http://www.ebook.edu.vn

# MỞ ĐẦU

Dầu mỏ là khoáng vật phong phú nhất trong tự nhiên, là một trong những nguyên liệu thô quan trọng nhất mà loài người có được và nó là một trong những nguồn cung cấp hydrocacbon phong phú nhất có trong tự nhiên.

Dầu mỏ được con người biết đến từ thời cổ xưa, đến thế kỷ XVIII dầu mỏ được sử dụng làm nhiên liệu để đốt và thắp sáng. Sang thế kỷ XIX, dầu được coi như là nguồn nhiên liệu chính cho mọi phương tiện giao thông và cho nền kinh tế. Hiện nay, dầu mỏ đã trở thành nguồn năng lượng quan trọng nhất của mọi quốc gia trên thế giới. Khoảng  $65 \div 70\%$  năng lượng sử dụng đi từ dầu mỏ, chỉ  $20 \div 22\%$  đi từ than,  $5 \div 6\%$  từ năng lượng nước và  $8 \div 12\%$  từ năng lượng hạt nhân. Bên cạnh việc sử dụng dầu mỏ để chế biến thành các dạng nhiên liệu thì hướng sử dụng mạnh mẽ và hiệu quả nhất của dầu mỏ là làm nguyên liệu cho công nghiệp tổng hợp hữu cơ - hóa dầu như: sản xuất cao su, chất dẻo, tơ sợi tổng hợp, các chất hoạt động bề mặt, phân bón...

Ngành khai thác chế biến dầu khí là một ngành công nghiệp mũi nhọn, trong một tương lai dài vẫn chiếm một vị trí quan trọng trong lĩnh vực năng lượng và nguyên liệu hoá học mà không có tài nguyên thiên nhiên nào thay thế được. Hiệu quả sử dụng dầu mỏ phụ thuộc vào chất lượng của các quá trình chế biến. Theo các chuyên gia về hóa dầu Châu Âu, việc đưa dầu mỏ qua các quá trình chế biến sẽ nâng cao được hiệu quả sử dụng của dầu mỏ lên 5 lần, và như vậy tiết kiệm được nguồn tài nguyên quý giá này.

Dầu mỏ là hỗn hợp rất phức tạp gồm hydrocacbon, khí thiên nhiên, khí dầu mỏ và các hợp chất khác như CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, He, Ar, Ne... Dầu mỏ muốn sử dụng được phải phân chia thành từng phân đoạn nhỏ. Sự phân chia đó dựa vào phương pháp chưng cất để thu được các sản phẩm có nhiệt độ sôi khác nhau. Trong nhà máy lọc dầu, phân xưởng chưng cất dầu thô là một phân xưởng quan trọng, cho phép ta thu được các phân đoạn dầu mỏ để chế biến tiếp theo. Đồ án này đưa ra các vấn đề lý thuyết liên quan và thiết kế phân xưởng chưng cất dầu thô với nguyên liệu là dầu thô Trung Đông.

http://www.ebook.edu.vn

# PHẦN I TỔNG QUAN VỀ LÝ THUYẾT

## I. NGUYÊN LIỆU DẦU THÔ

## I.1. Thành phần hóa học của dầu thô:

## I.1.1. Thành phần nguyên tố

Dầu mỏ là một hỗn hợp phức tạp, trong dầu có chứa tới hàng trăm chất khác nhau, nhưng các nguyên tố cơ bản chứa trong dầu là cacbon và hydro. Trong đó C chiếm  $83 \div 87$  %, H chiếm  $11,5 \div 14\%$  [3]. Ngoài các nguyên tố chính trên, trong dầu còn có các nguyên tố khác như lưu huỳnh S chiếm  $0,1 \div 7\%$ , nitơ N chiếm  $0,001 \div 1,8\%$ , oxy O chiếm  $0,05 \div 1,0\%$  và một lượng nhỏ các nguyên tố khác như halogen (clo, iod) các kim loại như: niken, vanadi, volfram...

Dầu mỏ càng chứa nhiều hydrocacbon, càng ít các thành phần dị nguyên tố, chất lượng càng tốt và loại dầu mỏ đó có giá trị kinh tế cao.

#### I.1.2. Thành phần hydrocacbon

Hydrocacbon là thành phần chính trong dầu, hầu như tất cả các loại hydrocacbon (trừ olefin) đều có mặt trong dầu mỏ. Chúng chiếm tới 90% trọng lượng của dầu [1]. Số nguyên tử có trong mạch từ 1 ÷ 60 hoặc có thể cao hơn. Chúng được chia thành các nhóm parafin, naphaten, aromat, lai hợp naphaten – aromat. Bằng các phương pháp hoá lý đã xác định được hơn 400 loại hydrocacbon khác nhau [2].

## a. Hydrocacbon Parafin

Parafin còn gọi là alkan, có công thức tổng quát là  $C_nH_{2n+2}$  (với  $n \ge 1$ ), là loại hydrocacbon phổ biến nhất. Về mặt cấu trúc, hydrocacbon parafin có hai loại. Loại cấu trúc mạch thẳng gọi là n-parafin và loại cấu trúc mạch nhánh gọi là iso-parafin. Trong đó, n-parafin chiếm đa số (25 ÷ 30% thể tích) chúng có số nguyên tử cácbon từ  $C_1 \div C_{45}$  [2].

Trong dầu mỏ chúng tồn tại ở ba dạng rắn, lỏng, khí ở điều kiện thường (nhiệt độ  $25^{\circ}$ C, áp suất khí quyển). Các parafin mạch thẳng chứa đến 4 nguyên tử cacbon đều nằm ở thể khí. Các n-parafin mà phân tử chứa  $5 \div 17$  nguyên tử cacbon nằm ở thể lỏng, còn các n-parafin chứa 18 nguyên tử cacbon trở lên nằm ở dạng tinh thể.

Hydrocacbon parafin từ  $C_5 \div C_{10}$  nằm trong phần nhẹ của dầu, có nhánh (iso-parafin) là những cấu tử tốt của xăng, vì làm cho xăng có khả năng chống cháy kích nổ tốt. Trong khi đó các n-parafin lại có tác dụng xấu cho khả năng chống kích nổ (n- $C_7$  đã có trị số octan bằng 0). Những hydrocacbon parafin có số nguyên tử từ  $C_{10} \div C_{16}$  nằm trong nhiên liệu phản lực, diesel, khi có cấu trúc thẳng lại là các cấu tử có ích cho nhiên liệu vì chúng có khả năng tự bốc cháy cao khi trộn với không khí bị nén trong động cơ. Trong chế biến hoá dầu, những hydrocacbon parafin chứa trong phần nhẹ đầu hay trong khí đồng hành lại là nguyên liệu rất tốt cho quá trình sản xuất olefin thấp như etylen, propylen, butylen, và butadien đó là những nguyên liệu cơ sở cho tổng hợp hoá học để sản xuất chất đẻo, vải, sợi hoá học, tơ nhân tạo.

Những n-parafin có số nguyên tử cao từ C<sub>18</sub> trở lên, ở nhiệt độ thường có dạng tinh thể rắn trong dầu. Chúng có thể hoà tan hoặc tạo thành các tinh thể lơ lửng trong dầu. Nếu hàm lượng các parafin này cao, chúng có thể làm cho toàn bộ dầu thô bị đông đặc, mất hẳn tính linh động, gây khó khăn cho quá trình khai thác, vận chuyển và bảo quản. Người ta phải áp dụng các biện pháp kỹ thuật chuyên biệt và công nghệ phức tạp để xử lý nhằm mục đích loại các parafin rắn đến mức độ cần thiết, sao cho sản phẩm có độ linh động trong điều kiện sử dụng.

Nếu bơm và vận chuyển các loại dầu này ta phải áp dụng các biện pháp như: gia nhiệt đường ống, cho thêm phụ gia, tách bớt parafin rắn ngay tại nơi khai thác để hạ điểm đông đặc. Các biện pháp này gây tốn kém, làm giảm giá thành dầu thô.

http Tuy nhiên các parafin rắn tách được từ dầu thô lại là nguyên liệu quý của quá trình chế biến, sản xuất các sản phẩm tiêu dùng như nến, giấy sáp, diêm hay vật liệu chống thấm hay để điều chế chất tẩy rửa tổng hợp, tơ sợi, phân bón, chất dẻo... Mặt khác nếu đem oxy hoá chúng người ta nhận được các axit béo, alcol cao, đó là các nguyên liệu quý để tổng hợp các chất hoạt động bề mặt là loại chất có nhiều ứng dụng trong nền kinh tế.

Còn các iso-parafin thường chỉ nằm trong phần nhẹ và phần có nhiệt độ sôi cao thì chúng rất ít. Về vị trí nhánh phụ có hai đặc điểm sau: các iso-parafin trong dầu mỏ đều có cấu trúc đơn giản mạch chính dài và mạch phụ ngắn. Các nhánh phụ thường là gốc metyl. Đối với các iso-parafin có một nhánh phụ thì thường đính vào các vị trí cacbon số 2 hoặc số 3, còn vị trí sâu hơn thì rất ít. Đối với các loại hyđrocacbon có 2, 3 nhánh phụ thì xu hướng tạo nên mạch cacbon bậc 4, nghĩa là 2 nhánh phụ đính vào cùng một cacbon trong mạch chính.

Các iso-parafin so với n-parafin chúng có độ linh động cao hơn. Chúng làm tăng trị số octan của xăng.

## b. Các hydrocacbon naphtenic:

Naphtenic hay còn gọi là cyclo parafin, có công thức tổng quát là  $C_nH_{2n}$ . Hàm lượng có thể thay đổi  $30 \div 60\%$  trọng lượng [2]. Những hydrocacbon này thường gặp là loại một vòng, trong đó chiếm chủ yếu là loại vòng 5 cạnh. Loại vòng naphten 7 cạnh hoặc lớn hơn ít gặp trong dầu. Những naphten có từ 2 hay 3 vòng ngưng tụ cũng ít gặp, nhưng loại naphten có vòng ngưng tụ với hydrocacbon thơm hay có mạch nhánh dài lại hay gặp trong dầu mỏ. Hydrocacbon này do bị ảnh hưởng của các vòng hay nhánh dài nên tính chất thuần của naphten không còn nguyên nữa mà đã mang tính chất lai hợp giữa mạch vòng và mạch thẳng nên gọi là hydrocacbon lai hợp. Hydrocacbon lai hợp có số lượng lớn ở nhiệt độ sôi cao của dầu mỏ.

Những loại naphten hai vòng cũng đã thấy có trong dầu mỏ và đã định được những loại naphten hai vòng có số nguyên tử cacbon đến  $C_{20} \div C_{25}$ .

Hiện nay, các phân tích hóa học đã xác định được 25 hợp chất naphten hai vòng, 5 hợp chất naphten ba vòng, và 4 hợp chất naphten bốn và năm vòng. Cũng chưa có bằng chứng phân tích nào cho biết chính xác cấu trúc của các hợp chất naphten có số vòng lớn hơn 5. Tuy nhiên, dựa trên kết quả phân tích phổ khối của các phân đoạn dầu nặng, đã tìm thấy sự có mặt của các hydrocacbon naphten đa vòng với số vòng lên tới 7 hoặc 8 trong cấu trúc của nó [3].

Những naphten 3 vòng thường gặp ở dạng alkylperhydrophenantren như:

$$\bigcap^{R} \bigcap^{R}$$

Còn những naphten 4 và 5 vòng cũng đã phát hiện thấy trong phần có nhiệt độ sôi khoảng 475°C (của dầu mỏ Nigiêria và một số nước khác như Kuwait, Iran, Libi...).

Loại naphten 4 vòng thường là đồng đẳng và đồng phân của cyclopentan<br/>perhydrophenantren ( $C_{27} \div C_{30}$ ),

Ví dụ:

Loai naphten 5 vòng quan trong nhất là gopan, lupan và phridelan:

Nói chung các naphten nhiều vòng có số lượng không nhiều, trong dầu mỏ hydrocacbon naphten một vòng là thành phần quan trọng trong nhiên liệu động cơ, làm cho xăng có chất lượng cao, những hydrocacbon naphtenic một vòng hay hai vòng có mạch nhánh dài là những cấu tử tốt của dầu nhờn vì chúng có độ nhớt cao và độ nhớt ít thay đổi theo nhiệt độ. Đặc biệt, chúng là cấu tử rất quý cho nhiên liệu phản lực vì chúng có nhiệt cháy rất cao, đồng thời giữ được tính linh động ở nhiệt độ thấp, điều này rất phù hợp khi động cơ phải làm việc ở nhiệt độ âm.

Ngoài ra, những naphtenic nằm trong dầu mỏ còn là nguyên liệu quý từ đó điều chế được các hydrocacbon thơm: Bezen, Toluen, Xylen (BTX) là chất khởi đầu để sản xuất tơ sợi tổng hợp và chất dẻo.

Như vậy, dầu mỏ càng nhiều naphten thì càng có giá trị kinh tế cao, vì có thể sản xuất được các sản phẩm nhiên liệu và phi nhiên liệu đều có chất lượng tốt. Chúng lại có nhiệt độ đông đặc thấp nên giữ được tính linh động không gây khó khăn tốn kém cho quá trình bơm, vận chuyển, phun nhiên liệu.

## c. Hydrocacbon thom (aromatic):

Hydrocacbon thơm hay còn gọi là hydrocacbon aromatic. Có công thức tổng quát là  $C_nH_{2n-6}$ , có cấu trúc vòng 6 cạnh đặc trưng là Benzen và các dẫn

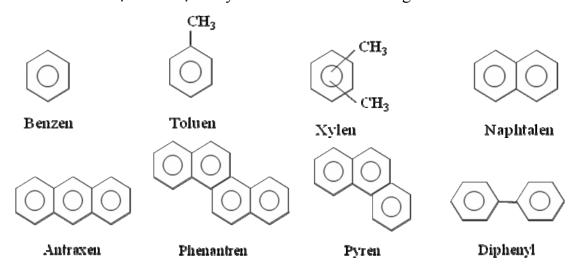
xuất có mạch nhánh alkyl đính bên (Toluen, Xylen...). Trong dầu mỏ thường gặp là loại 1 vòng và nhiều vòng thơm có cấu trúc ngưng tụ.

Loại hydrocacbon thơm 1 vòng và các đồng đẳng của chúng là loại phổ biến nhất, những đồng đẳng benzen nói chung đều đã tách và xác định được trong nhiều loại dầu, những loại alkyl benzen với 1, 2, 3, 4 nhánh phụ như 1,2,4 trimetyl benzen. Tuy nhiên loại 4 nhánh như tetra-metyl benzen thường ta thấy với tỷ lệ nhiều nhất. Trong dầu mỏ aclan (Liên Xô) ta thấy trong số hydrocacbon thơm vòng với 2,3,4 nhóm thế metyl thì loại 1,3; 1,3,5 chiếm phần chủ yếu. Trong dầu hàm lượng tối đa của toluen khoảng 25%, Xylen và benzen khoảng 1,6%.

Loại hydrocacbon thơm 2 vòng có cấu trúc ngưng tụ như naphten và đồng đẳng hoặc cấu trúc cầu nối như diphenyl nói chung đều có trong dầu mỏ. Trong dầu mỏ Grossny, Bacu, Pocacity... đều có mặt các đồng đẳng 1 hoặc 3 nhóm thế metyl của naphten trong đó dimetyl naphtalen chiếm khoảng 40%. Loại cấu trúc đơn giản kiểu diphenyl thì ít hơn so với cấu trúc 2 vòng ngưng tụ kiểu naphten.

Những hydrocacbon nhiều vòng như pyren, benzanthracen cũng đã tìm thấy trong dầu Califonia, dầu Kuwait, nói chung là số lượng rất ít, các đồng đẳng chủ yếu là các nhóm thế metyl, các nhóm thế 2, 3 nguyên tử cacbon trở lên nói chung không gặp trong dầu mỏ.

Một số ví du về hydrocacbon thơm có trong dầu mỏ:



Hydrocacbon thơm là cấu tử có trị số octan cao nhất nên chúng là những cấu tử quý cho xăng, làm tăng khả năng chống kích nổ của xăng. Nhưng nếu chúng có mặt trong nhiên liệu phản lực hay nhiên liệu diesel lại làm giảm chất lượng của các loại nhiên liệu này. Do tính khó tự bốc cháy và tạo cốc, tạo tàn trong động cơ. Nhưng hydrocacbon thơm một vòng hay 2 vòng có mạch nhánh alkyl dài và có cấu trúc nhánh cũng là những cấu tử tốt để sản xuất dầu nhờn có chỉ số nhớt cao (độ nhớt ít biến đổi theo nhiệt độ) còn những hydrocacbon thơm đa vòng ngưng tụ cao hoặc không có mạch parafin dài lại là những cấu tử có hại trong sản xuất dầu nhờn, cũng như trong quá trình chế biến xúc tác do chúng nhanh chóng gây ngộ độc xúc tác.

## d. Hydrocacbon loại lai hợp naphten-thom:

Hydrocacbon loại lai hợp naphten-thơm (trong phân tử vừa có vòng thơm, vừa có vòng naphten) là loại rất phổ biến trong dầu mỏ, chúng thường nằm ở phần có nhiệt độ sôi cao. Cấu trúc hydrocacbon loại lai hợp này gần với cấu trúc trong các vật liệu hữu cơ ban đầu, nên dầu càng có độ biến chất thấp sẽ càng nhiều hydrocacbon lai hợp.

Những hydrocacbon lai hợp phức tạp hơn (1 vòng thơm ngưng tụ với naphten trở lên) so với loại đơn giản thì chúng ở trong dầu có ít hơn, vì vậy cấu trúc loại tetralin và indan được xem là cấu trúc chủ yếu. Trong những cấu

trúc như vậy thì nhánh phụ đính vào vòng thơm là nhóm metyl, còn nhánh chính đính vào vòng naphten thường là mạch thẳng dài hơn.

Đối với hydrocacbon có một vòng thơm và một vòng naphten hỗn hợp, ngoài dạng ngưng tụ, cũng có mặt dạng cầu nối giống như diphenyl.

Nói chung tổng số vòng tối đa của loại cấu trúc hỗn hợp cũng chỉ đến 6. Nhưng nhánh phụ đính xung quanh các vòng này cũng mang các đặc tính như trên, nghĩa là xung quanh vòng thơm, thường chỉ có một số nhánh phụ ngắn chủ yếu là metyl. Rất ít khi có nhánh phụ là etyl trong khi đó trong các vòng naphten thường có một hoặc hai nhánh phụ dài. Số nhánh phụ nói chung có thể từ  $2 \div 6$  nhánh.

#### I.1.3. Thành phần phi hydrocacbon

Là các chất hữu cơ mà trong thành phần của chúng có chứa nguyên tố O, N, S hoặc đồng thời chứa cả O, N, S (các hợp chất này là chất nhựa và asphanten).

Hàm lượng các hợp chất này chứa trong dầu mỏ tuỳ thuộc vào chất liệu hữu cơ ban đầu tạo thành dầu. Mỗi loại dầu có hàm lượng và tỷ lệ các hợp chất phi hydrocacbon khác nhau. Nếu dầu thô khai thác lên mà thuộc loại có độ biến chất thấp thì chứa nhiều hợp chất phi hydrocacbon hơn loại có độ biến chất cao.

Một số loại hợp chất phi hydrocacbon:

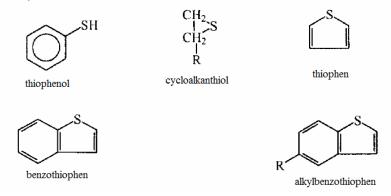
a. Các hợp chất chứa S:

Các hợp chất chứa S là loại hợp chất phổ biến nhất. Các hợp chất này làm xấu đi chất lượng của dầu thô. Đã xác định được trên 250 loại hợp chất của lưu huỳnh có mặt trong dầu mỏ [2]. Các loại dầu chứa ít hơn 0,5% lưu huỳnh là loại dầu tốt, còn chứa từ 1 ÷ 2% lưu huỳnh trở lên là loại dầu xấu. Các hợp chất chứa lưu huỳnh thường ở các dạng như sau:

- + Mercaptan (R-S-H)
- + Sunfua R-S-R'.
- + Disunfua R-S-S-R'.

+ Thiophen (lưu huỳnh trong mạch vòng).

+Lưu huỳnh tự do S, H<sub>2</sub>S.



#### Luu huỳnh dạng mercaptan:

Là hợp chất có nhóm SH liên kết trực tiếp với gốc hydrocacbon, không bền, dễ bị phần huỷ ở nhiệt độ cao.

$$2RSH \xrightarrow{300^{0}C} R - S - R + H_{2}S$$

$$RSH \xrightarrow{300^{0}C} R - CH = CH_{2} + H_{2}S$$

Các chất mercaptan thường có mặt ở phần nhiệt độ sôi thấp (ở phân đoạn xăng, với nhiệt độ sôi dưới 200°C), các mercaptan này có gốc hydrocacbon với cấu trúc thẳng, nhánh hoặc vòng (thiophenol).

Các gốc hydrocacbon thường từ  $C_1 \div C_8$ . Các nhánh của mercaptan chỉ là những gốc nhỏ (hầu hết là gốc metyl) và ít nhánh.

Mặt khác, các chất mercaptan lại rất dễ bị oxy hoá ngay cả với không khí tạo thành disunfua, nếu với chất oxy hoá mạnh có thể tạo thành sunfuarit.

$$RSH + \frac{1}{2} O_2 \longrightarrow R - S - S - R' + H_2O$$

> Lưu huỳnh dạng sunfua và dạng disunfua:

Các chất này thường có ở phân đoạn có nhiệt độ sôi trung bình và cao. Gốc hydrocacbon có thể là mạch thẳng, vòng no hoặc vòng thơm. http://v**Vi**vdy:book.edu.vn



Đặc biệt ở phần có nhiệt độ sôi cao thường thấy nhiều lưu huỳnh dạng disunfua, có thể là do các chất mercaptan bị phân hủy hoặc dễ dàng bị oxy hóa để tạo ra disunfua theo phản ứng sau:

$$2RSH + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow R-S-S-R + H_2O$$

## > Lưu huỳnh dạng thiophen:

Thiophen là loại hợp chất chứa lưu huỳnh phổ biến nhất (chiếm 45 ÷ 92% trong tất cả các dạng hợp chất chứa lưu huỳnh của dầu mỏ). Chúng thường có ở phần có nhiệt độ sôi trung bình và cao của dầu.

Các hợp chất chứa lưu huỳnh dạng thiophen có cấu trúc mạch vòng, như:



## Lưu huỳnh dạng tự do:

Đó là lưu huỳnh dạng nguyên tố và dạng  $H_2S$ . Dựa vào hàm lượng có trong dầu mà người ta phân ra hai loại.

- + Dầu chua: Khi lượng  $H_2S > 3,7$ ml  $H_2S / 1$ lít dầu.
- + Dầu ngọt: Lượng  $H_2S < 3.7$ ml  $H_2S / 1$ lít dầu.

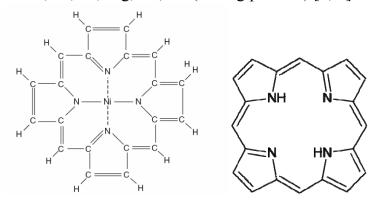
Khi đun nóng  $H_2S$  sẽ bay hơi gây nên ăn mòn các hệ thống đường ống dẫn vào thiết bị. Trên thế giới, dầu thô Mehico là loại dầu có hàm lượng có  $H_2S$  cao.

Ngoài ra trong dầu còn có dạng hợp chất chứa lưu huỳnh mà trong cấu trúc của nó có cả nitơ như tiazel, tiacridin:

Nói chung các hợp chất chứa lưu huỳnh trong dầu là các chất có hại vì trong chế biến cũng như sử dụng chúng thường tạo ra các hợp chất gây ăn mòn thiết bị, ô nhiễm môi trường do khi cháy tạo ra  $SO_x$ , gây ngộ độc xúc tác và làm giảm chất lượng sản phẩm chế biến. Vì thế, nếu hàm lượng lưu huỳnh cao hơn giới hạn cho phép người ta phải áp dụng các biện pháp xử lý tốn kém. Do vậy hàm lượng của hợp chất lưu huỳnh được coi là một chỉ tiêu đánh giá chất lượng của dầu và các sản phẩm dầu.

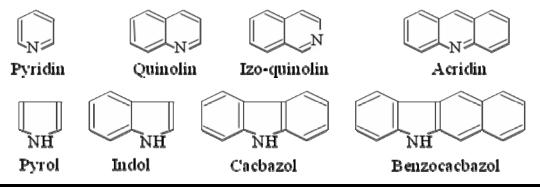
#### b. Các hợp chất chứa Nitơ:

Các chất chứa nitơ thường có rất ít trong dầu mỏ (0,01 ÷ 1% trọng lượng), chúng nằm ở phần có nhiệt độ sôi cao: thường có 1, 2 hoặc 3 nguyên tử N. Những hợp chất có một nguyên tử nitơ thường có tính bazơ và là loại chính; còn các chất chứa từ 2 nguyên tử nitơ trở lên thường rất ít. Cũng có loại chứa tới 4 nguyên tử nitơ. Những chất này thường có xu hướng tạo phức với kim loại như V, Ni, Fe, Mg, Co, Zn (ở dạng porfirin) [5, 6]:



Trong các hợp chất chứa một nguyên tử nitơ thì dạng pyridin và quinolin thường có nhiều.

Một số hợp chất chứa một nitơ trong dầu [2]:



Tuy với số lượng nhỏ hơn các hợp chất chứa lưu huỳnh nhưng các hợp chất chứa nitơ cũng là những chất có hại, rất độc cho xúc tác trong quá trình chế biến đồng thời chúng phản ứng tạo nhựa, làm tối màu sản phẩm trong thời gian bảo quản. Khi có mặt trong nhiên liệu, các hợp chất nitơ cháy tạo ra khí NOx là những khí gây độc, gây ăn mòn mạnh. Do vậy cũng như các hợp chất lưu huỳnh khi hàm lượng nitơ vượt quá giới hạn cho phép, người ta cũng phải tiến hành loại bỏ chúng trước khi đưa dầu thô vào quá trình chế biến.

## c. Các hợp chất chứa oxy:

Các chất chứa oxi trong dầu mỏ thường tồn tại dưới dạng axit hữu cơ (phổ biến là axit naphtenic), xeton, phenol, este, ete. Trong đó, các axit và phenol là quan trọng hơn cả. Chúng thường nằm ở những vùng có nhiệt độ sôi trung bình và cao. Các axit thường có một chức và có nhiều nhất ở phần nhiệt độ sôi trung bình, còn ở nhiệt độ sôi cao hơn hàm lượng axit giảm [2].

Hàm lượng của oxy trong dầu thường từ  $0,1 \div 3\%$ , cũng có thể lên đến 4%. Hàm lượng của oxy trong các phân đoạn của dầu mỏ tăng theo nhiệt độ sôi của phân đoạn. Hơn 20% khối lượng các hợp chất chứa oxy trong dầu mỏ tập trung ở phần nhựa và asphanten [3].

Các axit naphtenic chủ yếu là vòng 5 cạnh và 6 cạnh. Người ta cũng tìm thấy các axit hữu cơ mạch thẳng với số nguyên tử  $C_{20} \div C_{21}$  trở lên và có cả axit hữu cơ mạch nhánh, nhưng hàm lượng của chúng không nhiều so với các axit naphtenic. Các phenol trong dầu mỏ thường gặp phải là các phenol và đồng đẳng và phenol thường có ít hơn so với đồng đẳng của nó.

Hàm lượng axit naphtenic chiếm khoảng  $0.01 \div 0.04\%$  đôi khi lên đến 1.7% còn hàm lượng của phenol rất ít, chỉ khoảng  $0.001 \div 0.05\%$  [1].

