

MỤC LỤC

Lời nói đầu	trang 3
Chương I : MỞ ĐẦU	
Giới thiệu chung về dầu thô và các sản phẩm dầu mỏ.....	4
I. Dầu thô.....	4
II. Chức năng và nhiệm vụ của nhà máy lọc dầu.....	6
1. Phương pháp vật lý.....	6
2. Phương pháp hoá học.....	6
III. Nhiệm vụ và hướng giải quyết.....	7
1. Nhiệm vụ.....	7
2. Hướng giải quyết.....	7
CHƯƠNG II. TÍNH CÂN BẰNG VẬT CHẤT	8
1. PHÂN XỬNG CHỪNG CÁT KHÍ QUYỀN.....	8
1.1 TÍNH CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO PHÂN XỬNG CHỪNG CÁT KHÍ QUYỀN.....	8
1.1.1 Khoảng nhiệt độ sôi của các phân đoạn sản phẩm: $T_i - T_f$	8
1.1.2 Khoảng thể tích và phần trăm thể tích các sản phẩm thu được.....	9
1.1.3 Phần trăm khối lượng các sản phẩm thu được (% mass).....	9
1.1.4	T
ý trọng các phân đoạn sản phẩm (d_4^{15}).....	9
1.1.5 Hàm lượng lưu huỳnh trong các phân đoạn sản phẩm (% m S).....	12
1.2 Chỉ số Octan của xăng không pha chì: RON Clair.....	15
1.2.1 Hàm lượng hợp chất thơm: Aro (% vol).....	15
1.2.2 Khối lượng trung bình của phân đoạn PM.....	16
1.2.3 Áp suất hơi bão hoà Reid: TVR (bar).....	19
1.2.4 Áp suất hơi thực: (TVV).....	20
1.2.5 Chỉ số Cetane (IC).....	20
1.2.6 Độ nhớt ở 210 °F: μ_{210^0F} (cSt).....	21
1.2.7 Độ nhớt ở 100°C: ν_{100^0C} (cSt), 20°C.....	23
1.2.8 Điểm chảy.....	23
1.2.9 Điểm chớp cháy (P e).....	24
2. PHÂN XỬNG CHỪNG CÁT CHÂN KHÔNG.....	26
2.1 Tính phần trăm các sản phẩm.....	26
2.2 Tính năng suất khối lượng các phân đoạn.....	26
2.3 Tính tỷ trọng d_{154} và năng suất thể tích các phân đoạn.....	27

2.4	Tính hàm lượng lưu huỳnh trong phân đoạn.....	27
3.	PHÂN XUỞNG GIẢM NHÓT	28
3.1.	Giới thiệu chung.....	28
3.2.	Tính cân bằng vật chất.....	28
4.	PHÂN XUỞNG REFORMING XÚC TÁC	29
4.1.	Xác định năng suất (% vol) của Reformat.....	29
4.2.	Xác định hàm lượng các khí.....	30
4.3.	Xác định tỷ trọng các sản phẩm của phân xưởng RC.....	30
4.4.	Áp suất hơi bão hoà của Reformat.	30
5.	PHÂN XUỞNG CRACKING XÚC TÁC TẦNG SÔI FCC	31
5.1.	Xác định hằng số K_{UOP} của nguyên liệu.....	31
5.2.	Xác định độ API của nguyên liệu.....	32
5.3.	Xác định độ chuyển hoá, năng suất LCO, năng suất Coke và cặn.....	32
5.4.	Xác định hàm lượng khí khô, năng suất xăng FCC 10 RVP.....	33
5.5.	Xác định năng suất từng sản phẩm khí của phân xưởng FCC.....	35
5.6.	Xác định hàm lượng lưu huỳnh trong các sản phẩm.....	36
5.7.	Tính chất về sản phẩm LCO.....	36
6.	PHÂN XUỞNG HDS	37
6.1.	KHỬ LƯU HUỖNH CHO PHÂN ĐOẠN KER	37
6.2.	KHỬ LƯU HUỖNH CHO PHÂN ĐOẠN GOL	40
6.3.	KHỬ LƯU HUỖNH CHO PHÂN ĐOẠN GOH	44
	CHƯƠNG III. PHỐI TRỘN SẢN PHẨM	48
1.	PHỐI TRỘN CÁC SẢN PHẨM THƯỜNG PHẨM	48
2.	PHỐI TRỘN BUPRO THƯỜNG PHẨM	48
3.	PHỐI TRỘN NHIÊN LIỆU PHẢN LỰC JET A1	48
4.	PHỐI TRỘN DẦU CHO XĂNG ĐỘNG CƠ DIESEL GOM	48
5.	PHỐI TRỘN DẦU ĐỐT DÂN DỤNG FOD	49
6.	PHỐI TRỘN NHIÊN LIỆU ĐỐT LÒ FO2	49
7.	PHỐI TRỘN XĂNG SUPER KHÔNG CHÌ (SU95)	49
8.	PHỐI TRỘN XĂNG CHO ĐỘNG CƠ ÔTÔ (CA)	50
9.	PHỐI TRỘN CHO NGUYÊN LIỆU HOÁ DẦU	51
10.	PHỐI TRỘN BITUM (BI)	52
	CÂN BẰNG NĂNG LƯỢNG CHO NHÀ MÁY	54
	CÂN BẰNG TỔNG VẬT CHẤT CHO NHÀ MÁY	55

LỜI NÓI ĐẦU

Từ khi phát hiện đến nay, dầu mỏ và khí tự nhiên đã và đang là nguồn tài nguyên quý giá, đóng vai trò quan trọng, quyết định trong hoạt động kinh tế của nhân loại trong thời đại văn minh. Trên thế giới, các quốc gia có dầu mỏ cũng như không có dầu mỏ đều xây dựng cho mình nền công nghiệp chế biến dầu mỏ và hóa dầu nhằm tăng hiệu quả trong việc sử dụng dầu mỏ và ổn định mọi hoạt động của nền kinh tế quốc gia. Ngành công nghiệp này có tầm quan trọng đặc biệt trong nền kinh tế quốc dân và quốc phòng của các nước. Các sản phẩm dầu mỏ đã và đang góp phần quan trọng vào cán cân năng lượng của thế giới, là nguồn nguyên liệu phong phú, trụ cột cho các ngành công nghiệp khác.

Việt Nam chúng ta may mắn được thiên nhiên ưu đãi ban tặng nguồn tài nguyên quý giá đó. Nhưng chúng ta phải sử dụng như thế nào để mang lại lợi nhuận cao nhất. Từ trước đến nay, toàn bộ dầu thô khai thác được đều xuất khẩu sang các nước khác vì nước ta chưa có nhà máy lọc dầu nào cả, do đó thu nhập kinh tế về dầu mỏ không cao lắm so với giá trị thực của nó.

Để đáp ứng nhu cầu năng lượng cho một đất nước và giảm giá thành của các sản phẩm dầu mỏ thì việc xây dựng nhà máy lọc dầu là điều tất nhiên. Nhưng khi nhà máy xây dựng rồi, vấn đề đặt ra là chúng ta phải sản xuất sản phẩm gì và sản xuất như thế nào để thu được lợi nhuận cao nhất. Trong khâu chế biến và pha trộn phải như thế nào để sản phẩm đạt được chất lượng với giá thành hợp lý. Trong khâu vận hành thì ta phải làm việc ở chế độ như thế nào là hiệu quả nhất. Đó là lý do chúng em làm đề án công nghệ 2 “tối ưu hóa việc sử dụng dầu thô trong nhà máy lọc dầu”.

CHƯƠNG I:

MỞ ĐẦU

GIỚI THIỆU CHUNG VỀ DẦU THÔ VÀ CÁC SẢN PHẨM

I. DẦU THÔ.

1. Giới thiệu chung:

Dầu thô có nguồn gốc từ những vật liệu hữu cơ là nguồn xác các sinh vật nổi và mùn hữu cơ qua quá trình lắng đọng trầm tích và tích đọng tạo nên các mỏ dầu.

Dầu thô có đặc tính hóa học rất phức tạp ,có các đặc tính thay đổi trong giới hạn rộng như độ nhớt, màu sắc,tỷ trọng...

Về bản chất hóa học, dầu thô là một hỗn hợp phức tạp chứa rất nhiều các hợp chất hydrocarbon và các hợp chất phi hydrocarbon.Những hợp chất hydrocarbon trong dầu mỏ là thành phần chủ yếu và quan trọng nhất của tất cả các loại dầu mỏ. Các hydrocarbon này thường thuộc vào 3 họ: Họ paraffine, họ naphtene, họ Aromatique. Những hợp chất phi hydrocarbon là những hợp chất mà ngoài carbon và hydro thì trong phân tử của chúng có chứa các nguyên tố O, N, S và các kim loại như Ni, V,Fe, Cu... Các hợp chất này gây trở ngại cho các quá trình chế biến dầu mỏ hoặc làm cho chất xúc tác nhanh chóng bị ngộ độc,sản phẩm kém ổn định... Vì vậy khi xử lý dầu thô cần lưu tâm đến vấn đề này.

Ngày nay trên thế giới, hầu hết các quốc gia, kể cả những quốc gia không có dầu cũng đều xây dựng cho mình một ngành công nghiệp lọc hóa dầu nhằm ổn định và phát triển kinh tế. Ngành công nghiệp này có tầm quan trọng đặc biệt trong nền kinh tế quốc dân và trong quốc phòng. Các sản phẩm dầu mỏ là một trong những nhân tố quyết định cán cân năng lượng của thế giới và cũng là nguồn nguyên liệu trụ cột cho các ngành công nghiệp khác, trong đó sản phẩm quan trọng nhất là xăng, dầu. Càng ngày con người tìm ra nhiều cách để thu được một lượng xăng đáng kể, nhiều hơn lượng xăng thu được bằng phương pháp chưng cất, cụ thể là các quá trình chuyển hóa sâu. Bên cạnh xăng ta còn thu được các sản phẩm khác đáp ứng nhu cầu năng lượng của các ngành công nghiệp khác.Đây cũng chính là nhiệm vụ của **ĐỒ ÁN CÔNG NGHỆ LỌC DẦU ỨNG DỤNG DẦU THÔ.**

Loại dầu thô mà đồ án này sử dụng là loại dầu thô Arabe light có các thông số đặc trưng :

$$^{\circ}\text{API}=33.4$$

$$S_{60}^{60}=0.8581$$

Hàm lượng S: 1.8%

Hàm lượng RSH:115 ppm

Hàm lượng N:0.087%

PVR :4.2 psi

Điểm chảy :-30 0F

Độ nhớt 100 ⁰F :6.14 cst

60 ⁰F:12.8 cst

Đồ án này xây dựng một sơ đồ công nghệ một cách có hệ thống và chi tiết, để từ nguyên liệu ban đầu là dầu thô ta sản xuất ra được các sản phẩm cuối cũng là các sản phẩm thương phẩm đáp ứng các yêu cầu của thị trường cả về số lượng lẫn chất lượng. Đồng thời tối ưu hóa các quá trình sản xuất chế biến dầu thô trong nhà máy lọc dầu để đảm bảo cân bằng vật liệu cũng như cân bằng năng lượng cho nhà máy .

Nhà máy lọc dầu bao gồm:

- + Một phân xưởng chưng cất: để tách khí và phân đoạn dầu thô
- + Một phân xưởng Reforming xúc tác để sản xuất xăng có IO theo yêu cầu với nguồn nguyên liệu :
- Xử lý RC phân đoạn xăng nặng BZN thu được từ DA.
- Xử lý RC phân đoạn xăng thu được từ viscoreduction.
- +Một phân xưởng cracking xúc tác FCC gồm 3 công đoạn:
 - Công đoạn tiền xử lý nguyên liệu DSV nhằm thu được 2 nguyên liệu:
Nguyên liệu là phần cất chân không cung cấp cho FCC.
Nguyên liệu là phần cặn chân không cung cấp cho VB và sản xuất bitum
 - Công đoạn FCC xử lý toàn bộ phần cất chân không để thu xăng có chỉ số IO theo yêu cầu.
 - Công đoạn VB xử lý cặn chưng cất chân không để phối liệu cho FO2.
 - +Một phân xưởng HDS có 4 công đoạn xử lý sau:
 - Công đoạn xử lý HDS cho KER từ DA.
 - Công đoạn xử lý HDS cho GOL từ DA.
 - Công đoạn xử lý HDS cho GOH từ DA.
 - Công đoạn xử lý HDS cho LCO từ FCC.

Từ sơ đồ công nghệ này ta thu được các sản phẩm :

1. Khí hydro và các loại hydrocarbon nhẹ khác(khí không ngưng C1,C2) làm nhiên liệu cho nhà máy.
2. Phân đoạn C3,C4:Khí dầu mỏ hóa lỏng được dùng trong công nghiệp để sản xuất propan, butan thương mại hoặc dùng làm GPL.
3. Nhiên liệu dùng cho động cơ xăng :Xăng máy bay, xăng ô tô.
- 4.Dầu hỏa dùng để thắp sáng.
5. Nhiên liệu dùng cho động cơ Diesel.
6. Dầu đốt dùng làm nguyên liệu cho các lò đốt công suất lớn trong công nghiệp hoặc cho động cơ Diesel tàu biển.
7. Các nguyên liệu cho tổng hợp hóa dầu: xăng
8. Bitum sản phẩm trích trực tiếp từ RSV.

II. CHỨC NĂNG VÀ NHIỆM VỤ CỦA NHÀ MÁY LỌC DẦU.

Nguồn nguyên liệu cho nhà máy lọc dầu là dầu thô để sản xuất ra các sản phẩm thương phẩm nhằm đáp ứng nhu cầu của thị trường.

Hai phương pháp chế biến được dùng trong nhà máy lọc dầu.

1. Phương pháp vật lý.

Phương pháp vật lý nhằm phân chia dầu mỏ ra các phân đoạn có khoảng nhiệt độ sôi hẹp nhằm tách những hợp chất không cần thiết ra khỏi sản phẩm chính hoặc đối với những nguyên liệu cho các phân đoạn khác.

* Phân loại: Phương pháp vật lý bao gồm:

- Chung cất ở áp suất thường, áp suất chân không.
- Hấp thụ, hấp phụ.
- Kết tinh.
- Trích ly.

2. Phương pháp hóa học.

Là phương pháp chế biến có biến đổi cấu trúc phân tử, sự biến đổi này xảy ra đều kèm theo quá trình thu nhiệt hoặc tỏa nhiệt.

