

OPTIMASI KINERJA DAN KEEKONOMIAN KOLOM DEBUTANIZER MELALUI ANALISIS YIELD PRODUK SERTA PERFORMA HIDRAULIKA

Alfico Ihsanur Hadziqul Kholuf¹, Ahmed Kardofi¹, Dian Madelina¹, Tun Sriana^{1*}

¹Jurusan Teknik Pengolahan Minyak dan Gas, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Jl. Gajah Mada No. 38, Cepu, Blora, Jawa Tengah 58315

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

ABSTRAK

Kolom debutanizer merupakan unit pemisahan penting pada kilang Paraxylene atau unit aromatik karena berfungsi memisahkan fraksi ringan C4– dari fraksi berat C5+ sebelum diproses lebih lanjut pada unit berikutnya. Penelitian ini bertujuan mengoptimalkan kinerja kolom melalui simulasi Aspen HYSYS dengan melakukan variasi kondisi operasi dan evaluasi desain internal, serta dilengkapi analisis hidraulika dan estimasi keekonomian. Metode yang digunakan meliputi pemodelan *steady state*, analisis sensitivitas terhadap parameter operasi utama, serta peninjauan kembali konfigurasi *tray* dan *downcomer*. Hasil studi menunjukkan bahwa penyesuaian jumlah tray, posisi feed, rasio refluks, dan desain internal kolom dapat meningkatkan efisiensi pemisahan serta menurunkan kebutuhan energi dan biaya investasi. Penelitian ini memiliki keterbatasan karena hanya mempertimbangkan kondisi *steady state* tanpa melihat respons dinamis proses. Untuk pengembangan selanjutnya, disarankan dilakukan simulasi *dynamic mode*, studi kontrol proses, serta validasi lapangan guna memperoleh kondisi operasi yang lebih stabil dan adaptif.

Kata kunci: Aspen Hysys, Debutanizer, Keekonomian, Kolom Internal, Reflux ratio

1. PENDAHULUAN

Kolom debutanizer merupakan salah satu unit pemisahan penting pada Paraxylene Complex PT. XYZ karena berfungsi memisahkan fraksi ringan C4– sebagai produk atas dan fraksi berat C5+ sebagai produk bawah [1]. Tantangan utama dalam pengoperasian kolom ini tidak lagi sebatas pemahaman prinsip dasar distilasi, tetapi lebih kepada pengendalian kondisi operasi yang mampu menjaga kemurnian produk di tengah fluktuasi karakteristik umpan [2]. Berbagai penelitian menunjukkan bahwa temperatur, tekanan, dan rasio refluks merupakan variabel yang sangat sensitif terhadap kualitas produk distilasi, sehingga optimasi parameter tersebut diperlukan untuk meningkatkan efisiensi energi dan performa pemisahan [3]. Studi serupa terkait debutanizer juga dilakukan oleh Ahmed et al. (2021) yang menekankan bahwa konfigurasi jumlah tray, posisi feed, dan rasio refluks berperan signifikan dalam menentukan efektivitas pemisahan komponen multikomponen hidrokarbon [4]. Temuan-temuan tersebut menunjukkan bahwa optimasi kolom distilasi bukan hanya penting secara teoritis, tetapi juga krusial dalam operasi kilang komersial.

Permasalahan aktual pada debutanizer PT. XYZ meliputi penurunan kemurnian fraksi C4– pada produk atas serta meningkatnya kandungan C5+ yang menyebabkan naiknya nilai RVP dan risiko produk off-spec [5]. Selain itu, adanya indikasi weeping dan jet flooding pada tray tertentu menandakan imbalance antara beban uap dan kapasitas hidraulik tray, yang tidak hanya menurunkan efisiensi pemisahan tetapi juga meningkatkan konsumsi energi dan potensi

downtime operasi [6]. Kondisi ini menjadi dasar perlunya dilakukan optimasi menyeluruh terhadap kondisi operasi dan desain internal kolom agar performanya kembali berada pada kondisi ideal, baik dari sisi pemisahan maupun keandalan operasi [7].

Berdasarkan latar belakang tersebut, penelitian ini dilakukan untuk memperoleh kondisi operasi optimum melalui simulasi Aspen HYSYS dengan pendekatan trial and error, yang mencakup variasi jumlah tray, posisi feed, dan reflux ratio. Selain itu, dilakukan pula optimasi desain internal untuk mengatasi potensi kegagalan hidraulik seperti weeping dan jet flooding [8]. Penelitian ini juga dilengkapi evaluasi keekonomian untuk menilai dampak perubahan desain terhadap biaya peralatan dan biaya terpasang, sehingga hasil optimasi tidak hanya relevan secara teknis, tetapi juga ekonomis untuk implementasi industri [9].

