

PENINGKATAN *YIELD* PERTASOL MELALUI OPTIMASI PARAMETER OPERASI KOLOM FRAKSINASI METANA (C1) DI PT. ZAPLAS

Farrel Reyhan Kusuma¹, Hatta Rafli Dedarma¹, Ratnادهिता Renata Susanto¹, Tun
Sriana^{1*}

¹Teknik Pengolahan Minyak dan Gas, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Jalan Gajah Mada No. 38 Cepu,
Blora, Jawa Tengah 58311

*E-mail: tun.sriana@gmail.com

ABSTRAK

Peningkatan hasil *pertasol* merupakan faktor penting pada sektor industri petrokimia untuk meningkatkan efisiensi produksi dengan menjaga kualitas produk. *Pertasol* merupakan fraksi ringan yang diperoleh dari distilasi minyak mentah dan digunakan sebagai bahan baku untuk bahan bakar serta petrokimia, dengan standar kemurnian yang tinggi untuk memastikan kualitas mutu produk akhir. Penelitian ini bertujuan untuk mengoptimalkan parameter operasi dari kolom fraksinasi C1 di PT. ZAPLAS dengan menggunakan pendekatan desain kolom, sehingga dapat secara signifikan meningkatkan hasil dan kemurnian dari *pertasol*. Metode optimasi yang digunakan meliputi variasi desain *tray*, suhu, tekanan, dan laju umpan dalam kolom fraksinasi yang dievaluasi melalui eksperimen dan simulasi. Hasil dari penelitian juga menunjukkan bahwa pengoptimalan parameter desain kolom dan *tray* dapat meningkatkan hasil dan kemurnian *pertasol* hingga mencapai kondisi optimal sehingga memperbaiki efisiensi proses dan mengurangi pembentukan limbah, yang dimana konfigurasi kolom mencapai kondisi ideal dengan suhu *reboiler* 364-370 °C dan tekanan 145-150 psia. Selain itu, hasil optimasi pada desain *tray* menunjukkan peningkatan kinerja kontak *vapor-liquid* sehingga efisiensi pemisahan fraksi ringan menjadi lebih baik, dan juga terdapat penyesuaian laju umpan pada nilai optimum yang mampu menjaga stabilitas distribusi panas di dalam kolom sebesar 1000 kg/jam yang dimana untuk mengimbangi beban termal kolom dan berkontribusi pada peningkatan *yield* *pertasol* serta penurunan *losses* mencapai 0%. Konfigurasi ini menghasilkan peningkatan *yield* *Pertasol* CC dari 47,3% menjadi 87,8% dan penurunan *losses* dari 13,3% menjadi 0%. Penelitian ini memberikan acuan operasional untuk pengoperasian kolom fraksinasi C1 di tingkat industri untuk memaksimalkan produksi *pertasol* berkualitas tinggi.

Kata kunci: *Pertasol, Desain Column, Desain Tray, Industrial Petrochemical, Optimasi parameter operasi, Kemurnian (purity)*

1. PENDAHULUAN

Seiring berkembangnya industri di Indonesia mengakibatkan persaingan di industri semakin kompetitif. Saat ini, Sektor minyak dan gas bumi memainkan peran yang signifikan. Oleh karena itu, Untuk memenuhi kebutuhan ini, pengolahan minyak dan gas bumi yang efisien dan efektif dilakukan. Salah satu sumber daya alam Indonesia adalah minyak bumi yang berasal dari perut bumi dan kemudian diproses untuk menghasilkan berbagai jenis bahan bakar, seperti bensin, minyak tanah, residu, *liquefied petroleum Gas (LPG)*, dan solar [1]. Pengolahan bahan baku minyak bumi yang buruk akan menyebabkan kerugian (*losses*) dan merosotnya efisiensi proses produksi serta kinerja mesin [2]. Kerugian produksi dengan akibat adanya *losses* dan kualitas produk dibawah standar akan berdampak pada penurunan keuntungan perusahaan. Hal tersebut dapat dipengaruhi dari faktor keandalan peralatan atau fasilitas produksi. Oleh karena itu, untuk mengurangi kerugian produksi, perlu dilakukan upaya untuk meningkatkan efisiensi alat [3].

Peralatan yang paling penting kolom fraksinasi ada di suatu kilang minyak untuk memisahkan *crude oil* selama proses pengolahan menjadi produk-produk hidrokarbon bahan bakar minyak dan non bahan bakar minyak dengan proses distilasi. Prinsip proses distilasi adalah memisahkan dua atau lebih komponen berdasarkan perbedaan kesetimbangan uap-cairnya [4]. Produk minyak bumi yang dihasilkan berupa pertasol CA, CB, CC, solar, dan residu. Alat yang paling penting dalam pengolahan produk minyak bumi adalah kolom fraksinasi. Saat ini, kilang masih menggunakan alat lama atau kuno bekas peninggalan Belanda, namun ada beberapa alat yang sudah diganti karena performanya turun, sehingga perlu dilakukan *maintenance* secara teratur untuk mengurangi insiden selama proses produksi. Kegiatan *maintenance* yang dilakukan setiap tiga tahun sekali, namun pada tahun terakhir ini terjadi keterlambatan dalam *maintenance*. Hal ini dapat menimbulkan dampak dari performa alat yang digunakan untuk proses produksi, yang akan mempengaruhi kualitas produk yang dihasilkan [5].

Pada beberapa tahapan proses pengolahan minyak bumi, kilang menggunakan *steam* untuk membantu memanaskan proses distilasi. *Boiler* adalah perangkat yang digunakan untuk menghasilkan *steam* [6]. Jika *boiler* mengalami masalah dan tidak dapat menghasilkan *steam*, kinerja kolom fraksinasi C-1 harus dievaluasi jika proses pengolahan minyak bumi terus berlangsung tanpa *steam*. dari penelitian sebelumnya oleh Valentin dkk. (2018), Proses *steam* memiliki efisiensi sebesar 53,72%. Selanjutnya, hasil evaluasi tersebut dibandingkan dengan hasil evaluasi kinerja kolom fraksinasi C-1 yang beroperasi tanpa bantuan *steam* untuk menentukan apakah kolom fraksinasi C-1 beroperasi dengan lebih baik tanpa bantuan *steam* atau dengan *steam* [7].

Berdasarkan penelitian dari Viola (2020) menyatakan bahwa performa kolom fraksinasi C-1 terdapat *losses* sebesar 14,48%, sedangkan pada tahun 2021 dengan adanya keterlambatan *maintenance* performa kolom fraksinasi C-1 terdapat *losses* sebesar 24%. Hal tersebut menunjukkan bahwa kegiatan *maintenance* memiliki pengaruh besar terhadap performa serta umur pakai peralatan produksi di perusahaan [8]. Performa kolom fraksinasi juga akan mempengaruhi hasil produk minyak dan gas bumi, kondisi yang sangat berpengaruh terhadap kualitas solar adalah pada *top* kolom fraksinasi C-1 hal ini terlihat adanya korelasi antara data *pour point* dengan suhu operasi kolom fraksinasi C-1. Kenaikan suhu operasi yang dijalankan di *top* kolom C-1 maka *pour point* yang didapatkan semakin kecil. Berdasarkan DIRJEN MIGAS semakin kecil nilai *pour point* maka akan semakin baik kualitas produk solar [9]. Penelitian terdahulu dari Andra (2021), menyatakan bahwa performa kolom fraksinasi C-1 terdapat *losses* sebesar 24%. Nilai *losses* dari penelitian ini sebagai perbandingan pada tahun 2021 dan 2022 untuk melihat pengaruh kondisi operasi kolom fraksinasi C-1 yang mengalami keterlambatan. Kelebihan penelitian dari Tahzanuu memiliki nilai *losses* yang lebih rendah sedangkan kekurangannya tidak mencantumkan kualitas produk minyak bumi yang dihasilkan terhadap pengaruh kondisi operasi dari kolom fraksinasi C-1. Berdasarkan latar belakang dan penelitian sebelumnya, seperti yang disebutkan diatas, tujuan dari penelitian ini adalah untuk meningkatkan *yield* melalui optimasi parameter operasi kolom fraksinasi C-1 berdasarkan kolom internal yang dimana menggunakan *packed* dan *tray* [10].

