

OPTIMALISASI KINERJA KOLOM FRAKSINASI DI PT X

Suharto, Agung Dwi Hasdianto

Fakultas Teknik Program Studi Teknik Industri
Universitas Tulang Bawang

ABSTRACT

Fractionation column in PT X is a unit of equipment that aims to separate the gas component wherein the composition is primarily a mixture of propylene and propane C3 to C4 mixture. Based on the calculation of the operating data obtained results C3 on product purity level of 98.92% upper and purity levels of C4 in the bottom product of 86.27%. From the correlation analysis of process variables on the dependent variable that is used as a parameter optimization are purity levels of C3 in the top products and product purity C4 at the bottom of the results showed that the most significant process variables influence is a bottom temperature and the amount of reflux flow. Of the two variables are then conducted regression analysis to optimize the parameters to obtain the objective function. Based on the results of the objective function obtained optimal condition is a bottom temperature of 108,04oC and reflux amount of 61.44 tons/hour. Then the results obtained purity levels of C3 in the upper part of the product is 99.99% and purity of C4 at the bottom of the product by 97.00%. Of the economic calculation under optimal conditions fractionation column will be obtained potential profit of Rp 44,346,666 /day.

Keywords: Optimization, Performance, Fractionation

I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

PT. Perusahaan Gas Negara (Persero) Tbk. sebagai perusahaan transportasi gas bumi terkemuka di Indonesia. Dalam mewujudkan visinya sebagai perusahaan kelas dunia, akan mengembangkan usahanya sebagai penyedia gas bumi yang ditransportasikan dalam bentuk *Liquid Natural Gas* (LNG). Oleh karena itu, visi tersebut harus didukung oleh

SDM-nya yang memiliki pengetahuan mengenai berbagai aspek yang terkait dengan proses pembuatan LNG, penyimpanan, pengangkutan, regasifikasi, hingga siap untuk digunakan konsumen secara aman.

Salah satu perusahaan yang melakukan kegiatan fraksinasi dalam menjalankan kegiatan operasionalnya adalah PT. X di Balongan. Kolom Fraksinasi yang ada di PRU adalah suatu peralatan yang berfungsi untuk memisahkan fraksi

campuran C_4 (*butane/butylene*) pada bagian bawah dengan fraksi campuran C_3 (*propan/propylene*) pada bagian atas kolom. Selanjutnya, fraksi campuran C_3 akan menghasilkan produk *propylene* sebagai produk akhir yang jumlahnya sesuai dengan kemurnian hasil produk bagian atas kolom fraksinasi dan fraksi campuran C_4 akan menghasilkan produk cair sebagai komponen blending dalam pembuatan LPG. Operator dapat melihat hasil dari proses pemisahan faksi pada kolom fraksinasi melalui kemurnian hasil produk bagian atas dan kemurnian hasil produk bawah.

Oleh karena itu, penulis tertarik melakukan penelitian pada kolom fraksinasi untuk mendapatkan kondisi operasi agar kinerja kolom fraksinasi meningkat. Penelitian ini berjudul “Optimalisasi Kinerja Kolom Fraksinasi di PT. X”. Penentuan kondisi ini akan sangat berpengaruh terhadap hasil yang diperoleh sehingga menentukan potensi keuntungan yang akan diperoleh oleh PT X. Dengan kondisi operasi yang optimal diharapkan kinerja kolom fraksinasi akan meningkat dan akan diperoleh hasil kemurnian produk bagian atas dan hasil kemurnian produk bagian bawah yang maksimal.

1.2 Perumusan Masalah

Perumusan masalah di sini merupakan tahap penentuan fungsi objektif dan penentuan fungsi-fungsi kendala. Fungsi objektif merupakan fungsi yang terbentuk dari hasil analisis regresi. Fungsi objektif inilah yang akan digunakan sebagai dasar penentuan kondisi optimal (optimalisasi).

Setelah ditentukan semua fungsi objektif dan fungsi kendala, dilakukan

pengeplotan fungsi pada satu grafik pertidaksamaan. Dengan mengplotkan fungsi-fungsi tersebut pada satu grafik yang sama, diharapkan akan terbentuk satu daerah layak (*feasible region*). Area tersebutlah yang merupakan area *operable*.

Penentuan kondisi yang optimal dilakukan dengan menguji masing-masing koordinat titik sudut *feasible region* yang terbentuk. Pengujian dilakukan dengan memasukkan nilai titik koordinat sesuai variabel yang bersangkutan ke dalam fungsi objektif. Selanjutnya dibandingkan hasil yang paling optimal di antara titik-titik sudut tersebut dan dijadikan dasar pengambilan kesimpulan.