Secara keseluruhan, penelitian ini memberikan kontribusi ilmiah berupa model optimasi komprehensif untuk kolom debutanizer yang mempertimbangkan aspek operasi, hidraulik, dan ekonomi secara simultan. Selain itu, penelitian ini mengidentifikasi parameter operasi paling berpengaruh dalam pemisahan sistem hidrokarbon aromatik–parafin serta memberikan rekomendasi desain internal yang dapat diterapkan pada unit skala industri guna meningkatkan efisiensi energi, menurunkan biaya investasi, dan memastikan kualitas produk tetap memenuhi standar spesifikasi kilang.

2. METODE

Software yang digunakan untuk menyelesaikan persoalan optimasi adalah Ms. Excel dan Aspen Hysys. Aspen Hysys yang digunakan merupakan Aspen Hysys V14 dengan menggunakan model termodinamika Peng-Robinson. Model termodinamika Peng-Robinson dipilih karena mampu merepresentasikan perilaku campuran hidrokarbon non-polar seperti C₄ dan C₅₊ dengan akurasi tinggi. Model ini efektif dalam memprediksi keseimbangan fasa gas-cair pada tekanan dan temperatur menengah hingga tinggi, sesuai dengan kondisi operasi debutanizer. Prosedur penelitian ini meliputi studi literatur, pengumpulan data, simulasi dan optimasi dengan menggunakan *software* Aspen Hysys serta pencatatan percobaan *trial error* dengan Ms. Excel. Setelah dilakukan optimasi kondisi operasi pada kolom debutanier langkah selanjutnya adalah melakukan analisa ekonomi dengan fitur *economic analyzer* di Aspen Hysys.

Adapun data yang akan dioptimasi diperoleh dari kolom debutanizer di kilang paraxylene complex PT XYZ. Spesifikasi Kolom *Debutanizer* pada PT. XYZ sebelum di optimasi disajikan dalam tabel 1. Pada tabel dibawah dapat dilihat bahwa tinggi kolom debutanizer adalah 23100 mm dengan menggunakan sieve tray sebagai alat kontak di dalam kolom. Sebagai alat kontak, sieve tray mempunyai beberapa kelebihan diantaranya adalah desainnya sederhana, efisien, dan ekonomis untuk proses pemisahan hidrokarbon ringan. Jenis tray ini tidak memiliki komponen bergerak seperti valve atau bubble cap, sehingga biaya perawatan dan risiko penyumbatan lebih rendah.

Tabel 1. Spesifikasi Kolom Debutanizer 84-C-202

<i>Debutanizer 84-C-202</i>	
Tipe Peralatan	Tower
Tinggi Kolom	23100 mm
Diameter <i>Top</i> Kolom	1372 mm
Diameter <i>Bottom</i> Kolom	2134 mm
Alat Kontak	Sieve <i>tray</i>
Lokasi <i>Feed</i> Masuk	<i>Tray</i> 21
Jumlah <i>Tray</i>	30 buah

Produk <i>Top</i>	C4 ⁻
Produk <i>Bottom</i>	C5 ⁺

Kondisi operasi Kolom *Debutanizer* pada PT. XYZ sebelum di optimasi yang disajikan dalam Tabel 2. Laju alir feed pada kolom debutanizer Adalah 68333,33 Kg/jam dengan suhu sebesar 187,51°C. Sedangkan reflux ration di kolom ini adalah 3,1. Komposisi aliran komponen kolom debutanizer ditampilkan pada Tabel 3. Data yang ditampilkan pada Tabel 1 meliputi fraksi mol *Feed*, Produk atas, dan Produk bawah dari kolom debutanizer. Dari tabel dapat dilihat bahwa komponen butane (C₄H₁₀) pada feed sebesar 0,1100 dan mengalami peningkatan sebesar 0,832 pada top produk. Peningkatan jumlah butane pada top produk dapat dioptimalkan dengan melakukan optimasi pada kondisi operasi pada kolom debutanizer.

Tabel 2. Kondisi Operasi Kolom Debutanizer 84-C-202

<i>Debutanizer 84-C-202</i>	
Laju Alir <i>Feed</i>	68333,33 Kg/jam
Temperatur <i>Feed</i>	187,51 °C
Tekanan <i>Feed</i>	12894,58 mmHg
<i>Reflux Ratio</i>	3.1
Tekanan Kondensor	1689 kPa
Tekanan <i>Reboiler</i>	1705 kPa
Suhu Kondensor	113,3 °C
Suhu <i>Reboiler</i>	237 °C

