

EVALUASI NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI PADA PROSES DISTILASI ATMOSFERIK DI UNIT KILANG PPSDM MIGAS CEPU

Poppy Puspa Maya¹, Anisa Rahma Dewi¹, Rohmadi², Khalimatus Sa'diyah¹

¹Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Malang, Jl. Soekarno Hatta No. 9, Malang 65141, Indonesia

²Jl. Sorogo No.1, Kampungbaru, Karangboyo, Kecamatan Cepu, Kabupaten Blora, Jawa Tengah
58315, Indonesia

poppypuspa01@gmail.com; [\[khalimatus.s@polinema.ac.id\]](mailto:khalimatus.s@polinema.ac.id)

ABSTRAK

Pengolahan *crude oil* untuk menghasilkan produk minyak bumi meliputi persiapan bahan baku, proses distilasi atmosferik, dan proses *treating*. Proses distilasi atmosferik di unit kilang PPSDM Migas Cepu bertujuan untuk pemisahan fraksi dalam *crude oil* menjadi produk-produk yang dikehendaki berdasarkan perbedaan titik didihnya pada tekanan atmosfer. Pada artikel ini dilakukan evaluasi pada proses distilasi atmosferik di unit kilang. Metode evaluasi yang dilakukan meliputi menghitung neraca massa, neraca energi, dan efisiensi alat dengan mengolah data lapangan serta data literatur. Neraca massa dapat dihitung menggunakan data *mass flow rate* dan *total feed*. Perhitungan neraca energi memerlukan data massa dan perubahan entalpi. Perhitungan efisiensi panas memerlukan data panas yang hilang dan data panas yang masuk. Berdasarkan hasil perhitungan pada periode 01– 05 Agustus 2022, kapasitas *crude oil* di unit kilang PPSDM Migas Cepu sebesar 290.975,9146 kg/hari produk yang dihasilkan adalah pertasol CA 13.815,7886 kg/hari, pertasol CB 24.533,1042 kg/hari, pertasol CC 10.230,8168 kg/hari, solar 171.651,0263 kg/hari, dan residu 69.350,5995 kg/hari. Efisiensi panas pada kolom fraksinasi lebih dari 40%. Berdasarkan *Perry's Chemical Engineers Handbook 7th Edition Gas-Liquid Contacting Systems*, *column efficiency* minimal 40%. Dalam *Petroleum Refinery Engineering* karya W.L. Nelson dimana *Thermal Efficiency* alat adalah 60%-95%. Hal ini menunjukkan bahwa tiap alat masih layak digunakan.

Kata kunci: distilasi atmosferik, neraca massa, neraca energi

ABSTRACT

Crude oil processing to produce petroleum products includes raw material preparation, atmospheric distillation process, and processing process. The atmospheric distillation process at the PPSDM Migas Cepu refinery unit aims to break down the fractions in crude oil into the desired products based on differences in their boiling points at atmospheric pressure. This article evaluates the atmospheric distillation process at the refinery unit. The evaluation method used includes calculating the mass balance, energy balance, and equipment efficiency by processing field data and data literature. Mass balance can be calculated using mass flow rate and total feed data. energy balance, mass data and enthalpy changes are needed. Heat efficiency requires heat loss data and heat input data. Based on the results of calculations for the period 01–05 August 2022, the capacity of crude oil at the PPSDM Migas Cepu refinery unit was 290,975.9146 kg/day, the products produced were pertasol CA 13,815.7886 kg/day, pertasol CB 24,533.1042 kg/day, pertasol CC 10,230.8168 kg/day, diesel 171,651.0263 kg/day, and residue 69,350.5995 kg/day. The heat efficiency generated in the fractionation column is more than 40%. Based on Perry's Chemical Engineers Handbook 7th Edition Gas-Liquid Contacting Systems, a minimum column efficiency of 40%. In Petroleum Refinery Engineering by W.L. Nelson where the tool Thermal Efficiency is 60% -95%. This shows that each tool is still feasible to use.

