

Teknoekonomi Penyingkiran Senyawa Sulfur dari Kondensat Gas Alam dengan Metode Desulfurisasi Oksidatif-Ekstraktif

Tri Partono Adhi^{1,*}, Sardenianto¹, Antonius Indarto^{1,2}

¹Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Bandung, Jalan Ganesa 10, Bandung, 40132

²Program Studi Teknik Bioenergi dan Kemurgi, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Bandung Jalan Let. Jen. Purn. Dr. (HC). Mashudi N0.1/ Jl. Raya Jatinangor Km 20,75 Sumedang 45363

*Corresponding author: tpadhi@che.itb.ac.id

(Submisi: 20-10-2021; Revisi: 22-11-2021; Penerimaan: 25-11-2021)

ABSTRACT

In the oil and gas production process, apart from hydrocarbons, a number of impurities are produced, including carbon dioxide and sulfur compounds in various concentrations, depending on the conditions and characteristics of the reservoir and the location where it is located. While the common technology for sulfur removal from liquid hydrocarbons is hydrodesulfurization (HDS), alternative technologies are needed for this desulfurization to reduce operating conditions such as temperature and pressure, as well as hydrogen consumption. One of them is oxidative-extractive desulfurization. Technical and economic evaluations to determine the feasibility of applying on an industrial scale need to be studied further. The study of oxidative-extractive desulfurization process of sulfur compounds (represented as dibenzothiophene, DBT) was carried out using hydrogen peroxide (H₂O₂)/formic acid as oxidizing agent and catalyst, as well as extraction with dimethylformamide (DMF). For a capacity of 1,000 bpd of condensate with 1%-wt sulfur, desulfurization was successfully carried out with sulfur removal of 96.55% and condensate recovery of 99.41%. A processing cost of 9.14 USD/barrel is required, of which 84% is required for chemicals. The optimized process configuration for DMF recovery succeeded in reducing chemical costs by 35.5% and reducing total processing costs by 27.0% from 9.14 USD/barrel to 6.67 USD/barrel. In this optimized process configuration, 95.80% sulfur removal was achieved with condensate recovery of 99.21%.

Keywords: condensate; DBT; DMF; H₂O₂; oxidative-extractive desulfurization

ABSTRAK

Dalam proses produksi minyak dan gas bumi, selain hidrokarbon, dihasilkan pula sejumlah zat pengotor termasuk di antaranya karbon dioksida dan senyawa sulfur dalam beragam

konsentrasi, bergantung pada kondisi dan karakteristik batuan bawah tanah dan lokasi minyak dan gas tersebut berada. Meskipun telah ada teknologi proses yang umum digunakan untuk proses desulfurisasi hidrokarbon cair yaitu Hidrodesulfurisasi (HDS), teknologi proses alternatif diperlukan untuk menurunkan kondisi temperatur dan tekanan operasi, serta kebutuhan hidrogen. Salah satunya adalah desulfurisasi secara oksidatif-ekstraktif. Evaluasi teknis dan ekonomi untuk menentukan kelayakan penerapan pada skala industri perlu dikaji lebih lanjut. Kajian proses desulfurisasi secara oksidatif-ekstraktif terhadap senyawa sulfur (diwakilkan sebagai *dibenzothiophene*, DBT) dilakukan dengan menggunakan hidrogen peroksida, (H_2O_2)/ asam format sebagai oksidator dan katalis, serta ekstraksi dengan dimetilformamida, DMF. Untuk kapasitas 1.000 barel/ hari kondensat dengan 1%-berat sulfur, desulfurisasi berhasil dilakukan dengan sulfur *removal*/96,55% dan perolehan kondensat sebesar 99,41%. Diperlukan biaya pemrosesan 9,14 USD/ barel, dengan 84% diperlukan untuk bahan kimia. Optimasi konfigurasi proses untuk *recovery* DMF berhasil menurunkan biaya bahan kimia sebesar 35,5% dan mengurangi biaya pemrosesan total sebesar 27,0% dari 9,14 USD/ barel menjadi 6,67 USD/ barel. Pada konfigurasi proses yang telah dioptimasi ini, 95,80% sulfur *removal*/berhasil dicapai dengan perolehan kondensat sebesar 99,21%.

Kata kunci: DBT; desulfurisasi oksidatif-ekstraktif; DMF; H_2O_2 ; kondensat

1. Pendahuluan

Dalam proses produksi minyak dan gas bumi, selain hidrokarbon, dihasilkan pula sejumlah zat pengotor termasuk di antaranya CO_2 dan gas sulfur dalam beragam konsentrasi. Zat pengotor berupa sulfur seperti H_2S , karbonil sulfida (COS), merkaptan (RSH) di dalam hidrokarbon ringan (LPG dan kondensat) biasanya dapat menimbulkan bau yang tidak sedap, korosi, dan juga pencemaran udara dalam bentuk SO_x setelah pembakaran bahan bakar hidrokarbon (Boniek, dkk., 2015; Hayyan dkk., 2015).

Penyingkiran senyawa sulfur dari hidrokarbon cair seperti kerosen, minyak diesel, dan kondensat gas alam relatif lebih sulit dilakukan dibanding dari gas alam. Secara konvensional desulfurisasi tersebut dilakukan menggunakan teknologi hidrodesulfurisasi (HDS) sebagai salah satu teknologi yang paling efektif (Ribeiro dkk., 2019). Proses hidrodesulfurisasi memerlukan temperatur dan tekanan yang sangat tinggi,

di samping kebutuhan hidrogen yang juga tinggi dan katalis yang mahal (Shang dkk., 2013; Srivastava, 2012). Proses HDS yang saat ini ada dapat menggunakan 60% hidrogen dari kebutuhan hidrogen total yang diperlukan untuk penyingkiran hingga 99% sementara 40% sisanya untuk menyingkirkan 1% sulfur lainnya (Schattenmann dkk., 2010). Kenaikan yang tajam di akhir penyingkiran sulfur ini juga dapat berdampak terhadap hidrogenasi senyawa-senyawa aromatik lain yang ada di dalam umpan.

Telah banyak diteliti alternatif penyingkiran sulfur untuk menggantikan desulfurisasi dengan HDS. Salah satu yang paling potensial yaitu desulfurisasi secara oksidatif dan ekstraktif. Meskipun demikian, penerapan secara komersial dengan skala industri masih belum banyak diteliti. Oleh karena itu, diperlukan kajian terkait kelayakan dalam penerapan desulfurisasi oksidatif dan ekstraktif sebagai alternatif HDS untuk proses penyingkiran sulfur dari kondensat gas alam pada skala industri.

Studi ini mengkaji efektivitas dan konfigurasi proses secara teknis dan ekonomi dalam penyingkiran sulfur dari kondensat dengan metode desulfurisasi oksidatif-ekstraktif pada skala industri. Tinjauan teknis dilakukan dengan memanfaatkan proses simulasi dan tinjauan ekonomi didasarkan pada perkiraan biaya *capital expenditure* (CAPEX) dan biaya operasional.

2. Metode Penelitian

Kajian ini secara umum akan mengulas proses desulfurisasi oksidatif terpilih dari sisi teknis maupun ekonomi. Secara teknis dikaji beberapa aspek berikut:

- Oksidator dan kondisi reaksi desulfurisasi
- Jenis *solvent*
- Sensitivitas parameter operasi
- Penentuan kondisi serta konfigurasi proses.

Dari aspek ekonomi, dilakukan perkiraan biaya untuk proses desulfurisasi dari sisi biaya CAPEX dan biaya operasional.

Basis kajian, deskripsi proses dan simulasi, reaksi oksidasi, serta metode perkiraan biaya dijabarkan sebagai berikut.

