

MAKSIMASI PRODUK NAPHTA KOLOM DEBUTANIZER UNIT RCC PT X

Haris Numan Aulia¹, Valendio Alfiansyah²

PEM Akamigas Cepu^{1,2}

harisnumanaulia@gmail.com¹

valendio14@gmail.com²

ABSTRACT

Debutanizer column is a process equipment unit in RCC that functions to separate LPG components as top products and naphtha as bottom products. The feed comes from bottom column product of stripper. Feed flow rate is 331.218,9 kg / hour with a temperature of 126.68 °C and pressure 11.69 kg / cm²g. The background of the optimization is the RVP limit on the testing of the laboratory is still below the limit it should be, therefore the amount of the bottom product can still be added. This addition is by changing the bottom temperature. With the help of the HYSYS simulation software modeling is made to facilitate calculation. Operating data used as a calculation is a bottom temperature of 174.09 °C. The actual RCC naphtha products are produced with RVP 9 psi, naphtha products 276.260 kg / hour. Based on the results of the HYSYS calculation, the optimal operating conditions are the bottom temperature to 171.3 °C resulting in naphtha with RVP 10.31 psi and flow rate of 280.380 kg / hour. The profit that will be obtained is Rp 72,050,296 / day.

Keywords: *debutanizer, naphtha, optimization*

ABSTRAK

Kolom *debutanizer* PT X adalah satu peralatan proses yang ada di unit LEU/RCC, berfungsi untuk memisahkan komponen LPG sebagai produk *top* dan *naphtha* sebagai produk *bottom*. *Feed* nya berasal dari produk *bottom* kolom *stripper*. Laju alir *feed* sebesar 331.218,9 kg/jam dengan temperatur 126,68 °C dan tekanan 11,69 kg/cm²g. Berdasarkan analisis dari data pengamatan operasi bahwa kualitas produk *naphtha* (dalam hal ini RVP) terpengaruh oleh perubahan temperature *bottom*. Latar belakang dilakukannya optimasi adalah karena batasan RVP pada pengujian laboratorium masih di bawah dari batasan seharusnya, oleh karena itu jumlah produk bawahnya masih dapat ditambah. Penambahan ini yaitu dengan mengubah temperatur *bottom*. Dengan bantuan *software* simulasi Hysys dibuatlah permodelan untuk mempermudah perhitungan. Data operasi aktual yang digunakan sebagai perhitungan adalah temperatur *bottom* 174,09 °C. Dihilangkan produk RCC *naphtha* yakni RVP 9 psi, dan produk *naphtha* 276.260 kg/jam. Berdasarkan hasil perhitungan HYSYS, kondisi operasi optimal yaitu temperatur *bottom* menjadi 171,3 °C menghasilkan *naphtha* dengan RVP 10,31 psi dan laju alir 280.380 kg/jam. Keuntungan yang akan diperoleh sebesar Rp 72.050.296 /hari.

Kata Kunci: *debutanizer, naphtha, optimasi*

PENDAHULUAN

Kolom *debutanizer* menggunakan prinsip pemisahan secara distilasi. Distilasi merupakan metode pemisahan utama dalam industri proses (Bono et al., 2010) dan merupakan teknik pemisahan yang hampir umum digunakan untuk memisahkan

campuran komponen yang memiliki perbedaan titik didih. Tingkat pemisahan sistem multikomponen tergantung pada sifat campuran umpan, kondisi operasi dan batasan lainnya. (Sobocan and Glavic, 1999)

Kolom *debutanizer* pada unit RCC PT X berfungsi untuk memisahkan fraksi campuran LPG dan *naphtha* yang masih belum stabil hasil dari konversi di reaktor komponen yang lebih ringan dan juga C5, sedangkan produk bawah diharapkan menghasilkan produk *naphtha* dengan harapan memenuhi spesifikasi RON dan RVP.

Kondisi operasi kolom distilasi memainkan peran yang penting dalam kinerja kolom. (Chwukuma and Faniran, 2013). Perubahan kondisi operasi kolom dapat mengubah komposisi atau kemurnian komponen yang diinginkan. (White, 2012). Dalam beberapa tahun, untuk memaksimalkan pemisahan pada kolom distilasi standar operasi dasar untuk proses distilasi adalah dengan memaksimalkan refluks (Umo, A.M and Bassey, E.N.,2017).