2. METODE

Kolom fraksinasi C-1 memerlukan pemanasan untuk memisahkan minyak mentah menjadi produk pertasol dan solar. Selama proses pemisahan, pemanasan dilakukan secara bertahap pada suhu yang berbeda pada setiap tingkatan *plate*, dan digunakan untuk memisahkan kedua produk tersebut. Oleh karena itu, fraksi ringan *crude oil* (pertasol) akan lebih banyak menguap menjadi produk tertinggi, dan fraksi berat minyak solar akan lebih banyak terdapat pada produk terendah. Pengumpulan informasi dalam mengevaluasi *performance* kolom fraksinasi C-1 dan

di PT. ZAPLAS diperoleh dari: data lapangan, data literatur, *control room*, dan laboratorium pengujian hasil produk. Data lapangan diperoleh dengan pengamatan dan pencatatan langsung pada unit area kolom fraksinasi C-1 berdasarkan operasi di lapangan meliputi *flowrate* fluida, suhu dan tekanan operasi, serta densitas fluida. Data literatur diambil dari literatur yang berasal dari buku atau jurnal yang digunakan sebagai sumber referensi, informasi yang dikumpulkan meliputi data *American Petroleum Institute* (API) bahan, densitas, dan entalpi. Untuk beberapa kondisi operasi pada kolom fraksinasi C-1 tidak dapat dilakukan pengamatan secara langsung di lapangan, sehingga untuk mengetahuinya dapat dilihat pada *control room*. Sedangkan untuk analisa dari pengaruh operasi pada kolom fraksinasi C-1 terhadap hasil produk solar dilakukan pada laboratorium pengujian.

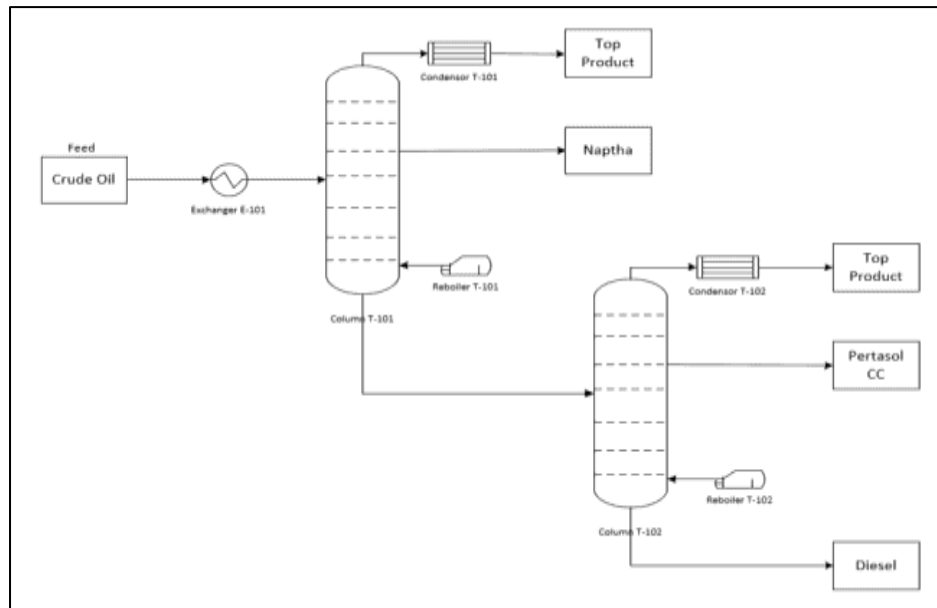
Simulator *Aspen HYSYS V14* menyediakan dasar termodinamika yang komprehensif untuk perhitungan akurat sifat fisik, sifat transportasi, dan perilaku fasa dalam industri minyak dan gas serta pengolahan minyak. Dalam penelitian ini, bahan bakar dan fluida kerja merupakan campuran hidrokarbon. Oleh karena itu, digunakan paket fluida Peng-Robinson (PR) karena memiliki basis data yang kuat dan persamaan yang mampu menghasilkan prediksi keseimbangan yang lebih baik untuk sistem hidrokarbon.

Optimasi proses - Setelah model proses stabilisasi minyak mentah disimulasikan, optimasi proses tersebut dilakukan dengan bantuan alat optimasi dari versi *Aspen HYSYS 8.4* yang sama yang digunakan untuk pengembangan model dan simulasi, yang diakses melalui *add-in "Optimizer Spreadsheet"* pada model yang dikembangkan.

Distilasi atmosferik (*atmospheric distillation*) adalah salah satu proses pemisahan secara fisika dengan menggunakan perbedaan titik didih dari masing-masing komponen yang ada didalamnya dengan kondisi tekanan operasi ± 1 atmosfer. Umpan pertama kali masuk ke *heat exchanger* untuk pemanasan awal dengan produk yang memiliki suhu lebih tinggi. Fungsi *heat exchanger* ini untuk meringankan kerja dari *furnace*. Umpan akan masuk ke dalam *furnace* untuk mengalami pemanasan kedua. Suhu keluar *furnace* dijaga sekitar 350°C sehingga tidak terjadi perengkahan (*cracking*) pada produk yang dihasilkan. Proses distilasi atmosferis biasanya dipakai untuk memisahkan fraksi-fraksi minyak yang terdapat di dalam *crude oil*.

Distilasi atmosferik, juga dikenal sebagai *distillation atmospheric*, adalah salah satu proses fisik yang memanfaatkan perbedaan antara semua komponennya dan suhu operasi sebesar ± 1 atmosfer. Umpan pertama kali masuk ke *heat exchanger* untuk pemanasan awal dengan produk yang memiliki suhu lebih tinggi. Fungsi *heat exchanger* ini untuk meringankan kerja dari *furnace*. Umpan akan masuk ke dalam *furnace* untuk mengalami pemanasan kedua. Untuk menghindari *cracking* pada produk yang dihasilkan, suhu keluar *furnace* dijaga sekitar 350°C. Fraksi minyak *crude oil* biasanya dipisahkan melalui proses distilasi atmosferis.

Adapun fraksi yang di pisahkan seperti Solar, Pertasol CA, Pertasol CB, Pertasol CC, dan *Residue*. Peralatan yang ada didalam unit distilasi atmosferik yaitu kolom distilasi/fraksinasi, kolom *stripper*, *furnace*, *heat exchanger*, separator, *cooler*, pompa, tangki, dan instrumentasi. Detail *process flow diagram* (PFD) distilasi atmosferik disajikan dalam Gambar 1. Kolom distilasi dilengkapi dengan beberapa komponen yang masing-masing berfungsi untuk meng-kirimkan panas dan massa selama proses distilasi. Beberapa bagian penting dari peralatan utama yang terdapat pada kolom distilasi atmosferik adalah *vertical shell*, *reboiler*, *condenser*, *reflux drum*, dan *tray/packing*. Adapun fungsi dari komponen peralatan utama pada kolom distilasi ditunjukkan pada tabel 1.