Tabel 3. Komposisi Aliran Komponen Kolom Debutanizer 84-C-202

Komponen	<i>Feed</i>	<i>Top Produk</i>	<i>Bottom Produk</i>
Butane (C ₄ H ₁₀)	0,1100	0,8320	0,0207
Benzene (C ₆ H ₆)	0,2100	0,0008	0,2359
Toluene (C ₇ H ₈)	0,1800	0,0000	0,2023
Ethyl Benzene (C ₈ H ₁₀)	0,0500	0,0000	0,0562
Paraxylene (C ₈ H ₁₀)	0,0600	0,0000	0,0674
Metha Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,0400	0,0000	0,0449
Orto Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,0900	0,0000	0,1011
1,2,4 tmBz (C ₉ H ₁₂)	0,1000	0,0000	0,1124
Siklo Pentana (C ₅ H ₁₂)	0,0400	0,0000	0,0449
C10A (C ₁₀ H ₈)	0,1200	0,1673	0,1142
Total	1,0000	1,0000	1,0000

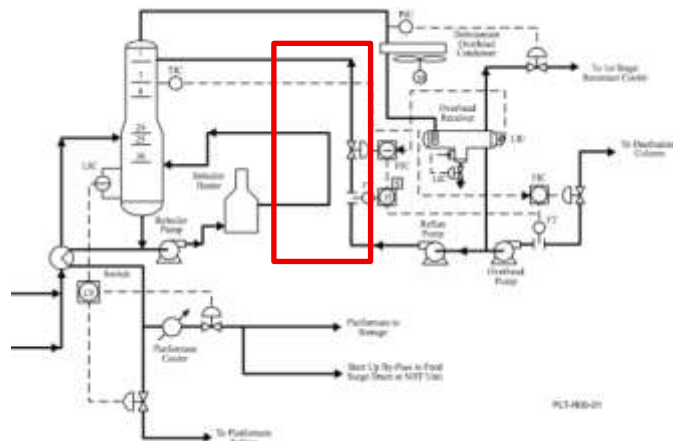
3. PEMBAHASAN

A. Proses Kolom Debutanizer

Kolom debutanizer adalah alat yang terletak pada unit paraxylene complex. Dimana unit ini berfungsi untuk memisahkan hydrocarbon liquid yang berasal dari 3 stream berbeda yaitu unit tatoray, unit isomar dan unit *platforming*. Proses flow diagram unit paraxylene complex ditampilkan pada Gambar 1. Umpan memasuki kolom Debutanizer pada *tray* ke-21 dalam keadaan campuran uap dan cair. Fraksi uap yang keluar dari bagian atas kolom kemudian

dicairkan dan didinginkan dalam sebuah kondensor. Hasil kondensat (cairan) ini kemudian dialirkan ke sebuah *vessel* untuk memisahkan kembali sisa uap dan cairannya.

Cairan yang dihasilkan, yang merupakan hidrokarbon cair ringan C_4^- , lalu dibagi menjadi dua aliran. Aliran pertama dipompa kembali ke kolom sebagai *reflux*, sedangkan aliran kedua dipompa menuju kolom Deethanizer untuk menjalani pemrosesan lebih lanjut. Produk bawah dari kolom ini adalah hidrokarbon yang lebih berat C_5^+ yang akan dikirim ke kolom *Platformate Splitter* untuk pemisahan lebih lanjut. Kolom Debutanizer juga dilengkapi dengan sebuah *reboiler* yang berfungsi untuk menguapkan kembali fraksi ringan yang mungkin terbawa ke bagian bawah kolom, sehingga dapat naik kembali ke atas dan menjaga kemurnian produk.[2]



Gambar 1. *Process Flow Diagram* Unit Paraxylene Complex

B. Optimasi *Yield* Produk Atas Kolom Debutanizer C_4^-

Memaksimalkan produk atas kolom debutanizer dapat dilakukan dengan optimasi *yield* produk atas umumnya dilakukan dengan metode *trial and error* menggunakan perangkat simulasi seperti Aspen HYSYS. Optimasi produk dapat dilakukan dengan memvariasikan parameter desain seperti jumlah *tray*, posisi *feed*, dan rasio refluks untuk menentukan kondisi operasi paling efisien. Berdasarkan data spesifikasi kolom diketahui jumlah *tray* desain yakni 30 buah dengan lokasi masuk *feed* pada *tray* ke 21, sedangkan untuk *reflux ratio* berdasarkan simulasi dengan menggunakan metode *shortcut column* di Aspen Hysys diketahui *reflux ratio* operasi sebesar 3.31. Perhitungan minimum dapat dilakukan dengan menggunakan data Konstanta *Underwood* dan juga *relative volatility* dari umpan kolom. Konstanta *Underwood* dan *relative volatility* umpan kolom ditampilkan pada Tabel 4.

