

## Optimasi Kolom Pemisahan di Kilang *Propylene* Pertamina RU IV Cilacap

Kristinah Haryani

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Diponegoro  
Jl. Prof. Soedarto, SH, Kampus Undip Tembalang, Semarang, Indonesia 50275  
Email:krisyani\_83@yahoo.co.id

Diterima: 20-02-2020; Direvisi: 08-06-2020; Dipublikasi: 01-09-2020

### Abstrak

Distilasi merupakan salah satu proses terpenting dalam pengolahan minyak bumi. *Propylene Recovery Unit (PRU)* merupakan unit yang berfungsi untuk memisahkan dan mengolah LPG campuran (*Propylene, Propane, Ethylene, Ethane, n-butane, methane, iso butane*) dari Unit LPG *Merox*. Produk utama yang dihasilkan dari unit *Propylene Recovery Unit* ini adalah produk *Propylene* dan *LPG*. *Feed* pada unit PRU berupa produk *LPG* campuran yang selanjutnya akan mengalami proses pemisahan pada kolom pemisahan *Propane Propylene*. Berdasarkan hasil evaluasi menggunakan simulasi dan analisa data diatas dapat disimpulkan bahwa jumlah *teoritical tray* berdasarkan umpan pada verifikasi data desain sudah sesuai dengan jumlah *teoritical tray* sebenarnya. Jumlah *teoritical tray* berdasarkan umpan pada bulan Mei dan Juni sudah sesuai dengan jumlah *teoritical* sebenarnya. Namun dengan nilai *Refluks Ratio Minimum* diatas batas maksimalnya. Pada optimasi *Refluk Rate* pada bulan Mei didapatkan hasil semakin tinggi nilai *Refluks Rate* maka jumlah *yield Propylene* nya akan naik sedangkan kemurnian nya akan menurun. Dan untuk optimasi Tekanan Kondenser didapatkan hasil bahwa semakin tinggi tekanan kondenser nya maka hasil *yield Propylene* juga akan semakin naik. Namun untuk kemurniannya, kenaikan tekanan kondenser tidak berpengaruh. Pada optimasi *Refluk Rate* pada bulan Juni didapatkan hasil semakin tinggi nilai *Refluks Rate* maka jumlah *yield Propylene* nya akan naik sedangkan untuk kemurnian nya akan menurun. Dan untuk optimasi Tekanan Kondenser didapatkan hasil bahwa semakin tinggi tekanan kondenser nya maka hasil *yield Propylene* dan *purity Propane* juga akan semakin naik.

**Kata kunci:** *Distilasi; Propylene Recovery Unit; Jumlah tray*

### Abstract

*Distillation is one of the most important processes in petroleum processing. Propylene Recovery Unit (PRU) is a unit that functions to separate and process mixed LPG (Propylene, Propane, Ethylene, Ethane, n-butane, methane, iso butane) from the Merox LPG Unit. The main products produced from the Propylene Recovery Unit are Propylene and LPG products. Feeds on the PRU unit in the form of a mixture of LPG products which will then undergo a process of separation in the Propane Propylene separation column. Based on the evaluation results using simulation and data analysis above, it can be concluded that the number of theoretical trays based on the feed in the verification of design data is in accordance with the actual theoretical tray counts. The theoretical tray counts based on feeds in May and June are in accordance with the actual theoretical counts. But with a Minimum Reflux Ratio above the maximum limit. In the optimization of the reflux rate in May, the results showed that the higher the reflux rate, the amount of Propylene yield will increase while the purity will decrease. And for the optimization of the Condenser Pressure, the results show that the higher the condenser pressure, the yield of Propylene will also increase. But for its purity, the condenser pressure increase has no effect. In the optimization of the Refluk Rate in June, the higher the value of the Reflux Rate will be, the amount of Propylene yield will rise while for purity it will decrease. And for the optimization of the Condenser Pressure, the results show that the higher the condenser pressure, the yield of Propylene and purity Propane will also increase.*

**Keywords:** *Distilation; Propylene Recovery Unit; Tray Number*

### 1. Pendahuluan

*Propylene Recovery Unit* merupakan unit yang berfungsi untuk memisahkan dan mengolah LPG campuran dari Unit LPG (*Liquified Petroleum Gas*) *Merox*. Produk utama yang dihasilkan dari unit *Propylene Recovery Unit* ini adalah produk *Propylene* dan *LPG*. Umpan pada unit PRU berupa produk *LPG* campuran yang selanjutnya akan mengalami proses pemisahan pada kolom pemisahan C3/C4. Pada kolom pemisahan C3/C4, *LPG* campuran akan mengalami proses pemisahan menjadi produk C3 campuran di *overhead* dan C4 sebagai komponen *blending* *LPG* di kolom bawah [1]. Produk C3 campuran selanjutnya akan mengalami proses pemisahan di kolom pemisahan C3 menjadi produk *Propylene*