Gambar 1. PFD Distilasi Atmosferik Sederhana

Tabel 1. Fungsi Peralatan Utama Pada Kolom Distilasi

No	Peralatan	Fungsi
1	<i>Vertical shell</i>	Tempat pemisahan komponen cair dilakukan
2	<i>Reboiler</i>	Menguapkan kembali produk bawah
3	<i>Condensor</i>	Mengeluarkan uap dari atas kolom
4	<i>Reflux drum</i>	Menampung kondensat yang dimasukkan kembali ke kolom
5	<i>Tray/Packing</i>	Tempat kontak di dalam kolom membantu pemisahan

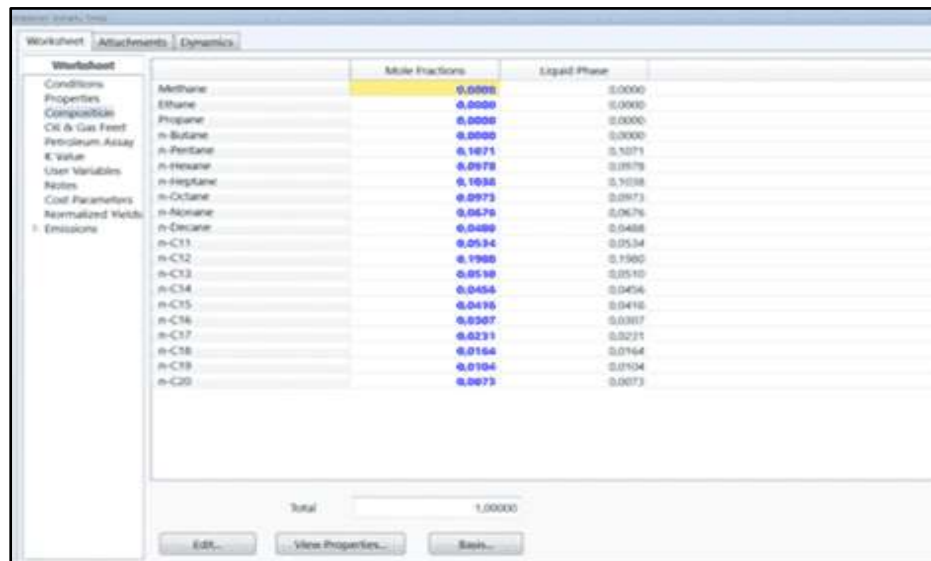
3. PEMBAHASAN

A. Karakteristik *Feed*

Memahami karakteristik umpan (*feed*) yang akan diproses di unit distilasi atmosferik adalah langkah awal yang sangat penting dalam proses pengolahan minyak mentah. Jenis produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh karakteristik *feed*. Hal ini termasuk fraksi ringan seperti *naphtha*, fraksi menengah seperti gas dan kerosin, dan fraksi berat seperti residu. Setiap komponen penyusun *feed* memiliki titik didih yang berbeda, sehingga pemisahan hanya dapat dilakukan jika sifat awal campuran hidrokarbon sudah diketahui. Oleh karena itu, sebelum *feed* masuk ke dalam *pre-heater* dan kemudian ke menara distilasi.

Data komposisi menunjukkan bahwa *feed* ini terdiri dari campuran hidrokarbon dengan rentang karbon dari C5 hingga C20, dengan fraksi yang paling dominan di antara menengah dan berat. Kehadiran n-parafin yang signifikan pada C5 hingga C12 menunjukkan kemungkinan pembentukan produk *naphtha* dan kerosin dalam jumlah besar. Sebaliknya, fraksi dari C13 ke atas cenderung didistribusikan sebagai gas hingga residu pada kolom distilasi atmosferik. Detail komposisi *feed crude oil* pada input Aspen Hysys ditunjukkan pada Gambar

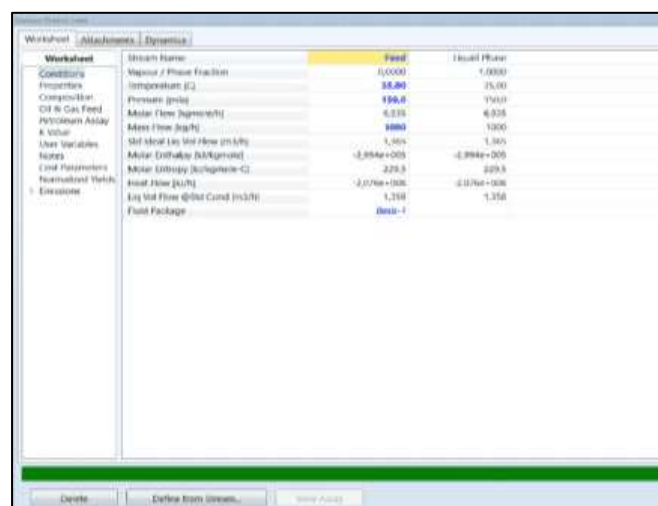
2.



	Mole Fractions	Liquid Phase
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.1071	0.1071
n-Hexane	0.0978	0.0978
n-Heptane	0.1038	0.1038
n-Octane	0.0973	0.0973
n-Nonane	0.0676	0.0676
n-Decane	0.0489	0.0489
n-C11	0.0534	0.0534
n-C12	0.1900	0.1900
n-C14	0.0559	0.0559
n-C16	0.0456	0.0456
n-C18	0.0476	0.0476
n-C20	0.0307	0.0307
n-C22	0.0231	0.0231
n-C24	0.0164	0.0164
n-C26	0.0104	0.0104
n-C28	0.0073	0.0073
Total	1.00000	

Gambar 2. Komposisi Feed Crude Oil

Kondisi awal *feed* memberikan informasi penting tentang sifat fisiknya selain komposisinya. Kondisi *feed* yang masuk berada pada suhu 35 °C dan tekanan 150 psia dengan, laju alir massa totalnya adalah 1000 kg/jam. Pada kondisi ini, *feed* masuk ke dalam sistem dalam keadaan cair sepenuhnya (*vapour phase fraction* = 0), yang sesuai dengan sifatnya yang kaya akan fraksi berat. Dengan volume cair standar sekitar 1,365 m³/jam dan laju alir molar 6,935 kmol/jam, makanan memiliki densitas yang relatif tinggi. Dengan entalpi molar 2,994×10⁵ kJ/kmol dan aliran panas 2,076×10⁶ kJ/jam, ini menunjukkan bahwa *feed* membutuhkan banyak energi selama tahap pemanasan awal. Detail kondisi operasi *feed crude oil* pada input Aspen Hysys ditampilkan pada Gambar 3.



	Feed	Liquid Phase
Stream Name	Feed	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000
Temperature (°C)	35.00	35.00
Pressure (psia)	150.0	150.0
Molar Flow (kgmole/h)	6.935	6.935
Mass Flow (kg/h)	1000	1000
Std. vol. Gas Flow (m ³ /h)	1.365	1.365
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.994e+05	-2.994e+05
Molar Entropy (kJ/kgmole-K)	229.3	229.3
Heat Flow (kW)	-2.076e+06	-2.076e+06
Log Vol Flow @Std Cond (m ³ /h)	1.358	1.358
Fluid Package	Basis-1	

Gambar 3. Kondisi Operasi Feed Crude Oil

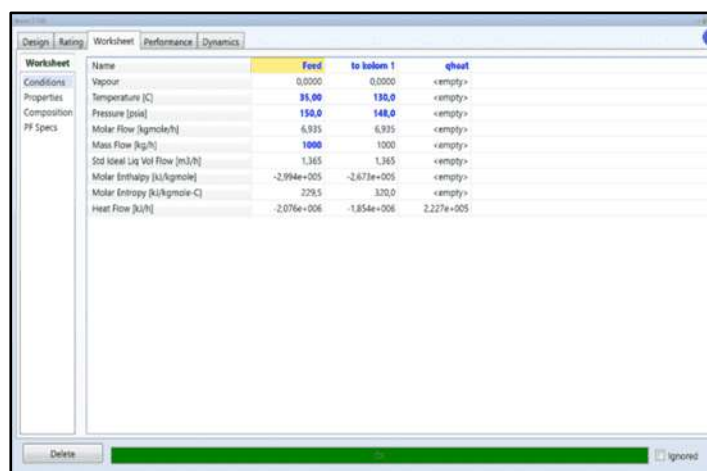
Dengan karakteristik ini, *pre-heater* menaikkan suhu *feed* hingga mendekati titik *bubble point* sehingga beberapa bagian mulai menguap sebelum masuk ke kolom distilasi atmosferik. Akan lebih mudah untuk memisahkan fraksi berdasarkan perbedaan titik didihnya dengan metode ini. Pada kondisi awal, umpan diklasifikasikan sebagai campuran hidrokarbon me-

menengah hingga berat yang sepenuhnya cair, yang berpotensi untuk menghasilkan produk utama berupa Pertasol CC, *naphtha* berat, dan kerosin berat yang akan diolah lebih lanjut.