Perubahan pada kondisi operasi terutama temperatur akan mempengaruhi kualitas LPG maupun *naphtha*. Apabila terlalu rendah maka *naphtha* akan terkontaminasi oleh sedikit produk atas yang mengakibatkan RVP naik, sebaliknya apabila terlalu tinggi maka LPG akan terkontaminasi produk bawah yang mengakibatkan *weathering test* nya turun.

Optimasi kondisi operasi merupakan bagian dari optimasi proses. Optimasi proses memainkan peranan yang penting dalam membuat keputusan di industri dan salah satu alat utama untuk mendapatkan desain yang bagus, memaksimalkan profit, dan meminimalkan dampak negatif terhadap lingkungan (Khalfalla, 2009). Dalam melakukan optimasi penulis menggunakan studi simulasi. Pemodelan dan simulasi kolom distilasi telah menjadi subjek diskusi selama dua dekade terakhir baik area penelitian maupun industri. (Taqqvi, et al., 2016).

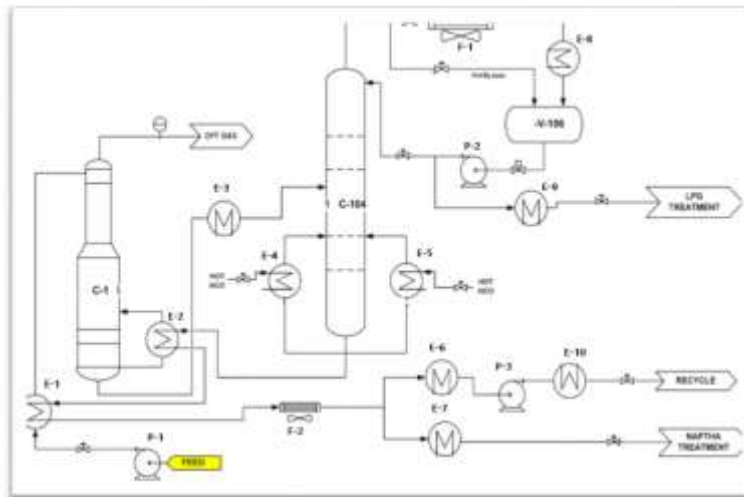
Untuk melihat sejauh mana temperatur dapat berpengaruh terhadap kualitas produk LPG maupun *naphtha*, dan untuk melihat kondisi optimal dalam mengoperasikan kolom debutanizer, penulis mengambil judul penulisan ini.

Tujuan dari penulisan ini adalah mengevaluasi kondisi operasi aktual kolom debutanizer, mengetahui pengaruh temperatur terhadap RVP, mengoptimalkan kondisi operasi terutama temperatur sesuai dengan batasan yang dipersyaratkan.

METODE PENELITIAN

Alat yang digunakan meliputi software penyelesaian excel dan simulator Hysys. Prosedur penelitian yang ditempuh meliputi studi literatur, pengambilan data lapangan, perhitungan evaluasi kolom, dan simulasi dengan software.

Data diperoleh dari kolom debutanizer pada Unit RCC (*Residual Catalytic Cracking*) PT X. Pada proses tersebut, cairan hidrokarbon dari *bottom* kolom C-1 kemudian dimasukkan ke kolom C-104 pada tray no 22 yang sebelumnya dipanaskan di *debutanizer feed exchanger* dengan menggunakan media pemanas sirkulasi LCO (*Light Cycle Oil*). PFD (*Process Flow Diagram*) tersebut dapat dilihat pada gambar berikut ini.



Gambar 1. PFD Kolom Debutanizer Unit RCC PT X

Perhitungan Evaluasi Kolom

Evaluasi pada kolom *debutanizer* ini menggunakan metode *shortcut*. Tujuan perhitungan dengan metode ini adalah untuk menentukan jumlah tray teoritis dan refluks operasi. Perhitungan menggunakan bantuan microsoft excel. Tahap – tahap perhitungan sebagai berikut : menghitung neraca massa produk, menghitung massa refluks, menghitung fase aliran umpan, menghitung fraksi pada umpan, menghitung titik didih dan titik embun umpan, menghitung harga (q) umpan, menghitung *relative volatility* (α) pada puncak dan bottom, menghitung factor separasi, dan tray minimum, menghitung harga konstanta *Underwood*, menghitung refluks minimum, menghitung refluks operasi, dan menghitung jumlah tray teoritis.