2.1 Basis Kajian

Komponen hidrokarbon diwakili oleh komponen C3 hingga C10, komposisi ini diambil dari salah satu *Central Processing Plant* (CPP) Gas di Sulawesi, dengan penyesuaian seperlunya. Komposisi hidrokarbon yang telah disesuaikan ini tercantum dalam Tabel 1 dengan kandungan sulfur sebanyak 10.000 ppm-berat. Jumlah kondensat yang diolah adalah 1.000 barrel per hari. Pemilihan kapasitas sebesar 1.000 barrel kondensat per hari didasarkan pada kapasitas produksi salah satu CPP Gas di Sulawesi.

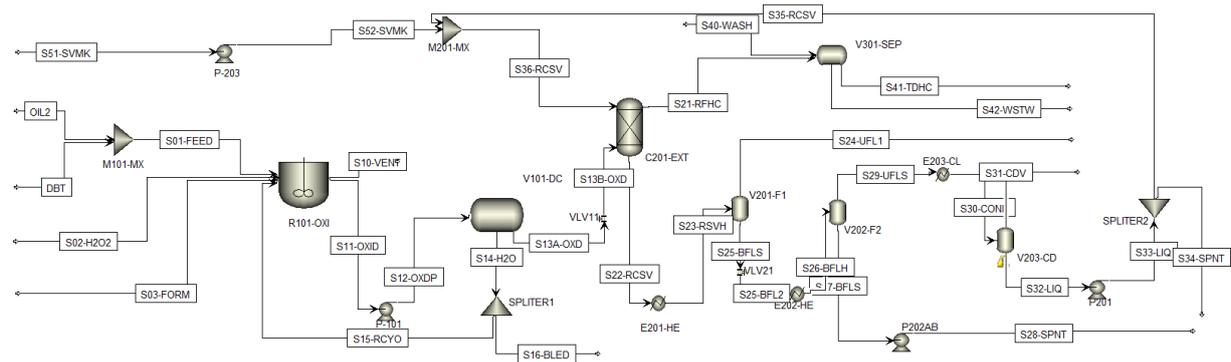
Tabel 1. Komponen hidrokarbon dalam kondensat di CPP Gas Sulawesi

Komponen	Komposisi (mol)
Propana	0,002
i-Butana	0,006
n-Butana	0,013
i-Pentana	0,034
n-Pentana	0,028
n-Heksana	0,085
n-Heptana	0,100
n-Oktana	0,234
n-Nonana	0,268
n-Dekana	0,230
Total	1,000

Meskipun HDS merupakan proses yang paling umum digunakan untuk penyingkiran senyawa di dalam hidrokarbon cair, masih ada permasalahan terkait dengan senyawa sulfur aromatik yang sulit dipisahkan, sebagai contoh *benzothiophene* (BT), *dibenzothiophene* (DBT), dan senyawa turunannya (Bian dkk., 2019; Li dkk., 2016; Wei dkk., 2019). Dengan demikian, untuk penyederhanaan simulasi namun dengan tetap memperhatikan representasi proses yang ada, komponen senyawa sulfur sepenuhnya diwakili oleh *dibenzothiophene* (DBT) yang bila dioksidasi lanjut akan berubah menjadi *dibenzothiophene sulfone* (DBTO₂).

2.2 Proses Simulasi

Proses simulasi dilakukan utamanya dengan menggunakan simulator proses Aspen Plus versi 10, dengan skema dasar ditunjukkan dalam Gambar 2. Konfigurasi tersebut diadaptasi dari alur proses yang dikembangkan oleh Gao dkk. (2019). Pada alur proses tersebut digunakan *ionic liquid* dalam proses oksidasinya. Sementara dalam kajian ini, digunakan oksidator berbasis H₂O₂ dan asam organik.



Gambar 2. Skema proses dalam simulasi Aspen Plus

Simulasi dengan Aspen Plus dilakukan baik untuk menguji sensitivitas parameter operasi secara terpisah maupun untuk konfigurasi proses yang sudah terintegrasi. Simulator proses Aspen Plus dipilih karena penggunaannya yang luas di bidang industri kimia. Dalam simulasi ini model termodinamika yang digunakan adalah UNIQUAC. Model ini telah umum digunakan untuk perhitungan aktivitas non elektrolit di dalam campuran non-ideal (Kedra-Krolik dkk., 2011; Nancarrow dkk., 2015; Ponce, 2020; Rodriguez-Cabo dkk., 2013). Oleh karena itu, model UNIQUAC dapat dipertimbangkan sebagai model termodinamika yang cocok digunakan untuk simulasi di dalam kajian ini, terutama proses ekstraksi dan regenerasi pelarut.

2.3 Deskripsi Proses

Secara umum, proses desulfurisasi oksidatif-ekstraktif ini terbagi ke dalam 3 (tiga) sub-proses, yaitu reaksi oksidasi, ekstraksi senyawa sulfur, dan regenerasi pelarut (*solvent*).

Reaksi Oksidatif Desulfurisasi

Sebanyak 1.000 barel/ hari kondensat direaksikan secara kontinu dengan H_2O_2 30%-berat dan asam format di dalam Reaktor (R-

101). Setelah proses reaksi selesai selama beberapa menit, campuran hasil reaksi didekantasi dalam Dekanter (V-101) agar dapat dipisahkan antara cairan kondensat dan air berdasarkan perbedaan densitasnya. Lapisan air yang masih mengandung reaktan dikeluarkan dari dekanter dan kemudian dibagi menjadi dua aliran. Sebagian kecil dikeluarkan dari sistem sebagai buangan (*bleed*), sedangkan sebagian besar dialirkan kembali menuju reaktor oksidasi sebagai daur ulang reaktan. Lapisan minyak (kondensat) yang sebagian besar terdiri dari kondensat dan senyawa sulfur yang telah dioksidasi selanjutnya dialirkan menuju kolom ekstraksi (C-201).

Ekstraksi

Kondensat diumpankan ke dalam kolom ekstraksi (C-201) melalui bagian bawah untuk dikontakkan dengan pelarut (DMF). Pelarut DMF yang digunakan merupakan DMF yang sudah diregenerasi melalui proses *flashing* bertahap di V-201 dan V-202. Produk kondensat diperoleh dari bagian atas kolom ekstraksi. Sementara pelarut ekstraktor yang sudah jenuh dikeluarkan dari bagian bawah kolom untuk selanjutnya diregenerasi. Kondensat hasil ekstraksi masih membawa sebagian DMF di dalam alirannya. Oleh

karena itu, diperlukan pencucian menggunakan *wash water* dengan separator V-301 untuk mengambil sebagian besar DMF. Kondensat yang telah dicuci tersebut selanjutnya dapat disimpan dalam Tangki Penyimpan atau diproses lebih lanjut.

Regenerasi DMF

DMF yang sudah jenuh dilewatkan melalui serangkaian proses *flashing* (evaporasi). Pemanasan dan evaporasi tahap pertama melalui *heater* dan *flash vessel* (V-201) dilangsungkan untuk memisahkan hidrokarbon dan pengotor ringan lainnya. Pemanasan dan evaporasi tahap-2 yang dilakukan di *heater – flash vessel* kedua (V-202) berlangsung pada tekanan yang lebih rendah dan temperatur lebih tinggi dibandingkan evaporasi tahap-1. Pada tahap-2, sebagian besar DMF dapat dipisahkan dan diperoleh kembali dari komponen senyawa sulfur (DBT dan DBTO₂). Setelah dipisahkan, sebagian kecil DMF dikeluarkan sebagai *bleed* dan mayoritas DMF yang sudah diregenerasi ini digunakan kembali untuk proses ekstraksi di kolom ekstraktor (C-201). *Make-up* DMF segar ditambahkan ke dalam aliran ini untuk menggantikan DMF yang berkurang akibat terbawa sebagai *carryover* maupun sebagai *spent/ bleed* saat proses regenerasi.