1.3 Tujuan Penelitian

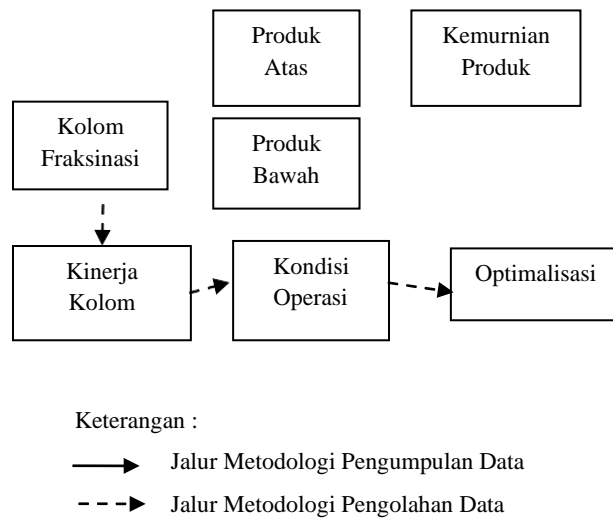
Tujuan dari penelitian ini adalah:

- 1) Untuk meningkatkan kinerja dari proses pemisahan kolom fraksinasi guna menetapkan kondisi operasi sehingga menghasilkan *top* produk dengan kadar kemurnian *propan/propylene* (C_3) semaksimal mungkin dan *bottom* produk dengan kadar kemurnian *butane/butylene* (C_4) bagian bawah semaksimal mungkin sesuai dengan spesifikasi yang disyaratkan.
- 2) Juga untuk mengetahui faktor-faktor apa saja yang paling berpengaruh terhadap kondisi operasi kolom fraksinasi di PT X.

II. METODOLOGI PENELITIAN

2.1 Kerangka Pemikiran Teoritis

Kerangka pemikiran merupakan model konseptual tentang bagaimana teori berhubungan dengan berbagai faktor. Faktor-faktor ini telah diidentifikasi sebagai masalah yang penting. Kerangka pemikiran yang baik akan menjelaskan secara teoritis hubungan antara variabel yang akan diteliti.



Gambar 2.1. Diagram Kerangka Pemikiran Teoritis untuk Penelitian

Berdasarkan diagram kerangka pemikiran diatas, dapat dilihat bahwa Kemurnian Produk dipengaruhi oleh Produk Atas dan Produk Bawah. Sedangkan Optimalisasi dipengaruhi oleh kondisi operasi. Secara singkat dapat dijelaskan bahwa semakin baik kinerja kolom fraksinasi maka akan semakin banyak kemurnian hasil produk atas yang akan dihasilkan. Akibatnya akan semakin besar Kemurnian Produk dan demikian pula sebaliknya. Pengaruh kinerja kolom

fraksinasi terhadap kemurnian produk inilah yang akan dilakukan penelitian dengan metode pengumpulan data.

Untuk mencapai optimalisasi yang diinginkan diperlukan penentuan kondisi operasi yang paling signifikan pada Kolom Fraksinasi. Berdasarkan analisa terhadap kondisi operasi tersebut serta Kemurnian Produk yang diperoleh maka dapat dilakukan analisa Pengolahan Data menggunakan Perhitungan Statistik. Tujuannya untuk mengetahui data kondisi apakah yang paling menentukan Kemurnian Produk yang dihasilkan pada Produk Atas dari Kolom Fraksinasi.

2.2 Hipotesis

Hipotesis adalah dugaan sementara yang kebenarannya masih harus dilakukan pengujian. Hipotesis ini dimaksudkan untuk memberi arah bagi analisis penelitian. Hipotesis yang diajukan pada penelitian ini adalah “ Kemurnian Produk Atas dapat diperoleh 100 % dengan meningkatkan Temperatur pada bagian bawah kolom dan Jumlah Refluks pada bagian atas Kolom Fraksinasi”

2.3 Variabel Penelitian

Variabel dalam penelitian dapat diklasifikasikan menjadi :

2.3.1 Variabel Bebas (Independen)

Variabel bebas (independen) yaitu variabel yang menjelaskan dan memengaruhi variabel lain. Variabel independen dalam penelitian ini terdiri dari:

1. Tekanan dibagian atas Kolom (*Pressure Top*).

2. Temperatur Umpan (*Temperature Feed*).
3. Temperatur dibagian atas Kolom (*Temperature Top*)
4. Temperatur dibagian bawah Kolom (*Temperature Bottom*)
5. Laju Alir Umpan
6. Jumlah Refluks

2.3.2 Variabel Terikat (*Dependen*)

Variabel terikat (*dependen*) yaitu variabel yang dijelaskan dan dipengaruhi variabel lain. Variabel dependen dalam penelitian ini adalah :

1. Kemurnian C3 di Top.
2. Kemurnian C4 di Bottom.

2.4 Analisa dan Evaluasi Hasil Penelitian

Data-data variabel independen yang sudah terkumpul kemudian dianalisa kebenarannya. Selanjutnya sesuai kerangka pemikiran teoritis diatas dilakukan tahapan-tahapan pengolahan data sebagai berikut :

1. Melakukan Pengumpulan Data dimana variabel bebas dan variabel terikat disimulasikan. Hasil akhirnya akan diperoleh hubungan yang paling besar antara variabel bebas dan variabel terikat pada berbagai kondisi operasi.