Tabel 4. Data Konstanta *Underwood* dan *Relatif Volatility Feed* Kolom

Komponen	Y_d	$(\alpha_i)_{avg}$	θ	$(\alpha_i)_{avg} - \theta$	$(\alpha_i)_{avg} * Y_d$	$((\alpha_i)_{avg} - \theta) / (\alpha_i)_{avg}$	$((\alpha_i)_{avg} * Y_d) / ((\alpha_i)_{avg} - \theta)$
Butane (C_4H_{10})	0,98	1,33	0,61	0,72	1,24	0,54	1,81
Benzene (C_6H_6)	0,00	0,30	0,61	-0,31	0,00	-1,03	0,00
Toluene (C_7H_8)	0,00	0,15	0,61	-0,45	0,00	-2,96	0,00

Ethyl Benzene (C ₈ H ₁₀)	0,00	0,09	0,61	-0,52	0,00	-5,79	0,00
Paraxylene (C ₈ H ₁₀)	0,00	0,09	0,61	-0,52	0,00	-6,15	0,00
Metha Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,00	0,08	0,61	-0,52	0,00	-6,30	0,00
Orto Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,00	0,07	0,61	-0,53	0,00	-7,13	0,00
1,2,4 tmBz (C ₉ H ₁₂)	0,00	0,04	0,61	-0,56	0,00	-12,72	0,00
Siklo Pentana (C ₅ H ₁₂)	0,02	0,72	0,61	0,11	0,04	0,15	0,12
C10A (C ₁₀ H ₈)	0,00	0,01	0,61	-0,59	0,00	-39,67	0,00
Total	1,00						1,93

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot Y_D}{\alpha_i - \theta} \quad (1)$$

Maka:

$$\begin{aligned} \left(\frac{L}{D}\right)_{min} &= 1,93 - 1 \\ &= 0,93 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan *reflux* minimum, *operating reflux* dapat diperoleh dengan membagi antara jumlah produk yang dikembalikan ke kolom sebagai *reflux* dengan produk yang ditarik sebagai *top product*.

$$\begin{aligned} \left(\frac{L}{D}\right)_{operating min} &= \frac{Reflux}{Top product} \\ &= 5,85 \end{aligned} \quad (2)$$

Untuk mendapatkan *reflux ratio* aktual, dapat diperoleh dengan membagi antara *reflux operating* minimum dengan *reflux* minimum.

$$\begin{aligned} Reflux Ratio &= \frac{5,85}{0,93} \\ &= 6,29 \end{aligned} \quad (3)$$

Menentukan *Tray* Minimum yang dibutuhkan untuk kondisi operasi tertentu dapat dicari dengan menggunakan persamaan Fenske sebagai berikut :

$$\begin{aligned} N_m &= \frac{\log\left\{\frac{X_{IK}}{X_{hK_D}} \cdot \frac{X_{hK}}{X_{IK_B}}\right\}}{\log\left(\frac{\alpha_{IK}}{\alpha_{hK}}\right)_{avg}} \\ N_m &= \frac{\log\left\{\frac{0,98}{0,02} \cdot \frac{0,33}{0,00}\right\}}{\log(0,288)} \\ &= 13,73 \\ &= 14 \end{aligned} \quad (4)$$

Menentukan jumlah *tray* ideal yang dapat ditentukan dengan menggunakan metode yang ditemukan oleh *Gilliland* mengenai *theoretical to real trays* dengan parameter *R* operasi dan *R* minimum serta bantuan dari grafik.

$$\frac{R_{ops}-R_{min}}{R_{ops}+1} = \frac{5,85-0,92}{5,85+1} \quad (5)$$

$$= 0,72$$

$$\frac{N-N_{min}}{N+1} = 0,18 \quad (6)$$

Maka :

$$N - 14 = 0,198N + 0,18$$

$$N = 17,29$$

Berdasarkan hasil perhitungan awal dan metode *trial and error*, dilakukan simulasi dengan variasi reflux ratio antara 5,85 hingga 6,29. Rentang ini ditetapkan dengan mengacu pada kondisi operasi aktual kolom debutanizer serta keseimbangan antara kebutuhan pemisahan komponen ringan (*C₄*) dan berat (*C₅*+). Penentuan jumlah *tray* dan *feed stage* menggunakan metode *shortcut column* pada Aspen HYSYS untuk memperoleh nilai minimum yang sesuai dengan *external reflux ratio* yang diinputkan. Nilai 5,85 dipilih sebagai batas bawah yang masih mampu memberikan efisiensi pemisahan tanpa konsumsi energi berlebih, sedangkan 6,29 menjadi batas atas untuk menilai pengaruh peningkatan reflux terhadap kemurnian produk dan konsumsi energi. Variasi nilai di antara rentang tersebut (5,93; 6,01; 6,09; 6,17; dan 6,24) digunakan guna memperoleh reflux ratio optimum dengan keseimbangan terbaik antara efisiensi dan energi. Hasil variasi simulasi ditunjukkan pada Tabel 5.