Ở các phân đoạn nặng thì các vòng hydrocacbon lại mang tính chất hỗn hợp giữa naphten-thơm. Còn trong các axit nằm trong phần cặn của dầu có cấu trúc phức tạp giống như cấu trúc các nhựa asphanten, nên được gọi là asphantic, đồng thời trong thành phần của nó còn có thể có cả dị nguyên tố khác.

Các phenol thường gặp:



Còn xeton cũng tìm thấy trong phần có nhiệt độ sôi cao nhưng hàm lượng xeton nói chung là không nhiều trong dầu mỏ và ngay cả trong phần nặng của dầu mỏ.

#### d. Các kim loại nặng:

Hàm lượng các kim loại nặng có trong dầu thường không nhiều (phần vạn đến phần triệu), chúng có trong cấu trúc của các phức cơ kim, ở dạng porfirin. Trong đó chủ yếu là phức của 2 nguyên tố V, Ni. Ngoài ra còn có một lượng nhỏ các nguyên tố khác như Fe, Cu, Zn, Ca, Mg, Ti...

Hàm lượng các kim loại nặng nhiều sẽ gây trở ngại cho quá trình chế biến có sử dụng xúc tác, vì chúng gây ngộ độc xúc tác. Đối với quá trình cracking hay reforming xúc tác yêu cầu các kim loại này không quá  $5 \div 10$  ppm. Ngoài ra, trong phần cặn của dầu mỏ mà chứa nhiều kim loại nặng khi sử dụng làm nhiên liệu đốt lò sẽ có thể xảy ra sự cố thủng lò do tạo hợp kim có nhiệt độ nóng chảy thấp.

# e. Các chất nhựa và asphanten:

Nhựa và asphanten là những chất chứa đồng thời các nguyên tố C, H, O, S, N; có phân tử lượng rất lớn (500 ÷ 600 đ.v.C trở lên). Nhìn bề ngoài chúng đều có màu xẫm, nặng hơn nước (tỷ trọng lớn hơn 1), và không tan trong nước. Chúng đều có cấu trúc hệ vòng thơm ngưng tụ cao, thường tập trung nhiều ở phần nặng, nhất là trong cặn dầu mỏ. Tuy nhiên chúng có những đặc điểm khác nhau:

Nhựa, khi tách ra khỏi dầu mỏ chúng là những chất lỏng đặc quánh có khi rắn. Nhựa có màu vàng sẫm, tỷ trọng lớn hơn 1, trọng lượng phân tử 600
÷ 1000 đ.v.C. Nhựa dễ tan trong dung môi hữu cơ, khi tan tạo thành dung

dịch thực. Độ thơm hoá là tỷ số giữa nguyên tử cacbon nằm ở vòng thơm so với tổng số nguyên tử cacbon trong toàn phân tử là  $0.14 \div 0.25$ .

- Asphanten, khi tách ra khỏi dầu mỏ bề ngoài của chúng có màu sẫm hoặc đen dưới dạng rắn. Đun nóng cũng gây nên chảy mềm chỉ bị phân huỷ nếu nhiệt độ đun cao hơn 300°C tạo thành khí và cốc. Asphanten khó hoà tan trong dung môi hữu cơ. Khi tan tạo thành dung dịch keo, có thể hoà tan trong benzel, clorofooc và sunfua cacbon. Độ thơm hoá  $0.2 \div 0.7$ . Đặc biệt đối với loại dầu mang họ parafinic, có rất nhiều hydrocacbon parafinic trong phần nhẹ thì asphanten thường rất ít và nằm dưới dạng phân tán lơ lửng, đôi khi chỉ có dạng vết, ngược lại dầu chứa nhiều hydrocacbon thơm thì thường chứa nhiều asphanten và chúng thường ở dưới dạng dung dịch keo bền vững.

Các chất nhựa và các asphanten thường có nhiều ở phần nặng đặc biệt ở phần cặn sau khi chưng cất. Các chất này đều làm xấu đi chất lượng của dầu mỏ. Sự có mặt của chúng trong nhiên liệu sẽ làm cho sản phẩm bị sẫm màu, khi cháy không hết sẽ tạo tàn, tạo cặn. Trong quá trình chế biến chúng dễ gây ngộ độc xúc tác. Tuy nhiên dầu mỏ chứa nhiều nhựa asphanten sẽ là nguồn nguyên liệu tốt để sản xuất nhựa đường.

Nhựa và asphanten ở các loại dầu mỏ khác nhau vẫn có thành phần nguyên tố gần giống nhau. Nhựa dễ chuyển thành asphanten khi bị oxy hóa, do đó có thể coi rằng, asphanten là sản phẩm chuyển hóa tiếp theo của nhựa. Vì vậy mà phân tử lượng của asphanten bao giờ cũng cao hơn của nhựa.

## g. Nước lẫn trong dầu mỏ (nước khoan):

Trong dầu mỏ bao giờ cũng lẫn một lượng nước nhất định chúng tồn tại ở dạng nhũ tương. Nước nằm ở dạng nhũ tương bền nên khó tách. Khi khai thác dầu, để lắng, nước sẽ tách ra khỏi dầu. Trong trường hợp nước tạo thành hệ nhũ tương bền vững, lúc đó muốn tách được hết nước phải dùng phụ gia phá nhũ.

Có hai nguyên nhân dẫn đến sự có mặt của nước trong dầu, đó là: nước có từ khi hình thành nên dầu khí do sự lún chìm của vật liệu hữu cơ dưới đáy biển; nước từ khí quyển (như nước mưa) ngấm vào các mỏ dầu.

Trong nước chứa một lượng rất lớn các muối khoáng khác nhau. Các cation và anion thường gặp là: Na<sup>2+</sup>, Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Fe<sup>2+</sup>, K<sup>+</sup>, Cl<sup>-</sup>, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, Br<sup>-</sup>, Γ... ngoài ra còn có một số oxit không phân ly ở dạng keo như là Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, SiO<sub>2</sub>.

Trong số các cation và anion trên thì nhiều nhất là  $Na^+$  và  $Cl^-$ . Một số mỏ dầu mà nước khoan có chứa 2 ion này với hàm lượng có khi lên đến 90%. Hàm lượng chung các muối khoáng của nước khoan có thể nhỏ hơn 1% cho đến  $20 \div 26\%$ .

Điều cần chú ý rằng, một số muối khoáng trong nước có thể bị phân huỷ tạo thành axit (dưới tác dụng của nhiệt)

Ví dụ:

$$MgCl_2 + 2H_2O \longrightarrow Mg(OH)_2 \downarrow + HCl$$
  
 $MgCl_2 + H_2O \longrightarrow Mg(OH)Cl + H_2O$ 

Quá trình phân huỷ các muối khoáng gây tác hại rất lớn như là gây ăn mòn thiết bị, bơm, đường ống...

Mặt khác trong nước khoan còn có  $H_2S$  khi có mặt của  $H_2S$  và các muối dễ bị thuỷ phân thì thiết bị càng nhanh bị ăn mòn.

Vì vậy phải nghiên cứu kỹ về nước khoan và các biện pháp ngăn ngừa sự ăn mòn đó hay nói cách khác vấn đề làm sạch nhũ tương nước trong dầu trước khi đưa vào chế biến là rất quan trọng.

## I.2. Các đặc tính vật lý quan trọng của dầu thô:

## I.2.1. Tỷ trọng

Khối lượng riêng của dầu là khối lượng của một lít dầu tính bằng kilogam. Tỷ trọng của dầu là khối lượng của dầu so với khối lượng của nước ở cùng một thể tích và ở nhiệt độ xác định. Do vậy tỷ trọng sẽ có giá trị đúng bằng khối lượng riêng khi coi khối lượng riêng của nước ở 4°C bằng 1. Trong

thực tế tồn tại các hệ thống đo tỷ trọng sau:  $d_4^{20}$ ,  $d_4^{15}$ ,  $d_{15,6}^{15,6}$ , với chỉ số bên trên là nhiệt độ của dầu trong lúc thử nghiệm còn chỉ số bên dưới là nhiệt độ của nước khi thử nghiêm. Tỷ trọng của dầu dao động trong khoảng rộng, tuỳ thuộc vào loại dầu và có trị số từ  $0.8 \div 0.99$ . Tỷ trọng của dầu rất quan trọng khi đánh giá chất lượng dầu thô. Sở dĩ như vậy vì tỷ trọng có liên quan đến bản chất hoá học cũng như đặc tính phân bố các phân đoạn trong dầu thô.

Dầu thô càng nhẹ tức có tỷ trọng thấp, càng mang đặc tính dầu parafinic, đồng thời tỷ lệ các phân đoạn nặng sẽ ít. Ngược lại, dầu càng nặng tức tỷ trọng cao, dầu thô càng mang đặc tính dầu aromatic hoặc naphtenic các phân đoạn nặng sẽ chiếm tỷ lệ cao. Sở dĩ như vậy vì tỷ trọng hydrocacbon parafinic bao giờ cũng thấp hơn so với naphtenic và aromatic khi chúng có cùng một số nguyên tử cacbon trong phân tử. Mặt khác những phần không phải là hydrocacbon như các chất nhựa, asphanten, các hợp chất chứa lưu huỳnh, chứa nitơ, chứa các kim loại lại thường tập trung trong các phần nặng, các nhiệt độ sôi cao vì vậy dầu thô có tỷ trọng cao, chất lượng càng giảm.

## I.2.2. Độ nhớt của dầu và sản phẩm dầu

Độ nhớt đặc trưng cho tính lưu biến của dầu cũng như ma sát nội tại của dầu. Do vậy, độ nhớt cho phép đánh giá khả năng bơm vận chuyển và chế biến dầu.

Quan trọng hơn độ nhớt của sản phẩm đánh giá khả năng bôi trơn, tạo mù sương nhiên liệu khi phun vào động cơ, lò đốt. Độ nhớt phụ thuộc vào nhiệt độ, khi nhiệt độ tăng, độ nhớt giảm. có hai loại độ nhớt:

- Độ nhớt động học (St hay cSt)
- Độ nhớt quy ước (độ nhớt biểu kiến) còn gọi là độ nhớt Engler (°E)

## I.2.3. Thành phần phân đoạn

Vì dầu mỏ là thành phần hỗn hợp của nhiều hydrocacbon, có nhiệt độ sôi khác nhau, nên dầu mỏ không có một nhiệt độ sôi nhất định đặc trưng như mọi đơn chất khác. Ở nhiệt độ nào cũng có những hợp chất có nhiệt độ sôi tương ứng thoát ra, và sự khác nhau của từng loại dầu thô chính là sự khác

nhau về lượng chất thoát ra ở các nhiệt độ tương ứng khi chưng cất. Vì thế, để đặc trưng cho từng loại dầu thô, thường đánh giá bằng đường cong chưng cất, nghĩa là các đường cong biểu diễn sự phân bố lượng các sản phẩm chưng cất theo nhiệt độ sôi. Những điều kiện khi chưng cất khác nhau sẽ cho các đường cong chưng cất khác nhau.

Đường cong chưng cất là đường cong biểu diễn tương quan giữa thành phần cất và nhiệt độ sôi.

Để đặc trưng cho từng loại dầu thô thường xác định bằng hai đường cong chưng cất sau:

- Đường cong chưng cất đơn giản (đường cong chưng cất Engler): là đường cong biểu diễn quan hệ giữa nhiệt độ sôI và % thể tích khi chưng cất dầu trong dụng cụ chuẩn hóa Engler, khi chưng cất không có tinh luyện, không có hồi lưu. Đường cong này dùng để đánh giá khả năng sử dụng của sản phẩm dầu hay phân đoạn dầu.
- Đường cong điểm sôi thực là đường cong chưng cất có chưng luyện. Đường cong chưng cất nhận được khi chưng cất mẫu dầu thô trong thiết bị chưng cất có trang bị phần tinh luyện và hồi lưu, có khả năng phân chia tương ứng số đĩa lý thuyết trên 10 với tỷ số hồi lưu sản phẩm khoảng 5. Về lý thuyết trong chưng cất điểm sôi thực đã sử dụng hệ chưng cất có khă năng phân chia rất triệt để nhằm làm cấu tử có mặt trong hỗn hợp được phân chia riêng biệt ở chính nhiệt độ sôi của từng cấu tử và với số lượng đúng bằng số lượng cấu tử có trong hỗn hợp. Đường cong này phản ánh chính xác hơn sự phân bố từng hợp chất theo nhiệt độ sôi thực của nó trong dầu thô.

## I.2.4. Nhiệt độ sôi trung bình

Nhiệt độ sôi trung bình của dầu thô và các phân đoạn dầu có quan hệ với các tính chất vật lý khác nhau như tỷ trọng, độ nhớt, hàm nhiệt và trọng lượng phân tử của dầu. Do vậy nó là một thông số quan trọng được sử dụng trong đánh giá và tính toán công nghệ chế biến dầu. Từ đường cong chưng cất ta dễ dàng xác định được nhiệt độ sôi trung bình thể tích hay trọng lượng

bằng các đồ thị chuyển đổi, ta có thể xác định được nhiệt độ sôi trung bình mol, nhiệt độ sôi trung bình.

## I.2.5. Hệ số đặc trưng K

Hệ số đặc trưng K được dùng để phân loại dầu thô, tính toán thiết kế hay chọn điều kiện công nghệ chế biến thích hợp cũng như nhiệt độ sôi trung bình, K có quan hệ với thông số vật lý quan trọng khác như tỷ trọng, trọng lượng phân tử và cả trị số octan hay xetan của sản phẩm dầu. K được xác định theo công thức sau:

$$K = \frac{T_m^{1/3}}{d(60^0 \, \text{F}/60^0 \, \text{F})}$$

 $\mathring{O}$  đây:  $T_m$  là nhiệt độ sôi trung bình tính theo độ Rankine ( ${}^{\circ}R$ )

$${}^{0}R = t_{m}({}^{0}F) + 460$$

Có thể tra T<sub>m</sub> trên đồ thị hoặc tính theo công thức sau:

$$t_{\rm m} = t_{\rm v} + 2 - \left[ \frac{t_{90\%} - t_{10\%}}{170 + 0{,}075.t_{\rm v}} + 1{,}5^3 \right]$$

t<sub>v</sub>: nhiệt độ sôi trung bình thể tích.

$$\mathbf{t_{v}} = \frac{\left(t_{30\%} + 2.t_{50\%} + t_{70\%}\right)}{4}$$

## I.3. Phân loại dầu thô:

Dầu thô muốn đưa vào các quá trình chế biến hoặc buôn bán trên thị trường, cần phải xác định xem chúng thuộc loại nào: dầu nặng hay nhẹ, dầu chứa nhiều hydrocacbon parafinic, naphtenic hay aromatic, dầu chứa nhiều hay ít lưu huỳnh. Từ đó mới xác định được giá trị trên thị trường và hiệu quả thu được các sản phẩm khi chế biến.

Có nhiều cách phân loại dầu mỏ, song thường dựa vào bản chất hóa học, dựa vào bản chất vật lý và dựa vào khu vực xuất phát.

## I.3.1. Phân loại dầu mỏ theo bản chất hóa học

Phân loại theo bản chất hóa học có nghĩa là dựa vào thành phần của các loại hydrocacbon có trong dầu. Nếu trong dầu, họ hydrocacbon nào chiếm phần chủ yếu thì dầu mỏ sẽ mang tên loại đó. Ví dụ, dầu parafinic thì hàm

Ho parafinic

Ho naphtenic

naphtenic

Ho naphteno-parafinic

Ho parafino-aromato-

Ho aromato-naphtenic

1,15÷10

1÷6

vết

 $0.5 \div 1$ 

 $0 \div 0,5$ 

0÷6

0÷6

0÷6

0÷10

0÷20

lương hydrocacbon parafinic trong đó phải chiếm 75% trở lên. Trong thực tế, không tồn tại các loại dầu thô thuần chủng như vậy, mà chỉ có các loại dầu trung gian như dầu naphteno – parafinic, có nghĩa là hàm lượng parafin trội hơn (50% parafin, 25% naphten, còn lại là các loại khác).

Có nhiều phương pháp khác nhau để phân loại theo bản chất hóa học:

## a. Phân loại theo Viên dầu mỏ Nga

Phương pháp này phân tích hàm lượng của từng loại hydrocacbon parafinic, naphtenic, aromatic trong phân đoạn có nhiệt độ sôi từ 250 đến 300°C, kết hợp với xác định hàm lượng parafin rắn và asphanten có trong dầu thô rồi tùy theo số liêu có được để xác đinh loại dầu.

Than tout the theo theo their me 1.80					
Họ dầu mỏ	Hàm lượ	ng hydrocac	Hàm lượng (%) trong		
	trong phân đoạn 250÷300°C			dầu thô	
	Parafinic	naphtenic	aromatic	parafin rắn	asphanten

Phân loại dầu thô theo Viên dầu mỏ Nga

23÷32

38÷39

61÷76

36÷47

57÷58

15÷25

16÷20

6÷13

26÷33

20÷25

## b. Phân loại theo Viên dầu mỏ Pháp

46÷61

42÷45

15÷20

27÷35

0÷8

Phương pháp này đo tỷ trong (d1) của phân đoan 250÷300°C của dầu thô, trước và sau khi xử lý với axit sunfuric. Sau đó dựa vào khoảng tỷ trọng

để phân loại dầu tương ứng.

Phân loại dầu thô theo Viên dầu mỏ Pháp

Ho dầu mỏ	Tỷ trọng phân đoạn 250÷300°C			
Tiệ dau mô	Trước xử lý với H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Sau xử lý với H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		
Ho parafinic	0,825÷0,835	0,800÷0,808		
Ho parafino-naphtenic	0,839÷0,851	$0,818 \div 0,828$		
Họ naphtenic	0,859÷0,869	$0,847 \div 0,863$		
Ho parafino-naphteno-aromatic	0,817÷0,869	$0,813 \div 0,841$		
Ho naphteno-aromatic	0,878÷0,869	$0,844 \div 0,866$		

# nttp://wwc. Phân loại dầu thô theo Viện dầu mỏ Mỹ

Chưng cất dầu thô sơ bộ, tách ra làm hai phân đoạn: phân đoạn 250 ÷ 275°C (1) và phân đoạn 275 ÷ 415°C (2), sau đó đo tỷ trọng ở 15,6°C (60°F) của mỗi phân đoạn. So sánh với các giá trị tỷ trọng cho trong bảng dưới đây để xếp loại dầu thô.

Phân l	loại	dâu	thô	theo	Viện	dâu	тỏ	Μỹ

Họ dầu mỏ	Tỷ trọng, d 18.6			
TIŲ dad IIIO	Phân đoạn 1	Phân đoạn 2		
Ho parafinic	<0,8251	0,8762		
Họ parafino-trung gian	<0,8251	0,8767÷0,9334		
Ho trung gian-parafinic	0,8256÷0,8597	<0,8762		
Họ trung gian	0,8256÷0,8597	0,8767÷0,9334		
Ho trung gian-naphtenic	0,8256÷0,8597	>0,9340		
Họ naphteno-trung gian	>0,8502	0,8767÷0,9334		
Họ naphtenic	>0,8602	>0,9334		

#### d. Phân loại theo Nelson, Watson và Murphy

Theo các tác giả này, dầu mỏ được đặc trưng bởi hệ số K, là một hằng số vật lý quan trọng, đặc trưng cho bản chất hóa học của dầu mỏ, được tính theo công thức:

$$K = \frac{\sqrt[8]{T}}{c!}$$

T- nhiệt độ sôi trung bình của dầu thô, tính bằng độ Reomuya ( ${}^{\circ}R$ ),  $1{}^{\circ}R=1.25{}^{\circ}C$ .

d- tỷ trọng dầu thô, xác định ở  $15,6^{\circ}$ C  $(60^{\circ}F)$  so với nước ở cùng nhiệt đô.

Giới hạn hệ số K đặc trưng để phân chia dầu mỏ như sau:

Dầu mỏ họ parafinic:  $K=13 \div 12,15$ 

Dầu mỏ họ trung gian:  $K=12,1 \div 11,5$ 

Dầu mỏ họ naphtenic:  $K=11,45 \div 10,5$ 

Dầu mỏ họ aromatic: K=10

## I.3.2. Phân loại dầu mỏ theo bản chất vật lý

Cách phân loại này dựa theo tỷ trọng. Biết tỷ trọng, có thể chia dầu thô theo ba cấp:

- Dầu nhẹ:  $d_4^{15} < 0.830$ 

- Dầu trung bình:  $d = 0.830 \div 0.884$ 

- Dầu nặng: d > 0,884

Hoặc có thể phân loại theo 5 cấp sau:

- Dầu rất nhẹ: d. 4 < 0,830

- Dầu nhẹ vừa:  $d = 0.830 \div 0.850$ 

- Dầu hơi nặng:  $d = 0.850 \div 0.865$ 

- Dầu nặng:  $d = 0.865 \div 0.905$ 

- Dầu rất nặng: d > 0.905

Ngoài ra trên thị trường dầu thế giới còn sử dụng độ <sup>°</sup>API thay cho tỷ trọng và <sup>°</sup>API được tính theo công thức:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{d_{15.6}^{15.6}} - 131,5$$

Dầu thô có độ  $^{\circ}$ API từ 40 (d=0,825) đến 10 (d $\approx$ 1).

# I.3.3. Phân loại dầu thô theo khu vực xuất phát

Ngành công nghiệp dầu mỏ phân chia dầu thô theo khu vực mà nó xuất phát (ví dụ "West Texas Intermediate" (WTI) hay "Brent"), thông thường theo tỷ trọng và độ nhớt tương đối của nó ("nhẹ", "trung bình" hay "nặng"); các nhà hóa dầu còn nói đến chúng như là "ngọt", nếu nó chứa ít lưu huỳnh, hoặc là "chua", nếu nó chứa một lượng đáng kể lưu huỳnh và phải mất nhiều công đoạn hơn để có thể sản xuất ra các sản phẩm theo các tiêu chuẩn hiện hành. Thị trường dầu thô thế giới thường kết hợp giữa tỷ trọng và hàm lượng lưu huỳnh của dầu để phân loại dầu thô, và tiêu chuẩn hóa các thông số để đánh giá chất lượng cũng như giá dầu trên thị trường.

Theo cách phân loại này có các loại dầu tiêu biểu sau [8]:

Hỗn hợp Brent, bao gồm 15 loại dầu mỏ từ các mỏ thuộc hệ thống mỏ Brent và Ninian trong khu vực lòng chảo Đông Shetland trên biển Bắc. Dầu mỏ được đưa vào bờ thông qua trạm Sullom Voe ở Shetlands. Dầu mỏ sản xuất ở châu Âu, châu Phi và dầu mỏ khai thác ở phía tây của khu vực Trung Cận Đông được đánh giá theo giá của dầu này, nó tạo thành một chuẩn đánh giá dầu. Đây là loại dầu nhẹ (nhưng nặng hơn dầu WTI), nó có độ °API=38,3 và chỉ chứa 0,37% hợp chất lưu huỳnh (là loại dầu ngọt, nhưng kém hơn nếu so sánh với dầu WTI). Loại dầu này rất tốt để thu được xăng và phân đoạn trung bình. Hai sản phẩm này được tiêu thụ nhiều ở Tây Bắc Âu.

West Texas Intermediate (WTI) đặc trưng cho dầu mỏ Bắc Mỹ. Đây là loại dầu có chất lượng cao, hiệu suất thu được các sản phẩm trắng lớn hơn các loại dầu khác. Nó được coi là dầu thô "nhẹ", có độ "API là 39,6° đồng thời được coi là dầu thô "ngọt" vì chỉ chứa khoảng 0,24% lưu huỳnh. Sự kết hợp những đặc điểm này, cùng với địa điểm tự nhiên của nó, khiến cho loại dầu thô này trở nên lý tưởng đối với các nhà máy lọc dầu ở Mỹ, nước tiêu thụ xăng lớn nhất thế giới. Phần lớn dầu thô WTI được lọc tại khu vực Trung Tây của đất nước này, một phần khác được lọc tại khu vực Bờ Vịnh. Mặc dù sản lượng dầu thô WTI đang suy giảm nhưng loại dầu thô này vẫn là một chuẩn quan trọng để đánh giá dầu thô châu Mỹ.

Dầu Dubai được sử dụng làm chuẩn cho khu vực châu Á - Thái Bình Dương, của dầu mỏ Trung Cận Đông.

Tapis (Malaysia) được sử dụng làm tham chiếu cho dầu nhẹ Viễn Đông.

Minas (Indonesia) được sử dụng làm tham chiếu cho dầu nặng Viễn Đông.

Giỏ OPEC bao gồm:

- Arab Light Å Rập Saudi
- Bonny Light Nigeria
- Fateh Dubai

- Isthmus Mexico (không OPEC)
- Minas Indonesia
- Saharan Blend Algérie
- Tia Juana Light Venezuela

#### I.4. Lựa chọn nguyên liệu:

Dầu thô chưng cất trong phân xưởng là loại dầu thô ít phần nhẹ, chứa lượng khí hòa tan thấp  $(0.5 \div 1.2\%)$ , trữ lượng xăng thấp (phân đoạn có nhiệt độ sôi đến  $180^{\circ}$ C chiếm  $12 \div 15\%$ ) và hiệu suất các phân đoạn cho tới  $350^{\circ}$ C không lớn hơn 45%.

Nguyên liệu dầu thô nặng Basrah được lựa chọn là phù hợp với các yêu cầu trên. Hiệu suất sản phẩm của quá trình chưng cất loại dầu thô này được trình bày ở bảng sau [4]:

Phân đoạn	Nhiệt độ sôi (°C)	Hiệu suất (%kl)
C1 – C4		1
Xăng nhẹ	Đến 65	3
Xăng nặng	65 – 175	12
Kerosen	175 – 225	7
Diesel	225 – 360	22
Gasoil nặng	360 – 460	14
Cặn	>460	41

Một số đặc điểm của dầu thô này:

- Tỷ trọng ở 60F: 0,909

- °API ở 60F: 24,2

Nhiệt độ đông đặc: -30°C
Đô nhớt ở 20°C: 54,4 cSt

# II. CHƯNG CẤT DẦU THÔ.

## II.1. Cơ sở lý thuyết của quá trình chưng cất:

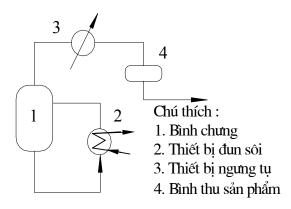
Quá trình chưng cất dầu là một quá trình vật lý phân chia dầu thô thành các thành phần gọi là các phân đoạn. Quá trình này được thực hiện bằng các

biện pháp khác nhau nhằm tách các phần dầu theo nhiệt độ sôi của các cấu tử có trong dầu mà không làm phân huỷ chúng. Hơi nhẹ bay lên, ngưng tụ thành phần lỏng. Tuỳ theo biện pháp tiến hành chưng cất mà người ta phân chia quá trình chưng cất thành chưng cất đơn giản, chưng phức tạp, chưng cất nhờ cấu tử bay hơi hay chưng cất trong chân không.

#### II.1.1. Chưng đơn giản

Chưng đơn giản là quá trình chưng cất được tiến hành bằng cách bay hơi dần dần, một lần hay nhiều lần, một hỗn hợp chất lỏng cần chưng.

## a. Chưng bay hơi dần dần:



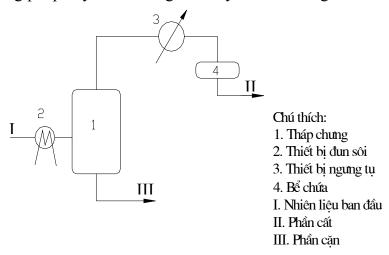
Thiết bị (2) đốt nóng liên tục hỗn hợp chất lỏng trong bình chưng (1) từ nhiệt độ thấp tới nhiệt độ sôi cuối khi liên tục tách hơi sản phẩm và ngưng tụ hơi bay ra trong thiết bị ngưng tụ (3) và thu được sản phẩm lỏng trong bể chứa (4).