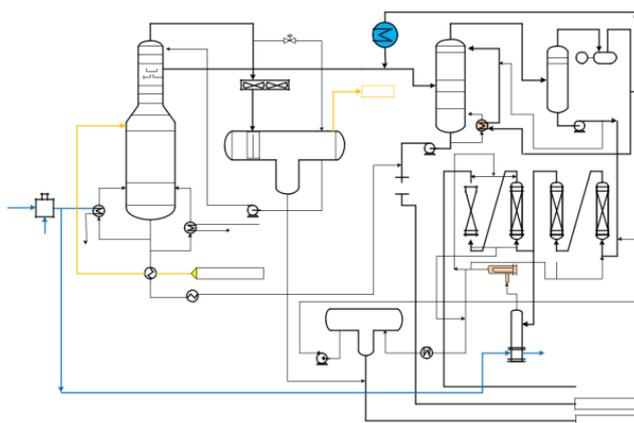
dan *Propane*, dimana produk *Propylene* akan menjadi produk akhir dan disimpan ditangki penyimpanan *Propylene*, sementara *Propane* akan menjadi komponen *blending* C4 sebagai produk LPG sebelum disimpan di tangki penyimpanan LPG. *Tray* pada kolom pemisahan C3/C4 ini sangat dipengaruhi oleh pengaturan kondisi operasi pada kolom [2].

Pada PT. Pertamina RU IV Cilacap telah terjadi perubahan umpan yang masuk ke kolom pemisahan C3 dimana kapasitas umpan mengalami kenaikan dari 38.1 m<sup>3</sup>/h desain ke 50 m<sup>3</sup>/h aktual serta terjadinya perubahan komposisi *Propane* dan *Propylene* pada umpan. Dengan adanya perubahan umpan ini, perlu dilakukan evaluasi dan optimasi pada kolom pemisahan C3 agar proses pemisahan *Propane* dan *Propylene* pada kolom dapat tercapai sesuai dengan *yield* dan kemurnian yang diharapkan [3].

Tujuan dari optimasi ini adalah verifikasi kebutuhan tray teoritis kolom pemisahan C3 berdasarkan kondisi desain. Menentukan kebutuhan tray teoritis kolom pemisahan C3 pasca terjadinya perubahan umpan. Optimasi kolom pemisahan C3 variabel aliran reflux dan tekanan *overhead* pasca perubahan umpan untuk memperoleh proses pemisahan optimum [4].

Refluks pada distilasi merujuk pada produk cairan bagian atas dari kolom distilasi atau fraksinasi yang berbalik kembali ke bagian atas kolom. Di dalam kolom, cairan refluks yang mengalir ke bawah memberikan pendinginan dan kondensasi uap yang mengalir ke atas sehingga meningkatkan efisiensi kolom distilasi. Semakin banyak refluks, semakin baik pemisahan kolom untuk bahan-bahan dengan titik didih rendah dari bahan-bahan bertitik didih yang lebih tinggi. Fungsi refluks, adalah memperbesar *L/V* di *enriching section*, sehingga mengurangi jumlah *equilibrium stage* yang diperlukan untuk *produc tquality* yang ditentukan, atau, dengan jumlah *stage* yang sama, akan menghasilkan *product quality* yang lebih baik dengan mengandakan kontak kembali antara cairan dan uap agar panas yang digunakan efisien.

Kolom pemisahan C3/C4 pada Unit *Propylene* Recovery berfungsi untuk memisahkan campuran C3 mix (*Propane* dan *Propylene*) dan C4 dari Unit LPG Merox. Kolom ini memiliki jumlah *plate* sebanyak 48. C4 akan keluar menjadi produk bawah dan akan dicampurkan dengan *Propane* dari kolom pemisahan C3 menjadi produk LPG. C3 campuran akan keluar dari *tray* ke-9 menjadi produk atas untuk selanjutnya diproses di kolom pemisahan C3 untuk memisahkan *Propane* dan *Propylene* [5].



**Gambar 1.** Diagram Alir Proses *Propylene* Recovery Unit - Unit 104 [6]

Campuran C3/C4 dialirkan menuju kolom pemisahan C3/C4 untuk dipisahkan *butane/butylene* (C4) dan *Propane/Propylene* (C3) menggunakan sistem kolom distilasi konvensional. Lalu, aliran bawahnya (C4) digunakan untuk memanaskan umpan LPG dari Unit LPG Merox dengan *Heat Exchanger* sebelum memasuki kolom pemisahan C3/C4. Aliran C4 ini selanjutnya akan dicampur dengan aliran C3 (*Propane*) dari kolom pemisahan C3 menjadi LPG dengan spek yang sesuai dan akan dikirim ke tangki penyimpanan LPG. Campuran C3 yang merupakan produk atas

dari kolom pemisahan C3/C4 akan dialirkan ke penerimaan kolom pemisahan C3/C4 untuk memisahkan gas ethane dan senyawa yang lebih ringan (*off-gas*) dan akan direcycle ke *Gas Concentration Section* dari Unit Gas Concentration. Pada kondisi normal, tidak terdapat aliran *off-gas* pada aliran campuran C3 (*Normally No Flow – NNF*).