Tabel 5. Hasil Percobaan Variasi Reflux Ratio, Jumlah Tray, dan Lokasi Tray Feed Masuk

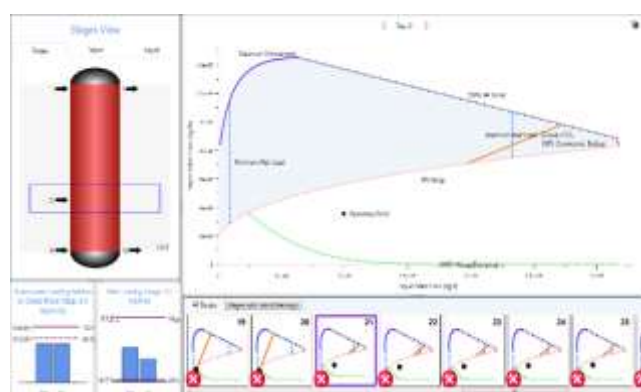
Sebelum Optimasi		
Jumlah Tray	Reflux Ratio	Fraksi mol C ₄
n=30 F=21	5.85	0.9734
	5.93	0.9766
	6.01	0.9780
	6.09	0.9789
	6.17	0.9798
	6.24	0.9805
	6.32	0.9814
Setelah Optimasi		
Jumlah Tray	Reflux Ratio	Fraksi mol C ₄
n= 27 F=17	5.85	0.9795
	5.93	0.9806
	6.01	0.9822
	6.09	0.9828
	6.17	0.9837
	6.24	0.9844
	6.32	0.9852

n=31 F=20	5.85	0.9844
	5.93	0.9858
	6.01	0.9865
	6.09	0.9873
	6.17	0.9880
	6.24	0.9886
	6.32	0.9892
n=29 F=18	5.85	0.9842
	5.93	0.9852
	6.01	0.9861
	6.09	0.9869
	6.17	0.9877
	6.24	0.9882
	6.32	0.9890

Berdasarkan tabel diatas, maka dapat diamati bahwa semakin banyak jumlah *tray* akan berpengaruh terhadap fraksi mol C4 yang dihasilkan pada bagian *Top Coloumn*. Adapun jumlah *tray* 31 dengan lokasi *feed inlet* pada *tray* ke 20 merupakan jumlah *tray* paling optimal dalam menghasilkan fraksi C4.

C. Optimasi Kegagalan Dalam Kolom

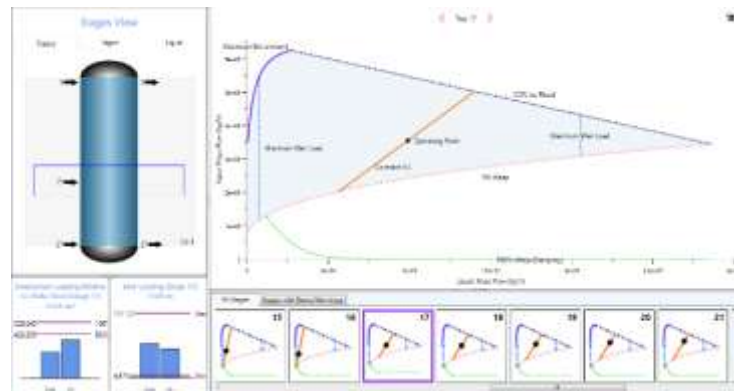
Dalam operasi kolom distilasi, jet flooding terjadi saat laju uap melebihi kapasitas desain *tray*, menghambat aliran cairan ke bawah dan menurunkan efisiensi pemisahan. Kecepatan uap tinggi menimbulkan gaya angkat kuat yang mencegah cairan mengalir melalui lubang *tray* secara normal. Sebaliknya, weeping terjadi ketika laju uap terlalu rendah sehingga cairan menetes ke *tray* bawah akibat perbedaan tekanan kecil, yang juga menurunkan efisiensi kontak uap-cair. Untuk mencegah kedua kegagalan ini, dilakukan optimasi desain internal kolom. Awalnya, kolom menggunakan sieve *tray* berjarak 24” antar *tray* dengan diameter 2 m. Adapun hasil simulasi desain kolom internal disajikan pada Gambar 2.