Phương pháp này thường áp dụng trong phòng thí nghiệm.

Vũ Quang Chỉnh Hoá dầu 1\_K48

b. Chưng cất bằng cách bay hơi một lần:

Phương pháp này còn được gọi là bay hơi cân bằng



Hỗn hợp chất lỏng được cho liên tục vào thiết bị đun sôi (2), ở đây hỗn hợp được đun nóng đến nhiệt độ xác định và áp suất P cho trước. Pha lỏng – hơi được tạo thành và đạt đến trạng thái cân bằng, ở điều kiện đó lại được cho vào thiết bị phân chia một lần trong thiết bị đoạn nhiệt (1). Pha hơi qua thiết bị ngưng tụ (3) rồi vào bể chứa (4), từ đó ta nhận được phần cất. Phía dưới thiết bị (1) là pha lỏng được tách ra liên tục và ta nhận được phần cặn.

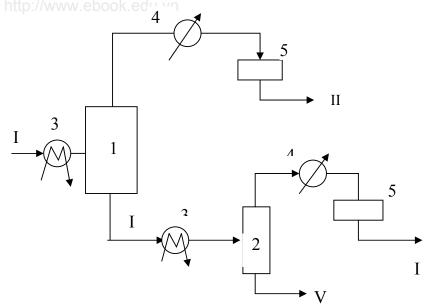
Tỷ lệ giữa lượng hơi được tạo thành khi bay hơi một lần với lượng chất lỏng nguyên liệu chưng ban đầu được gọi là phần chưng cất.

Chưng cất một lần như vậy sẽ cho phép nhận được phần chưng cất lớn hơn so với bay hơi dần dần ở cùng một điều kiện về nhiệt độ và áp suất.

*Uu điểm:* Quá trình chưng cất này cho phép áp dụng trong thực tế để chưng cất dầu. Tuy với nhiệt độ chưng bị giới hạn, nhưng vẫn cho phép nhận được một lượng phần cất lớn hơn.

# c. Chưng cất bay hơi nhiều lần:

Là quá trình gồm nhiều quá trình bay hơi một lần nối tiếp nhau ở nhiệt độ tăng cao dần (hay ở áp suất thấp hơn) đối với phần cặn.



#### Chú thích:

- 1. Tháp chưng nhiệt độ thấp
- 2. Tháp chưng nhiệt độ cao
- 3. Thiết bị gia nhiệt
- 4. Thiết bị ngưng tụ
- 5. Bình chứa sản phẩm
- I. Nhiên liệu
- II. Phần cất nhẹ
- III. Cặn chưng cất ở nhiệt độ thấp
- IV. Phần cất nặng
- V. Cặn chưng cất ở nhiệt độ cao

Nhiên liệu (I) được cho qua thiết bị gia nhiệt (3) và được làm nóng đến nhiệt độ cần thiết, sau đó cho vào tháp chưng đoạn nhiệt (1).

Ở đây phần nhẹ được bay hơi trên đỉnh và qua thiết bị làm lạnh (4). Sau đó vào bể chứa (5). Phần nặng ở đáy tháp (1) được gia nhiệt ở (3) và dẫn vào tháp chưng đoạn nhiệt (2). Tháp chưng này có áp suất thấp hơn so vơi áp suất tháp chưng (1) và phần nhẹ bay hơi lên đỉnh, qua thiết bị ngưng tụ (4) và sau đó vào bể (5). Ta thu được phần sản phẩm nặng (IV). Ở đáy tháp (2) ta thu được phần cặn của quá trình chưng (V).

Phương pháp chưng cất dầu bằng bay hơi một lần và bay hơi nhiều lần có ý nghĩa rất lớn trong thực tế công nghiệp chế biến dầu ở các dây chuyền hoạt động liên tục. Quá trình bay hơi một lần được áp dụng khi đốt nóng dầu trong các thiết bị trao đổi nhiệt, trong lò ống và tiếp theo quá trình tách pha hơi khỏi pha lỏng ở bộ phận cung cấp, phân phối của tháp tinh luyện.

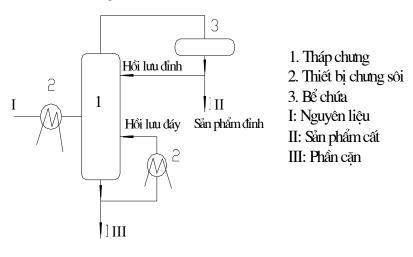
Chưng đơn giản, nhất là với loại bay hơi một lần, không đạt được độ phân chia cao khi cần phân chia rõ ràng các cầu tử của hỗn hợp chất lỏng.

## II.1.2. Chưng cất phức tạp

Để nâng cao khả năng phân chia một hỗn hợp chất lỏng phải tiến hành chưng cất có hồi lưu hay chưng cất có tinh luyện – đó là chưng cất phức tạp.

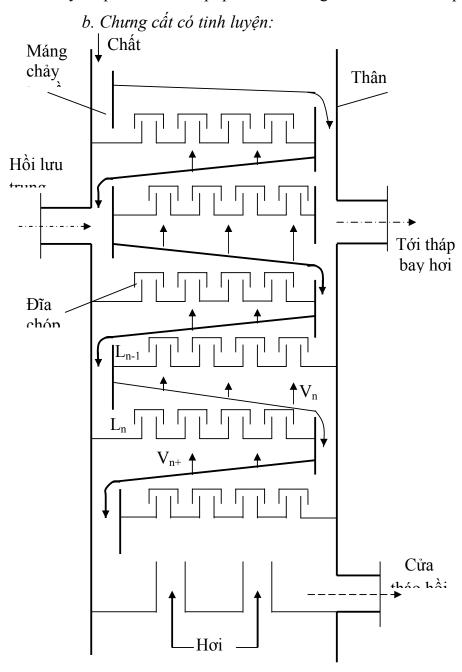
## a. Chưng cất có hồi lưu:

Chưng cất có hồi lưu là quá trình chưng khi lấy một phần chất lỏng ngưng tụ từ hơi tách ra cho quay lại tưới vào dòng hơi bay lên. Nhờ có sự tiếp xúc đồng đều và thêm một lần nữa giữa pha lỏng và pha hơi mà pha hơi khi tách ra khỏi hệ thống lại được làm giàu thêm cấu tử nhẹ (có nhiệt độ sôi thấp hơn) so với khi không có hồi lưu, nhờ vậy mà có độ phân chia cao hơn. Việc hồi lưu lại chất lỏng được khống chế bằng bộ phận đặc biệt và được bố trí phía trên thiết bị chưng cất.



Vũ Quang Chỉnh Hoá dầu 1\_K48

Nguyên liệu (I) qua thiết bị đun nóng (2) rồi đưa vào tháp chưng (1) phần hơi đi lên đỉnh tháp sau đó qua thiết bị làm lạnh và thu được sản phẩm (II). Phần đáy được tháo ra là cặn (III) một phần được gia nhiệt hồi lưu trở lại đáy tháp thực hiện tiếp quá trình chưng cất thu được sản phẩm.



Chưng cất có tinh luyện cho độ phân chia cao hơn khi kết hợp với hồi lưu. Cơ sở quá trình tinh luyện là sự trao đổi chất nhiều lần về cả hai phía giữa pha lỏng và pha hơi chuyển động ngược chiều nhau. Quá trình này thực

hiện trong tháp tinh luyện. Để đảm bảo sự tiếp xúc hoàn thiện hơn giữa pha lỏng và hơi, trong tháp được trang bị các đĩa hay đệm. Độ phân chia một hỗn hợp các cấu tử trong tháp phụ thuộc vào số lần tiếp xúc giữa các pha (số đĩa lý thuyết), vào lượng hồi lưu ở mỗi đĩa và hồi lưu ở đỉnh tháp.

Các quá trình chưng cất sơ khởi dầu thô dựa vào quá trình chưng cất một lần và nhiều lần có tinh luyện.

Quá trình tinh luyện xảy ra trong tháp chưng cất phân đoạn có bố trí các đĩa. Hoạt động của tháp được mô tả như hình vẽ ở trên.

Pha hơi  $V_n$  bay lên từ đĩa thứ n lên từ đĩa thứ n-1 được tiếp xúc với pha lỏng  $L_{n-1}$  chảy từ đĩa n-1 xuống, còn pha lỏng từ đĩa  $L_n$  từ đĩa n chảy xuống đĩa phía dưới n+1 lại tiếp xúc với pha hơi  $V_{n+1}$  bay từ dưới lên. Nhờ quá trình tiếp xúc như vây mà quá trình trao đổi chất xảy ra tốt hơn. Pha hơi bay lên ngày càng được làm giàu thêm cấu tử nhẹ, còn pha lỏng chảy xuống phía dưới ngày càng chứa nhiều các cấu tử nặng. Số lần tiếp xúc càng nhiều, quá trình trao đổi chất càng tăng cường và sự phân tách của tháp càng tốt, hay nói cách khác, tháp có độ phân chia cao. Đĩa trên cùng có hồi lưu đỉnh, còn đĩa dưới cùng có hồi lưu đáy, nhờ đó làm cho tháp hoạt động liên tục, ổn định có khả năng phân chia cao. Ngoài đỉnh và đáy, nếu cần người ta còn thiết kế hồi lưu trung gian, bằng cách lấy sản phẩm lỏng ở cạnh sườn tháp cho qua trao đổi nhiệt làm lanh rồi quay lai tưới vào tháp. Còn khi lấy sản phẩm canh sườn tháp, người ta trang bị thêm các bộ phân tách trung gian canh sườn tháp. Như vậy theo chiều cao của tháp tinh luyện, ta sẽ nhận được các phân đoạn có giới hạn sôi khác nhau tuỳ thuộc vào chế độ công nghệ chưng và nguyên liệu dầu thô ban đầu.

## II.1.3. Chưng cất trong chân không và chưng cất bằng hơi nước

Hỗn hợp các cấu trúc trong dầu thô thường không bền, dễ bị phân huỷ khi tăng nhiệt độ. Trong số các hợp chất dễ bị phân huỷ nhiệt nhất là các hợp chất chứa lưu huỳnh, các chất cao phân tử như nhựa... Các hợp chất parafinic kém bền nhiệt hơn các hợp chất naphtenic và các naphtenic lại kém bền nhiệt

hơn các hợp chất thơm. Độ bền của các cấu tử tạo thành dầu không chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ mà còn phụ thuộc cả vào thời gian tiếp xúc ở nhiệt độ đó. Trong thực tế chưng cất, đối với các phân đoạn có nhiệt độ cao, người ta cần tránh sự phân huỷ nhiệt của chúng khi đốt nóng. Tuỳ theo loại dầu thô, trong thực tế không nên đốt nóng quá  $400 \div 420^{\circ}$ C với dầu không có hay có chứa rất ít lưu huỳnh và không quá  $320 \div 340^{\circ}$ C với dầu có nhiều lưu huỳnh [1].

Sự phân huỷ khi chưng cất sẽ làm xấu đi các tính chất làm việc của sản phẩm, như làm giảm độ nhớt và nhiệt độ bắt cháy cốc kín của chúng, giảm độ bền oxy hóa. Nhưng quan trọng hơn là chúng gây nguy hiểm cho quá trình chưng cất vì chúng tạo ra các hợp chất ăn mòn và làm tăng áp suất tháp.

Để giảm mức độ phân huỷ, thời gian lưu của nguyên liệu ở nhiệt độ cao cũng cần phải hạn chế. Ví dụ trong thực tế chưng cất thời gian lưu của nguyên liệu dầu (phân đoạn cặn chưng cất khí quyển) ở đáy của tháp AD không lớn hơn 5 phút và phân đoạn gudron khi chưng chân không VD chỉ khoảng 2 đến 5 phút.

Khi nhiệt độ sôi của hỗn hợp ở áp suất khí quyển cao hơn nhiệt độ phân huỷ nhiệt của chúng, người ta phải dùng chưng trong chân không VD hay chưng cất với hơi nước để tránh sự phân huỷ nhiệt. Chân không làm giảm nhiệt độ sôi, còn hơi nước cũng có tác dụng tương tự như dùng chân không: giảm áp suất riêng phần của cấu tử hỗn hợp làm cho chúng sôi ở nhiệt độ thấp hơn. Hơi nước được dùng ngay cả trong chưng cất khí quyển. Khi tinh luyện, nó được dùng để tái bay hơi phân đoạn có nhiệt độ sôi thấp còn chứa trong mazut hay gudron, trong nhiên liệu và dầu nhờn. Kết hợp dùng chân không và hơi nước khi chưng cất phần cặn sẽ cho phép đảm bảo hiệu quả tách sâu hơn phân đoạn dầu nhờn (có thể đến 550 ÷ 600°C).

Tuy nhiên tác dụng của hơi nước làm tác nhân bay hơi còn bị hạn chế, vì nhiệt độ bay hơi khác xa so với nhiệt độ đốt nóng chất lỏng. Vì thế nếu tăng lượng hơi nước thì nhiệt độ và áp suất hơi bão hoà của dầu giảm xuống và sự tách hơi cũng giảm theo. Do vậy lượng hơi nước có hiệu quả nhất chỉ

trong khoảng  $2 \div 3\%$  so với nguyên liệu đem chưng cất khi số cấp tiếp xúc lý thuyết là 3 hoặc 4. Trong điều kiện như vậy, lượng hơi dầu tách ra từ phân đoạn mazut đạt tới  $14 \div 23\%$ . Khi chưng cất với hơi nước, số lượng phân đoạn tách ra được có thể tính theo phương trình sau:

$$G = \frac{M_{\rm f}}{18} \cdot \frac{P_{\rm f}}{P - P_{\rm f}} \cdot z$$

Trong đó:

G và z - số lượng hơi dầu tách được và lượng hơi nước.

 $M_f$  - phân tử lượng của hơi dầu.

18 - phân tử lượng của nước.

P - áp suất tổng cộng của hệ.

 $P_f$  - áp suất riêng phần của dầu ở nhiệt độ chưng.

Nhiệt độ của hơi nước cần phải không thấp hơn nhiệt độ của hơi dầu tránh sản phẩm dầu ngậm nước. Do vậy người ta thường dùng hơi nước nhiệt độ trong khoảng  $380 \div 450^{\circ}$ C, áp suất hơi từ  $0.2 \div 0.5$  Mpa.

Công nghệ chưng cất dầu với hơi nước có nhiều ưu điểm. Ngoài việc giảm áp suất riêng phần của dầu, nó còn tăng cường khuấy trộn chất lỏng tránh tích nhiệt cục bộ, tăng diện tích bề mặt bay hơi do tạo thành những tia và các bong bóng hơi. Người ta cũng dùng hơi nước để tăng cường đốt nóng cặn dầu trong lò ống khi chưng cất trong chân không. Khi đó đạt được mức độ bay hơi lớn cho nguyên liệu dầu, tránh và ngăn ngừa tạo cốc trong các lò đốt nóng. Tiêu hao hơi nước trong trường hợp này khoảng  $0,3 \div 0,5\%$  so với nguyên liệu.

Trong một vài trường hợp chẳng hạn như khi nâng cao nhiệt độ bắt cháy của nhiên liệu phản lực hay diesel, người ta không dùng chưng cất với hơi nước mà dùng quá trình bay hơi một lần để tránh tạo thành nhũ tương nước bền trong nhiên liệu.

## II.2. Các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình chưng cất:

Các yếu tố công nghiệp có ảnh hưởng trực tiếp tới hiệu suất và chất lượng của quá trình chưng cất là nhiệt độ, áp suất và phương pháp chưng cất.

Chế độ công nghệ chưng cất phụ thuộc nhiều vào chất lượng dầu thô ban đầu, vào mục đích và yêu cầu của quá trình, vào chủng loại và sản phẩm cần thu và phải có dây chuyền công nghệ hợp lý.

Vì vậy khi thiết kế quá trình chưng cất, ta phải xét kỹ và kết hợp đầy đủ tất cả các yếu tố để quá trình chưng cất đạt hiệu quả cao nhất. Các yếu tố công nghệ chưng cất dầu chính là các yếu tố ảnh hưởng tới quá trình làm việc của tháp chưng cất.

## II.2.1.Chế độ nhiệt của tháp chưng luyện.

Nhiệt độ là thông số quan trọng nhất của tháp chưng cất. Bằng cách thay đổi nhiệt độ của tháp sẽ điều chỉnh được nhiệt độ và hiệu suất của sản phẩm. Chế độ nhiệt của tháp gồm nhiệt độ của nguyên liệu vào tháp, nhiệt độ đỉnh tháp, nhiệt độ trong tháp và nhiệt độ đáy tháp.

Nhiệt độ của nguyên liệu (dầu thô) vào tháp chưng phụ thuộc vào bản chất của loại dầu thô, mức độ phân tách của sản phẩm, áp suất trong tháp và lượng hơi nước đưa vào đáy tháp, nhưng chủ yếu phải tránh sự phân huỷ nhiệt ở nhiệt độ cao. Nếu dầu thô thuộc loại dầu nặng mực độ phân chia lấy sản phẩm ít thì nhiệt độ vào tháp chưng luyện sẽ không cần cao. Trong thực tế sản phẩm khi chưng cất ở áp suất khí quyển, nhiệt độ nguyên liệu vào tháp chưng luyện thường trong giới hạn  $320 \div 360^{\circ}$ C còn nhiệt độ nguyên liệu mazut vào tháp chưng ở áp suất chân không thường khoảng  $400 \div 440^{\circ}$ C.

Nhiệt độ đáy tháp chưng luyện phụ thuộc vào phương pháp bay hơi và hồi lưu đáy. Nếu bay hơi phần hồi lưu đáy bằng thiết bị đốt nóng riêng biệt thì nhiệt độ đáy tháp sẽ ứng với nhiệt độ bốc hơi cân bằng ở áp suất tại đáy tháp, nếu bốc hơi bằng cách dung hơi nước quá nhiệt thì nhiệt độ đáy tháp sẽ thấp hơn vùng nạp liệu. Nhiệt độ đáy tháp phải chọn tối ưu, tránh sự phân huỷ các cấu tử nặng, nhưng lại phải đủ để tách hết hơi nhẹ khỏi phần nặng.

Nhiệt độ đỉnh tháp được khống chế nhằm đảm bảo sự bay hơi.

Nhiệt độ đỉnh tháp chưng luyện ở áp suất thường để tách xăng ra khỏi dầu thô thường là  $110 \div 130^{0}$ C, còn đối với tháp chưng chân không, khi áp suất chưng la  $10 \div 70$  mmHg thường nhiệt độ không quá  $120^{0}$ C. Với mục đích để giảm bớt mất mát Gasoil chân không hay mất mát các cấu tử trong phân đoạn dầu nhờn.

Để bảm bảo chế độ nhiệt của tháp, cũng như đã phân tích ở trên là để phân chia các quá trình hoàn thiện thì phải có hồi lưu.

**Các dạng hồi lưu:** Ở đỉnh tháp có hai dạng hồi lưu: Hồi lưu nóng và hồi lưu nguôi.

\* Hồi lưu nóng: Quá trình hồi lưu nóng được thực hiện bằng cách ngưng tụ một phần hơi sản phẩm đỉnh ở nhiệt độ sôi của nó. Khi tưới trở lại tháp, chúng chỉ cần thu nhiệt để bốc hơi. Tác nhân lạnh có thể dùng là nước hay chính sản phẩm lạnh.

Xác định lượng hồi lưu nóng theo công thức:

$$R_n = \frac{Q}{i}$$

Trong đó:

- R<sub>n</sub> lượng hồi lưu nóng, kg/h.
- Q Nhiệt hồi lưu cần lấy để bốc hơi, Kcal/h
- i Nhiệt ngưng tụ của sản phẩm lỏng, Kcal/h

Do thiết bị hồi lưu nóng khó lắp ráp và khó cho việc vệ sinh, đặc biệt khi công suất của tháp lớn, nên ít phổ biến và bị hạn chế.

Hồi lưu nguội: Được thực hiện bằng cách làm nguội và ngưng tụ sản phẩm đỉnh rồi tưới trở lại tháp chưng. Khi đó lượng hồi lưu cần thu lại một lượng nhiệt cần thiết để đun nóng nó đến nhiệt độ sôi cần thiết để đun nóng nó đến nhiệt độ sôi và nhiệt độ cần để hoá hơi. Xác định hồi lưu nguội theo công thức:

$$R_{n} \frac{Q}{q^{h}_{t1} + q^{j}_{t2}} = \frac{Q}{i + (t_{2} - t_{1}).c}$$

Trong đó:

- R<sub>ng</sub>: Nhiệt hồi lưu nguội, kg/h.
- Q: Nhiệt lượng hồi lưu lấy đi, Kcal/h.
- q<sup>h</sup><sub>t1</sub>: Hàm nhiệt của hơi phần tinh cất với nhiệt độ t<sub>1</sub> đi ra khỏi đỉnh tháp chưng, Kcal/h.
- q<sup>1</sup><sub>t2</sub>: Hàm nhiệt của pha lỏng lượng hồi lưu nguội với nhiệt độ t<sub>2</sub>
   vào tháp chưng, Kcal/h.
- i: Nhiệt lượng phần hơi
- c: Nhiệt dung riêng của sản phẩm hồi lưu.
- t<sub>1</sub>, t<sub>2</sub>: Nhiệt độ của hơi và lỏng tương ứng

Từ công thức trên ta thấy lượng hồi lưu nguội càng nhỏ thì nhiệt độ hồi lưu vào tháp  $(t_1)$  càng thấp. Thường nhiệt độ hồi lưu  $t_1$  tưới vào tháp chưng khoảng  $30 \div 40^{0}$ C.

Hồi lưu nguội sử dụng rộng rãi vì lượng hồi lưu thường ít, làm tăng rõ ràng chất lượng mà không giảm nhiều năng suất của tháp chưng.

❖ Hồi lưu trung gian: Quá trình hồi lưu trung gian thực hiện bằng cách lấy một phần sản phẩm lỏng nằm trên các đĩa có nhiệt độ là t₁, đưa ra ngoài làm lạnh đến t₀ rồi tưới trở lại tháp, khi đó chất lỏng hồi lưu cần thu một lượng nhiệt để đun nóng từ nhiệt độ t₀÷t₂.

Xác định hồi lưu trung gian qua công thức:

$$R_{tg} = \frac{Q}{q^t_{t2} - q^t_{t0}}$$

http://w Trong đó: edu.vn

- Q: Lượng hồi lưu lấy đi, Kcal/h.
- q<sup>t</sup><sub>t2</sub>, q<sup>t</sup><sub>t0</sub>: Hàm nhiệt của hồi lưu ở pha lỏng với nhiệt độ t<sub>2</sub> và t<sub>0</sub>, Hồi lưu trung gian có nhiều ưu điểm như: Giảm lượng hơi đi ra ở đỉnh tháp, tận dụng được một lượng nhiệt thừa rất lớn của tháp chưng để đun nóng nguyên liệu ban đầu, tăng công suất làm việc của tháp.

Người ta thường kết hợp hồi lưu trung gian với hồi lưu lạnh cho phép điều chỉnh chính xác nhiệt độ chưng dẫn đến đảm bảo được hiệu suất và chất lượng sản phẩm của quá trình.

## II.2.2. Áp suất của tháp chưng:

Khi chưng luyện dầu mỏ ở áp suất thường thì áp suất trong toàn tháp và ở một tiết diện cũng có khác nhau.

Áp suất trong tháp có thể cao hơn một ít hay thấp hơn một ít so với áp suất khí quyển, tương ứng với việc tăng hay giảm nhiệt độ sản phẩm lấy ra khỏi tháp.

Khi tháp chưng cất mazut trong tháp chưng chân không thì thường tiến hành áp suất từ  $10 \div 70$  mmHg.

Áp suất trong mỗi tiết diện của tháp chưng luyện phụ thuộc vào trở lực thuỷ tĩnh khi hơi qua các đĩa, nghĩa là phụ thuộc vào số đĩa và cấu trúc đĩa, lưu lượng riêng của chất lỏng và hơi. Thông thường từ đĩa này sang đĩa khác, áp suất giảm từ  $5 \div 10$  mmHg từ dưới lên khi chưng cất, ở áp suất chân không qua mỗi đĩa áp suất giảm từ  $1 \div 3$  mmHg.

Áp suất làm việc của tháp phụ thuộc vào nhiệt độ, bản chất của nguyên liệu và áp suất riêng phần của từng cấu tử trong tháp. Nếu tháp chưng luyện mà dùng hơi nước trực tiếp cho vào đáy tháp thì hơi nước làm giảm áp suất riêng phần của hơi sản phẩm đầu, cho phép chất lỏng bay hơi ở nhiệt độ thấp hơn. Lượng hơi nước tiêu hao phụ thuộc vào áp suất chung của tháp và áp suất riêng phần của các sản phẩm đầu.

Lượng hơi nước tiêu hao cho tháp ở áp suất khí quyển khoảng 1,2 ÷ 3,5% trọng lượng, đối với tháp chưng ở áp suất chân không khoảng 5 ÷ 8% trọng lượng so với nguyên liệu.

# II.2.3.Những điểm cần chú ý khi điều chỉnh, khống chế chế độ làm việc của tháp chưng cất.

Để duy trì chế độ làm việc của tháp chưng cất chúng ta phải đảm bảo và nắm vững các nguyên tắc sau.

- Điều chỉnh áp suất trong tháp sẽ làm thay đổi điểm sôi của chất lỏng.
- Nếu áp suất riêng tăng lên chất lỏng sôi ở nhiệt độ cao hơn. Nếu áp suất tăng cao quá lượng chất lỏng trong tháp sẽ nhiều và như vậy sẽ dẫn đến hiện tượng "sặc tháp", làm giảm hiệu suất phân tách, phân chia.
- Nếu các điều kiện trong tháp cố định thì sản phẩm đỉnh, sản phẩm cạnh sườn và sản phẩm đáy trở nên nhẹ hơn nếu áp suất trong tháp tăng lên.
- Nếu nhiệt độ đáy tháp quá lớn thì sản phẩm đáy chứa nhiều phần nhệ hơn.
- Nếu nhiệt cấp liệu vào đáy tháp thấp, lượng hơi trên các khay chứa đĩa sẽ nhỏ như vậy phần lỏng sẽ nhiều và chúng chảy xuống phía dưới vào bộ phận chưng sẽ càng nhiều.
- Với sơ đồ chưng cất có sử dụng thiết bị Reboile, nếu nhiệt độ của Reboile quá thấp sẽ không tách hết phần nhẹ trong cặn và làm tăng lượng cặn.

Nếu nhiệt độ đỉnh quá cao sản phẩm đỉnh sẽ quá nặng và có nhiều sản phẩm hơn so với thiết kế và ngược lại nếu nhiệt độ đỉnh quá thấp sản phẩm đỉnh sẽ quá nhẹ và có ít sản phẩm hơn.

- Nhiệt độ cần thiết để tách phân đoạn dầu thô nặng sẽ cao hơn so với tách dầu thô nhẹ
- Chú ý nhất là nhiệt độ đỉnh tháp tránh nhiệt độ cao quá do làm lạnh không đủ (ví dụ do mất nước làm lạnh) dẫn đến thay đổi chế độ hồi lưu, ảnh hưởng nhiều đến chất lượng sản phẩm.

#### II.2.4.Các điều kiện cần thiết để đảm bảo cho việc chưng cất.

Phải đảm bảo sự tồn tại pha lỏng chuyển động ngược chiều nhau trên toàn bộ chiều cao tháp chưng.

Phải tồn tại chênh lệch nhiệt độ giữa pha hơi và pha lỏng. Phần cột chưng phải đảm bảo ở phía trên đĩa nạp liệu thực hiện quá trình tăng cường nồng độ các cấu tử nhẹ trong pha hơi nên gọi là phần tinh luyện.