Phương pháp hóa học nhằm :

- Nâng cao chất lượng sản phẩm.
- Nâng cao hiệu suất sản phẩm chính.
- Tận dụng phần cặn để biến đổi thành các sản phẩm nhẹ hơn.
- Chuyển hóa đa dạng đáp ứng nhu cầu đa dạng cho nền kinh tế quốc

dân

Phân loại :

- Phương pháp chuyển hóa, phân hủy dưới tác dụng đơn thuần của nhiệt.
- Phương pháp chuyển hóa kết hợp nhiệt, xúc tác và hydro.

Sau khi chế biến xong, các sản phẩm của nhà máy lọc dầu được pha trộn thêm các phụ gia cần thiết rồi đưa ra thị trường.

III. NHIỆM VỤ VÀ HƯỚNG GIẢI QUYẾT CỦA ĐỒ ÁN.

1. Nhiệm vụ:

Dựa trên các dữ liệu ban đầu của dầu thô Arabe light, tiến hành tính toán các đặc trưng của từng phân đoạn, từng phân xưởng của nhà máy lọc dầu. Tiến hành tính toán cân bằng vật liệu của nhà máy và với sự trợ giúp của máy tính để tính phối liệu tối ưu cho sản phẩm và tính cân bằng nhiệt lượng cho nhà máy lọc dầu.

2. Hướng giải quyết.

Từ dữ liệu ban đầu, dựa trên các khoảng phân đoạn đã biết tiến hành xác định các tính chất đặc trưng của các phân đoạn thu được trong chưng cất khí quyển, chưng cất chân không, reforming xúc tác, cracking xúc tác... tính cân bằng vật liệu cho nhà máy. Cần tính toán và xử lý sao cho mỗi quá trình đều đạt tối ưu chất lượng và sản lượng.

Ứng với mỗi công đoạn, mỗi phân xưởng cần lập bảng tổng hợp riêng, cuối cùng là bảng CBVL chung cho toàn bộ nhà máy.

Để tính phối liệu sản phẩm dựa vào đặc trưng của từng sản phẩm theo yêu cầu của đồ án, kết hợp với các yêu cầu đối với từng sản phẩm, chọn cách phối liệu tối ưu nhất dựa vào máy tính sau đó tính lại cân bằng vật chất của nhà máy theo sơ đồ công nghệ hợp lý nhất đã chọn.

CHƯƠNG II. TÍNH CÂN BẰNG VẬT CHẤT.

Tính cân bằng vật chất cho mỗi công đoạn theo năng suất tối đa mỗi phân xưởng và cho toàn nhà máy.

1. PHÂN XƯỞNG CHƯNG CẤT KHÍ QUYỂN.

Phân xưởng chưng cất khí quyển là phân xưởng xử lý một lượng nguyên liệu lớn nhất so với các phân xưởng khác trong nhà máy. Đây là quá trình xử lý sơ bộ đầu tiên thực hiện quá trình vật lý chưng cất nhằm phân tách dầu thô ra làm các phân đoạn: khí (GAZ), xăng nhẹ (GAS), xăng nặng (BNZ), kerosen (KER), gasoil nhẹ (GOL), gasoil nặng (GOH) và cặn của quá trình chưng cất khí quyển (RA). Từ các phân đoạn thu được này ta có thể đem phối liệu để tạo các sản phẩm nếu thoả mãn các tiêu chuẩn hoặc được làm nguyên liệu cho các quá trình chuyển hoá tiếp theo.

Nguyên liệu của quá trình này là dầu thô sau khi đã qua các quá trình tiền xử lý để tách muối, tạp chất cơ học và ổn định dầu. Tháp chưng cất khí quyển dùng để tách các sản phẩm có nhiệt độ sôi thấp hơn 370-380 °C.

Phân xưởng chưng cất khí quyển là phân xưởng cơ bản nhất của một nhà máy lọc dầu và có vai quyết định đến nhà máy.

1.1. TÍNH CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO PHÂN XƯỞNG CHƯNG CẤT KHÍ QUYỂN.

1.1.1. Khoảng nhiệt độ sôi của các phân đoạn sản phẩm: $T_i - T_f$.

Theo các số liệu khoảng nhiệt độ các phân đoạn sản phẩm được lấy ra tại tháp chưng cất khí quyển như sau:

	GAZ	GAS	BZN	KER	GOL	GOH	DA
Ti-Tf	<25	25-70	70-170	170-230	230-310	310-380	>380

Các giá trị về % thể tích (% vol) và % khối lượng (% mass) từng phân đoạn sản phẩm được tính theo số liệu Table 2 và Table 3.

Khi mà các giá trị nhiệt độ của khoảng phân đoạn không thích hợp với giá trị của bảng thì áp dụng quy tắc nội suy sau.

$$V = V_1 + (V_2 - V_1) * \frac{T - T_1}{T_2 - T_1}$$

$$\text{Hoặc : } m = m_1 + (m_2 - m_1) * \frac{T - T_1}{T_2 - T_1}$$

Trong đó T là giá trị nhiệt độ cần nội suy ở giữa hai giá trị nhiệt độ T1, T2.

1.1.2. Khoảng thể tích và phần trăm thể tích các sản phẩm thu được (% vol).

	GAZ	GAS	BZN	KER	GOL	GOH	DA
Ti-Tf	<25	25-70	70-170	170-230	230-310	310-380	>380
%V	0-1.67	1.67-6.96	6.96-23	23-33.27	33.27-47.9	47.9-60.32	60.32-100
Vi-Vf	1.67	5.29	16.03	10.2743	14.6257	12.4207	39.6893

1.1.3. Phần trăm khối lượng các sản phẩm thu được (% mass).

	GAZ	GAS	BZN	KER	GOL	GOH	DA
Ti-Tf	<25	25-70	70-170	170-230	230-310	310-380	>380
%mi-mf	0-1.1	1.1-5.14	5.14-19.018	19.02-28.53	28.53-42.72	42.72-55.47	55.47-100
%m	1.1	4.04	13.878	9.5173	17.1847	12.751	41.529

1.1.4. Tỷ trọng các phân đoạn sản phẩm (d_4^{15}).

Khối lượng các phân đoạn được tính theo công thức sau :

$$m_{\Sigma} = \sum m_i$$

Nên tỷ trọng các phân đoạn tính theo phương pháp cộng tính về thể tích .

$$V_{\Sigma} \cdot d_{\Sigma} = \sum V_i \cdot d_i$$

Do đó:

$$d_{\Sigma} = \frac{\sum V_i \cdot d_i}{V_{\Sigma}} = \frac{\sum \%V_i \cdot d_i}{\%V_{\Sigma}}$$

Tỷ trọng các phân đoạn sản phẩm được tính số liệu Table 1 như sau .

❖ Với phân đoạn GAZ .

° F	% Δ vol	d_{60}^{60}	$d_{60}^{60} \cdot \Delta \text{vol}$
C2	0.01	0.3740	0.00748
C3	0.21	0.5079	0.18284
iC4	0.14	0.5631	0.11825
nC4	0.74	0.5840	0.63072
Total	1.10		0.9393

Trong đó: $d_{60}^{60} = 1.002 \cdot d_4^{15}$.

Vậy:

$$d_4^{15}(\text{GAZ}) = \frac{0.9393}{1.67 \cdot 1.002} = 0.352$$

❖ Với phân đoạn GAS .

°C	%V	d60/60	d60/60*%V
iC5	0.77	0.625	0.48125
nC5	1.54	0.6311	0.971894
70	2.98	0.6693	1.994514
Tổng	5.29		3.447658

Vậy:

$$d_4^{15}(\text{GAS}) = \frac{3.094}{4.78 \cdot 1.002} = 0.645$$

❖ Với phân đoạn BNZ.

°C	%V	d60/60	d60/60*%V
85	1.64	0.6977	1.144228
100	2.1	0.7111	1.49331
120	2.8	0.7268	2.03504
135	2.8	0.7404	2.07312
150	2.8	0.7547	2.11316
160	1.9	0.764	1.4516
170	2.63	0.7667	2.016421
Tổng	16.67		12.326879

Vậy:
$$d_4^{15}(\text{BNZ}) = \frac{13.69913}{18.48 * 1.002} = 0.740$$

❖ Với phân đoạn KER .

oC	%V	d60/60	d60/60*%V
175	0.37	0.7749	0.286713
190	2.8	0.7835	2.1938
205	2.3	0.7941	1.82643
220	2.5	0.7958	1.9895
230	2.5	0.8111	2.02775
Tổng	10.47		8.324193

Vậy:
$$d_4^{15}(\text{KER}) = \frac{9.38966}{11.77 * 1.002} = 0.796$$

❖ Với phân đoạn GOL.

°C	%V	d60/60	d60/60*%V
235	0	0.8026	0
250	2.6	0.8095	2.1047
265	2.7	0.8193	2.21211
280	2.8	0.8324	2.33072
295	2.9	0.8403	2.43687
310	2.8	0.8453	2.36684
Tổng	13.8		11.45124

Vậy:
$$d_4^{15}(\text{GOL}) = \frac{9.34654}{11.2 * 1.002} = 0.833$$

❖ Với phân đoạn GOH.

°C	%V	d60/60	d60/60*%V
325	2.7	0.8519	2.30013
343	3.3	0.8686	2.86638
355	2.1	0.8883	1.86543
370	2.6	0.8927	2.32102
380	2.6	0.8935	2.3231
Tổng	13.3		11.67606

Vậy:
$$d_4^{15}(\text{GOH}) = \frac{9.35296}{10.7 * 1.002} = 0.872$$

❖ Với phân đoạn RDA. (Dùng giản đồ 6.)

oC	%V	d60/60	d60/60*%V
385	0		0
400	2.4	0.8967	2.15208
415	2.5	0.9024	2.256
430	2.4	0.91	2.184
445	2.3	0.9159	2.10657
455	1.6	0.9206	1.47296
475	2.9	0.9248	2.68192
490	2.2	0.9321	2.05062
510	2.6	0.9365	2.4349
520	1.5	0.939	1.4085
535	1.6	0.9452	1.51232
550	1.7	0.949	1.6133
565	1.5	0.9548	1.4322
565+	13.6	1.0254	13.94544
	38.8		37.25081

Vậy:
$$d_4^{15}(\text{GOH}) = \frac{39.57495}{41.4 * 1.002} = 0.954$$

Kiểm tra lại kết quả so với kết quả khi tính theo giản đồ.

Thành phần	d ở 15°C	Giản đồ
GAZ	0.562386	0.562
GAS(25-70)	0.65043	0.65

BZN(70-170)	0.737989	0.74
KER(170-230)	0.793465	0.79
GOL(230-310)	0.828144	0.83
GOH(310-380)	0.876147	0.88
RDA(+380)	0.958156	0.96

1.1.5. Hàm lượng lưu huỳnh trong các phân đoạn sản phẩm (% m S).

Hàm lượng lưu huỳnh trong mỗi phân đoạn dầu thô được tính theo phương pháp cộng tính về khối lượng.

$$S_{\Sigma} \cdot m_{\Sigma} = \sum S_i \cdot m_i$$

$$\text{Do đó: } S_{\Sigma} = \frac{\sum S_i \cdot m_i}{m_{\Sigma}} = \frac{\sum S_i \cdot \%m_i}{\%m_{\Sigma}}$$

Hàm lượng lưu huỳnh trong các phân đoạn sản phẩm được tính dựa vào số liệu Table 2.

❖ Với phân đoạn GAZ.

Với phân đoạn GAS.

oC	%m	% S	%S.%m
iC5	0.56	0.024	0.01344
nC5	1.13	0.024	0.02712
70	2.32	0.024	0.05568
Tổng	4.01		0.09624

Vậy hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn GAS.

$$\% S (\text{GAS}) = \frac{0.09624}{4.01} = 0.024$$

❖ Với phân đoạn BNZ.

oC	%m	% S	%S.%m
85	1.33	0.024	0.03192
100	1.74	0.024	0.04176
120	2.37	0.024	0.05688
135	2.42	0.025	0.0605
150	2.46	0.032	0.07872
160	1.69	0.044	0.07436
170	2.3577	0.0477	0.1124623

	14.3677		0.4566023
--	---------	--	-----------

Vậy hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn BNZ.

$$\% S (\text{BNZ}) = \frac{0.4566}{14.3677} = 0.03177$$

❖ Với phân đoạn KER.

oC	%m	% S	%S.%m
175	0.3523	0.0103	0.0036287
190	2.56	0.069	0.17664
205	2.13	0.087	0.18531
220	2.32	0.12	0.2784
230	2.3257	0.16	0.372112
	9.688		1.0160907

Vậy hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn KER.

$$\% S (\text{KER}) = \frac{1.01609}{9.688} = 0.10488$$

❖ Với phân đoạn GOL.

oC	%m	% S	%S.%m
235	0.0143	0.02	0.000286
250	2.45	0.29	0.7105
265	2.58	0.55	1.419
280	2.72	0.8	2.176
295	2.84	1.04	2.9536
310	2.76	1.19	3.2844
	13.3643		10.543786

Vậy hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn GOL.

$$\% S (\text{GOL}) = \frac{10.544}{13.364} = 0.7889$$

❖ Với phân đoạn GOH.

oC	%m	% S	%S.%m
325	2.66	1.35	3.591

343	3.34	1.82	6.0788
355	2.17	2.13	4.6221
370	2.7	2.2	5.94
380	2.706	2.2393	6.0595458
	13.576		26.291446

Vậy hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn GOH.

$$\% S (GOH) = \frac{26.2914}{13.576} = 1.9366$$

❖ Với phân đoạn RDA.

°C	%m	% S	%S.%m
385	0.004	0.0007	2.8E-06
400	2.51	2.26	5.6726
415	2.63	2.28	5.9964
430	2.55	2.31	5.8905
445	2.45	2.37	5.8065
455	1.72	2.42	4.1624
475	3.13	2.48	7.7624
490	2.39	2.57	6.1423
510	2.84	2.66	7.5544
520	1.64	2.74	4.4936
535	1.78	2.8	4.984
550	1.88	2.86	5.3768
565	1.67	2.94	4.9098
565+	10.25	4.4	45.1
	37.444		113.8517

Vậy hàm lượng lưu huỳnh của phân đoạn GOH.

$$\% S (GOH) = \frac{113.8517}{37.444} = 3.0405$$

Kiểm tra lại kết quả so với kết quả tính được từ giản đồ.