Metode Perhitungan Optimasi

Perhitungan optimasi menggunakan bantuan software Hysys. Aspen Hysys merupakan salah satu software yang digunakan secara luas untuk simulasi industry refinery. (Rahman and Kirtania, 2011) dan merupakan alat yang signifikan dari AspenTech, Aspen ONE™ Aplikasi Process Engineering (Bilal et al., 2013).

Dalam hal ini batasan yang diambil adalah spesifikasi RVP dari produk naphta dalam memaksimalkan *flow rate* dari *naphtha* itu sendiri. Pada kondisi maksimum tersebut akan dianalisa berapa suhu *bottom* yang harus diatur untuk mendapatkan hasil *naphtha* yang maksimal.

HASIL DAN PEMBAHASAN

Kolom Debutanizer

Kolom *debutanizer* berfungsi untuk memisahkan LPG dan RCC *naphtha*. Produk puncak berupa LPG, sementara produk bawah kolom adalah RCC *naphtha* dengan batasan basis design RVP ± 8 psi. Proses separasi yang terjadi ditentukan oleh beberapa kondisi operasi yang ada di kolom tersebut diantaranya temperatur *bottom*, temperatur *outlet trim cooler*, tekanan puncak kolom, dan komposisi umpan. Proses pemisahan pada kolom *debutanizer*

adalah proses distilasi bertekanan dimana tekanan sistem dijaga pada 11,1 kg/cm²g.

Tabel 1. Spesifikasi *Design* Kolom *Debutanizer*

Nama Vessel	<i>Debutanizer</i>
Diameter Dalam , (mm)	4.270
Tinggi Silinder, (mm)	29.700
Tekanan Design, (kg/cm ² g)	12,7
Tekanan Operasi, (kg/cm ² g)	11,1
Temperatur Design, (°C)	2
Temperatur Operasi, (°C)	63 Puncak/ 201 Bawah
Tipe Tray	Valve Tray (Tray 1 – 21) Sieve Tray (Tray 22 – 40)
Jumlah Tray	40
Umpan /Feed Tray	# 22
Fluid Discription	Hydrocarbon

Uraian Proses

Setelah dihilangkan kandungan C₂ dan fraksi yang lebih ringan, *hydrogen* dan sebagian besar H₂S di kolom *Stripper* C-1. Cairan hidrokarbon dari *bottom* kolom C-1 kemudian dimasukkan ke kolom C-104 pada tray no 22 yang sebelumnya dipanaskan di *debutanizer feed exchanger* (E-3) dengan menggunakan media pemanas sirkulasi LCO (*Light Cycle Oil*).

Uap LPG yang keluar puncak kolom C-104 dikondensasikan di dalam *debutanizer condenser* (F-1) dan *debutanizer trim cooler* (E-8) yang dilengkapi dengan *control bypass hot gas* untuk mengurangi kondensasi sehingga dapat mengatur kenaikan tekanan kolom C-104. Hasil kondensasi gas LPG ditampung di *debutanizer receiver* (V-106), kemudian dipompakan dengan pompa sebagai produk LPG setelah di *treating* terlebih dahulu di *LPG Treating Unit* dan sebagian dikembalikan ke C-104 sebagai refluks untuk meningkatkan kemurnian proses pemisahan.

Untuk menjaga temperatur *bottom* kolom C-104 digunakan 2 buah *debutanizer reboiler* (E-4 dan E-5) yang dipasang paralel menggunakan media pemanas *Heavy Cycle Oil* (HCO) dari *Main Coloumn* RCU. Sebagai produk bawah kolom C-104, *RCC naphtha* dimanfaatkan panasnya untuk media pemanas pada *reboiler stripper exchanger* (E-2), *preheater feed stripper coloumn exchanger* (E-1), dan selanjutnya didinginkan pada *debutanizer bottom cooler* (F-2) dan *debutanizer bottom trim cooler* (E-7) sebelum dialirkan ke *naphtha treating unit* sebagai komponen mogas.

