

OPTIMASI KEY COMPONENT PADA OUTLET STREAM KOLOM DEPROPANIZER (015C-102) UNIT LPG RECOVERY FOC II DI PT XYZ

Bagas Dwi Pangestu^{1*}, Achmad Rendy Dwi Yulianto¹, Tun Sriana¹

¹Teknik Pengolahan Minyak dan Gas, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Jl. Gajah Mada No.38, Cepu

*E-mail: bagasdwipangestu2226@gmail.com

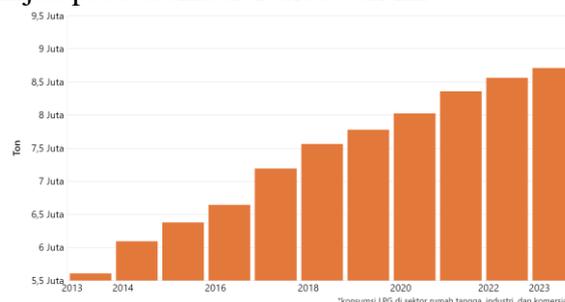
ABSTRAK

LPG Recovery Unit-015 di Fuel Oil Complex II PT XYZ merupakan unit pengolahan penting untuk memenuhi kebutuhan LPG domestik dan ekspor. Salah satu unit kunci adalah kolom *depropanizer* 015C-102 yang memisahkan propana dan butana dengan tingkat kemurnian tinggi. Simulasi data lapangan pada Aspen Hysys menunjukkan kolom berada di area operasi yang tidak optimal, menyebabkan masalah *weeping*. Oleh karena itu, dilakukan optimasi performa kolom melalui modifikasi variabel operasi seperti temperatur umpan dan rasio refluks. Setelah optimasi pada temperatur umpan 50°C dan rasio refluks 2,0, *recovery* propana meningkat dari 51,75% menjadi 53,76%, atau naik 2,01%. Fraksi mol propana pada aliran *bottom product* turun dari 0,04784 menjadi 0,01555, memenuhi spesifikasi maksimum 0,018. Fraksi mol i-butana pada aliran top product juga menurun dari 0,11310 menjadi 0,06704, sesuai spesifikasi maksimum 0,08. Untuk mencapai kondisi ini, energi panas reboiler perlu ditingkatkan sebesar 664.102,46 kJ/jam, meningkatkan temperatur *bottom product*. Peningkatan ini berperan penting dalam menjaga performa pemisahan komponen pada kolom, yang berkontribusi terhadap kualitas produk LPG yang dihasilkan. Hasil optimasi memastikan pemenuhan spesifikasi produk serta kinerja kolom yang lebih efisien.

Kata kunci: Kolom *depropanizer*, Optimasi *key component*, Aspen HYSYS

1. PENDAHULUAN

Liquified Petroleum Gas (LPG) merupakan bahan baku energi yang paling diminati oleh masyarakat, dengan mempertimbangkan *feed* yang beragam maka diperlukannya optimasi pada alat yang tersedia, yang bertujuan untuk meningkatkan kemurnian produk sehingga pemisahan akan optimal untuk mencapai produk yang diinginkan [1]. Salah satu seksi yang tersedia untuk memaksimalkan pemurnian produk propana adalah *depropanizer*. Pada PT X salah satu kilang memiliki unit LPG *recovery* yang bertujuan untuk memurnikan produk LPG yang salah satunya terdiri atas kolom *depropanizer* (015C-102), agar tetap memenuhi *supply* penjualan dan pemenuhan kebutuhan di masyarakat perlu dilakukan optimasi pada kolom *depropanizer* guna memaksimalkan pengambilan produk propana. Terjadi kenaikan kebutuhan LPG dari tahun 2013-2023 dan dapat ditinjau pada Gambar 1 dibawah ini :



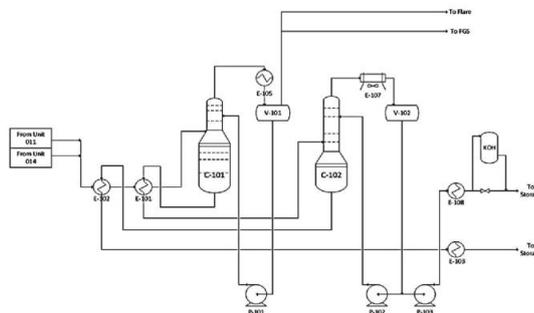
Gambar 1. Grafik Kebutuhan Energi LPG di Indonesia 2013-2023

Untuk memaksimalkan kebutuhan LPG pada skala domestik maka PT. XYZ menyediakan kilang *Fuel Oil Complex II* (FOC II) awalnya berfungsi sebagai unit pengolahan minyak dalam negeri, yaitu untuk mengolah *feed* Arjuna dan Attaka *crude oil* dengan perbandingan kedua *feed* tersebut adalah 80% dan 20%. Tetapi seiring dengan kemajuan teknologi kilang dan juga keragaman *feed* maka kilang harus bisa untuk mengolah minyak mentah jenis lain baik itu Handil, Duri, Tapis dan *crude oil* lainnya (*Cocktail Oil*). *Fuel Oil Complex II* (FOC) merupakan kilang yang didesain oleh *Universal Oil Product* (UOP). Fungsi utama dari FOC II adalah untuk menyediakan kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) yang sebagian besar hasil dari produknya digunakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan beberapa produk *ekspor* seperti *Liquified Petroleum Gas* (LPG) dan *Naphta* [2].

