tách etan chỉ còn ít metan và etan hơn so với sơ đồ NNT một bậc.

Cần phải nhấn mạnh rằng, để thực hiện quá trình NNT nhiều bậc cần vốn đầu tư lớn. So sánh các quá trình đưa ra ở trên theo mức tiêu hao năng lượng và vốn, ta thấy rằng các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật của các quá trình một bậc và ba bậc trên thực tế là như nhau. Vì vậy trong sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp để tách C_{≥3} có chu trình làm lạnh ngoài bằng propan người ta thường sử dụng chu trình một bậc.

Sơ đồ NNT hai và ba bậc thường dùng để tách sâu C_{≥3} hoặc C_{≥2}. Trong những sơ đồ này người ta thường sử dụng hoặc chu trình làm lạnh theo bậc, hoặc chu trình làm lạnh trong, hoặc là kết hợp các chu trình làm lạnh.

VI.2. SƠ ĐỒ NGƯNG TỤ NHIỆT ĐỘ THẤP (NNT) CÓ CHU TRÌNH LÀM LẠNH TRONG

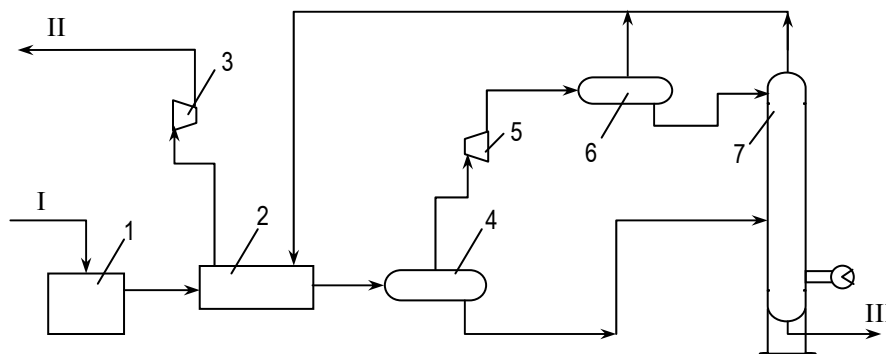
Để chế biến khí có hàm lượng C_{≥3} không quá 70 ... 75 g/m³, người ta thường áp dụng các sơ đồ NNT với nguồn lạnh duy nhất là tuabin giãn nở

khí, đảm bảo tách triệt để các cấu tử theo yêu cầu định trước: etan, propan và các hydrocarbon nặng. Khi chế biến khí tự nhiên, các tuabin giãn nở khí sử dụng năng lượng khí. Khi chế biến khí đồng hành người ta nén khí sơ bộ để tạo áp suất cần thiết trước khi đưa vào thiết bị giãn nở khí (gọi là các detendres). Trong các sơ đồ có chu trình làm lạnh trong, cùng với sự giãn nở khí đã tách một phần benzin người ta còn thường dùng sự tiết lưu dòng chất lỏng.

VI.2.1. Sơ đồ điển hình của một nhà máy chế biến khí có tuabin giãn nở khí

Sơ đồ nhà máy loại này bao gồm các công đoạn chính sau (hình VI.7):

- ◆ Công đoạn nén khí ban đầu khi chế biến khí đồng hành: (ở các nhà máy của Mỹ thường không có công đoạn này bởi vì khí đồng hành đã được nén trực tiếp ngay tại nơi khai thác).
- ◆ Sấy khí
- ◆ Công đoạn tái sinh lạnh và nhiệt của các dòng khí ngược chiều nhau.
- ◆ Công đoạn tách khí áp suất cao.
- ◆ Công đoạn giãn nở khí bằng tuabin có tách khí áp suất thấp.
- ◆ Tách metan của các chất lỏng ngưng tụ nếu yêu cầu định trước là nhận etan và các hydrocarbon nặng $C_{\geq 2}$; tách etan của condensat nếu yêu cầu nhận propan và các hydrocarbon nặng $C_{\geq 3}$.
- ◆ Nén khí khô đến áp suất cần thiết để đưa vào đường ống dẫn.