Variabel Proses

Variabel proses utama yang dapat mengontrol operasi dari kolom C-104 yang berpengaruh terhadap jumlah C_4 dan C_5 di dalam produk *LPG* dan *RCC naphtha* adalah :

- Panas yang diberikan pada *reboiler*
- Temperatur *top column*

Panas yang diperlukan pada *reboiler* didapat dengan mensirkulasikan *Heavy Cycle Oil* (HCO) panas dari *main column* C-1. Aliran HCO panas diatur melalui pengatur aliran yang terdapat pada inlet masing-masing *reboiler* untuk memperoleh pemanasan yang diperlukan di dalam kolom bagian bawah sehingga mendapatkan pemisahan yang baik. Meningkatnya panas yang diberikan pada *reboiler*, menyebabkan lebih banyak C_5 yang menguap ke bagian atas kolom, sebagai kompensasi akan menaikkan jumlah aliran refluks untuk mempertahankan temperatur di tray atas, dengan demikian akan lebih banyak terjadi kontak uap dan cairan yang akan meningkatkan proses pemisahan campuran antara C_4 dan C_5 . Pengaturan temperatur pada bagian puncak kolom ditujukan untuk memperoleh komposisi produk *distillate* yang stabil dengan kadar C_5 yang minimum. Penurunan temperatur pada puncak kolom akan menghasilkan produk *distillate* dengan kadar C_5 yang lebih rendah, dan sebaliknya akan meningkatkan kadar C_4 pada produk bawah. Besarnya temperatur puncak kolom diatur melalui jumlah aliran refluks. Hal ini bertujuan untuk menjaga kemurnian produk bawah dan produk puncak yang dibatasi spesifikasinya.

Perubahan tekanan kolom C-104 akan merubah komposisi dari produk puncak (pada temperatur tray atas yang tetap), akan tetapi tekanan bukan variabel proses yang biasa digunakan untuk mengontrol operasi. Tekanan kolom dijaga tetap selama operasi sesuai kondisi *design* operasi sebesar 11,1 kg/cm²g.

Data Kondisi Operasi Kolom *Debutanizer* C-104

Berikut data kondisi operasi kolom C-104 yang diambil pada tanggal 4 Desember 2017.

Tabel 2. Kondisi Operasi Kolom *Debutanizer* C-104

Stream	Aliran T/j	Tekanan		Suhu	
		kg/cm ² g	Psia	°C	°F
Umpan	331.21			126.68	260.02
Refluks	125.43			42.87	109.17
Produk puncak	54.28	10.95	169.93	61.87	143.37
Produk Bawah	276.9	11.36	175.76	174.09	345.36
Recycle	91.70			174.09	345.36

Data Analisis Sampel Produk

Untuk analisis sampel produksi baik puncak dan bawah menggunakan data rata-rata periode bulan yang sama yaitu tanggal 4 Desember 2017, seperti dalam tabel dan berikut :

Tabel 3. Analisis Sampel Produk Puncak

Komponen	Produk Puncak	Refluks
	%	
C ₃ H ₈	8.10	8.10
C ₃ H ₆	41.21	41.21
iC ₄ H ₁₀	12.45	12.45
nC ₄ H ₁₀	3.07	3.07
1-C ₄ H ₈	8.68	8.68
i-C ₄ H ₈	12.69	12.69
Tr-C ₄ H ₈	7.32	7.32
Cis-C ₄ H ₈	6.09	6.09
C ₅ iP	0.39	0.39
Total	100.00	100.00
Sg 60/60 °F	0,561	

Tabel 4. Analisis Sampel Produk Bawah

No	Data Analysis	RCC Naphtha
1	SG 60/60 °F	0,7428
2	Density 15 °C	742.5
3	API Gravity at 60 °F	59,0
4	Distilasi.	
	- IBP °C	40
	- 10 % vol °C	54
	- 30 % vol °C	73
	- 50 % vol °C	100
	- 70 % vol °C	139
	- 90 % vol °C	183
	- FBP °C	207
5	RVP, at 100 °F psia	9
6	ON, F-1 Clear	92,9

SG aktual pada temperatur *bottom* (345.36 °F) = SG komponen pada temperatur aktual dicari dengan grafik. *Density* air aktual pada (345.36 °F) pada grafik = 891,23 kg/m³

Pembahasan Hasil Evaluasi

Dalam bahasan ini, kita membandingkan kondisi operasi kolom hasil evaluasi dengan kondisi operasi sesuai *basis design* dan kondisi actual pada satu hari operasi. Kapasitas umpan masuk kolom *debutanizer* adalah 86,4 % dari kapasitas desain 383,5 ton/jam atau sebesar 331,22 ton/jam. Aliran umpan dalam fase campuran cair dan uap, sesuai dengan perhitungan dari harga $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_f = 1,3105 > 1$ dan $\sum X_i = \sum X_f / K_i = 16,7924 > 1$.