Kilang FOC II dibagi menjadi dua bagian utama: Unit Utara dan Unit Selatan. Unit Selatan meliputi beberapa fasilitas pengolahan utama, seperti *Crude Distilling Unit II* (CDU II) (Unit 011), *Liquified Petroleum Gas (LPG) Recovery Unit* (Unit 015), *Naphta Merox Treater* (Unit 016), *Sour Water Treating Unit* (Unit 017), dan *Visbreaker* atau *Thermal Cracking Unit* (Unit 019). Di sisi lain, Unit Utara terdiri dari *Naphta Hydrotreater Unit II* (Unit 012), *Unit Aromatic Hydrogen Unibon* (Unit 013), *Unit Thermal Distilling Hydrotreater* (Unit 018), dan *Unit Flare and Nash Compressor* (Unit 048). Optimasi dilakukan untuk Kolom *Depropanizer* 015C 102 yang terletak di *Fuel Oil Complex II* (FOC II). Untuk lebih spesifiknya, Kolom *Depropanizer* 015C-102 ini terletak di seksi *LPG Recovery Unit (Unit 015)* [2].

Unit *LPG Recovery* memiliki fungsi penting untuk memisahkan propana (LPG) dan butana (LPG) dari aliran yang dihasilkan oleh Kolom *Stabilizer* di *Crude Distilling Unit II* (CDU II) dan *Debutanizer* di *Platforming Unit*. Bahan baku yang diolah di unit ini terdiri dari 93,2% volume dari aliran *overhead* *Naphta Stabilizer* (Unit 011) dan 6,8% volume dari aliran *overhead* *Debutanizer* (Unit 014) [2].

Unit *LPG Recovery* dilengkapi dengan dua kolom utama *Deethanizer* (015C-101) dan *Depropanizer* (015C-102). *Deethanizer* memisahkan komponen yang lebih ringan seperti etana, metana, dan pengotor lainnya yang dikeluarkan dari bagian atas kolom. Sementara itu, komponen yang lebih berat, terutama propana dan butana, diarahkan ke *Depropanizer* untuk pemisahan lebih lanjut. Produk akhir dari proses ini meliputi bahan bakar gas, propana, dan butana. Unit ini memainkan peran penting dalam mengoptimalkan proses pemurnian dengan memulihkan komponen LPG yang berharga secara efisien memastikan bahwa kilang memaksimalkan hasil propana dan butana yang sangat penting untuk berbagai aplikasi komersial dan industri. Selain itu, unit ini membantu mengelola produk sampingan seperti bahan bakar gas, yang dapat digunakan di dalam kilang untuk pembangkit energi, sehingga proses ini menguntungkan secara ekonomi dan efisien secara energi [2]. Dapat ditinjau Gambar 2 diagram alir dari unit 015 *LPG Recovery* :



Gambar 2. Diagram Alir Unit 015 : LPG Recovery

Mekanisme yang terjadi pada kolom *depropanizer* merupakan konsep distilasi adalah proses fisik yang digunakan untuk memisahkan campuran hidrokarbon berdasarkan perbedaan

titik didihnya [3]. Pemisahan yang efektif membutuhkan keseimbangan antara fase uap dan cair yang terjadi ketika komposisi kedua fase tersebut stabil. Keseimbangan ini dicapai melalui waktu kontak yang cukup antara uap dan cairan, yang memungkinkan perubahan fase terjadi [4]. Transisi dari uap ke cairan (kondensasi) dan cairan ke uap (penguapan) bergantung pada titik didih (*boiling point*) dan titik embun (*dew point*) masing-masing komponen. Perubahan fase ini menunjukkan perpindahan massa, di mana massa cairan berkurang seiring dengan bertambahnya massa uap. Interaksi ini menghasilkan perpindahan massa yang terus menerus antara fase uap dan cair. Fase uap kontak dengan fase cair dan sekaligus terjadi transfer massa dari cairan ke uap dan dari uap ke cairan [5].

Distilasi adalah proses pemisahan komponen dalam campuran yang umumnya menggunakan kolom silinder vertikal. Di dalam kolom distilasi, pemisahan dicapai melalui kontak antara uap yang bergerak ke atas dan cairan yang mengalir ke bawah, baik menggunakan *tray* (tahap pemisah) atau *packing* (material isian) yang ditempatkan pada berbagai tingkatan di dalam kolom [5]. Proses ini memungkinkan terjadinya perpindahan massa dan panas antara fase uap dan cairan, yang mengakibatkan perubahan komposisi secara bertahap di sepanjang ketinggian kolom. Fraksi ringan yang memiliki titik didih lebih rendah akan cenderung terkumpul di bagian atas kolom (*top product*), sementara fraksi berat dengan titik didih lebih tinggi akan berkumpul di bagian bawah (*bottom product*) [6].

Untuk mencapai produk dengan kemurnian tinggi, proses distilasi harus dioptimalkan dengan menyesuaikan sejumlah parameter operasional. Salah satu caranya adalah dengan mengatur aliran refluks, yakni sebagian *top product* yang terkondensasi dikembalikan ke bagian atas kolom untuk meningkatkan kontak antara uap dan cairan, yang selanjutnya meningkatkan kemurnian fraksi atas. Begitu pula, metode *boil-up* diterapkan dengan memanaskan sebagian *bottom product* dan mengembalikannya ke bagian bawah kolom, yang membantu memperkaya fraksi berat di *bottom product*.

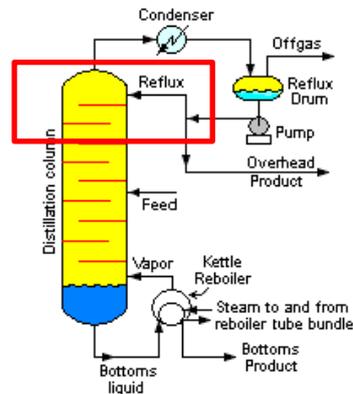
Selain itu, kemurnian produk dapat ditingkatkan dengan menambah jumlah *tray* atau stage pemisahan yang meningkatkan jumlah tahapan keseimbangan fase di sepanjang kolom. Namun, untuk menghindari ketinggian kolom yang terlalu besar, seringkali direkomendasikan untuk membagi *tray* ini ke dalam dua kolom yang terpisah, atau menggunakan tekanan vakum untuk meningkatkan efisiensi pemisahan [6].