Phần cột chưng ở phía dưới đĩa nạp liệu thực hiện qúa trình tách các cấu tử nhẹ ra khỏi pha lỏng nên gọi là phần chưng. Vì vậy phần đáy tháp phải đưa thêm tác nhân bay hơi. Mức độ phân chia tốt hay xấu còn phụ thuộc vào số lượng đĩa và lượng hồi lưu. Nếu lượng tưới hồi lưu quá lớn thì phân chia tốt và chỉ cần số lượng đĩa tiếp xúc ít. Nhưng lượng hồi lưu quá lớn thì tiêu hao nhiệt lượng lớn để làm bay hơi. Nếu số đĩa quá lớn thì phân chia triệt để và cần lượng hồi lưu ít. Nhưng số đĩa lớn quá tháp chưng sẽ phức tạp, quá cao. Trong thực tế dùng không thuận lợi và giá thành thiết bị cao. Vì vậy quan hệ giữa lượng hồi lưu và số đĩa phải thích hợp.

#### II.3. Sản phẩm của quá trình chưng cất:

Khi tiến hành chưng cất sơ khởi dầu mỏ, chúng ta nhận được nhiều phân đoạn và sản phẩm dầu. Chúng được phân biệt với nhau bởi giới hạn nhiệt độ sôi (hay khoảng nhiệt độ chưng), bởi thành phần hydrocacbon, độ

nhớt, nhiệt độ chớp cháy, nhiệt độ đông đặc và bởi nhiều tính chất có liên quan đến việc sử dụng chúng. Dưới đây sẽ nói đến các sản phẩm của quá trình chưng cất.

#### II.3.1. Khí hydrocacbon

Bao gồm các hydrocacbon  $C_1 \div C_4$  và một lượng ít  $C_5 \div C_6$ . Khí thu được chủ yếu là  $C_3$ ,  $C_4$ . Tuỳ thuộc công nghệ chưng cất, mà phân đoạn  $C_3$ ,  $C_4$  nhận được ở thể khí hay đã được nén hoá lỏng.

Phân đoạn này thường được dùng làm nguyên liệu trong quá trình phân tách khí để nhận các khí riêng biệt cho các quá trình chế biến tiếp thành những hoá chất cơ bản: thực hiện phản ứng oxy hoá ghép đôi Metan thu được  $C_2H_4$  sử dụng cho quá trình polime hoá vật liệu. Hoặc từ n-butan điều chế isobutan, là nguyên liệu quý để sản xuất MTBE, phụ gia pha vào xăng làm tăng trị số octan.

Hay được sử dụng làm nhiên liệu dân dụng, như khi được nén thành khí hoá lỏng LPG là sản phẩm năng lượng rất phổ biến phục vụ công nghiệp và cuộc sống con người.

Butan còn được thêm vào trong xăng để điều chỉnh áp suất hơi bão hòa của xăng, giúp động cơ dễ khởi động khi thời tiết lạnh. Với mục đích này thì n-butan được dùng nhiều hơn do có áp suất hơi bão hòa thấp hơn iso-butan nên không làm tăng quá mức áp suất hơi bão hòa của sản phẩm xăng. Áp suất hơi bão hòa Reid của n-butan là 358 kPa, của iso-butan là 490kPa. Việc bổ sung butan vào xăng được xem như là một biện pháp tăng trị số octan của xăng. Lượng butan thêm vào xăng càng nhiều càng tốt (trong điều kiện cho phép mà không làm tăng quá mức áp suất hơi bão hòa của xăng) do với cùng một thể tích thì xăng có giá trị cao hơn LPG [7].

#### II.3.2. Phân đoạn xăng

Phân đoạn xăng có khoảng nhiệt độ sôi dưới  $180^{\circ}$ C, bao gồm các hydrocacbon từ  $C_5$  đến  $C_{10}$ , $C_{11}$  [2]. Cả ba loại hydrocacbon parafinic, naphtenic, atomatic đều có mặt trong phân đoạn. Tuy nhiên thành phần, số

lượng các hydrocacbon đều khác nhau, phụ thuộc vào nguồn gốc dầu thô ban đầu. Chẳng hạn, từ họ dầu parafinic sẽ thu được xăng chứa parafin, còn dầu naphtenic sẽ thu được nhiều cấu tử vòng no hơn. Các hydrocacbon thơm thường có rất ít trong xăng.

Phân đoạn xăng có thể được tinh cất tiếp để nhận các phân đoạn hẹp như 30 ÷ 62°C, 62 ÷ 85°C, 85 ÷ 105°C, 105 ÷ 140°C hay phân đoạn rộng 85 ÷ 140°C dùng làm nguyên liệu cho quá trình isomer hóa, reforming xúc tác với mục đích nhận xăng hay nhận hydrocacbon thơm loại benzen (B), toluen (T), xylen (X), hoặc làm nguyên liệu cho cracking nhằm sản xuất các olefin thấp như etylen, propylen, butylen và butadien. Ngoài ra phân đoạn xăng còn dùng làm dung môi như dung môi parafinic (etepetrol) cho công nghiệp trích ly tinh dầu, pha chế mỹ phẩm [1].

Ngoài hydrocacbon, trong phân đoạn xăng còn có các hợp chất chứa S, N, O. Các chất chứa lưu huỳnh thường ở dạng hợp chất không bền như mercaptan (RSH). Các hợp chất chứa nitơ ở dạng pyridin là chủ yếu, còn các hợp chất chứa oxy rất ít, thường ở dạng phenol và đồng đẳng. Các chất nhựa và asphanten đều chưa có.

Phân đoạn xăng thường được sử dụng 3 mục đích chủ yếu sau đây:

- Sản xuất nhiên liệu cho động cơ xăng.
- Sản xuất nhiên liệu cho công nghiệp hoá dầu.
- Sản xuất dung môi cho công nghiệp sơn, cao su, keo dán. Ngoài ra được sử dụng trích ly chất béo, trong công nghiệp hương liệu, dược liệu.

Trong thành phần phân đoạn xăng nói chung đều có nhiều hydrocacbon parafin trong đó loại n-parafin lại chiếm phần chủ yếu, loại iso-parafin và aromatic chiếm ít hơn, nghĩa là hàm lượng các cấu tử có trị số octan cao thường rất ít. Vì vậy phân đoạn xăng lấy trực tiếp từ dầu mỏ hay chưng cất sơ khởi thường không đáp ứng được yêu câu về khả năng chống kích nổ khi sử dụng làm nhiên liệu cho động cơ xăng, chúng có trị số octan rất thấp từ 30-60 trong khi trị số octan quy định cho xăng động cơ phải trên 70. Vì vậy để có

thể sử dụng được phải áp dụng các biện pháp nhằm nâng cao khả năng chống kích nổ của xăng thu được.

#### II.3.3. Phân đoạn kerosen

Phân đoạn này còn gọi là dầu lửa, có nhiệt độ sôi từ  $180 \div 250^{\circ}\text{C}$  bao gồm các hydrocacbon có số cacbon từ  $C_{11}$  đến  $C_{15}$ ,  $C_{16}$  [2].

Trong phân đoạn này, hầu hết là các n-parafin, rất ít iso-parafin. Các hydrocacbon naphten và thơm ngoài loại có cấu trúc 1 vòng và nhiều nhánh phụ, còn có mặt các hợp chất hai hoặc ba vòng đặc biệt là loại naphten và thơm hai vòng chiếm phần lớn. Trong kerosen bắt đầu có mặt các hợp chất hydrocacbon có cấu trúc hỗn hợp giữa vòng thơm và vòng naphten như tetralin và đồng đẳng của chúng. Các hợp chất chứa S, N, O tăng dần. Lưu huỳnh dạng mercaptan giảm dần, xuất hiện lưu huỳnh dạng sunfua. Các hợp chất chứa nitơ với hàm lượng nhỏ, dạng quinolin, pyrol, indol.

Phân đoạn Kerosen sử dụng cho hai mục đích: làm nhiên liệu phản lực và dầu hoả dân dụng, trong đó nhiên liệu phản lực là ứng dụng chính.

Nhiên liệu dùng cho động cơ phản lực được chế tạo từ phân đoạn kerosen hoặc từ hỗn hợp phân đoạn kerosen với phân đoạn xăng. Do đặc điểm cơ bản nhất của nhiên liệu dùng cho động cơ phản lực là làm sao có tốc độ cháy lớn, dễ dàng tự bốc cháy ở bất kỳ nhiệt độ và áp suất nào, cháy điều hoà, không bị tắt trong dòng không khí xoáy có tốc độ lớn nghĩa là quá trình cháy phải có ngọn lửa ổn định. Để đáp ứng yêu cầu trên, người ta thấy trong thành phần các hydrocacbon của phân đoạn kerosen thì các hydrocacbon naphten và parafin là thích hợp nhất với những đặc điểm của quá trình cháy trong động cơ phản lực. Vì vậy phân đoạn kerosen của dầu mỏ họ naphteno – parafinic hoặc parafino – naphtenic là nguyên liệu tốt nhất để sản xuất nhiên liệu cho động cơ phản lực. Trong khi đó sự có mặt của hydrocacbon thơm không thuận lợi cho quá trình cháy, do vậy nếu hàm lượng của chúng quá lớn, cần phải loại bớt chúng ra để chúng nằm trong giới hạn khoảng  $20 \div 25\%$ .

Hàm lượng của hydrocacbon parafin trong nhiên liệu phản lực trong khoảng  $30 \div 60\%$ , nếu cao hơn cần phải tiến hành loại bỏ nhằm đảm bảo tính linh động tốt của nhiên liệu ở nhiệt độ thấp (chỉ cho phép nhiên liệu mất tính linh động ở -60°C) vì lên cao 10.000m, nhiệt độ khí quyển bằng -56°C và áp suất khí quyển giảm mạnh, để tránh sự bốc hơi mạnh, tạo nút hơi trong hệ thống cấp nhiên liệu, yêu cầu nhiên liệu phản lực có áp suất hơi bão hoà nằm trong khoảng 21kPa ở 38°C [2].

Phân đoạn kerosen 150 ÷ 280°C hay 150 ÷ 315°C của dầu mỏ họ parafinic, ít lưu huỳnh còn được dùng làm dầu hoả dân dụng (thắp sáng hoặc đun nấu) mà không đòi hỏi phải qua quá trình biến đổi thành phần bằng các phương pháp hoá học phức tạp vì nó đáp ứng được yêu cầu của dầu hoả là ngọn lửa cháy xanh, không có màu vàng đỏ, không tạo nhiều khói đen, không tạo nhiều tàn đọng ở đầu bấc và dầu dễ dàng bốc hơi theo lên phía trên để cháy.

Phân đoạn từ  $140 \div 200^{\circ}$ C thường được dùng làm dung môi (white spirit) cho công nghiệp sơn [1].

#### II.3.4. Phân đoạn Diesel

Phân đoạn diesel hay còn gọi là phân đoạn gasoil nhẹ, có khoảng nhiệt độ sôi  $250 \div 380^{\circ}\text{C}$  [3], chứa các hydrocacbon có số cacbon từ  $C_{16} \div C_{20}$ ,  $C_{21}$  [2].

Phần lớn trong phân đoạn này là các n-parafin, iso-parafin còn hydrocacbon thơm rất ít. Ở cuối phân đoạn có những n-parafin có nhiệt độ kết tinh cao, chúng là những thành phần gây mất tính linh động của phân đoạn ở nhiệt độ thấp. Diesel từ dầu mỏ chứa nhiều hydrocacbon parafin cần phải tiến hành tách bớt n-parafin, n-parafin tách ra được dùng để sản xuất parafin lỏng.

Trong gasoil, ngoài naphten và thơm hai vòng là chủ yếu, những chất có ba vòng bắt đầu tăng lên và còn có các hợp chất với cấu trúc hỗn hợp (giữa naphten và thơm).

Hàm lượng các chất chứa S, N, O tăng nhanh. Lưu huỳnh chủ yếu ở dạng disunfua, dị vòng. Các chất chứa oxy (ở dạng axit naphteic) nhiều và đạt cực đại ở phân đoạn này. Ngoài ra còn các chất dạng phenol như dimetylphenol. Trong gasoil đã xuất hiện nhựa, song còn ít, trọng lượng phân tử của nhựa còn thấp (300 ÷ 400 đ.v.C).

Phân đoạn gasoil nhẹ của dầu mỏ chủ yếu được sử dụng làm nhiên liệu cho động cơ diesel. Do động cơ diesel đòi hỏi nhiên liệu phải có trị số xetan phù hợp (có tính chất rất dễ oxy hoá để tự bốc cháy tốt), phân đoạn gasoil (của dầu mỏ họ parafin) lấy trực tiếp từ quá trình chưng cất sơ khai thường có trị số xetan rất cao nên chúng thường được sử dụng trực tiếp làm nhiên liệu diesel thích hợp nhất mà không phải qua một quá trình biến đổi hoá học nào. Tuy nhiên khi cần làm tăng trị số xetan của nhiên liệu diesel, người ta cũng có thể cho thêm vào một số chất phụ gia thúc đẩy quá trình oxy hoá như: isopropyl nitrat, n-butyl nitrat, amyl nitrat, 2-ethylhexyl nitrat... Với lượng khoảng 1,5% thể tích, chất phụ gia có thể tăng trị số xetan lên đến 15 ÷ 20 đơn vị. Tuy nhiên, các phụ gia này lại làm giảm tính ổn định nhiệt của nhiên liệu [3].

#### II.3.5. Phân đoạn mazut

Phân đoạn mazut là phân đoạn cặn chưng cất khí quyển, được dùng làm nhiên liệu đốt cho các lò công nghiệp hay được sử dụng làm nhiên liệu cho quá trình chưng cất chân không để nhận các cấu tử dầu nhờn hay nhận nhiên liệu cho quá trình cracking nhiệt, cracking xúc tác hay hydrocracking.

#### II.3.6. Phân đoạn dầu nhờn

Với khoảng nhiệt độ sôi từ  $350 \div 500^{\circ}$ C, phân đoạn này bao gồm các hydrocacbon từ  $C_{21} \div C_{35}$ , có thể lên tới  $C_{40}$  [2].

Do phân tử lượng lớn, thành phần hoá học của phân đoạn dầu nhờn rất phức tạp n-parafin và iso-parafin ít, naphten và thơm nhiều.

Hàm lượng các hợp chất của S, N, O tăng mạnh: hơn 50% lượng S có trong dầu mỏ tập trung ở phân đoạn này, gồm các dạng như disunfua, tiophen,

sunfua vòng... các hợp chất nitơ thường ở dạng đồng đẳng của pyridin và pyrol, cabazol. Các hợp chất oxy ở dạng axit. Các kim loại nặng như V, Ni, Cu, Pb... các chất nhựa, asphanten đều có mặt ở phân đoạn.

Thông thường người ta tách phân đoạn dầu nhờn bằng cách chưng cất chân không phần cặn dầu mỏ, để tách phân huỷ ở nhiệt độ cao.

Các phân đoạn dầu nhờn hẹp  $320 \div 400^{\circ}$ C,  $300 \div 400^{\circ}$ C,  $400 \div 450^{\circ}$ C,  $420 \div 490^{\circ}$ C,  $450 \div 500^{\circ}$ C được dùng để sản xuất các loại dầu nhờn bôi tron khác nhau [1].

Ngoài ra phân đoạn này còn được dùng để sản xuất sản phẩm trắng, các sản phẩm trắng là tên gọi chung của các loại nhiên liệu xăng, kerosen và diesel. Đó là các loại nhiên liệu được sử dụng nhiều nhất, quan trọng nhất. Để làm tăng hiệu suất thu các nhiên liệu này, có thể tiến hành chế biến gasoil nặng bằng phương pháp cracking hoặc hydrocracking. Với cách này, có thể biến các cấu tử  $C_{21} \div C_{40}$  thành xăng  $(C_5 \div C_{11})$ , kerosen  $(C_{11} \div C_{16})$ , diesel  $(C_{16} \div C_{20})$ . Như vậy nâng cao được hiệu suất sử dụng của dầu mỏ.

#### II.3.7. Phân đoạn gudron (phân đoạn cặn dầu mỏ)

Phân đoạn gudron là phần cặn của quá trình chưng cất chân không, có nhiệt độ sôi lớn hơn  $500^{\circ}$ C, gồm các hydrocacbon có số nguyên tử cacbon lớn hơn  $C_{41}$ , giới hạn cuối cùng có thể đến  $C_{80}$ .

Thành phần của phân đoạn này rất phức tạp có thể chia làm 3 nhóm chính sau:

#### a. Nhóm chất dầu:

Là nhóm các hydrocacbon có phân tử lượng lớn tập trung nhiều các hợp chất thơm có độ ngưng tụ cao, cấu trúc hỗn hợp nhiều vòng giữa thơm và naphten, đây là nhóm hợp chất nhẹ nhất, có tỷ trọng xấp xỉ bằng 1, hoà tan trong xăng, n-pentan,  $CS_2...$  nhưng không hoà tan trong cồn. Trong phân đoạn cặn, nhóm dầu chiếm khoảng  $45 \div 46\%$ .

#### b. Nhóm chất nhựa:

Nhóm này ở dạng keo quánh, nó gồm 2 nhóm thành phần, đó là các chất trung tính và các chất axit.

Các chất trung tính có màu đen hoặc nâu, nhiệt độ hoá mềm của nó nhỏ hơn  $100^{\circ}$ C, tỷ trọng lớn hơn 1, dễ dàng hoà tan trong xăng. Chất trung tính tạo cho nhựa có tính dẻo dai và tính dính kết. Hàm lượng của nó ảnh hưởng trực tiếp đến độ kéo dài của nhựa, nó chiếm khoảng  $10 \div 15\%$  khối lượng của cặn gudron.

Các chất axit là chất có nhóm -COOH, màu nâu sẫm tỷ trọng lớn hơn 1, hoà tan dễ trong clorofooc và rượu etylic, chất axit tạo cho nhựa có tính hoạt động bề mặt, khả năng kết dính của bitum phụ thuộc vào hàm lượng chất axit có trong nhựa, nó chỉ chiếm khoảng 1% trong cặn dầu mỏ.

#### c. Nhóm asphanten:

Là nhóm chất rắn màu đen, cấu tạo tinh thể, tỷ trọng lớn hơn 1 chứa phần lớn các chất dị vòng có khả năng hoà tan trong cacbon disunfua (CS<sub>2</sub>).

Đun ở 300°C không bị nóng chảy mà bị cháy thành tro.

Ngoài 3 nhóm chất chính ở trên, trong cặn gudron còn có các hợp chất cơ kim của kim loại nặng, các chất cacben, caboit rắn, giống nhau như cốc, màu sẫm, không tan trong các dung môi thông thường, chỉ tan trong pyridin.

Phân đoạn cặn gudron được sử dụng cho nhiều mục đích khác nhau như: sản xuất bitum, cốc hóa để sản xuất cốc, bồ hóng, nhiên liệu đốt lò hay để chế tạo thêm phần dầu nhờn nặng. Trong các ứng dụng trên, sản xuất bitum là ứng dụng quan trọng nhất.

#### II.4. Chuẩn bị dầu thô trước khi chế biến:

#### II.4.1.Các hợp chất có hại trong dầu thô:

Dầu thô vừa khai thác ở mỏ lên, ngoài phần chủ yếu là các hydrocacbon trong dầu thô còn có khí, nước, muối, cát, đất nằm trong dầu mỏ. Muối lẫn trong dầu thô như: NaCl, CaCl<sub>2</sub>, MgCl<sub>2</sub>. Nước lẫn trong dầu mỏ ở trạng thái tự do và cả trạng thái nhũ tương.

Trong dầu mỏ còn lẫn các khí hữu cơ như: CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, và C<sub>5</sub>H<sub>12</sub> và khí vô cơ như: H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> và He... Việc có mặt các tạp chất kể trên có hại tới quá trình vận chuyển và chế biến rất lớn.

Khi có mặt các tạp chất cơ học như đất, cát, làm mòn bề mặt trong của đường ống vận chuyển. Ngoài ra nó còn đọng lại từng lớp trong các đường ống hay thiết bị trao đổi nhiệt, trong các lò và trong các thiết bị làm lạnh, làm giảm hệ số truyền nhiệt của quá trình chưng cất và còn tham gia vào tạo nhũ tương thêm bền vững. Vì vậy việc đầu tiên sau khi khai thác dầu thô lên là phải tách các tạp chất cơ học có trong dầu.

Việc có mặt nước và dung dịch muối trong dầu mỡ làm tăng chi phí vận chuyển. Ngoài ra chúng còn tạo nhũ tương rất bền với dầu mỡ làm khó khăn cho quá trình chế biến và gây ăn mòn thiết bị, gây hỏng thiết bị.

Nếu trong dầu còn hàm lượng lớn nước thì khi đưa vào chưng cất nước bốc hơi sẽ làm tăng áp suất trong thiết bị chưng cất sẽ gây nổ và hỏng thiết bị. Các muối hoà tan trong nước sẽ thuỷ phân tạo ra các axit gây ăn mòn thiết bị.

$$MgCl_2 + H_2O \Leftrightarrow MgOH + HCl$$
  
 $MgCl_2 + 2H_2O \Leftrightarrow Mg(OH)_2 + 2HCl$ 

Hay khi chưng cất dầu các hợp chất lưu huỳnh tự phân huỷ tạo ra  $H_2S$  dẫn đến gây ăn mòn thiết bị lớn. Mặt khác khí  $H_2S$  có lẫn trong nước và ở nhiệt độ cao sẽ tác dụng với kim loại của thiết bị .

$$Fe + H_2S \longrightarrow FeS + H_2$$

Bề mặt thiết bị được bảo vệ một lớp FeS để giữ cho kim loại của thiết bị không bị ăn mòn tiếp, nhưng khi có sự tham gia của HCl do muối tạo thành khi phân huỷ thì lập tức các lớp màng FeS bảo vệ sẽ tác dụng với HCl.

$$FeS \ +2 \ HCl \longrightarrow FeCl_2 \ +H_2S$$

Và  $H_2S$  tạo thành lại tiếp tục tác dụng với sắt như phản ứng trên. Qua phân tích trên cho thấy dầu mỏ trước khi đưa vào chế biến cần phải tách các tạp chất có hại.

#### II.4.2. Ôn định dầu nguyên khai

Dầu nguyên khai còn chứa các khí hoà tan như khí đồng hành và các khí phi hydrocacbon. Đại bộ phận chúng tách ra dễ dàng khi giảm áp suất trong lúc phun ra khỏi giếng khoan. Nhưng dù sao vẫn còn lại một lượng nhất định lẫn vào trong dầu và cần phải tách tiếp trước khi đưa vào chế biến nhằm mục đích hạ thấp áp suất hơi khi chưng cất dầu thô và nhận thêm nguồn nguyên liệu cho chế biến hoá dầu vì rằng các khí hydrocácbon nhẹ  $(C_1 \div C_4)$  là nguồn nguyên liệu quý cho quá trình sản xuất olefin nhẹ. Ôn định dầu thực chất là chưng cất tách bớt phần nhẹ. Nhưng để tránh bay hơi cả phần xăng, tốt nhất là tiến hành chưng cất ở áp suất cao. Khi đó chỉ có các cấu tử nhẹ hơn  $C_4$  bay hơi còn các phân tử từ  $C_5$  trở lên vẫn còn lại trong dầu [1].

#### II.4.3. Tách các tạp chất cơ học, nước và muối

II.4.3.1. Tách bằng phương pháp cơ học:

a. Lắng:

Bản chất của phương pháp lắng là dựa vào sự khác nhau về tỷ trọng dầu và các tạp chất như đất đá, nước và muối. Nếu dầu có các tạp chất này khi để lắng lâu ngày thì tạp chất sẽ tách ra và lắng xuống tạo thành hai lớp rõ rệt và có thể tách ra dễ dàng.

Tốc độ lắng của các hạt có tính theo công thức Stockes. Áp dụng khi kích thước hạt lớn hơn  $0.5~\mu$  m:

$$V = \frac{r^2 \cdot (d_1 - d_2) \cdot g}{18 \cdot \eta}$$

Trong đó:

V - Vận tốc lắng, cm/s

r - Đường kính của hạt

 $d_1$ ,  $d_2$  - tỷ trọng của hạt và của dầu tương ứng

g - Gia tốc trọng trường

η - Độ nhớt động học của hỗn hợp

Từ công thức này ta thấy nếu kích thước hạt càng bé, sự chênh lệch về tỷ trọng càng ít, độ nhớt của hỗn hợp càng lớn thì tốc độ lắng càng nhỏ và như vậy, để phân chia thành các lớp riêng biệt đòi hỏi thời gian càng lớn.

Để giảm thời gian lắng, người ta thường dùng biện pháp gia nhiệt để giảm độ nhớt, nhiệt độ thường được duy trì trong khoảng từ  $50 \div 60^{\circ}$ C để tránh mất mát dầu do bay hơi. Nếu duy trì quá trình ở áp suất cao, ta có thể nâng cao nhiệt độ lắng mà không sợ mất mát vì áp suất hơi lúc này thấp hơn so với trường hợp dùng áp suất thấp.

#### b. Ly tâm:

Ly tâm là phương pháp hay dùng để tách nước và các tạp chất đất đá. Lực ly tâm càng lớn, càng có khả năng phân chia cao các hạt có tỷ trọng khác nhau trong dầu. Lực ly tâm tỷ lệ với bình phương số vòng quay ly tâm của roto, nên số vòng quay càng lớn hiệu quả càng cao. Trong công nghiệp thường dùng máy ly tâm với số vòng quay từ 3500 ÷ 50000 vòng/phút. Nhưng nếu số vòng quay càng lớn thì việc chế tạo thiết bị càng khó khăn và không thể chế tạo thiết bị với công suất lớn. Do vậy việc sử dụng phương pháp này cũng bị hạn chế.

#### c. Phương pháp lọc:

Để tách nước và các tạp chất đất đá khỏi dầu có thể dùng phương pháp lọc chúng ta cho thêm vào dầu một chất dễ thấm nước, để giữ nước và tách chúng ra. Các chất này thuộc loại các "chất trợ lọc". Ví dụ trong thực tế người ta dùng bông thuỷ tinh để lọc nước khỏi dầu.

Phương pháp lọc tuy đơn giản và có thể đạt hiệu quả cao nhưng gặp phải khó khăn là phải liên tục thay thế màng lọc do bẩn hay quá tải mà đôi khi việc thay thế cũng rất tốn kém và phức tạp.

#### II.4.3.2. Các phương pháp khác

a. Tách nhũ tương nước trong dầu bằng phương pháp hoá học:

Bản chất của phương pháp là cho thêm chất hoạt động bề mặt để phá nhũ tương (còn gọi là chất khử nhũ). Khi các điều kiện thao tác như nhiệt độ, áp suất... được chọn ở chế độ thích hợp thì hiệu quả của phương pháp cũng rất cao. Song khó khăn là phải chọn được chất hoạt động bề mặt thích hợp, không gây hậu quả khó khăn cho chế biến sau này, cũng như không phân hủy hay tạo môi trường ăn mòn thiết bị [1].

Các phụ gia dùng để phá nhũ được chia thành 3 loại như sau: các chất điện phân, các chất không điện phân và phụ gia thuộc chất keo. Các axit hữu cơ và vô cơ, các chất kiềm và muối có thể được sử dụng làm phụ gia điện phân. Các phụ gia này tạo thành các sản phẩm không hòa tan làm giảm sự ổn định của lớp bảo vệ hạt nhũ hoặc thúc đẩy quá trình phá hủy nhũ. Phụ gia điện phân rất ít được sử dụng vì giá thành cao và tính ăn mòn thiết bị của chúng. Phụ gia không điện phân là các hợp chất hữu cơ có khả năng hòa tan lớp vỏ bảo vệ trên hạt nhũ và làm giảm độ nhớt của dầu, dẫn đến sự gia tăng kích thước của giọt nước. Các loại phụ gia này có thể là xăng, aceton, rượu, benzen, phenol... Phụ gia này không được sử dụng trong công nghiệp vì chúng có giá thành cao. Phụ gia thuộc chất keo là các chất hoạt động bề mặt có khả năng phá hủy hoặc làm yếu đi lớp vỏ bảo vệ và có thể biến đổi dạng nhũ tương nước trong dầu thành dạng nhũ tương dầu trong nước [3].