Phân đoạn	% S	Giản đồ
GAZ	0	0
GAS	0.024	0.02

BZN	0.03178	0.03
KER	0.104881	0.11
GOL	0.788952	0.79
GOH	1.936612	1.9
DA	3.040586	3.1

1.2 Chỉ số Octan của xăng không pha chì: RON Clair.

❖ Với phân đoạn GAS .

Xác định RON Clair dựa vào giản đồ 3. RON Clair phụ thuộc vào năng suất của phân đoạn GAS (theo % mass).

GAS % mass	RON _{Clair}
4.04	62

1.2.1 Hàm lượng hợp chất thơm: Aro (% vol).

Hàm lượng hợp chất thơm được xác định cộng tính theo thể tích.

	GAS	BNZ	Total
Vol (%)	5.29	16.03	21.32
Mass (%)	4.04	13.878	17.918

❖ Với phân đoạn GAS .

Xác định theo giản đồ 2. % vol Aro phụ thuộc năng suất phân đoạn xăng (theo % mass).

GAS % mass	% vol Aro
4.04	1.1

❖ Với phân đoạn BNZ.

$$V * A = \sum V_i * A_i$$

$$A_2 = \frac{V * A - V_1 * A_1}{V_2}$$

Với năng suất tổng của phân đoạn GAS và BNZ là 17.918 % mass thì theo giản đồ 2 có.

N. suất % mass	% vol Aro
17.918	9.93

Vậy:

$$A_2 = \frac{V * A - V_1 * A_1}{V_2} = \frac{21.32 * 9.93 - 1.1 * 5.29}{16.03} = 12$$

❖ Với phân đoạn KER.

	GAS+BEN	KER	Total
mass (%)	17.918	9.517	27.435
vol (%)	21.32	10.274	31.594

Với năng suất tổng của phân đoạn GAS, BNZ và KER là 13.557 % mass thì theo giản đồ 2 có.

N. suất % mass	% vol Aro
13.557	13

Vậy:

$$A_3 = \frac{V * A - V_3 * A_3}{V_3}$$

$$= \frac{13 * 31.594 - 9.3 * 21.32}{10.274} = 20.678$$

1.2.2 Khối lượng trung bình của phân đoạn PM.

Khối lượng trung bình của phân đoạn được tính theo công thức 4.13 Trang 98 -T1 - Petrole Brut.

$$PM = 42.965 * [\exp(2.097 * 10^{-4} * T_b - 7.78712 * S + 2.08476 * 10^{-3} * T_b * S)] * (T_b^{1.26007} * S^{4.98308})$$

Với phân đoạn nặng nhiệt độ sôi > 600 oK thì khối lượng trung bình phân đoạn tính theo công thức 4.14 Trang 98 -T1 - Petrole Brut.

$$PM = -12272.6 + 9486.4 * S + T_b * (8.3741 - 5.9917 * S) + \frac{10^7}{T_b} * (1 - 0.77084 * S - 0.02058 * S^2) * (0.7465 - \frac{222.466}{T_b}) + \frac{10^{10}}{T_b^3} * (1 - 0.80882 * S + 0.02226 * S^2) * (0.32284 - \frac{17.3354}{T_b})$$

Trong đó: T_b: nhiệt độ sôi của phân đoạn (oK).

S: tỷ trọng tiêu chuẩn (oC / %).

❖ Tính nhiệt độ sôi của phân đoạn.

$$T_b = T_v + \Delta T \text{ (}^\circ\text{K)}$$

$$T_v = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3}$$

ΔT : được xác định dựa vào độ dốc S và nhiệt độ trung bình T_v

Theo đường cong TBP xác định được các giá trị nhiệt độ theo các phần trăm chưng cất như sau. Trong đó T10, T20, T50, T70, T90 là nhiệt độ tính ở oC theo đường cong TBP.

P. đoạn	T10	T20	T50	T70	T80
GAS	28	29.35	39.9	51.9	58
BNZ	84.7	96.2	127.9	145.1	153.6
KER	175.4	190.2	201.5	211.5	217.7
GOL	238.6	247.1	271.3	286.8	294.3
GOH	316.9	323.8	344.5	358.4	365.6

Phân đoạn GAS.

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} = \frac{51.9 - 28}{60} = 0.398$$

$$T_V = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} = \frac{29.35 + 39.9 + 58}{3} = 42.42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dựa vào S và Tv theo giản đồ xác định được.

$$\Delta T = -3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Do đó: $T_b = T_V + \Delta T + 273 = 312.42 \text{ } ^\circ\text{K}$

Vậy:
$$\begin{aligned} PM &= 42.965 * [\exp(2.097 * 10^{-4} * T_b - 7.78712 * S \\ &\quad + 2.08476 * 10^{-3} * T_b * S)] * (T_b^{1.26007} * S^{4.98308}) \\ &= 72.25 \end{aligned}$$

Phân đoạn BNZ.

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} = \frac{145.1 - 84.7}{60} = 1.01$$

$$T_V = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} = \frac{96.2 + 127.9 + 153.6}{3} = 125.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dựa vào S và TV theo giản đồ xác định được.

$$\Delta T = -2.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Do đó: $T_b = T_V + \Delta T + 273 = 396.4 \text{ } ^\circ\text{K}$

Vậy:
$$\begin{aligned} PM &= 42.965 * [\exp(2.097 * 10^{-4} * T_b - 7.78712 * S \\ &\quad + 2.08476 * 10^{-3} * T_b * S)] * (T_b^{1.26007} * S^{4.98308}) \\ &= 113.357 \end{aligned}$$

Phân đoạn KER.

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} = \frac{211.5 - 175.4}{60} = 0.6$$

$$T_V = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} = \frac{190.2 + 210.5 + 217.7}{3} = 203.13 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dựa vào S và TV theo giản đồ xác định được.

$$\Delta T = 2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Do đó: $T_b = T_V + \Delta T + 273 = 478.13 \text{ } ^\circ\text{K}$

Vậy:
$$\begin{aligned} PM &= 42.965 * [\exp(2.097 * 10^{-4} * T_b - 7.78712 * S \\ &\quad + 2.08476 * 10^{-3} * T_b * S)] * (T_b^{1.26007} * S^{4.98308}) \\ &= 162.98 \end{aligned}$$

Phân đoạn GOL:

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} = \frac{286.8 - 238.6}{60} = 0.8$$

$$T_V = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} = \frac{247.1 + 271.3 + 294.3}{3} = 270.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dựa vào S và TV theo giản đồ xác định được.

$$\Delta T = 2.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Do đó: $T_b = T_V + \Delta T + 273 = 546.4 \text{ } ^\circ\text{K}$

Vậy:
$$\begin{aligned} PM &= 42.965 * [\exp(2.097 * 10^{-4} * T_b - 7.78712 * S \\ &\quad + 2.08476 * 10^{-3} * T_b * S)] * (T_b^{1.26007} * S^{4.98308}) \\ &= 215.17 \end{aligned}$$

Phân đoạn GOH.

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} = \frac{358.4 - 316.9}{60} = 0.69$$

$$T_V = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} = \frac{323.8 + 344.5 + 365.6}{3} = 344.63 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dựa vào S và TV theo giản đồ xác định được.

$$\Delta T = 3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Do đó: $T_b = T_V + \Delta T + 273 = 620.63 \text{ } ^\circ\text{K}$

$$\begin{aligned} PM &= -12272.6 + 9486.4 * S + T_b * (8.3741 - 5.9917 * S) \\ &\quad + \frac{10^7}{T_b} * (1 - 0.77084 * S - 0.02058 * S^2) * (0.7465 - \frac{222.466}{T_b}) \\ &\quad + \frac{10^{10}}{T_b^3} * (1 - 0.80882 * S + 0.02226 * S^2) * (0.32284 - \frac{17.3354}{T_b}) \\ &= 289.1184 \end{aligned}$$

(Công thức 4.14 Trang 98 - T1 - Petrole Brut)

P. đoạn	Độ dốc S	Tv oC	ΔT	Tb oK	M
---------	----------	-------	----	-------	---

GAS	0.398333	42.41667	-3	312.4167	72.25259
BNZ	1.006667	125.9	-2.5	396.4	113.3567
KER	0.601667	203.1333	2	478.1333	162.9791
GOL	0.803333	270.9	2.5	546.4	215.1676
GOH	0.691667	344.6333	3	620.6333	289.1194

1.2.3 Áp suất hơi bão hoà Reid: TVR (bar).

Áp suất hơi bão hoà Reid (TVR) của xăng nhẹ bằng việc sử dụng biểu đồ TVR-% khối lượng của xăng.

❖ Với phân đoạn GAS.

GAS % mass	TVR bar
4.04	0.76

❖ Với phân đoạn BNZ.

Việc xác định xăng nặng được xác định theo phương pháp cộng tính theo phân mol.

$$TVR_{BNZ} = \left(\frac{\%m_{\Sigma}}{M_{\Sigma}} \times TVR_{\Sigma} - \frac{\%m_{GAS}}{M_{GAS}} \times TVR_{GAS} \right) \times \frac{M_{BNZ}}{\%m_{BNZ}}$$

Với năng suất tổng của phân đoạn GAS và BNZ là 17.918 % mass thì theo giản đồ 2 có.

N. suất % mass	TVR bar
17.918	0.26

Do vậy:

$$P = \left(\frac{\frac{17.918}{17.918} \times 0.26 - \frac{4.04}{72.25 \times 0.76}}{\frac{4.04}{7.25} + \frac{13.878}{113.357}} \right) \times \frac{113.357}{13.878} = 0.032$$

1.2.4 Áp suất hơi thực: (TVV).

Áp suất hơi thực được tính theo công thức Trang 162 - T1- Petrole Brut.

$$TVV = R * TVR$$

Trong đó: hệ số R theo số liệu Trang 162 - T1- Petrole Brut.

TVR	R
-----	---

0.76	1.06
0.032	1.02

❖ Với phân đoạn GAS.

$$TVV = R * TVR = 1.06 * 0.76 = 0.8056$$

❖ Với phân đoạn BNZ.

$$TVV = R * TVR = 1.02 * 0.032 = 0.0323$$

1.2.5 Chỉ số Cetane (IC).

Chỉ số Cetane của phân đoạn được tính theo công thức Trang 222 - T1 - Petrole Brut

$$IC = 454.74 - 1641.416 * \rho - 774.74 * \rho^2 - 0.554 * T_{50} + 97.083 * (\log T_{50})^2$$

Trong đó:

ρ : khối lượng riêng ở 15 °C (kg/l).

T₅₀: nhiệt độ (°C) ứng với 50 % chưng cất theo phương pháp ASTM-D86, được tính theo công thức Trang 165 - T1 - Petrole Brut.

$$T_{ASTM} = a * T_{TBP}^b$$

T_{ASTM}, T_{TBP} (°K)

Với các hệ số a, b xác định theo số liệu Trang 165 - T1 - Petrole Brut.

	T50 TBP	T50 ASTM	%CC	Hệ số a	Hệ số b	d15/4
KER	201.5	216.2286	24.07965	1.421051245	0.947067265	0.793465
GOL	271.3	280.5757	35.5166	1.2468923	0.96661992	0.828144
GOH	344.5	348.5872	48.98535	1.118939175	0.98278242	0.876147

Với các thông số trên thay vào công thức ta có kết quả:

Phân đoạn	IC
KER	49.58823
GOL	53.11993
GOH	45.69859

1.2.6 Độ nhớt ở 210 °F, 100°F.

Độ nhớt tại 100 °F và 210 °F được xác định theo công thức 4.11 và 4.12 Trang 97 - T1 - Petrole Brut.

$$\log \mu_{100} = 4.39371 - 1.94733 * K_w + 0.12769 * K_w^2$$

$$+ 3.2629 \cdot 10^{-4} \cdot A^2 - 1.18246 \cdot K_w \cdot A$$

$$+ \frac{0.171617 \cdot K_w^2 + 10.9943 + 9.50663 \cdot 10^{-2} \cdot A^2 - 0.860218 \cdot K_w \cdot A}{A + 50.3642 - 4.78231 \cdot K_w}$$

$$\log \mu_{210} = -0.463364 - 0.166532 \cdot A + 5.13447 \cdot 10^{-4} \cdot A^2$$

$$- 8.48995 \cdot 10^{-3} \cdot K_w \cdot A + \frac{(8.0325 \cdot 10^{-2} \cdot K_w^2 + 1.24899 \cdot A + 0.19768 \cdot A^2)}{(A + 26.786 - 2.6296 \cdot K_w)}$$

Trong đó: K_w : hằng số Watson tính theo 4.8 Trang 99 - T1- Petrole Brut.

$$K_w = \frac{(1.8 \cdot T_b)^{\frac{1}{3}}}{S}$$

A: độ API, xác định theo công thức 4.10 Trang 96 - T1- Petrole Brut.

$$A = \frac{141.5}{S} - 131.5$$

T_b : nhiệt độ ($^{\circ}\text{K}$) trung bình của phân đoạn.

S: tỷ trọng tiêu chuẩn.

Phân đoạn	T_b	d60/60
KER	478.1333	0.795052
GOL	546.4	0.8298
GOH	620.6333	0.877899

❖ Với phân đoạn KER.

$$K_w = \frac{(1.8 \cdot T_b)^{\frac{1}{3}}}{S} = \frac{(1.8 \cdot 478.13)^{\frac{1}{3}}}{0.795} = 11.96$$

$$A = \frac{141.5}{S} - 131.5 = \frac{141.5}{0.795} - 131.5 = 46.476$$

Thay kết quả K_w , và A vào.

$$\log \mu_{100} = 4.39371 - 1.94733 \cdot K_w + 0.12769 \cdot K_w^2$$

$$+ 3.2629 \cdot 10^{-4} \cdot A^2 - 1.18246 \cdot K_w \cdot A$$

$$+ \frac{0.171617 \cdot K_w^2 + 10.9943 + 9.50663 \cdot 10^{-2} \cdot A^2 - 0.860218 \cdot K_w \cdot A}{A + 50.3642 - 4.78231 \cdot K_w}$$

Vậy: $\mu_{100} = 1.347 \text{ cSt.}$

$$\log \mu_{210} = -0.463364 - 0.166532 * A + 5.13447 * 10^{-4} * A^2 - 8.48995 * 10^{-3} * K_w * A + \frac{(8.0325 * 10^{-2} * K_w^2 + 1.24899 * A + 0.19768 * A^2)}{(A + 26.786 - 2.6296 * K_w)}$$

Vậy: $\mu_{210} = 0.648$ cSt.