Nilai *recovery* adalah perbandingan antara total komponen kunci pada aliran *outlet* dan total aliran *inlet*. Semakin tinggi nilai *recovery* menunjukkan semakin baik kinerja pemisahannya, tetapi terdapat batas maksimal besarnya nilai ini akibat fraksi komponen aliran. Berikut ini disajikan persamaan untuk mengetahui besarnya nilai *recovery* pemisahan secara distilasi [12]:

$$Recovery = \frac{\text{Molar Flow of Key Component @ Top/Bot Outlet}}{\text{Molar Flow of Feed @ Inlet}} \times 100\% \quad (1)$$

Salah satu jenis kolom distilasi yang sering digunakan dalam pemisahan fraksi hidrokarbon adalah *depropanizer* [6]. Kolom *depropanizer* dirancang khusus untuk memisahkan propana dari campurannya yang mengandung etana, metana, butana, dan komponen hidrokarbon lainnya berdasarkan perbedaan titik didih dan volatilitas masing-masing komponen [7]. Proses distilasi pada *depropanizer* umumnya lebih kompleks karena melibatkan pemisahan multikomponen. Distilasi multikomponen memerlukan analisis yang lebih mendalam terkait keseimbangan massa, energi, dan fase uap-cair pada setiap *tray* di sepanjang kolom, di mana setiap tahapan memiliki kondisi operasional yang berbeda-beda [7]. Selain volatilitas, pemisahan komponen dalam *depropanizer* juga sangat dipengaruhi oleh karakteristik tekanan uap dan konsentrasi masing-masing komponen dalam campuran. Oleh karena itu, pengaturan suhu dan tekanan menjadi kunci keberhasilan dalam mengoperasikan kolom ini untuk memperoleh produk dengan kemurnian tinggi [7].

Mekanisme untuk memurnikan produk adalah dengan mengembalikan produk ke dalam kolom distilasi mekanisme tersebut dinamakan refluks. Refluks adalah teknik distilasi yang melibatkan kondensasi uap dan membalikkan kondensat ini kembali ke sistem sumber. Dalam konteks industri, refluks banyak digunakan dalam kolom distilasi dan fraksinasi, seperti kilang minyak bumi dan pabrik petrokimia dan kimia. Proses ini meningkatkan efisiensi kolom distilasi dengan menyediakan pendinginan dan kondensasi uap yang mengalir ke atas [8]. Mekanisme refluks pada kolom distilasi dapat ditinjau pada Gambar 3 dibawah ini.



Gambar 3. Mekanisme Refluks pada Kolom Distilasi

Berdasarkan simulasi mekanisme refluks pada gambar 3 dalam kolom distilasi, refluks dalam kolom distilasi bekerja dengan mekanisme uap yang dihasilkan dari campuran panas naik ke bagian atas kolom dan mengembun di atas platform kaca (dikenal sebagai piring atau *tray*) di dalam kolom. Cairan yang terkondensasi ini kemudian jatuh kembali ke dalam cairan di bawahnya, sehingga memantulkan uap distilat yang mengalir ke atas. *Tray* terpanas berada di bagian bawah kolom, dan yang terdingin di bagian atas kolom. Dalam kondisi dasar, uap dan cairan di setiap trayek berada dalam kesetimbangan. Hanya uap yang paling mudah menguap yang tersisa dalam bentuk gas dan berada di bagian atas kolom. Uap di bagian atas kolom melewati pendingin dan terkondensasi menjadi cairan [9].

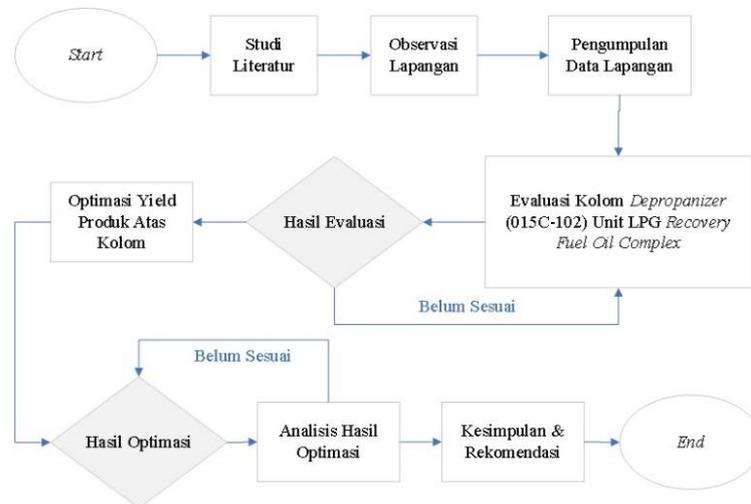
Penggunaan refluks dalam distilasi memiliki beberapa manfaat penting. Pertama, refluks meningkatkan efisiensi kolom distilasi dengan memastikan bahwa uap yang dihasilkan dapat dikondensasi dan dikembalikan ke sistem dari mana uap tersebut berasal. Hal ini memungkinkan pemisahan komponen yang lebih baik dan meningkatkan konsentrasi distilat (*top product*). Selain itu, refluks juga dapat mengurangi hilangnya komponen yang tidak diinginkan karena uap yang tidak stabil dapat dikondensasi dan dikembalikan ke kolom [10].

Kriteria utama dalam menentukan refluks minimum adalah untuk memastikan bahwa kolom distilasi dapat mencapai pemisahan yang diinginkan dengan efisiensi yang optimal. Parameter yang perlu dipertimbangkan adalah rasio refluks, jumlah *tray* secara teoritis, dan lokasi saluran masuk umpan. Rasio *rewind* yang terlalu kecil dapat menyebabkan pemisahan komponen yang tidak tepat, sehingga menghasilkan fraksi tidak murni yang masih mengandung komponen lain yang tidak diinginkan. Sementara itu, rasio *rewind* yang terlalu besar akan menghasilkan pemisahan bahan yang lambat dan tidak efisien [11].