#### b. Phương pháp dùng điện trường:

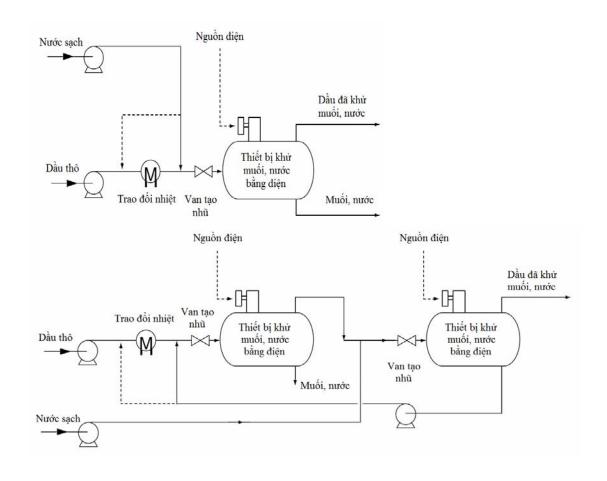
Dùng điện trường để phá nhũ, tách muối khỏi dầu là một phương pháp hiện đại, công suất lớn, quy mô công nghiệp và dễ tự động hoá nên các nhà máy chế biến dầu có công suất lớn đều áp dụng phương pháp này.

Vì bản thân các tạp chất đã là các hạt dễ nhiễm điện tích, do vậy nếu ta dùng lực điện trường mạnh sẽ làm thay đổi điện tích, tạo điều kiện cho các hạt đông tụ hay phát triển làm cho kích thước lớn lên và như vậy chúng dễ bị tách ra khỏi dầu.

Tương tác giữa điện trường và các hạt làm cho các hạt tích điện và lắng xuống. Nguyên tắc này được áp dụng để tách muối, nước ra khỏi dầu thô. Dầu thô được gia nhiệt trước ở các thiết bị trao đổi nhiệt rồi được trộn với một lượng nước sạch để tạo thành nhũ tương chứa muối. Lực hút giữa các hạt tích

điện làm cho các hạt lớn lên, ngưng tụ thành các hạt có kích thước lớn và chúng dễ tách thành lớp nước nằm phía dưới lớp dầu. Trong thực tế người ta pha thêm nước vào dầu với lượng từ  $3 \div 8\%$  so với dầu thô và có thể thêm hoá chất rồi đưa qua van tạo nhũ tương. Sau khi đã qua thiết bị trao đổi nhiệt ở nhiệt độ  $130 \div 150$ °C, muối trong dầu thô được chuyển vào nhũ tương và khi được dẫn vào khoảng cách giữa hai điện cực có hiệu điện thế từ 26.000V trở lên, chúng tích điện, va vào nhau và tăng dần kích thước, cuối cùng tách thành lớp nước nằm phía dưới lớp dầu. Để ngăn ngừa sự bay hơi dầu do tiếp xúc ở nhiệt độ cao, áp suất trong thiết bị tách muối được giữ ở áp suất  $9 \div 12$ kg/cm². Bộ phận an toàn được bố trí ngay trong thiết bị, khi tách một bậc, người ta có thể tách  $90 \div 95\%$ , nếu áp dụng tách 2 bậc sẽ nâng hiệu suất tách muối lên 99%

Sơ đồ công nghệ khử nước, muối bằng điện một và hai giai đoạn [6]



httpThiết bị tách muối và nước thường có dạng hình trụ hay hình cầu. Dạng hình trụ loại nằm ngang được sử dụng phổ biến do dễ chế tạo, lắp đặt và tốn ít kim loại hơn. Thiết bị thường có kích thước sau: đường kính  $3 \div 5$ m, chiều dài  $18 \div 20$ m, dung tích thường từ  $100 \div 150$ m<sup>3</sup> và có thể chịu áp suất đến  $18 \div 20$ kg/cm<sup>2</sup>.

http://www.ebook.edu.vn

# PHẦN II

# THIẾT KẾ PHÂN XƯỞNG CHƯNG CẤT DẦU THÔ I. MỤC ĐÍCH VÀ Ý NGHĨA CỦA QUÁ TRÌNH CHƯNG CẤT DẦU THÔ:

Trong công nghiệp chế biến dầu, dầu thô sau khi đã được qua xử lý qua các quá trình tách nước, muối và các tạp chất cơ học, được đưa vào chưng cất. Các quá trình chưng cất dầu ở áp suất khí quyển AD (Atmospheric Distillation) và chưng cất chân không VD (Vacuum Distillation) thuộc về nhóm các quá trình chế biến vật lý. Chưng cất ở áp suất khí quyển AD với nguyên liệu là dầu thô đôi khi còn được gọi là quá trình CDU (Crude oil distillation), còn chưng cất VD dùng nguyên liệu là cặn của quá trình chưng cất AD, trong thực tế đôi khi còn gọi là quá trình chưng cất (cặn thô hay mazut). Tuỳ theo bản chất của nhiên liệu và mục đích của quá trình ta sẽ áp dụng chưng cất AD, VD hay kết hợp cả AD, VD (gọi tắt là A-V-D). Các nhà máy hiện đại luôn luôn dùng công nghệ A-V-D. Khi áp dụng loại hình công nghệ AD chúng ta chỉ chưng cất dầu thô mục đích nhận các phân đoạn xăng (naphta nhẹ, naphta nặng), phân đoạn kerosen, phân đoạn Diezel (nhẹ, nặng) và phần còn lại sau chưng cất. Khi muốn chưng cất sâu thêm phân cặn dầu thô nhằm nhận thêm các phân đoạn Gasoil chân không hay phân đoạn dầu nhờn thì người ta dùng chưng cất VD phân đoạn Gasoil chân không là nguyên liệu cho quá trình chế biến để nhận thêm xăng bằng quá trình Cracking. Phân đoạn dầu nhờn được dùng để chế tạo các sản phẩm dầu mỡ bôi trơn, còn phần cặn của chưng cất VD gọi là phân đoạn Gudron được dùng để chế biến Bitum, nhưa đường hay nguyên liêu cho quá trình cốc hoá sản xuất dầu mỏ. Như vây tuỳ thuộc vào thành phần của dầu mỏ, nguyên liệu và mục đích chế biến mà người ta áp dụng loại hình công nghệ chưng cất thích hợp. Trong công nghiệp chế biến hiện nay thì các nhà máy hiện đại luôn dùng loại hình công nghệ A-V-D.

#### III. LƯA CHON ĐÂY CHUYỀN CÔNG NGHÊ:

Việc lựa chọn sơ đồ công nghệ và chế độ công nghệ chưng cất phụ thuộc vào các đặc tính của nguyên liệu và mục đích của quá trình chế biến.

Với dầu mỏ có chứa lượng khí hòa tan thấp  $(0.5 \div 1.2\%)$ , trữ lượng xăng thấp (phân đoạn có nhiệt độ sôi đến  $180^{\circ}$ C chiếm  $12 \div 15\%$ ) và hiệu suất các phân đoạn cho tới  $350^{\circ}$ C không lớn hơn 45% thì thuận tiện nhất và cũng phù hợp hơn cả là nên chọn sơ đồ chưng cất ở áp suất khí quyển với bay hơi một lần và một tháp tinh cất.

Với dầu mỏ chứa nhiều phần nhẹ, tiềm lượng sản phẩm trắng cao (50 ÷ 65%), chứa nhiều khí hòa tan (lớn hơn 1,2%), chứa nhiều phân đoạn xăng (20 ÷ 30%) thì nên chọn sơ đồ chưng cất ở áp suất khí quyển với bay hơi hai lần. Lần một tiến hành bay hơi sơ bộ phần nhẹ và tinh cất chúng ở tháp sơ bộ, còn lần 2 tiến hành chưng cất phần dầu còn lại. Ở tháp chưng sơ bộ, ta tách được phần khí hòa tan và phần xăng có nhiệt độ sôi thấp ra khỏi dầu. Để ngưng tụ hoàn toàn hơi bay lên phải tiến hành chưng cất ở áp suất cao hơn (0,35 ÷ 1Mpa). Nhờ áp dụng chưng 2 lần mà ta có thể giảm được áp suất trong tháp thứ hai đến áp suất 0,14 ÷ 0,16 Mpa và nhận được từ dầu thô lượng sản phẩm trắng nhiều hơn. Còn chưng cất ở áp suất thấp khi dùng nguyên liệu là cặn của quá trình chưng cất AD được dùng với mục đích hoặc nhận nguyên liệu cho quá trình cracking xúc tác hay quá trình Hydrocracking.

Sơ đồ chưng cất dầu thô với tháp bay hơi sơ bộ rất phổ biến trong các nhà máy chế biến dầu của Liên Bang Nga và các nước Tây Âu. Sơ đồ công nghệ này cho phép đạt được độ sâu chưng cất cần thiết và linh hoạt hơn khi liên kết các khối AD và VD với các loại nguyên liệu dầu thoo khác nhau.

Với yêu cầu thiết kế phân xưởng chưng cất dầu thô ít phần nhẹ thì ta chọn sơ đồ chưng cất ở áp suất khí quyển với bay hơi một lần và một tháp tinh cất là phù hợp nhất.

<u>Ưu điểm</u>: Quá trình làm việc của sơ đồ công nghệ này là sự bốc hơi đồng thời các phân đoạn nhẹ và nặng góp phần làm giảm được nhiệt độ bốc

hơi và nhiệt lượng đốt nóng dầu trong lò, quá trình chưng cất cho phép áp dụng trong điều kiện thực tế chưng cất dầu. Thiết bị loại này có cấu tạo đơn giản, gọn, ít tốn kém.

Nhược điểm: Đối với loại dầu chứa nhiều phần nhẹ, nhiều tạp chất lưu huỳnh, nước thì gặp nhiều khó khăn khi áp dụng loại hình công nghệ chưng cất này. Khó khăn đó là áp suất trong thiết bị lớn, vì vậy cần phải có độ bền lớn, tốn nhiên liệu, đắt tiền, cấu tạo thiết bị phức tạp để tránh gây nổ do áp suất cao. Do đó sơ đồ công nghệ này chỉ được chọn cho quá trình chưng cất loại dầu có nhiều phân đoạn nặng (ít phần nhẹ), ít nước, ít lưu huỳnh.

#### III. THUYÉT MINH DÂY CHUYÈN:

Dầu thô được bơm qua thiết bị trao đổi nhiệt rồi vào thiết bị tách muối và nước (5) theo phương pháp điện trường ở áp suất 9 ÷ 12 kg/cm<sup>2</sup>, nhiệt độ khoảng 150 ÷ 160°C, sau đó tiếp tục đi qua thiết bị trao đổi nhiệt với sản phẩm chưng cất rồi đi vào lò đốt nóng đến nhiệt độ cho phép (dầu chưa bị phân huỷ), nhiệt độ tuỳ thuộc vào lượng lưu huỳnh, nếu dầu chứa nhiều lưu huỳnh thì nhiệt độ không quá 320°C, nếu dầu chứa ít lưu huỳnh thì nhiệt độ không quá 360°C. Sau khi đạt được nhiệt độ cần thiết, dầu thô được đưa vào tháp chưng cất (7), trong tháp chưng cất hỗn hợp lỏng – hơi của dầu thô được nạp vào ở đĩa nạp liệu, từ đó hơi bay lên và quá trình tinh chế hơi được thực hiện ở đoan luyên, ở đỉnh tháp chưng cất, phần nhe bay lên được đưa qua thiết bị làm lạnh ngưng tụ vào bể chứa (9) sau đó một phần được cho hồi lưu lại đỉnh tháp để chế độ làm việc được liên tục. Phần còn lại được đưa qua thiết bị đốt nóng rồi vào tháp ổn định (10), ở đây người ta tách được khí khô ( $C_1$ ,  $C_2$ ), LPG (C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>) và phần xăng. Nhờ các thiết bị tái bay hơi (8) mà ta thu được các sản phẩm kerosen, gasoil nhẹ (LGO), gasoil nặng (HGO), cuối cùng là cặn chưng cất khí quyển AD. Để đảm bảo chế độ nhiệt của tháp chưng và khả năng phân chia các cấu tử nhẹ, ngoài hồi lưu đỉnh người ta còn dùng hồi lưu trung gian, sục hơi quá nhiệt vào đỉnh tháp. Người ta dùng hơi nước quá nhiệt vào thiết bi tái bay hơi để điều chỉnh nhiệt đô của phân đoan cất.

http://www.eb& Hoat động của thiết bị chính trong dây chuyền:

Dầu thô được bơm qua thiết bị trao đổi nhiệt và thiết bị tách muối, nước rồi đưa vào lò đốt. Ở đây dầu được gia nhiệt đến nhiệt độ 361°C. Nếu dầu thô không được cung cấp đủ nhiệt thì sẽ gây ảnh hưởng tới sự phân chia trong tháp chưng cất, dẫn tới chất lượng sản phẩm kém và nếu nhiệt độ quá cao thì không chỉ tiêu hao dầu đốt mà còn xảy ra quá trình cracking mạnh phần nặng trong tháp dẫn đến hiệu quả chưng cất thấp. Dầu được gia nhiệt ở thiết bị gia nhiệt và được đưa vào tháp chưng ở đĩa nạp liệu. Bên trong tháp chưng phần hơi sẽ di chuyển lên phía trên, phần lỏng chảy xuống dưới đáy tháp. Trong tháp có khoảng 40 tầng đĩa, tại đó xảy ra quá trình phân tách và ở một số đĩa thu được các phân đoạn naphta, kerosen, gasoil nhẹ (LGO), gasoil nặng (HGO). Các sản phẩm này được lấy ra từ tháp chưng cất và đi vào các tháp tách cạnh tháp chưng. Hỗn hợp hơi của khí nhẹ, LPG và xăng đi lên đỉnh tháp. Hơi nước được bổ sung vào đáy tháp trong quá trình chưng cất để làm giảm nhiệt độ bốc hơi của sản phẩm đáy, tránh sự phân hủy của phần cặn.

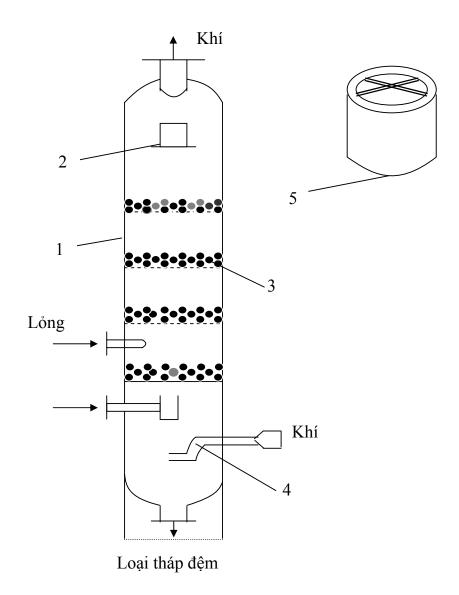
### IV. MỘT SỐ THIẾT BỊ CHÍNH TRONG DÂY CHUYỀN:

#### IV.1. Tháp chưng cất

Để có hiệu quả phân tách tốt, quá trình xúc pha trong tháp tinh luyện phải xảy ra đồng đều, triệt để. Do vậy, người ta phải trang bị các cơ cấu bên trong tháp nhằm đạt mục đích này. Trong tháp chưng gồm hai phần: phần phía trên đĩa nạp liệu của tháp thực hiện quá trình làm tăng nồng độ của cấu tử nhẹ trong pha hơi nên gọi là phần tinh luyện. Còn phần phía dưới đĩa nạp liệu của tháp thực hiện quá trình làm tăng nồng độ cấu tử nặng trong pha lỏng nên gọi là phần chưng. Do vậy phần đáy tháp phải cung cấp thêm nhiệt hay phải đưa thêm tác nhân bay hơi vào. Mức độ phân tách tốt hay không tốt phụ thuộc vào số đĩa được bố trí trong tháp và lượng hồi lưu. Nếu số đĩa lý thuyết quá ít thì tách không triệt để, nhưng nếu số đĩa quá nhiều thì dẫn đến chiều cao của tháp quá lớn, gây khó khăn cho chế tạo và lắp đặt, tăng vốn đầu tư,

trong khi chỉ cần đạt đủ độ phân tách để nhận các phân đoạn dầu. Trong thực tế có các lạo tháp chưng sau:

#### IV.1.1. Tháp đệm.



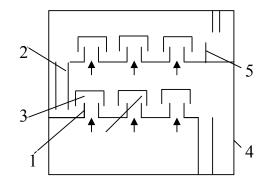
Trong tháp đệm người ta bố trí các ngăn chứa đệm với hình dạng khác như hình vành khuyên, hình trụ. Các đệm trong tháp là các vòng bằng gốm. Để tăng bề mặt tiếp xúc trong vòng gốm người ta làm các tấm chắn. Người ta xếp đệm trên các đĩa có hai loại lỗ lớn khác nhau. Các lỗ nhỏ (phía dưới) để chất lỏng chảy vào lỗ lớn (ở phía trên) cho hơi đi qua.

*Uu điểm:* Các ngăn chứa đệm có hình dạng là hình trụ có tấm chắn để tăng bề mặt tiếp xúc pha giữa pha lỏng không tốt (nhưng khi dùng tháp có đường kính nhỏ hơn 1m thì hiệu quả tháp này không kém tháp đĩa chóp). Vì vậy chúng ta thường dùng chưng luyện gián đoạn với công suất thiết bị không lớn.

#### IV.1.2.Tháp đĩa chụp.

Tháp chưng cất được sử dụng là loại tháp đĩa chóp. Loại tháp này được sử dụng rộng rãi trong chưng cất dầu mỏ và sản phẩm dầu mỏ. Các đĩa chóp có nhiều loại khác nhau bởi cấu tạo của chóp, cấu tạo của bộ phận chảy chất lỏng. Đĩa chóp là các đĩa kim loại mà trong đó cấu tạo có nhiều lỗ để cho hơi đi qua. Theo chu vi các lỗ người ta bố trí ống có độ cao xác định gọi là ống hơi, phía trên các ống hơi là các chóp có vùng không gian cho hơi đi từ đĩa dưới lên đĩa trên.

- 1. Ông hơi
- 2. Ông chảy truyền
- 3. Chóp
- 4. Thân tháp
- 5. Tấm ngăn



Có rất nhiều loại đĩa chóp nhưng được dùng phổ biến là đĩa chóp hình máng, đĩa chóp hình chữ S, đĩa chóp hình tròn, đĩa chóp hình xupap.

Đĩa chóp hình máng có cấu tạo đơn giản và dễ vệ sinh. Loại này có nhược điểm là diện tích sủi bọt bé (chỉ khoảng 30% diện tích của đĩa) điều đó làm tăng tốc độ hơi và tăng sự cuốn chất lỏng đi.

Đĩa chóp hình chữ S khác với đĩa chóp hình máng. Đĩa chóp hình chữ S chất lỏng chuyển động theo phương của các chóp còn mỗi chóp của đĩa là một lòng máng các đĩa. Đĩa chóp hình chữ S dùng cho các tháp làm việc ở áp suất lớn như áp suất khí quyển, công suất của đĩa cao, cao hơn các đĩa lòng máng là 20%.

Đĩa chóp xupap có hiệu quả làm việc rất tốt khi mà tải trọng thay đổi theo hơi và chất lỏng và loại này phân chia pha rất triệt để. Đĩa chóp xupáp khác với các đĩa khác làm việc trong chế độ thay đổi và có đặc tính động học, sự hoạt động của van phụ thuộc vào tải trọng của hơi từ dưới lên trên hay chất lỏng từ trên xuống.

#### IV.2. Thiết bị trao đổi nhiệt

#### IV.2.1. Thiết bị trao đổi nhiệt ống xoắn ruột gà.

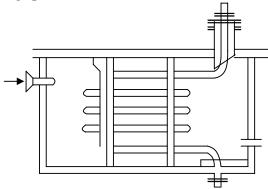
Loại thiết bị này được dụng sớm nhất trong công nghiệp hoá chất. Thường người ta dùng cách uốn lại thành nhiều vòng xoắn và đặt vào trong thùng, hoặc gồm nhiều ống thẳng nối lại vơi nhau bằng khuỷu, một chất tải nhiệt cho vào thùng còn chất tải nhiệt khác đi trong ống xoắn, vì thùng có thể tích lớn hơn nhiều so với thể tích của ống xoắn cho nên vận tốc của chất tải nhiệt chứa trong thùng nhỏ. Vì vậy hệ thống cấp nhiệt ở mặt ngoài của ống bé tức là hệ số truyền nhiệt không thấp, loại thiết bị này thường được dùng để làm nguội hoặc đun nóng, hiệu quả làm việc thấp. Bởi vậy người ta cải tạo thiết bị này bằng cách đặt nhiều dây vòng xoắn để chiếm nhiều diện tích của thùng chứa làm cho vận tốc của chất tải nhiệt ở thùng tăng lên. Vì thể tích chất lỏng trong thùng lớn, nhiệt độ đều nhau ở mọi chỗ nên làm tăng hiệu số nhiệt độ chung.

Số vòng xoắn trong thiết bị phụ thuộc vào lượng chất lỏng chảy trong ống. Vì ống xoắn có sức cản thuỷ lực cho nên vận tốc của chất tải nhiệt đi trong ống xoắn thường bé hơn đi trong ống thẳng, vận tốc của chất lỏng thường  $V = 5 \div 11$  m/s còn vận tốc khí ở P = 1at thường là  $V = 5 \div 12$ m/s, chất lỏng đi trong ống xoắn thường cho vào từ dưới, đi ra ở trên để ống xoắn luôn luôn chứa đầy chất lỏng, còn khí hoặc hơi đi từ trên xuống để tránh tạo nút khí, tránh va đập thuỷ lực.

Loại này có cấu tạo đơn giản, rẻ tiền có thể chế tạo từ nhiều loại vật liệu khác nhau, có khả năng chịu được áp suất lớn (đến 2000 N/cm²) ít nhạy

cảm với sự thay đổi nhiệt độ vì nó giãn nở tự do. Tuy nhiên loại này khó làm sach bề mặt trong ống.

Ngoài các thiết bị trên còn có các thiết bị đúc bằng gang, giữa lớp vỏ đúc bằng gang đó đặt ống xoắn bằng thép hay thiết bị dùng ống thép hàn bên ngoài xung quanh vỏ.



Thiết bị ống xoắn ruột gà

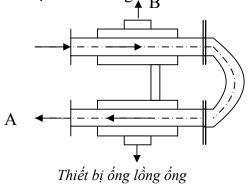
#### IV.2.2. Loại thiết bị trao đổi nhiệt ống lồng ống.

Dùng để trao đổi nhiệt giữa các chất lỏng, khí và hơi. Về cấu tạo thiết bị gồm có nhiều loại ống, đoạn này tiếp lên đoạn kia nối lại với nhau nhờ các ống khuỷu, mỗi đoạn gồm hai ống có đường kính khác nhau, lồng vào nhau. Mỗi chất lỏng tải nhiệt đi ở ống trong còn một chất tải nhiệt đi ở khoảng không gian giữa hai ống và thường cho hai lưu thể đi ngược chiều nhau.

Khi đun nóng chất lỏng bằng hơi nước hoặc khi ngưng tụ hơi bão hoà thì cho chất lỏng đi từ phía dưới vào ống trong rồi đi ra phía trên, còn hơi đi vào phía trên đi vào khoảng trống giữa hai ống và cùng nước ngưng tụ đi ra phía dưới. Nếu trong khi sử dụng không cần làm sạch phía trong ống và khoảng giữa hai ống thì thiết bị trao đổi phía bên trong không cần tháo và ứng dụng khi số nhiệt độ giữa thành ống của hai ống nhỏ hơn 500°C. Nếu hiệu số nhiệt độ giữa thành của hai ống lớn hơn 500°C và cần phải làm sạch khoảng trống giữa hai ống thì làm cơ cấu hộp đệm ở một đầu hoặc hai đầu.

Bề mặt trao đổi nhiệt của thiết bị này không những tạo bởi ống phẳng mà còn tạo nên bởi ống có gân dọc. Ống gân làm cho điều kiện trao đổi nhiệt ở hai phía bề mặt trao đổi nhiệt được đồng đều, các chất lỏng có độ nhớt lớn tức là hệ số cấp nhiệt nhỏ hơn so với chất tải nhiệt khác thì thường cho nó đi về phía có gân.

Vật liệu chế tạo thiết bị thường dùng thép cacbon, thép chịu axit, sành sứ, thuỷ tinh... Loại thiết bị này có ưu điểm là hệ số truyền nhiệt lớn, vận tốc của chất tải nhiệt lớn, không có cặn bám trên thành ống, chế tạo đơn giản. Tuy nhiên thiết bị này lại cồng kềnh, khó làm sạch khoảng trống giữa hai ống, chi phí cho một m² bề mặt trao đổi nhiệt độ lớn, chúng chỉ thích hợp khi lưu lượng chất tải nhiệt bé và trung bịn.

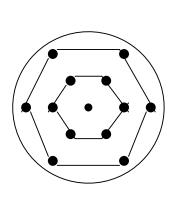


IV.2.3. Loại thiết bị ống chùm.

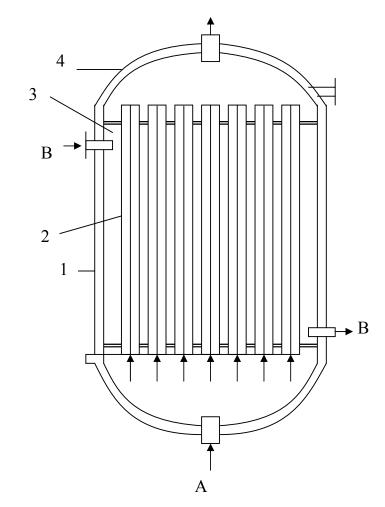
Thiết bị này được dùng phổ biến trong công nghiệp hoá chất có ưu điểm là có cấu tạo gọn, chắc chắn, bề mặt truyền nhiệt lớn. Thiết bị đơn giản của loại này là loại ống chùm kiểu ống đứng, gồm có vỏ hình trụ, hai đầu hàn hai lưới ống, các ống truyền nhiệt được ghép chắc vào lưới ống. Đáy và nắp nối với vỏ bằng mặt bích có bu lông ghép chắc.

Trên vỏ, nắp và đáy có cửa để dẫn chất tải nhiệt. Thiết bị được đặt trên giá đỡ nhờ tai treo hàn vào vỏ. Một lưu thể đi vào từ dưới đáy qua các ống lên trên và ra khỏi thiết bị, một lưu thể đi từ cửa trên của vỏ vào khoảng trống giữa ống và vỏ rồi ra phía dưới.

Cách bố trí ống trên lưới ống thường có 3 kiểu bố trí theo hình sáu cạnh hoặc theo đường tròn đồng tâm, có khi người ta xếp theo kiểu đường thẳng hàng.



- 1. Vỏ thiết bị
- 2.Ông truyền nhiệt
- 3. Lưới ống



Thiết bị trao đổi nhiệt ống trùm

#### IV.3. Lò đốt

- Lò đốt là nguồn cung cấp nhiệt quan trọng.
- Phổ biến nhất là dạng lò đốt vỏ bọc với vật liệu cách nhiệt.
- Trong công nghiệp lọc hoá dầu lò đốt được sử dụng rất phổ biến.