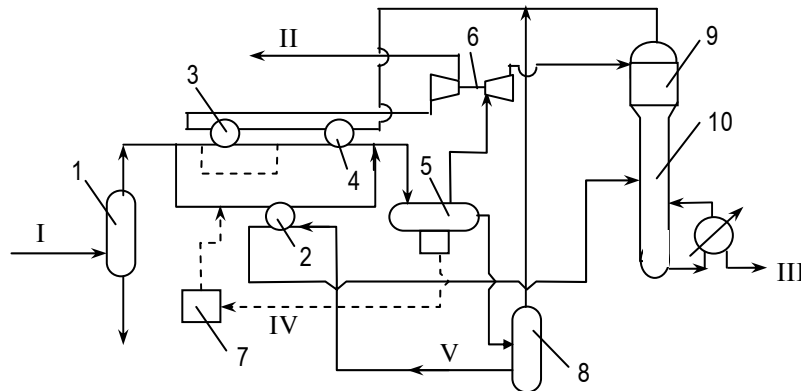


Hình VI.7. Sơ đồ nhà máy chế biến khí sử dụng tuabin giãn nở khí

1. Công đoạn sấy khí (bằng rây phân tử); 2. Bộ phận trao đổi nhiệt; 3. Tuabin nén;
 4. Bộ phận tách áp suất cao; 5. Tuabin giãn nở khí; 6. Bộ phận tách áp suất thấp (1,4 ...
 2,8 MPa); 7. Tháp tách metan; I. Khí nguyên liệu (7,0 MPa, 27°C); II. Khí tách benzin
 (7,0 MPa); III. Sản phẩm lỏng (hệ số tách C_2 40 - 70%; C_3 95%; $C_{\geq 4}$ 99%)

VI.2.2. Sơ đồ NNT hai bậc để tách C_{23} có tuabin giãn nở khí, tiết lưu dòng chất lỏng

Nhà máy chế biến khí đầu tiên có tuabin giãn nở khí đã đưa vào thử nghiệm năm 1964 (hãng Costal Steits Gas Producing ở San - Antonio bang Texas, Mỹ). Công suất nhà máy theo khí nguyên liệu vào là 3,7 triệu m^3 khí trong một ngày đêm. Ở nhà máy này người ta không tách etan vì không có nhu cầu tại chỗ. Người ta tách được 85% propan và hydrocarbon nặng. Không cần thiết phải nén khí khô lần thứ hai, bởi vì khí được đưa trực tiếp vào hệ thống nén khí của thành phố San - Antonio dưới áp suất tuyệt đối là 2,1 MPa (hình VI.8).



Hình VI.8. Sơ đồ chế biến khí ở nhà máy San - Antonio (bang Texas, Mỹ)

1,9. Các tháp tách; 2,3,4. Bộ phận trao đổi nhiệt; 5. Tháp tách ba pha; 6. Tuabin giãn nở và nén khí; 7. Thiết bị để tái sinh metanol; 8. Thiết bị thổi gió; 10. Tháp tách etan; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Sản phẩm tách etan; IV. Metanol; V. Phần ngưng tụ.

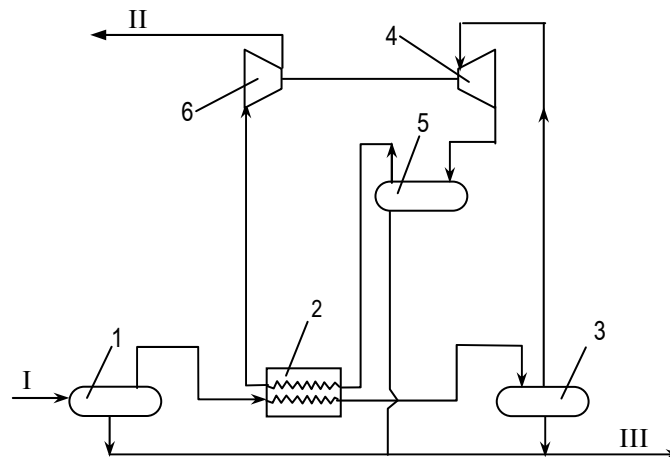
Khí có áp suất 5,2 MPa đi vào tháp tách 1, tại đây những giọt chất lỏng được tách ra khỏi khí. Sau khi ra khỏi tháp tách, khí được làm lạnh trong các thiết bị trao đổi nhiệt 2, 3 và 4 nhờ dòng khí khô và condensat từ bộ phận thổi gió 8 có nhiệt độ $-54^{\circ}C$ đi ngược chiều. Sau đó khí vừa được làm lạnh sẽ được dẫn đến tháp tách 5. Trước khi vào các thiết bị trao đổi nhiệt, người ta bơm metanol vào khí. Trong tháp tách ba pha 5, metanol bão hoà nước, các hydrocarbon ngưng tụ và khí được tách riêng. Dung dịch metanol trong nước được tái sinh trong tháp 7. Các hydrocarbon ngưng tụ được đưa từ tháp

tách 5 vào bộ phận thổi gió 8, ở đây áp suất giảm xuống 1,8 MPa, nhiệt độ condensat giảm xuống -84°C . Khí tạo thành nhờ sự tiết lưu này từ tháp 8 được dẫn vào đường ống dẫn khí khô, còn condensat qua thiết bị trao đổi nhiệt 2 vào phần giữa của tháp tách etan 10. Khí từ tháp tách 5 đi vào tuabin giãn nở khí 6, tại đây áp suất của nó giảm đến 1,8 MPa, sau đó được dẫn vào tháp tách 9 ở trên đỉnh của tháp 10. Khí từ tháp tách 9 sau khi truyền nhiệt ở 3 và 4 được máy nén đến áp suất 2,1 MPa, máy nén nối với một trục của tuabin 6. Phần đoạn chứa các hydrocacbon nặng được tháo ra từ đáy tháp tách etan 10.