2. METODE

Metode yang digunakan dalam penelitian optimasi *top product* kolom *depropanizer* meliputi pengambilan data, pengolahan data, dan analisis data. Pengambilan data dilakukan di lapangan yang berkaitan dengan objek penelitian yaitu kolom *depropanizer* (015C-102). Pengolahan data dilakukan menggunakan data yang telah ada menggunakan *software* Aspen

Hysys. Data yang dihasilkan dari simulasi akan dilakukan analisis pengaruh terhadap variabel bebas (*dependent*) dan variabel terikat (*independent*). Terdapat beberapa aspek yang menjadi variabel yaitu variabel bebas adalah *refluks ratio* dan *temperature feed inlet* selain itu untuk variabel terikat yang digunakan adalah *master component top (propane)* dan *master component bottom (n-butane)*, maka pada penelitian ini akan mengetahui pengaruh dari *temperature feed inlet* dan *refluks ratio* terhadap konversi produk *top* dan *bottom*. Gambar 4 berikut ini disajikan alur metode penelitian ini dalam bentuk diagram alir (*flow chart*).



Gambar 4. Flowchart Metode Penelitian

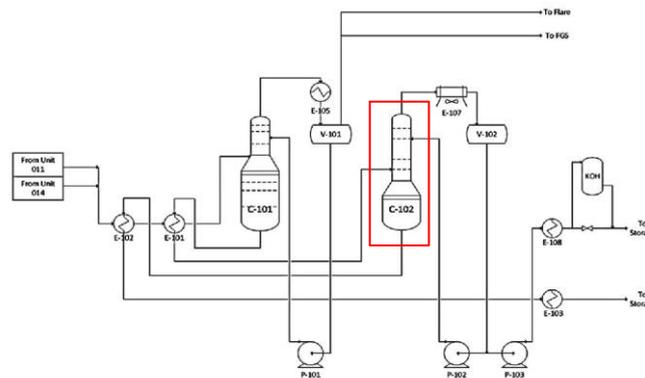
Sedangkan metode kerja yang digunakan pada penelitian ini dapat dilihat pada diagram alir yang tertera pada gambar 4, metode kerja diawali dengan melakukan studi literatur yang berfungsi untuk mendapatkan pemahaman teoritis mengenai distilasi dan operasi kolom. Setelah itu, dilakukan observasi lapangan dimana data lapangan dikumpulkan untuk digunakan dalam evaluasi berikutnya. Langkah selanjutnya adalah evaluasi efisiensi kolom *depropanizer*, di mana hasil dari kolom dibandingkan dengan standar yang diharapkan tanpa ada gangguan. Tahapan ini dilakukan menggunakan *software Aspen Hysys* dengan memasukkan data kondisi desain kolom dan kondisi operasi untuk mengetahui simulasi proses yang berlangsung serta menggunakan *fluid package peng-robinson* untuk memaksimalkan perubahan kondisi simulasi pada komponen. Parameter hasil dapat diamati, jika hasilnya belum sesuai maka dilakukan evaluasi kolom *depropanizer (015C-102)* untuk meningkatkan kinerja kolom. Hasil evaluasi ini kemudian dianalisis untuk mengetahui dan mengurangi penyebabnya pada tahapan optimasi. Tahapan optimasi dilakukan dengan memodifikasi aspek yang telah ditetapkan sebagai variabel bebas. Kemudian hasilnya diperiksa pada aspek yang menjadi variabel terikat. Jika hasil optimasi sudah sesuai, dilakukan analisis hasil optimasi yang dilanjutkan dengan analisis efisiensi untuk menentukan performa kolom. Terakhir, setelah seluruh tahapan tersebut terpenuhi, proses diakhiri dengan kesimpulan dan rekomendasi yang mencakup rekomendasi terkait peningkatan kinerja dan efisiensi kolom *depropanizer*.

3. PEMBAHASAN

A. Diagram Alir Proses Kolom *Depropanizer (015C-102)*

Unit *LPG Recovery* terdiri atas dua buah kolom, yaitu kolom *deethanizer (015C-101)* dan kolom *depropanizer (015C-102)*, outlet dari *deethanizer* produk etana dan metana atau yang lebih ringan akan keluar dari *top column* sedangkan untuk propana dan butana beserta komponen yang lebih berat lainnya akan keluar dari *bottom* kolom *depropanizer* yang

selanjutnya akan menuju ke *depropanizer*. Namun, meskipun aliran dari kolom *deethanizer* diharapkan hanya propana dan yang lebih ringan, tidak menutup kemungkinan masih terkandung metana dan etana.



Gambar 5. Diagram Alir Unit 015 : LPG Recovery

Kegunaan kolom *depropanizer* dalam unit ini adalah untuk memisahkan propana dengan *heavy component* kemudian propana yang dihasilkan akan dipakai dalam produksi LPG. Prinsip kerja yang berlaku pada proses pemisahan ini yaitu distilasi. Distilasi yaitu pemisahan komponen berdasarkan titik didihnya. Umpan yang masuk berupa hasil dari kolom *deethanizer* dengan harapan kandungan metana dan etana telah rendah. Secara operasional temperatur umpan tersebut beroperasi pada rentang 38°C-73°C supaya pemisahan lebih maksimal. Sedangkan tekanan operasi yang ada yaitu sebesar 134,7 psig dengan kondisi *saturated vapor-liquid* bertemperatur 58,57°C. Kolom ini dilengkapi dengan kondensator untuk mengkondensasi *top product* hasil pemisahan distilasi. Alirannya terbagi menjadi dua diantaranya ada yang masukkan kembali ke dalam kolom sebagai refluks dan sebagai produk akhir dengan refluks *ratio* sebesar 2,0. Dalam diagram alir kolom *depropanizer* terdapat peralatan penukar panas (E-101) antara memanaskan umpan kolom *deethanizer* dan mendinginkan umpan kolom *depropanizer*. Pengaruh alat penukar panas ini yaitu untuk membuat kondisi umpan dalam fase yang tepat. Dengan fase tertentu akan mempengaruhi temperatur umpan kolom *depropanizer* kemudian mempengaruhi kinerja dalam proses distilasinya. Dalam hal ini performa alat penukar panas mempengaruhi kinerja pemisahan propana dan *heavy component* lainnya di kolom *depropanizer*.