2.4 Reaksi Oksidasi Senyawa Sulfur

Bila dibandingkan dengan kondisi operasi HDS, proses desulfurisasi oksidatif (ODS) dengan katalis memerlukan kondisi operasi yang lebih lunak (temperatur dan tekanan relatif rendah). Tekanan mendekati kondisi atmosferik dan temperatur pada rentang temperatur ruang, antara 25 °C hingga mendekati 100 °C. Proses ODS merupakan teknologi yang menjanjikan untuk

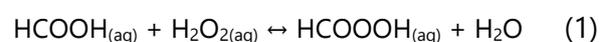
mengurangi sulfur dalam hidrokarbon (Azimzadeh dkk., 2017, Cao dkk, 2019, Zhu dkk., 2019). Pada studi ini, proses oksidasi yang digunakan adalah reaksi oksidasi dengan larutan H₂O₂. Pemilihan H₂O₂ sebagai oksidator mempertimbangkan beberapa alasan berikut (Zang dkk., 2020):

1. Senyawa H₂O₂ merupakan senyawa umum ditemui dan mudah diperoleh secara komersial.
2. Mempunyai kemampuan mengoksidasi yang tinggi.
3. Ramah lingkungan karena produk sampingnya hanya berupa air (H₂O).

Penggunaan H₂O₂ sebagai oksidator yang disertai dengan berbagai katalis telah banyak diteliti, beberapa di antaranya H₂O₂/ asam format, H₂O₂/ asam asetat, H₂O₂/ asam sulfat (Dehkordi dkk., 2009); H₂O₂/ Polioksimetal (Yun dan Lee, 2013); dan H₂O₂/ Ti-Molesieve (Liu dkk., 2007).

Berdasarkan penelitian Dehkordi dkk. pada tahun 2009, untuk oksidasi senyawa DBT, asam format memberikan hasil yang paling baik di antara asam asetat dan asam sulfat. Ketiga asam tersebut merupakan senyawa asam yang umum dan mudah diperoleh secara komersial. Dengan demikian asam format dipilih sebagai katalis untuk reaksi oksidasi DBT menjadi DBTO₂.

Reaksi yang terlibat dalam penyiapan asam peroksiformat, PFA adalah reaksi pembentukan PFA (HCOOOH) antara H₂O₂ dan HCOOH serta reaksi dekomposisi asam peroksiformat menjadi H₂O, CO₂, dan O₂. Dengan persamaan reaksi seperti pada Persamaan (1) dan (2) (Sun dkk., 2011).





Nilai energi aktivasi untuk pembentukan dan hidrolisis PFA yang dilaporkan oleh Sun dkk., (2011) adalah 75,2 dan 40,4 kJ/ mol. Sedangkan untuk reaksi dekomposisi PFA, energi aktivasinya sebesar 95,4 kJ/ mol. Dengan demikian konstanta laju reaksi nyata (*observed*) untuk reaksi tersebut ditunjukkan dengan Persamaan (3), (4), (5).

Reaksi maju pembentukan PFA, k_1 :

$$3,99 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{75200}{RT}\right) \quad (3)$$

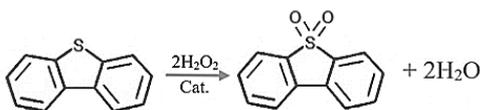
Reaksi hidrolisis PFA, k_{-1} :

$$1,10 \times 10^5 \exp\left(-\frac{40400}{RT}\right) \quad (4)$$

Reaksi dekomposisi PFA, k_2 :

$$2,68 \times 10^{13} \exp\left(-\frac{95400}{RT}\right) \quad (5)$$

Pada kondisi reaksi oksidasi DBT dengan jumlah H_2O_2 berlebih, reaksi oksidasi akan mengikuti kinetik untuk *pseudo orde-1*. Namun, reaksi oksidasi ini menunjukkan kinetik orde-2, dengan orde-1 untuk hidrogen peroksida dan DBT (Collins dkk., 1997), dengan persamaan reaksi seperti ditunjukkan pada Gambar 3.



Gambar 3. Reaksi keseluruhan DBT dan H_2O_2 (Haghighi, & Gooneh-Farahani, 2020)

Persamaan konstanta laju reaksi, k terhadap untuk oksidasi DBT menggunakan H_2O_2 tersaji pada Persamaan (6) (Hao dkk., 2006):

Reaksi oksidasi DBT dengan H_2O_2 ,

$$k = 2,58 \times 10^8 \exp\left(-\frac{60000}{RT}\right) \quad (6)$$

2.5 Perkiraan Biaya

Perkiraan biaya (*cost estimation*) dilakukan untuk memenuhi kriteria estimasi *Association for the Advancement of Cost Engineering (AACE)* kelas V (-30%/ +50%). *Cost estimation* dilakukan dengan bantuan perangkat lunak *Aspen Process Economic Analyzer (APEA)* V10.1 untuk menghitung *direct cost* dan nilai persentase umum dari *direct cost* untuk mengestimasi nilai *indirect cost*. *Direct cost* terdiri dari harga peralatan proses dan *project for area*. Harga peralatan proses yang diestimasi oleh perangkat lunak estimator keekonomian masih dalam basis kuartal pertama tahun 2017 (Q1 2017). Oleh karena itu, untuk mengekskalasi harga berdasarkan inflasi menuju basis harga tahun 2021, indeks Nelson-Farrar digunakan. Faktor eskalasi harga Nelson-Farrar yang digunakan dalam estimasi ini ditampilkan pada Tabel 3. Data tahun 2017-2019 diperoleh dari Bakerrisk, pada tahun 2021.

Sementara itu, untuk nilai *indirect cost* yang digunakan terdiri dari *home office services, site office cost, permit & license, insurance, taxes and duties, inland & overseas transportation cost*, dan *training*. *Home Office Service* adalah estimasi harga untuk *detailed engineering*, manajemen proyek, pengadaan barang, serta *project office space, travel, and overhead*. *Site office budget* terdiri dari estimasi harga pengadaan untuk fasilitas *site office, supervision labor*, dan akomodasi. *Permit and license, insurance, taxes and duties, inland & overseas transportation cost*, dan *training* diestimasi berdasarkan biaya di Indonesia dari perbandingan dengan beberapa proyek lainnya dengan ukuran dan

kompleksitas sejenis serta dari harga *labor* di Indonesia. Biaya tersebut diambil berdasarkan pengalaman penulis dalam menggunakan data empiris di banyak perhitungan biaya untuk pekerjaan-pekerjaan yang dimiliki oleh PT XYZ sebagai perusahaan nasional dalam bidang pengolahan minyak. Persentase parameter-parameter *indirect cost* ditampilkan pada Tabel 4.

Tabel 3. Nelson-Farrar Cost Index (Bakerrisk, 2021)

Komponen	Tahun				Faktor Pengali 2017 ke 2021
	2017	2018	2019	2021*	
<i>Pumps and Compressor</i>	2371,0	2457	2502,3	2640,4	1,114
<i>Electrical & Machine</i>	515,3	521,2	524,1	533,4	1,035
<i>Internal Combustion</i>	1046,2	1059,6	1067,2	1089,2	1,041
<i>Instrumentation</i>	1602,9	1628,5	1651,6	1700,7	1,061
<i>Heat Exchange</i>	1221,2	1322,2	1353,5	1497,4	1,226
<i>Misc. Equip. Average</i>	1351,3	1397,7	1419,7	1492,2	1,104
<i>Material</i>	1510,5	1637,9	1669,1	1843,7	1,221
<i>Labor</i>	3477,2	3575,5	3615,4	3763,3	1,082
<i>Refinery Construction</i>	2690,5	2800,5	2836,9	2995,6	1,113

*Estimasi dengan ekstrapolasi dari tahun 2017, 2018, dan 2019

Tabel 4. Nilai Persentase *Indirect Cost**

No	Parameter	Persentase dari Total <i>Direct Cost</i> (%)
1	<i>Home Office Services (Engineering)</i>	12
2	<i>Site Office Cost</i>	15
3	<i>Permit & License</i>	0,5
4	<i>Insurances</i>	2
5	<i>Taxes & Duties</i>	10
6	<i>Inland & Overseas Transportation Cost</i>	6
7	<i>Training</i>	0,5

*Disesuaikan dari PT XYZ, dengan pembulatan ke 0,5% terdekat.