Nét đặc trưng của sơ đồ vừa xét trên là nhiệt lượng cần thiết nhận được do sự giãn nở khí đã tách benzin và sự tiết lưu condensat trong thiết bị thổi gió 8.

VI.2.3. Sơ đồ nguyên lý thiết bị NNT có tuabin giãn nở khí để chế biến khí tự nhiên

Những nghiên cứu gần đây cho thấy rằng, sơ đồ có tổ hợp tuabin giãn nở khí chế biến khí tự nhiên có hiệu quả cao hơn so với các sơ đồ chế biến khí tự nhiên khác. Sơ đồ nguyên lý thiết bị NNT có tuabin để chế biến khí tự nhiên được đưa ra trên hình VI.9.



Hình VI.9. Sơ đồ nguyên lý thiết bị NNT có tuabin giãn nở khí

1,3,5. Các tháp tách; 2. Thiết bị trao đổi nhiệt; 4. Tuabin; 6. Máy nén của tổ hợp tuabin;

I. Khí mới khai thác được dẫn vào thiết bị; II. Khí khô sau khi được chế biến ra khỏi hệ thống thiết bị; III. Condensat được dẫn đến thiết bị ổn định.

Khí sau khi được chế biến sơ bộ ở tháp tách 1 được làm lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 2 và đi vào tháp tách bậc một ở áp suất cao 3, được giãn nở, làm lạnh và ngưng tụ một phần trong tuabin 4 và đi vào tháp tách bậc hai ở áp suất thấp 5. Từ tháp tách ra, khí được dẫn vào không gian giữa các ống của thiết bị trao đổi nhiệt dạng ống chùm 2 và sau khi được nén trong máy nén 6 (máy nén nối với một trục của tuabin) khí được dẫn vào đường ống dẫn khí chung, condensat của quá trình tách được dẫn vào thiết bị ổn định.

Ưu điểm của sơ đồ có tổ hợp tuabin là: có khả năng tự động hoá hoàn toàn, có thể xây dựng sơ đồ chế biến khí thích hợp cho những mỏ khí khác nhau, điều đó đảm bảo khả năng xây dựng nhanh chóng hệ thống thiết bị do việc giảm nhẹ khối lượng công việc xây lắp trực tiếp hệ thống thiết bị.

VI.3. SƠ ĐỒ NGƯNG TỤ NHIỆT ĐỘ THẤP (NNT) CÓ CHU TRÌNH LÀM LẠNH TỔ HỢP

VI.3.1. Sơ đồ NNT một bậc để nhận C_{23} có chu trình làm lạnh tổ hợp (chu trình làm lạnh ngoài bằng propan và tiết lưu dòng chất lỏng)

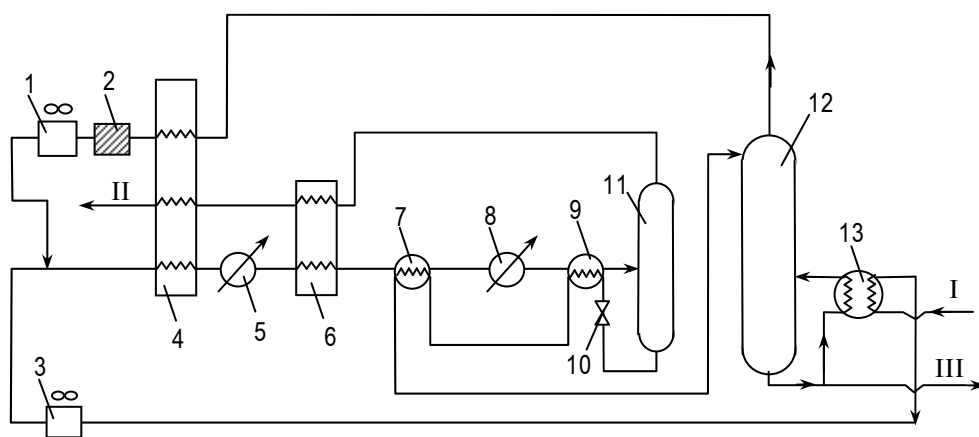
Trên hình VI.10 là sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp có tiết lưu condensat từ tháp 11. Theo sơ đồ này, khí đồng hành sau khi nén (trên hình không có công đoạn này) đến tháp áp suất 2,0 MPa đi qua bộ phận gia nhiệt 13 của tháp tách etan 12, trao đổi nhiệt bằng không khí 3, sau đó qua hàng loạt thiết bị trao đổi nhiệt 4, 6, 7, 9 và bộ phận bay hơi 5, 8 của chu trình làm lạnh ngoài (ví dụ như chu trình dùng propan), một phần khí được ngưng tụ, khí có nhiệt độ -10°C được đưa vào tháp tách 11 để tách phần ngưng tụ. Khí khô từ đỉnh tháp tách sau khi trao đổi nhiệt với dòng khí nguyên liệu được dẫn ra khỏi hệ thống đưa đi sử dụng. Condensat từ đáy tháp tách 11 đi qua thiết bị tiết lưu 10, tại đây áp suất condensat giảm xuống 1,0 MPa, nhiệt độ -18°C .