B. Proses *Pre-heater* Pada *Crude Oil*

Sebelum *crude oil* masuk ke kolom distilasi atmosferik, aliran dialirkan ke *pre-heater*. Tahap ini berfungsi sebagai tahap awal pemanasan, memberikan energi panas untuk membuat *feed* mendekati titik didihnya, membuatnya lebih siap untuk dipisahkan sesuai dengan perbedaan titik didihnya di kolom distilasi atmosferik. Dengan laju alir massa 1000 kg/jam dan awalnya pada suhu 35°C dan tekanan 150 psia, kondisi *feed* naik secara signifikan setelah melewati proses *pre-heater* dimana, suhunya meningkat menjadi 130 °C dengan penurunan tekanan menjadi 148 psia. Suhu ini meningkat akibat dari penambahan kalor sebesar $2,227 \times 10^5$ kJ/jam yang diserap oleh *feed*.

Sifat termodinamika dari *feed* menunjukkan perubahan kondisi dimana, entalpi molar meningkat dari $2,994 \times 10^5$ kJ/kmol menjadi $2,673 \times 10^5$ kJ/kmol, dan entropi molar meningkat dari 229,5 menjadi 320 kJ/(kmol·°C). Setelah proses *pre-heater*, komposisi *feed* tetap dalam fase cair (*vapour fraction* = 0), meskipun energi panas telah ditambahkan. *Feed* sendiri memiliki fraksi hidrokarbon menengah hingga berat (C5 hingga C20) dengan titik didih relatif tinggi pada tekanan 148 psia, sehingga tidak ada penguapan yang signifikan pada suhu 130°C. Kondisi operasi *crude oil* pada proses *pre-heater* ditampilkan pada Gambar 4.



	Feed	to kolom 1	qout
Name	Vapour	0,0000	0,0000
Temperature (°C)	35,00	130,0	-empty>
Pressure (psia)	150,0	148,0	-empty>
Molar Flow (kgmole/h)	6,935	6,935	-empty>
Mass Flow (kg/h)	1000	1000	-empty>
Std Ideal Liq Vol Flow (m³/h)	1,365	1,365	-empty>
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2,994e+05	-2,673e+05	-empty>
Molar Entropy (kJ/kgmole·°C)	229,5	320,0	-empty>
Heat Flow (kJ/h)	-2,076e+006	-1,854e+006	2,227e+005

Gambar 4. Kondisi Operasi *Crude Oil* Pada Proses *Pre-heater*

Hasil dari proses *pre-heating* ini secara operasional membantu tahap distilasi atmosferik. Kondisi *feed* yang sudah panas saat memasuki kolom dapat mengurangi beban energi pada *reboiler*, atau bagian bawah kolom (*bottom column*). Selain itu, *feed* yang masuk dengan suhu yang lebih tinggi memudahkan proses *flash* dan pemisahan fraksi di dalam *tray* distilasi karena selisih energi yang dibutuhkan untuk mencapai *bubble point* berkurang. Oleh karena itu, *pre-heater* berfungsi sebagai unit pemberi energi sensibel dan sebagai indikator awal efisiensi pemisahan fraksi minyak di kolom distilasi atmosferik.

C. Kondisi Operasi *Coloumn* C-1 (T-101)

Fluida dengan rentang komponen C5–C20 terlebih dahulu dialirkan ke *heater* sebagai tahap *pre-treatment* sebelum memasuki *column* C-1 (T-101). Pemanasan awal ini bertujuan untuk menyesuaikan kondisi termal fluida agar tidak terjadi *thermal shock* ketika memasuki kolom. Setelah itu, fluida dipisahkan berdasarkan perbedaan titik didih, di mana fraksi ringan (C5-C10) akan terkonsentrasi pada bagian atas kolom sebagai nafta, sedangkan fraksi menengah (C11-C15) akan terkumpul di bagian bawah kolom sebagai *kerosene*, sementara fraksi lebih berat akan tetap berada di produk bawah untuk proses lanjut

Design	Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet									
Conditions	Name	to kolom 1 @COL1	con @COL1	top produk @COL1	bot produk @COL1				
Properties	Vapour	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000				
Compositions	Temperature [C]	130,0	199,4	199,4	364,5				
PF Specs	Pressure [psia]	148,0	145,0	145,0	147,0				
	Molar Flow [kgmole/h]	6,935	1,290	2,356	3,290				
	Mass Flow [kg/h]	1000	120,1	253,2	626,7				
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,365	0,1781	0,3637	0,8233				
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,673e+005	-1,469e+005	-1,882e+005	-2,038e+005				
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	320,0	257,9	247,7	716,9				
	Heat Flow [kJ/h]	-1,854e+006	-1,894e+005	-4,434e+005	-6,706e+005				

Gambar 5. Kondisi Operasi *Column C-1 (T-101)*

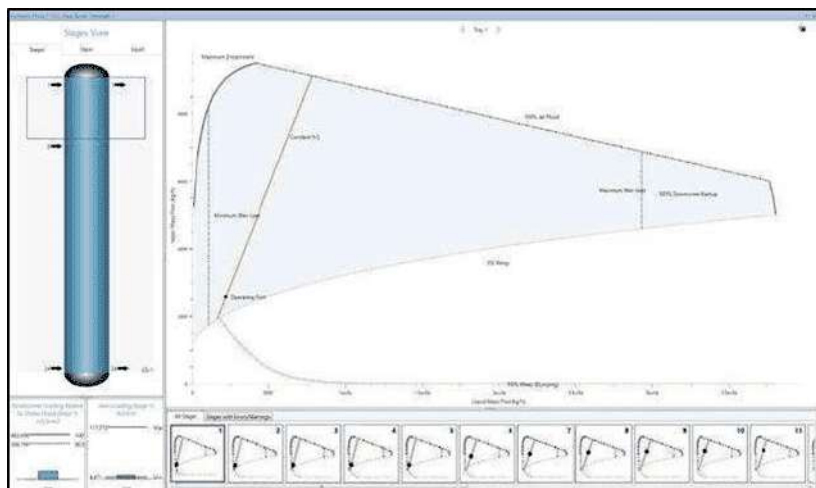
Gambar 5 menunjukkan kondisi operasi *column C-1 (T-101)*. *Feed* masuk sebesar 6,935 kmol/jam pada 130°C dan 148 psia dipisahkan menjadi *top product* dan *bottom product*. *Top Product* keluar sebesar 2,356 kmol/jam pada 199,4°C, sedangkan *Bottom Product* sebesar 3,290 kmol/jam pada 364,5 C. Kebutuhan *duty* kondensor sebesar $-4,434 \times 10^5$ kJ/jam dan *reboiler* - $6,706 \times 10^5$ kJ/jam.

	to kolom 1	con	top produk	bot produk
n-Pentane	0,1071	0,3255	0,1371	0,0000
n-Hexane	0,0978	0,2381	0,1576	0,0000
n-Heptane	0,1038	0,1951	0,1988	0,0000
n-Octane	0,0973	0,1364	0,2120	0,0000
n-Nonane	0,0676	0,0687	0,1614	0,0000
n-Decane	0,0488	0,0335	0,1182	0,0052
n-C11	0,0534	0,0026	0,0135	0,1019
n-C12	0,1980	0,0002	0,0014	0,4163
n-C13	0,0510	0,0000	0,0000	0,1075
n-C14	0,0456	0,0000	0,0000	0,0961
n-C15	0,0416	0,0000	0,0000	0,0877
n-C16	0,0307	0,0000	0,0000	0,0646
n-C17	0,0231	0,0000	0,0000	0,0487
n-C18	0,0164	0,0000	0,0000	0,0347
n-C19	0,0104	0,0000	0,0000	0,0219
n-C20	0,0073	0,0000	0,0000	0,0155