Tương tự cho các phân đoạn khác ta có kết quả:

Phân đoạn	Kw	°API	μ_{100}	μ_{210}
GOL	11.98453	39.02302	3.00756	1.191513
GOH	11.81928	29.68023	9.510857	2.660397
KER	11.96405	46.47581	1.346724	0.647717

Ngoại suy tính độ nhớt tại 20 °C (68 °F).

❖ Với phân đoạn KER.

$$\mu_{68} = \mu_{100} + (68 - 100) * \frac{\mu_{100} - \mu_{210}}{100 - 210}$$

$$\mu_{68} = 1.347 + (68 - 100) * \frac{1.347 - 0.648}{100 - 210} = 1.550 \text{ cSt}$$

❖ Với phân đoạn GOL.

$$\mu_{68} = \mu_{100} + (68 - 100) * \frac{\mu_{100} - \mu_{210}}{100 - 210}$$

$$\mu_{68} = 3.008 + (68 - 100) * \frac{3.008 - 1.192}{100 - 210} = 3.536 \text{ cSt}$$

❖ Với phân đoạn GOH.

$$\mu_{68} = \mu_{100} + (68 - 100) * \frac{\mu_{100} - \mu_{210}}{100 - 210}$$

$$\mu_{68} = 9.512 + (68 - 100) * \frac{9.512 - 2.66}{100 - 210} = 11.505 \text{ cSt}$$

1.2.7 Độ nhớt ở 100°C: ν_{100} °C (cSt), 20°C: ν_{20} °C

Để xác định độ nhớt 100 oC (212o F) và 20 oC (68o F), thì ta dựa vào biểu đồ ASTM tiêu chuẩn **Độ nhớt-nhiệt độ**: dựa trên các độ nhớt 210°F và 100°F đã có Ngoại suy tính độ nhớt tại 100°C (212 °F).

❖ Với phân đoạn KER.

Độ nhớt	ν_{210} °F	ν_{100} °F	ν_{212} °F(100°C)	ν_{68} °F (20°C)
cSt	0.6477	1.347	0.64	1.88

❖ Với phân đoạn GOL.

Độ nhớt	$\nu_{210}^{\circ\text{F}}$	$\nu_{100}^{\circ\text{F}}$	$\nu_{212}^{\circ\text{F}}(100^{\circ\text{C}})$	$\nu_{68}^{\circ\text{F}}(20^{\circ\text{C}})$
cSt	1.1915	3.007	1.05	4.6

❖ Với phân đoạn GOH.

Độ nhớt	$\nu_{210}^{\circ\text{F}}$	$\nu_{100}^{\circ\text{F}}$	$\nu_{212}^{\circ\text{F}}(100^{\circ\text{C}})$	$\nu_{68}^{\circ\text{F}}(20^{\circ\text{C}})$
cSt	2.66	9.51	1.768	18

1.2.8 Điểm chảy Pécoulement

Điểm chảy của phân đoạn được tính theo công thức 4.113 Trang 132 - T1- Pretrol Brut.

$$T_{EC} = 130.47 * S^{2.971} * M^{(0.612 - 0.474 * S)} * \mu_{100}^{(0.31 - 0.333 * S)}$$

Trong đó: S: (kg/kmol) tỷ trọng tiêu chuẩn.

M: khối lượng trung bình phân đoạn.

μ_{100} : (Cp) độ nhớt ở $100^{\circ\text{F}}$.

T_{EC} : $^{\circ}\text{K}$.

❖ Với phân đoạn KER.

$$T_{EC} = 130.47 * S^{2.971} * M^{(0.612 - 0.474 * S)} * \mu_{100}^{(0.31 - 0.333 * S)}$$

$$= 221.62 \text{ } ^{\circ}\text{K} = - 51.38 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

❖ Với phân đoạn GOL.

$$T_{EC} = 130.47 * S^{2.971} * M^{(0.612 - 0.474 * S)} * \mu_{100}^{(0.31 - 0.333 * S)}$$

$$= 251.77 \text{ } ^{\circ}\text{K} = -22.8 \text{ } ^{\circ}\text{C}.$$

❖ Với phân đoạn GOH.

$$T_{EC} = 130.47 * S^{2.971} * M^{(0.612 - 0.474 * S)} * \mu_{100}^{(0.31 - 0.333 * S)}$$

$$= 279.79 \text{ } ^{\circ}\text{K} = 0.8 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

1.2.9 Điểm chớp cháy (P e).

Điểm chớp cháy của phân đoạn được tính theo công thức 4.102 Trang 164 - T1- Petrole Brut.

$$T_e = \frac{1}{-0.02421 + \frac{2.84947}{T_{10}} + 0.0034254 * \ln T_{10}}$$

Trong đó:

T_{10} : ($^{\circ}\text{K}$) nhiệt độ ở 10 % chưng cất (vol) theo ASTM, được tính theo công thức Trang 165 - T1 - Petrole Brut.

$$T_{ASTM} = a * T_{TBP}^b$$

$$T_{ASTM}, T_{TBP} \text{ (} ^{\circ}\text{K)}$$

Với các hệ số a, b xác định theo số liệu Trang 165 - T1 - Petrole Brut.

	T10	% chung cất	Hệ số a	Hệ số b	T10 ASTM
BNZ	84.7	8.56441	1.623063	0.928728	100.1878716
KER	175.4	24.03218	1.422034	0.946968	189.6414235
GOL	238.6	34.71608	1.254797	0.965659	248.0807792
GOH	316.9	49.142	1.105056	0.984872	320.975329

❖ Với phân đoạn KER.

$$T_{10}=T_{ASTM} = a * T_{TBP}^b = 1.422034*175.4^{0.946968} = 189.64 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$T_e = \frac{1}{-0.02421 + \frac{2.84947}{189.64 + 273} + 0.0034254 * \ln(189.64 + 273)} = 336.62 \text{ K}$$

$$= 63.62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

❖ Với phân đoạn GOL.

Tương tự như trên ta xác định được:

$$T_{10}=T_{ASTM} = a * T_{TBP}^b = 248.080$$

$$T_e = 372.11 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$= 99.11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

❖ Với phân đoạn GOH.

$$T_{10}=T_{ASTM} = a * T_{TBP}^b = 320.975 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_e = 405.72 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$= 132.72 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

BẢNG TỔNG KẾT CÁC SẢN PHẨM CHUNG CẤT KHÍ QUYỀN.

	GAZ	GAS	BZN	KER	GOL	GOH	DA
Ti-Tf	<25	25-70	70-170	170-230	230-310	310-380	>380
%m	0-1.1	1.1-5.14	5.14-19.018	19.018-28.5353	28.5353-42.72	42.72-55.47	55.47-100
Rdm m	1.1000	4.0400	13.8780	9.5173	17.1847	12.7510	41.5290
%V	0-1.67	1.67-6.96	6.96-23	23-33.27	33.27-47.9	47.9-60.32	60.32-100
Rdm V	1.6700	5.2900	16.0300	10.2700	14.6257	12.4200	39.6900
d15/4	0.5624	0.6556	0.7380	0.7935	0.8281	0.8761	0.9582
S=1.002d15/4	0.5635	0.6569	0.7395	0.7951	0.8298	0.8779	0.9601
API	119.6044	83.9093	59.8546	46.4758	39.0230	29.6802	15.8847
%S	0.0000	0.0240	0.0318	0.1049	0.7890	1.9366	3.0406
RON cl		62.0000					
%ARO		1.1000	12.0061	20.6778			

TVV(bars)		0.8056	0.0323				
PM		72.2526	113.3567	162.9791	215.1676	289.1194	
IC							
Vis 210(cst)		0.3171	0.6062	1.3467	3.0076	9.5109	
Vis 100		0.3313	0.3598	1.3467	1.3467	9.5109	
Vis20				-51.3806	4.6000	18.0000	
Pt Ecoule				-51.3806	-22.8000	0.8000	
Kw		12.6649	12.0842	11.9641	11.9845	11.8193	
Pt eclaire			-3.5297	63.6267	99.1122	132.7189	
TmavTBP(C)		39.4167	123.4000	205.1333	273.4000	347.6333	

CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO PHÂN XỬNG CHUNG CÁT KHÍ QUYỂN.

Thành phần	%m	kl (tấn)	%v	V(km3/an)	d ở 15°C
c2-	0.010	0.863	0.020	2.307	0.374
c3	0.210	18.123	0.360	35.682	0.508
ic4	0.140	12.082	0.210	21.456	0.563
nc4	0.740	63.862	1.080	109.353	0.584
Total khí	1.100	94.930	1.670	168.799	0.562
GAS(25-70)	4.040	348.652	5.290	536.033	0.650
BZN(70-170)	13.878	1197.671	16.030	1622.885	0.738
KER(170-230)	9.517	821.343	10.274	1035.135	0.793
GOL(230-310)	17.185	1483.040	14.626	1790.800	0.828
GOH(310-380)	12.751	1100.411	12.421	1255.967	0.876
RDA(+380)	41.529	3583.953	39.689	3740.468	0.958
Total lỏng	98.900	8535.070	98.330	9981.288	0.855
Total brut	100	8630.000	100.000	10150.086	0.850

2. PHÂN XỬNG CHUNG CÁT CHÂN KHÔNG.

2.1 Tính phần trăm các sản phẩm.

Theo nhiệt độ làm việc của tháp, phần trăm chung cát chân không RDSV thu được ở nhiệt độ >540°C. Từ đó, dựa vào số liệu bảng 2 tính phần trăm của RDSV so với năng suất của dầu thô như sau:

Phần trăm khối lượng của phân đoạn: $82-55.47=26.53$

Vậy tính phần trăm khối lượng của RDSA so với nguyên liệu RDA .

$$\% \text{ RDSV} = \frac{26.53 * 100}{41.529} = 63.88 \% \text{ mass}$$

Do đó, phần trăm DSV thu được:

$$\% \text{ DSV} = 100 - \% \text{ RDSV} = 100 - 63.88 = 36.12 \% \text{ mass.}$$

2.2 Tính năng suất khối lượng các phân đoạn.

Từ năng suất của RDA tính được năng suất của DSV và RDSV.

$$m\text{RDA} = 3583.953 \text{ (ktấn/năm).}$$

$$m\text{DSV} = 63.88 * 3583.953 / 100 = 2289.539 \text{ (ktấn/năm).}$$

$$m\text{RDSV} = 36.12 * 3583.953 / 100 = 1294.41 \text{ (ktấn/năm).}$$

2.3 Tính tỷ trọng d₁₅₄ và năng suất thể tích các phân đoạn.

Tỷ trọng của RDA: $d_4^{15} (\text{RDA}) = 0.9582$

Năng suất RDA: $V_{\text{RDA}} = \frac{m}{d_4^{15}} = \frac{3583.953}{0.9582} = 3740.468 \text{ (km}^3\text{/năm).}$

Tỷ trọng của RDSV được xác định theo giản đồ 6, phụ thuộc vào năng suất thu của cặn theo % mass:

$$\% \text{ mass RDSV} = 63.88 \%$$

$$d_4^{15} (\text{RDSV}) = 1.018$$

Năng suất RDA: $V_{\text{RDSV}} = \frac{m}{d_4^{15}} = \frac{1294.414}{1.018} = 1271.526 \text{ (km}^3\text{/năm).}$

Năng suất DSV: $V_{\text{DSV}} = V_{\text{RDA}} - V_{\text{RDSV}} = (3740.468 - 1271.526) = 2468.94 \text{ (km}^3\text{/năm).}$

Vậy tỷ trọng của phân đoạn DSV.

$$d_4^{15} (\text{RDA}) = \frac{m}{V} = \frac{2289.539}{2468.94} = 0.9273$$

2.4 Tính hàm lượng lưu huỳnh trong phân đoạn.

Hàm lượng lưu huỳnh trong phân đoạn RDA (% mass).

$$\% \text{S (RDA)} = 3.04$$

Hàm lượng lưu huỳnh trong phân đoạn RDSV (% mass) được xác định theo giản đồ 6, phụ thuộc năng suất RDSV theo % mass.

$$\% \text{ mass (RDSV)} = 63.88$$

$$\% \text{ S (RDSV)} = 4.27$$

Hàm lượng lưu huỳnh trong phân đoạn DSV được xác định theo cộng tính khối lượng.

$$S * m = \sum S_i * m_i$$

$$S_2 = \frac{S * m - S_1 * m_1}{m_2}$$

Do đó:
$$\% S (DSV) = \frac{S * m - S_1 * m_1}{m_2} = \frac{3.04 * 3583.593 - 4.27 * 1294.414}{2289.593}$$

= 1.863

Phân đoạn	N.suất 1000 t/an	%S
DSV	2289.539	1.863
RDSV	1294.414	4.27
N.liệu (RA)	3583.593	3.04

CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO PHÂN XỬ LÝ CHUNG CẤT CHÂN KHÔNG.

P. đoạn	% K.lượng	N.suất 1000 t/an	d154	N.suất 1000 m3/an	% S
DSV	63.88	2289.5390	0.927	2468.9422	1.8625
RDSV	36.12	1294.4137	1.018	1271.5262	4.27
N.liệu (RA)	100	3583.9527	0.958	3740.4684	3.04

3. PHÂN XỬ LÝ GIẢM NHỚT

3.1. GIỚI THIỆU CHUNG.

Mục đích: Giảm độ nhớt của các phân đoạn cặn nặng để phối liệu làm nhiên liệu đốt lò. Đồng thời quá trình còn cho các sản phẩm phụ là các phân đoạn nhẹ nhằm nâng cao hiệu suất sử dụng dầu thô.

Nguyên liệu: Nguyên liệu chủ yếu của quá trình là RSV. Đôi khi cũng có thể là cặn RAT.

+ Các đặc trưng của sản phẩm ra từ quá trình :

-Phân đoạn khí C1(C4:có chứa các khí tạp như H₂S, CO, H₂...Đặc biệt hàm lượng lưu huỳnh từ 5(15% m,gấp 2(5 lần so với hàm lượng trong nguyên liệu.Phân đoạn khí này có thể sử dụng làm khí đốt sau khi đã xử lý khí axit.

+ Phân đoạn xăng(C5(165oC) :có IO thấp, hàm lượng oléfin cao (xấp xỉ 45%), độ ổn định thấp, hàm lượng lưu huỳnh chiếm khoảng 20(50% hàm lượng lưu huỳnh trong nguyên liệu. Vì vậy phân đoạn xăng này thường sử dụng làm nguyên liệu cho hóa dầu.