Terdapat kunci utama dalam keberhasilan pemisahan komponen dalam kolom *depropanizer*. Berdasarkan sifat fisiknya, propana memiliki titik didih sebesar -42°C sedangkan i-butana memiliki titik didih sebesar -11,7°C. Sehingga pada tujuan pemisahan pada kolom *depropanizer* adalah untuk mengikat propana menjadi *top product* sedangkan komponen berat lainnya mulai i-butana menjadi *bottom product*. Dalam hal ini propana menjadi *light key* dan i-butana menjadi *heavy key*, masing-masing komponen kunci ini akan dijadikan standar dalam aliran *top product* dan *bottom product*. Kandungan komponen kunci dalam perusahaan memiliki spesifikasi tersendiri yang mengacu pada produk yang dihasilkan.

B. Data Desain dan Data Existing Kolom Depropanizer (015C-102)

o **Data Operasi Existing Kolom Depropanizer**

▪ **Data Operasi Kolom Depropanizer**

Tabel 1. Data Operasi Kolom Depropanizer

Data Operasi Kolom Depropanizer (015C-102)			
Parameter		Nilai	Satuan
Pressure	Inlet	134,7	Psig

	Top	130,1	Psig
	Bottom	130,1	Psig
Tray	Total	40	
	Feed	8	
Temperature	Inlet	58,00	°C
	Top	21,56	°C
	Bottom	67,65	°C
Molar Flow	Inlet	107,3	Kgmole/hour
	Top	60,00	Kgmole/hour
	Bottom	47,26	Kgmole/hour
Number of Phases		1.0	
Refluks Ratio		2,0	
Distilate Rate		60,0	Kgmole/hour

▪ **Komposisi Molar Existing**

Tabel 2. Komposisi Molar Existing

Komposisi Molar Existing			
Molar Flow	107,3 kgmole/hour	60,00 kgmole/hour	47,26 kgmole/hour
Komponen	Fraksi Mol Inlet	Fraksi Mol Top Outlet	Fraksi Mol Bottom Outlet
Methane	0,0005	0,0009	0,0000
Ethane	0,0116	0,0208	0,0000
Propane	0,5675	0,9216	0,1180
i-Butane	0,1844	0,0511	0,3536
n-Butane	0,1273	0,0056	0,2818
i-Pentane	0,0913	0,0000	0,2071
n-Pentane	0,0174	0,0000	0,0395

○ **Data Desain Kolom Depropanizer**

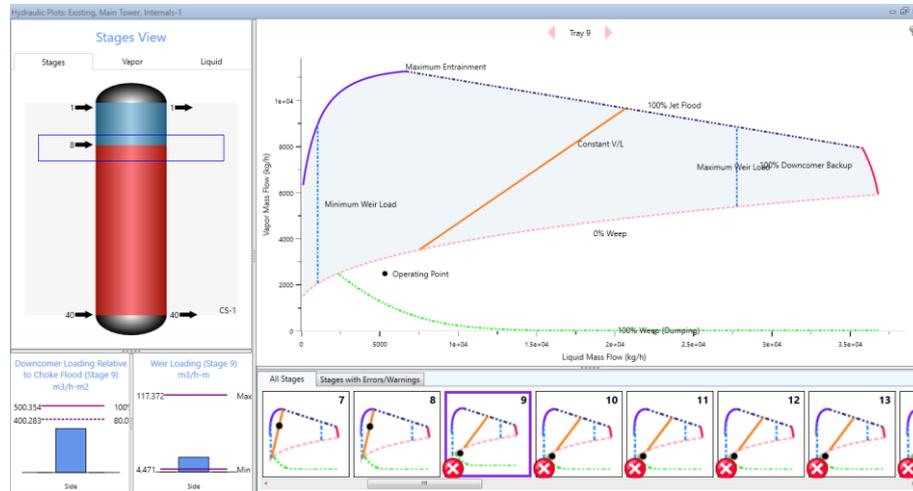
Tabel 3. Data Desain Kolom Depropanizer

Data Desain Kolom Depropanizer (015C-102)			
Parameter		Nilai	Satuan
Pressure	Maximal	190	Psig
	Operational	130-138	Psig
Temperature	Minimal	- 45	°C
	Maximal	250	°C
	Operational	44-60	°C
Bentuk		Silinder	
Posisi		Vertical	
Material		Carbon Steel	
Jumlah Tray		40	
Feed Tray		8	
Tray Spacing		0,6096	m
Diameter		0,6296	m
Tray Type		Sieve Tray	
Corrosion Allowance		1	mm

C. Analisis Kinerja dan Identifikasi Permasalahan

Berdasarkan semua data yang telah diketahui dari pengumpulan data operasi dan komposisi maka dilakukan tahapan analisis kinerja. Dalam hal ini menggunakan metode Aspen Hysys untuk mensimulasikan operasi kolom *depropanizer* ini hingga kondisi simulasi berupa konvergen. Berikutnya menggunakan informasi kolom *depropanizer* yang ada juga dilakukan pada aspek desain internal kolom. Setelah diketahui bahwa kondisi tidak bekerja dengan aman yaitu terjadi indikasi permasalahan seperti *weeping* dari *tray* ke-9 hingga ke-40. *Weeping* adalah kondisi ketika suatu fluida *liquid* melewati lubang pada *tray* satu menuju *tray* di bawahnya. Hal ini terjadi karena laju alir uap terlalu rendah untuk mendukung *liquid* pada *tray*

menyebabkannya mudah turun melalui lubang *tray*. *Weeping* ini dapat mengurangi efisiensi pemisahan distilasi karena kontak antara fasa uap dan cair pada kolom. Indikasi terjadinya *weeping* ini secara aktual ditunjukkan dengan *pressure drop* antar *tray* yang tinggi. Selain itu, secara simulasi hal ini terjadi ditunjukkan dengan operasi *tray* tidak bekerja pada area *satisfactory operation*. Dapat ditinjau hasil simulasi pada gambar 6 dibawah ini.