Selain parameter-parameter di atas, biaya lain yang perlu ditambahkan adalah *contractor fee* dan *contingency*. Harga *contractor fee* diestimasi sebesar 5% dari total harga *direct cost* dan *indirect cost* tanpa termasuk biaya asuransi. Untuk *contingency* proyek diestimasi sebesar 20% dari keseluruhan estimasi biaya proyek. Biaya lain-lain tersebut juga diambil dari PT XYZ.

3. Hasil dan Pembahasan

3.1 Parameter Reaksi Oksidasi

Parameter yang dikaji sensitivitasnya terkait dengan reaksi oksidasi DBT dengan H₂O₂ dan asam format adalah:

1. Waktu reaksi oksidasi
2. Jumlah oksidator (H₂O₂)
3. Daur ulang reaktan

Ketiga parameter ini merupakan parameter yang cukup erat kaitannya dengan efektivitas reaksi dan biaya pemrosesan. Lamanya waktu reaksi akan memengaruhi dimensi peralatan yang terkait, khususnya di sub-proses reaksi. Waktu reaksi dikaji untuk rentang 10-180 menit. Jumlah oksidator (H₂O₂) menyatakan laju konsumsi bahan kimia dalam proses reaksi. Jumlah oksidator dan besarnya aliran daur ulang akan sangat berpengaruh terhadap biaya operasi, khususnya dalam aspek biaya bahan kimia. Konsumsi H₂O₂ dikaji dalam rentang variasi rasio mol H₂O₂ terhadap DBT dari 0 sampai 5 kali.

a. Waktu Reaksi Oksidasi

Hasil simulasi untuk reaksi oksidasi DBT di dalam kondensat dengan sistem oksidator H₂O₂/ asam format pada berbagai rentang waktu ditunjukkan oleh dalam Tabel 6 dan Gambar 4. Kondisi reaksi oksidasi dengan laju

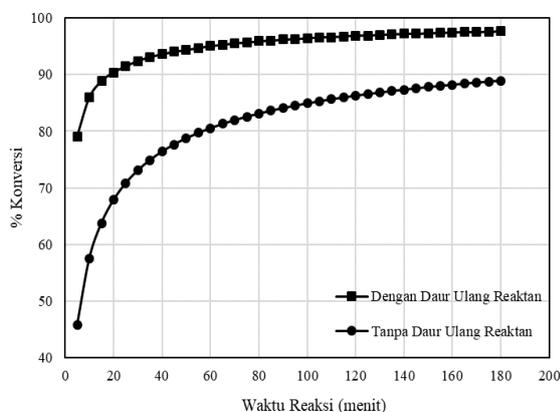
alir kondensat hidrokarbon 1.000 barrel per hari tercantum dalam Tabel 5.

Tabel 5. Kondisi reaksi untuk variasi waktu reaksi oksidasi

No	Parameter	Nilai
1	Laju alir kondensat	1.000 bpd
2	Laju alir umpan H ₂ O ₂ - 30%-w	48 bpd
3	Perbandingan mol umpan H ₂ O ₂ /DBT	2
4	Rasio bleed/daur ulang reaktan	5%/ 95%
5	Temperatur reaksi	50 °C

Tabel 6. Hasil simulasi pengaruh waktu reaksi terhadap konversi

Waktu (menit)	Konversi (%)		Waktu (menit)	Konversi (%)	
	Tanpa Daur Ulang	Dengan Daur Ulang		Tanpa Daur Ulang	Dengan Daur Ulang
5	45,79	79,09	95	84,53	96,27
10	57,50	85,92	100	84,93	96,44
15	63,76	88,82	105	85,30	96,59
20	67,85	90,39	110	85,65	96,62
25	70,81	91,45	115	85,98	96,76
30	73,08	92,41	120	86,29	96,89
35	74,90	93,09	125	86,58	96,90
40	76,40	93,61	130	86,85	97,02
45	77,66	94,02	135	87,11	97,12
50	78,75	94,37	140	87,35	97,21
55	79,70	94,67	145	87,59	97,21
60	80,54	95,06	150	87,81	97,30
65	81,29	95,24	155	88,02	97,38
70	81,96	95,54	160	88,23	97,46
75	82,57	95,65	165	88,42	97,52
80	83,12	95,91	170	88,61	97,51
85	83,63	95,99	175	88,78	97,58
90	84,09	96,20	180	88,95	97,64



Gambar 4. Pengaruh waktu reaksi terhadap konversi DBT

Tanpa daur ulang reaktan, 80% konversi DBT dapat dicapai dalam waktu sekitar 60 menit. Sampai dengan 180 menit reaksi, konversi DBT masih di bawah 90%. Dengan adanya daur ulang reaktan, pada waktu reaksi dan laju umpan H₂O₂ yang sama diperoleh konversi DBT yang signifikan lebih tinggi. Pada 60 menit konversi DBT mencapai 95% dan di atas 97% setelah 180 menit reaksi. Dapat disimpulkan bahwa setelah 60 menit kenaikan konversi sudah tidak signifikan terhadap waktu. Perbedaan konversi yang sangat signifikan dikarenakan antara proses reaksi sekali jalan (tanpa daur ulang) dan reaksi dengan daur ulang salah satunya diakibatkan perbedaan rasio oksidator (H₂O₂) terhadap DBT pada kedua kondisi tersebut.

b. Jumlah Oksidator

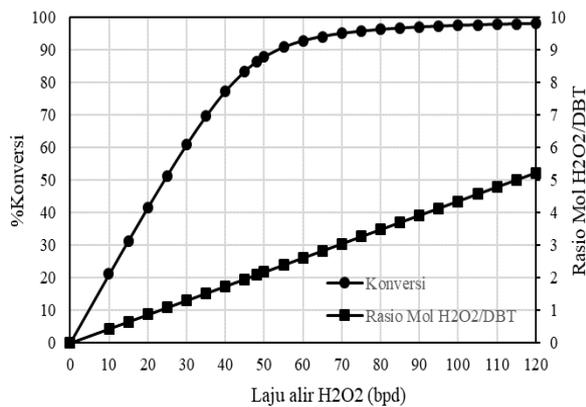
Dalam proses reaksi, khususnya reaksi orde-1 (atau lebih) jumlah reaktan sangat berpengaruh terhadap laju reaksi. Pada studi kasus ini, laju alir oksidator diatur pada rentang 10-120 bpd untuk mendapatkan rasio mol H₂O₂/ DBT sekitar 0,5-5. Kebutuhan stoikiometrik H₂O₂ untuk reaksi oksidasi ini adalah 2 mol untuk setiap mol DBT. Grafik pada Gambar 5 dan Tabel 8 adalah hasil simulasi dengan laju alir kondensat hidrokarbon 1.000 bpd dan kondisi reaksi tercantum dalam Tabel 7.