Keywords: atmospheric distillation, mass balance, energy balance

1. PENDAHULUAN

Dalam proses pengolahan minyak mentah (*crude oil*) menjadi produk pada Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi (PPSDM Migas) Cepu melalui berbagai macam proses dan membutuhkan banyak alat. Proses produksi meliputi persiapan bahan baku, proses distilasi atmosferik, dan proses *treating*. Proses distilasi atmosferik bertujuan untuk memisahkan fraksi dalam minyak mentah menjadi produk – produk yang dikehendaki berdasarkan titik didihnya pada tekanan atmosfer. Proses distilasi atmosferik meliputi penguapan dalam evaporator serta pemisahan dalam kolom fraksinasi dan *stripper*. Peralatan-peralatan tersebut memegang peranan penting dalam produksi minyak bumi menjadi berbagai macam produk, yaitu pertasol, residu, dan solar. Karena efisiensi kinerja masing-masing alat saling berkesinambungan, sehingga perlu dilakukan evaluasi secara berkala dan optimasi terhadap aspek dalam pengolahan *crude oil* menjadi produk yang berkaitan pada sistem pengolahan minyak untuk mendapatkan margin keuntungan maksimum dan pemenuhan aspek kualitas dengan distilasi atmosferik [1]. Faktor-faktor yang mempengaruhi kinerja unit distilasi atmosfer perlu disesuaikan untuk mendapatkan produk yang optimal. Ada beberapa faktor yang mempengaruhi perancangan kolom distilasi. Beberapa faktor tersebut antara lain komposisi *feed*, kondisi operasi kolom, tinggi kolom dan komposisi produk [2]. Pada proses distilasi atmosferik juga terlibat beberapa variabel proses seperti massa, *density*, tekanan dan *temperature*. Namun tidak semua variabel diketahui.

Penelitian terdahulu oleh Zhafarina (2021) yang bertujuan untuk mengetahui kinerja dari salah satu alat pada pengolahan *crude oil* yaitu evaporator didapatkan panas yang hilang di evaporator cukup besar yaitu 186.721.526,7 btu/hari atau 8.208.402.798,12 Joule/jam dengan efisiensi panas evaporator sebesar 53,84% [3]. Zahra (2020) telah melakukan penelitian kolom fraksinasi C-2 pada proses produksi dengan kapasitas minyak mentah (*crude oil*) sebesar 228254,9183 kg/hari, produk yang dihasilkan adalah pertasol CA 34000,095 kg/hari, pertasol CC yaitu 16647,375 kg/hari, solar 119519,406 kg/hari, dan residu yang dihasilkan 55472,744 kg/hari, serta efisiensi panas yang dihasilkan di kolom fraksinasi C-2 adalah sebesar 88,13% [4]. Penelitian lain yang dilakukan oleh Damayanti (2020) menyatakan bahwa perhitungan neraca massa masuk dan keluar sama pada *stripper* C-5 adalah 101.225,92 kg/hari [5].

Pada penelitian ini dilakukan evaluasi neraca massa dan energi pada proses distilasi atmosferik meliputi evaporator, *stripper* C-5, *stripper* C-4, kolom fraksinasi C-1, kolom *stripper* C-3, dan kolom fraksinasi C-2. Perhitungan *crude oil* yang teruapkan dapat dilakukan dengan menggunakan grafik *American Standard Testing and Material* (ASTM), *True Boiling Point* (TBP), dan *Equilibrium Flash Vaporization* (EFV). Distilasi TBP perlu diinputkan untuk mengetahui % volume produk dari *cutting* kurva dan *cut point* produk yang diharapkan. Data evaluasi minyak bumi sangat penting bagi unit pengolahan agar dalam proses pengolahan *crude oil* menjadi produk lebih efisien dan diminati [6]. Oleh karena itu, penelitian ini bertujuan untuk mengevaluasi neraca massa dan neraca energi pada proses distilasi atmosferik di unit kilang pada bulan Agustus 2022. Melalui evaluasi ini dapat diketahui efisiensi termal peralatan kilang minyak dan membandingkannya dengan referensi Himmelblau (2008) yang menjelaskan efisiensi termal kolom fraksional adalah 60% sampai 95% [7].

2. METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dilakukan dengan mengumpulkan dan mengolah data primer, sekunder, dan hasil pengamatan pada evaporator, *stripper* C-5, *stripper* C-4, kolom fraksinasi C-1, kolom *stripper* C-3, dan kolom fraksinasi C-2 di PPSDM Migas. Adapun tahapan dari penelitian ini adalah pengumpulan data, perhitungan SG 60/60°F (ASTM D86), perhitungan neraca massa, perhitungan berat molekul dan K uop, serta perhitungan neraca panas.

2.1. Pengumpulan Data

Data yang dikumpulkan berupa data lapangan dan data literatur. Data lapangan diperoleh dari pengamatan evaporator, *stripper* C-5, *stripper* C-4, kolom fraksinasi C-1, *stripper* C-3, dan kolom fraksinasi C-2 serta data yang didapatkan dari *Distributed Control System Room* pada bulan Agustus 2022 selama lima hari berturut-turut. Data lapangan meliputi *flow rate crude oil* dan produk, suhu *inlet* dan *outlet crude oil* dan produk pada proses, densitas *crude oil* dan produk, serta spesifikasi desain dari evaporator, *stripper* C-5, *stripper* C-4, kolom fraksinasi C-1, *stripper* C-3, dan kolom fraksinasi C-2. Hasil pengamatan mengenai kondisi operasi evaporator, *stripper* C-5, *stripper* C-4, kolom fraksinasi C-1, *stripper* C-3, dan kolom fraksinasi C-2 selama 5 hari akan dirata-rata untuk digunakan sebagai dasar perhitungan. Sementara itu, data literatur meliputi kebutuhan *steam crude oil*, dan produk serta grafik ASTM, TBP dan EFV yang didapatkan dari studi berbagai literatur.