Gambar 6. Satisfactory Area Kolom Depropanizer Existing

Untuk mengetahui kualitas kinerja kolom *depropanizer* dapat dilakukan perhitungan *recovery* sebagai tolak ukur terhadap spesifikasi propana yang diinginkan. Semakin besar nilai *recovery* yang didapatkan menandakan semakin baiknya performa kolom *depropanizer*. Besarnya nilai *recovery* ini dipengaruhi oleh banyaknya komponen propana yang berhasil dipisahkan pada *top product* dari umpan. Semakin banyak propana yang berada di *top product* dan semakin sedikit propana yang berada di *bottom product* dapat diprediksi nilai *recovery* tinggi sehingga kolom bekerja dengan baik, begitu juga sebaliknya. Berdasarkan spesifikasi diketahui bahwa fraksi mol propana yang berada di *bottom product* maksimal sebanyak 0,018 dan fraksi mol i-butana yang berada di *top product* maksimal sebanyak 0,08, dengan persamaan *recovery* Pers. (1).

Berdasarkan data operasi kolom *depropanizer* yaitu besarnya *molar flow feed* sebesar 107,3 *kgmole/hour* dan dihasilkan propana pada *top product* sebesar 55,526 *kgmole/hour*. Kemudian dilakukan perhitungan *recovery* berdasarkan kondisi *existing* kolom *depropanizer* tersebut didapatkan bahwa nilainya sebesar 51,75%. Nilai *recovery* tersebut cukup rendah karena telah disimulasikan teridentifikasi adanya gangguan internal kolom yaitu *weeping*. Selain itu ditinjau dari spesifikasinya, bahwa adanya propana pada *bottom product* sebesar 0,1131 dan i-butana pada *top product* sebesar 0,4783 sehingga belum memenuhi spesifikasi. Maka kolom *depropanizer* (015C-102) ini harus dilakukan evaluasi dan optimalisasi.

Dari kasus yang telah ada tersebut dapat dilakukan optimalisasi kinerja kolom *depropanizer* untuk meningkatkan kualitas distilasi. Untuk meningkatkan kualitas pemisahan distilasi diperlukan beberapa parameter pengaruh seperti jumlah *tray*. Semakin banyak jumlah *tray* maka hasil pemisahan akan semakin murni. Namun, pergantian jumlah *tray* mempengaruhi *sizing internal* sehingga dapat menambah biaya. Dengan mengubah kondisi operasi cukup membantu dalam meningkatkan performa. Kondisi operasi yang hendak divariasikan yaitu temperatur *inlet*. Ketika temperatur *inlet* lebih rendah maka memerlukan kalor reboiler yang lebih banyak karena komponen membutuhkan pemanasan yang lebih banyak. Hal ini akan mempengaruhi temperatur *bottom product* yang akan semakin meningkat. Penggunaan *bottom product* pada suhu tinggi akan ditukarkan panasnya melalui alat penukar panas (*pre heater*)

pada *feed* kolom *depropanizer* secara integrasi proses. Dengan kondisi temperatur *inlet* tertentu akan mencapai pemisahan yang bagus dilihat dari nilai *recovery*. Sehingga antara temperatur *inlet*, kalor reboiler, dan nilai *recovery* saling berhubungan.

D. Optimasi Kolom *Depropanizer* (015C-102)

Kondisi aktual secara *existing* setelah dilakukan simulasi didapati bahwa dengan temperatur umpan 58,57°C membutuhkan energi panas pada reboiler sebanyak 955.210,86 *kJ/hour*. Performa tersebut belum dapat mencapai komponen kunci yang telah diinginkan perusahaan dengan *molar flow* propana pada *top product* hanya sebesar 55,5254 *kgmole/hour*. Propana sebagai *light key* pada aliran *bottom product* terkandung sebanyak 0,04784 fraksi mol sedangkan *i-butana* sebagai *heavy key* pada aliran *top product* terkandung sebanyak 0,11310 fraksi mol. Mengacu pada spesifikasi, hasil yang didapatkan ini tidak memenuhi spesifikasi perusahaan sehingga harus dilakukan evaluasi dan optimalisasi. Maka dari itu, dengan menetapkan pengaruh temperatur umpan akan menyebabkan hasil yang bervariasi pada aspek energi panas reboiler, komposisi fraksi mol komponen kunci, *molar flow* propana pada aliran *top product*. Dari setiap hasil uji coba simulasi tersebut akan didapatkan nilai *recovery* yang bervariasi juga, hasil uji coba simulasi dapat ditunjukkan pada tabel 4 berikut ini.