Gambar 2. Simulasi Kolom Internal Sebelum Optimasi

Berdasarkan *Operating point* pada *tray inlet feed* diketahui terjadi 100% *weeping* sehingga dapat terlihat desain *hydraulic* dari kolom berwarna merah yang menandakan desain kolom perlu dilakukan perbaikan atau optimasi. Dari permasalahan desain awal pada kolom internal tersebut dapat di atasi dengan menurunkan diameter dari kolom. Pada kolom dengan diameter yang terlalu besar, untuk beban uap tertentu, distribusi aliran uap akan lebih menyebar sehingga

kecepatan uap menjadi rendah. Adapun hasil simulasi optimasi desain kolom internal ditunjukkan pada Gambar 3.



Gambar 3. Simulasi Kolom Internal Setelah Optimasi

Dari simulasi tersebut dilakukan pengurangan diameter kolom menjadi 1,613 meter dengan menaikan jarak antar tray dan bagian dari downcomer berupa downcomer clearance, center downcomer width, dan side downcomer width. Menaikan jarak antar tray dan bagian dari downcomer diperlukan untuk memperlancar aliran cairan dari satu tray ke tray di bawahnya. engan memperbesar celah dan lebar downcomer, kapasitas alir cairan meningkat, distribusi cairan lebih merata, beban hidrolik berkurang, dan kontak uap–cair dapat berlangsung lebih optimal.

D. Optimasi Ekonomi Kolom

Optimasi ekonomi pada sistem distilasi bertujuan untuk mencapai keseimbangan antara efisiensi pemisahan dan biaya investasi serta operasional dengan tetap mempertahankan kualitas produk.[7] Proses ini melibatkan penentuan kondisi operasi yang tepat, seperti tekanan, suhu, jumlah tray, serta ukuran diameter dan tinggi kolom, agar konsumsi energi, kebutuhan utilitas, dan biaya perawatan dapat ditekan serendah mungkin dengan tetap menjaga kualitas produk. Dari hasil optimasi yield produk atas kolom dengan menggunakan perbandingan tray dan reflux ratio serta optimasi desain kolom internal untuk menghindari kegagalan dari kolom tersebut, dilakukan evaluasi ekonomi dari harga desain awal kolom supaya lebih terjangkau. Data Ekonomi kolom sebelum dan setelah optimasi dapat dilihat pada Tabel 6.

Tabel 6. Data Ekonomi Kolom Sebelum Optimasi

Sebelum		
Parameter	Satuan	Nominal
Equipment cost	USD	463.100
Installed Cost		1.197.800
Equipment Weight	LBS	82230
Installed Weight		172037
Setelah Optimasi		
Parameter	Satuan	Nominal
Equipment cost	USD	431.100
Installed Cost		1.125.500
Equipment Weight	LBS	76900
Installed Weight		160191

Sebelum optimasi, kolom T-100 memiliki biaya peralatan 463.100 USD dan total biaya terpasang 1.197.800 USD, dengan rasio instalasi sekitar 2,6 kali lebih tinggi akibat tambahan pondasi, pipa, instrumentasi, dan tenaga kerja. Berat kolom meningkat dari 82.230 lbs menjadi 172.037 lbs setelah terpasang karena penambahan struktur pendukung. Setelah optimasi, terjadi peningkatan teknis dan ekonomi: biaya peralatan turun menjadi 431.100 USD dan biaya terpasang menjadi 1.125.500 USD (hemat 6–7%), sementara berat peralatan dan berat terpasang menurun masing-masing menjadi 78.600 lbs dan 161.541 lbs. Penurunan ini menunjukkan efisiensi material, struktur, serta potensi pengurangan biaya investasi dan operasional.

Berdasarkan hasil optimasi yang didapatkan dari kenaikan *yield* produk atas kolom dengan variasi jumlah *tray* dan *reflux ratio*, desain kolom internal untuk mengantisipasi terjadinya kegagalan proses dalam kolom, dan optimasi ekonomi kolom dari biaya peralatan maupun biaya pemasangan dari kolom, didapatkan spesifikasi desain kolom, data operasi kolom, serta komponen dari kolom setelah optimasi yang ditunjukkan pada Tabel 7.

Tabel 7. Perbandingan Spesifikasi Kolom Debutanizer 84-C-202 Sebelum dan Sesudah Optimasi

<i>Debutanizer 84-C-202</i>		
Parameter	Sebelum	Sesudah
Tipe Peralatan	Tower	
Tinggi Kolom	23100 mm	17680 mm
Diameter Kolom	1372 mm	1473 mm
Alat Kontak	Sieve tray	Sieve tray
Lokasi <i>Feed</i> Masuk	Tray 21	Tray 20
Jumlah Tray	30 buah	31 buah
Produk <i>Top</i>	C4 ⁻	
Produk <i>Bottom</i>	C5 ⁺	