Dòng condensat lạnh đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 9 đặt ngay phía trước tháp 11, sau đó là thiết bị trao đổi nhiệt 7 và đi vào đỉnh tháp tách bốc hơi 12. Tại đây ở áp suất 1 MPa xảy ra sự tách etan, các hydrocacbon nặng được lấy ra từ đáy tháp 12 đưa đi chế biến tiếp. Các hydrocacbon nhẹ bay hơi từ đỉnh tháp 12 qua thiết bị trao đổi nhiệt 4, được nén trong máy nén 2 đến áp

suất của dòng khí nguyên liệu, được làm lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt bằng không khí I và được trộn lẫn với dòng khí vào.

Đặc điểm của sơ đồ này là khí tuần hoàn từ tháp tách etan bao gồm các hydrocarbon nhẹ (trong đó chủ yếu là etan) và dòng khí vào, do đó condensat nhận được giàu etan hơn. Tác nhân lạnh nhận được do quá trình tiết lưu condensat được tăng lên và đảm bảo dòng sau khi tiết lưu có nhiệt độ thấp hơn. So với sơ đồ tương tự nhưng không có tiết lưu condensat thì sơ đồ vừa mô tả trên có lợi hơn về mặt kinh tế: sản xuất 1 kmol phân đoạn hydrocarbon nặng $C_{\geq 3}$ theo sơ đồ này yêu cầu 5,63 m³ nhiên liệu, còn sơ đồ không có tiết lưu condensat cần tới 6,23 m³.

Như vậy trong sơ đồ này, tính toán với yêu cầu tách propan không triệt để, chu trình làm lạnh cho nhiệt độ không thấp hơn so với chu trình làm lạnh bằng propan, mà cho các chỉ tiêu kinh tế khác tốt hơn. Sơ đồ này có thể áp dụng để tách triệt để propan, còn khi hiện đại hoá nó thì có thể áp dụng để tách etan.



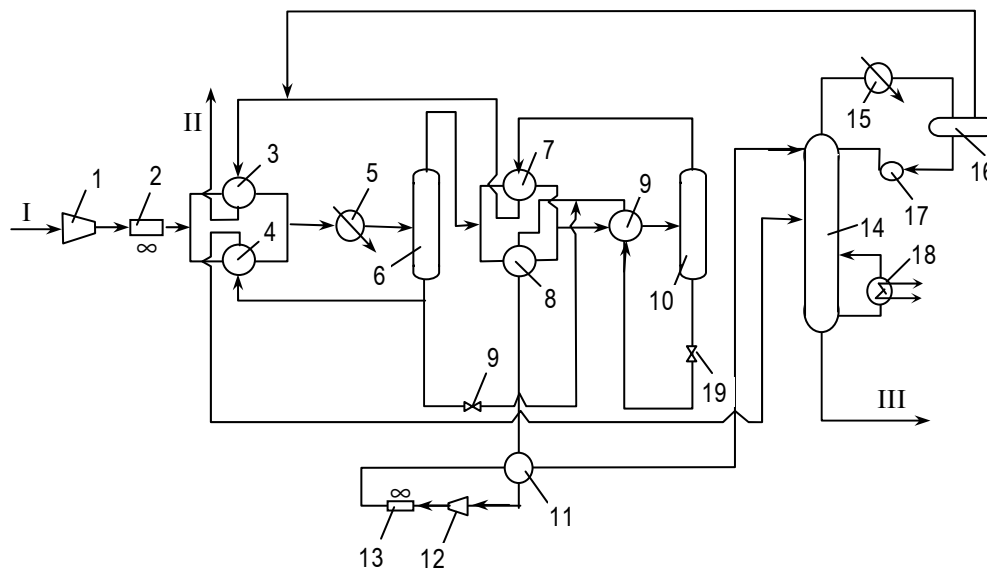
Hình VI.10. Sơ đồ NNT một bậc để nhận $C_{\geq 3}$ có chu trình làm lạnh tổ hợp

1,3. Các thiết bị trao đổi nhiệt bằng không khí; 2. Máy nén; 4,6,7,9. Các bộ phận trao đổi nhiệt; 5,8. Bộ phận bay hơi propan; 10. Van tiết lưu; 11. Tháp tách nhiệt độ thấp; 12. Tháp tách etan; 13. Bộ phận đun nóng đáy tháp;
I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Phân đoạn hydrocarbon nặng.