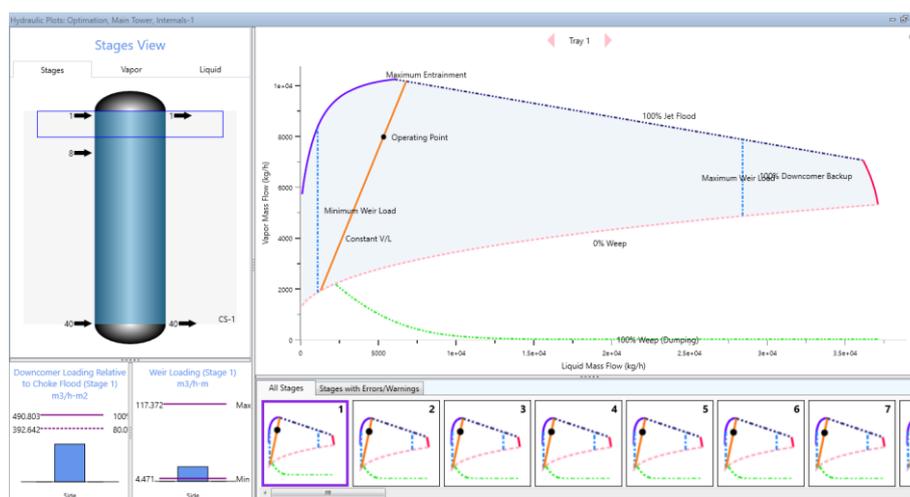
Tabel 4. Pengaruh Temperatur *Inlet Feed* Terhadap *Recovery*

Pengaruh Temperatur <i>Inlet Feed</i> Terhadap <i>Recovery</i>					
Inlet					
Temperatur Umpan (°C)	Kalor Reboiler (kJ/hour)	Fraksi Mol Propana @ <i>Bottom Product</i>	Fraksi Mol <i>i-Butana</i> @ <i>Top Product</i>	<i>Molar Flow</i> Propana @ <i>Top Product</i> (kgmole/hour)	Nilai <i>Recovery</i> (%)
58,57	955210,86	0,04784	0,11310	55,5254	51,75
Outlet					
Temperatur Umpan (°C)	Kalor Reboiler (kJ/hour)	Fraksi Mol Propana @ <i>Bottom Product</i>	Fraksi Mol <i>i-Butana</i> @ <i>Top Product</i>	<i>Molar Flow</i> Propana @ <i>Top Product</i> (kgmole/hour)	Nilai <i>Recovery</i> (%)
44	2232937,02	0,00756	0,05608	58,2184	54,26
45	2121634,47	0,00840	0,05721	58,1638	54,21
46	2015614,96	0,00939	0,05856	58,0868	54,13
47	1910872,19	0,01056	0,06016	58,0164	54,07
48	1810900,14	0,01194	0,06205	57,9217	53,98
49	1712856,05	0,01359	0,06432	57,8199	53,89
50	1619313,32	0,01555	0,06704	57,6863	53,76
51	1527297,31	0,07049	0,01785	57,5391	53,62
52	1438773,35	0,07437	0,02064	57,3558	53,45
53	1352835,21	0,07894	0,02392	57,1396	53,25
54	1269401,87	0,08427	0,02773	56,8876	53,02
55	1188117,19	0,09042	0,03207	56,5973	52,75
56	1108879,78	0,09731	0,03690	56,2715	52,44
57	1031399,21	0,10491	0,04219	55,9127	52,11
58	955476,74	0,11311	0,04784	55,5250	51,75
59	910195,01	0,11871	0,05137	55,2576	51,50
60	898332,73	0,11981	0,05233	55,2079	51,45

Berdasarkan hasil uji coba simulasi pada Aspen Hysys didapati bahwa pada kondisi temperatur umpan pada rentang 44°C-48°C dan 55°C-60°C kolom *depropanizer* tidak bekerja pada area *satisfactory operation*. Dalam hal ini kolom *depropanizer* mengalami gangguan berupa *weeping* pada tray bagian bawah. Pada uji coba simulasi temperatur umpan 49°C didapati bahwa kolom *depropanizer* bekerja dalam area *satisfactory operation*, tetapi terdapat peringatan karena berpotensi terjadi gangguan berupa *weeping*. Sedangkan pada uji coba

simulasi temperatur umpan pada rentang 50°C-54°C kolom *depropanizer* bekerja dalam area *satisfactory operation*.

Dari hasil perhitungan nilai *recovery* komponen propana pada setiap percobaan yang dilakukan, dapat diketahui bahwa nilai *recovery* terbesar didapati pada uji coba simulasi temperatur umpan 50°C yaitu sebesar 53,76%. Kondisi tersebut memiliki performa yang telah memenuhi spesifikasi produk pada komponen kunci yang telah ditetapkan perusahaan. Namun, untuk mencapai kondisi optimal ini diperlukan adanya energi panas pada reboiler sebanyak 1.619.313,32 *kJ/hour*. Dengan adanya energi panas pada reboiler secara existing sebanyak 955.210,86 *kJ/hour*, maka hanya diperlukan tambahan energi panas pada reboiler sebesar 664.102,46 *kJ/hour*. Berikut merupakan hasil uji coba temperatur umpan 50°C bahwa kolom *depropanizer* bekerja pada area *satisfactory operation*.



Gambar 7. Satisfactory Area Kolom Depropanizer Optimasi

Dengan mengambil hasil optimal kinerja kolom *depropanizer* ini pada temperatur umpan sebesar 50°C, dilakukan uji coba peningkatan aspek *reflux ratio* yang awalnya sebesar 2,0. *Reflux ratio* adalah perbandingan antara *molar flow* pada *top product* setelah keluar dari *outlet* kondensator dengan *molar flow* pada *reflux rate* yang menuju ke kolom *depropanizer*. Kegunaan *reflux ratio* ini yaitu untuk meningkatkan *yield* pada komponen kunci yang diolah pada kolom *depropanizer*. Uji coba peningkatan *reflux ratio* dikenakan sebesar 2,5 dan 3,0 untuk *molar flow* total pada *top product* sebesar 60 *kgmole/hour*. Hasil yang didapatkan bahwa kolom *depropanizer* mengalami gangguan kinerja seperti terjadi *weeping*. Sehingga penambahan *reflux ratio* pada kondisi operasi ini tidak dapat dilakukan karena kolom tidak dapat beroperasi dengan baik dan telah melebihi batas desain internal kolom.