Tabel 8. Perbandingan Kondisi Operasi Kolom Debutanizer 84-C-202 Sebelum dan Sesudah Optimasi

<i>Debutanizer 84-C-202</i>		
Parameter	Sebelum	Sesudah
Laju Alir <i>Feed</i>	68333,33 Kg/jam	68333,33 Kg/jam
Temperatur <i>Feed</i>	187,51 °C	187,51 °C
Tekanan <i>Feed</i>	12894,58 kPa	1719 kPa
<i>Reflux Ratio</i>	3.1	5.85
Tekanan Kondensor	1689 kPa	1689 kPa
Tekanan <i>Reboiler</i>	1705 kPa	1705 kPa
Suhu Kondensor	113,3 °C	106,6 °C
Suhu <i>Reboiler</i>	237 °C	240,2 °C

Berdasarkan Tabel 8, kondisi operasi kolom debutanizer 84-C-202 menunjukkan perubahan signifikan setelah dilakukan optimasi, khususnya pada tekanan dan rasio refluks. Laju alir dan temperatur feed tetap dipertahankan masing-masing sebesar 68.333,33 kg/jam dan 187,51°C untuk menjaga kestabilan umpan. Namun, tekanan feed tampak menurun dari 12.894,58 mmHg menjadi 1.719 kPa. Perubahan ini bukan sekadar penurunan tekanan proses, tetapi merupakan penyesuaian satuan dan kalibrasi tekanan operasi agar konsisten dengan kondisi termodinamika dan hidraulika kolom yang sebenarnya. Tekanan dioptimalkan

mendekati tekanan kerja kondensor sehingga proses pengembunan fraksi C4– dapat berlangsung pada suhu yang lebih rendah dan efisien. Selain itu, penyesuaian tekanan ini meningkatkan volatilitas relatif antara C4 dan C5, sehingga pemisahan menjadi lebih baik tanpa memerlukan reflux ratio yang besar. Secara hidraulik, tekanan yang lebih tepat memperbaiki distribusi uap–cair pada tray feed, mengurangi weeping, dan menstabilkan operasi pada zona aman dari flooding. Reflux ratio juga berkurang dari 31 menjadi 5,85, menunjukkan peningkatan efisiensi energi karena jumlah kondensat yang dikembalikan ke kolom berkurang tanpa mengorbankan kualitas produk. Selain itu, suhu kondensor sedikit menurun dari 113,3°C menjadi 106,6°C, sedangkan suhu reboiler meningkat dari 237°C menjadi 240,2°C. Perubahan ini mengindikasikan keseimbangan termal yang lebih baik antara bagian atas dan bawah kolom, di mana peningkatan panas di reboiler memperbaiki penguapan fraksi berat, sementara pendinginan yang lebih optimal di bagian atas membantu meningkatkan proses kondensasi fraksi ringan.

Tabel 9. Komposisi Aliran Komponen Kolom Debutanizer 84-C-202 Setelah Optimasi

Sebelum Optimasi			
Komponen	Feed	Top Produk	Bottom Produk
Butane (C ₄ H ₁₀)	0,1100	0,8320	0,0207
Benzene (C ₆ H ₆)	0,2100	0,0008	0,2359
Toluene (C ₇ H ₈)	0,1800	0,0000	0,2023
Ethyl Benzene (C ₈ H ₁₀)	0,0500	0,0000	0,0562
Paraxylene (C ₈ H ₁₀)	0,0600	0,0000	0,0674
Metha Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,0400	0,0000	0,0449
Orto Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,0900	0,0000	0,1011
1,2,4 tmBz (C ₉ H ₁₂)	0,1000	0,0000	0,1124
Siklo Pentana (C ₅ H ₁₂)	0,0400	0,0000	0,0449
C10A (C ₁₀ H ₈)	0,1200	0,1673	0,1142
Total	1,0000	1,0000	1,0000
Sesudah Optimasi			
Komponen	Feed	Top Produk	Bottom Produk
Butane (C ₄ H ₁₀)	0,1100	0,9855	0,0018
Benzene (C ₆ H ₆)	0,2100	0,0000	0,2360
Toluene (C ₇ H ₈)	0,1800	0,0000	0,2022
Ethyl Benzene (C ₈ H ₁₀)	0,0500	0,0000	0,0562
Paraxylene (C ₈ H ₁₀)	0,0600	0,0000	0,0674
Metha Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,0400	0,0000	0,0449
Orto Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,0900	0,0000	0,1011
1,2,4 tmBz (C ₉ H ₁₂)	0,1000	0,0000	0,1124
Siklo Pentana (C ₅ H ₁₂)	0,0400	0,0000	0,0449
C10A (C ₁₀ H ₈)	0,1200	0,0145	0,1330
Total	1,0000	1,0000	1,0000