Campuran C3 kemudian akan direflux kedalam kolom, dan keluar dari *tray* ke-9 berupa campuran *Propane* dan *Propylene* yang akan memasuki kolom pemisahan C3. Pada kolom pemisahan C3 ini, *Propylene* dan *Propane* dipisahkan dimana *Propane* akan keluar menjadi produk bawah dengan kemurnian minimal 99% mol dan dicampurkan dengan aliran C4 dari kolom pemisahan C3/C4 menjadi LPG. Pemisahan *Propylene-Propane* sangat sulit, oleh karena itu untuk pemisahan dengan kolom distilasi biasa digunakan ratusan *tray* dan *reflux rate* yang sangat tinggi, serta 3 teknologi spesial berupa *Heat Pump Compressor* dan *UOP High Flux Tube*. *Heat Pump Compressor* digunakan sebagai pengganti *condenser* sehingga fraksinasi. *Propylene* dari *Propane* dapat dilakukan pada tekanan rendah [7]. *Overhead product* dari kolom C3 akan masuk ke dalam *Compressor Suction Drum*, lalu dialirkan ke dalam *Heat Pump Compressor*, kemudian dialirkan ke *C3 Splitter Reboiler*, dan kembali kedalam kolom pemisahan C3. *Overhead Product* dari kolom pemisahan C3 ini dipanaskan dengan cara ditekan dan digunakan untuk memanaskan kembali produk bawah kolom tersebut. Setelah di dinginkan dan ditekan, keluaran *overhead* digabung dengan *Propylene* fasa liquid keluaran bagian bawah *Compressor Suction Drum* dan masuk kembali ke dalam kolom sebagai *refluxe* untuk memastikan adanya *reflux* yang mencukupi pemisahan *Propylene* dan *Propane*. *C3 Splitter Trim Condenser* digunakan untuk menghilangkan sisa input panas dari *Heat Pump Compressor* terhadap aliran *refluxe* *Propylene* yang akan masuk pemanas untuk menjaga kesetimbangan kalor pada kolom pemisahan C3 [8]. Sedikit aliran keluaran *overhead vapor* dari *Heat Pump Compressor* dialirkan ke *Trim Condenser* tersebut dimana aliran tersebut akan dikondensasi dan dikembalikan ke *Compressor Suction Drum*. Aliran ini dikontrol untuk menjaga tekanan pada *Compressor Suction Drum*, karena semakin banyak uap yang terkondensasi maka tekanannya akan menurun. Kolom distilasi yang diinginkan adalah kolom dengan tekanan rendah, karena pemisahan antara *Propylene* dan *Propane* efektif pada tekanan rendah.

*Propylene* fasa liquid dari *Compressor Suction Drum* merupakan *Propylene* yang telah dijenuhkan oleh air, maka *Propylene* ini akan dialirkan kedalam *Propylene Driers (Molecular Sieve Driers)* untuk menghilangkan kandungan airnya. *Propylene* yang sudah tidak mengandung air selanjutnya akan masuk *Propylene Treaters (Activated Alumina Treaters)* untuk menghilangkan kandungan logam Arsine, Phosphine, dan Antimony (serta logam lainnya). *Propylene* dengan kemurnian tinggi (99.6% mol) akan dikirim ke dalam tangki penyimpanan.

## 2. Metode Penelitian

Pengumpulan data diperoleh dari data lapangan, berupa data kondisi operasi *design*, data kondisi operasi aktual di lapangan serta hasil analisa laboratorium. Data aktual yang digunakan ialah data pada tanggal 2 Mei-25 Mei 2019 dan 2 Juni-25 Juni 2019.

**Tabel 1.** Data Design Hasil Analisa Komposisi Umpan Campuran C3

Senyawa	Komposisi (mol)
H <sub>2</sub> O	0,1588
Ethylene (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> )	0,0004
Ethane (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,0724
VinylBromide	0,0149
Propene	430,8314

<i>Propane</i>	118,5329
<i>i-Butene</i>	118,5329
<i>1-Butene</i>	0,1786
<i>n-Butane (C4H10)</i>	0,0000
<i>i-Pentane</i>	0,0000

### 3. Pengolahan Data

Perhitungan Jumlah Stage Ideal yaitu pertama menentukan komponen yang akan naik ke distilat. Menggunakan data tekanan aktual pada *Condenser* sebagai acuan. Menentukan temperatur yang akan menjadi *trial* awal Mencari *K-value* dengan pembacaan grafik literatur tiap komponen sesuai temperatur dan tekanan yang ditentukan Melakukan *trial* hingga tercapai hasil seperti persamaan *dew-point* berikut = 1 Apabila jumlah tidak = 1, maka dilakukan *trial* selanjutnya hingga jumlah = 1 [9].

Simulasi dilakukan dengan langkah sebagai berikut menentukan *component list* dan *fluid packages* yang akan digunakan. Untuk *fluid packages* yang digunakan ialah Peng Robinson. Menyiapkan alat yang akan disimulasikan beserta data-data yang akan diperlukan untuk dioperasikan. Pada kali ini yang digunakan ialah kolom distilasi normal dengan Melakukan simulasi dengan mengoperasikan program simulasi menggunakan data primer sebagai kondisi awal [10]. Melakukan evaluasi pengaruh *reflux rate* dan tekanan *condenser* terhadap *yield* dan *purity* produk dengan melakukan variasi pada temperature dan tekanan *condenser*. Menentukan Komposisi yang akan masuk ke stream inlet dan refluks. Memasukkan parameter pada kolom distilasi berupa: *Overhead produk rate*, *Bottom produk rate*, *Boilup ratio*. Membuat Stream untuk Kondenser pada separator. Memilih separator pada kolom Pallette.