2.2. Perhitungan SG 60/60°F (ASTM D86)

Untuk menghitung *mass flow rate* SG 60/60 °F atau *specific gravity* yaitu densitas cairan dan air yang diukur pada suhu dan tekanan yang sama (60° F). Untuk mendapatkan nilai SG 60/60°F diperoleh dari data ASTM dengan melihat nilai *density* 15° yang telah diketahui berdasarkan Himmelblau (2008) [7].

2.3. Perhitungan Neraca Massa

Untuk menghitung neraca massa bergantung pada jenis proses dan ada atau tidaknya reaksi kimia, jika tidak ada reaksi kimia maka digunakan rumus sebagai berikut:

- *Mass Flow Rate*

Mass flow rate dapat dicari menggunakan persamaan Geankoplis (1980) [8] yaitu:

$$m = \rho \times Q \quad (1)$$

Keterangan: \dot{m} = *mass flow rate* (kg/jam)

ρ = densitas (kg/m³)

Q = *flowrate* fluida (m³/jam)

- *Total Feed*

Total feed dapat dicari menggunakan persamaan Geankoplis (1980) [8].

$$Total\ feed = produk + losses \quad (2)$$

Untuk mengevaluasi neraca massa pada proses distilasi atmosferik diperlukan perhitungan dengan mengolah data lapangan dan data literatur.

1. Neraca Massa Evaporator (V-1)

Perhitungan diawali dengan menghitung *crude oil* yang teruapkan menggunakan grafik ASTM, TBP, dan EFV. Distilasi ASTM / distilasi Engler (ASTM D-86) / distilasi

atmosferik untuk mengetahui data suhu pada 70-90% distilasi dicari menggunakan metode perhitungan ekstrapolasi. Distilasi TBP dilakukan untuk menentukan % volume produk yang diperoleh dari kurva geser sebagai fungsi dari titik potong produk yang diharapkan. Proses distilasi EFV sama persis dengan proses distilasi pada alat distilasi sebenarnya. Oleh karena itu, hasil pengujian distilasi EFV ini digunakan sebagai dasar penentuan kondisi operasi. Kemudian menentukan tekanan absolut dan suhu EFV pada tekanan absolut berdasarkan *Figure 5-27* [9]. Dari suhu EFV pada tekanan absolut dapat diketahui persen *crude oil* teruapkan. Sehingga neraca massa evaporator V-1 dapat dihitung dengan persamaan dari referensi Saputri dan Sa'diyah (2022) [10].

$$\begin{aligned} & \text{input} = \text{output} \\ \text{crude oil} + \text{steam} &= \text{top product to feed C} - 1 + \text{bottom product to feed C} - 5 \end{aligned} \quad (3)$$

2. Neraca Massa Stripper C-5

Dikarenakan pada *bottom product* kolom C-5 merupakan residu, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} & \text{input} = \text{output} \\ \text{feed C} - 5 \text{ from V} - 1 + \text{steam} &= \text{top product to feed C} - 1 + \text{residu} \end{aligned} \quad (4)$$

3. Neraca Massa Stripper C-4

$$\begin{aligned} & \text{input} = \text{output} \\ \text{product from C} - 1 + \text{steam} &= \text{top product C} - 4 \text{ to feed C} - 1 + \text{kondensat} + \text{solar} \end{aligned} \quad (5)$$

4. Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-1

$$\begin{aligned} & \text{input} = \text{output} \\ \text{reflux C} - 1 + \text{top product C} - 4 + \text{top product C} - 5 \text{ from evaporator} + \text{steam} &= \text{top product to feed C} - 2 + \text{bottom product to feed C} - 4 \end{aligned} \quad (6)$$

5. Neraca Massa Stripper C-3

$$\begin{aligned} & \text{input} = \text{output} \\ \text{feed from top C} - 1 + \text{steam} &= \text{top product (pertasol CC)} + \text{bottom product (pertasol CC)} \end{aligned} \quad (7)$$

6. Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-2

$$\begin{aligned} & \text{input} = \text{output} \\ \text{feed from top C} - 1 + \text{steam} + \text{reflux C} - 2 &= \text{top product (pertasol CA)} + \text{bottom product (pertasol CB)} + \text{sidestream (pertasol CB)} \end{aligned} \quad (8)$$

a. Perhitungan Berat Molekul dan K uop

Berat molekul dari suatu campuran minyak bumi dan produk-produknya penting untuk diketahui. Hal ini berkaitan dengan desain dan perhitungan proses di pengolahan

operasi kilang, terutama dalam perhitungan distilasi. Ada hubungan antara *Molal Average Boiling Point* (MABP), °API, dan berat molekul. Berat molekul suatu campuran minyak bumi dan produk-produknya dapat diperhitungkan dengan mencari slope dari hasil analisis distilasi, kemudian mencari *Volumetric Average Boiling Point* (VABP), *Mean Average Boiling Point* (MeABP), °API lalu dengan bantuan grafik dapat ditentukan berat molekul.