VI.3.2. Sơ đồ NNT hai bậc để nhận $C_{\geq 3}$ có chu trình làm lạnh tổ hợp (chu trình làm lạnh ngoài bằng propan và tiết lưu dòng lỏng)

Sơ đồ được mô tả trên hình VI.11 là để tách triệt để propan. Đặc trưng của sơ đồ làm lạnh hai bậc là: ở bậc I làm lạnh khí do chu trình làm lạnh ngoài bằng propan, còn ở bậc II làm lạnh do sự tiết lưu condensat từ tháp tách của bậc này và một phần condensat từ tháp tách của bậc I. Khí đồng hành đã được nén đến áp suất 3,7 MPa được làm lạnh tiếp trong thiết bị trao đổi nhiệt không khí 2, thiết bị trao đổi nhiệt 3, 4 và bộ phận bốc hơi propan 5, nhiệt độ của khí giảm đến -30°C và một phần được ngưng tụ. Hệ hai pha vừa tạo thành được phân tách trong tháp tách 6. Khí tách ra của bậc I được làm lạnh tiếp đến -64°C do nguồn lạnh của khí khô đi ra từ tháp tách 10 của bậc II trong thiết bị trao đổi nhiệt 7, còn condensat của bậc II và một phần condensat của bậc I được tiết lưu trên các van tiết lưu 19 và 20 đến áp suất 0,3 MPa, tiếp tục được làm lạnh trong các thiết bị trao đổi nhiệt 8 và 9. Sau khi truyền lạnh dòng lỏng được bốc hơi khi tiết lưu, lại được nén bằng máy nén 12 đến áp suất 3,5 MPa và cùng với một phần condensat còn lại từ tháp tách 6 của bậc I đi vào tháp tách etan 14.

Những tính toán các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật cho thấy rằng sơ đồ này thích hợp để chế biến khí có hàm lượng $\text{C}_{\geq 3}$ khoảng 300 g/m^3 khí. Khí chế biến có thành phần như vậy sẽ kinh tế hơn. Ưu điểm của sơ đồ này là để nhận được nhiệt độ thấp chỉ yêu cầu một tác nhân lạnh và trang thiết bị đòi hỏi ít hơn.

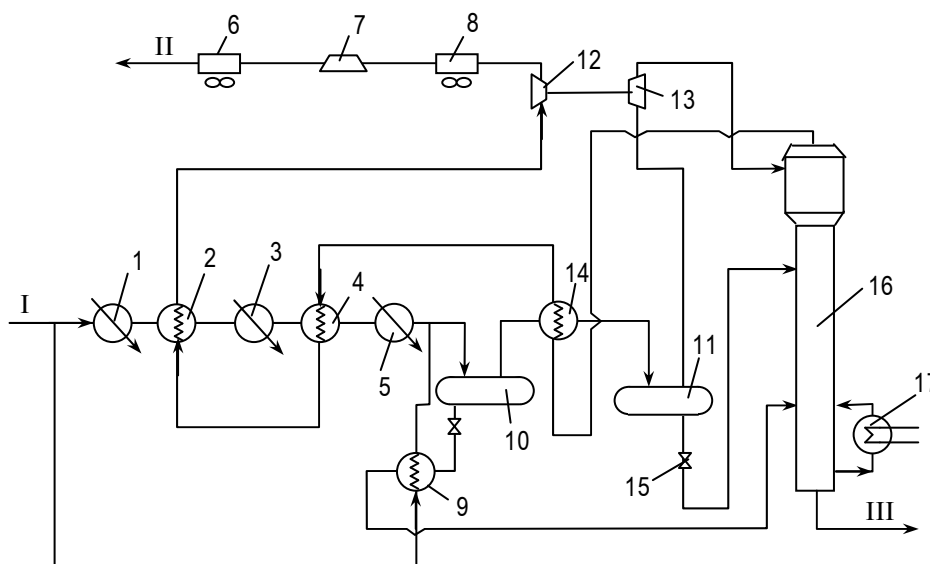


Hình VI.11. Sơ đồ NNT hai bậc để nhận $\text{C}_{\geq 3}$ có chu trình làm lạnh tổ hợp

1,12. Các máy nén; 2,13. Các thiết bị trao đổi nhiệt không khí; 3,4,7,8,9,11. Bộ phận trao đổi nhiệt; 5,15. Các bộ phận bay hơi propan; 6,10. Các tháp tách nhiệt độ thấp; 14. Tháp tách etan; 16. Hôl lưu; 17. Bơm; 18. Bộ phận gia nhiệt; 19,20. Bộ phận tiết lưu; I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Phân đoạn hydrocacbon nặng.