Tabel 7. Kondisi reaksi untuk variasi laju alir oksidator

No	Parameter	Nilai
1	Laju alir kondensat	1.000 bpd
2	Rasio <i>bleed</i> /daur ulang reaktan	tanpa daur ulang
3	Temperatur reaksi	50 °C
4	Waktu reaksi	120 menit

Tabel 8. Hasil simulasi pengaruh laju alir H₂O₂ terhadap konversi dan rasio mol H₂O₂/DBT

Laju alir H ₂ O ₂ (bpd)	Konversi (%)	Rasio Mol H ₂ O ₂ /DBT	Laju alir H ₂ O ₂ (bpd)	Konversi (%)	Rasio Mol H ₂ O ₂ /DBT
10	21,02	0,44	65	94,16	2,83
15	31,36	0,65	70	95,10	3,05
20	41,53	0,87	75	95,79	3,26
25	51,41	1,09	80	96,32	3,48
30	60,87	1,31	85	96,73	3,70
35	69,63	1,52	90	97,05	3,92
40	77,29	1,74	95	97,32	4,14
45	83,43	1,96	100	97,54	4,35
48	86,29	2,09	105	97,73	4,57
50	87,86	2,18	110	97,89	4,79
55	90,84	2,39	115	98,03	5,01
60	92,82	2,61	120	98,15	5,22



Gambar 5. Pengaruh laju umpan H₂O₂ terhadap konversi DBT

Dalam kondisi tanpa daur ulang, pada rasio H₂O₂/ DBT sebesar 2 (sesuai stoikiometrik) diperoleh konversi DBT sekitar 83%. Konversi mencapai 90% dengan rasio mol 2,4 kemudian 95% pada rasio mol 3. Pada rasio mol yang lebih tinggi daripada 4, kenaikan konversi sudah tidak signifikan. Hal ini terlihat dari grafik konversi pada Gambar 5 yang relatif mendatar setelah mencapai 97%.

c. Daur Ulang Reaktan

Sensitivitas berupa perbandingan antara reaktan sisa yang dibuang dan didaur ulang, dengan jumlah yang dikeluarkan dari sistem bervariasi 2%-25% dari jumlah reaktan sisa.

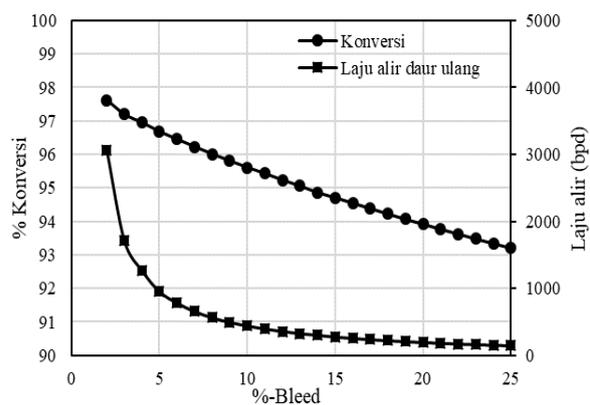
Hasil sensitivitas tersebut disampaikan dalam Tabel 10 dan grafik di Gambar 6 dengan kondisi tercantum dalam Tabel 9.

Tabel 9. Kondisi reaksi untuk variasi waktu reaksi laju daur ulang

No	Parameter	Nilai
1	Laju alir kondensat	1.000 bpd
2	Laju alir umpan H ₂ O ₂ - 30%-w	48 bpd
3	Perbandingan mol umpan H ₂ O ₂ / DBT	2
4	Waktu reaksi	120 menit
5	Temperatur Reaksi	50 °C

Tabel 10. Hasil simulasi pengaruh %-bleed reaktan terhadap konversi dan laju alir daur ulang

Bleed Reaktan (%)	Konversi (%)	Laju Daur Ulang (bpd)	Bleed Reaktan (%)	Konversi (%)	Laju Daur Ulang (bpd)
2	97,62	3059,50	14	94,86	303,40
3	97,20	1707,30	15	94,71	277,16
4	96,95	1266,91	16	94,55	256,63
5	96,68	952,77	17	94,39	238,68
6	96,45	782,66	18	94,23	222,74
7	96,23	656,27	19	94,07	208,46
8	96,01	564,58	20	93,92	195,62
9	95,81	494,99	21	93,77	183,99
10	95,61	440,73	22	93,63	173,43
11	95,43	396,66	23	93,48	163,77
12	95,24	358,94	24	93,35	154,94
13	95,06	327,27	25	93,21	146,79



Gambar 6. Pengaruh %-bleed reaktan terhadap konversi dan laju alir daur ulang

Dengan berkurangnya rasio (persentase) jumlah reaktan yang dibuang dari sistem,

konversi yang dihasilkan semakin tinggi. Hampir linier dengan %-bleed yang turun dari 25% hingga 2%, konversi DBT meningkat dari sekitar 93% menjadi di atas 97%. Namun hal ini juga disertai dengan naiknya laju alir reaktan yang harus dikembalikan ke dalam reaktor. Kenaikan laju sirkulasi secara signifikan dijumpai ketika %-bleed di bawah 5% hingga 2%. Mempertimbangkan hasil konversi dan menjaga supaya laju sirkulasi/daur ulang reaktan tidak terlalu besar (di bawah 1.000 bpd), selanjutnya dipilih nilai %-bleed sebesar 5%.

Dari ketiga parameter yang dikaji tersebut, dipilih kondisi operasi untuk kajian selanjutnya yaitu sesuai Tabel 11. Nilai ini ditunjukkan agar dapat diperoleh konversi DBT minimal 95%. Nilai tersebut masih dapat berubah bila dioptimasi pada tahap berikutnya dari tiap parameter operasinya.

Tabel 11. Kondisi reaksi terpilih berdasarkan

No	Parameter	Nilai
1	Laju alir kondensat	1.000 bpd
2	Waktu reaksi	min. 60 menit
3	Laju umpan H ₂ O ₂ -30%-w	min. 70 bpd
4	Laju alir bleed	maks. 13%

3.2 Pemilihan Pelarut

Dengan tujuan untuk mengoptimalkan proses ekstraksi senyawa sulfur (sulfon) dari campuran hidrokarbon yang cukup kompleks, beberapa parameter digunakan dalam proses pemilihan pelarut untuk proses ekstraksi ini. Parameter tersebut antara lain:

- Kemampuan mengekstrak senyawa sulfur dari hidrokarbon
- Kelarutan (rendah) hidrokarbon di dalam pelarut untuk meminimalkan loss hidrokarbon.
- Kelarutan pelarut di dalam hidrokarbon untuk meminimalkan solvent carryover.

- *Recoverability* pelarut untuk dapat digunakan kembali.

Pelarut yang digunakan umumnya sangat polar seperti acetonitril, NN-dimetilformamida (DMF), metanol, atau NN-dimetilpirolidon (NMP). Selain sifat kepolaran pelarut yang berperan dalam ekstraksi sulfone, titik didih pelarut juga turut berperan. Titik didih pelarut yang rendah dibandingkan dengan sulfone (>400 °C) akan memudahkan dalam proses pemisahannya.

Kinerja pelarut dalam menyingkirkan senyawa sulfur dapat dinilai secara kuantitatif dengan mempertimbangkan kemampuan penyingkirkan sulfur dan perolehan kondensat. Pertimbangan terhadap kedua parameter tersebut dapat diwakili oleh faktor keefektifan pelarut. Faktor ini dapat digunakan untuk menentukan pelarut yang terbaik dalam menyingkirkan sulfur dengan tetap meminimalkan loss kondensat.

Faktor keefektifan pelarut, K_f didefinisikan seperti pada Persamaan (7).

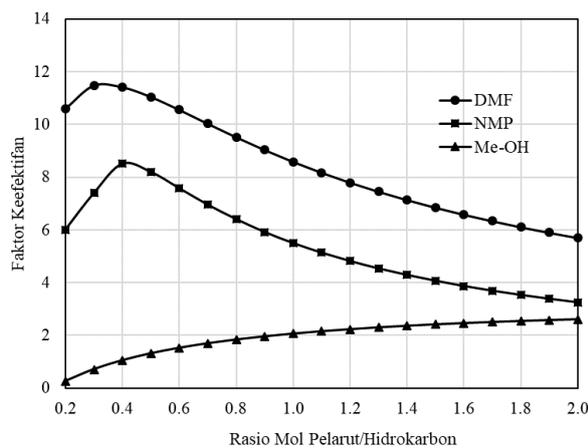
$$K_f = \frac{D_s}{100-Y} \quad (7)$$

dengan D_s adalah persentase desulfurisasi dan Y mewakili persentase perolehan kondensat di dalam aliran rafinat. Nilai K_f ini digunakan juga oleh Khalfalla (2009) dalam disertasinya untuk mengevaluasi kinerja beberapa pelarut.