Gambar 6. Komposisi *Column C-1 (T-101)*

Detail komposisi *column C-1 (T-101)* ditampilkan pada gambar 6, seperti yang ditunjukkan pada gambar 6 bahwa komposisi fraksi berat hidrokarbon C11–C15 dominan terakumulasi pada produk bawah kolom distilasi. Fraksi n-C11 dari 0,0534 meningkat menjadi 0,1019 di *bottom*, sedangkan n-C12 dari 0,1980 naik menjadi 0,4163. Komponen n-C13, n-C14, dan n-C15 menunjukkan dominasi distribusi di produk bawah dengan nilai 0,1075; 0,0961; dan 0,0877. Produk Pertasol CC (C11-C15) berhasil terakumulasi di *bottom product* untuk kemudian dapat diarahkan ke kolom distilasi berikutnya guna mencapai tingkat kemurnian yang lebih tinggi.

Column C-1 (T-101) menggunakan *tray* bertipe *sieve* dengan total 24 *stage*. Diameter kolom tercatat sekitar 0,582 m, sedangkan jarak antar *tray* adalah 0,6096 m, sehingga memberikan distribusi kontak antara uap dan cairan yang relatif optimal. Penggunaan 1 *downcomer* pada setiap *tray* membantu menjaga aliran cairan yang stabil dan mencegah terjadinya *flooding*.



Gambar 7. View Hydraulic Plots Column T-101

Gambar 7 menunjukkan *view hydraulic plots* yang dimana titik operasi kolom berada didalam daerah aman yang dibatasi oleh kondisi ekstrem seperti *jet flood* 100%, *downcomer backup* 100%, dan *weeping* 0%. Pada *tray* pertama, titik operasi berada dibawah garis *maximum entrainment* dan cukup jauh dari batas *flooding*, sehingga mengindikasikan bahwa distribusi uap-cair masih dalam kondisi stabil. Nilai *weir loading* pada stage 1 tercatat sekitar 117,372 m³/h-m, sementara *downcomer loading relatif* terhadap *choke flood* hanya 80,08%, menandakan belum ada indikasi *overcapacity* pada aliran cairan. Posisi titik operasi yang berada di antara *minimum weir load* dan *maximum weir load* memperlihatkan bahwa kontak uap dan cairan berlangsung dengan baik, sehingga efisiensi pemisahan tetap terjaga.

D. Kondisi Operasi Coloumn C-2 (T-102)

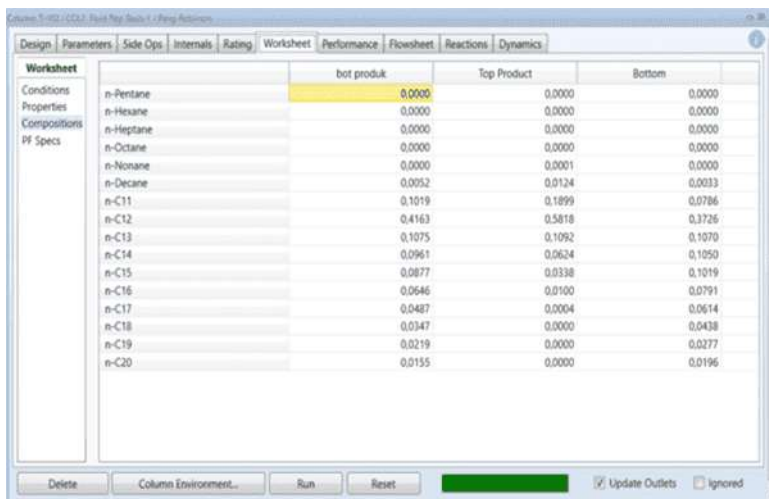
Nilai *vapor fraction* 0,0000 menunjukkan bahwa *stream bot* produk yang dibuat pada kondisi operasi ini sepenuhnya berada dalam fase cair. Dengan tekanan operasi 147 psia dan suhu aliran 364,5 °C, produk keluar merupakan fraksi berat yang membutuhkan suhu tinggi untuk tetap dalam fase cair. Dengan volume cairan standar sekitar 0,82 m³/jam, laju alir yang dihasilkan adalah 3,290 kmol/jam, atau 626,7 kg/jam.

Dari perbandingan laju massa terhadap volume, diperoleh densitas rata-rata sekitar 763 kg/m³ yang sesuai dengan karakteristik fraksi hidrokarbon menengah hingga berat seperti *heavy naphtha* atau *kerosene* ringan. Berdasarkan komposisi awal yang didominasi *n-paraffin* C9 ke atas, produk bawah ini dilanjutkan ke proses selanjutnya pada *Column C-2* (T-102) yang dilakukan untuk mendapatkan produk Pertasol CC yang lebih murni.

Worksheet			
Worksheet	Stream Name	bot product	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature (°C)	364,5	364,5
Composition	Pressure (psia)	147,0	147,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow (kgmole/h)	3,290	3,290
Petroleum Assay	Mass Flow (kg/h)	626,7	626,7
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow (m³/h)	0,8233	0,8233
User Variables	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-°C)	-2,038e+005	-2,038e+005
Notes	Molar Entropy (kJ/kgmole-°C)	716,9	716,9
Cost Parameters	Heat Flow (kJ/h)	-6,706e+005	-6,706e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond (m³/h)	0,8215	0,8215
Emissions	Fluid Package	Buts-1	

Gambar 8. Hasil Simulasi Kondisi Operasi Crude Oil Pada Kolom C-2 (T-102)

Hasil simulasi kondisi operasi *crude oil* di *column* C-2 (T-102) ditunjukkan pada Gambar 8. Dari gambar menunjukkan terjadi pemisahan yang cukup jelas antara fraksi menengah, yang dikenal sebagai produk tertinggi, dan fraksi lebih berat, yang dikenal sebagai produk bawah, dengan keseimbangan material yang konsisten. Secara aliran, total stream masuk/hasil menunjukkan bahwa produk tertinggi mencapai 0,6876 kmol/h ($\approx 118,7$ kg/h, $\approx 19\%$ dari massa total 626,7 kg/h), sedangkan produk terendah mencapai 2,602 kmol/h ($\approx 508,0$ kg/h, $\approx 81\%$ dari massa total). Dengan tekanan operasi 142–147 psia di masing-masing *outlet*, kondisi tetap dalam fase cair (*vapour* = 0,0000). *Temperatur outlet top* lebih rendah (340,0 °C) dibandingkan dengan *bottom* (369,4 °C) dan *bot* produk utama (364,5 °C), yang menunjukkan bahwa fraksi *top* relatif lebih rendah. Hasil simulasi komposisi pada kolom T-102 disajikan pada Gambar 9. Dari gambar dapat dilihat bahwa komposisi menunjukkan bahwa produk unggulan C11–C13 terutama n-C12 ($\approx 58,18\%$ mol), dengan kontribusi C11 18,99% dan C13 10,92%, masing-masing. Ini menunjukkan bahwa fraksi berat *naphtha/kerosene* ringan dominan parafin C11–C13. Fraksi di bawah yang lebih berat (C13–C20), dengan porsi yang lebih besar pada C14–C17 dan jejak hingga C20, cocok disebut sebagai fraksi distilat bawah yang lebih berat. Ini karena itu dianggap sebagai fraksi distilat bawah yang lebih berat, yang dapat digunakan untuk diesel ringan, penggabungan minyak gas, atau *feed* untuk *hydrocracking*. Kolom tampaknya berhasil menahan sebagian besar C12 ke atas (tinggi ~ 0.5818 dibandingkan rendah ~ 0.3726 untuk C12), sementara komponen $\geq$ C14 tersebar lebih jauh ke bawah.