### 4. Hasil dan Pembahasan

**Verifikasi data desain (Umpan dan Teoritical Tray).** Melakukan simulasi dengan mengoperasikan program simulasi HYSYS menggunakan data primer sebagai kondisi awal [11]. Melakukan evaluasi pengaruh *reflux rate* dan tekanan *condenser* terhadap *yield* dan kemurnian produk dengan melakukan variasi pada temperature dan tekanan *condenser*. Menentukan Komposisi yang akan masuk ke aliran masuk dan refluks. Memasukkan parameter pada kolom distilasi berupa: *Overhead produk rate*, *Bottom produk rate*, *Boilup ratio* [12]. Membuat Stream untuk Kondenser pada separator. Memilih separator pada kolom Pallette. **Verifikasi data desain (Umpan dan Teoritical Tray)** jumlah tray 190 dan nilai *Refluks Ratio Minimum* sebesar 12,5. Berdasarkan hasil perhitungan manual diatas, dilakukan simulasi sehingga diperoleh data sebagai berikut:

**Tabel 2.** Hasil Perhitungan Data Design Komponen Distilat

Komponen	Y	K	X=Y/K	Alfa = K/K HK
<i>Propylene (LK)</i>	0,892	1,05	0,983	1,33
<i>Propane (HK)</i>	0,1072	0,16	0,018	1
TOTAL			1,001	

**Tabel 3.** Hasil Perhitungan Data Design Komponen Bottom

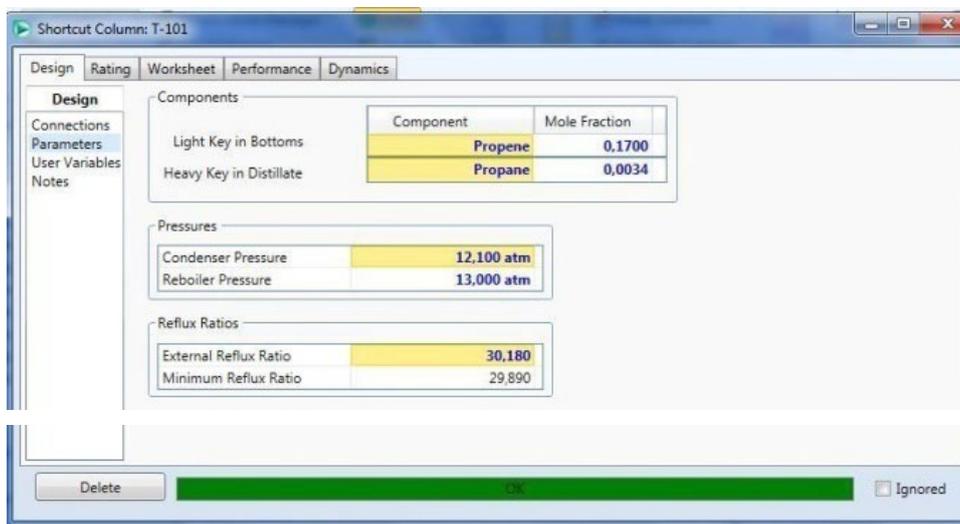
Komponen	Y	K	X=Y/K	Alfa = K/K HK
<i>Propylene (LK)</i>	0,359	0,06	0,054	1,2
<i>Propane (HK)</i>	0,641	0,71	0,921	1
TOTAL			0,975	

Berdasarkan perhitungan dari Tabel 2 dan 3 didapatkan hasil *Heavy Key Component* dan *Light Key Component*

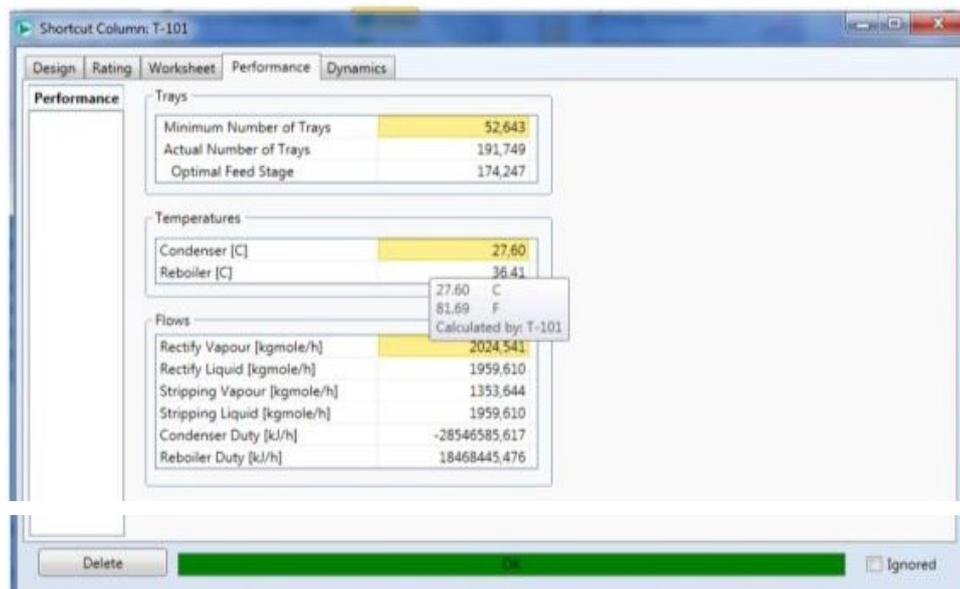
sebesar 0,0170 dan 0,0034 dengan jumlah tray 190 dan nilai *Refluks Ratio Minimum* sebesar 12,5. Berdasarkan hasil perhitungan manual diatas, dilakukan simulasi. Pada simulasi ini, digunakan metode steady state maka hanya memasukkan data masing masing stream yang berhubungan. Dengan simulasi tersebut, dengan memasukkan nilai Heavy Key Component dan Light Key Component seperti perhitungan maka didapat jumlah tray yang dibutuhkan sebanyak 191,308 dengan tekanan kondenser sebesar 12,1 atm, tekanan reboiler 13 atm, External Reflux Ratio 10,6, Minimum Refluk Ratio 9,803. Jumlah tray ini sudah sesuai dengan data aktual jumlah tray yang sebenarnya yaitu sejumlah 190 dan nilai Refluks Ratio Minimum dibawah batas maksimalnya [13].