+ Phân đoạn RVB: làm nhiên liệu đốt vì có độ nhớt thấp hơn nguyên liệu. Người ta cũng có thể dùng GO thu được từ quá trình này để pha loãng nhằm đảm bảo tiêu chuẩn sản phẩm thương mại.

Các số liệu cần thiết của nguyên liệu:

+Lưu lượng khối lượng (Kt/an):m = 1044.4137

+Lưu lượng thể tích (Km³/an): V = 1271.5262

+Tỉ trọng: d = 1.018 (kg/l)

+Hàm lượng lưu huỳnh: %S = 4.27 (%m).

3.2. Tính toán cân bằng vật chất.

Quá trình tính năng suất cho phân xưởng giảm nhớt được quyết định bởi các thông số phối trộn cho Bitum và lượng xăng giảm nhớt cần cho quá trình phối trộn cho CA. Yêu cầu không lấy xăng giảm nhớt qua RC .

Các đặc trưng của từng sản phẩm:

Phân đoạn	%m	d15/4	%S
C2	1.013	0.370	
C3	0.891	0.510	
IC4 + nC4	0.404	0.570	
Ess VB	6.357	0.776	
RVB	91.335	1.006	4.5

Lưu lượng khối lượng của từng cấu tử tính theo công sau:

$$M_i = \frac{M_i}{100} * M$$

Bảng tính lưu lượng của các phân đoạn :

Coupe	%m	%v	m(kt/an)	v(km3/an)
C2	1.013	2.249	10.580	28.594
C3	0.891	1.435	9.306	18.247
i,n-C4	0.404	0.967	4.219	7.403
ESVB	6.357	5.780	66.393	85.120
RVB	91.335	75.377	953.951	955.884
Total	100	100.000	1044.414	1100.361

4. PHÂN XƯỞNG REFORMING XÚC TÁC.

Nguồn nguyên liệu là phân đoạn BNZ và xăng thu từ quá trình giảm nhớt. Phân xưởng RC hoạt động với độ nghiêm ngặt RON Clair = 99.

Các thông số ban đầu.

Xác định hằng số K_{UOP} của nguyên liệu:

$$K_w = \frac{(1.8 * T_b)^{\frac{1}{3}}}{S} = 12.084$$

Năng suất tối đa của phân xưởng: 1197.6714 (ktán/năm).

1622.89 (km³/năm).

Tỷ trọng phân đoạn:

$d_{15}^{15} = 0.738$

4.1 Xác định năng suất (% vol) của Reformat.

Năng suất Reformat được xác định theo giản đồ 11, phụ thuộc RON Clair và hằng số K_{UOP} .

Kuop (N.liệu)	12.084
RON clair	99

Xác định được năng suất của Reformat (% vol).

$$\% \text{ vol(Reformat)} = 76.2$$

$$V (\text{Reformat}) = \frac{76.2}{100} * 1622.89 = 1236.639 \text{ (km}^3\text{/năm)}.$$

4.2 Xác định hàm lượng các khí.

Hàm lượng các khí được xác định theo giản đồ 12, phụ thuộc vào năng suất (%vol) của Reformat.

Với: $\% \text{ vol(Reformat)} = 76.2$

Phân đoạn	%m
C1	1.5
C2	3.0
C3	4.0
I,n-C4	6.25

Hàm lượng H_2 được xác định theo công thức.

$$\% \text{ mass (H}_2\text{)} = 4.9 - 0.2 * K_{UOP} = 4.9 - 0.2 * 12.084 = 2.4832$$

Từ đó, xác định được % khối lượng Reformat.

$$\begin{aligned} \% \text{ mass (Reformat)} &= 100 - (\% C_1 + \% C_2 + \% C_3 + \% C_4 + \% H_2) \\ &= 100 - (1.5 + 3.0 + 4.0 + 6.25 + 2.4832) = 82.767 \end{aligned}$$

Năng suất Reformat.

$$m(\text{Reformat}) = \frac{82.767}{100} * 1197.671 = 991.275 \text{ (tấn/năm)}.$$

4.3 Xác định tỷ trọng các sản phẩm của phân xưởng RC.

Tỷ trọng các khí được xác định theo bảng A 1.5 Trang 428 - T1- Petrole Brut.

P. đoạn	d_{4}^{15}
C2	0.355
C3	0.506
iC4 + nC4	0.572

Xác định tỷ trọng của Reformat.

$$d_{4}^{15} = \frac{m}{V} = \frac{991.275}{1236.639} = 0.802$$

4.4 Áp suất hơi bão hoà của Reformat.

Áp suất hơi bão hoà Reid của Reformat.

$$\text{TVR (bar)} = 0.5166$$

Áp suất hơi thực của Reformat được xác định như sau.

$$\text{TVV} = R * \text{TVR} = 1.06 * 0.5166 = 0.5476 \text{ (bar)}.$$

CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO PHÂN XỬNG RC.

coupe	%m	%v	m(kt/an)	v(km ³ /an)	d15/4	RON cl	TVR	R	TVV(bars)	PM
H2	2.483		29.740							
C1	1.500		17.965							
C2	3.000	6.231	35.930	101.129	0.355					
C3	4.000	5.834	47.907	94.680	0.506					
I,n-C4	6.250	8.059	74.854	130.795	0.572	99.000			4.000	
C5+	82.767	76.200	991.275	1236.639	0.802	99.000	0.517	1.060	0.548	97.2
Total	100.000		1197.671							

5. PHÂN XỬNG CRACKING XÚC TÁC TẦNG SÔI FCC.

Nguồn nguyên liệu của phân xưởng FCC là phần cất của phân xưởng chưng cất chân không. Các số liệu về ban đầu như sau.

Độ nghiêm ngặt của phân xưởng.

$$\text{RON}_{\text{clair}} = 92.$$

Năng suất lớn nhất của phân xưởng: 2289.539 (ktấn/năm)
2468.942 (km³/năm)

Tỷ trọng của nguyên liệu.

$$d_{4}^{15} = 0.9273$$

5.1 Xác định hằng số K_{UOP} của nguyên liệu.

Từ nhiệt độ lấy ra của phần cất khí quyển, theo đường cong TBP xác định được các nhiệt độ (°C) tương ứng của DSV như sau.

Phân đoạn	Td	T10 °C	T20 °C	T50 °C	T70 °C	T80 °C	Tc
DSV	380	394.8	409.8	456.4	490.2	509.1	550

Độ dốc S:

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} = \frac{490.2 - 394.8}{60} = 1.59$$

$$T_V = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} = \frac{409.8 + 456.4 + 509.1}{3} = 458.43 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dựa vào S và T_V theo giản đồ xác định được.

$$\Delta T = -2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Do đó. $T_b = T_V + \Delta T + 273 = 729.433 \text{ K}$

Hằng số:
$$K_{uop} = \frac{(1.8 * T_b)^{\frac{1}{3}}}{S}$$

Trong đó: T_b : nhiệt độ sôi của phân đoạn DSV được xác định như trên.

$$T_b = 723.2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

S: tỷ trọng tiêu chuẩn của phân đoạn nguyên liệu.

$$S = 1.002 * d_5^{14} = 1.002 * 0.9273 = 0.9291$$

Vậy:

$$K_w = \frac{(1.8 * T_b)^{\frac{1}{3}}}{S} = \frac{(1.8 * 792.433)^{\frac{1}{3}}}{0.9291} = 11.7851$$

5.2 Xác định độ API của nguyên liệu.

Độ API của nguyên liệu xác định theo công thức 4.10 Trang 96 - T1- Petrole Brut.

$$A = \frac{141.5}{S} - 131.5$$

Trong đó: S: là tỷ trọng tiêu chuẩn của phân đoạn nguyên liệu.

$$S = 0.9291$$

Vậy:
$$A = \frac{141.5}{S} - 131.5 = 20.783$$

5.3 Xác định độ chuyển hoá, năng suất LCO, năng suất Coke và cặn.

Độ chuyển hoá, hàm lượng LCO, hàm lượng Coke và hàm lượng cặn được xác định theo giản đồ 1, phụ thuộc vào độ API và hệ số Kuop của phân đoạn.

❖ Độ chuyển hoá.

Độ chuyển hoá % vol của nguyên liệu xác định theo giản đồ 1(FCC).

$$\% \text{ vol (conversion)} = 65.8$$

❖ Năng suất LCO.

Hàm lượng LCO (% vol) của nguyên liệu xác định theo giản đồ 1.

$$\% \text{ vol (LCO)} = 13.1$$

Năng suất LCO: $LCO = \frac{13.1}{100} * 2468.942 = 323.431 \text{ (km}^3/\text{năm)}$

❖ Năng suất Coke.

Hàm lượng Coke (% mass) xác định theo giản đồ 1.

$$\% \text{ mass (coke)} = 6.08$$

Năng suất coke: $\text{coke} = \frac{6.08}{100} * 2289.539 = 139.204 \text{ (ktấn/năm)}$

❖ Năng suất cặn (HCO + Slurry).

Hàm lượng cặn (HCO + Slurry) xác định theo công thức:

$$\begin{aligned} \% \text{ vol (HCO + Slurry)} &= 100 - \text{conversion} - \text{LCO} \\ &= 100 - 65.8 - 13.1 = 21.1 \end{aligned}$$

Năng suất cặn:

$$\text{HCO + Slurry} = \frac{21.1}{100} * 2468.942 = 520.9468 \text{ (km}^3/\text{năm)}$$

Các giá trị tỷ trọng tiêu chuẩn của LCO, HCO + Slurry xác định được d^{15}_4 và năng suất khối lượng của các sản phẩm như sau:

	d^{15}_4	1000 t/năm
LCO	0.922	298.204
HCO+Slurry	1.02	531.366

5.4 Xác định hàm lượng khí khô, năng suất xăng FCC 10 RVP

Hàm lượng các khí khô, năng suất xăng 10 RVP được xác định theo giản đồ 2, phụ thuộc vào độ chuyển hoá và độ nghiêm ngặt của phân xưởng FCC:

Với: $\% \text{ vol (conversion)} = 65.8$

$$\text{RON}_{\text{Clair}} = 92$$

❖ Hàm lượng khí khô.

Hàm lượng khí khô (C1, C2, C3) xác định theo giản đồ 2.

$$\% \text{ mass (khí khô)} = 6.65$$

❖ Năng suất xăng FCC 10 RVP.

Hàm lượng xăng FCC 10RVP xác định theo giản đồ 2.

$$\% \text{ vol (xăng 10 RVP)} = 54.6$$

Năng suất xăng FCC 10 RVP.

$$\text{FCC 10 RVP} = \frac{54.6}{100} * 2468.942 = 1348.0425 \text{ (km}^3/\text{năm)}$$

Tỷ trọng tiêu chuẩn xăng FCC.

$$S = 0.746$$

Do đó: $d_4^{15} = 0.745$

Năng suất khối lượng của xăng FCC 10 RVP.

$$\begin{aligned} \text{FCC 10 RVP} &= d_4^{15} * V * = 0.75 * 1348.0425 \\ &= 1004.292 \text{ (ktán/năm)} \end{aligned}$$

5.5 Xác định năng suất từng sản phẩm khí của phân xưởng FCC.

Hàm lượng mỗi loại khí trong sản phẩm khí phân xưởng FCC xác định theo giản đồ 3, phụ thuộc vào hàm lượng khí khô.

$$\% \text{ mass (khí khô)} = 6.65$$

❖ Năng suất C_2^- .

Hàm lượng C_2^- (% mass) xác định theo giản đồ 3.

$$\% \text{ mass } (C_2^-) = 1.58$$

Năng suất C_2^- :

$$m_{C_2^-} = \frac{1.58}{100} * 2289.539 = 36.1747 \text{ (ktán/năm)}.$$

Tỷ trọng tiêu chuẩn của C_2^- theo số liệu trang 428-T1-Petrole Brut.

Theo số liệu tính toán trong phần chung cất khí quyển ta có:

Do đó: $d_4^{15} = 0.374$

$$V_{C_2^-} = \frac{36.1747}{0.374} * 10^3 = 986.7238 \text{ (km}^3\text{/năm)}$$

❖ Năng suất C_3^- .

Hàm lượng C_3^- (% mass) xác định theo giản đồ 3.

$$\% \text{ mass } (C_3^-) = 3.7$$

Năng suất C_3^- :

$$m_{C_3^-} = \frac{3.7}{100} * 2289.539 = 84.7129 \text{ (ktán/năm)}$$

Tỷ trọng tiêu chuẩn của C_3^- theo số liệu Trang 428 -T1 - Petrole Brut.

Do đó: $d_4^{15} = 0.523$

$$V_{C_3^-} = \frac{84.7129}{0.523} = 161.975 \text{ (km}^3\text{/năm)}$$

❖ Năng suất C_3 .

Vậy hàm lượng C_3 (% mass).

$$\begin{aligned} \% \text{ mass } (C_3) &= \% \text{ mass (khí khô)} - \% \text{ mass } (C_2^-) - \% \text{ mass } (C_3^-) \\ &= 6.65 - 1.58 - 3.7 = 1.37 \end{aligned}$$

Năng suất C_3 :

$$m_{C3} = \frac{1.37}{100} * 2289.539 = 30.2219 \text{ (ktán/năm)}$$

Tỷ trọng tiêu chuẩn của C3 theo số liệu Trang 428 -T1 - Petrole Brut.

Do đó: $d_4^{15} = 0.508$

$$V_{C3} = \frac{30.2219}{0.508} = 59.4920 \text{ (km}^3\text{/năm)}$$

❖ Năng suất C_4^- .

Hàm lượng C_4^- (% vol) xác định theo giản đồ 3.

$$\% \text{ vol } (C_4^-) = 4.15$$

Năng suất C_4^- :

$$V_{C3} = \frac{4.15}{100} * 2468.9422 = 102.4611 \text{ (km}^3\text{/năm)}$$

Tỷ trọng tiêu chuẩn của C4 lấy từ số liệu trong phần DA

Do đó: $d_4^{15} = 0.601$

$$m_{C3} = 0.601 * 102.4611 = 61.5971 \text{ (ktán/năm)}$$

❖ Năng suất C4.

Hàm lượng C4 (% vol) xác định theo giản đồ 3.

$$\% \text{ vol } C_4 \text{ (total)} = 8.727$$

Mặt khác, xăng FCC có áp suất hơi bão hoà thấp, do đó để đạt được áp suất hơi bão hoà của xăng thì cần phải bổ sung thêm C4 vào để được xăng 10 RVP (áp suất RVP = 690 mbar).