	bot produk	Top Product	Bottom
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Octane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0000	0,0001	0,0000
n-Decane	0,0052	0,0124	0,0033
n-C11	0,1019	0,1899	0,0786
n-C12	0,4163	0,5818	0,3726
n-C13	0,1075	0,1092	0,1070
n-C14	0,0961	0,0624	0,1050
n-C15	0,0877	0,0338	0,1019
n-C16	0,0646	0,0100	0,0791
n-C17	0,0487	0,0004	0,0614
n-C18	0,0347	0,0000	0,0438
n-C19	0,0219	0,0000	0,0277
n-C20	0,0155	0,0000	0,0196

a

Gambar 9. Hasil Komposisi pada Kolom C-2 (T-102)

Secara energi, laju panas total *outlet* juga konsisten. Fluks panas atas adalah $1,391 \times 10^5$ kJ/h dan fluks panas bawah adalah $5,332 \times 10^5$ kJ/h, yang, jika digabungkan, lebih dekat dengan fluks panas total aliran awal ($-6,706 \times 10^5$ kJ/h), menunjukkan neraca energi tertutup (nilai negatif mengacu pada acuan simulasi/HYSYS). *Top* memiliki entropi molar yang lebih rendah (617,6 kJ/kmol·°C) dibandingkan dengan *bottom* (741,3), yang menunjukkan bahwa *top* lebih teratur. Proses ini menunjukkan bahwa bahan-bahan C11–C15 memiliki jumlah yang signifikan, yang dapat menunjukkan bahwa *purity* yang dihasilkan setelah proses distilasi ini telah memenuhi target.

Dan juga dilakukan *sizing internal* pada kolom, pada *stage column* T-102 digunakan packing jenis *nutterring*. Untuk kolom ini, jenis packing *nutterring* dipilih karena efisiensi dan performa pemisahan yang tinggi. Pembungkus struktur terbuka *nutterring* memiliki luas permukaan kontak yang besar antara fase cair dan gas, yang meningkatkan efisiensi perpindahan massa di dalam kolom. Selain itu, pembungkus ini memiliki karakteristik

penurunan tekanan (*drop pressure*) yang relatif rendah dibandingkan dengan jenis pembungkus jenis lain, kondisi ini sangat bermanfaat untuk jenis operasi yang membutuhkan efisiensi energi tinggi. Dalam segi hidrodinamika, *nutterring* memiliki kapasitas alir yang tinggi dan dapat mengakomodasi laju alir uap dan cair yang tinggi tanpa cepat mengalami *flooding*. Desain *nutterring* pada proses ini juga membantu dalam pendistribusian fluida di seluruh penampang kolom, yang mengurangi risiko maldistribusi dan mengurangi kemungkinan *fouling*.

E. Hasil Optimasi Proses

Tabel 2. Data Teknis Kolom Fraksinasi C-1 (T-101)

Data Teknis	Satuan	Besaran
Diameter	m	0,5820
Jenis Internal	-	<i>Trayed</i>
Tipe Tray	-	<i>Sieve Tray</i>
Jumlah Stage	Buah	24
Tray Spacing	m	0,6096
Tipe Packing	-	-

Tabel 3. Data Teknis Kolom Fraksinasi C-2 (T-102)

Data Teknis	Satuan	Besaran
Diameter	m	0,1745
Jenis Internal	-	<i>Packed</i>
Tipe Tray	-	-
Jumlah Stage	Buah	50
Tray Spacing	m	0,5500
Tipe Packing	-	<i>NUTTERING</i>

Pada kondisi awal operasi, kolom fraksinasi yang digunakan adalah kolom C-1 (T-101), yang memiliki konfigurasi internal *sieve tray* sebanyak 24 *stage*, yang digunakan sebelum optimasi. Sementara itu, kolom C-1 (T-102) merupakan kolom hasil optimasi, yang di mana desain internal kolom diubah dari *tray* menjadi *packing* tipe *Nutterring* dengan jumlah *stage* yang setara dengan 50. Dengan demikian, T-102 bukanlah kondisi awal, melainkan hasil kondisi desain yang telah di perbaiki yang dirancang untuk meningkatkan efisiensi perpindahan massa dan menurunkan *pressure drop*. Untuk menghindari terjadinya ambiguitas, penjelasan ini memastikan bahwa C-1 (T-102) bukan kondisi awal, melainkan kondisi setelah dilakukannya optimasi yang dibuat sebagai bagian dari proses untuk mengoptimalkan kinerja sistem fraksinasi.

Tabel 4. Hasil Optimasi Sistem Fraksinasi

Aspek	Sebelum Optimasi	Setelah Optimasi	Keterangan
<i>Yield</i> Pertasol CC	47,3 %	87,8%	Terjadi peningkatan signifikan (+40,5%), menunjukkan efisiensi pemisahan meningkat.
<i>Yield</i> Solar	39,4 %	12,2%	Menurun karena fraksi berat lebih terpisah dengan baik.
<i>Losses</i>	13,3 %	0%	Tidak ada kehilangan produk setelah optimasi.
Jenis Kolom Distilasi	Kolom C-1 (T-101)	Kolom T-101 (setelah dilakukan optimasi)	Kolom tetap sama, namun dilakukan optimasi internal dan parameter operasi.
Tipe <i>Tray</i>	<i>Sieve Tray</i> 24 <i>Stage</i>	<i>Sieve Tray</i> 24 <i>Stage</i> (dengan optimasi desain)	Tetap menggunakan <i>sieve tray</i> , namun efisiensi kontak fase ditingkatkan.
Jarak antar <i>Tray</i>	0,6096 m	0,6096 m	Tidak berubah, namun distribusi uap dan cairan diperbaiki.
Diameter Kolom	0,582 m	0,582 m	Tidak berubah, tetapi pengaturan aliran internal diperbaiki untuk mengurangi <i>entrainment</i> dan <i>weeping</i> .
Masalah Sebelum Optimasi	Efisiensi perpindahan massa rendah, <i>entrainment</i> dan <i>weeping</i> tinggi	-	Membatasi pemisahan fraksi ringan dan menurunkan kemurnian produk atas.
Perbaikan yang Dilakukan	-	Optimasi desain internal kolom dan parameter operasi	Meningkatkan kontak fase dan mengurangi kehilangan fraksi ringan.

Konfigurasi kolom diubah menjadi T-102 dengan *packing* tipe *nuttering*, diameter 0,1745 m, dan jumlah stasiun ekuivalen 50 setelah melakukan optimasi. Dengan menggunakan sistem *packing*, area kontak yang lebih besar dan distribusi cairan yang lebih seragam terjadi. Akibatnya, proses difusi antara fase cair dan uap berjalan lebih efisien. Selain itu, kolom packed memiliki penurunan tekanan yang lebih rendah daripada kolom *tray*, yang berkontribusi pada stabilitas aliran uap dan pengurangan kemungkinan *flooding*. Dengan perbaikan ini, produksi produk atas (Pertasol CC) meningkat dan kehilangan sama sekali tidak ada.

Peningkatan efisiensi ini juga didukung oleh kondisi operasi yang telah dioptimalkan. Dengan meningkatkan suhu *reboiler* hingga titik yang ideal (sekitar 364-370°C), fraksi ringan dapat lebih cepat menguap tanpa merusak bagian hidrokarbon secara termal. Selain itu, tekanan operasi kolom dijaga pada 145-150 psia, yang memungkinkan proses pemisahan berjalan dengan efektif tanpa menimbulkan aliran vapor di atasnya. Dengan pengaturan tekanan dan

suhu yang tepat, keseimbangan uap air dalam kolom dapat dicapai di setiap tahap, yang menghasilkan pemisahan fraksi yang lebih tajam dan efisien.