#### IV.3.1. Phân loại lò ống:

#### IV.3.1.1. Phân loại theo hình dạng và cấu trúc:

- Loại hộp
- ➤ Loại lưới
- > Loại đường và trụ
- ➤ Loại hộp cao

Kiểu phân loại được dựa trên bề ngoài phần bức xạ của lò chúng được thể hiện qua tên gọi.

#### IV.3.1.2.Phân loại theo mục đích sử dụng:

Loại lò có ống được sử dụng cho nhiều mục đích như đốt, sấy lò, phản ứng hoặc cracking tuỳ theo yêu cầu của quá trình.

#### ❖ Có các loại sau:

- Lò đốt truyền nhiệt cho chất lỏng trong ống để tạo sự biến đổi nhiệt độ. Loại này dùng để truyền nhiệt cho chất lỏng tới nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ của chúng.
- Lò đốt truyền nhiệt cho chất lỏng trong ống để tạo sự biến đổi pha của chất lỏng. Chất lỏng được bay hơi từng phần hoặc bay hơi hoàn toàn và sau đó ra khỏi lò ở dạng hơi. Loại lò này sử dụng vào mục đích cấp nhiệt cho chất lỏng trước khi vào tháp chưng, tháp tách và những thiết bị cạnh sườn.
- Loại lò được sử dụng cho các thiết bị phản ứng, các quá trình như refoming và cracking. Tiêu biểu của dạng này là dạng lò đốt để tách H<sub>2</sub>S cho dầu FO và những loại nhiên liệu khác. Tất

cả những loại lò này có đặc trưng là làm việc dưới áp suất cao nhưng nhiệt độ lại không cao lắm. Một số loại lò sử dụng trực tiếp như thiết bị tách  $H_2S$  cho dầu FO, áp suất  $\geq 150 \text{ kg/cm}^2$ 

- Loại lò sử dụng để đốt nóng khí. Ví dụ tiêu biểu là những thiết bị phản ứng cho việc Hydrohoá xăng nhẹ và thiết bị refoming. Ngoài ra lò còn đốt nóng bằng hơi nước quá nhiệt, đốt nóng bằng khí cũng sử dụng loại này.
- ❖ Loại lò đốt gia nhiệt cho phản ứng cracking ở bên trong ống. Tiêu biểu của công nghệ cracking. Trong lò này áp suất thấp nhưng nhiệt độ cao. Một số loại cracking nhiệt để sản xuất Êtylen, nhiệt độ sản phẩm có khi cao tới 840<sup>0</sup>C, vì vậy phải chi phí nâng cao chất lượng của vật liệu.
- Loại lò đốt mà trong đó có chứa chất xúc tác. Loại lò này sử dụng cho phản ứng refoming xúc tác. Ví dụ tiêu biểu cho loại lò này là lò refoming sử dụng cho sản xuất xăng, khí Hydro

#### IV.3.2. Cấu trúc của lò ống:

Lò ống được cấu tạo bởi 5 phần

- Phần bức xạ nhiệt: là phần quan trọng của lò đốt và còn gọi là buồng đốt, ở đây nhiên liệu được đốt cháy trực tiếp để tạo ra ngọn lửa. Phần bức xạ nhiệt độ cao nhất so với các phần khác của lò. Vì vậy phải quan tâm tới cấu trúc cơ khí và vật liệu của phần bức xạ.
- Phần đối lưu: thường đặt trên phần bức xạ ở phần này sẽ hấp thụ nhiệt của khí cháy toả ra từ vùng đốt bằng đối lưu nhiệt, phần này là một hệ thống ống sắp đặt một cách khép kín.

- Phần thu hồi nhiệt: ở đây sẽ thu hồi từ khí cháy toả ra từ phần đối lưu. Nhiệt thu hồi có thể quay trở lại tuần hoàn cho lò đốt hoặc sử dụng vào mục đích khác.
- Phần đốt cháy: đây là bộ phận phát nhiệt, nó là phần quan trọng của lò đốt. Điều quan trọng là tạo ra ngọn lửa và điều chỉnh sao cho ngọn lửa tiếp xúc với những ống đốt và làm cho nhiên liệu cháy hoàn toàn, quan tâm đến khoảng cách giữa các ống đốt và ngọn lửa để sự truyền nhiệt đều đặn và hiệu quả.
- Phần thông gió: Thiết bị phần thông gió đóng vai trò quan trọng, nó dẫn khí cháy vào buồng đốt và đưa khí thải ra ngoài lò đốt. Hệ thống thông gió có thể là tự nhiên hay cưỡng bức. Trong hệ thống thông gió tự nhiên sẽ có những ống khói được lắp đặt để thông gió, không cần năng lượng cơ học nào, các thiết bị như quạt gió sẽ tạo ra sự đối lưu. Nhìn chung hệ thống thông gió tự nhiên trong ống khói được sử dụng rộng rãi vì nó làm mất mát áp suất trong lò không đáng kể, hệ thống thông gió cưỡng bức làm mất một áp suất đáng kể trong lò lớn và thường cấu tạo của lò khi sử dụng hệ thống này phức tạp, có thêm hệ thống thu hồi nhiệt thừa và quạt hút gió.

http://www.ebook.edu.vn

# PHẦN II:

# TÍNH TOÁN THIẾT KẾ CÔNG NGHỆ

#### Các số liệu ban đầu.

Công nghệ: chọn loại sơ đồ công nghệ chưng cất một tháp

Năng suất: 6 triệu tấn/năm

Sản phẩm theo % so với dầu thô ( lấy theo tài liệu ban đầu )

Gas: 1 %

Xăng: 14 %

Kerosen: 13,9 %

Gasoil: 14,9 %

Cặn Mazut : 56,1 %

Yêu cầu tính toán 1 tháp chưng cất dầu thô làm việc ở áp suất thường.

#### I.THIẾT LẬP ĐƯỜNG CÂN BẰNG CHO CÁC SẢN PHẨM.

#### I.1. Đường cân bằng sản phẩm Naphta

Để xác định đường cân bằng pha cho các sản phẩm ta sử dụng phương pháp Obradeikov và Smidocivi. Coi áp suất công nghệ là 1at và sử dụng công thức sau:

$$C = 1.y + (1 - 1).x$$
 [11,12]

Trong đó:

l: phân đoạn chưng cất đến một nhiệt độ nào đó trên đường cân bằng VE.

C: phần trăm tương ứng với cùng nhiệt độ trên, trên đường cong chưng cất điểm sôi thực.

Đồ án tốt nghiệp

http://www.y e phần trăm chưng cất trên đường cong điểm sôi thực ĐST với 100% chưng cất trên đường cân bằng VE.

x: Điểm đầu của đường cân bằng biểu thi bằng chưng cất tai cùng nhiệt độ trên đường cong chưng cất điểm sôi thực ĐST.

Các giá trị x, y được xác định tại nhiệt độ sôi tương ứng với 50% thể tích của nguyên liệu theo đồ thị của phương pháp [11,12]

Trên đường cong chưng cất điểm sôi thực của nguyên liệu ta tím được nhiệt độ sôi cuối của sản phẩm Naphta ( $t_{100\%}$ ) ứng với hiệu suất thu sản phẩm là: 14%.

Hiệu suất thu sản phẩm  $14\% = t_{100\%} = 170^{\circ}$ 

Cũng từ đây ta tính được nhiệt đô ứng với %V của sản phẩm.

Bảng 1: Nhiệt độ sôi tương ứng với %V của sản phẩm.

%V	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$T^0_{s \hat{o} i}$	35	55,8	70,6	95,9	110,3	120,6	129,1	137,2	155,4	166,4	170

Độ đốc của đường cong được xác định theo công thức: [12]

$$P_{0-100} = \frac{t_{100} - t_0}{100}$$

$$P_{0-100} = \frac{170 - 35}{100} = 1,35$$

Từ giá trị độ dốc  $P_{0-100}$  và  $t_{50\%}$  trên đồ thị của phương pháp ta tìm được các giá trị của x, y: x = 28; y = 63.

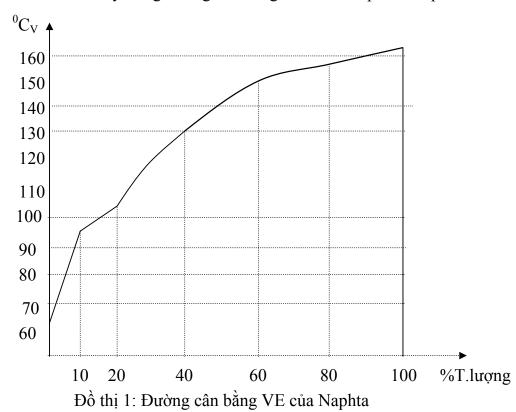
Thay các giá trị x, y vào công thức xác định C và cho giá trị của l thay đổi theo từng giá trị ta tìm được số liệu theo bảng sau.

http://www.ebook.edu.vn

Bảng 2: Bảng số liệu tính theo công thức C = l.y + (1 - l).x

	L	0	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
	С	28	29,7	31,5	35	38,5	42	45,5	49	52,5	56	62,3	63
00	$C_{ m VE}$	55,8	77,5	95,6	101,1	120,2	129,5	140	146,6	150,8	155,1	158,1	161,2

Từ bảng số liệu trên ta xây dựng đường cân bằng VE của sản phẩm Naphta.



#### I.2. Đường cân bằng của sản phẩm Kerosen.

Hiệu suất thu sản phẩm Kerosen la 13,9% ứng với nhiệt độ cuối trên đường cong chưng cất ĐST là  $t_{100\%}=250^{0}\mathrm{C}$ 

Tính toán như mục 1 ta được:

Bảng 3: Nhiệt độ sôi tương ứng với %V của sản phẩm.

%V	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
T <sup>0</sup> sôi	168	170,5	175,6	184,4	196,2	207	212,1	226,2	232,1	240,4	250,5

http://www.ebook.edu.vn

Độ đốc của đường cong được xác định theo công thức:

$$P_{0-100} = \frac{t_{100} - t_0}{100}$$

Thay các số liệu vào ta được:

$$P_{0-100} = \frac{250,5 - 168}{100} = 0,82$$

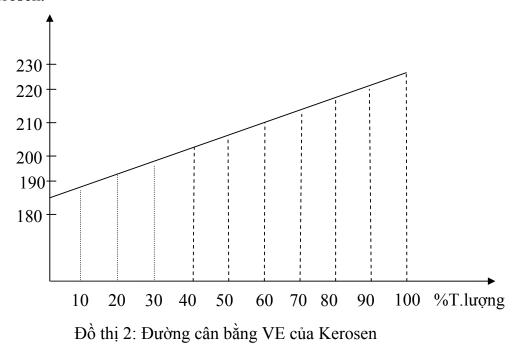
Từ giá trị độ dốc  $P_{0-100}$  và  $t_{50\%}$  trên đồ thị của phương pháp ta tìm được các giá trị của x, y: x = 32; y = 60.

Thay các giá trị x, y vào công thức xác định C và cho giá trị của l thay đổi theo từng giá trị ta tìm được bảng số liệu sau:

<u>Bảng 4</u>: Bảng số liệu tính theo công thức C = l.y + (1 - l).x

L	0	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
С	32	33,4	34,8	37,6	40,4	43,2	46	48,8	51,6	54,4	57,2	60
$^{0}C_{VE}$	185	187,2	190	196,2	200,1	206	209,2	233,4	216,7	230,1	224,1	228,1

Từ bảng số liệu trên ta xây dựng đường cân bằng VE của sản phẩm Kerosen.



#### I.3. Đường cân bằng của Gasoil.

Hiệu suất thu sản phẩm của Gasoilo là 14,9% tương ứng với nhiệt độ cuối trên đường cong chưng cất ĐST là  $t_{100} = 352,5^{\circ}$ C

Kết quả tính toán như mục 1 ta được:

Bảng 5: Nhiệt độ sôi tương ứng với %V của sản phẩm.

%V	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$T^0_{s\hat{o}i}$	250,5	264,2	275,1	285,4	295,9	305,5	314,9	324,1	330,8	341,2	352,6

Độ đốc của đường cong được xác định theo công thức:

$$P_{0-100} = \frac{t_{100} - t_0}{100}$$

Thay số liệu vào ta được:

$$P_{0-100} = \frac{352,6-250,5}{100} = 1,015$$

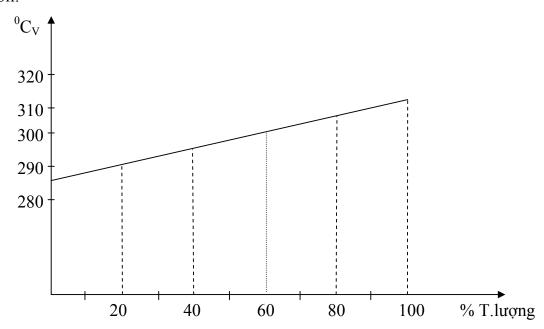
Từ giá trị độ dốc  $P_{0-100}$  và  $t_{50\%}$  trên đồ thị của phương pháp ta tìm được các giá trị của x,y: x=29; y=61

Thay các giá trị x, y vào công thức xác định C và cho giá trị của L thay đổi theo từng giá trị ta tìm được bảng số liệu sau:

Bảng 6: Bảng số liệu tính theo công thức C - l.y + (1 - l).x

L	0	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
C	29	30,6	32,2	35,5	38,6	41,8	45	48,2	51,4	54,6	57,8	61
<sup>0</sup> C <sub>VE</sub>	285,5	287,6	290,8	292,5	295,6	298,4	302,1	304,2	306,7	309,2	313,1	316,8
- VE	,-	- ,-		,-	, .	,		,		,		

Từ bảng số liệu trên ta xây dựng đường cân bằng VE của sản phẩm Gasoil.



Đồ thị 3: Đường cân bằng VE của Gasoil

#### II. XÁC ĐỊNH CÁC ĐẠI LƯỢNG TRUNG BÌNH CỦA SẢN PHẨM.

#### II.1. Tỷ trọng trung bình.

Theo tài liệu tham khảo (Phạm Quang Dự - Vietso Péto Review).

Tỷ trọng trung bình của Naphta.

$$d^{15} = 0.7505 \approx d_{15,6}^{15,6} = 0.7512 \text{ (Kg/l)}$$

Tỷ trọng trung bình của Kerosen.

$$d^{15} = 0,7785 \approx d_{15,6}^{15,6} = 0,7793 \text{ (Kg/l)}$$

Tỷ trọng trung bình của Gasoil.

$$d^{15} = 0.818 \approx d_{15,6}^{15,6} = 0.8188 \text{ (Kg/l)}$$

Tỷ trọng trung bình của Mazut:

$$d^{15} = 0.868 \approx d_{15.6}^{15.6} = 0.8688 \text{ (Kg/l)}.$$

#### II.2. Nhiệt độ sôi trung bình.

Nhiệt độ sôi trung bình theo thể tích được xác định theo công thức:

$$t_{\text{mv}} = \frac{t_{10\%} + t_{30\%} + t_{50\%} + t_{70\%} + t_{90\%}}{5}$$

Nhiệt độ sôi trung binh tính theo thể tích của Naphta:

$$t_{mv} = \frac{55,8 + 95,9 + 120,6 + 137,2 + 166,4}{5} = 115^{\circ} C$$

Độ đốc đường cong:

$$P_{10-70} = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{115} = \frac{137, 2 - 55, 8}{115} = 0,70$$

Từ đồ thị [46,82,12] ta tìm được hệ số hiệu chỉnh vào nhiệt độ sôi trung bình hỗn hợp từ nhiệt độ sôi trung bình thể tích  $t_{mv}$  là -5 $^{0}$ C.

$$t_{h\tilde{o}n \text{ hop}} = t_{mv} = 115 - 5 = 110^{0} \text{C}$$

Nhiệt độ sôi trung bình theo thể tích của Kerosen.

$$t_{h\tilde{0}n\;hop} = \frac{168 + 175,6 + 207 + 226,2 + 240,4}{5} = 203,44^{\circ}\,C$$

Độ đốc đường cong:

$$P_{10-70} = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{60} = \frac{226,2-168}{60} = 0,97$$

Từ đồ thị [46,82,12] ta tìm được hệ số điều chỉnh vào nhiệt độ sôi trung bình hỗn hợp từ nhiệt độ sôi trung bình thể tích  $t_{mv}$  là  $-6^{\circ}$ C.

$$t_{h\tilde{0}n \text{ hop}} = t_{mv} - 6 = 203,4 - 6 = 197,44^{\circ}C$$

Độ đốc đường cong:

$$P_{10-70} = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{60} = \frac{324,1 - 250,5}{60} = 1,22$$

Từ đồ thị [46,82,12] ta tìm được hệ số điều chỉnh vào nhiệt độ sôi trung bình hỗn hợp từ nhiệt độ sôi trung bình thể tích  $t_{mv}$  là  $-6^{\circ}$ C

$$t_{h\tilde{\delta}n\;hop} = t_{mv} - 6 = 301,34 - 6 = 295,34^{0}C$$

#### III.3.Hệ số đặc trưng K:

Từ giá trị d và  $t_{h\tilde{0}n\ hop}$  trên đồ thị [46,82,12] ta tìm được hệ số K đặc trưng và phân tử lượng trung bình như sau:

$$ightharpoonup$$
 Naphta  $K = 11.8$   $M = 82$ 

> Kerosen: 
$$K = 12$$
  $M = 100$ 

$$ightharpoonup$$
 Gasoil: K = 12,6 M = 250

#### III. TÍNH TOÁN CÂN BẰNG VẬT CHẤT.

Theo số liệu thống kê hàng năm thì số ngày nghỉ tu sửa và bảo quản thiết bị trong dây chuyền là 30 ngày.

Vậy số ngày làm việc trong năm là:

$$365 - 30 = 335 \text{ ngày}$$

Tính cân bằng vật chất của dây chuyền chưng cất loại một tháp (AD) năng suất 6 triệu tấn trong một năm.

Năng suất làm việc trong ngày là:

$$\frac{6000000}{335}$$
 = 17910,48 (tấn/ngày)

$$\frac{17910,48}{24} = 746,27 \text{ (tấn/h)}$$

#### III.1.Tại tháp chưng cất.

Giả sử tại tháp chưng cất, nguyên liệu sẽ bốc hơi toàn phần khí với hiệu suất 1%, xăng nhẹ với hiệu suất 3% và xăng nặng với hiệu suất 12%.

Năng suất của phân đoạn tính theo % của nguyên liệu:

Lưu lượng của sản phẩm khí là:

$$\frac{600000.1}{100} = 60000 \text{ (tắn/năm)}$$

$$\frac{60000}{335}$$
 = 179,104 (tấn/ngày)

$$\frac{179,104}{24} = 7,46 \text{ (tan/h)}$$

Lượng sản phẩm xăng nhẹ:

$$\frac{6000000.3}{100} = 180000 \text{ (tắn/năm)}$$

$$\frac{D\hat{o} \, \acute{a}n \, t\acute{o}t \, nghiệp}{\text{http://www.eb} \frac{180000}{335} = 537,31 \, (tấn/ngày)}$$
$$\frac{537,31}{24} = 22,39 \, (tấn/h)$$

Lượng sản phẩm xăng nặng:

$$\frac{6000000.12}{100} = 720000 \text{ (tắn/năm)}$$

$$\frac{720000}{335} = 2149,254 \text{ (tắn/ngày)}$$

$$\frac{2149,254}{24} = 89,55 \text{ (tắn/h)}$$

Lượng sản phẩm cặn:

$$\frac{6000000.41}{100} = 2460000 \text{ (tấn/năm)}$$
$$\frac{2460000}{335} = 7343,284 \text{ (tấn/ngày)}$$
$$\frac{7343,284}{24} = 305,97 \text{ (tấn/h)}$$

#### III.2. Tại tháp tái bay hơi.

Lượng sản phẩm Kerosen:

$$\frac{6000000.7}{100} = 420000 \text{ (tấn/năm)}$$

$$\frac{420000}{335} = 1253,73 \text{ (tấn/ngày)}$$

$$\frac{1253,73}{24} = 52,24 \text{ (tấn/h)}$$

Lượng sản phẩm Diezel:

$$\frac{6000000.22}{100} = 1320000 \text{ (tấn/năm)}$$

$$\frac{1320000}{335} = 3940,3 \text{ (tấn/ngày)}$$

$$\frac{3940,3}{24} = 164,18 \text{ (tấn/h)}$$

http Lượng sản phẩm Gasoil nặng:

$$\frac{6000000.14}{100} = 840000 \text{ (tấn/năm)}$$
$$\frac{840000}{335} = 2507,463 \text{ (tấn/ngày)}$$
$$\frac{2507,463}{24} = 104,48 \text{ (tấn/h)}$$

Bảng 7: Kết quả tính cân bằng vật chất.

Chất vào (kg/h)		Chất ra (kg/h)		
Nguyên liệu	746270	Khí	7462,6667	
		Xăng nhẹ	22387,917	
		Xăng nặng	89552,25	
		Kerosen	52238,75	
		Diesel	164179,17	
		Gasoil nặng	104477,63	
		Cặn	305970,17	
Tổng	746270		746268,55	

# IV.TÍNH TIÊU HAO HƠI NƯỚC.

#### IV.1. Tính tiêu hao hơi nước cho tháp phân đoạn.

Trong công nghiệp chế biến dầu lượng hơi nước được dung xả vào đáy tháp thường được chọn 5% trọng lượng so với lưu lượng của cặn Mazut thoát ra.

$$2460000 \cdot 0,05 = 123000$$
 (tấn/năm)  
 $\frac{123000}{335} = 367,164$  (tấn/ngày)  
 $\frac{367,164}{24} = 15,2985$  (tấn/h)  
 $\frac{15,2985 \cdot 10^3}{18} = 849,917$  (kmol/h)

#### IV.2. Tính tiêu hao hơi nước cho các tháp tách.

Lượng hơi nước được dùng cho các tháp tách thường được chọn khoảng 2,5% so với lưu lượng sản phẩm.

✓ Tại tháp lấy Naphta:

$$\frac{900000 \cdot 2,5}{100} = 22500 \qquad (t \acute{a}n/n \breve{a}m)$$

$$\frac{22500}{335} = 67,164$$
 (tấn/ngày)

$$\frac{67,164}{24} = 2,7985 \qquad (t \hat{a}n/h)$$

$$\frac{2,7985 \cdot 10^3}{18} = 155,472 \qquad \text{(kmol/h)}$$

✓ Tại tháp lấy kerosen

$$\frac{420000 \cdot 2,5}{100} = 10500 \qquad (t \hat{a} n/n \tilde{a} m)$$

$$\frac{10500}{335} = 31,343$$
 (tấn/ngày)

$$\frac{31,343}{24} = 1,301$$
 (tấn/h)

$$\frac{1,301 \cdot 10^3}{18} = 72,554$$
 (kmol/h)

✓ Tại tháp lấy Diezel:

$$\frac{1320000 \cdot 2,5}{100} = 33000 \qquad \text{(tắn/năm)}$$

$$\frac{33000}{335} = 98,51$$
 (tấn/ngày)

$$\frac{98,51}{24} = 4,104 \qquad (t \hat{a}n/h)$$

http://www.ebook.edu
$$\frac{4,104 \cdot 10^3}{18} = 228,03$$
 (kmol/h)

✓ Tại tháp lấy Gasoil:

$$\frac{840000 \cdot 2,5}{100} = 21000 \qquad (t \acute{a}n/n \breve{a}m)$$

$$\frac{21000}{335} = 62,687$$
 (tấn/ngày)

$$\frac{62,687}{24} = 2,61$$
 (tấn/h)

$$\frac{2,61\cdot10^3}{18} = 145,11 \qquad \text{(kmol/h)}$$

Tổng lượng hơi dung cho các quá trình là:

$$849,917+155,472+72,554+228,03+145,11=1451,083$$
 (kmol/h)

Các thông số về hơi nước: Áp suất: 10at

Nhiệt độ: 330°C

# V. TÍNH CHẾ ĐỘ CÔNG NGHỆ CỦA THÁP CHƯNG CẤT.

#### V.1.Tính áp suất của tháp. [12]

❖ Áp suất tại đỉnh tháp:

Do có sự mất mát áp suất trên các đường ống dẫn nên áp suất tại đỉnh tháp thường nhỏ hơn so với áp suất tại các tháp tách, thường khoảng 20%. Chọn áp suất tại đỉnh tháp là 760 mmHg.

Vậy áp suất tại đỉnh tháp tách là:

$$P_d = 760 + \frac{20 \cdot 760}{100} = 912$$
 (mmHg)

$$P_d = 912$$
 (mmHg)

http://www. 🍫 Áp suất tại đỉnh lấy Kerosen:

Trong điều kiện chưng cất lọc theo chiều cao của tháp đi từ trên xuống dưới áp suất tăng qua mỗi đĩa trong khoảng từ 5÷8 mmHg.

Chọn áp suất thay đổi qua mỗi đĩa là 8 mmHg.

Chọn số đĩa từ đĩa lấy Naphta đến đĩa lấy Kersen là 10 đĩa. Khi đó áp suất tại đĩa lấy Kerosen là:

$$P_{ker} = 912 + 8.10 = 992$$
 (mmHg)

$$P_{ker} = 992 (mmHg)$$

❖ Áp suất tại đĩa lấy Gasoil:

Chọn số đĩa từ đĩa lấy Kerosen đến đĩa lấy Gasoil là 10 đĩa.

$$P_{gas} = 992 + 8.10 = 1072$$
 (mmHg)

$$P_{gas} = 1072$$
 (mmHg)

❖ Áp suất tại cùng nạp liệu:

Chọn số đĩa từ đĩa lấy Gasoil đến đĩa nập liệu là 10 đĩa.

$$P_{nl} = 1072 + 8.10 = 1152$$
 (mmHg)

Chọn số đĩa từ đĩa nạp liệu đến đĩa cuối cùng là 25 đĩa.

# V.2. Tính chế độ công nghệ của tháp.

Nhiệt độ vùng nạp liệu :

Trong thực tế quá trình chưng cất có sự mất mát về áp suất và do có dùng hơi nước xả vào đáy tháp để làm giảm áp suất riêng phần của các cấu tử sản phẩm. Do đó nhiệt độ tại vùng nạp liệu không phải là nhiệt độ tại điểm cuối của sản phẩm trắng trên đường cong cân bằng VE mà phải được hiệu chỉnh bởi áp suất riêng phần của các sản phẩm và được tính theo luật Dalton.

$$P = P_{nl} \cdot Y$$
 [12]

Trong đó:

P<sub>nl</sub>: Áp suất tại vùng nạp liệu

Y: Phần mol của sản phẩm đầu.

http://www.ebook.edu.vn

$$Y = \frac{m_h + m_k + m_g}{m_h + m_k + m_g + m_{hn}}$$
[12]

 $V \acute{o}i:m_h.~m_k,~m_g,~m_{hn}:$  phần mol của các sản phẩm dầu và hơi nước. Thay các giá trị vào ta được:

$$Y = -$$

Tại áp suất P=..... mmHg và nhiệt độ cuối của các sản phẩm trắng trên đường cong VE ( $t_{100\%} = 316,8^{0}$ C) theo biểu đồ ANZI [13] ta tìm được nhiệt độ thực tại vùng nạp liệu là  $T_{nl} = .....$ 

#### Nhiệt độ đáy tháp:

Nhiệt độ tại đáy tháp có thể chọn thấp hơn nhiệt độ tại vùng nap liệu khoảng  $10 \div 40^{0} C$ .

Chọn nhiệt độ tại đáy tháp là  $T_d = 345^{\circ}C$ 

#### ❖ Nhiệt độ tại đỉnh tháp:

Sản phẩm lấy ra ở dạng lỏng, điểm sôi cuối của nhiên liệu Naphta trên đường cong VE ( $t_{100\%} = 161,2^{\circ}$ C).