Semakin tinggi nilai faktor keefektifan, semakin besar senyawa sulfur yang diekstrak dengan loss kondensat yang minim. K_f akan meningkat dengan naiknya persentase desulfurisasi dan penurunan loss (peningkatan perolehan) kondensat. Hasil perhitungan K_f untuk ketiga pelarut DMF, NMP, dan metanol ditampilkan dalam Tabel 12 dan Gambar 7.

Tabel 12. Hasil simulasi pengaruh %-bleed reaktan terhadap konversi dan laju alir daur ulang

Rasio Mol Pelarut/ Hidrokarbon	Kefektifan		
	DMF	NMP	Metanol
0,20	10,6	6,0	0,3
0,30	11,5	7,4	0,7
0,40	11,4	8,5	1,0
0,50	11,0	8,2	1,3
0,60	10,6	7,6	1,5
0,70	10,0	7,0	1,7
0,80	9,5	6,4	1,8
0,90	9,0	5,9	2,0
1,00	8,6	5,5	2,1
1,10	8,2	5,1	2,1
1,20	7,8	4,8	2,2
1,30	7,5	4,5	2,3
1,40	7,1	4,3	2,4
1,50	6,8	4,1	2,4
1,60	6,6	3,9	2,5
1,70	6,3	3,7	2,5
1,80	6,1	3,5	2,5
1,90	5,9	3,4	2,6
2,00	5,7	3,2	2,6



Gambar 7. Faktor keefektifan pelarut

Dari Gambar 7 dapat dilihat bahwa pada semua rentang variasi, DMF mempunyai faktor keefektifan yang paling besar. Nilai maksimal faktor keefektifan untuk DMF sendiri berada dalam rentang rasio mol DMF/kondensat 0,2 hingga 0,6. Namun demikian, apabila akan digunakan dalam rentang yang relatif rendah tersebut perlu dipertimbangkan pula adanya faktor *carryover* pelarut yang tinggi. Dengan demikian, dalam penelitian ini

DMF dipilih sebagai pelarut yang digunakan dalam proses ekstraksi.

Pelarut yang sudah digunakan untuk proses ekstraksi, selanjutnya akan diregenerasi/ disegarkan kembali. Regenerasi dilakukan untuk memisahkan pengotor, terutama senyawa sulfur dan hidrokarbon lain. Senyawa pengotor tersebut perlu dipisahkan agar diperoleh pelarut dengan kinerja mengekstraksi yang sama atau mendekati kinerja semula (*fresh solvent*). Pada penelitian ini regenerasi dilakukan dengan dua buah *flash column*. Regenerasi pelarut dan pemisahan senyawa sulfur dengan *flashing* ini telah digunakan juga oleh oleh Gao dkk. (2019). Kolom *flash* pertama dioperasikan dengan tekanan yang relatif lebih tinggi namun temperatur lebih rendah. Sementara kolom *flash* yang kedua dioperasikan dengan tekanan lebih rendah dan temperatur lebih tinggi. Pengaturan kondisi tekanan dan temperatur ini utamanya dilakukan dengan mempertimbangkan perbedaan titik didih pelarut (DMF), DBT, dan DBTO₂.

3.3 Kondisi Operasi Terpilih

Proses desulfurisasi dengan oksidasi dan ekstraksi bertujuan untuk dapat menurunkan senyawa sulfur sebesar minimal 95%. Hasil penyesuaian parameter operasi untuk proses oksidasi, ekstraksi, dan regenerasi adalah sebagai berikut.

Proses oksidasi di dalam reaktor oksidasi ditargetkan untuk dapat mencapai konversi DBT berkisar 95%. Pemilihan nilai tersebut untuk mendekati target penyingkiran sulfur secara keseluruhan 95% *removal*. Meskipun demikian masih ada proses ekstraksi yang akan mengekstrak baik DBT maupun DBTO₂, hal ini membantu meningkatkan persentase

penyingkiran sulfur. Dari simulasi diperoleh konversi DBT sebesar 95,03%. Kondisi operasi yang digunakan untuk dapat mencapai konversi 95,03% disajikan dalam Tabel 13.

Tabel 13. Kondisi operasi terpilih

No	Parameter	Nilai
1	Laju alir kondensat	1.000 bpd
2	Laju alir umpan H ₂ O ₂ - 30%-w	44,2 bpd (322 kg/jam)
3	Perbandingan mol umpan H ₂ O ₂ /DBT	5,5
4	Rasio <i>bleed</i>	5% (46,7 bpd)
5	Temperatur reaksi	50 °C
6	Waktu reaksi	120 menit
7	Laju alir asam format	3,4 bpd (25 kg/jam)

Proses ekstraksi dilakukan untuk memisahkan baik DBT maupun DBTO₂ dari aliran hasil reaksi oksidasi dan pemisahan kondensat-air dengan *decanter* (V-101) dan Kolom Ekstraksi (C-201). Komposisi senyawa sulfur hasil oksidasi berubah dari 100% DBT menjadi kurang lebih 95% DBTO₂ dan 5% DBT. Sebagaimana diketahui, ekstraksi DBTO₂ jauh lebih mudah dibanding DBT sehingga dengan komposisi tersebut akan membantu secara signifikan dalam proses penyingkiran sulfur.

Dari simulasi dapat diperoleh penyingkiran sulfur di dalam kolom ekstraksi sebagai DBT sebesar 32,51% dan sebagai DBTO₂ sebesar 99,93%. Secara total penyingkiran sulfur mencapai 96,55%, sudah di atas target 95% penyingkiran sulfur. Untuk mendapat kinerja penyingkiran tersebut, proses ekstraksi dilakukan dengan 8 tahap ideal kolom ekstraksi (C-201), menggunakan laju alir *make-up* DMF segar 24 bpd, laju alir DMF total (termasuk daur ulang) 157,8 bpd, *carryover* DMF 10,97% dari sirkulasi, dan

perolehan kondensat (hidrokarbon C3-C10) sebesar 99,41%.

Regenerasi pelarut DMF jenuh dengan dua tahap *flash* dilakukan pada kondisi operasi dan hasil seperti dalam Tabel 14. Dari proses *flash* tersebut diperoleh penyingkiran DBT dan DBTO₂ dicapai 65,3% dan 97,8%, dengan total penyingkiran DBT+DBTO₂ adalah 97,0% dari yang terbawa.

Tabel 14. Kondisi operasi dan hasil *flashing*

No	Parameter	Flash	
		Tahap-1	Tahap-2
1	Tekanan (bar)	2,0	1,2
2	Temperatur (C)	130	220
3	DMF Loss	0,61%	2,20%
4	Perolehan DMF	99,39%	97,80%

Dengan kondisi tekanan dan temperatur *flash-1* dan *flash-2* seperti dalam Tabel 14, perolehan DMF cukup tinggi yaitu di atas 95% dari sirkulasi dan kehilangan DMF pada *flash* tahap-1 juga relatif rendah kurang dari 5% (hanya 0,61%). Penyingkiran sulfur terutama DBTO₂ juga cukup tinggi 97,0% sedangkan DBT hanya 65,3% dari jumlah sulfur yang masuk ke *flash* tahap-2.

Secara keseluruhan pada konfigurasi ini sebanyak 96,55% dari umpan awal senyawa sulfur dapat dipisahkan dari kondensat. Perolehan kondensat hidrokarbon yang dihasilkan juga sangat tinggi mencapai 99,41%.

3.4 Perkiraan Biaya

Evaluasi keekonomian atau perkiraan biaya pada studi ini difokuskan pada kebutuhan biaya kapital dan biaya operasi yang diperlukan. Secara total dinyatakan sebagai biaya spesifik yang diperlukan untuk mengolah kondensat per barel.