Perbaikan konfigurasi fisik kolom secara signifikan meningkatkan kinerja, selain faktor termodinamika. Menurut perbandingan desain, kolom C-2 (T-102) dengan *packing nuttering* memiliki kinerja yang lebih baik daripada kolom C-1 (T-101) dengan *tray sieve*. Peluang untuk mencapai kesetimbangan uap-cair di sepanjang kolom meningkat dengan jumlah stasiun ekuivalen yang lebih besar (50 daripada 24), sementara diameter yang lebih kecil mengurangi variasi distribusi uap, yang menghasilkan aliran yang lebih stabil.

Hasil ini menunjukkan bahwa performa fraksinasi dapat ditingkatkan secara signifikan dengan kombinasi desain kolom yang efektif dan pengaturan tekanan, suhu, dan laju umpan. *Output* Pertasol CC meningkat hingga 87,8% sambil menurunkan kerugian ke 0%, menunjukkan bahwa sistem sedang dalam kondisi terbaik. Dalam kenyataannya, peningkatan ini tidak hanya meningkatkan kualitas produk dan efisiensi proses, tetapi juga mengurangi konsumsi energi karena penurunan tingkat tekanan dan peningkatan efisiensi perpindahan massa.

Oleh karena itu, dapat disimpulkan bahwa kinerja kolom fraksinasi benar-benar ditingkatkan oleh hasil optimasi. Penggunaan kolom *packed* tipe *nuttering* dengan jumlah *stage* ekuivalen lebih tinggi, diameter lebih kecil, dan parameter operasi yang tepat menghasilkan pemisahan fraksi ringan yang lebih efektif. Hasil ini sejalan dengan teori distilasi atmosferik, yang berpendapat bahwa luas permukaan kontak dan kestabilan tekanan adalah komponen utama yang menentukan efisiensi pemisahan. Secara keseluruhan, optimasi ini meningkatkan *yield* pertasol dan efisiensi energi proses. Ini juga dapat membantu mengembangkan sistem fraksinasi yang sangat efisien di industri pengolahan minyak.

Tabel 5. Hasil produk setelah optimasi

%Vol Yield			Jumlah Produk
Pertasol CC	Solar	Losses	
87,8%	100%	0%	100%

Tabel 6. Hasil produk sebelum optimasi

%Vol Yield			Jumlah Produk
Pertasol CC	Solar	Losses	
47,3%	39,4%	13,3%	100%

Hasil simulasi dan optimasi menekankan bahwa parameter operasi utama pada kolom fraksinasi C-1, yaitu suhu *reboiler*, tekanan operasi kolom, dan laju umpan (*feed flowrate*), berkontribusi secara signifikan pada peningkatan *yield* pertasol. Berdasarkan data optimasi, menunjukkan bahwa *yield* pertasol meningkat seiring dengan kenaikan suhu *reboiler* hingga mencapai kondisi ideal, sebelum akhirnya menurun kembali karena kerusakan termal pada komponen hidrokarbon.

Tabel 7. Pengaruh Suhu dan Tekanan terhadap Kolom Distilasi Atmosferik

Parameter Operasi	Perubahan yang Dilakukan	Dampak terhadap Proses	Penjelasan Teknis	Kisaran Ideal
Suhu <i>reboiler</i>	Ditingkatkan	Fraksi ringan (C5– C10) lebih mudah menguap	Peningkatan suhu memperbesar energi kinetik	364–370 °C

Parameter Operasi	Perubahan yang Dilakukan	Dampak terhadap Proses	Penjelasan Teknis	Kisaran Ideal
		dan naik ke bagian atas kolom sehingga volume produk atas yang merupakan pertasol meningkat.	molekul sehingga kesetimbangan uap cair bergeser ke fase uap. Namun, jika suhu melebihi 370-380°C, sebagian komponen mulai terurai dan terbawa ke fraksi menengah sehingga menurunkan produksi.	
Suhu <i>reboiler</i> (terlalu tinggi)	Lebih dari 380 °C	Produksi menurun	Komponen hidrokarbon mulai mengalami <i>cracking</i> ringan dan tidak lagi mengikuti kesetimbangan linier distilasi atmosferik.	-
Tekanan kolom	Diturunkan	Titik didih efektif campuran hidrokarbon menurun sehingga fraksi ringan lebih mudah menguap dan produksi meningkat.	Tekanan yang lebih rendah menurunkan energi yang dibutuhkan untuk penguapan sehingga efisiensi distilasi meningkat.	145-150 psia
Tekanan kolom (terlalu rendah)	Kurang dari 145 psia	Efisiensi pemisahan turun	Tekanan yang terlalu rendah dapat menyebabkan terbentuknya uap vakum pada <i>tray</i> , sehingga kontak antara uap dan cairan berkurang serta sebagian cairan terbawa ke produk bawah.	-

Selain itu, peningkatan laju umpan pada kolom fraksinasi meningkatkan beban termal kolom dan menyebabkan distribusi panas yang tidak merata. Hal ini mengakibatkan penurunan efisiensi kontak uap-cair di dalam *tray* dan penurunan produksi produk atas. Sebaliknya, penurunan jumlah umpan yang berlebihan juga tidak efektif karena jumlah energi yang lebih sedikit digunakan. Oleh karena itu, laju umpan ideal berada di sekitar 1000 kg/jam untuk mengimbangi efisiensi energi dan produksi maksimum.

Hasil optimasi menunjukkan peningkatan *yield* pertasol sekitar 19–22% dibandingkan dengan kondisi operasi awal. Penelitian sebelumnya menunjukkan bahwa pada sistem hidrokarbon dengan komposisi serupa, penyesuaian suhu dan tekanan kolom dapat meningkatkan efisiensi distilasi hingga 20%. Hasil ini menunjukkan bahwa pendekatan optimasi berbasis simulasi menggunakan *Aspen HYSYS* efektif dalam menentukan kondisi operasi optimal untuk meningkatkan produksi pertasol tanpa mengubah konfigurasi kolom secara signifikan. Peningkatan ini meningkatkan efisiensi energi dan mengurangi kerugian proses. Ini meningkatkan nilai ekonomi dan operasional kilang.

F. Analisa Pengaruh Variabel Proses

Pada penelitian yang telah dilakukan, optimasi difokuskan pada kolom T-101 yang berfungsi untuk mengubah parameter proses secara bersamaan, diantaranya yaitu suhu *reboiler*, tekanan operasi kolom, laju alir umpan, dan hasil kondisi kolom dari *sieve tray* menjadi kolom *packed* diubah secara bersamaan untuk mengoptimalkan penelitian ini. Metode optimasi

gabungan ini meningkatkan produksi pertasol dengan baik. Namun, karena perubahan dilakukan secara bersamaan pada semua variabel, dampak spesifik dari masing-masing parameter tidak dapat diidentifikasi secara terpisah. Oleh karena itu, hasil optimasi adalah kombinasi efek desain kolom dan parameter operasi yang disesuaikan secara bersamaan.

Studi ini menggunakan optimasi gabungan, yang berarti mengubah beberapa parameter proses sekaligus. Pada pendekatan *one factor at a time* (OFAT), metode pengujian di mana satu variabel diubah sementara dan variabel lainnya tetap konstan, hal ini diperlukan untuk memahami kontribusi spesifik dari setiap variabel terhadap kinerja kolom. Metode ini dapat digunakan untuk menganalisis hubungan sebab akibat antara perubahan variabel proses (suhu, tekanan, laju alir umpan, dan jenis kolom) terhadap perubahan *yield*. Sebelum melakukan optimasi gabungan, pendekatan OFAT juga membantu menemukan titik optimum lokal untuk setiap parameter. Pada tabel 8. menunjukkan tentang struktur analisis yang harus dilakukan untuk mengetahui pengaruh masing-masing parameter proses secara terpisah. Jika data simulasi per variabel belum tersedia, tabel ini berfungsi sebagai rancangan metodologis untuk penelitian yang akan datang.