Giả sử chọn nhiệt độ tại đĩa lấy Naphta là  $t^0 = 126^0 C$ . Chon nhiệt đô hồi lưu vào tháp là  $30^0 C$ 

Khi đó ta có cân bằng nhiệt lượng mà sản phẩm trắng nhường cho hồi lưu như sau:

$$\sum Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$
 [12]

 $Q_1 = g_1.(I_{tv}^{\ \ v} - I_{te}^{\ \ v})$ : Nhiệt dùng làm nguội Naphta.

 $Q_2 = g_2.(I_{tv}^{\ \ v} - I_{te}^{\ \ v})$ : Nhiệt dùng làm nguội Kerosen.

 $Q_3 = g_3 \cdot (I_{tv}^{\ v} - I_{te}^{\ 1})$ : Nhiệt dùng làm nguội Gasoil.

 $Q_4 = g_4 \cdot (I_{tv}^1 - I_{tdav}^1)$ : Nhiệt dùng làm nguội Mazut.

 $Q_5 = g_5.(I_{hn}{}^v - I_{te}{}^v)$ : Nhiệt dùng làm nguội hơi nước.

Trong đó:

g<sub>1</sub>,...,g<sub>5</sub>: Lượng mỗi sản phẩm và hơi nước tính theo (kg/h).

 $Q_1,...,Q_5$ : Lượng nhiệt các sản phẩm nhường cho hồi lưu (kcal/h).

 $I_{tv}^{\ \ v}$ ,  $I_{te}^{\ \ v}$ : Entanpi của sản phẩm ở dạng hơi tại nhiệt độ nạp liệu và nhiệt lấy Gasoil (Kcal/kg).

 $I_{tv}^{-1}$ ,  $I_{te}^{-1}$ : Entanpi của sản phẩm ở dạng lỏng tại nhiệt độ nạp liệu và nhiệt độ lấy Gasoil (Kcal/kg).

I<sub>hn</sub><sup>v</sup>: Entanpi của hơi nước tại nhiệt độ vào (Kcal/kg).

Như vậy theo giá trị của d và nhiệt độ đã chọn theo bảng [2&3, 329&332,13] ta tìm được entanpi như sau:

$$I^{V}_{126 \text{ (Naphta)}} = 590,26 \text{ Kj/Kg} = 140,97 \text{ Kcal/Kg}$$
 $I^{V}_{346 \text{ (Naphta)}} = 1113,65 \text{ Kj/Kg} = 265,98 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{V}_{176 \text{ (Kerosen)}} = 359,76 \text{ Kj/Kg} = 94,75 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{V}_{346 \text{ (Kerosen)}} = 663,45 \text{ Kj/Kg} = 158,46 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{V}_{360 \text{ (Gasoil)}} = 1082,87 \text{ Kj/Kg} = 258,63 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{U}_{280 \text{ (Gasoil)}} = 663,45 \text{ Kj/Kg} = 158,46 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{V}_{126 \text{ (Hoi nuróc)}} = 2715,76 \text{ Kj/Kg} = 650,97 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{V}_{346 \text{ (Hoi nuróc)}} = 3167 \text{ Kj/Kg} = 756,39 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{U}_{346 \text{ (Mazut)}} = 844,43 \text{ Kj/Kg} = 201,68 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{U}_{330 \text{ (Mazut)}} = 795,74 \text{ Kj/Kg} = 190,05 \text{ Kcal/Kg}$ 

Thay các giá trị vào biểu thức tính Q ta được:

$$Q_1 = 107,69.10^3.(265,98 - 140,97) = 13462326,9$$
 (Kcal/h)  
 $Q_2 = 33,49.10^3.(262,83 - 94,75) = 5628999,2$  (Kcal/h)  
 $Q_3 = 35,89.10^3.(258,63 - 158,46) = 3595101,3$  (Kcal/h)  
 $Q_4 = 445,46.10^3.(210,68 - 190,05) = 5180699,8$  (Kcal/h)  
 $Q_5 = 21,07.10^3.(756,39 - 650,97) = 2221199,4$  (Kcal/h)

Tổng nhiệt lượng nhường cho hồi lưu:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$
= 13462326,9 + 5628999,2 + 3595101,3 + 5180699,8 + 2221199,4
= 30088326,6 (Kcal/h)

Số mol của hồi lưu được xác định theo công thức

$$m = \frac{Q}{L.M}$$
 [12]

Trong đó:

M: Phân tử trọng của hồi lưu.

Q: Lượng nhiệt mà hồi lưu cần thu.

L: Ẩn nhiệt của hồi lưu.

$$L = I_{126}^{v} - I_{30}^{1}$$

$$V\acute{o}i: I^{1}_{30(Naphta)} = 14,38$$
 Kcal/Kg

$$L = 140,79 - 14,38 = 126,59$$
 Kcal/kg

$$m = \frac{30088326,6}{126,59.82} = 2898,58$$
 Kmol/h

Áp suất phần hơi:

$$P = P_{naphta} \cdot \frac{m + m_{naphta}}{m + \sum_{m} m_{H.N} + m_{naphta}}$$

$$P = 912. \frac{2898,58 + 1313,27}{2898,58 + 1237,22 + 1313,27} = 704,93$$
 (mmHg)

Từ áp suất phần hơi P và  $t_0$  trên đồ thị AZNI ta tim được nhiệt độ tạo đĩa lấy Napha là  $T=128^{0}C$ .

Như vậy giá trị nhiệt độ tìm được là  $128^{0}$ C so với nhiệt độ giả thiết là  $126^{0}$ C có sai số là  $2^{0}$ C, khoảng sai số này là chấp nhận được, vậy nhiệt độ thực tại đĩa lấy Naphta là  $T_{naphta} = 128^{0}$ C.

❖ Nhiệt độ tại đĩa lấy Kerosen.

Sản phẩm lấy ra ở dạng lỏng, điểm sôi cuối của nhiên liệu Kerosen trên đường cong VE ( $t_{100\%} = 182^{0}$ C).

http://www.ebook. Giả sử chon nhiệt đô tại đĩa lấy Kerosen là  $t = 176^{\circ}$ C.

Khi đó cân bằng nhiệt lượng mà sản phẩm nhường cho hồi lưu như sau:

$$\sum Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$
 [12]

 $Q_1 = g_1.(I_{tv}^{\ \ v} - I_{te}^{\ \ v})$ : Nhiệt lượng làm nguội Naphta.

 $Q_2 = g_2.(I_{tv}^{\phantom{tv}} - I_{te}^{\phantom{tv}})$ : Nhiệt lượng làm nguội Kerosen.

 $Q_3 = g_3.({I_{tv}}^v - {I_{te}}^v)$ : Nhiệt lượng làm nguội Gasoil.

 $Q_4 = g_4.({I_{tv}}^v - {I_{te}}^v)$  : Nhiệt dùng làm nguội Mazut.

 $Q_5 = g_5.(I_{tv}^{\ \ v} - I_{te}^{\ \ v})$ : Nhiệt dùng làm nguội hơi nước.

Trong đó:

g<sub>1</sub>...,g<sub>5</sub>: Lượng mỗi sản phẩm và hơi nước tính theo (Kg/h).

Q<sub>1</sub>,...,Q<sub>5</sub>: Lượng nhiệt các sản phẩm nhường cho hồi lưu (Kcal/h)

 ${\rm I_{tv}}^{\rm v}$  ,  ${\rm I_{te}}^{\rm v}$  : Entanpi của sản phẩm ở dạng hơi tại nhiệt độ nạp liệu và nhiệt lấy Kerosen. (Kcal/Kg)

 $I_{tv}^{-1}$ ,  $I_{tv}^{-1}$ : Entanpi của sản phẩm ở dạng lỏng tại nhiệt độ nạp liệu và nhiệt độ lấy Kerosen. (Kcal/Kg).

I<sub>hn</sub><sup>v</sup>: Entanpi của hơi nước tạ nhiệt độ vào (Kcal/Kg).

Như vậy theo giá trị của d và nhiệt độ đã cho theo bảng [2&3, 329&332,19] ta tìm được các Entanpi như sau:

$$I_{176(Naphta)}^{V} = 692,92 \text{ Kj/Kg} = 165,49 \text{ Kcal/Kg}$$

$$I_{360(Naphta)}^{V} = 1113,65 \text{ Kj/Kg} = 265,98 \text{ Kcal/Kg}$$

$$I_{176(Kerosen)}^1 = 359,76 \text{ Kj/Kg} = 94,57 \text{ Kcal/Kg}$$

$$I^{v}_{360(Kerosen)} = 1100,47 \text{ Kj/Kg} = 262,83 \text{ Kcal/Kg}$$

$$I^{v}_{360(Gasoil)} = 1082,87 \text{ Kj/Kg} = 258,63 \text{ Kcal/Kg}$$
 $I^{1}_{280(Gasoil)} = 663,45 \text{ Kj/Kg} = 158,46 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{v}_{360(Hoi nur\acute{o}c)} = 3267 \text{ Kj/Kg} = 756,39 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{v}_{176(Hoi nur\acute{o}c)} = 2828,6 \text{ Kj/Kg} = 675,57 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{1}_{360(Mazut)} = 844,43 \text{ Kj/Kg} = 201,68 \text{ Kcal/Kg}$ 
 $I^{1}_{330(Mazut)} = 795,74 \text{ Kj/Kg} = 190,05 \text{ Kcal/Kg}$ 

Thay các giá trị vào biểu thức tính Q ta được:

$$Q_1 = 107,69.10^3.(265,98 - 165,49) = 10821768,1$$
 Kcal/Kg  
 $Q_2 = 33,49.10^3.(262,83 - 94,57) = 5635027,4$  Kcal/Kg  
 $Q_3 = 35,89/10^3.(258,63 - 158,46) = 3595101,3$  Kcal/Kg  
 $Q_4 = 445,46.10^3.(201,68 - 190,05) = 5180699,8$  Kcal/Kg  
 $Q_5 = 21,07/10^3.(756,30 - 675,57) = 1702877,4$  Kcal/Kg

Tổng nhiệt lượng nhường cho hồi lưu:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

$$= 10821768,1 + 5635027,4 + 3595101,3 + 5180699,8 + 1702877,4$$

$$= 26935474 \quad \text{(Kcal/Kg)}$$

Số mol của hồi lưu được xác định theo công thức:

$$m = \frac{Q}{L.M}$$
 [12]

Trong đó:

M: Phân tử trọng của hồi lưu.

Q: Lượng nhiệt mà hồi lưu cần thu.

L: ẩn nhiệt của hồi lưu

Với : 
$$L = I_{176}^{V} - I_{176}^{I}$$
  
 $I_{176(Kerosen)}^{I} = 163,33 \text{ Kcal/Kg}$   
=>  $L = 163,33 - 94,57 = 68,63 \text{ Kcal/Kg}$   
=>  $m = \frac{Q}{LM} = \frac{26935474}{68,63,100} = 3924,74 \text{ Kmol/h}$ 

Áp suất phần hơi:

$$P = P_{Kerosen} \cdot \frac{m}{m + m_{HN} + m_{Kerosen}}$$

$$P = 992.\frac{3924,74}{3924,74 + 1237,22 + 334,9} = 708,28$$
 mmHg

Từ áp suất phần hơi P và  $t_0$  trên đồ thị AZNI ta tìm được nhiệt độ tại đĩa lấy Kerosen là  $T=178^{0}C$ 

Như vậy giá trị nhiệt độ tim được là  $178^{0}$ C so với nhiệt độ giả thiết là  $176^{0}$ C có sai số là  $2^{0}$ C, khoảng sai số này chấp nhận được, vậy nhiệt độ thực tại đĩa lấy Kerosen là  $T_{Ker} = 178^{0}$ C.

#### V.3. Tính chỉ số hồi lưu đỉnh tháp:

Ta có:

$$R = \frac{m}{m_{naphta}} = \frac{2898,58}{1313,27} = 2,21$$

Lượng hồi lưu = 82.2898,58 = 237683,56 (Kg/h)

#### VI. TÍNH CÂN BẰNG NHIỆT LƯỢNG.

Phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$\begin{aligned} Q_v &= Q_r \\ Q_v &= Q_{K,X} + Q_{Ke} + Q_{Ga} + Q_C \end{aligned}$$

http://Tinh Qv:ook.edu.vn

$$Q_v = Q_{ng.1} = G_v.I_v = 808,4575.10^3.224,25.4,186 = 758907544,1 \text{ (Kj/Kg)}$$
( $I_v$ : tính theo phương pháp trung bình)

$$Q_{K,X} = G_{X,K}.I_{K,X} = 122,07.10^3.144,9.4,186 = 74041729,4 \text{ (Kj/Kg)}$$

$$Q_{Ke} = G_{Ke}.I_{Ke} = 122,376.10^3.98,795.4,186 = 50609313,15 \text{ (Kj/Kg)}$$

$$Q_{Ga} = G_{Ga}.I_{Ga} = 120,46.10^{3}.158,46.4,186 = 79902751,44 \text{ (Kj/Kg)}$$

Theo phương trìn cân bằng vật liệu:

$$758907544,1 = 74041729,4 + 50609313,15 + 79902751,44 + Q_C$$
  
=>  $Q_C = 554353750,112$  (Kj/Kg)

Bảng 8: Kết quả tính cân bằng nhiệt lượng cho tháp chưng cất

Nhiệt vào	
Dòng	Kj/h
Nguyên liệu	758907544,1
Nhiệt ra	
$Q_{K,X}$	74041729,4
$Q_{\mathit{Ke}}$	50609313,15
$Q_{Ga}$	79902751,44
$Q_C$	554353750,112
Σ	758907544,1

## VII. TÍNH KÍCH THƯỚC CỦA THÁP CHƯNG CẤT: [11, 12].

## VII.1.Tính đường kính tháp:

Đường kính của tháp chưng cất được xác định theo công thức (theo chế độ hơi).

http://www.ebook.edu.vn

$$D = \sqrt{\frac{4.S}{\pi}}$$
 m 
$$S = \frac{V}{V_{\text{max chophep}}}$$
 m<sup>2</sup>

Với:

$$V_{\text{max cho phép}} = C.\sqrt{\frac{d_1}{d_1}-1}$$
 m/s

Trong đó:

V: Lưu lượng hơi lớn nhất, m²/s.

V<sub>max cho phép</sub>: Tốc độ chuyển động lớn nhất cho phép của hơi, m/s.

d<sub>1</sub>:Tỷ trọng của sản phẩm ở trạng thái lỏng.

d<sub>v</sub>: Tỷ trọng của sản phẩm ở trạng thái hơi.

C: Hằng số tra theo đồ thị hình số 46 [12.145]

Như vậy để xác định được đường kính của tháp ta lần lượt xác định các đại lượng có liên quan.

Chọn khoangt cách giữa 2 đĩa là 0,75m (750mm) và có độ đóng thủy lực là 2,5. Theo biểu đồ [46, 78,12] ta tìm được hệ số C=0,06.

Mặt khác ta có  $d_1 = 0.68$  [4.200].

Tỷ trọng của Naphta ở trạng thái hơi được xác định theo công thức:

$$d_{v} = \frac{P.\overline{M}}{R.T}$$

Trong đó:

 $\overline{M}$ : Phân tử trọng trung bình.

P: Áp suất trên đĩa đầu tiên, at

R: Hằng số khí  $R = 0.082 (1.at/g.^{0}C)$ 

T: Nhiệt độ <sup>0</sup>K

$$\overline{M} = \frac{\sum n.m}{\sum n}$$

$$\overline{M} = \frac{82.1313,27 + 82.2898,58 + 18.1451,083 + 2898,58.\frac{69,4 - 14,38}{126,59}}{1313,27 + 2898,58 + 1451,083 + 2898,58.\frac{69,4 - 14,38}{126,59}} = 68,585 \text{ Kg/Kmol}$$

$$I_{126}^1 = 69,4 \text{ Kcal/Kg}.$$

$$I_{30}^1 = 14,38 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$d_v = \frac{P.\overline{M}}{R.T} = \frac{912.68,585}{760.0,082.(273+126)} = 2,52$$
 Kg/m<sup>3</sup>

$$V_{\text{max cho phép}} = C.\sqrt{\frac{d_1}{d_v} - 1} = 0.06.\sqrt{\frac{680}{2.52} - 1} = 0.984$$
 m/s

Lượng hồi lưu lớn nhất:

$$V = \frac{n.R.T}{P}$$

Trong đó:

n = 
$$V_{\text{hoi nu\'ec}} + V_{\text{naphta}} + V_{\text{HI}} + V_{\text{HI}} \cdot \frac{I^{\prime}_{126} - I^{\prime}_{30}}{L}$$
  
= 1451,083 + 1313,27 + 2898,58 + 2898,58  $\cdot \frac{69,4-14,38}{126,59}$   
= 6922,747  
=>  $V = \frac{n.R.T}{P} = \frac{6922,747.0,082.760.339}{912.3600} = 44,55$  (m<sup>3</sup>/s)  
=>  $S = \frac{44,55}{0,984} = 45,27$  (m<sup>3</sup>/s)  
=>  $D = \sqrt{\frac{4.45,27}{3,14}} = 7,6$  (m)

Quy chuẩn ta có D = 8 (m).

#### VII.2. Tính chiều cao tháp: [11]

Chiều cao tháp chưng cất được xác định theo công thức:

$$H = (N - 2).h + 2.a + b$$
 (m)

Trong đó:

H: Chiều cao toàn tháp.

h: Khoảng cách giữa 2 đĩa

N: Số đĩa trong tháp.

a: Chiều cao ở đỉnh tháp chọn bằng chiều cao đáy tháp a = 3m

b: Khoảng cách giữa đĩa tiếp liệu, chọn b = 2m

=> Số đĩa trong toàn tháp là:

$$N = 10 + 10 + 10 + 20 = 50 \, d\tilde{a}$$

Vậy chiều cao toàn tháp là:

$$H = (50 - 2).0,75 + 2.3 + 2 = 44 (m)$$

#### VII.3. Tính số chóp và đường kính chóp.

Trong quá trình chưng cất thường tổng thiết diện của ống hơi chiếm 10% so với tổng thiết diện của tháp, chọn đường kính ống hơi  $d_h=250$  mm, khi đó số chóp trên đĩa được xác định theo công thức:

$$n = 0.1. \frac{D_t^2}{d_h^2} = 0.1. \frac{8000^2}{250^2} = 102.4$$
 (chóp)

Chọn n = 105 chóp.

Đường kính chóp trên đĩa:

$$d_{ch} = \sqrt{d_h^2 (d_h + 2.\delta)^2} = \sqrt{250^2 (250 + 2.5)^2} = 360$$
 (mm)

Khoảng cách từ mặt chóp đến chân chóp chọn bằng 30 mm.

Chiều cao chóp trên ống hơi bằng:  $0.25.d_h = 0.25.250 = 62.5 \text{ mm}$ 

Quy chuẩn chiều cao chóp trên ống hơi là bằng 65 mm

Chiều dày chóp chọn = 5 mm.

Đường kính ống chảy chuyển chọn  $d_{cc} = 600$  mm.

Khoảng cách từ chân ống chảy chuyền đến đĩa là 150 mm.

Đường kính ống nạp liệu:  $D_{n,l} = 0.8 \text{ m}$ .

http://www.ebook.edu.vn

# PHẦN III TÍNH TOÁN KINH TẾ

#### I.MUC ĐÍCH.

- ➤ Tính kinh tế là phần quan trọng trong thiết kế xây dựng nhà máy. Nó quy định phương án thiết kế có đưa vào sản xuất hay không?
- Một phương án được coi là tối ưu phải đảm bảo trình độ kỹ thuật, sản xuất sản phẩm, đồng thời mang lại hiệu quả kinh tế cho nhà sản xuất.
- ➤ Tính toán kinh tế là tính hiệu quả kinh tế của phương án thiết kế. Nếu vấn đề kinh tế được thỏa mãn thì bản thiết kế được đưa vào sản xuất. Khi đó ta biết được vốn đầu tư cho nhà máy, biết được lợi nhuận mà nhà máy thu được hằng năm và thời gian thu hồi vốn của dự án.

#### II. CHÉ ĐỘ CÔNG TÁC TRONG PHÂN XƯỞNG.

- Lượng sản phẩm thu được trong năm tính theo đơn vị thùng: Với 1 thùng là: 150 lít.
- ❖ Ta có lưu lượng các sản phẩm tính cho một năm như sau:
  - Sản phẩm khí: 60000 tấn/năm (7.46 tấn/h)
  - Sản phẩm xăng: 900000 tấn/năm (111,94 tấn/h)
  - Sản phẩm Kerosen: 420000 tấn/năm (52,24 tấn/h)
  - ➤ Sản phẩm Diezel : 1320000 tấn/năm (164,18)
  - Sản phẩm cặn: 2460000 tấn/năm (305,97)

Dựa vào lưu lượng và tỷ trọng của các sản phẩm ta tính hệ số quy đổi giữa thùng và tấn như sau:

> Đối với sản phẩm khí:

Dựa theo sản phẩm Gas đang lưu hành trên thị trường, một bình Gas 20 lít sẽ chứa được 12 kg Gas.

Vậy:

$$d_4^{20}(Khi) = \frac{12}{20} = 0.6$$

Từ đó ta có một thùng sẽ chứa được là:

$$150 \times 0.6 = 90 \text{ kg khi}.$$

Vậy với 60000 tấn khí sẽ chứa trong:

$$\frac{60000.10^3}{90} = 666667 \text{ (thùng)}$$

➤ Đối với sản phẩm xăng:

$$d_4^{20} = 0.729$$

Ta có 1 thùng 150 lít sẽ chứa được:

$$150 \times 0.729 = 109.35 \text{ kg xăng}$$

Vậy với 900.000 tấn xăng sẽ được chứa trong:

$$\frac{900000.10^3}{109.35} = 8230453 \text{ (thùng)}$$

> Đối với sản phẩm là Kerosen:

$$d_4^{20} = 0.819$$

Ta có 1 thùng 150 lít sẽ chứa được:

$$150 \times 0.819 = 122.85 \text{ kg Kerosen}$$

Vậy với 420000 tấn Kerosen sẽ chứa trong:

$$\frac{420000.10^3}{122.85} = 3418803 \text{ (thùng)}$$

> Đối với sản phẩm là Diezel:

$$d_4^{20} = 0.855$$

Ta có 1 thùng 150 lít sẽ chứa được:

$$150 \times 0.855 = 128,25 \text{ kg Diezel}$$

Vậy với 1320000 tấn Diezel sẽ chứa trong:

$$\frac{1320000.10^3}{128,25} = 10292398 \text{ (thùng)}$$

http://www Đối với sản phẩm là cặn:

$$d_4^{20} = 0.955$$

Ta có 1 thùng 150 lít sẽ chứa được:

$$150 \times 0.955 = 143,25 \text{ kg cặn}$$

Vậy với 2460000 tấn Cặn sẽ chứa trong:

# PHẦN IV: XÂY DỰNG

Muốn xây dựng một nhà máy công nghiệp thích hợp trước hết chúng ta phải xác định địa điểm xây dựng, sau đó mới thiết kế tổng quan mặt bằng nhà máy.

#### I. XÁC ĐỊNH ĐỊA ĐIỂM XÂY DỰNG NHÀ MÁY.

#### I.1. Cơ sở để xác định địa điểm xây dựng

- a. Xác định mục đầu tư xây dựng.
- b. Các tài liệu về quy hoạch lãnh thổ, vùng kinh tế, bản đồ quy hoạch các khu công nghiệp tập trung của thành phố.
  - c. Các dữ liệu điều tra cơ bản:
    - ✓ Các tài liêu tư nhiên.
    - ✓ Tài liệu thuỷ văn địa chất ở các địa phương.
    - ✓ Tài liệu kỹ thuật thi công xây dựng.
    - ✓ Khí hậu xây dựng.
    - ✓ Tài liệu kinh tế kỹ thuật.
    - ✓ Tài liệu kiến trúc đô thị văn hoá xã hội.

#### I.2. Các yêu cầu đối với địa điểm xây dựng

Các yêu cầu đối với địa điểm xây dựng của nhà máy được chia thành 2 loại:

## a. Các yêu cầu chung:

❖ <u>Về quy hoạch</u>: Địa điểm xây dựng được lựa chọn phải phù hợp với quy hoạch lãnh thổ, quy hoạch cụm kinh tế công nghiệp đã được các cấp lãnh đạo có thẩm quyền phê duyệt. Tạo điều kiện phát huy tối đa công suất của nhà máy và khả năng hợp tác sản xuất của nhà máy với các nhà lân cận.

chọn phải thoả mãn được yêu cầu và các điều kiện sau: Phải gắn với vùng cung cấp nguyên liệu cho sản xuất và gắn với nơi tiêu thụ san r phẩm của nhà máy, gắn các nguồn cung cấp năng lượng, nhiên liệu như điện nước, như vậy sẽ hạn chế tối đa các chi phí cho vận chuyển, hạ giá thành sản phẩm góp phần thúc đẩy sự phát triển của nhà máy.

- <u>Về điều kiện hạ tầng kỹ thuật</u>: Địa điểm xây dựng phải đảm bảo được sự hoạt động liên tục của nhà máy, do vạy cần phải chú ý các yếu tố sau:
  - ✓ Phù hợp và vận dụng tối đa hệ thống giao thông quốc gia bao gồm: đường bộ, đường sắt, đường song, đường biển kể cả đường không.
  - ✓ Phù hợp và vận dụng tối đa hệ thống mạng lưới cung cấp điện, thông tin liên lạc và các mạng lưới kỹ thuật.
  - ✓ Nếu ở địa phương chưa có sẵn các điều kiện hạ tầng kỹ thuật trên phải xét đến khả năng xây dựng nó trước mắt, cũng như trong tương lai. Nhiều nhà máy riêng lượng vận chuyển chiếm ới 40 ÷ 60% giá thành sản phẩm.
- <u>Về điều kiện xây lắp và vận hành nhà máy</u>: Địa
  điểm xây dựng được lựa chọn cần lưu ý tới các điều kiện sau:
  - ✓ Khả năng nguồn cung cấp vật liệu, vật tư xây
    dựng để giảm bớt chi phí giá thành đầu tư xây dựng của
    nhà máy, hạn chế tối đa lượng vận chuyển vậ tư từ xa
    đến.

Khả năng cung ứng nhân công trong quá trình xây dựng nhà máy sau này. Do vậy trong quá trình thiết kế cần xác định số công nhân của nhà máy và khả năng cung cấp nhân công ở địa phương, nhoài ra còn phải tính tới khả năng cung cấp nhân công ở các địa phương khác.

#### b. Các yêu cầu về kỹ thuật xây dựng.

- ❖ <u>Về địa hình</u>: Khu đất phải có kích thước vừa phải và hinh dạng thuận lợi cho việc xây dựng trước mắt cũng như việc mở rộng nhà máy trong tương lai. Kích thước, hình dạng và quy mô diện tích khu đất nếu không hợp lý sẽ gây khó khăn trong quá trìng thiết kế bố trí dây chuyền công nghệ, cũng như việc bố trí các hạng mục công trình trên mặt bằng khu đất. Do đó khu đất được lựa chọn phải đáp ứng các yêu cầu sau:
  - ✓ Khu đất phải cao ráo, tránh ngập lụt trong mùa mưa lũ, có mực nước ngầm thấp tạo điều kiện thuận lợi cho việc thoát nước thải và nước mặt dễ dàng.
  - Khu đất phải tương đối bằng phẳng và có độ dốc tự nhiên tốt nhất là  $i = 0.5 \div 1\%$  để hạn chế tối đa kinh phí cho san lấp mặt bằng.
- ❖ <u>Về địa chất:</u> Khu đất được lựa chọn cần lưu ý các yêu cầu sau: không nằm trên các vùng có mỏ khoáng sản hoặc địa chất không ổn định như hiện tượng động đất, xói mòn, cát chảy...cường độ khu đất xây dựng là 1,5 ÷ 2,5kg/cm². Nên xây dựng trên nền đất sét, sét pha cát, đất đá...để giảm chi phí gia cố nền móng các hạng mục công trình có tải trọng lớn.