Di dalam analisis korelasi, dapat diketahui koefisien korelasi antarvariabel. Koefisien korelasi merupakan besaran yang dapat menunjukkan kekuatan hubungan antara dua variabel dan dapat diketahui berdasarkan nilai r hasil analisis korelasi. Besarnya nilai r dapat diinterpretasi untuk memperkirakan kekuatan hubungan korelasi. Setelah diperoleh

pola hubungan antarvariabel dengan analisis korelasi maka selanjutnya dilakukan analisis regresi.

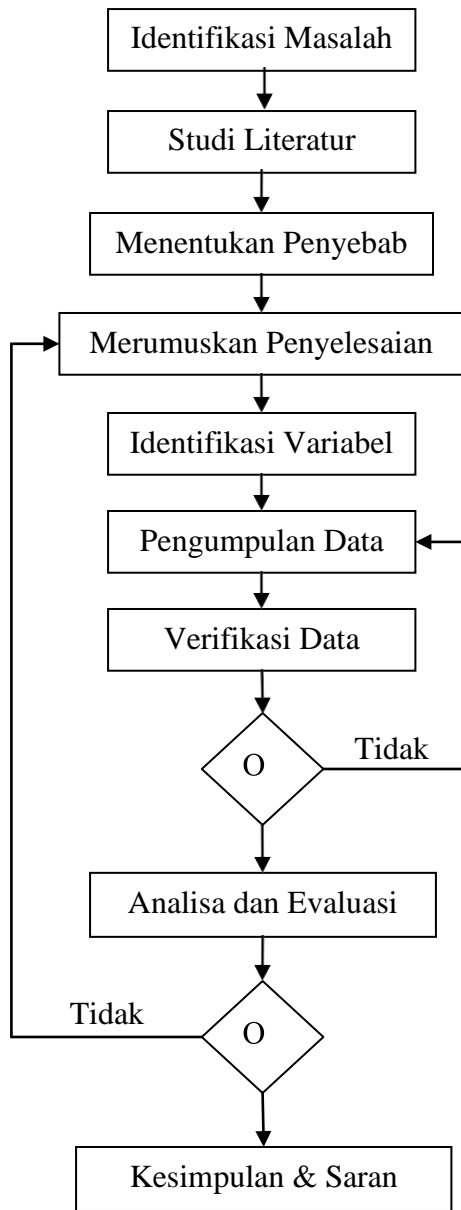
2. Melakukan pengolahan data dengan analisis regresi yaitu menentukan persamaan garis regresi berdasarkan nilai konstanta dan koefisien regresi yang dihasilkan. Kemudian untuk mencari korelasi bersama-sama antara variabel bebas dengan variabel terikat (nilai r).
3. Setelah ditentukan semua fungsi objektif dan fungsi kendala, dilakukan pengeplotan fungsi pada satu grafik pertidaksamaan. Dengan mengeplotkan fungsi-fungsi tersebut pada satu grafik yang sama, diharapkan akan terbentuk

daerah layak (*feasible region*). Penentuan kondisi yang optimal

dilakukan dengan menguji masing-masing koordinat titik sudut *feasible region* yang terbentuk dan dijadikan dasar pengambilan kesimpulan.

2.5 Diagram Alir Penelitian

Berikut ini adalah langkah-langkah yang akan dilakukan dalam penelitian.



Gambar 2.2. Diagram Alir Penelitian

III PEMBAHASAN

3.1 Kolom Fraksinasi

Kolom fraksinasi digunakan untuk memisahkan campuran gas atas komponen-komponennya berdasarkan perbedaan titik didih, selanjutnya fraksi uap yang terpisah

pada kondisi tersebut masih merupakan campuran yang komposisinya berbeda dengan komposisi campuran asalnya. Aliran umpan untuk kolom fraksinasi ini memiliki kapasitas 82,77 ton/jam. Data spesifikasi desain kolom fraksinasi adalah sebagai berikut:

- Nama Kolom Fraksinasi : C₃/C₄
- Item : 19-C-101
- Inside Diameter (mm) : 2600 top/ 3600 bottom
- Operating Pressure (kg/cm²) : 19,74
- Operating Temperatur (°C) : 49 Top / 109 Bottom
- Desain Temperatur (°C) : 134
- Type of tray : Sieve
- Jumlah Tray : 38
- Refluks rasio : 2,9 : 1
- Fluid Description : H₂O + Hydrocarbon

3.2 Perhitungan Evaluasi Kolom

Berikut ini dilakukan evaluasi kolom fraksinasi dengan tahapan-tahapan sebagai berikut.