$$\text{slope} = T_{90\%} - T_{10\%} \quad (9)$$

$$T_{DRV} = T_{10\%} + T_{30\%} + T_{50\%} + T_{70\%} + T_{90\%} \quad (10)$$

$$T_{DRM} = T_{DRV} + \text{faktor koreksi} \quad (11)$$

K uop dihitung untuk mengetahui klasifikasi minyak bumi berdasarkan faktor karakteristiknya dengan persamaan dari referensi Nelson (2008) [11].

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T_b}}{S} \quad (12)$$

Keterangan:

T _b	= TDRV (Rankine)
S	= SG 60/60°F
TDRV	= Titik Didih Rata-Rata Volumetrik
TDRM	= Titik Didih Rata-Rata Molal
K uop	= Faktor karakteristik untuk mengetahui klasifikasi minyak bumi

b. Perhitungan Neraca Panas

Rumus yang digunakan untuk memperoleh nilai kalor/panas di dalam perhitungan neraca panas yaitu dengan persamaan Geankoplis (1980) [8].

$$Q = m \times \Delta H \quad (13)$$

Keterangan:

Q = jumlah panas (J)

m = massa (kg)

ΔH = perubahan entalpi (J)

Untuk mencari ΔH steam dapat menggunakan *steam table*. Sedangkan untuk mencari ΔH komponen digunakan grafik *Heat Content Fig. 5.3* referensi [11] dengan rumusan sebagai berikut:

$$\Delta H_{\text{vapor}} = \text{heat content} - \text{koreksi } K_{uop} - \text{koreksi pressure} \quad (14)$$

$$\Delta H_{\text{liquid}} = \text{heat content} \times \text{koreksi pressure} \quad (15)$$

➤ Neraca panas evaporator

Total panas masuk evaporator dirumuskan:

$$Q_{in} = Q_{\text{crude oil masuk}} + Q_{\text{steam}} \quad (16)$$

Total panas keluar Evaporator

$$Q_{out} = Q_{crude\ oil\ top\ evaporator} + Q_{steam} + Q_{crude\ oil\ bottom\ evaporator} \quad (17)$$

- Neraca Panas Kolom Stripper C-5
Total panas masuk Kolom Stripper C-5

$$Q_{in} = Q_{crude\ oil\ masuk} + Q_{steam} \quad (18)$$

Total panas keluar Kolom Stripper C-5

$$Q_{out} = Q_{crude\ oil\ top\ kolom\ C - 5} + Q_{steam} + Q_{residu\ bottom\ kolom\ C - 5} \quad (19)$$

- Neraca Panas Kolom Stripper C-4
Total panas masuk Kolom Stripper C-4

$$Q_{in} = Q_{crude\ oil\ masuk} + Q_{steam} \quad (20)$$

Total panas keluar Kolom Stripper C-4

$$Q_{out} = Q_{crude\ oil\ top\ kolom\ C - 4} + Q_{steam} + Q_{solar\ bottom\ kolom\ C - 4} \quad (21)$$

- Neraca Panas Kolom Fraksinasi C-1
Total panas masuk kolom fraksinasi C1

$$Q_{in} = Q_{panas\ masuk\ evaporator} + Q_{steam} + Q_{panas\ masuk\ dari\ top\ kolom\ C - 5} + Q_{steam} + Q_{panas\ masuk\ dari\ top\ kolom\ C - 4} + Q_{sream} + Q_{reflux} \quad (22)$$

Total panas keluar kolom fraksinasi C1

$$Q_{out} = Q_{steam} + Q_{reflux} + Q_{pertasol\ CA} + Q_{pertasol\ CB} + Q_{pertasol\ CC} + Q_{solar} \quad (23)$$

- Neraca Panas Stripper C-3
Total panas masuk stripper C-3

$$Q_{in} = Q_{panas\ pertasol\ CC} + Q_{steam} \quad (24)$$

Total panas keluar Kolom stripper C-3

$$Q_{out} = Q_{kerosin\ top\ stripper\ C - 3} + Q_{steam} + Q_{kerosin\ bottom\ stripper\ C - 3} \quad (25)$$

- Neraca Panas Kolom Fraksinasi C-2
Total panas masuk kolom fraksinasi C-2

$$Q_{in} = Q_{pertasol\ CA} + Q_{pertasol\ CB} + Q_{pertasol\ CC} + Q_{kerosin} \quad (26)$$