Jumlah tray minimum 8 tray, sedangkan jumlah tray teoritis adalah 11 tray. Apabila dibandingkan dengan tray aktual sebanyak 40 tray, didapat efisiensi sebesar 27,5 %. Hal ini termasuk di bawah batasan efisiensi tray menyeluruh yang normal yakni antara 50 % - 85 %. (Christie J., 1993). Temperatur operasi puncak kolom *debutanizer* dari data yang ada adalah 61,87 °C atau dibawah temperatur *basis design* sebesar 63 °C. Temperatur operasi *bottom* kolom *debutanizer* dari data yang ada adalah 174,09 °C atau dibawah temperatur pada *basis design* sebesar 183 °C. Refluks operasi hasil evaluasi = 125,43 ton/jam atau 2,57 : 1, sedangkan refluks operasi sesuai *basis design* adalah 2,8890 : 1.

Mengoptimalkan % Yield Naphtha Pemodelan Proses Optimasi

Tujuan utama menentukan kondisi optimal adalah untuk mendapatkan kondisi operasi, dalam hal ini temperatur yang tepat agar proses pemisahan antara produk puncak dan bawah maksimal. Sehingga bisa diketahui sejauh mana perubahan temperatur bawah kolom dapat mempengaruhi kualitas *naphtha*. Temperatur bawah kolom diatur melalui *reboiler*, dan temperatur puncak diatur melalui jumlah aliran refluks.

Berdasarkan analisa data, produk puncak kolom *debutanizer* rata-rata mengandung 0,39 % vol C₅ dan produk bawah dengan RVP = 9,16 psi dan RON = 92,4 artinya pada produk bawah masih ada potensi untuk mengoptimalkan proses pemisahan pada operasi kolom tersebut.

Kondisi optimal yang diharapkan adalah menaikkan % yield produk *naphtha* dengan batasan RVP maksimum 10,35. Angka RVP 10,35 adalah sesuai spesifikasi limit maksimal dari pengujian laboratorium pada titik tersebut. Kenaikan RVP ini nantinya yang akan membatasi % yield yang bisa ditambah.

Batasan Paramater Proses (*Constrain*)

Constraint adalah suatu batasan atau ketidakleluasaan suatu perubahan variabel yang digunakan sebagai toleransi suatu perubahan unit proses terhadap proses lain sebelum atau setelahnya. Dalam proses ini ada beberapa variabel proses yang dijadikan batasan / *constrain* :

a) Temperatur *Bottom*

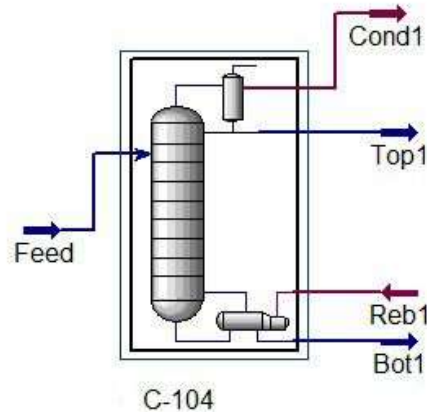
Temperatur pada *bottom* dibatasi 170 - 185 °C berdasarkan data desain kolom

b) RVP

RVP produk *naphtha* dibatasi maksimal 10.38 mengacu limit maksimal dari pengujian laboratorium.