#### 4.1. Evaluasi Tray Teoritis Terhadap Perubahan Jumlah Umpan pada Bulan Mei

Pada data aktual di bulan Mei, umpan yang masuk ke kolom distilasi (dalam fraksi mol) lebih didominasi senyawa *Propane* yaitu 74,65 dan untuk jumlah *Propylene* nya sebanyak 25,206053.



Gambar 2. Data Kondisi Operasi Aktual Bulan Mei



Gambar 3. Hasil Aktual Tray Bulan Mei

Berdasarkan Gambar 3 dapat disimpulkan bahwa jumlah tray yang dibutuhkan dengan menyesuaikan komposisi Light Key Component, Heavy Key Component dan umpan pada bulan Mei maka jumlah tray sudah sesuai dengan jumlah tray hasil data design. Namun dengan nilai *Reflux Ratio Minimum* diatas batas maksimalnya. Hal ini disebabkan karena semakin tinggi *Reflux Rate*, maka semakin tinggi kontak antara *stream liquid* dari *reflux* yang relatif murni dengan *vapor* yang menuju ke atas kolom distilasi [14]. Dengan kontak yang lebih banyak, maka fraksi ringan yang terbawa oleh *vapor* akan semakin banyak sehingga distilat yang diperoleh akan lebih banyak mengandung fraksi ringan, yakni *Propane & Propylene*. Hal inilah yang membuat produk distilat menjadi semakin murni. Sehingga tray yang dibutuhkan juga akan semakin bertambah banyak dan beroperasi menggunakan *reflux ratio minimum* diatas batas maksimal juga untuk pemurnian yang optimum.

#### 4.2. Evaluasi Tray Teoritis Terhadap Perubahan Jumlah Umpan pada Bulan Juni

Pada data aktual di bulan Juni, umpan yang masuk ke kolom distilasi (dalam fraksi mol) lebih didominasi senyawa propene yaitu 56,20 dan untuk jumlah *Propylene* nya sebanyak 43,76. Maka dapat disimpulkan bahwa jumlah tray yang dibutuhkan dengan menyesuaikan komposisi Light Key Componen, Heavy Key Componen dan umpan pada bulan Juni, maka jumlah tray tersebut sudah sesuai dengan jumlah tray hasil data design [15].

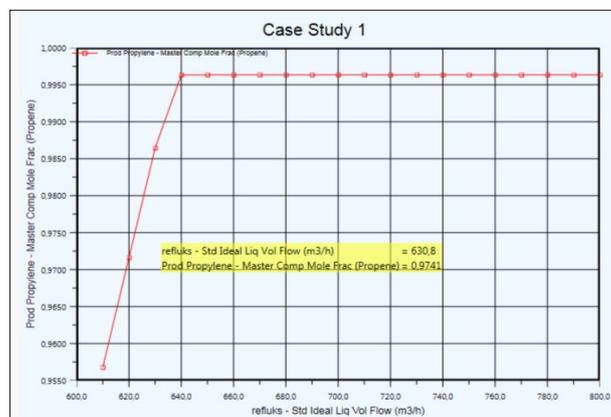
Namun dengan menggunakan *Reflux Ratio Minimum* dengan batas maksimum yang ditentukan. Hal ini disebabkan karena semakin tinggi *Reflux Rate*, maka semakin tinggi kontak antara *stream liquid* dari *reflux* yang relatif murni dengan *vapor* yang menuju ke atas kolom distilasi [16]. Dengan kontak yang lebih banyak, maka fraksi ringan yang terbawa oleh *vapor* akan semakin banyak sehingga distilat yang diperoleh akan lebih banyak mengandung fraksi ringan, yakni *Propane & Propylene*. Hal inilah yang membuat produk distilat menjadi semakin murni. Sehingga untuk mendapatkan kemurnian yang optimum digunakan *Reflux Ratio Minimum* sebesar 13,805.