Khi thêm vào 1% vol C4 áp suất hơi tăng được 50 mbar mà thường thì áp suất hơi của xăng FCC thấp hơn áp suất hơi bão hoà Ried là 100 -125 mbar. Giả sử chênh lệch áp suất này là 125 mbar thì % vol C4 phải thêm vào so với 100 % vol xăng.

$$\% C_4 \text{ (hiệu chỉnh)} = \frac{125}{50} = 2.5$$

Do đó , %vol C4 so với nguyên liệu là DSV là:

$$\% C_4 \text{ (hiệu chỉnh)} = \frac{2.5 * 54.6}{100} = 1.365$$

Vậy, hàm lượng khô C_4 còn lại so với nguyên liệu ban đầu.

$$\begin{aligned} \% \text{ vol } C_4 &= \% C_4 \text{ (total)} - \% C_4 \text{ (hiệu chỉnh)} \\ &= 8.8 - 1.365 = 7.435 \end{aligned}$$

Năng suất C_4 :

$$V_{C4} = \frac{7.435}{100} * 2468.942 = 184.187 \text{ (km}^3\text{/năm)}$$

Tỷ trọng tiêu chuẩn của $C_4^=$ theo số liệu Trang 428 -T1 - Petrole Brut.

$$S = 0.571$$

$$\text{Do đó: } d_{4}^{15} = \frac{S}{1.002} = \frac{0.571}{1.002} = 0.570$$

$$m C_4^= = 0.57 * 134.187 = 76.62 \text{ (ktấn/năm)}$$

5.6 Xác định hàm lượng lưu huỳnh trong các sản phẩm.

Hàm lượng lưu huỳnh trong các phân đoạn sản phẩm xác định theo gian đồ 3, phụ thuộc hàm lượng lưu huỳnh % mass trong nguyên liệu.

$$\% S \text{ (DSV)} = 1.8625 \% \text{ mass.}$$

❖ Phân đoạn xăng FCC.

$$\% S \text{ (xăng)} = 0.125 \% \text{ mass.}$$

❖ Phân đoạn LCO.

$$\% S \text{ (LCO)} = 3.084 \% \text{ mass.}$$

❖ Phân đoạn cặn.

$$\% S \text{ (cặn)} = 4.29 \% \text{ mass.}$$

5.7 Tính chất về sản phẩm LCO.

❖ Nhiệt độ sôi cuối.

$$T_f \text{ (TBP)} = 377 \text{ }^\circ\text{C.}$$

❖ Chỉ số Cetane.

$$IC = 26$$

❖ Khối lượng trung bình.

$$PM = 173.97$$

❖ Điểm chảy. $P_{ec} = -12 \text{ }^\circ\text{C.}$

❖ Điểm chớp cháy.

$$P_e = 73 \text{ }^\circ\text{C.}$$

❖ Độ nhớt ở $20 \text{ }^\circ\text{C.}$

$$\mu_{20} = 4.8 \text{ Cp}$$

❖ Độ nhớt ở $100 \text{ }^\circ\text{C.}$

$$\mu_{100} = 1.2 \text{ Cp}$$

CÂN BẰNG VẬT CHẤT CHO PHÂN XUỞNG FCC.

Nhóm	%m	%v	m(kt/an)	v(km ³ /an)	d15/4	% S	RON cl
C2-	1.5800	3.9176	36.1747	96.7238	0.3740		
C3=	3.7000	6.5605	84.7129	161.9750	0.5230		
C3	1.3200	2.4096	30.2219	59.4920	0.5080		
C4=	2.6896	4.1500	61.5791	102.4611	0.6010		
I _n -C4	4.1870	6.8000	95.8641	167.8881	0.5710		
Total Gaz	13.4766	23.8377	308.5528	588.5400	0.5243		
GAZ	12.6361	22.4727	289.3095	554.8389	0.5214		
ESS RVP	43.8644	54.6000	1004.2916	1348.0425	0.7450	0.125	92.0000
LCO	13.0246	13.1000	298.2038	323.4314	0.9220	3.084	
HCO+SLU	23.2084	21.1000	531.3657	520.9468	1.0200	4.29	
COKE	6.0800		139.2040				

6. PHÂN XUỞNG HDS.

6.1 KHỬ LƯU HUỖNH CHO PHÂN ĐOẠN KER.

Năng suất của phân xưởng HDS cho Kerosen được quyết định bởi kết quả phối trộn cho JET A1. Vì: lượng KER không qua phân xưởng HDS được đưa đi phối trộn cho JET A1, lượng còn lại sẽ đưa đi HDS để nhằm đảm bảo mục đích về hàm lượng lưu huỳnh cho quá trình phối trộn GOM.

Lượng KER còn sau khi lấy phối trộn cho JET A1 là:

$$= 821.343 - 200 = 621.343 \text{ (kt/năm)}$$

Các số liệu cơ bản của nguyên liệu:

Ng.liệu	KER	
m	621.343	kt/năm
d15/4	0.7935	
V	783.0755	km ³ /năm
PM	162.9791	kg/kmol
%S	0.1049	%m

Chọn VVH = 2.

Hiệu suất của quá trình khử S được xác định dựa vào giản đồ 4 xác định được.

$$\% \text{ HDS} = 82.9 \% \text{ m.}$$

Lượng S bị tách.

$$\% \text{Skhử} = \% \text{Sng.liệu} * \% \text{ HDS} = 0.1049 * 82.9 \% = 0.0869 \% \text{m.}$$

Lượng H₂ tiêu tốn cho quá trình tách 1% S trong 1 m³ nguyên liệu được xác định theo giản đồ.

$$\text{Với tỷ trọng KER. } d_{4}^{15} = 0.7935.$$

$$\text{Xác định được: } V_{H_2} = 14.8 \text{ m}^3/\text{m}^3 / \%S.$$

Tính ra lượng H₂ tiêu thụ cho việc khử S.

$$\begin{aligned} V_{H_2}(\text{HDS}) &= V_{H_2} * \%S_{\text{khử}} * V_{\text{ng.liệu}} = 14.8 * 0.0869 * 783.0755 \\ &= 1007.670 \text{ (km}^3/\text{năm)}. \end{aligned}$$

Tính được hàm lượng S còn lại.

$$\% S_{\text{SP}} = \% S_{\text{ng.liệu}} - \% S_{\text{khử}} = 0.1049 - 0.0869 = 0.002 \% \text{ m}$$

Lượng H₂ tiêu tốn bởi chuyển hoá Aromatic trong KER.

Dựa vào giản đồ MOB, ứng với giá trị nhiệt độ cuối của KER là T_f = 216.8 °C, xác định được lượng H₂ tiêu tốn.

$$V_{H_2} = 4 \text{ (m}^3/\text{m}^3).$$

Suy ra lượng H₂ tiêu thụ trong việc khử Aromatic.

$$V_{H_2}(\text{Ar}) = V_{H_2} * V_{\text{ng.liệu}} = 4 * 783.0755 = 3132.302 \text{ (km}^3/\text{năm)}.$$

Tổng thể tích H₂ tiêu thụ cho quá trình :

$$\begin{aligned} V_{H_2} \text{ total} &= V_{H_2} \text{ HDS} + V_{H_2} \text{ Ar} = 1007.67 + 3132.302 \\ &= 4139.972 \text{ (km}^3/\text{năm)}. \end{aligned}$$

Khối lượng H₂ tiêu thụ.

$$\begin{aligned} m_{H_2} \text{ tổng} &= V_{H_2} \text{ tổng} * \frac{2}{22400} = 4139.972 * \frac{2}{22400} \\ &= 0.3696 \text{ (kt/năm)}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% m_{H_2} \text{ tổng} &= m_{H_2} \text{ tổng} * \frac{100}{m_{\text{ng.liệu}}} = 0.3696 * \frac{100}{621.343} \\ &= 0.05949 \% \text{ m}. \end{aligned}$$

Lưu lượng H₂S.

$$\% H_2S = \% S_{\text{khử}} * \frac{M_{H_2S}}{M_S} = 0.0869 * \frac{34}{32} = 0.09238 \% \text{ m}.$$

$$\begin{aligned} m_{H_2S} &= \% H_2S * \frac{m_{\text{ng.liệu}}}{100} = 0.09238 * \frac{621.343}{100} \\ &= 0.5740 \text{ (kt/năm)}. \end{aligned}$$

Hiệu suất thu hồi phân đoạn xăng. Dựa vào giản đồ phụ thuộc hàm lượng lưu huỳnh bị khử.

Ứng với:

$$\% S_{\text{khử}} = 0.0869 \% \text{ m}.$$

Xác định được hiệu suất thu hồi xăng.

$$\% \text{ ES HDS} = 0.05 \% \text{ m.}$$

Hiệu suất thu hồi phân đoạn khí C1 - C5 xác định theo giản đồ phụ thuộc % S bị khử và khối lượng trung bình của phân đoạn.

Ứng với:

$$\% \text{ S khử} = 0.0869 \% \text{ m.}$$

$$\text{PM} = 162.979 \text{ kg/kmol.}$$

$$\text{Xác định được hiệu suất (C1 - C5)} = 0.045 \% \text{ m.}$$

Phần trăm khối lượng của các khí tương ứng.

Các số liệu về hàm lượng các khí trong phân đoạn được biết.

coupe	%	%mas
C1	11.0000	0.005
C2	14.0000	0.0063
C3	17.0000	0.0077
iC4	7.0000	0.0032
nC4	11.0000	0.0050
iC5	15.2000	0.0068
nC5	9.5000	0.0043
tổng		

Sử dụng công thức:

$$\% \text{ m C}_1 = 11.0 * 0.045 = 0.005 \% \text{ m.}$$

Tương tự cho các khí khác, kết quả cho ở bảng trên.

Khối lượng của các khí tương ứng.

$$\text{m C1} = 0.005\% * 621.343 = 0.308 \text{ (kt/năm).}$$

Tương tự tính cho các khí khác, kết quả cho ở bảng sau:

coupe	%	%mas	Khối lượng
C1	11.0000	0.0050	0.0308
C2	14.0000	0.0063	0.0391
C3	17.0000	0.0077	0.0475
iC4	7.0000	0.0032	0.0196
nC4	11.0000	0.0050	0.0308
iC5	15.2000	0.0068	0.0425
nC5	9.5000	0.0043	0.0266
tổng			0.8108

Lượng xăng thu được:

$$\% \text{ m ES(HDS)} = \text{Hiệu suất thu hồi xăng} + \% \text{ m C}_5 \\ = 0.005 + 0.0068 + 0.004275 = 0.06115 (\% \text{ m}).$$

$$\text{m ES (HDS)} = \% \text{ m ES (HDS)} * \text{m (ng.liệu)} / 100$$

$$= \frac{0.06115 * 621.343}{100} = 0.3797 \text{ (kt/năm)}.$$

Tổng lượng khí.

$$\text{Total (khí)} = 0.8108 \text{ (kt/năm)}.$$

Lượng KER đã khử S.

$$m \text{ KER (khử S)} = m \text{ (ng.liệu)} - m \text{ (ES HDS)} - \text{Total (khí)} - m \text{ (H}_2\text{S)} + m \text{ (H}_2\text{)}$$

$$m \text{ KER (khử S)} = 621.343 - 0.8108 - 0.5740 - 0.0797 + 0.3696 = 620.1524 \text{ (kt/năm)}.$$

$$\% \text{ KER (khử S)} = m \text{ (KER)} * 100 / m \text{ (ng.liệu)}$$

$$= \frac{620.1524 * 100}{621.343} = 99.808 \% m.$$

Hàm lượng S có trong sản phẩm.

$$\% S = \{ \% S \text{ ng.liệu} - \% S \text{ (tách)} \} * 100 / \% \{ m \text{ KER (khử S)} \}$$

$$= \frac{(0.10488 - 0.0869) * 100}{99.808} = 0.02 \% m$$

Sau khi qua quá trình tách loại lưu huỳnh, sản phẩm thu được có một số tính chất thay đổi như sau.

Tỷ trọng của sản phẩm giảm 0.01.

Chỉ số Cetane tăng lên 3 đơn vị.

BẢNG TỔNG KẾT CỦA QUÁ TRÌNH KHỬ S TRONG KER.

	%m	m(kt/an)	v(km ³ /an)	d15/4	%S	IC	PM	P eclai
H2deS			-1007.670					
H2deARO			-3132.302					
H2 Total	-0.05949	-0.3696	-4139.972					
H2S	0.09238	0.5740						
C1	0.004950	0.0308						
C2	0.006300	0.0391						
C3	0.007650	0.0475						
I-C4	0.003150	0.0196						
n-C4	0.004950	0.0308						
I-C5	0.006840	0.0425						
n-C5	0.004275	0.0266						
Total Gaz	0.130496	0.8108						
ESS	0.061115	0.3797						
KER deS	99.808389	620.1524		0.783	0.02	52.59	162.97914	63.62675
Total	100							

6.2 KHẾI LƯU HUỖNH CHO PHẦN ĐOÀUN GOL.

Ng.liệu	GOL	
m	1483.040	kt/an

d15/4	0.828	
V	1790.800	km ³ /năm
PM	215.168	kg/kmol
%S	0.789	%m

Nhiệt độ sôi cuối của GOL theo đường cong ASTM.

$$T_f = 278.51 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Chọn VVH = 2.