Total panas keluar Kolom Stripper C-2

$$Q_{out} = Q_{steam} + Q_{pertasol\ CA} + Q_{pertasol\ CB} \quad (27)$$

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1. Hasil Pengamatan

Tabel 1. Data produk akhir rata-rata yang dihasilkan pada tanggal 01 agustus - 05 agustus 2022

Produk	Rate (lt/hr)	Volume (%)	Densitas (kg/l)	Massa (kg/hr)
Crude Oil	345659.2	100	0.843	290975.915
Pertasol CA	19034.6	5.384	0.726	13815.789
Pertasol CB	32010	9.274	0.766	24533.104
Pertasol CC	13351.8	3.734	0.766	10230.816
Solar	204001.6	59.278	0.841	171651.026
Residu	76212.8	22.024	0.901	69350.591
Jumlah Produk	344610.8	99.694		289581.335
Kehilangan	1048.4	0.306		1394.579

Data operasi tiap alat pada proses distilasi atmosferik disajikan pada Tabel 2 berikut.

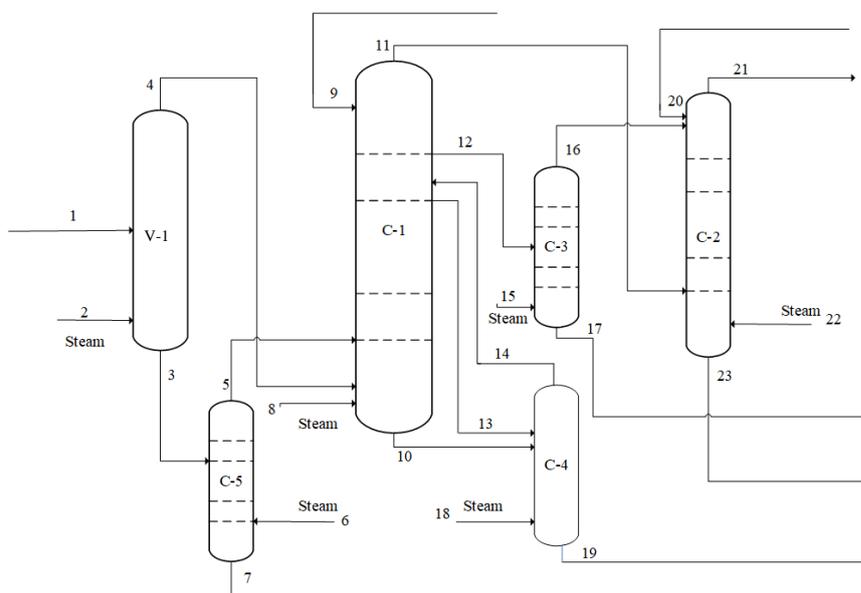
Tabel 2. Data operasi tiap alat di unit kilang PPSDM Migas Cepu

Kolom Fraksinasi C-1		
Temperatur Top	244,724	°F
Tekanan Top	0,2166	kg/cm ²
Discharger Pompa Reflux	1,7	kg /cm ²
Reflux	32,794	m ³ /day
Kolom Fraksinasi C-2		
Temperatur Top	184,532	°F
Tekanan Top	0,2722	kg/cm ²
Discharger Pompa Reflux	1,2	kg/cm ²
Reflux	0	
Kolom Stripper C-3		
Temperatur Top	126,968	°F
Kolom Stripper C-4		
Temperatur Top	390,092	°F
Temperatur Bottom	433,4	°F
Kolom Stripper C-5		
Temperatur Top	305,456	°F
Tekanan atas Top	0,26	kg/cm ²
Evaporator V-1		
Suhu Masuk Evaporator	582,476	°F
Suhu Atas Evaporator	599,252	°F
Tekanan Masuk Evaporator	0,3672	kg/cm ²
Tekanan Atas Evaporator	0,29	kg/cm ²
Suhu bottom evaporator	536	°F
Suhu bottom Kolom 5	572	°F
Suhu bottom Kolom 2	203	°F

Kolom Fraksinasi C-1		
Suhu bottom C-1	423,5	°F

(lanjutan)

Adapun diagram alir proses distilasi atmosferik adalah sebagai berikut.



Gambar 1. Diagram alir proses distilasi atmosferik

Tabel 3. Neraca massa pada alat dalam proses distilasi atmosferik

Alat	Input (kg/hari)	Output (kg/hari)
Evaporator	303.409,4212	303.409,421
Kolom Stripper C-5	79.335,961	79.335,961
Kolom Stripper C-4	199.247,04	199.247,04
Kolom Fraksinasi C-1	295.926,837	295.926,837
Kolom Stripper C-3	11.639,889	11.639,889
Kolom fraksinasi C-2	52.088,402	52.088,402