#### 4.3. Optimasi Kondisi Kolom pada Bulan Mei

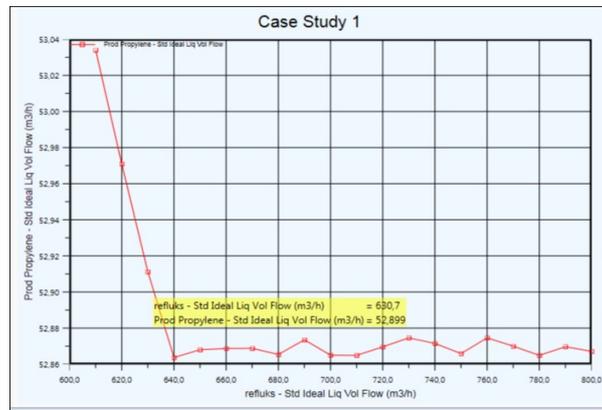
Untuk memenuhi jumlah tray sesuai data desain dan beroperasi dengan *Reflux Ratio Minimum* yang dibawah batas maksimum yang ditentukan maka dilakukan optimasi dengan pengaturan kondisi operasi. Optimasi kondisi operasi yang di variasikan adalah tekanan condenser dan *Reflux Rate* [17].

#### 4.4. Optimasi Refluks Rate

Pada optimasi ini dilakukan variasi *Reflux Rate* dengan *low bound* sebesar 610, *high bound* sebesar 800 dan *step size* nya 10. Nilai ini didasarkan dengan kondisi operasi aktual masing masing kolom.



**Gambar 4.** Grafik Optimasi Refluk Rate vs % kemurnian  
*Propylene* yang Dihasilkan Bulan Mei

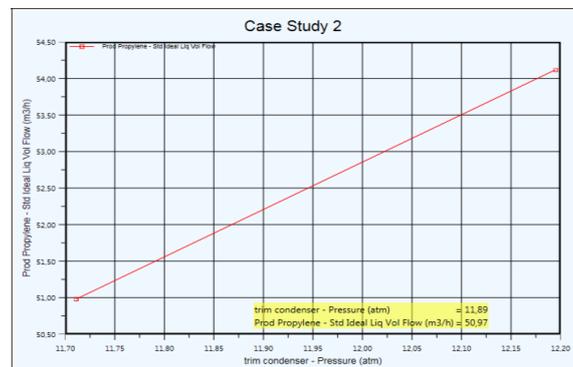


**Gambar 5.** Grafik Optimasi Refluk Rate vs *Yield*  
*Propylene* yang Dihasilkan Bulan Mei

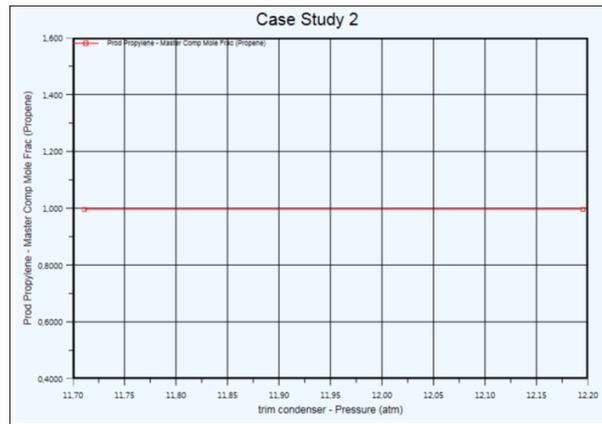
Berdasarkan pada Gambar 4 dan Gambar 5 maka dapat disimpulkan bahwa semakin tinggi nilai Refluks Rationya maka purity nya juga akan semakin naik dan mencapai titik optimum sesuai spec pada saat Refluks Ratio 64,0 yaitu sebesar 99,5%. Sehingga nilai *yield* akan konstan seiring dengan kenaikan nilai *Refluks Rate*. Namun, berkebalikan dengan hasil purity. pada saat Refluks Ratio mencapai titik optimum yang sama, maka hasil *yield*nya akan turun pada nilai 52,87. Hal ini disebabkan karena semakin tinggi *Reflux Rate*, maka semakin tinggi kontak antara *stream liquid* dari *reflux* yang relatif murni dengan *vapor* yang menuju ke atas kolom distilasi [14]. Dengan kontak yang lebih banyak, maka fraksi ringan yang terbawa oleh uap akan semakin banyak sehingga distilat yang diperoleh akan lebih banyak mengandung fraksi ringan, yakni *Propane & Propylene*. Hal inilah yang membuat produk distilat menjadi semakin murni.

#### 4.5. Optimasi Tekanan Kondenser

Pada optimasi ini dilakukan variasi tekanan kondenser dengan *low bound* sebesar 11,71 atm, *high bound* sebesar 12,49 atm dan *step size* nya 49,03 atm.