VI.3.3. Sơ đồ NNT hai bậc để nhận $C_{\geq 3}$ có chu trình làm lạnh tổ hợp (chu trình làm lạnh ngoài bằng propan, tiết lưu dòng chất lỏng và tuabin giãn nở khí)

Trong những năm gần đây ở Mỹ có khuynh hướng ứng dụng các thiết bị giãn nở khí (detendrer) khi chỉ cần tách $C_{\geq 3}$. Hình VI.12 đưa ra sơ đồ công nghệ chế biến khí đồng hành có hàm lượng $C_{\geq 3}$ là 300 g/m^3 để tách $90\% C_{\geq 3}$.



Hình VI.12. Sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp để nhận $C_{\geq 3}$ có chu trình làm lạnh tổ hợp

1,3,5. Bộ phận bay hơi propan; 2,4,9,14. Bộ phận trao đổi nhiệt; 6,8. Trao đổi nhiệt không khí; 7,12. Máy nén; 10,11. Tháp tách; 13. Tuabin giãn nở khí; 15. Bộ phận tiết lưu; 16. Tháp tách etan; 17. Bộ phận gia nhiệt.
I. Khí nguyên liệu; II. Khí khô; III. Phân đoạn hydrocacbon nặng.

Khí nguyên liệu được nén đến $4,0 \text{ MPa}$, sau khi đã làm sạch khỏi CO_2 và sấy bằng chất hấp phụ rắn, được đưa vào công đoạn ngưng tụ nhiệt độ thấp. Một phần khí đi vào các thiết bị bay hơi 1, 3, 5 và các thiết bị trao đổi nhiệt

2, 4, tại đây khí được làm lạnh đến -30°C , được trộn lẫn với một phần khí đã được làm lạnh đến cùng nhiệt độ đó bằng condensat từ tháp tách 10. Condensat từ tháp tách 10 được tiết lưu đến áp suất 1,7 MPa và sau khi truyền lạnh có nhiệt độ 20°C được dẫn tới tháp tách etan 16.

Từ tháp tách 10 khí sau khi được làm lạnh bởi khí khô đi ra từ đỉnh tháp tách etan 16 đạt nhiệt độ -51°C được dẫn vào tháp tách nhiệt độ thấp 11, tại đây khí được tách ra khỏi condensat và có nhiệt độ -51°C , áp suất 3,7 MPa đi vào tuabin 13. Condensat từ tháp tách nhiệt độ thấp 11 được dẫn qua van tiết lưu 15, áp suất của khí giảm đến 18 MPa và đưa vào tháp tách etan 16. Trong tuabin giãn nở khí 13, áp suất giảm đến 1,8 MPa, khi đó một phần khí bị ngưng tụ, được làm lạnh đến -78°C . Khí cùng với condensat từ tuabin 13 được dẫn đến phần trên của tháp tách etan 16.

Phân đoạn chứa các hydrocacbon nặng đã tách etan từ đáy tháp tách etan 16 có nhiệt độ 69°C được dẫn đi chế biến tiếp. Khí khô từ tháp tách etan 16 sau khi truyền lạnh được nén trong máy nén 12 đến 2,0 MPa nhờ có năng lượng từ tuabin 13 và tiếp tục được nén đến áp suất 4,0 MPa nhờ máy nén 7. Như vậy trong sơ đồ vừa xét trên, chu trình giãn nở khí được kết hợp với chu trình làm lạnh bằng etan (hoặc etylen).

VI.3.4. Sơ đồ NNT ba bậc để nhận C_{22} có chu trình làm lạnh tổ hợp (chu trình làm lạnh ngoài bằng propan, tiết lưu dòng lỏng và tuabin giãn nở khí)

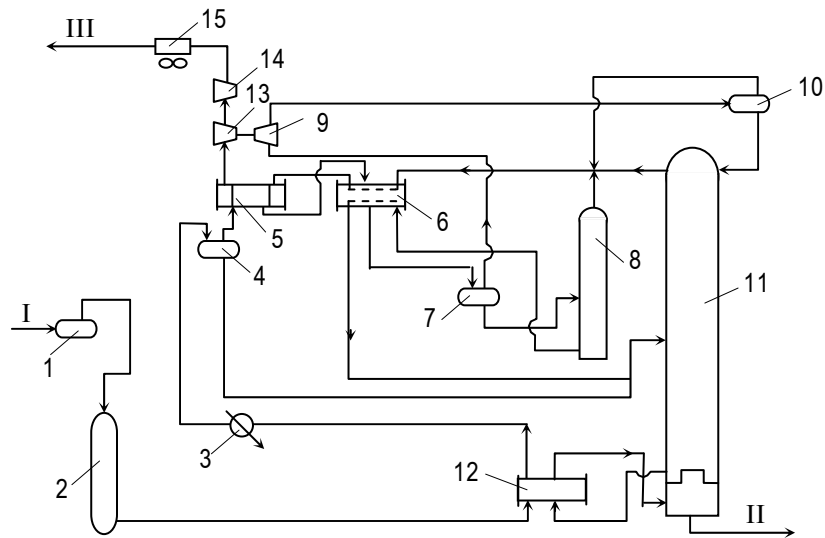
Chúng ta xét sơ đồ công nghệ của nhà máy Siligson (bang Texas của Mỹ) bao gồm công đoạn giãn nở khí để tách từ 50 đến 70% etan. Công suất của nhà máy tính theo khí nguyên liệu là 9050 ... 6373 nghìn $\text{m}^3/\text{ngày đêm}$ (hình VI.13).