Tabel 4. Neraca energi pada alat dalam proses distilasi atmosferik

Alat	Input (btu/jam)	Output (btu/jam)
Evaporator	12.380.582,593	12.380.582,593
Kolom Stripper C-5	2.795.574,151	2.795.574,151
Kolom Stripper C-4	2.795.574,151	2.795.574,151
Kolom Fraksinasi C-1	12.038.660,226	12.038.660,226
Kolom Stripper C-3	368.397,448	368.397,448
Kolom fraksinasi C-2	1.330.592,471	1.330.592,471

Tabel 5. Efisiensi pada alat dalam proses distilasi atmosferik

Alat	Efisiensi (%)
Evaporator	94,40
Kolom Stripper C-5	91,07
Kolom Stripper C-4	78,57
Kolom Fraksinasi C-1	59,56
Kolom Stripper C-3	75,21
Kolom fraksinasi C-2	67,64

3.2. Pembahasan

Data yang digunakan untuk perhitungan neraca massa dan neraca panas adalah rata-rata dari data tanggal 01 Agustus - 05 Agustus 2022 yang disajikan pada Tabel 1. Namun, data yang diambil tidak semuanya merupakan data real dari proses, tetapi ada beberapa yang merupakan data yang diasumsikan. Hal ini dikarenakan, pada alat yang digunakan untuk produksi tidak terdapat *flow indicator*. Pada hasil pengamatan yaitu Tabel 2 yang merupakan data operasi tiap alat dalam proses distilasi atmosferik. Dari data tersebut dapat dihitung neraca massa dan neraca energi, serta efisiensi panas tiap alat. Pada Tabel 3 dan 4 menunjukkan bahwa neraca sudah *balance*. Setelah menghitung neraca massa dan neraca energi, maka dapat dihitung pula efisiensi panas untuk mengetahui performa dan kelayakan tiap alat.

Efisiensi panas tiap alat disajikan pada Tabel 5. Saat ini semua alat pada proses distilasi atmosferik di unit kilang PPSDM Migas masih layak digunakan. Hal ini didasarkan pada perhitungan yaitu efisiensi panas yang dihasilkan pada kolom fraksinasi lebih dari 40% dan sudah sesuai dengan buku *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition Gas-Liquid Contacting Systems*. Menurut Buku *Petroleum Refinery Engineering* karya W.L. Nelson dimana *Thermal Efficiency* alat adalah 60%-95%. Namun, pada tiap alat terjadi *heat losses*. Beberapa hal yang menyebabkan adanya kehilangan panas, di antaranya:

- Umur pakai (*life time*)
- Kerusakan *flowmeter*
- Kinerja isolator menurun
- Adanya zat pengotor
- Adanya gesekan sepanjang aliran
- Perbedaan suhu

Unit Kilang PPSDM Migas Cepu sampai saat ini sudah beroperasi selama 57 tahun dengan beragam alat pada proses distilasi atmosferik. Semakin lama masa pakai suatu peralatan, maka efisiensi kinerjanya akan semakin menurun. Hal ini sesuai dengan literatur Primaperkasa (2012) mengungkapkan bahwa dengan pemeliharaan dapat memperpanjang *life time* pada mesin/peralatan serta dapat mengurangi intensitas kerusakan [12]. Hal ini ditandai dengan adanya kerusakan pada *flow meter* yang ada mengalami kerusakan sehingga alat kontrol untuk produksi menjadi terganggu. Menurut Sudrajat (2011) menerangkan bahwa proses produksi harus didukung oleh peralatan yang handal [13]. Peralatan pendukung proses produksi harus selalu dilaksanakan secara teratur dan terencana untuk mencapai hal tersebut. Dalam buku Nelson (2018) disebutkan bahwa

pemeliharaan atau perawatan dalam suatu industri merupakan salah satu faktor penting yang menunjang proses produksi [11].

Selain *flowmeter*, menurunnya kinerja isolator di unit kilang ditandai dengan banyaknya lubang yang terdapat pada tiap alat. Isolator ini bertindak sebagai penghambat/pelindung agar panas yang dihasilkan dari proses distilasi tidak hilang ke lingkungan. Sesuai dengan Damarani (2016) yang menyatakan bahwa laju alir panas dapat dipengaruhi oleh luas permukaan benda yang saling bersentuhan, perbedaan suhu awal antara kedua benda, dan konduktivitas panas dari kedua benda tersebut [14]. Karena perbedaan panas yang terjadi antara sistem dan lingkungannya, sehingga menyebabkan *losses*. Menurut Herman, dkk. (2020) kerugian panas atau *heat losses* yang terjadi di sepanjang sistem pemipaan harus diketahui, sehingga dapat dilakukan perbaikan [15]. Kehilangan panas juga diakibatkan dari gesekan yang terjadi di sepanjang aliran, panas yang hilang akibat gesekan dapat terjadi antara elemen fluida dan antara fluida dengan dinding sepanjang saluran. Hal ini sesuai dengan Andayani, dkk. (2019) yang mengungkapkan bahwa jenis material lapisan mempengaruhi kekasaran permukaan pipa, semakin tinggi nilai kekasaran permukaan pipa maka koefisien geseknya cenderung meningkat [16].