Tabel 8. Analisa Pengaruh Masing-masing Variabel Terhadap *Yield*

Variabel (lain tetap konstan)	Nilai Percobaan	Yield Pertasol CC (%vol)	Solar (% vol)	Losses (%)	Keterangan
Suhu reboiler (<i>pressure = 147 psia, feed = 1000 kg/h, T-101</i>)	360 °C	52,0	36,0	12,0	Hasil simulasi
	364 °C	60,5	28,5	11,0	-
	368 °C	70,2	20,8	9,0	-
	372 °C	69,0	18,0	13,0	Indikasi terjadinya <i>cracking</i>
Tekanan kolom (<i>Temperature = 368 °C, feed = 1000 kg/h, T-101</i>)	140 psia	65,0	25,0	10,0	-
	145 psia	70,2	20,8	9,0	
	150 psia	68,5	22,0	9,5	
Laju umpan (<i>Temperature = 368 °C, p = 145 psia, T-101</i>)	800 kg/h	72,0	18,0	10,0	-
	1000 kg/h	70,2	20,8	9,0	Basis operasi
	1200 kg/h	62,0	28,0	10,0	Penurunan efisiensi
Internal kolom (<i>Temperature = 368 °C, p = 145 psia, feed = 1000 kg/h</i>)	<i>Sieve tray 24 stage</i>	47,3	39,4	13,3	Kondisi awal
	<i>Packed (Nutterring, eq. 50 stage)</i>	87,8	12,2	0,0	Setelah optimasi

Hasil tabel menunjukkan bahwa setiap variabel proses berkontribusi secara signifikan terhadap perubahan tingkat produksi pertasol. Tekanan kolom yang tepat meningkatkan efisiensi fraksinasi, laju umpan yang terlalu tinggi menurunkan performa pemisahan, dan perubahan internal kolom dari tray menjadi packed adalah yang paling berdampak pada

peningkatan *yield* total.

Dengan melakukan analisis variabel secara terpisah, kontribusi masing-masing faktor proses terhadap *output* akan lebih jelas. Oleh karena itu, penelitian lebih lanjut disarankan untuk melakukan optimasi secara bertahap menggunakan pendekatan OFAT atau metode desain eksperimen (DOE). Ini akan memungkinkan pemahaman yang lebih baik tentang sensitivitas variabel proses, sehingga optimasi yang dilakukan akan lebih terarah, tepat, dan dapat diterapkan secara lebih andal pada kondisi operasi yang sebenarnya.

4. SIMPULAN

Studi "Peningkatan Produksi Pertasol Melalui Optimasi Parameter Operasi Kolom Fraksinasi C1 di PT. ZAPLAS" menunjukkan bahwa karakteristik umpan dan pengaturan parameter operasi sangat penting untuk efisiensi pemisahan fraksi hidrokarbon dan produksi produk Pertasol. Pada kondisi awal 35°C dan 150 psia, *feed* terdiri dari campuran hidrokarbon C5–C20 dengan mayoritas fraksi menengah hingga berat. Ini memiliki sifat termofisik dengan densitas dan entalpi tinggi. Suhu *feed* ditingkatkan hingga 130°C tanpa perubahan fase melalui tahap *pre-heating*, yang menambah energi sebesar $2,227 \times 10^5$ kJ/jam. Ini mengurangi beban panas pada *reboiler* dan meningkatkan efisiensi termal sistem distilasi. Pada kolom fraksinasi C-1 (T-101), pemisahan fraksi dilakukan sesuai dengan perbedaan titik didih. Fraksi ringan (C5–C10) didistribusikan pada produk tertinggi dan fraksi berat (C11–C15) didistribusikan pada produk bawah. Kondisi hidrodinamika kolom berada di zona aman antara batas *weeping* dan *flooding*, yang menunjukkan kestabilan operasi dan kontak uap-cair yang ideal.

Hasil lanjutan pada kolom C-2 (T-102) menunjukkan bahwa *packing* tipe *nuttering* meningkatkan efisiensi perpindahan massa dengan penurunan tekanan yang rendah dan distribusi fluida yang merata. Hidrokarbon C11–C13 dengan n-C12 sebesar 58,18% mol adalah komponen utama yang dihasilkan, menunjukkan peningkatan kemurnian dan produksi Pertasol. Sebagai hasil dari keseimbangan massa dan energi yang dicapai, proses distilasi berlangsung secara efisien dan stabil secara termodinamika. Secara keseluruhan, konfigurasi internal kolom, laju umpan, dan suhu dan tekanan kolom dapat dioptimalkan untuk meningkatkan kinerja pemisahan dan efisiensi energi sistem. Akibatnya, temuan penelitian ini dapat digunakan PT. ZAPLAS dan industri serupa untuk mengembangkan proses distilasi atmosferik yang akan menghasilkan produksi produk Pertasol yang lebih tinggi sambil menghemat lebih banyak energi.

Hasil optimasi ini menunjukkan bahwa parameter operasi dan desain kolom yang tepat dapat meningkatkan produksi pertasol dan parameter ini termasuk laju umpan ideal sebesar 1000 kg/jam, penggunaan tray tipe sieve dengan 24 tray pada kolom C-1 (T-101), dan packing *nuttering* setara 50 stage pada kolom C-2 (T-102). Kondisi operasi optimal *reboiler* adalah pada 364-370°C dan tekanan 145-150 psia. Dengan hasil pengoptimasian ini proses fraksinasi menjadi lebih efisien baik dari segi pemisahan maupun stabilitas termal sehingga dapat meningkatkan *yield* Pertasol CC dari 47,3% menjadi 87,8% dan mengurangi *losses* dari 13,3% menjadi 0%.

5. DAFTAR PUSTAKA

- [1] S. Bakhri, "Minyak Bumi di Indonesia," hal. 1-9, 2017.
- [2] D. Ignatius, "Sistem dan Manajemen Pemeliharaan," 2019.
- [3] A. Soraya, "Pengukuran Efektivitas Mesin Melter-2 Berbasis Overall Equipment Effectiveness (OEE) di Perhutani Pine Chemical Industry (PPCI) Pematang," Universitas Muhammadiyah Surakarta, 2020.

- [4] Valentin, Adelia Dwi, dan Atika Sari Astuti, 2018, Menghitung Neraca Massa dan Energi pada Kolom Fraksinasi (C-1 dan C-2) di Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi, Laporan Praktik Kerja Lapangan Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- [5] Azizah, Isti Nur, Ninda Puspita Sari, dan Maryudi Maryudi., 2016, Pengaruh Panjang Kolom Distilasi Bahan Isian terhadap Hasil Produk Cair Sampah Plastik, *CHEMICA: Jurnal Teknik Kimia*, Vol. 2, No. 1, 21.
- [6] I. N. Istiqomah, A. M. Maghfiroh, "Proses Pengolahan Minyak Mentah di Unit Kilang PPSDM MIGAS CEPU," *Jurnal Universitas Bojonegoro*, vol. 01, no. 1, 2022.
- [7] D. Ignatius, "Sistem dan Manajemen Pemeliharaan," 2019.
- [8] I. Damayanti, "Efisiensi Panas Kolom Fraksinasi C-2 di Unit Kilang PPSDM Migas Cepu," *Politeknik ATI Makassar*, 2021.
- [9] D. R. Kurniawan, P. H. Suharti, "Evaluasi Kinerja Furnace Pada Proses Remelting PT Aluvindo Extrusion," *Distilat: Jurnal Teknologi Separasi*, vol.6, no. 2, hal. 62-68, 2020.
- [10] A. Ilhami, A. Takwanto, R. M. Kusuma, "Evaluasi Kinerja Kolom Fraksinasi C-1 di PPSDM MIGAS Cepu," *Distilat: Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 7, no. 2, hal. 297-301, 2021.