**Gambar 6.** Grafik Optimasi Tekanan Kondenser vs *Yield*  
*Propylene* yang Dihasilkan Bulan Mei

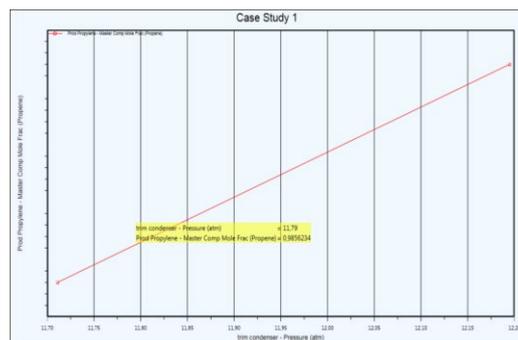


**Gambar 7.** Grafik Optimasi Tekanan Kondenser vs % Purity Propylene yang Dihasilkan Bulan Mei

Untuk optimasi tekanan kondenser, berdasarkan Gambar 6 dan 7 dapat disimpulkan bahwa semakin tinggi tekanan kondenser nya maka hasil *yield* Propylene juga akan semakin naik. Untuk optimasi tekanan kondenser pada kemurnian dapat dilakukan pada tekanan 12,2 dengan hasil *yield* nya mencapai 54,2 m<sup>3</sup>/h. Namun untuk kemurniannya, kenaikan tekanan kondenser tidak berpengaruh. Hal ini disebabkan karena dengan naiknya tekanan pada kondenser maka perbedaan tekanan pada puncak dan *bottom* kolom semakin besar. Besarnya tekanan akan menyebabkan kenaikan suhu, yang menyebabkan penguapan fraksi berat akan lebih banyak. Sehingga pada produk atas, jumlah fraksi ringan akan berkurang dalam satuan persen mol sehingga menyebabkan kemurnian pada produk menurun [18]. Pada variasi tekanan kondenser dengan *low bound* sebesar 11,71 atm, *high bound* sebesar 12,49 atm dan *step size* nya 49,03 atm.



**Gambar 8.** Grafik Optimasi Tekanan Kondenser vs % Yield Propylene yang Dihasilkan Bulan Juni



**Gambar 9.** Grafik Optimasi Tekanan Kondenser vs % Purity  
*Propylene* yang Dihasilkan Bulan Juni

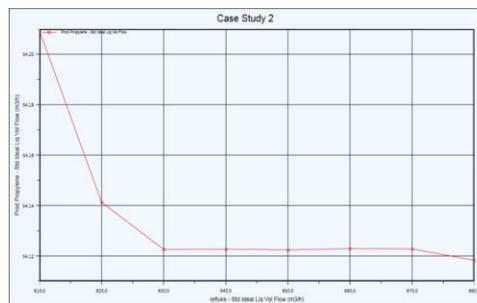
Untuk optimasi tekanan kondenser, berdasarkan Gambar 8 dan 9 dapat disimpulkan bahwa semakin tinggi tekanan kondensernya maka hasil *yield* dan purity *Propylene* juga akan semakin naik. Untuk optimasi tekanan kondenser pada purity dapat dilakukan pada tekanan 12,2 atm dengan hasil *yield* nya mencapai 54,15 m<sup>3</sup>/h. Hal ini disebabkan karena dengan naiknya tekanan pada *kondenser* maka perbedaan tekanan pada puncak dan *bottom* kolom semakin besar. Besarnya tekanan akan menyebabkan kenaikan suhu, yang menyebabkan penguapan fraksi berat akan lebih banyak. Sehingga pada produk atas, jumlah fraksi ringan akan berkurang dalam satuan persen mol sehingga menyebabkan *purity* pada produk juga akan ikut naik [19].

#### 4.6. Optimasi Kondisi Kolom pada Bulan Juni

Untuk memenuhi jumlah tray sesuai data desain dan beroperasi dengan Refluks Ratio Minimum yang dibawah batas maksimum yang ditentukan maka dilakukan optimasi dengan pengaturan kondisi operasi. Optimasi kondisi operasi yang di variasikan adalah tekanan kondenser, *Refluks Rate*

##### 4.6.1. Optimasi *Refluks Rate*

Pada optimasi ini dilakukan variasi *Refluks Rate* dengan *low bound* sebesar 610, *high bound* sebesar 800 dan *step size* nya 10. Nilai ini didasarkan dengan kondisi operasi aktual masing masing kolom.



**Gambar 10.** Grafik Optimasi Refluks Rate vs % *yield*  
*Propylene* yang Dihasilkan Bulan Juni



**Gambar 11.** Grafik Optimasi Refluks Rate vs % Purity  
*Propylene* yang Dihasilkan Bulan Juni

Berdasarkan pada Gambar 10 dan Gambar 11 maka dapat disimpulkan bahwa semakin tinggi nilai Refluks

Rationya maka purity nya juga akan semakin naik dan mencapai titik optimum sesuai spesifikasi pada saat Refluks Ratio 630 yaitu sebesar 99,56%. Sehingga nilai *yield* akan konstan seiring dengan kenaikan nilai *Refluks Rate*. Namun, berkebalikan dengan kemurniannya. Pada saat Refluks Ratio mencapai titik optimum yang sama, maka hasil *yield*nya akan turun pada nilai 54,12 m<sup>3</sup>/h. Hal ini disebabkan karena semakin tinggi *Reflux Rate*, maka semakin tinggi kontak antara *stream liquid* dari *reflux* yang relatif murni dengan *vapor* yang menuju ke atas kolom distilasi [14]. Dengan kontak yang lebih banyak, maka fraksi ringan yang terbawa oleh *vapor* akan semakin banyak sehingga distilat yang diperoleh akan lebih banyak mengandung fraksi ringan, yakni *Propane & Propylene*. Hal inilah yang membuat produk distilat menjadi semakin murni [15].