Hasil Kalkulasi Hysys

Dengan bantuan *software* simulasi Hysys, pembuatan pemodelan kolom *debutanizer* C-104 didasari dengan data-data pada desain dan kondisi di lapangan. Setelah kolom *converged*, maka dilakukan *trial* temperatur *bottom* dengan batasan yang telah disebutkan dan juga memperhatikan spesifikasi produk, dalam hal ini yaitu RVP. Adapun flowsheet simulasi kolom *debutanizer* sebagaimana berikut :



Gambar 2. Flowsheet Kolom Debutanizer C-104 dengan Hysys

Pengubahan Kondisi Operasi

Pertimbangan untuk variabel apa yang bisa dirubah dalam rangka pengoptimalan adalah dilihat dari kemungkinan untuk diterapkan dalam operasi di lapangan. Parameter yang memiliki kemungkinan paling besar ialah temperatur *bottom*, *reflux ratio* dan tekanan di *top*. Penulis membatasi hanya mengubah temperatur *bottom* dalam pengubahan kondisi operasi. Pembatasan ini didasarkan pada kemudahan untuk mengubah temperatur *bottom* yaitu dengan menambah atau mengurangi aliran fluida pemanas.

Untuk perhitungan *mass flow rate* dan RVP dengan temperatur yang berbeda-beda dapat dilihat pada table 5. Dari tabel tersebut dapat dibuat analisa regresi dengan korelasi linear menggunakan program microsoft excel.

Tabel 5. Hasil perhitungan dengan menggunakan Hysys

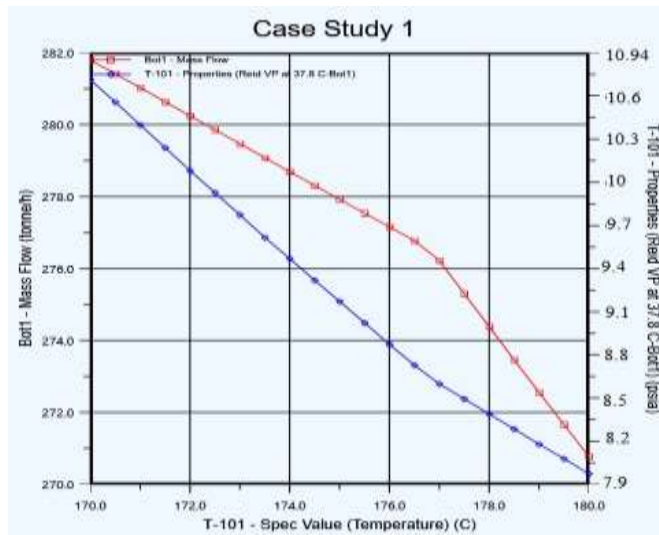
Temperatur <i>bottom</i> (°C)	Mass flow rate <i>bottom</i> (kg/jam)	RVP (psia)
169	284.555,0794	11,4
170	281.768,0126	10,7
171	280.429,1278	10,4
172	279.071,7268	10,1
173	277.715,2232	9,8
174	276.361,4378	9,4
174,9	275.145,1445	9,2
175	275.021,2694	9,1
176	273.676,315	8,8

Korelasi antara suhu *bottom* (°C) sebagai sumbu y dengan *mass flow bottom* (kg/jam) sebagai sumbu x adalah $y = - 0,00067 x + 360,4$ dengan $R^2 = 0,988$.

Sedangkan korelasi antara suhu *bottom* (°C) sebagai sumbu y dengan RVP (psia) sebagai sumbu x adalah $y = -2.812x + 200,58$ dengan $R^2 = 0,985$.

Kondisi Operasi Optimal

Penentuan kondisi optimal temperatur *bottom* kolom *debutanizer* C-104 dengan menggunakan *case study* pada Hysys. Dengan temperatur *bottom* sebagai *independent variable*, dan RVP serta *mass flow bottom* sebagai *dependent variable*. Setelah dimasukkan maka Hysys akan melakukan *trial* sesuai dengan batasan yang kita berikan. Berikut adalah hasil grafik dari *case study* :



Gambar 3. Grafik Kondisi Operasi Optimal

Dari grafik tersebut terlihat bahwa batasan RVP maksimum 10,39 psia, sehingga temperatur *bottom* harus dioperasikan pada *setting point* 171,3 °C. Dengan keadaan seperti itu maka akan dihasilkan *mass flow bottom* 280.786,9 kg/jam, RVP sebesar 10.31 psia dan *mass flow top* 50.120 kg/jam.