4. SIMPULAN

Penelitian ini berhasil mengoptimalkan kinerja kolom debutanizer 84-C-202 pada unit Paraxylene Complex PT. XYZ melalui simulasi Aspen HYSYS, yang meliputi optimasi kondisi operasi, evaluasi hidraulika tray, serta analisis keekonomian. Kondisi optimum diperoleh pada konfigurasi 31 tray dengan posisi feed pada tray ke-20 dan reflux ratio sebesar 5,85, meng-

hasilkan fraksi mol C4– sebesar 0,9892 pada produk atas. Optimasi desain internal, termasuk penyesuaian diameter kolom dan parameter *downcomer*, mampu mengatasi potensi *weeping* dan *jet flooding* sehingga meningkatkan stabilitas kontak uap–cair. Dari sisi keekonomian, terjadi penurunan equipment cost dari 463.100 USD menjadi 431.100 USD dan installed cost dari 1.197.800 USD menjadi 1.125.500 USD, menunjukkan efisiensi biaya investasi sebesar 6–7%.

Namun demikian, penelitian ini memiliki beberapa keterbatasan. Model simulasi dibangun dengan asumsi *steady state*, sehingga tidak merepresentasikan dinamika proses sebenarnya seperti fluktuasi beban umpan, perubahan tekanan mendadak, atau gangguan operasional. Selain itu, analisis hidraulika dilakukan berdasarkan data desain dan perhitungan simulasi tanpa validasi langsung melalui data *plant test* atau inspeksi *tray* aktual. Evaluasi energi dan biaya juga dilakukan menggunakan pendekatan standar Aspen Economic Analyzer, yang masih bersifat estimatif dan tidak memasukkan variasi harga utilitas atau depresiasi peralatan secara rinci.

Berdasarkan keterbatasan tersebut, penelitian selanjutnya direkomendasikan untuk melakukan simulasi *dynamic mode* guna melihat respons kolom terhadap perubahan beban operasi, serta mengembangkan studi kontrol proses untuk menentukan strategi pengendalian reflux, tekanan kolom, dan temperatur reboiler yang lebih stabil. Selain itu, diperlukan studi lanjutan berupa validasi lapangan, analisis HAZOP terkait keselamatan operasi kolom, serta kajian integrasi panas untuk meminimalkan konsumsi energi secara keseluruhan. Pendekatan machine learning atau optimasi multivariat juga dapat diterapkan untuk memperoleh kondisi operasi yang lebih adaptif dan optimal terhadap berbagai variasi umpan dan target produksi.

5. DAFTAR PUSTAKA

- [1] K. Sotoodeh, *Equipment and Components in the Oil and Gas Industry Volume 1: Equipment*, vol. 1. 2024. doi: 10.1201/9781003467151.
- [2] J. G. Speight, *Refinery Products and Product Improvement Processes*. 2024. doi: 10.1201/9781003186731.
- [3] H. Silla, *Separator Design*. 2003. doi: 10.1201/9780203912454.ch6.
- [4] A. R. Anggrianto, A. R. Pratika, and H. Hardjono, “Evaluasi Kolom Debutanizer (Flrs T-102) Di Unit Rfccc Pt Pertamina (Persero) Refinery Unit Iii Plaju - Palembang,” *DISTILAT J. Teknol. Separasi*, vol. 6, no. 1, pp. 8–12, 2023, doi: 10.33795/distilat.v6i1.56.
- [5] R. Rak and D. Kopencova, “Impact of Digital Vehicle Identification Errors on Critical Information Systems,” *Inf. Syst. Manag.*, pp. 1–19, 2023, doi: 10.5772/intechopen.107888.
- [6] P. T. Xyz, D. Metode, E. Dan, and S. Hysys, “Upaya Peningkatan Yield Naphta Kolom Debutanizer,” vol. 3, pp. 684–694, 2023.
- [7] H. N. Aulia and Z. Furqon, “Evaluasi Pengaruh Kondisi Operasi Terhadap Kualitas Produk Bawah Kolom Debutanizer,” *Reka Buana J. Ilm. Tek. Sipil dan Tek. Kim.*, vol. 6, no. 2, pp. 135–149, 2021, doi: 10.33366/rekabuana.v6i2.2645.
- [8] H. Numan Aulia and V. Alfiansyah, “Prosiding SNRT (Seminar Nasional Riset Terapan) MAKSIMASI PRODUK NAPHTA KOLOM DEBUTANIZER UNIT RCC PT X,” *Semin. Nas. Ris. Terap.*, vol. ISSN 2341-, no. November, pp. 30–39, 2018.
- [9] W. Chin, *Also of Interest*. 2016. doi: 10.1002/9781119284628.pubnote.