Tidak hanya alat saja yang menyebabkan adanya kehilangan panas, adanya zat-zat pengotor seperti Mg, Ca, Cl, dan H₂S yang masuk ke dalam kolom dan menyebabkan korosi pada *tray* serta dinding kolom dapat mengurangi efisiensi panas. Berdasarkan Wati, dkk. (2020) bahwa senyawa non-hidrokarbon didalam minyak bumi biasanya dianggap sebagai pengotor seperti nitrogen, oksigen, sulfur, dan logam. Itu karena memiliki efek buruk pada pengolahan minyak yang disebut pengotor oleofilik. Senyawa pengotor ini tidak larut dalam *crude oil* atau produk-produk minyak bumi [17]. Sedangkan pengotor oleofobik seperti air dan garam. Senyawa belerang atau sulfur yang terdapat dalam minyak bumi dapat digolongkan sedikit, akan tetapi memiliki efek atau dampak yang besar, karena sulfur yang terdapat dalam minyak bumi dapat menimbulkan pencemaran dan korosi serta menurunkan angka oktan.

Dari permasalahan tersebut, solusi-solusi yang diperlukan untuk meningkatkan efisiensi panas di tiap alat adalah dengan beberapa cara, yaitu dengan menjaga kondisi operasi tiap alat agar produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Penelitian oleh Andayani, dkk. (2019) menunjukkan bahwa nilai efektif suatu alat tergantung pada suhu dan lama pemakaian, serta kinerja desain alat distilasi. Evaluasi secara berkala pada alat dan komponen-komponen isolator yang digunakan juga diperlukan untuk mengetahui kelayakan kondisi dan bahan isian yang dipakai [16]. Penelitian Muharom dan Rifky (2022) mengungkapkan bahwa isolator dapat mengurangi kehilangan energi yang berlebihan akibat perpindahan kalor dari sistem ke lingkungan atau sebaliknya. Isolator berkembang tidak hanya untuk menghindari kebocoran panas, tetapi digunakan untuk mengontrol temperatur karena memiliki efek buruk pada pengolahan minyak [18]. Oleh karena itu, sesuai dengan Ali dan Kurniawan (2013) diperlukan bahan isolator yang memiliki konduktivitas termal material yang rendah [19]. Hal penting lain yang perlu dilakukan adalah melakukan kalibrasi alat seperti *thermogun* sebelum digunakan untuk pembacaan suhu yang akurat. Fatwasauri, dkk. (2021) mengungkapkan

bahwa kalibrasi bertujuan untuk memastikan akurasi kebenaran nilai yang ditunjukkan oleh alat ukur atau nilai-nilai yang tertera pada suatu bahan ukur [20].

Dalam analisis bahan masuk dan produk akhir di laboratorium harus lebih teliti karena sebagai acuan untuk operator yang ada pada unit kilang. Selama ini laboratorium minyak dan gas selalu menggunakan metode uji ASTM D 86 untuk menentukan trayek titik didih sampel uji [21]. Selain itu, harus dilakukan inspeksi dan pemeliharaan pada alat pengukur seperti *flowmeter*, *temperature indicator*, dan *pressure indicator*. Inspeksi dapat mendeteksi kondisi di bawah standar dan tindakan serta koreksi segera dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja [22].

4. KESIMPULAN DAN SARAN

Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa efisiensi panas yang dihasilkan pada kolom fraksinasi lebih dari 40%. Sesuai *Perry's Chemical Engineers Handbook 7th Edition Gas-Liquid Contacting Systems*, *column efficiency* minimal 40%. Dalam *Petroleum Refinery Engineering* karya W.L. Nelson dimana *Thermal Efficiency* alat adalah 60%-95%. Hal ini menunjukkan bahwa tiap alat masih layak digunakan.

Dari hasil evaluasi ini, dapat disarankan agar pengambilan data dilakukan langsung di kilang dan dibandingkan antara data di kilang dan di *control room* agar data yang diinput akurat. Selain itu, perlu dilakukan kalibrasi alat seperti thermogun sebelum digunakan agar suhu yang diukur akurat.