### II. CÁC YẾU CẦU VỀ MÔI TRƯỜNG VỆ SINH CÔNG NGHIỆP

Khi địa điểm xây dựng được chọn cần xét đến mối quan hệ mật thiết giữa khu dân cư và khu công nghiệp, điều đó là không tránh khỏi trong quá trình sản xuất các nhà máy thường thải ra các chất độc hại như khí độc, nước bản, khói bụi, tiếng ồn hoặc các yếu tố bất lợi khác như cháy nổ, ô nhiễm môi trường, để hạn chế tối đa ảnh hưởng xấu của môi trường công nghiệp tới khu dân cư, các khu vực có di tích lịch sử và danh lam thắng cảnh của địa phương cần phải thoả mãn các yêu cầu sau:

#### II.1. Đảm bảo khoảng cách vệ sinh công nghiệp.

Địa điểm xây dựng phải thoả mãn các yêu cầu quy phạm, quy định về mặt bảo vệ môi trường vệ sinh công nghiệp. Chú ý khoảng cách bảo vệ vệ sinh công nghiệp, tuyệt đối không được xây dựng gần các công trình hoặc các công viên công cộng, phải trồng cây xanh để hạn chế tác hại của khu công nghiệp gây nên.

#### II.2. Vị trí xây dựng nhà máy.

Thường hướng gió chủ đạo, gần vùng hạ lưu, cách xa bến nước của khu dân cư.

Tóm lại để chọn lựa địa điểm xây dựng nhà máy hợp lý phải căn cứ và thoả mãn các yêu cầu trên, do vậy các chuyên gia phải chọn và nghiên cứu cân nhắc kỹ đến việc lựa chọn địa điểm hợp lý và tối ưu.

#### III. THIẾT KẾ TỔNG MẶT BẰNG NHÀ MÁY.

#### III.1. Các yêu cầu:

Để có được phương án tối ưu thiết kế quy hoạch tổng mặt bằng nhà công nghiệp cần phải thoả mãn các yêu cầu cụ thể:

Giải pháp thiết kế tổng mặt bằng nhà máy phải đáp ứng ở mức cao nhất của dây chuyền công nghệ sao cho chiều dài dây chuyền sản xuất ngắn nhất, không trùng lặp, lẫn lộn, hạn chế tối đa sự giao nhau. Bảo đảm mối

liên hệ mật thiết giữa các hạng mục công trình với hệ thống giao thông, các mạng lưới cung cấp kỹ thuật khác bên trong và bên ngoài nhà máy.

- Trên khu đất xây dựng nhà máy phải được phân thành các khu vực chức năng theo đặc điểm sản xuất, yêu cầu vệ sinh, đặc điểm sự cố, khối lượng phương tiện vận chuyển, mật độ công nhân, tạo điều kiện tốt cho việc quản lý vận hành các khu vực chức năng.
- Diện tích khu đất xây dựng được tính toán thoả mãn mọi yêu cầu đòi hỏi của dây chuyền công nghệ trên cơ sở bố trí hợp lý các hạng mục công trình, tăng cường vận dụng các khả năng hợp khối nâng tầng sử dụng tối đa các diện tích không xây dựng để trồng cây xanh, tổ chức môi trường công nghiệp và định hướng phát triển nhà máy trong tương lai.
- Tổ chức hệ thống giao thông vận chuyển hợp lý phù hợp với dây chuyền công nghệ, đặc tính hàng hoá đáp ứng yêu cầu sản xuất và quản lý: luồng người, luồng hàng phải nắn nhất không trùng lặp hoặc cắt nhau. Ngoài ra còn phải chú ý đến khai thác phù hợp với mạng lưới giao thông quốc gia cũng như các cụm nhà máy lân cận.
- Phải thoả mãn yêu cầu vệ sinh công nghiệp, hạn chế tối đa các sự cố sản xuất, đảm bảo yêu cầu vệ sinh môi trường bằng các giải pháp các khu chức năng, bố trí hướng nhà hợp lý theo hướng gió chủ đạo của khu đất, tạo mọi điều kiện cho việc thông thoáng tự nhiên, hạn chế bức xạ nhiệt của mặt trời chiếu vào nhà.
- Khai thác triệt để các đặc điểm địa hình tự nhiên, đặc điểm khí hậu địa phương nhằm giảm đến mức có thể các chi phí san nền đất, tiêu huỷ, xử lý các công trình ngầm.
- Phân chia thời kỳ xây dựng hợp lý, tạo điều kiện thi công nhanh, sớm đưa nhà máy vào sản xuất, nhanh chóng hoàn vốn đầu tư xây dựng.
- Bảo đảm các yêu cầu thẩm mỹ của công trình, tổng thể nhà máy. Hoà nhập đóng góp cảnh quan xung quanh tạo hành lang khung cảnh kiến trúc công trìng đô thị.

# III.2. Nguyên tắc phân vùng.

Tuỳ theo đặc thù sản xuất của nhà máy mà người thiết kế sẽ vận dụng nguyên tắc phân vùng hợp lý trong thực tiễn thiết kế biện pháp phân chia khu vực khu đất thành các vùng theo đặc điểm sử dụng laf phổ biến nhất. Biện pháp này chia diện tích nhà máy thành 4 vùng chính:

- ❖ Vùng trước nhà máy: Nơi bố trí các nhà hành chính, quản lý, phục vụ sinh hoạt, cổng ra vào, gara ô tô, xe đạp. Đối với các nhà máy có quy mô nhỏ hoặc mức độ hợp khối lớn, vùng trước nhà máy hầu như được giành diện tích cho bãi đỗ xe ô tô, xe máy, xe đạp, cổng bảo vệ, bảng tin và cây xanh cảnh quan. Diện tích vùng này tuỳ thuộc vào đặc điểm sản xuất, quy mô của nhà máycó diện tíchtừ 4÷20% diện tích nhà máy. Đây là vùng quan trọng của nhà máy nên khi bố trí cần lưu ý các điểm sau:
  - ✓ Khu đất được ưu tiên về mặt địa hình, địa chất cũng như về các hướng.
  - ✓ Các nhà sản xuất chính, phụ, phụ trợ sản xuất có nhiều công nhân nên bố trí ở gần phía cổng hoặc ở gẩn trục giao thông chính của nhà máy và ưu tiên về hướng.
  - ✓ Các nhà xưởng trong quá trình sản xuất gây ra tác động xấu như tiếng ồn, bụi, nhiệt thải ra nhiều hoặc dễ có sự cố nên đặt ở cuối hướng gió và tuân thủ chặt chẽ theo quy phạm an toàn vệ sinh công nghiệp.
- ❖ Vùng gồm các công trình phụ: Nơi đặt các nhà và công trình cung cấp năng lượng bao gồm các công trình cung cấp điện, hơi nước, xử lý nước thải, tuỳ theo mức độ công nghệ yêu cầu, vùng này có diện tích yêu cầu từ 14÷28% diện

http://www.ebo tích nhà máy. Khi bố trí các công trình trên vùng này người thiết kế cần lưu ý một số điểm sau:

- ✓ Hạn chế tối đa chiều của hệ thống cung cấp
  kỹ thuật bằng cách bố trí hợp lý giữa nơi cung cấp
  và nơi thiêu thụ năng lượng.
- ✓ Tận dụng cac khu đất không có lợi về hướng và giao thông để bố trí các công trình phụ.
- ✓ Các công trình có nhiều bụi, khói hoặc chất thải bất lợi đều phải chú ý bố trí cuối hướng gió chủ đao.
- ❖ Vùng kho tàng và phục vụ giao thông: Trên đó bố trí các hệ thống kho tàng bến bãi, các cầu bốc dỡ hàng hóa, sân ga nhà máy. Tuỳ theo đặc điểm sản xuất và quy mô nhà máy vùng này thường chiếm từ 23÷37% diện tích nhà máy. Khi bố trí vùng này cần lưu ý một số điểm sau:
  - ✓ Cho phép bố trí các công trình trên vùng đất không ưu tiên về hướng nhưng phải phù hợp với những nơi tập kết nguyên liệu và sản phẩm của nhà máy để dễ dàng cho việc xuất nhập của nhà máy.

Tuy nhiên, trong nhiều trường hợp do đặc điểm và yêu cầu công nghệ hệ thống kho tàng có thể bố trí gắn liền với bộ phận sản xuất vì vậy phải thiết kế một phần hệ thống kho tàng nằm ngay trong khu vực sản xuất.

#### III.3. Ưu nhược điểm của phân vùng:

❖ *Uu điểm*: Dễ dàng quản lý theo vùng, theo xưởng, theo công đoạn của công nghệ sản xuất. Thích hợp

với các nhà máy có công đoạn, phân xưởng sản xuất khác nhau. Đảm bảo được các yêu cầu vệ sinh công nghiệp dễ dàng xử lý các bộ phận phát sinh, các điều kiện bất lợi cho quá trình sản xuất. Dễ dàng bố trí hệ thống giao thông bên trong nhà máy, thuận lợi cho quá trình phát triển mở rộng nhà máy cho phù hợp với điều kiện cụ thể.

\* Nhược điểm: Dây chuyền sản xuất phải kéo dài, hệ thống kỹ thuật và mạng lưới giao thông tăng, hệ số xây dựng, hệ số sử dụng thấp.

Chỉ tiêu kinh tế xây dựng:

Hệ số xây dựng:

$$K_{\text{xây dựng}} = \frac{A+B}{F}$$

Hệ số sử dụng:

$$K_{\text{sử dụng}} = \frac{A+B+C}{F}$$

Trong đó:

F: Diện tích ban đầu của toàn nhà máy

A: Diện tích xây dựng

B: Diện tích lộ thiên

C: Diện tích đất của hệ thống giao thông, hè rãnh cấp thoát nước nhà máy.

Kết quả bố trí mặt bằng như hình vẽ số 3.

# BẢNG SỐ LIỆU CÁC CÔNG TRÌNH TRONG PHÂN XƯỞNG

	Tên công trinh	Dài ( m )	Rộng (m)	Diện tích
				$(m^2)$
1	Phòng bảo vệ	4x6	4x6	144
2	Nhà để xe	18	9	162
3	Nhà hành chính	18	9	162
4	Hội trường	24	12	288
5	Khu dịch vụ	24	12	288
6	Cứu hỏa	18	12	216
7	Bơm và nén	18	12	108
8	Nhà cơ khí	12	9	108
9	Nhà thí nghiệm	18	12	216
10	Nhà điều khiển	12	9	108
11	Trạm điện	12	9	108
12	Lò đốt	18	6	108
13	Tháp chưng	18	12	216
14	Tháp tái bay hơi	12	12	144
15	Tháp ổn định	12	12	144
16	Thiết bị tách muối và nước	12	12	144
17	Óng khói	12	6	72
18	Xử lý nước thải	12	6	72
19	Làm lạnh	12	6	72
20	Bể chứa nguyên liệu	50x4	50x46	10000
21	Bể chứa gas	40	40	1600
22	Bể xăng	40*4	40*4	10000
23	Bể Gasoil	40x2	40x2	5000
24	Bể Kerosen	40x2	40x2	5000
25	Bể chứa cặn	40x1	40x1	3200
	Tổng diện tích			37680

Tổng diện tích ban đầu của phân xưởng.

$$S_{T \hat{o} ng} = 101500 \ (m^2)$$

$$D\dot{a}i = 350 \text{ m}$$

$$R\hat{q}$$
ng = 290 m

Chỉ tiêu kinh tế về thiết kế xây dựng:

$$K_{xd} = 40\%$$

$$K_{sd} = 60\%$$

http://www.ebook.edu.vn

http://www.ebook.edu.vn

# PHẦN V AN TOÀN LAO ĐỘNG VÀ TỰ ĐỘNG HÓA

#### I. AN TOÀN LAO ĐỘNG

Trong quá trình thiết kế sản xuất thì khâu an toàn lao động có vai trò rất quan trọng nhằm cải thiện được điều kiện làm việc của công nhân, đảm bảo sức khoẻ an toàn cho công nhân làm việc trong nhà máy. Vì vậy ngay từ đầu thiết kế xây dựng phân xưởng cần phải có những giải pháp bố trí hợp lý, huấn luyện tuyên truyền nhiều những pháp chế của nhà nước. Như vậy để hoàn thiện tốt nhất cần phải đảm bảo những yêu cầu sau:

#### I.1. Giáo dục về an toàn lao động.

Công tác bảo hộ lao động trong phân xưởng sản xuất mang tính chất quần chúng, vì vật công tác này do toàn thể cán bộ công nhân viên nhà máy tự giác thực hiện . Tuy nhiên, hàng năm nhà máy phải tổ chức đào tạo cho toàn thể cán bộ và công nhân viên nhà máy về an toàn lao động trong sản xuất.

Tuyên truyền, giáo dục những nhận thức về quy trình quy phạm an toàn hóa chất cho mọi đối tượng (người lao động, người sử dụng lao động) khi tiếp xúc với hóa chất.

### I.2. Yêu cầu về phòng cháy chữa cháy.

➤ Thường xuyên thực hiện các công tác giáo dục an toàn lao động đến quần chúng công nhân lao động trong phân xưởng, thực hiện những quy định chung của nhà máy, tiến hành kiểm tra định kỳ thực hiện thao tác an toàn trong lao động sản xuất.

thực hiện các biện pháp an toàn.

- Các thiết bị phải đảm bảo an toàn cháy nổ tuyệt đối, không cho có sự rò rỉ hơi sản phẩm ra ngoài, khi thiết kế cần chọn những vật liệu có khả năng chống cháy nổ cao để thay thế các vật liệu ở những nơi có thể xảy ra cháy nổ.
- ▶ Phải có hệ thống tự động hoá an toàn lao động và báo động kịp thời khi hiện tượng cháy nổ xảy ra.
- ➤ Bố trí các máy móc thiết bị phải thoáng, các đường ống dẫn trong nhà máy phải đảm bảo, hạn chế khả năng các đường ống chồng chéo lên nhau, những đường ống bắt qua giao thông chính không được nổi lên, các đường ống trong khu sản xuất phải bố trí trên cao đảm bảo cho công nhân qua lại và tránh va chạm cần thiết.
- ➤ Khu chứa nguyên liệu và sản xuất phải có tường bao che đề phòng khi có sự cố dầu bị rò rỉ ra ngoài, phải tránh các khả năng phát sinh nguồn lửa mồi cháy (nhiệt, bật lửa, cấm hú thuốc trong phân xưởng...).
- ➤ Bố trí hệ thống tự động hoá cho các thiết bọ dễ sinh ra hiện tượng cháy nổ đảm bảo an toàn, các hệ thống cung cấp điện cho các thiết bị tự động phải tuyệt đối an toàn không có hiện tượng chập mạch làm phát sinh tia lửa điện.
- ➤ Vận hành các thiết bị phải đúng thao tác kỹ thuật, đúng quy trình công nghệ khi khởi động cũng như khi tắt hoạt động, làm việc phải tuân theo các quy trình chặt chẽ.
- Trong trường hợp phải sửa chữa các thiết bị có hơi chứa sản phẩm dễ gây cháy nổ thì cần phải dùng khí trơ để thổi vào

thiết để đuổi hết các hơi sản phẩm ra ngoài, lưu ý nếu sửa chữa bằng hàn phải khẳng định trong thiết bị an toàn hết khí cháy nổ.

- Fiảm thấp nồng độ các chất cháy nổ trong khu sản xuất, đối với cháy nổ trong xăng dầu (nhất là xăng có thể bắt nhiệt ngay cả ở nhiệt độ thường) đây là vấn đề được quan tâm nhất hiện nay để bảo vệ tính mạng con người và tài sản của nhà máy.
- ➤ Trong phân xưởng phải có đội ngũ phòng cháy chữa cháy thường trực 24/24 giờ với đầy đủ trang thiết bị hiện đại, thuận tiên.
- Các tiêu lệnh về phòng cháy chữa cháy phải tuân theo đầy đủ để phòng khi có sự cố xảy ra, xử lý kịp thời.
- ➤ Bố trí dụng cụ thiết bị chữa cháy linh động tại chỗ các thiết bị dễ gây cháy nổ (tháp cất, thiết bị lọc...) kịp thời khi có hiện tượng.

Tóm lại trong nhà máy chưng cất dầu thô cần phải trang bị đầy đủ các trang thiết bị phòng cháy chữa cháy hiện đại, phải có đội ngũ cán bộ phòng chữa cháy thường trực, tại chỗ các thiết bị dễ gây ra hiện tượng cháy nổ cần thiết bị chữa cháy linh động, xung quanh các bể chứa sản phẩm hoặc nguyên liệu hoặc thiết bị cần bố trí hệ thống đường dẫn khí trơ, hơi nước va bọt chữa cháy để kịp thời khi có sự cố, tại nhà chữa cháy phải có đầy đủ các thiết bị chữa cháy đúng quy định. Khi có sự cố các thiết bị phải được thao tác đúng kỹ thuật cà kịp thời, đường đi lại trong khu sản xuất phải thuận tiện để dễ dàng cho xe cứu hoả đi lại. Các thiết bị phải được bảo dưỡng đúng định kỳ, theo dõi chặt chẽ đúng chế độ công nghệ của nhà máy các bể chứa cần tránh nối đất đề phòng khi xăng dầu bơm chuyển bị tích điện tích, sét đánh nhà máy sẽ xảy ra cháy nổ.

Trong quá trình sản xuất phải đảm bảo an toàn các thiết bị áp lực, hệ thống điện phải được thiết kế an toàn, hạn chế tối đa các nguy cơ gây ra sự cố,

thiết bị phải có hệ thống bảo hiểm, phải có che chắn. Trang thiết bị phòng hộ lao động cho công nhân lao động trong phân xưởng.

#### I.3. Trang bị phòng hộ lao động.

Những công nhân làm việc trong nhà máy phải được học tập các thao tác phòng chữa cháy, phải có kiến thức bảo vệ thân thể và môi trường không gây độc hại.

Trong nhà máy tuyệt đối không dùng lửa, tránh các va chạm cần thiết để gây ra các tia lửa điện, trong sửa chữa hạn chế việc sử dụng nguồn điện cao áp.

Trong công tác bảo quản các bể chứa, nếu phải làm việc trong bể chứa phải đảm bảo hút hết các hơi độc của khí sản phẩm trong bể, công nhân làm việc trực tiếp phải được trang bị các thiết bị phòng hộ lao động: quần áo, mặt nạ, găng tay, ủng...tránh các hơi độc bám vào người qua da, các trang bị phòng hộ lao động phải được cât giữ tại nơi làm việc không được mang ra ngoài. Đối với các quá trình phát sinh hơi độc lớn cần bố trí hệ thống tự động hoá trong sản xuất giảm bớt lượng công nhân cần thiết, bảo vệ sức khoẻ cho công nhân đồng thời nâng cao hiệu quả kinh tế.

Kiểm tra sức khoẻ định kỳ cho công nhân phát hiện những bệnh phổ biến để phòng chống đảm bảo chế độ lao động cho mọi người theo quy định của nhà nước.

Nghiêm cấm việc sử dụng xăng dầu để rửa chân tay, cọ quần áo, vì chúng có tác hại lớn đối với sức khoẻ con người, trong xăng dầu chủ yếu là các hydrocacbon mà đặc biệt là các hydrocacbon thơm gây độc lớn.

Xăng dầu là các hydrocacbon dễ bay hơi, hơi xăng dầu dễ gây ô nhiễm môi trường do đó việc xử lý hơi xăng dầu cũng là một nhiệm vụ hết sức quan trọng của nhà máy.

#### I.4. Yêu cầu đối với vệ sinh môi trường.

Đối với mặt bằng phân xưởng phải chọn tương đối bằng phẳng, có độ dốc tiêu hao nước tốt, vùng quy hoạch nhất thiết phải được nghiên cứu, phải được các cấp chính phủ phê duyệt, đảm bảo vệ sinh môi trường, đồng thời phòng ngừa cháy nổ gây ra.

Vị trí của nhà máy phải có khoảng cách an toàn tới khu dân cư, đồng thời phát triển liên hợp các nhà máy khácmà cũng phải sử dụng hợp lý hệ thống giao thông quốc gia, là nhà máy chế biến dầu nên chất thải ra không tránh khỏi ảnh hưởng đến vệ sinh môi trường. Vì vậy để đảm bảo môi trường sinh thái khu sản xuất, các chất thải cần xử lý trước khi thải ra ngoài môi trường.

Nước thải sinh hoạt cũng rất nguy hiểm, do vậy cần phải xử lý làm sạch nước trước khi thải ra ngoài sông, hồ. Nước thải sản xuất sau khi làm nguội các thiết bị trao đổi nhiệt, lượng nước ngưng mặc dù tiếp xúc trực tiếp hay không trực tiếp với các hơi độc cũng phải tiến hành xử lý.

#### II. TỰ ĐỘNG HOÁ.

#### II.1. Mục đích:

Tự động điều chỉnh là quá trình ứng dụng các dụng cụ, các thiết bị và các máy móc tự động điều khiển vào quá trình công nghệ. Những phương tiện này cho phép thực hiện các quá trình công nghệ theo một chương trình tiêu chuẩn đã được tạo dựngphù hợp với công nghệ, đảm bảo cho máy móc thiết bị hoạt động theo chế độ tối ưu nhất, việc tự động hoá không chỉ làm đơn giản các thao tác trong sản xuất, tránh được nhầm lẫn, tăng năng suất lao động và cho phép giảm số lượng công nhân và còn là biện pháp hữu hiệu trong an toàn lao động.

Trong phân xưởng chưng cất dầu thô ở áp suất thường thì các thiết bị như: thiết bị lọc, các tháp đều hoạt động ở nhiệt độ cao và áp suất lớn nên dễ gây hiện tượng cháy nổ. Nhiệt độ cao nhất trong phân xưởng cũng lên đến gần  $400^{0}$ C ở tháp chưng phân đoạn và áp suất cũng đạt tới 15KG/cm² ở thiết

bị lọc điện để tách muối khoáng trong dầu, ngoài ra các hơi sản phẩm của quá trình là các hydrocacbon, và các khí lẫn bay ra rất độc hại cho sức khoẻ công nhân lao động. Do đó đòi hỏi yêu cầu cần phải nghiêm ngặt về việc an toàn công nghệ cũng như các yêu cầu sức khoẻ cho công nhân.

Để đảm bảo các yêu cầu trên thì việc sử dụng hệ thống tự động đo lường và các biện pháp tự động hoá trong sản xuất không chỉ là một vấn đề cần thiết mà còn có tính bắt buộc đối với công nghệ này.

Như vậy từ các đặc điểm đã cho thấy đo lường tự động hoá và tự động hoá trong dây chuyền công nghệ là một vấn đề hết sức quan trọng. Nó không chỉ tăng năng suất của công nghệ, công suất của thiết bị mà là cơ sở để vận hành công nghệ một cách tối ưu nhất, tăng hiệu quả thu hồi sản phẩm đồng thời giảm đáng kể các chi phí khác, đảm bảo an toàn cho nhà máy sản xuất, nhờ có tự động hoá mà những nơi có thể xảy ra các hiện tượng cháy nổ hay rò rỉ hơi sản phẩm độc hại ra ngoài được điều khiển tự động, tự động kiển tra tránh được việc sử dụng của công nhân.

Tự động hoá đảm bảo các thao tác điều khiển các thiết bị công nghệ một cách chính xác, tránh được các sự cố xảy ra trong thao tác điều khiển, tự động báo động khi có sự cố xảy ra.

#### II.2. Hệ thống điều khiển tư đông.

Hệ thống điều chỉnh bao gồm các đối tượng điều chỉnh (ĐT) và bộ điều chỉnh (BĐC). Bộ điều chỉnh có thể bao gồm các bộ cảm biến và bộ khuyếch đại.

Bộ cảm biến dùng để phản ánh sự sai lệch các thông số điều chỉnh so với giá trị cho trước và biến đổi thành tín hiệu. Bộ khuyếch đại làm nhiệm vụ khuyếch đại tín hiệu của bộ cảm biến giá trị có thể điều khiển (CQĐK), cơ quan này tác động lên đối tượng nhằm xoá đi độ sai lệch của các thông số điều chỉnh.

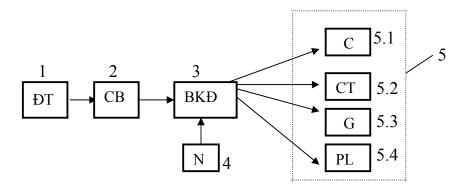
Mạch điều chính được khép kín nhờ quan hệ ngược. Quan hệ này được gọi là hồi tiếp chính.

# II.3. Các dạng điều khiển tự động.

❖ Tự động kiểm tra và tự động bảo vệ:

Tự động kiểm tra các thông số công nghệ (nhiệt độ, áp suất, lưu lượng, nồng độ...) kiểm tra các thông số công nghệ đó có thay đổi hay không? Nếu có thì cảnh báo chỉ thị ghi lại giá trị thay đổi đó, truyền tín hiệu tác động điều chỉnh đến đối tượng.

Có thể biểu diễn sơ đồ tự động kiểm tra và tự động điều chính như sau:

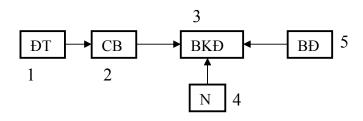


Sơ đồ tự động kiểm tra và tự động điều chỉnh

- 1. Đối tượng điều chỉnh
- 2. Cảm biến đối tượng
- 3. Bộ khuyếch đại
- 4. Nguồn cung cấp năng lượng
- 5. Cơ cấu chấp hành
  - 5.1. Cảnh báo
- 5.2. Chỉ thị bằng kim loại
- 5.3. Ghi lại sự thay đổi

ottp://www.ebo5.4. Phân loại

Dạng điều khiển tự động:



Sơ đồ điều khiển tự động

- 1. Đối tượng điều chỉnh
- 2. Cảm biến đối tượng
- 3. Bộ khuyếch đại
- 4. Nguồn cung cấp năng lượng
- 5. Bộ đặc cho phép ta đặc tín hiệu điều khiển, nó là một tổ chức các tác động có định hướng điều khiển.

http://www.ebook.edu.vn

# KẾT LUẬN

Như chúng ta đã biết, để có sản phẩm chất lượng cao, ngoài các thành phần của dầu thô và các tính chất lý hóa khác, chưng cất đóng vai trò rất quan trọng đến chất lượng sản phẩm.

Đây là ngành công nghiệp rất có ích trong ngành công nghiệp chế biến dầu. Từ đây ta sản xuất ra nhiều nguyên liệu cho các động cơ khác, giá thành thấp, thuận tiện cho quá trình tự động hóa và có chất lượng cao.

Trải qua thời gian nghiên cứu với sự hướng dẫn tận tình của thầy Lê Văn Hiếu cùng với sự giúp đỡ của các thầy cô giáo trong bộ môn bản đồ án của em đã hoàn thành. Đồ án gồm phần chính sau:

- > Tổng quan lý thuyết của quá trình chưng cất dầu.
- > Tính toán thiết kế công nghê.
- Nguyên tắc xây dựng nhà máy chế biến dầu và cách bố trí mặt bằng trong phân xưởng.
- > Tính toán các chỉ tiêu kinh tế.

Việc thực hiện đồ án này giúp em tư duy tốt hơn về mặt tổng quan lý thuyết của quá trình chưng cất dầu. Tuy nhiên do hạn chế về thời gian và kiến thức nên đồ án vẫn còn nhiều sai sót khi áp dụng thực tế, em rất mong nhận được sự chỉ bảo của các thầy cô để bản đồ án của em được tốt hơn.

Em xin cảm ơn thầy Lê Văn Hiếu, các thầy cô trong bộ môn Hữu cơ – Hóa dầu đã tận tình hướng dẫn em để em có những kiến thức quý giá trong suốt thời gian qua.