Hiệu suất của quá trình khử S được xác định dựa vào giản đồ MOB xác định được.

$$\% \text{ HDS} = 92 \% \text{ m}.$$

Lượng S bị tách:

$$\% \text{ S khử} = \% \text{ S ng.liệu} * \% \text{ HDS} = 0.789 * 92 \% = 0.7258$$

Lượng H₂ tiêu tốn cho quá trình tách 1% S trong 1 m³ nguyên liệu được xác định theo giản đồ:

$$\text{Với tỷ trọng GOL. } d_{4}^{15} = 0.828$$

$$\text{Xác định được. } V_{\text{H}_2} = 13.5 (\text{ m}^3/\text{m}^3 / \% \text{ S}).$$

Tính ra lượng H₂ tiêu thụ cho việc khử S.

$$\begin{aligned} V_{\text{H}_2} (\text{HDS}) &= V_{\text{H}_2} * \% \text{ S khử} * V \text{ ng.liệu} = 13.5 * 0.7258 * 1790.8 \\ &= 17547.6516 (\text{ km}^3/\text{ năm}). \end{aligned}$$

Tính được hàm lượng S còn lại:

$$\% \text{ S}_{\text{SP}} = \% \text{ S ng.liệu} - \% \text{ S khử} = 0.789 - 0.7258 = 0.0632 \% \text{ m}$$

Lượng H₂ tiêu tốn bởi chuyển hoá Aromatic trong GOL:

Dựa vào giản đồ MOB, ứng với giá trị nhiệt độ cuối của GOL là T_f = 292.44 °C, xác định được lượng H₂ tiêu tốn:

$$V_{\text{H}_2} = 6.6 (\text{ m}^3/\text{ m}^3).$$

Suy ra lượng H₂ tiêu thụ trong việc khử Aromatic:

$$\begin{aligned} V_{\text{H}_2} (\text{Ar}) &= V_{\text{H}_2} * V \text{ ng.liệu} = 6.6 * 1790.8 \\ &= 11819.2788 (\text{ km}^3/\text{ năm}). \end{aligned}$$

Tổng thể tích H₂ tiêu thụ cho quá trình :

$$\begin{aligned} V_{\text{H}_2} \text{ tổng} &= V_{\text{H}_2} (\text{HDS}) + V_{\text{H}_2} (\text{Ar}) = 17547.6516 + 11819.2788 \\ &= 29366.9304 (\text{ km}^3/\text{ năm}). \end{aligned}$$

Khối lượng H₂ tiêu thụ.

$$\begin{aligned} m_{\text{H}_2} \text{ tổng} &= V_{\text{H}_2} \text{ tổng} * \frac{2}{22400} \\ &= 29366.9304 * \frac{2}{22400} = 2.622 (\text{ kt}/\text{ năm}). \end{aligned}$$

$$\% m_{H_2S \text{ tổng}} = m_{H_2S \text{ tổng}} * \frac{100}{m_{ng. lieu}} = 2.622 * \frac{100}{1480.040}$$

$$= 0.1768 \% m.$$

Lưu lượng H₂S:

$$\% H_2S = \% S_{khử} * \frac{M_{H_2S}}{M_S} = 0.7258 * \frac{34}{32} = 0.7712 \% m.$$

$$m_{H_2S} = \% H_2S * \frac{m_{ng. lieu}}{100} = 0.7712 * \frac{1483.040}{100}$$

$$= 11.4372 \text{ (kt/năm)}.$$

Hiệu suất thu hồi phân đoạn xăng. Dựa vào giản đồ phụ thuộc hàm lượng lưu huỳnh bị khử:

Ứng với % S khử = 0.7258 % m.

Xác định được hiệu suất thu hồi xăng.

% ES (HDS) = 0.42 %m.

Hiệu suất thu hồi phân đoạn khí C1 - C5 xác định theo giản đồ phụ thuộc % S bị khử và khối lượng trung bình của phân đoạn.

Ứng với % S khử = 0.761 % m .

PM = 215.168 (kg/kmol).

Xác định được hiệu suất (C1 - C5) = 0.28 %m.

Phần trăm khối lượng của các khí tương ứng.

Các số liệu về hàm lượng các khí trong phân đoạn được biết.

coupe	%	%mas
C1	11	0.03080
C2	14	0.03920
C3	17	0.04760
iC4	7	0.01960
nC4	11	0.03080
iC5	15.2	0.04256
nC5	9.5	0.02660

Tính phần trăm khối lượng các khí theo công thức:

$$\%m C_1 = 11.0 * 0.28 = 0.0308 \% m.$$

Tương tự ta tính được thành phần các khí khác được cho trên bảng.

Khối lượng của các khí tương ứng:

$$m C_1 = 0.0308 \% * 1483.040 = 0.4568 \text{ (kt/năm)}.$$

Tương tự ta có kết quả cho các khí khác được cho ở bảng sau:

coupe	%	%mas	m(ktấn/năm)
-------	---	------	-------------

C1	11	0.03080	0.45678
C2	14	0.03920	0.58135
C3	17	0.04760	0.70593
iC4	7	0.01960	0.29068
nC4	11	0.03080	0.45678
iC5	15.2	0.04256	0.63118
nC5	9.5	0.02660	0.39449

Lượng xăng thu được:

$$\begin{aligned} \% m (\text{ES HDS}) &= \text{Hiệu suất thu hồi xăng} + \% m C_5 \\ &= 0.42 + 0.0426 + 0.0266 = 0.4892 \% m. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m (\text{ES HDS}) &= \% m (\text{ES HDS}) * m (\text{ng.liệu}) / 100 \\ &= \frac{0.4892 * 1483.040}{100} = 7.2544 (\text{kt/năm}). \end{aligned}$$

Tổng lượng khí.

$$\text{Tổng (khí)} = 14.9544 (\text{kt/năm}).$$

Lượng GOL đã khử S.

$$m \text{ GOL}(\text{khử S}) = m_{\text{ng.liệu}} - m(\text{ESHDS}) - \text{Total}(\text{khí}) - m_{\text{H}_2\text{S}} + m_{\text{H}_2}$$

$$\begin{aligned} m \text{ GOL} (\text{khử S}) &= 1483.040 - 7.544 - 14.9544 \\ &\quad - 11.4372 + 2.6220 = 1460.8308 (\text{kt/năm}). \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ GOL} (\text{khử S}) &= m \text{ GOL} * 100 / m_{\text{ng.liệu}} \\ &= 1460.8308 * 100 / 1483.040 = 98.503 \% m. \end{aligned}$$

Hàm lượng S có trong sản phẩm.

$$\begin{aligned} \% S &= \{ \% S_{\text{ng.liệu}} - \% S(\text{tách}) \} * 100 / \% m \text{ GOL} (\text{khử S}) \\ &= (0.7889 - 0.7258) * 100 / 98.503 = 0.0641 \% m. \end{aligned}$$

Sau khi qua quá trình tách loại lưu huỳnh, sản phẩm thu được có một số tính chất thay đổi như sau.

Tỷ trọng của sản phẩm giảm 0.01.

Chỉ số Cetane tăng lên 3 đơn vị.

BẢNG TỔNG KẾT CỦA QUÁ TRÌNH KHỬ S TRONG GOL.

	%m	m(kt/an)	v(km ³ /an)	d15/4	%S	IC	PM	P eclai
H2deS			-17547.6516					
H2deARO			-11819.2788					
H2 Total	-0.1768	-2.6220	-29366.9304					
H2S	0.7712	11.4372						
C1	0.0308	0.4568						
C2	0.0392	0.5814						
C3	0.0476	0.7059						

I-C4	0.0196	0.2907						
n-C4	0.0308	0.4568						
I-C5	0.0426	0.6312						
n-C5	0.0266	0.3945						
Total Gaz	1.0084	14.9544						
ESS	0.4892	7.2544						
GOL deS	98.5025	1460.8308		0.8181	0.0641	56.1199	215.1676	99.1122

6.3 KHẾ LẬU HUYỀNH CHO PHẦN AÔAÛN GOH.

Các số liệu cơ bản của nguyên liệu:

Ng.liệu	GOH	
m	1100.4113	kt/năm
d15/4	0.8761	
V	1255.9666	km ³ /năm
PM	289.1194	kg/kmol
%S	1.9366	%m

Nhiệt độ sôi cuối của GOH theo đường cong ASTM.

$$T_f = 359.27 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Chọn VVH = 2.

Hiệu suất của quá trình khử S được xác định dựa vào giản đồ MOB xác định được.

$$\% \text{HDS} = 95 \% \text{ m}.$$

Lượng S bị tách:

$$\% \text{S khử} = \% \text{S ng.liệu} * \% \text{HDS} = 1.9366 * 95 \% = 1.8398 \% \text{m}.$$

Lượng H₂ tiêu tốn cho quá trình tách 1% S trong 1 m³ nguyên liệu được xác định theo giản đồ:

$$\text{Với tỷ trọng GOH: } d_{15}^4 = 0.8761.$$

$$\text{Xác định được: } V_{H_2} = 14.08 \text{ (m}^3/\text{m}^3/\% \text{S)}.$$

Tính ra lượng H₂ tiêu thụ cho việc khử S:

$$\begin{aligned} V_{H_2} (\text{HDS}) &= V_{H_2} * \% \text{S khử} * V \text{ ng.liệu} \\ &= 14.08 * 1.8398 * 1255.9666 \\ &= 32534.7131 \text{ (km}^3/\text{năm)}. \end{aligned}$$

Tính được hàm lượng S còn lại:

$$\% S_{SP} = \% \text{S ng.liệu} - \% \text{S khử} = 1.9366 - 1.8398 = 0.0968 \% \text{ m}$$

Lượng H₂ tiêu tốn bởi chuyển hoá Aromatic trong GOH.

Dựa vào giản đồ MOB, ứng với giá trị nhiệt độ cuối của GOH là T_f = 359.27 °C, xác định được lượng H₂ tiêu tốn:

$$V_{H_2} = 9.2 \text{ (m}^3/\text{m}^3\text{)}.$$

Suy ra lượng H₂ tiêu thụ trong việc khử Aromatic.

$$V_{H_2Ar} = V_{H_2} * V_{ng.li\u00eau} = 9.2 * 1255.9666 = 11554.8926 \text{ (m}^3/\text{n\u00e0m)}.$$

Tổng thể tích H₂ tiêu thụ cho quá trình :

$$V_{H_2 \text{ tổng}} = V_{H_2 \text{ HDS}} + V_{H_2Ar} = 32534.7131 + 11554.8926 \\ = 44089.6060 \text{ (km}^3/\text{n\u00e0m)}.$$

Khối lượng H₂ tiêu thụ:

$$m_{H_2 \text{ tổng}} = V_{H_2 \text{ total}} * \frac{2}{22400} = 44089.6060 \\ * \frac{2}{22400} = 3.9366 \text{ (kt/n\u00e0m)}.$$

$$\% m_{H_2 \text{ tổng}} = m_{H_2 \text{ tổng}} * \frac{100}{m_{ng.li\u00eau}} = 3.9366 * \frac{100}{1100.4113}$$

$$= 0.3577 \% \text{ m.}$$

Lưu lượng H₂S:

$$\% H_2S = \% S_{kh\u00f9} * \frac{M_{H_2S}}{M_S} = 1.8398 * \frac{34}{32} = 1.9548 \% \text{ m.}$$

$$m_{H_2S} = \% H_2S * \frac{m_{ng.li\u00eau}}{100} = 1.9548 * \frac{1100.4113}{100} = 21.5105 \text{ (kt/n\u00e0m)}.$$

Hiệu suất thu hồi phân đoạn xăng. Dựa vào giản đồ phụ thuộc hàm lượng lưu huỳnh bị khử.

$$\text{Ứng với } \% S_{kh\u00f9} = 1.8398 \% \text{ m.}$$

Xác định được hiệu suất thu hồi xăng:

$$\% \text{ ES HDS} = 1.12 \% \text{ m.}$$

Hiệu suất thu hồi phân đoạn khí C1 - C5 xác định theo giản đồ phụ thuộc % S bị khử và khối lượng trung bình của phân đoạn.

$$\text{Ứng với } \% S_{kh\u00f9} = 1.768 \% \text{ m.}$$

$$PM = 289.1194 \text{ kg/kmol.}$$

$$\text{Xác định được hiệu suất (C1 - C5)} = 0.55 \% \text{ m.}$$

Phần trăm khối lượng của các khí tương ứng.

Các số liệu về hàm lượng các khí trong phân đoạn được biết:

coupe	%	%mas
C1	13	0.071500
C2	16	0.088000
C3	19	0.104500
iC4	8.3	0.045650
nC4	12.5	0.068750
iC5	15.2	0.083600

nC5	9.5	0.052250
-----	-----	----------

Tính phần trăm khối lượng của các khí như sau:

$$\%m C_1 = 13.0 * 0.55 = 0.0715 \%m.$$

Tương tự cho các khí khác ta được kết quả cho bảng trên.

Khối lượng của các khí tương ứng:

$$m C_1 = 0.0715 \% * 1100.4113 = 0.7868 \text{ (kt/năm)}.$$

Tương tự ta tính toán cho các khí khác, kết quả cho bảng sau:

coupe	%	%mas	Khối lượng
C1	13.0000	0.0715	0.7868
C2	16.0000	0.0880	0.9684
C3	19.0000	0.1045	1.1499
iC4	8.3000	0.0457	0.5023
nC4	12.5000	0.0688	0.7565
iC5	15.2000	0.0836	0.9199
nC5	9.5000	0.0523	0.5750

Lượng xăng thu được:

$$\% m \text{ (ES HDS)} = \text{Hiệu suất thu hồi xăng} + \% m C_5$$

$$= 1.12 + 0.0836 + 0.0523 = 1.2559 \%m.$$

$$m \text{ (ES HDS)} = \%m \text{ ES HDS} * m \text{ ng.liệu} / 100$$

$$= \frac{1.2559 * 1100.4113}{100} = 13.8195 \text{ (kt/năm)}.$$

Tổng lượng khí.

$$\text{Total (khí)} = 27.1694 \text{ (kt/năm)}.$$

Lượng GOH đã khử S.

$$mGOH(\text{khử S}) = m.\text{ng.liệu} - m(\text{ES HDS}) - \text{tổng(khí)} - m \text{ H}_2\text{S} + m \text{ H}_2.$$

$$m \text{ GOH (khử S)} = 1100.4113 - 13.8195 - 27.1694 -$$

$$- 21.5105 + 3.9366 = 1059.1224 \text{ (kt/năm)}.$$

$$\% \text{ GOH (khử S)} = m \text{ GOH} * 100 / m \text{ ng.liệu}$$

$$= 1059.1224 * 100 / 1100.4113 = 96.2751 \% m.$$

Hàm lượng S có trong sản phẩm.

$$\% S = (\% \text{ Sng.liệu} - \% S(\text{tách})) * 100 / \% m \text{ GOH (khử S)}$$

$$= (1.94 - 1.8398) * 100 / 96.2751 = 0.1006 \% m.$$

Sau khi qua quá trình tách loại lưu huỳnh, sản phẩm thu được có một số tính chất thay đổi như sau:

Tỷ trọng của sản phẩm giảm 0.01.

Chỉ số Cetane tăng lên 3 đơn vị.

BẢNG TỔNG KẾT CỦA QUÁ TRÌNH KHỬ S TRONG GOH.