3.2.1 Neraca Massa dan Neraca Komponen

Tabel 3.2 Berat Molekul Produk Atas

Komponen	(% vol)	Yi	BM	Yi.BM
C ₃	13,36	0,1336	44,097	5,891
C ₃ ⁼	85,56	0,8556	42,081	36,005
i- C ₄	0,79	0,0079	58,124	0,460
n- C ₄	0,06	0,0006	58,124	0,035
1 + i- C ₄	0,23	0,0023	56,128	0,128
Tr- i- C ₄	0	0	56,128	0,000
Cis- C ₄	0	0	56,128	0,000
	100	1		42,519

Laju alir Produk Atas : 25,98 ton/jam = 25.977 kg/jam

Massa Produk Atas (D)

$$= \frac{25977}{42,519} = 610,96 \text{ kgmol /jam}$$

Hal ini berarti massa yang mengalir pada produk atas setiap jam adalah 610,96 kgmol.

Tabel 3.3 Berat Molekul Produk Bawah

Komponen	(% vol)	Yi	BM	Yi.BM
C ₃	4,13	0,0413	44,097	1,820
C ₃ ⁼	9,50	0,095	42,081	3,997
i - C ₄	27,50	0,275	58,124	15,983
n- C ₄	6,45	0,065	58,124	3,747
1 + i- C ₄	29,46	0,2946	56,128	16,538
Tr- i- C ₄	14,49	0,1449	56,128	8,138
Cis- C ₄	8,47	0,0847	56,128	4,752
	100	1		54,975

Laju alir Produk Bottom : 31,62 ton/jam = 31623 kg/jam

Massa Produk Bottom (B) = $\frac{31623}{54,975}$ =

575,23 kgmol /jam

Hal ini berarti massa yang mengalir pada produk bawah setiap jam adalah 575,23 kgmol.

$$\text{Neraca Massa Umpan (F)} = D + B \\ = 610,96 +$$

$$575,23 = 1186,19 \text{ kgmol /jam}$$

Hal ini berarti massa umpan yang mengalir masuk ke dalam kolom setiap jam adalah 1186,19 kgmol.

Tabel 3.4 Neraca Massa Total

Komponen	Produk Puncak		Produk Bottom		Umpan		
	Yi	Kg mol	Xi	Kg mol	Kg mol	Zi	% mol
1	2	3=2* D	4	5=4* B	6=3+ 5	7=6/ F	8=7* 100
C ₃ (Lk)	0,13 36	81,6 2	0,04 13	23,7 4	105, 36	0,08 88	8,88
C ₃ ⁼	0,85 56	522, 75	0,09 5	54,6 4	577, 39	0,48 68	48,67
i- C ₄ (Hk)	0,00 79	4,83	0,27 5	158, 18	163, 01	0,13 74	13,74
n- C ₄	0,00 06	0,37	0,06 45	37,0 8	37,4 5	0,03 16	3,16
1 + i- C ₄	0,00 23	1,39	0,29 46	169, 49	170, 88	0,14 41	14,41
Tr- i- C ₄	0 0	0,00	0,14 5	83,4 0	83,4 0	0,07 03	7,03
Cis- C ₄	0 0	0,00 47	0,08 47	48,7 0	48,7 0	0,04 11	4,11
Jumlah	1	610, 96	1	575, 23	1186 ,19	1	100

Dari tabel diatas didapat massa umpan adalah 1186,19 kgmol/jam

Maka BM umpan adalah $= \frac{62637}{1186,19} = 52,805$ kg / kgmol, hal ini berarti berat molekul umpan yang mengalir masuk ke dalam kolom adalah 52,805.

3.2.2 Fase Aliran Umpan

Dari data yang ada temperatur dan tekanan umpan adalah:

$$\text{Temperatur Umpan (T)} = 63,68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan kolom} = 18,43$$

$$\text{kg/cm}^2 = 13556,95 \text{ mmHg}$$

Komponen Kunci Ringan (*Light Key*)
 = C₃

Komponen Kunci Berat (*Heavy Key*)
 = i-C₄

Nilai K (Konstanta Kesetimbangan) dihitung dengan terlebih dahulu menghitung tekanan uap parsial dengan menggunakan konstanta Antoine:

$$p^* = 10^{A - \frac{B}{C+T}}$$

Tabel 3.5 Perhitungan Harga K Komponen Umpan

Komponen	Bilangan Antoine			Pi*	Ki = Pi*/Pt
	A	B	C		
C ₃	6,8102	805,180	246,666	16433,18	1,212
C ₃ '	6,8546	796,074	248,063	19993,95	1,475
i- C ₄	6,7643	895,566	241,223	6715,53	0,495
n- C ₄	6,8084	937,107	239,095	5167,18	0,381
1 + i-C ₄	6,8424	926,468	240,197	6216,41	0,459
Tr- i-C ₄	6,8419	949,613	238,829	5043,60	0,372
Cis-C ₄	6,9014	972,941	238,297	4780,34	0,353

Keterangan :

P* = Tekanan uap parsial

T = Temperatur Umpan = 63,68 °C

Pt = Tekanan parsial = 18,43 kg/cm²
 =13556,95 mmHg

3.2.3 Yi dan Xi untuk Kondisi Umpan

Perhitungan Yi dan Xi untuk menentukan kondisi umpan dapat dilihat pada table 4.6 di bawah ini.