Propan được tách ra gần 90%. Trong 1 m^3 khí nguyên liệu chứa 140 cm^3 etan, 103 cm^3 propan và hydrocacbon nặng, khoảng 0,12 mol% CO_2 và N_2 . Điểm đặc trưng của nhà máy là hoàn toàn không có làm lạnh bằng nước. Diện tích xây dựng nhà máy nhỏ hơn hai lần so với nhà máy có công suất tương tự làm việc theo sơ đồ hấp thụ nhiệt độ thấp.

Dòng khí có áp suất 5,9 MPa và nhiệt độ $36,7^{\circ}\text{C}$ được đưa vào tháp tách-lọc 1, tại đây nó được tách bỏ những giọt nước và hydrocacbon dạng lỏng. Khí sau khi lọc được đưa vào tháp hấp phụ 2 có chứa chất hấp phụ rắn, tại

đáy khí được sấy khô nước đến điểm sương $t = -101,1^{\circ}\text{C}$ ở áp suất đã cho của khí nguyên liệu tại đầu vào.

Khí đã sấy khô nước được dẫn qua bộ phận gia nhiệt 12 của tháp tách metan 11 để làm nóng phần đáy của tháp, sau khi ra khỏi bộ phận gia nhiệt, khí có nhiệt độ $18,3^{\circ}\text{C}$ được làm lạnh tiếp tục trong thiết bị trao đổi nhiệt 3 bằng propan đến nhiệt độ $-13,3^{\circ}\text{C}$. Sau đó khí được dẫn vào tháp tách 4, một phần hydrocarbon được ngưng tụ và được dẫn đến phần giữa của tháp tách metan. Khí từ tháp tách 4 đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 5 và 6, tại đây các dòng khí khô và khí nguyên liệu trao đổi nhiệt với nhau. Từ thiết bị trao đổi nhiệt, hỗn hợp lỏng hơi có áp suất 5,84 MPa và nhiệt độ -62°C đi vào tháp tách áp suất cao 7. Chất lỏng từ tháp tách 7 được bay hơi đẳng áp trong thiết bị thổi gió 8 ở nhiệt độ $-92,2^{\circ}\text{C}$ và áp suất 2,0 MPa, gần với áp suất trong tháp tách metan 11.



Hình VI.13. Sơ đồ công nghệ nhà máy chế biến khí ở Siligson (Mỹ)

1. Bộ phận tách lọc; 2. Tháp hấp phụ; 3. Trao đổi nhiệt propan; 4, 7, 10. Bộ phận tách; 5, 6. Bộ phận trao đổi nhiệt; 8. Bộ phận thổi gió; 9. Tuabin giãn nở khí; 11. Tháp tách metan; 12. Bộ phận gia nhiệt; 13, 14. Máy nén; 15. Trao đổi nhiệt không khí;
I. Khí nguyên liệu; II. Phân đoạn các hydrocarbon $\text{C}_{\geq 2}$; III. Khí khô.

Khí từ tháp tách 7 được dẫn vào tuabin 9, ở đây nó được giãn nở đẳng áp đẳng entropi đến áp suất khoảng 2,0 MPa. Khi đó nó được làm lạnh đến -98°C . Năng lượng giãn nở khí được sử dụng cho máy nén 13 để nén khí còn lại. Hỗn hợp khí lỏng từ tuabin đi vào tháp tách áp suất thấp 10, từ đây chất lỏng đi vào phần trên của tháp tách metan 11. Tháp tách metan 11 làm việc ở áp suất 1,9 MPa, nhiệt độ đỉnh -97°C , nhiệt độ đáy $16,7^{\circ}\text{C}$.

Đáy tháp tách metan 11 được đun nóng nhờ nhiệt của khí nguyên liệu, khí từ tháp tách 4 và từ thiết bị thổi gió 8. Khí từ tháp tách metan 11, tháp tách áp suất thấp 10 và từ thiết bị thổi gió 8 được hỗn hợp với nhau và tạo thành một dòng khí dư, sau khi được đun nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt 5 và 6 đến nhiệt độ $-17,8^{\circ}\text{C}$ có áp suất 1,8 MPa, được nén đến áp suất của khí thương phẩm bằng hai máy nén: máy nén ly tâm 13 nối với tuabin giãn nở khí và máy nén 14 nối với tuabin khí.