## 5. Kesimpulan

Berdasarkan hasil evaluasi menggunakan simulasi dan analisa data diatas dapat disimpulkan bahwa jumlah teoritical tray berdasarkan umpan pada verifikasi data desain sudah sesuai dengan jumlah teoritical tray sebenarnya. Jumlah teoritical tray berdasarkan umpan pada bulan Mei dan Juni sudah sesuai dengan jumlah teoritical sebenarnya. Namun dengan nilai *Refluks Ratio Minimum* diatas batas maksimalnya. Pada optimasi Refluk Rate pada bulan Mei didapatkan hasil semakin tinggi nilai Refluks Rate maka jumlah *yield* nya akan naik sedangkan untuk kemurnian nya akan menurun. Dan untuk optimasi Tekanan Kondenser didapatkan hasil bahwa semakin tinggi tekanan kondenser nya maka hasil *yield Propylene* juga akan semakin naik. Namun untuk kemurniannya, kenaikan tekanan kondenser tidak berpengaruh. Pada optimasi Refluk Rate pada bulan Juni didapatkan hasil semakin tinggi nilai Refluks Rate maka jumlah *yield* nya akan naik sedangkan untuk jumlah purity nya akan menurun. Dan untuk optimasi Tekanan Kondenser didapatkan hasil bahwa semakin tinggi tekanan kondenser nya maka hasil *yield* dan purity *Propylene* juga akan semakin naik.

## Daftar Pustaka

- [1] Maté, V.I.A., Torrellas, S.A., Larriba, M., Separation of the *Propane Propylene* mixture with high recovery by a dual PSA process José Antonio Delgado Dobladez, *Computers & Chemical Engineering*. 2020, 136, pp.1-11.
- [2] Mauhar, S.M., Barjaktarovic, B.G., Sovilj, M.N., Optimization of *Propylene-Propane* distillation process. *Chem. Pap.* 2004,58, pp.386-390.
- [3] Jiang, Z., Agrawal, R., Process intensification in multicomponent distillation: A review of recent advancements, *Chem. Eng. Res. Des.* 2019, 1, 47, pp.122-145.
- [4] Kister, H.Z., *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, 1992.
- [5] Noriler, D., Meier, H.F., Barros, A.A., Macel, M.R.W., Prediction of efficiencies through simultaneous momentum, mass and energy transfer analyses in a distillation sieve tray by CFD techniques, *Computer Aided Chem. Eng.* (2009) 27, pp. 1167-1172.
- [6] PT. Pertamina (Persero) RU 3 Cilacap
- [7] Christopher, C.C.E., Dutta, A., Farooq, S., Karimi, I.A., Process synthesis and optimization of *Propylene/Propane* separation using vapor recompression and self-heat recuperation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2017, 56, pp.14557-14564.
- [8] Kuah, W.C., Effendy, S., Farooq, S., Industrial scale *Propylene/Propane* separation using pressure vacuum swing adsorption. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2018, 57, pp. 6451-6463.
- [9] Fischer, C., Quarini, G., Three-dimensional heterogeneous modeling of distillation tray hydraulics, *AIChE*

Annual Meeting.1998, pp. 15-20.

- [10] Wang, X.L., Liu, C.J., Yuan, X.G., Yu, K., Computational fluid dynamics simulation of three-dimensional liquid flow and mass transfer on distillation column trays, *Ind. Eng. Chem. Res.* 2004 ,43,pp. 2556–2567.
- [11] Ingham, J., Dunn, I.J., Heinzle, E., Prenosil, J.E., Snape, J.B., *Chemical Engineering Dynamics: An Introduction to Modelling and Computer Simulation*, third ed Wiley-VCH, Weinheim. 2007.
- [12] Sun, Z., Yu, K., Yuan, X., Liu, C., A modified model of computational mass transfer for distillation column, *Chem. Eng. Sci.* 2007, 62, pp. 1839–1850.
- [13] Li, X.G., Liu, D.X., Xu, S.M., Li, H., CFD simulation of hydrodynamics of valve tray, *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 2009, 48, pp.145-151.
- [14] Rahmawati. *Optimasi Tekanan dan Rasio Refluks pada Distilasi Fraksinasi Vakum terhadap Mutu Eugenol dari Minyak Daun Cengkeh (Eugenia caryophyllata)*. Jakarta: Universitas Sahid. 2014.
- [15] Boronyák, I., Gyökhegyi, L., Mathematical efficiency evaluation of modern sieve trays, *Chem. Eng. Technol.* 2000,23,pp 584–586.
- [16] Alizadehdakhel, A., Rahimi, M., Alsairafi A.A, CFD and experimental studies on the effect of valve weight on performance of a valve tray column, *Comput. Chem. Eng.* 2010,34 pp 1–8.
- [17] Mustofa, H.A., Direct calculation of number of actual plates, *Chemical Engineering Science.* 1974 vol 29,pp1997-1999.
- [18] Lianghua, W., Juejian, C., Kejian, Y., Numerical simulation and analysis of gas flow field in serrated valve column, *Chin. J. Chem. Eng.* 2008, 16, pp 541–546.
- [19] Bequette, B.W., *Process Control; Modeling, Design and Simulation*, Prentice Hall, 2003 , p. 374.