E. Analisis Hasil Optimasi

Kolom *depropanizer* yang telah dilakukan optimasi mengalami peningkatan nilai *recovery* pada produk utama yang diinginkan yaitu propana. Secara *existing* nilai *recovery* yang didapatkan hanya sebesar 51,75% kemudian mengalami peningkatan performa nilai *recovery* sebesar 2,01% menjadi 53,76%. Dengan komposisi fraksi mol propana pada aliran *bottom product* sebesar 0,04784 dapat dioptimalkan memenuhi spesifikasi fraksi molnya maksimal sebesar 0,018 menjadi 0,01555. Begitu juga dengan komposisi fraksi mol *i-butana* pada aliran *top product* sebesar 0,11310 dapat dioptimalkan memenuhi spesifikasi fraksi molnya maksimal sebesar 0,08 menjadi 0,06704. Untuk mencapai kondisi optimal tersebut, energi panas untuk reboiler yang awalnya sebesar 995,210,86 *kJ/hour* harus dilakukan penambahan sebesar 664.102,46 *kJ/hour*. Hal ini penting karena dengan penambahan panas tersebut akan membuat temperatur pada *bottom product* kolom *depropanizer* mengalami kenaikan. Sehingga ketika

aliran tersebut dalam kondisi terintegrasi dengan aliran umpan kolom *depropanizer* akan mempengaruhi temperatur umpan kolom *depropanizer*. Sehingga akan mempengaruhi kinerja kolom *depropanizer* dalam memisahkan komponen yang sedang diolah.

4. SIMPULAN

Berdasarkan hasil simulasi optimasi performa kolom *depropanizer* pada kondisi existing, ditemukan bahwa *temperature* umpan 58,57°C belum mampu mencapai spesifikasi pemisahan yang diinginkan dikarenakan produk light key masih terdapat pada *bottom column*, dengan molar flow propana pada *top product* hanya 55,5254 kgmole/hour, fraksi mol propana di aliran *bottom* sebesar 0,04784, dan fraksi mol i-butana di aliran *top* sebesar 0,11310. Kondisi ini menandakan bahwa kolom belum bekerja optimal dan memerlukan tindakan lebih lanjut. Berdasarkan serangkaian uji coba, rentang temperatur 50°C–54°C menunjukkan kinerja yang lebih baik dengan area operasi yang satisfactory, tanpa indikasi masalah weeping. Pada temperatur 50°C, diperoleh nilai *recovery* propana sebesar 53,76%, memenuhi spesifikasi komponen kunci yang telah ditetapkan. Untuk mencapai kondisi optimal ini, diperlukan tambahan energi panas pada reboiler sebesar 664.102,46 kJ/jam dari kondisi eksisting, sehingga total kebutuhan energi mencapai 1.619.313,32 kJ/jam. Penambahan energi pada *reboiler* berdampak pada kenaikan temperatur *bottom product* yang mempengaruhi temperatur umpan kolom, sehingga mempengaruhi kinerja pemisahan komponen yang sedang diolah di dalam kolom *depropanizer*. Hasil ini menegaskan bahwa modifikasi temperatur umpan dapat meningkatkan kinerja kolom *depropanizer*, memungkinkan pencapaian kualitas produk LPG yang lebih baik serta memenuhi spesifikasi perusahaan. 313,32 kJ/jam yang bertujuan untuk meningkatkan temperatur *bottom product*. Selain itu pengaruh dari peningkatan refluks *ratio* dari 2,0 menjadi 2,5 dan 3,0 pada kolom *depropanizer* menunjukkan gangguan kinerja seperti terjadinya *weeping* yang menandakan bahwa kondisi operasi sudah melampaui batas desain internal kolom dan tidak dapat dijalankan dengan stabil.

5. DAFTAR PUSTAKA

- [1] A. Ahdiat, “Konsumsi LPG Indonesia Naik pada 2023, Tertinggi Sedekade,” Databoks, Jakarta, 2023.
- [2] Triyono, M. Andy, “Pengamatan Proses LPG Recovery Unit 015 Fuel Oil complex II Pt Pertamina (Persero) RU IV Cilacap”, Blora, Perpustakaan PEM Akamigas, 2015.
- [3] M. V. Winkle, “Distillation,” New York: McGraw-Hill Inc., 1967.
- [4] H. Z. Kister, “Distillation Design,” New York: McGraw-Hill Inc., 1992.
- [5] S. R.K., “Chemical Engineering Volume. 6 Unit Operations,” London: Pergamon Press, 1989.
- [6] Karl, “Distillation Column Selection, Sizing and Troubleshooting, Kolmetz Handbook of Process Equipment Design,” vol. 1, Johor: ResearchGate, p. 103, 2013.
- [7] S.A. Kardjono, “Proses Pengolahan Minyak Bumi,” PPT Migas, Cepu, 1999.
- [8] S.A. Kardjono, “Proses Pemisahan Uap – Cairan,” Departemen Pertambangan dan Energi, Pusdiklat Migas Cepu, 2001.
- [9] A. Rahima, E. N. Dewi, “Simulasi Pengaruh Refluks Ratio pada Proses Ekstraktif Menggunakan Chemcad,” Jurnal Chemurgy, vol. 4, no. 1, pp. 6–11, 2020.
- [10] R. Amrullah, S. Nurjanah, A. Widyasanti, M. Muhaemin, J. Raya, dan B. Sumedang, “Kajian Pengaruh Rasio Refluks terhadap Karakteristik Minyak Nilam Hasil Distilasi Fraksinasi,” Jurnal Rekayasa Proses, vol. 11, no. 2, 2017.
- [11] Supaya, “Refdes Kombinasi Alat Refluks dan Distilasi, Upaya Efisiensi Proses Refluks dan Distilasi untuk Praktikum Kimia Organik,” Jurnal Praktikum Kimia Organik, vol. 2, no. 1, pp. 41–46, 2019.
- [12] R. P. Budaffani, “Peningkatan Performa Kolom Light End Stripper T-701 Di PT Polytama Propindo,” Kertas Kerja Wajib PEM Akamigas, 2023.
- [13] M. Cabe, “Unit Operation,” New York: Mc-Graw-Hill Inc., 1983.