REFERENSI

- [1] W. A. Jauhari dan F. A. P. Utomo, "Optimasi Pengolahan Crude Banyu Urip di Unit CDU-II PT. Pertamina (Persero) RU IV," *Idec.Ft.Uns.Ac.Id*, pp. 8–9, 2017.
- [2] W. L. Luyben, *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, 2007.
- [3] A. Zhafarina, "Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Energi Evaporator (V-1) Unit Kilang Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia , Minyak dan Gas Bumi (PPSDM Migas) Cepu," 2021.
- [4] H. Zahra, "Efisiensi Termal Kolom Fraksinasi C-2 Berdasarkan Evaluasi Neraca Massa dan Energi Proses Unit Kilang Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi Cepu. Laporan Kerja Praktik Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Pertamina 2020."
- [5] I. Damayanti, "Efisiensi Panas Kolom Fraksinasi li (C-2) di Unit Kilang Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi Cepu, Jawa Tengah," 2020.
- [6] D. K. Sari dan R. Ternando, "Evaluasi Mutu Minyak Bumi Dengan Distilasi True Boiling Point (Tbp) Berdasarkan Parameter Uji Sifat Fisika Sebagai Bahan Baku Produk Kerosin Dan Avtur," *J. Tek. Patra Akad.*, vol. 10, no. 01, pp. 20–27, 2019.
- [7] J. B. R. D. M. Himmelblau, *Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Reduced Pressure*, vol.1, no. C. 2008.
- [8] C. J. Geankoplis, *Transport processes and unit operations*, Third Edit., vol. 20, no. 1. Prentice-Hall International, Inc., 1980.
- [9] W. C. Edmister, *Applied Hydrocarbon Thermodynamics*. Houston,: Texas: Gulf, 1974.

- [10] E. Y. Y.A. Saputri dan K. Sa'diyah, "Analisis Efisiensi Heater Pada Pengolahan Steam Unit 7 Pembangkit Listrik Tenaga Uap," *Distilat J. Teknol. Separasi*, vol. 8, no. 1, pp. 54–63, 2022.
- [11] W. Nelson, *Petroleum Refinery Engineering*, Fourth Edi. New York: McGraw-Hill, 1985, 2018.
- [12] A. Primaperkasa, "Studi Pengukuran Umur Sisa (Remaining Life Assessment) Mesin Pada Industri," 2012.
- [13] G. M. R. A. Sudrajat., *Pedoman Praktis Manajemen Perawatan Mesin Industri*, 1st ed., vol. 8, no. 5. Bandung, 2011.
- [14] Z. N. Damarani, "Pengaruh Kecepatan Fluida Panas terhadap Bilangan Nusselt dan Reynold pada Heat Exchanger Tipe Shell and Tube (The Effect of Hot Fluid Flow Velocity to Determine The Nusselt and Reynold Number of Shell and Tube Heat Exchanger)," Semarang, 2016.
- [15] G. C. Herman, M. R. Kirom, and D. Herman, "Analisis Heat Losses dan Pressure Drop Pada Sistem Pemipaan Panas Bumi Dengan Simulasi Aspen Hysys Di Pt Geo Dipa Energi (Persero) Unit Patuha," *e-Proceeding Eng.*, vol. 7, no. 1, p. 1106, 2020.
- [16] R. C. R. D. Andayani, S. Z. Nuryanti, dan Asmadi, "Pengaruh Jenis Lapisan Kekasaran Permukaan Pipa terhadap Koefisien Gesek," *J. Ilm. Tek.*, vol. 5, no. 2, pp. 181–194, 2019.
- [17] P. J. A. F. Wati, E. Y. Erwan, dan N. Azizah, "Industri Pengolahan Minyak Bumi Di Indonesia," *J. FMIPA*, vol. 2, no. 2, pp. 20–29, 2020.
- [18] V. Muharom dan Rifky, "Pengaruh Sifat Konduktivitas Termal Material Isolator (Kayu, Karet Dan Styrofoam) Terhadap Perpindahan Panas Dan Daya Keluaran Sistem Generator Thermoelectric," *Met. J. Manufaktur, Energi, Mater. Tek.*, vol. 1, no. 1, pp. 8–15, 2022.
- [19] M. Ali dan R. Kurniawan, "Kaji Eksperimental Konduktivitas Termal Isolator Dari Serbuk Batang Kelapa Sawit," *J. Desiminasi Teknol.*, vol. 1, no. 1, pp. 59–68, 2013.
- [20] I. Fatwasauri, S. T. Erawati, M. Sasono, dan R. F. Surakusumah, "Evaluasi Ketidakpastian Pengukuran Dalam Kalibrasi Termometer Digital Menggunakan Persamaan Regresi Kalibrasi," *Komun. Fis. Indones.*, vol. 18, no. 2, p. 131, 2021.
- [21] A. Novandy, "Evaluasi Hasil Analisis Bensin Dengan Menggunakan Metode Astm D 86 Dan Astm D 7345," *Swara Patra Maj. Ilm. PPSDM*, vol. 03, no. 3, pp. 1–9, 2013.
- [22] A. A. Pratomo dan N. Widajati, "Tingkat Pemenuhan Safety Inspection Menurut International Safety Rating Systems Di Bukit Tua Development Project PT PAL Indonesia Persero Tahun 2013," *Indonesia. J. Occup. Saf. Heal.*, vol. 2, no. 1, pp. 28–34, 2013.