Tabel 3.6 Perhitungan Menentukan Fase Aliran Umpan

Komponen	Zi	Yi = Zi.Ki	Xi = Zi/Ki
C ₃	0,0888	0,108	0,073
C ₃ '	0,4868	0,718	0,330
i- C ₄	0,1374	0,068	0,277
n- C ₄	0,0316	0,012	0,083
1 + i-C ₄	0,1441	0,066	0,314
Tr- i-C ₄	0,0703	0,026	0,189
Cis-C ₄	0,0411	0,014	0,116
		1,012	1,383

Dari perhitungan diatas $\sum Yi = \sum Ki.Zi > 1$ dan $\sum Xi = \sum Zi/Ki > 1$

Jadi kondisi umpan yang masuk ke Kolom Fraksinasi adalah fase dengan kondisi campuran uap dan cair. Kondisi cairan dihitung dengan menggunakan flash calculation pada umpan, titik didih dan titik embun umpan sebagai berikut : Trial L (*Liquid*) = 0,99 dan V (*Vapour*) =0,01(dilakukan dengan Trial)

Tabel 3.7 Perhitungan Flash Umpan Pada Temperatur Operasi

Komponen	Zi	Pi*	Ki = Pi*/Pt	Xi = Zi/(Vki +L)	Yi =Zi(V+L/Ki)
C ₃	0,0888	16433,18	1,212	0,089	0,109
C ₃ '	0,4868	19993,95	1,475	0,484	0,725
i- C ₄	0,1374	6715,53	0,495	0,138	0,069
n- C ₄	0,0316	5167,18	0,381	0,032	0,012
1 + i-C ₄	0,1440	6216,41	0,459	0,145	0,067
Tr- i-C ₄	0,0703	5043,60	0,372	0,071	0,026
Cis-C ₄	0,0411	4780,34	0,353	0,041	0,015
				1,000	1,023

Jadi *liquid* umpan adalah $0,99 \times 1186,19 = 1174,33$ kgmol/jam dan *vapour* umpan adalah $0,01 \times 1186,19 = 11,86$ kgmol/jam. Selanjutnya menentukan titik didih umpan dengan Titik Didih = $63,06$ °C (Trial)

Tabel 3.8 Menentukan Titik Didih Umpan

Komponen	Bilangan Antoine			Pi*	Ki = Pi*/Pt	Zi	Yi=Zi.Ki
	A	B	C				
C ₃	6,8102	805,180	246,666	1623,8,93	1,1978	0,0888	0,106
C ₃ =	6,8546	796,074	248,063	1976,2,35	1,4577	0,4867	0,710
i- C ₄	6,7643	895,566	241,223	6624,134	0,4886	0,1374	0,067
n- C ₄	6,8084	937,107	239,095	5092,587	0,3756	0,0316	0,012
1 + i- C ₄	6,8424	926,468	240,197	6128,315	0,452	0,1440	0,065
Tr- i- C ₄	6,8419	949,613	238,829	4969,697	0,3666	0,0703	0,026
Cis-C ₄	6,9014	972,941	238,297	4708,332	0,3473	0,0411	0,014
							1,000

Dari tabel diatas, dapat dilihat bahwa hasil dari trial yang tepat untuk titik didih adalah $63,06$ °C.

Kemudian menentukan titik embun umpan dengan Titik Embun = $79,22$ °C (Trial)

Tabel 3.9 Menentukan Titik Embun Umpan

Komponen	Bilangan Antoine			Pi*	Ki = Pi*/Pt	Zi	Zi/Ki
	A	B	C				
C ₃	6,8102	805,180	246,666	2185,0,9	1,611784	0,0888	0,055
C ₃ =	6,8546	796,074	248,063	2643,4,9	1,949917	0,4868	0,250
i- C ₄	6,7643	895,566	241,223	9322,99	0,687691	0,1374	0,200
n- C ₄	6,8084	937,107	239,095	7317,94	0,539793	0,0316	0,058
1 + i- C ₄	6,8424	926,468	240,197	8747,89	0,64527	0,1441	0,223
Tr- i- C ₄	6,8419	949,613	238,829	7180,52	0,529656	0,0703	0,133
Cis-C ₄	6,9014	972,941	238,297	6873,58	0,507015	0,0411	0,081
							1,000

Dari tabel diatas, dapat dilihat bahwa hasil dari trial yang tepat untuk titik embun adalah $79,22$ °C

Kemudian dihitung Entalpy berdasarkan kondisi tersebut diatas:

Dimana :

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$$

H_V = Entalpy umpan pada titik embunnya

H_L = Entalpy umpan pada titik didihnya

H_F = Entalpy umpan pada kondisi saat memasuki kolom

- Tekanan Umpan = $18,43$ kg/cm² = $261,62$ psia

- Temperatur Titik didih (trial) = $63,06$ °C = $145,51$ °F

- Temperatur Titik embun (trial) = $79,22$ °C = $174,60$ °F

Entalpy total dicari dari grafik GPSA , (Lamp 4 dan 5) untuk

- Entalpy Total (H_L) pada temperatur titik didih = 29 Btu/lb

- Entalpy Total (H_V) pada temperatur titik embun = 176 Btu/lb
- Entalpy Umpan (H_F) = $H_L \times \text{mol fraksi cairan} + H_V \times \text{mol fraksi uap}$
 $= 29 \text{ Btu/lb} \times 0,99 + 176 \text{ Btu/lb} \times 0,01 = 30,47 \text{ Btu/lb}$

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$$

$$q = \frac{176 - 30,47}{176 - 29} = 0,99 \text{ (Terbukti)}$$

Dari perhitungan di atas, Untuk nilai $q = 0,99$ terbukti benar sama dengan trial yang digunakan sebelumnya dimana Trial L (*Liquid*) = 0,99.

3.2.4 Relatif Volatility (α) Pada Puncak

Menghitung *Relative Volatility* (α) tiap komponen "i" terhadap komponen kunci berat (i-C4) pada temperatur puncak kolom, umpan, dan temperatur bawah kolom.

$$\text{Rumus, } \alpha = \frac{K_i}{K_{HK}} = \frac{K_i}{K_{i-C4}}$$

$$\text{Temperatur} = 48,22 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 18,43 \text{ kg/cm}^2 = 13.556,95 \text{ mmHg}$$

Tabel 3.10 Perhitungan Relatif Volatility (α) Pada Bagian Atas

Komp onen	Bilangan Antoine			Pi*	Ki = Pi*/Pt	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$
	A	B	C			
C ₃ (lk)	6,8102	805,18	246,666	12015,59	0,8863	2,567
C ₃ =	6,8546	796,074	248,063	14712,73	1,0853	3,144
i- C ₄ (hk)	6,7643	895,566	241,223	4679,99	0,3452	1,000
n- C ₄	6,8084	937,107	239,095	3521,81	0,2598	0,753
1 + i- C ₄	6,8424	926,468	240,197	4267,42	0,3148	0,912
Tr- i- C ₄	6,8419	949,613	238,829	3417,64	0,2521	0,730
Cis-C ₄	6,9014	972,941	238,297	3203,80	0,2363	0,685

Dari tabel diatas, dapat dilihat nilai relative volatility masing masing komponen bagian atas terhadap komponen *heavy key* , seperti contoh nilai relative volatility C₃ adalah 2,567, nilai relative volatility komponen C₃ = adalah 3,144, dan seterusnya.

4.2.5 Relatif Volatility (α) Pada Bagian Bawah Kolom

$$\text{Temperatur} = 97,14 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 18,55 \text{ kg/cm}^2 = 13.640,46 \text{ mmHg}$$

Tabel 3.11 Perhitungan Relatif Volatility

Komponen	Bilangan Antoine			Pi*	Ki = Pi*/Pt	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$
	A	B	C			
C ₃ (lk)	6,8102	805,18	246,666	29394,17	2,1549	2,242
C ₃ =	6,8546	796,074	248,063	35355,53	2,5920	2,697
i- C ₄ (hk)	6,7643	895,566	241,223	13109,38	0,9611	1,000
n- C ₄	6,8084	937,107	239,095	10502,78	0,7699	0,801
1 + i- C ₄	6,8424	926,468	240,197	12473,75	0,9144	0,952
Tr- i- C ₄	6,8419	949,613	238,829	10361,54	0,7596	0,790
Cis-C ₄	6,9014	972,941	238,297	10020,67	0,7346	0,764

Dari tabel diatas, dapat dilihat nilai relative volatility masing masing komponen bagian bawah terhadap komponen *heavy key* , seperti contoh nilai relative volatility C₃ adalah 2,242, nilai relative volatility komponen C₃ = adalah 2,697 , dan seterusnya.

4.2.6 Relatif Volatility (α) Rata-Rata

Tabel 4.12 Perhitungan Relatif Volatility

Komponen	Top Kolom		Bottom		(ai) rata-rata (A+B)/2
	Ki	ai (A)	Ki	ai (B)	
C3 (lk)	0,8863	2,567	2,1549	2,242	2,405
C3 =	1,0853	3,144	2,5919	2,697	2,920
i- C4 (hk)	0,3452	1,000	0,9611	1,000	1,000
n- C4	0,2598	0,753	0,7699	0,801	0,777
1 + i- C4	0,3148	0,912	0,9144	0,952	0,932
Tr- i- C4	0,2521	0,730	0,7596	0,7906	0,760
Cis-C4	0,2363	0,685	0,7346	0,764	0,724

Dari tabel diatas, dapat dilihat nilai relative volatility masing masing komponen rata- rata terhadap komponen *heavy key* , seperti contoh nilai relative volatility C_3 adalah 2,405,

nilai relative volatility komponen $C_3 =$ adalah 2,920 , dan seterusnya.