Estimasi *direct cost* untuk peralatan utama dalam Tabel 15 dilakukan dengan bantuan perangkat lunak Aspen Process Economic Analyzer (APEA) V10.1. Untuk peralatan tersebut diperkirakan kebutuhan biaya sebesar 2,2 juta USD (telah dikoreksi ke perkiraan tahun 2021). Menggunakan nilai *rule of thumb* yang mencakup jasa, pajak, transportasi, dll., sebesar total 46%, biaya *indirect* adalah 1 juta USD, sehingga diperoleh *Total Installed Cost* sebesar 3,2 juta USD. Dengan *contractor fee* 5% dan *contingency* 20%, diperlukan total biaya sebesar 4,1 juta USD.

Tabel 15. Daftar dan spesifikasi peralatan utama

No	Tag	Nama Peralatan	Jumlah	Spesifikasi dan Ukuran			Dimensi/ Area			
				Tipe	Detail 1	Detail 2	Detail 3	L (mm)	W (mm)	H (mm)
1	R-101	Reaktor Oksidasi	1	Agitated Tank	Kapasitas 34 m ³	Waktu reaksi 120 menit	Stainless Steel 316	2300	2300	8250
2	C-201	Kolom Ekstraksi	1	Packed Column	ID = 1,2 m, H = 10,3 m	Packing: Metal Ballast Ring (H = 8,8 m)	8 Stage, Material Stainless Steel 316	1200	1200	10300
3	V-101	Decanter	2	3 Phase Separator	Liquid Volume 3,3 m ³	Stainless Steel 316		3650	1100	
4	V-201	Flash Vessel-1	1	Horizontal Drum	Liquid Volume 2,4 m ³	Stainless Steel 304		3650	915	
5	V-202	Flash Vessel-2	1	Horizontal Drum	Liquid Volume 2,4 m ³	Stainless Steel 304		3650	915	
6	V-203	KO Drum	1	Vertical Drum	Liquid Volume 2,4 m ³	Stainless Steel 304		915	915	3650
7	V-301	Wash Vessel	1	3 Phase Separator	Liquid Volume 3,3 m ³	Stainless Steel 304		3650	1100	
8	E-201	Flash Heater-1	1	Electric Heater	110 kW	Tube: SS316		4000	1500	
9	E-202	Flash Heater-2	1	Electric Heater	190 kW	Tube: SS316		4000	1500	
10	E-203	Condenser	1	Air Cooler	240 kW	Tube: SS316		3000	6000	
11	P-101	Pumpa Transfer A/B Kondensat-1	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 14.5 m ³ /h	Power= 6.2 kW Head= 112 m		1500	2000	
12	P-201	Pumpa Transfer A/B Spent DMF	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 1.16 m ³ /h	Power= 0.17 kW Head= 34 m		1500	2000	
13	P-202	Pumpa Sirkulasi A/B DMF	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 0.33 m ³ /h	Power= 0.06 kW Head= 33 m		1500	2000	
14	P-203	Pumpa Make-up DMF	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 0.18 m ³ /h	Power= 0.03 kW Head= 44 m		1500	2000	

Tabel 16. Perkiraan biaya bahan kimia

No	Material	Kebutuhan		Harga (USD/ton)	Biaya	
		Bpd	kg/hari		USD/hari	USD/tahun*
1	H ₂ O ₂ 30%-w	44,2	7.728	505	3.903	1.287.920
2	Asam format	2,5	480	430	206	68.112
3	DMF	25	3.754	950	3.566	1.176.900
Total					7.676	2.532.932

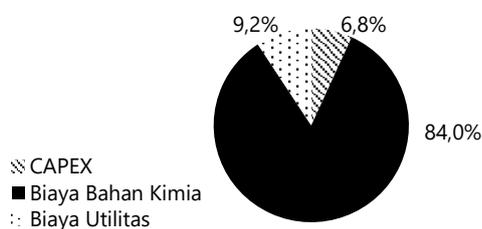
* asumsi pabrik beroperasi 330 hari/tahun

Untuk menghitung biaya dalam mengolah kondensat perlu dipertimbangkan biaya CAPEX maupun OPEX. Dalam memperkirakan biaya CAPEX, usia pabrik dirancang untuk dapat beroperasi selama 20 tahun, sehingga dalam perhitungan ini secara sederhana biaya CAPEX total dilinierkan per tahun selama 20 tahun tersebut. Komponen biaya per tahun dan per barel untuk CAPEX dan OPEX dirangkum dalam Tabel 17.

Tabel 17. Biaya pengolahan kondensat

Komponen	Biaya (USD/tahun)	Biaya (USD/barel)
CAPEX	205.000	0,62
OPEX - Biaya Bahan Kimia	2.532.937	7,68
OPEX - Biaya Utilitas	277.847	0,84
Total	3.015.779	9,14

Diperlukan biaya sekitar 3 juta USD per tahun untuk mengolah kondensat sebanyak 1000 barel per hari. Komponen biaya yang utama berasal dari biaya bahan kimia yang mempunyai porsi sekitar 84%, sementara CAPEX dan biaya utilitas masing-masing hanya sekitar 6,8% dan 9,2%. Untuk tiap barel kondensat yang diolah diperlukan biaya sekitar 9,14 USD dan secara visual porsi masing-masing komponen ditampilkan dalam Gambar 8.



Gambar 8. Diagram komponen biaya pengolahan kondensat

3.5 Optimasi Konfigurasi Proses

Besarnya biaya yang diperlukan untuk mengolah kondensat tentu menjadikannya

sebagai salah satu aspek negatif. Hal ini terutama apabila akan dibandingkan dengan proses desulfurisasi dengan metode lain. Bila ditilik lebih lanjut, komponen biaya bahan kimia didominasi oleh biaya untuk H_2O_2 dan DMF. Air hasil pencucian kondensat keluaran dari kolom ekstraksi masih mengandung DMF sekitar 16,6 % berat. Untuk kandungan DMF dalam air sebanyak 5-25% berat, proses pemisahan secara distilasi relatif sulit dilakukan (Zang dkk., 2021). Sebagai alternatifnya, teknologi pemisahan secara pervaporasi berbasis membran layak dipertimbangkan untuk digunakan.

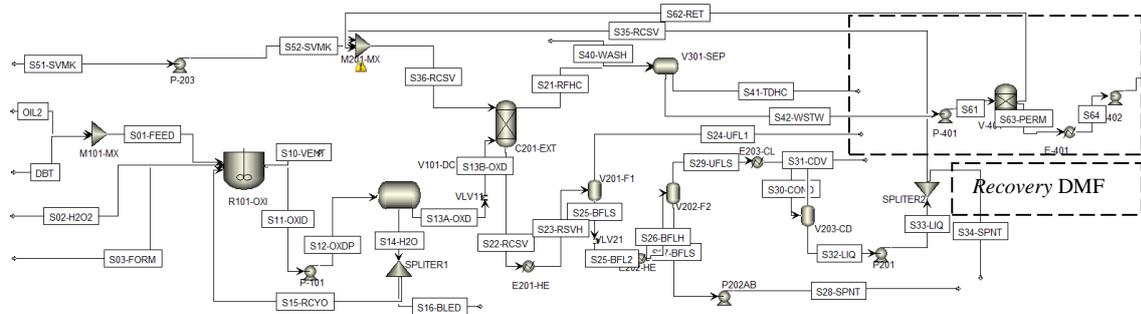
Konfigurasi proses keseluruhan untuk kasus ini, optimasi skenario dengan tambahan DMF *Recovery* dapat dilihat dalam Gambar 9. Pada evaluasi Skenario Desulfurisasi Oksidatif-Ekstraktif (DOE) teroptimasi, simulasi proses pemisahan secara pervaporasi berbasis membran dilakukan dengan modul separator yang difungsikan sebagai *component splitter*. Pemisahan komponen DMF diasumsikan dapat dilakukan hingga 97% dari campuran umpan DMF-air (Aminabhavi dan Naik, 2002), dengan bawaan komponen lain 1% dari jumlah semula. Oleh karena itu, kajian dan evaluasi yang lebih lanjut diperlukan untuk mengevaluasi efektivitas dari teknologi pemisahan secara pervaporasi ini.