Trong sơ đồ đã xét ở trên, công đoạn giãn nở khí được sử dụng kết hợp với chu trình làm lạnh bằng etan (hoặc etylen).

VI.3.5. So sánh sơ đồ NNT để nhận C_{23} có chu trình làm lạnh tổ hợp (chu trình làm lạnh ngoài bằng propan và tuabin giãn nở khí)

Tuabin giãn nở khí dùng thích hợp trong các sơ đồ chế biến khí trong vùng nhiệt độ thấp từ -45°C ... -75°C . Khi đó nếu như hàm lượng C_{23} trong khí nguyên liệu vượt quá 70 ... 75 g/m³ thì thông thường chỉ làm lạnh bằng tuabin giãn nở khí thì không đủ tách triệt để mà cần phải có làm lạnh bổ sung.

Phân tích cho thấy rằng, vốn đầu tư ban đầu cho tất cả các sơ đồ đã xét ở trên thực tế là như nhau. Khi chế biến khí đồng hành theo sơ đồ NNT có công đoạn giãn nở khí để nhận sản phẩm C_{23} , áp suất trước thiết bị giãn nở không cần thiết phải lớn hơn 3,5 MPa, việc lựa chọn áp suất thích hợp dựa trên cơ sở những giải pháp kinh tế kỹ thuật chi tiết. Những nghiên cứu tính toán đã xác nhận rằng, với việc giảm hàm lượng C_{23} trong khí đồng hành, mức độ tách propan trên thực tế là như nhau do sự giảm nhiệt độ của dòng khí trong quá trình giãn nở (trong khi các thông số khác không đổi).

Điều đó có thể giải thích như sau: Để đạt được mức độ tách như nhau các cấu tử định trước, nhiệt độ cần thiết phải cao hơn đối với khí có hàm lượng C_{23} cao hơn. Khi giãn nở khí ở cùng mức độ thì độ nén của khí béo (có C_{23} lớn) cũng cao hơn độ nén của khí gầy. Như vậy nhiệt độ ngưng tụ thoát ra lớn hơn và nhiệt độ trong thiết bị giãn nở khí cũng tăng lên. Khi giãn nở

khí gây hơn thì quan sát được hình ảnh ngược lại. Như vậy xảy ra quá trình tự động điều chỉnh nhiệt độ trong thiết bị giãn nở khí phụ thuộc vào hàm lượng $C_{\geq 3}$ trong khí nguyên liệu (hay còn gọi là độ béo của khí), điều đó làm cho việc tách cấu tử định trước trên thực tế ở mức độ như nhau.

Các sơ đồ chế biến khí khác không có khả năng tự điều chỉnh để duy trì mức độ tách như nhau khi thành phần khí vào bị thay đổi. Thực tế một sơ đồ NNT bất kỳ khác được tính toán trên những thông số nhất định. Nếu như khí đưa vào chế biến gây hơn thì ở cùng một nhiệt độ và áp suất, mức độ tách bị giảm đi. Ngược lại, nếu khí đưa vào chế biến béo hơn thì mức độ tách tăng lên.

Việc ứng dụng công đoạn giãn nở khí làm cho sơ đồ công nghệ trở nên dễ điều khiển bởi vì các thông số của quá trình sẽ tự điều chỉnh và được duy trì ở mức độ cần thiết, đảm bảo việc tách các cấu tử định trước đạt được mức độ yêu cầu. Đó là ưu điểm của sơ đồ ngưng tụ nhiệt độ thấp có công đoạn giãn nở khí.

Tóm lại, trong chương này đã xét các sơ đồ NNT khác nhau, trong đó có những sơ đồ hiện đại nhất. Đã đưa ra những đặc trưng kinh tế kỹ thuật và so sánh các sơ đồ, rút ra những ưu điểm và nhược điểm, phạm vi ứng dụng từng sơ đồ.

Mặc dù về hình thức công nghệ rất đa dạng, tất cả các quá trình chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành bằng phương pháp ngưng tụ nhiệt độ thấp bao gồm những công đoạn cơ bản giống nhau. Nói chung đối với một sơ đồ NNT bất kỳ nhất thiết phải bao gồm các công đoạn chính sau: tách khí ở đầu vào khỏi các giọt lỏng và các hạt cơ học, nén khí, sấy khí, các kênh trao đổi nhiệt tái sinh để tận dụng lạnh và nhiệt của dòng khí và condensat, chu trình làm lạnh, tách – phân tách pha, tách metan và tách etan (đối với sơ đồ nhận sản phẩm là $C_{\geq 2}$) hoặc công đoạn tách etan của condensat (đối với sơ đồ nhận sản phẩm là $C_{\geq 3}$).