3.2.7 Faktor Separasi (S_F) dan Tray Minimum (S_m)

Menghitung Faktor Separasi (S_F) dan Tray Minimum (S_m) dengan menggunakan metode Fenske.

- $(X_D)_{LK} = 0,1336$ adalah fraksi mol komponen kunci ringan di Distilat (D)
- $(X_D)_{HK} = 0,0079$ adalah fraksi mol komponen kunci berat di Distilat (D)
- $(X_B)_{LK} = 0,0413$ adalah fraksi mol komponen kunci ringan di Bottom (B)
- $(X_B)_{HK} = 0,2750$ adalah fraksi mol komponen kunci berat di Bottom (B)

$$\text{Separation Faktor } (S_F) = \left(\frac{X_D}{X_B}\right)_{LK} \times \left(\frac{X_B}{X_D}\right)_{HK}$$

$$\text{Separation Faktor } (S_F) = \left(\frac{0,1336}{0,0413}\right) \times \left(\frac{0,275}{0,0079}\right) = 112,925$$

Dengan menggunakan persamaan Fenske yaitu :

$$S_m = \frac{\text{Log}\left\{\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)_D \cdot \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}}\right)_B\right\}}{\text{Log}\alpha_{avg}}$$

$$\text{Minimum Tray } (S_m) = \frac{\text{Log}\{112,925\}}{\text{Log}(2,405)} = 5,38$$

atau 6 tray minimum, artinya tray yang dibutuhkan untuk kolom fraksinasi dengan karakteristik umpan di atas adalah minimal 6 tray.

4.2.8 Menghitung Harga Θ (Konstanta Underwood)

$$\text{Temperatur} = 63,68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 18,43 \text{ kg/cm}^2$$

Menentukan Konstanta Underwood , Θ dengan rumus :

$$\frac{\sum(\alpha_{iavg} * X_i D)}{\sum(\alpha_{iavg} -)} = 1 - q$$

Karena umpan adalah fase campuran cair dan uap, maka $q = 0,99$

$$\frac{\sum(\alpha_{iavg} * X_i D)}{\sum(\alpha_{iavg} -)} = 1 - q \text{ maka}$$

$$\frac{\sum(\alpha_{iavg} * X_i D)}{\sum(\alpha_{iavg} -)} = 1 - 0,99 = 0,01 \text{ dengan trial}$$

, maka didapat $\Theta = 1,289$

4.2.9 Menentukan Refluks Minimum

Perhitungan refluks minimum dapat dilihat pada Tabel 4.14 dengan menggunakan nilai $\Theta = 1,289$ sebagai berikut.

Tabel 3.14 Refluks Minimum

Komponen	Fraksi Mol Distilat (Xi)D	Θ = 1,289			
		(ai) avg	(Xi)D * (ai) avg	(ai) avg - θ	(Xi)D * (ai) avg / (ai) avg - θ
C ₃ (Lk)	0,1336	2,405	0,3213	1,1158	0,2879
C ₃ ⁼	0,8556	2,920	2,4987	1,6314	1,5317
i- C ₄ (Hk)	0,0079	1,000	0,0079	-0,2890	-0,0274
n- C ₄	0,0006	0,932	0,0006	-0,3573	-0,0016
1 + i-C ₄	0,0023	0,760	0,0017	-0,5287	-0,0033
Total	1			Rm+1	1,7874

Dengan menggunakan persamaan

$$:R \text{ minimum} - 1 = \sum \frac{((Xi)D * (ai) avg)}{(ai) avg - \theta}$$

Maka refluks minimum, $R \text{ minimum} - 1 = 1,7874$

Rminimum

$$(Rm) = 1,7874 - 1 = 0,7874$$

3.2.10 Refluks Operasi

Perhitungan Refluks Operasi dapat dilihat pada tabel 4.15 dengan menggunakan Nilai refluks minimum yang sudah diperoleh sebagai berikut.

Tabel 3.15 Laju Alir Umpan

Laju Alir	Kgmol/jam
Umpan, F	1186,19
Produk Bawah, B	575,23
Produk Atas, D	610,96
Refluk, L	1166,67

$$Rops = \left(\frac{L}{D}\right) = \left(\frac{1166,67}{610,96}\right) = 1,91$$

3.2.11 Jumlah Tray Teoritis

Untuk menentukan jumlah tray teoritis dengan menggunakan Grafik Gilliland, dengan perhitungan sbb:

$$\frac{Rops - Rmin}{Rops + 1} = \frac{1,91 - 0,7874}{1,91 + 1} = 0,386$$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,283 ; Nm = 6$$

$$N = 8,76 = 9 \text{ buah}$$

Dari Grafik Gilliland (lampiran) didapat jumlah tray secara teori yang dibutuhkan adalah 9 buah.