Perhitungan Keekonomian

Harga produk kilang pada bulan Desember 2017 yakni RCC *naphtha* 130,25 US\$/bbl dan LPG *mix* 93,06 US\$/bbl. Sebelum dioptimasi untuk *flow* LPG 54.280 kg/jam dan *density* LPG = 0,561 kg/liter, sehingga volume LPG 608,53 bbl/jam. Untuk *flow naphtha* 27.626 kg/jam, *density naphtha* 0,7407 kg/liter, sehingga volume *naphtha* 2345,73 bbl/jam. Sehingga harga yang diperoleh adalah $(630,95 \text{ bbl/jam} \times 93,06 \text{ US\$}) + (2.345,73 \text{ bbl/jam} \times 130,25 \text{ US\$}) = 362.161,2 \text{ US\$ /jam}$.

Nilai produk setelah dioptimasi untuk *flow* LPG 50.120 kg/jam, *density* LPG 0.561 kg/liter, sehingga volume LPG 561,89 bbl/jam. Untuk *naphtha*, *flow* 280.786,9 kg/jam, *density* 0,7407 kg/liter sehingga volume 2.834,17 bbl/jam. Sehingga harga yang diperoleh adalah $561,89 \text{ bbl/jam} \times 93,06 \text{ US\$} + 2.384,17 \text{ bbl/jam} \times 130,25 \text{ US\$} = 362.377,7 \text{ US\$ /jam}$. Peluang keuntungan yang akan diperoleh $362.377,7 - 362.161,2 \text{ US\$/jam} = 216,48 \text{ US\$/jam} = \text{Rp } 3.002.095,7 \text{ per jam} = \text{Rp } 72.050.296,5 \text{ per hari}$

KESIMPULAN

Efisiensi tray menyeluruh kolom debutanizer sebesar 27,5 % sehingga masih dalam batasan efisiensi tray menyeluruh. Kondisi operasi optimal yaitu pada suhu bottom 171,3 °C yang menghasilkan *mass flow naphta* 280,78 ton/jam, RVP sebesar 10,31 psi, dan *mass flow top* 49.690 ton/jam. Keuntungan setelah optimasi sebesar Rp 9.242.889,00 per hari.

DAFTAR PUSTAKA

- Bilal S., Mujahid A.U., Kasim S., Nuhu M., Mohammed A., Abubakar H.M., Yahaya U.B., Habib A., Abubakar B., Aminu Y.Z., 2013, *Simulation of Hydrodesulphurization (HDS) Unit of Kaduna Refining and Petrochemical Company Limited*, Chemical and Process Engineering Research, 13, 29-35.
- Bono, A., O.H. Pin and C.P. Jiun, 2010. *Simulation of Palm Based Fatty Acids Distillation*. J. Applied Sci., 10 : 2508-2515.
- Christie J., Geankoplis, 1993, *Transport Process and Unit Operation.*, PTR Prentice-Hall, Inc, A Simon & Schuster Company, Englewood Cliffs, New Jersey.
- Chwukuma, F.O. and K.K. Faniran, 2013. *A Simulation Study of Operating Condition of Straight Run Gasoline (SRG) Stabilizer Column : A Consideration of Product Recovery and Energy Saving Options*. Journal of Emerging Trends in Engineering and Applied Sciences (JETEAS) 4 (5): 731-736
- Khalfalla H.A., 2009, *Modelling and Optimisation of Oxidative Desulphurization Process for Model Sulphur Compounds and Heavy Gas Oil. Determination of Rate of Reaction and Partition Coefficient via Pilot Plant Experiment; Modelling of Oxidation and Solvent Extraction Processes; Heat Integration of Oxidation Process; Economic Evaluation of The Total Process*. Ph.D. Thesis. University of Bradford (United Kingdom).
- Rahman, A. and K. Kirtania, 2011. *Simulation Study of a Fractionation Column with Varying Parameters*. Engineering e-transaction, 6: 43-49.
- Sobocan, G. and P. Glavic 2001. *Optimization of Ethylene Process Design*. European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 11: 529-543.
- Taqvi, S.A., Tufa, L.D., Muhadzir, S., 2016. *Optimization and Dynamics of Distillation Column using Aspen Plus*. Procedia Engineering 148, 978-984.
- Umo, A.M., and Basse, E.N., 2017. *Simulation and Performance Analysis of Propylene-Propane Splitter in Petroleum Refinery Case Study*. International Journal of Chemical Engineering and Applications, Vol. 8, No. 1.
- White, D.C., 2012. *Optimize Energy Use in Distillation*. Chemical Engineering Progress (CEP) : 35-41.