	%m	m(kt/an)	v(km ³ /an)	d15/4	%S	IC	PM	P eclai
H2deS			-32534.7134					
H2deARO			-11554.8926					
H2 Total	-0.3577	-3.9366	-44089.6060					
H2S	1.9548	21.5105						
C1	0.0715	0.7868						
C2	0.0880	0.9684						
C3	0.1045	1.1499						
I-C4	0.0457	0.5023						
n-C4	0.0688	0.7565						
I-C5	0.0836	0.9199						
n-C5	0.0523	0.5750						
Total Gaz	2.4690	27.1694						
ESS	1.2559	13.8195						
GOH deS	96.2751	1059.4224		0.8661	0.1006	48.6986	289.1194	132.7189

CHƯƠNG III. PHỐI TRỘN SẢN PHẨM

1. PHỐI TRỘN CÁC SẢN PHẨM THƯƠNG PHẨM.

Phối trộn các sản phẩm thương phẩm theo các tiêu chuẩn kỹ thuật yêu cầu từng loại sản phẩm nhờ chương trình SOLVER. Kết quả các sản phẩm như sau. Trong quá trình phối trộn, các sản phẩm còn lại trong quá trình trước được phối trộn tiếp cho sản phẩm sau nếu có thể.

2 PHỐI TRỘN PROPANE VÀ BUTAN THƯƠNG PHẨM (PR)

Quá trình phối trộn Bupro không được thực hiện mà chỉ lấy một lượng Butan và Propan đưa vào sản phẩm chính, kết quả ta được:

Phối trộn cho Bupro		
Nguồn	C3	C4
Kt/năm	192.1738	322.4406
Nhu cầu(kt/năm)	150	200
Dư(kt/năm)	42.17383	122.4406

3. PHỐI TRỘN NHIÊN LIỆU PHẢN LỰC (JETA1).

Nguồn phối trộn chính được lấy từ Kerosel chưa được khử lưu huỳnh, nó đã đảm bảo được tất cả các tính chất của JetA1.

Nguồn KER chưa khử S: 821.343 tấn/năm.

Nguồn KEROZEN		Nhu cầu JET A1	Dư
m (kt/năm)	821.343	200	621.34299
d154(kg/m ³)	0.793465	728-780	
%s	0.104881	<0.3	
%Aro	20.6778	<22	
Điểm chớp cháy oC	63.62675	>38	
Điểm chảy oC	-51.3806	<-47	

Lượng dư KER đem toàn bộ đi khử S, sau đó đem phối trộn cho các sản phẩm khác.

4. PHỐI TRỘN NHIÊN LIỆU CHO ĐỘNG CƠ DIESEL (GOM).

Nhiên liệu phối trộn cho GOM tất cả đều phải qua HDS để đảm bảo hàm lượng lưu huỳnh của sản phẩm này. GOM được phối trộn từ các nguồn từ KER khử S, GOL khử S và GOH khử S:

nguyên liệu	KER de S	GOL de S	GOH de S
m	620.1524	1460.8308	1059.4224
d	0.7835	0.8181	0.8661
%S	0.0180	0.0641	0.1006
IC	52.5882	56.1199	48.6986
FP	63.6267	99.1122	132.7189

Ta thiết lập bảng phối trộn với các chỉ tiêu rang buộc và dung hàm Solver để tìm kết quả tối ưu. Trong đó tỷ trọng d của sản phẩm thì ta tính cộng tính theo thể tích, hàm lượng lưu huỳnh và chỉ số điểm chớp cháy thì cộng tính theo khối lượng còn chỉ số Cetan thì cộng tính theo phần mol. Chỉ số điểm chớp cháy được tra theo giản đồ (8).

Phối trộn:

	Kerde S	GOL de S	GOH de S	GOM	Min	Max
m	533.2584	0.0000	466.7416	1000.0000		
V	680.6410	0.0000	538.8712	1219.5122		

d	0.7835	0.8181	0.8661	0.8200	0.8200	0.8600
%S	0.0180	0.0641	0.1006	0.0565		0.0500
IC	52.5882	56.1199	48.6986	50.8695	46.0000	
CS điểm chớp cháy	4.2500	0.4100	0.0000	2.2663		5.4500

Sau khi chạy kết quả Solver thì ta nhận được kết quả chỉ có Ker de S và GOH de S tham gia vào trong thành phần phối trộn của GOM. Lượng dư này được đem đi phối trộn cho dầu đốt dân dụng FOD.

Dư	Ker de S	GOL de S	GOH de S
M(kt/năm)	86.894078	1460.8308	592.68079

5. PHỐI TRỘN CHO DẦU ĐỐT DÂN DỤNG (FOD).

Nguyên liệu để phối trộn FOD được lấy từ lượng dư KER khử S, GOL khử S và GOH khử S sau khi phối trộn cho GOM.

Nguyên liệu	KER de S	GOL de S	GOH de S
m	86.8941	1460.8308	592.6808
d	0.7835	0.8181	0.8661
%S	0.0180	0.0641	0.1006
IC	52.5882	56.1199	48.6986
Điểm chảy PE	-51.3806	-22.8000	0.8000
Điểm chớp cháy FP	63.6267	99.1122	132.7189
VIS 20 ⁰ C	1.8800	4.6000	18.0000

Trong các số liệu trên thì tỷ trọng và chỉ số độ nhớt sản phẩm được tính cộng tính theo thể tích, hàm lượng lưu huỳnh và chỉ số điểm chảy và chỉ số điểm chớp cháy tính cộng tính theo khối lượng còn chỉ số Cêtan thì tính cộng tính theo phần mol. Chỉ số điểm chảy tra theo bảng (9), chỉ số độ nhớt tra theo bảng (10).

Phối trộn:

	KER de S	GOL de S	GOH de S	FOD	Min	Max
m	86.8941	1320.4251	592.6808	2000.000		
V	110.9100	1613.9281	684.2728	2409.1109		
d	0.7835	0.8181	0.8661	0.8302	0.83	0.88
% S	0.0180	0.0641	0.1006	0.0729		0.2
IC	52.5882	56.1199	48.6986	53.8494	40	
CS Điểm chảy PE	11.0000	20.0000	37.5000	24.7949		29
CS Điểm chớp cháy FP	4.2500	0.4100	0.0000	0.4553		7.5

VIS20	60.0000	46.0000	35.0000	43.5201	40	
-------	---------	---------	---------	---------	----	--

Sau khi phối trộn cho FOD thì còn dư một lượng GOL de S, lượng này được đưa sang phối trộn cho dầu đốt công nghiệp FO2.

Dư	KER de S	GOL de S	GOH dư
m(kt/năm)	0.0000	140.4057	0.0000

6. PHỐI TRỘN DẦU CHO CÁC LÒ ĐỐT CÔNG NGHIỆP (FO2).

Nhiên liệu đốt lò được phối trộn từ các nguyên liệu như GOL khử S dư sau khi phối trộn FOD, LCO và HCO lấy từ phân xưởng FCC và RVB.

Nguồn	GOL de S	LCO	HCO	RVB
m	140.4057	298.2038	531.3657	953.9153
d	0.8181	0.9220	1.0200	0.9979
%S	0.0641	3.0480	4.2900	4.3200
Điểm chớp cháy	99.1122	73.0000	120.0000	70.0000
Vis 100	1.3467	1.2000	7.0000	76.1000

Phối trộn:

	GOL de S	LCO	HCO	RVB	FO2	Min	Max
m	140.4057	298.2038	531.3657	880.0248	1850.0000	1850	1850
d	0.8181	0.9220	1.0200	0.9979	0.9748		
v	171.6149	323.4314	520.9468	881.8414	1897.8346		
%S	0.0641	3.0480	4.2900	4.3200	3.7833		4
Chỉ số điểm chớp cháy	0.4100	20.0000	0.0000	25.1000	15.1947		25.1
Chỉ số độ nhớt 100	65.0000	68.0000	42.5000	27.2000	41.7711	30.5	

Từ bảng phối trộn cho FO2 ta thấy còn dư một lượng RVB và lượng này dùng để đốt cung cấp năng lượng cho nhà máy.

dư	GOL de S	LCO	HCO	RVB
m(kt/năm)	0.0000	0.0000	0.0000	73.8904

7. PHỐI TRỘN XĂNG SUPER KHÔNG CHÌ (SU).

Xăng không chì được phối trộn từ các nguồn như: xăng RC, xăng FCC, C4, xăng nhẹ GAS.

Nguồn	Xăng RC	Xăng FCC	C4	GAS
m	991.27477	1017.7721	122.44064	348.652
d	0.801588	0.755	0.601	0.6555779
RON	99	92	99	62
%S	0	0.125	0	0.024
TVV	0.547596	0.69	4	0.8056

PM	97.2	104	58	72.252593
----	------	-----	----	-----------

Ta tính chỉ số Octan và áp suất hơi bão hoà cho xăng cộng tính theo phần mol.

Phối trộn:

	Xăng RC	Xăng FCC	C4	GAS	SU	Min	Max
m	939.7835	339.5731	50.6434	70.0000	1400.0000		
V	1172.4021	449.7657	84.2653	106.7760	1813.2091		
d	0.8016	0.7550	0.6010	0.6556	0.7721	0.7250	0.7800
% S	0.0000	0.1250	0.0000	0.0240	0.0315		0.0500
RON	99.0000	92.0000	99.0000	62.0000	95.0848	95.0000	95.0000
TVV	0.5476	0.6900	4.0000	0.8056	0.8000	0.4500	0.8000
PM	97.2000	104.0000	58.0000	72.2526			

Dư	RC	FCC	C4	GAS
m tấn/năm	51.4913	678.1990	71.7972	278.6520

Lượng dư sau khi phối trộn cho SU 95 đem đi phối trộn cho xăng CA.

8. PHỐI TRỘN XĂNG CHO ĐỘNG CƠ ÔTÔ (CA).

Xăng của động cơ ô tô được phối trộn từ nguồn xăng RC, xăng FCC, C4, GAS dư sau khi đã phối trộn cho xăng Supe 95.

Nguồn	Xăng RC	Xăng FCC	C4	GAS
m	51.4913	678.1990	71.7972	278.6520
d	0.8016	0.7550	0.6010	0.6556
%S	0.0000	0.1250	0.0000	0.0240
RON	99.0000	92.0000	99.0000	62.0000
TVV	0.5476	0.6900	4.0000	0.8056
PM	97.2000	104.0000	58.0000	72.2526

Phối trộn:

	RC	FCC	C4	GAS	CA
m	51.4913	678.1990	24.1758	46.1339	800.0000
V	64.2366	898.2768	40.2260	70.3714	1073.1108
d	0.8016	0.7550	0.6010	0.6556	0.7455
%S	0.0000	0.1250	0.0000	0.0240	0.1074
RON	99.0000	92.0000	99.0000	62.0000	90.7141
TVV	0.5476	0.6900	4.0000	0.8056	0.8600
PM	97.2000	104.0000	58.0000	72.2526	

	Min	Max
d	0.7	0.75
%S		0.2
RON	89	92

TVV	0.5	0.86
-----	-----	------

Dư	RC	FCC	C4	GAS
M(kt/năm)	0	0	47.62139	232.51807

7. PHỐI TRỘN NGUYÊN LIỆU CHO HOÁ DẦU (PC).

Nguyên liệu cho hoá dầu được lấy từ các nguồn như: Xăng nhẹ GAS, xăng HDS, xăng giảm nhớt, tiêu chuẩn của PC chỉ là điểm đầu và điểm cuối là: 20-200°C.

Nguồn		
GAS	ESS HDS	EVB
232.5181	21.45369	66.39338

Phối trộn:

Phối trộn	GAS	ESS HDS	EVB	PC
m kt/năm	162.1529	21.4537	66.3934	250.0000

dư	GAS(kt/năm)
	70.36514

10. PHỐI TRỘN BITUM (BI).

Phần Bitum được lấy trực tiếp từ chưng cất chân không.

nguồn (kt/năm)	250
nhu cầu (kt/năm)	250

CÂN BẰNG PHỐI TRỘN CHO TOÀN NHÀ MÁY

(xem phụ lục1)

CÂN BẰNG NĂNG LƯỢNG CHO NHÀ MÁY.

Phân xưởng	Nguyên liệu	Lượng tiêu tổn nhiên liệu chuẩn (t/kt nguyên liệu)	Lượng năng lượng tiêu thụ kt
DA	8630.0000	18.0000	155.3400
DSV	3583.9527	16.0000	57.3432
VBR	1044.4137	23.0000	24.0215
RC	1197.6714	80.0000	95.8137

HDS KER	621.3430	18.0000	11.1842
HDS GOL	1483.0396	18.0000	26.6947
HDS GOH	1100.4113	18.0000	19.8074
FCC	2289.5390	2.0000	4.5791
Total			394.7838

Các sản phẩm sau khi đem phối trộn còn thừa thì đem đi đốt để cung cấp năng lượng cho nhà máy và lượng các sản phẩm này được tính quy đổi sang FO theo các tỷ lệ thay đổi.

Nhiên liệu	Phần thừa sau phối trộn	Tỷ lệ quy đổi thành FO (kt/kt)	Năng lượng cung cấp (kt/năm)
H2	22.8118	2.7500	62.7326
C2-	104.3760	1.2200	127.3388
C4	47.6214	1.1600	55.2408
C3	42.1738	1.1800	49.7651
GAS	70.3651	1.1100	78.1053
RVB	73.8904	0.8500	62.8069
TOTAL	361.2387		435.9894

CÂN BẰNG TỔNG VẬT CHẤT CHO NHÀ MÁY.

(Xem phụ lục2)

KẾT LUẬN

Sau khi hoàn thành đồ án, chúng em nhận thấy:

Đã tính toán được cân bằng vật liệu phù hợp với năng suất các phân xưởng.

Đã phối liệu hoàn chỉnh các sản phẩm theo nhu cầu thị trường.

Đáp ứng được yêu cầu đặt ra của đề tài.

Qua đó chúng em hiểu sâu hơn được chuyên ngành mình đang học, đồng thời nâng cao khả năng làm việc, nhằm phục vụ tốt cho công việc sau này. Trong quá trình tính toán, do phải tra đồ thị nên không tránh khỏi sai số làm ảnh hưởng đến kết quả chung của đồ án .

Tuy nhiên, với sự cố gắng trong khả năng của nhóm, sự giúp đỡ tận tình của cô hướng dẫn và của các thầy cô trong nhóm ngành, kết quả trên có thể chấp nhận được.