3.2.12 Efisiensi Tray

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Tray} &= \frac{\text{Tray teoritis}}{\text{Tray Aktual}} \times 100 \% \\ &= \frac{9}{38} \times 100 \% = 23,68 \% \end{aligned}$$

Hal ini berarti, penggunaan jumlah tray pada kolom fraksinasi kurang efisien, karena jumlah tray yang terpasang adalah sebanyak 38 tray sedangkan tray yang dibutuhkan secara teoritis hanya 9 tray.

IV PENUTUP

4.1 Simpulan

Dari analisa data dan hasil perhitungan penentuan kondisi operasi optimal proses fraksinasi pada Kolom Fraksinasi, dapat disimpulkan:

- Hasil perhitungan evaluasi kolom berdasarkan data rata-rata adalah sebagai berikut :
 - Kadar kemurnian campuran C₃ pada produk puncak sebesar 98,92 %.
 - Kadar kemurnian campuran C₄ pada produk bottom sebesar 86,27 %.
- Variabel proses yang memiliki pengaruh yang signifikan terhadap perubahan kemurnian persen volume C₃ dan kemurnian persen volume C₄ adalah temperatur bottom kolom dan jumlah refluks .

- 3) Peningkatan temperatur bottom kolom dan jumlah refluks akan menyebabkan peningkatan kadar kemurnian campuran C₃ dan juga kadar kemurnian campuran C₄. Fungsi objektif yang terbentuk dari hasil analisis regresi kedua variabel proses tersebut terhadap parameter optimalisasi adalah sebagai berikut :

$$Y_1 = 90,933 + 0,068X_4 + 0,028X_6$$

$$Y_2 = 14,250 + 0,667X_4 + 0,174X_6$$

- 4) Kondisi optimal yang diperoleh melalui penentuan feasible region dengan cara memplotkan semua fungsi objektif dan juga fungsi kendala yang ada yaitu temperatur bottom kolom (X₄) sebesar 108,04 °C dan jumlah refluks (X₆) sebesar 61,44 ton/jam dengan hasil optimalisasi sebagai berikut:
- kadar kemurnian campuran C₃ pada produk puncak sebesar 99,99 %.
 - kadar kemurnian campuran C₄ pada produk bottom sebesar 97,00 %.
- 5) Dari perhitungan keekonomian pada kondisi optimal akan diperoleh keuntungan sebesar Rp 44.346.666 /hari atau sebesar Rp 1.330.399.980 /bulan

4.2 Saran

Agar diperoleh hasil yang lebih optimal pada saat Kolom Fraksinasi memisahkan antara campuran C₃ dan campuran C₄, hal-hal yang perlu dilakukan adalah:

- Mengupayakan untuk menaikkan atau menjaga temperatur bottom kolom pada temperatur sekitar 109 °C dengan cara menambah aliran Heavy Naphta yang digunakan sebagai pemanas pada reboiler, secara perlahan dan bertahap.
- Menaikkan atau menjaga temperatur operasi top kolom sekitar 49 °C dengan

cara mengatur jumlah aliran refluks yang dialirkan masuk ke kolom fraksinasi, bila perlu control valve yang mengatur aliran dimanualkan untuk memudahkan pengaturan dalam mempertahankan jumlah refluks sehingga kontak antara gas dan cairan akan maksimal dan beban kerja reboiler juga tidak terlalu berat.

DAFTAR PUSTAKA

- Budi, Triton Prawira, 2006, "SPSS 13.0 Terapan; Riset Statistik Parametrik", Andi, Yogyakarta.
- Christie.J, Geankoplis, 1983, "*Transport Process And Unit Operation*". Allyn And Bacon, Inc, London.
- Gabrys, Bogdan et all., 2006, "*Knowledge-Based Intelligent Information and Engineering Systems 10th Edition*", Springer, UK.
- Kardjono, SA, 2003, "Petroleum Refining Process". Pusat Pendidikan dan Pelatihan Minyak dan Gas Bumi, Cepu.
- Kardjono, SA, 2001, "Produk Migas-III". Pusat Pendidikan dan Pelatihan Minyak dan Gas Bumi, Cepu.
- Nelson, W.L. 1958, "*Petroleum Refinery Engineering*", New York:McGraw-Hill Book Company, New York.

Syahrial, Gunandar, 2005, "Penelitian Operasional I". Universitas Tulang Bawang Lampung, Bandar Lampung.

Winkle, Matthew Van, 1967, "Distillation", McGraw-Hill Book Company, New York.