Dengan adanya proses regenerasi dan DMF, terjadi penurunan desulfurisasi total dari 96,55% pada konfigurasi awal menjadi 95,80% pada konfigurasi yang teroptimasi ini, meskipun demikian secara target masih terpenuhi di atas 95%. Sementara itu, pengurangan perolehan kondensat relatif sedikit yaitu dari 99,41% menjadi 99,21%.

Untuk konfigurasi proses ini, estimasi biaya total CAPEX yang diperlukan adalah sekitar

5,5 juta USD. Nilai ini naik karena diperlukan unit proses tambahan untuk DMF *recovery*. Detil daftar peralatan dan spesifikasinya ditunjukkan dalam Tabel 18. Sementara itu, untuk biaya bahan kimia, DMF dapat diturunkan cukup signifikan dari 1.176.900

USD menjadi 282.456 USD per tahun. Secara keseluruhan biaya pengolahan per barel menjadi 6,67 USD/barel, atau turun sekitar 27% dari konfigurasi sebelum optimasi. Perbandingan biaya pada kedua konfigurasi tersebut ditunjukkan dalam Tabel 19.



Gambar 9. Konfigurasi proses alternatif dengan *recovery* DMF (Konfigurasi Optimasi)

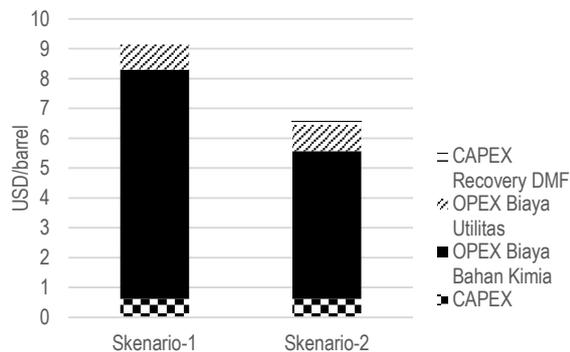
Tabel 18. Daftar dan spesifikasi peralatan utama pada konfigurasi teroptimasi

No	Tag	Nama Peralatan	Jumlah	Spesifikasi dan Ukuran			Dimensi/ Area			
				Type	Detail 1	Detail 2	Detail 3	L (mm)	W (mm)	H (mm)
1	R-101	Reaktor Oksidasi	1	Agitated Tank	Kapasitas 34 m ³	Waktu reaksi 120 menit	Stainless Steel 316	2300	2300	8250
2	C-201	Kolom Ekstraksi	1	Packed Column	ID = 1,2 m, H = 10,3 m	Packing: Metal Ballast Ring (H = 8,8 m)	8 Stage, Material Stainless Steel 316	1200	1200	10300
3	V-101	Decanter	2	3 Phase Separator	Liquid Volume 3,3 m ³	Stainless Steel 316		3650	1100	
4	V-201	Flash Vessel-1	1	Horizontal Drum	Liquid Volume 2,4 m ³	Stainless Steel 304		3650	915	
5	V-202	Flash Vessel-2	1	Horizontal Drum	Liquid Volume 2,4 m ³	Stainless Steel 304		3650	915	
6	V-203	KO Drum	1	Vertical Drum	Liquid Volume 2,4 m ³	Stainless Steel 304		915	915	3650
7	V-301	Wash Vessel	1	3 Phase Separator	Liquid Volume 3,3 m ³	Stainless Steel 304		3650	1100	
8	V-401	Membrane Housing	1	Membrane	Liquid Volume 2,4 m ⁴	Stainless Steel 305	Volume inlet: 414 L/menit	915	915	3650
9	E-201	Flash Heater-1	1	Electric Heater	110 kW	Tube: SS316		4000	1500	
10	E-202	Flash Heater-2	1	Electric Heater	190 kW	Tube: SS316		4000	1500	
11	E-203	Condenser	1	Air Cooler	240 kW	Tube: SS316		3000	6000	
12	E-401	Vacuum Condenser	1	Vacuum Condenser	220 kW	Pressure: 0.04 bar	Liquid Water: 0.33 m ³ /h	4000	1500	
13	P-101	Pumpa Transfer A/B Kondensat-1	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 14.5 m ³ /h	Power= 6.2 kW Head= 112 m		1500	2000	
14	P-201	Pumpa Transfer A/B Spent DMF	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 1.16 m ³ /h	Power= 0.17 kW Head= 34 m		1500	2000	
15	P-202	Pompa Sirkulasi A/B DMF	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 0.33 m ³ /h	Power= 0.06 kW Head= 33 m		1500	2000	

No	Tag	Nama Peralatan	Jumlah	Spesifikasi dan Ukuran			Dimensi/ Area		
				Tipe	Detail 1	Detail 2	Detail 3	L (mm)	W (mm)
16	P-203 A/B	Pompa Make-up DMF	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 0.18 m ³ /h	Power= 0.03 kW Head= 44 m		1500	2000
17	P-401 A/B	Pompa Booster	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 0.46 m ³ /h	Power= 0.03 kW Head= 86 m		1500	2000
18	P-402 A/B	Pompa Waste Water	2	Centrifugal Pump	Design Flowrate = 0.37 m ³ /h	Power= 0.03 kW Head= 42 m		1500	2000
19	P-403 A/B	Pompa Vacuum	2	Vacuum Pump	Design Pressure: 0.04 bar	Actual Gas Flow: 10725 m ³ /h		1500	2000

Tabel 19. Perbandingan biaya pengolahan kondensat per barel

Komponen	Konfigurasi	Konfigurasi	Selisih
	DOE awal	DOE teroptimasi	
CAPEX	0,62	0,62	0%
OPEX Biaya Bahan Kimia	7,68	4,95	-35,5%
OPEX Biaya Utilitas	0,84	0,89	5,7%
CAPEX Recovery DMF		0,21	34,1%
Total	9,14	6,67	-27,0%



Gambar 10. Perbandingan biaya pengolahan kondensat dengan konfigurasi DOE awal dan konfigurasi DOE teroptimasi

Perbandingan secara kualitatif untuk konfigurasi proses desulfurisasi oksidatif-ekstraktif (DOE) teroptimasi yang diusulkan dibandingkan dengan proses HDS dapat dilihat dalam Tabel 20.

Sementara secara biaya pemrosesan, Anderson dkk, pada tahun 2017 mengestimasi biaya pemrosesan minyak mentah memerlukan biaya 3,4 USD/barel.

Tabel 20. Perbandingan kualitatif konfigurasi proses DOE dan HDS (Nancarrow dkk., 2015)

No	Kriteria	HDS	DOE
1	Investasi Kapital (CAPEX)	<ul style="list-style-type: none"> • retrofitting unit eksisting atau pembangunan unit baru 	<ul style="list-style-type: none"> • unit oksidasi, ekstraksi, dan regenerasi
2	Biaya Operasional (OPEX)	<ul style="list-style-type: none"> • kebutuhan energi tinggi • kebutuhan hidrogen tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> • energi relatif lebih rendah, namun <i>make-up</i> pelarut dan oksidator tinggi
3	Dampak Lingkungan	<ul style="list-style-type: none"> • kebutuhan energi tinggi • konsumsi hidrogen tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> • dampak relatif rendah dengan sirkulasi pelarut • produk samping sulfon perlu dikaji (dan potensi pemanfaatannya)
4	Pertimbangan Safety	<ul style="list-style-type: none"> • hidrogen mudah terbakar • tekanan & temperatur tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> • tekanan & temperatur rendah • toksisitas DMF
5	Kematangan Teknologi	<ul style="list-style-type: none"> • sudah mapan (<i>existing technology</i>) 	<ul style="list-style-type: none"> • perlu pengembangan teknologi yang signifikan

Biaya tersebut digunakan untuk evaluasi kilang dengan kapasitas 30.000 barel per hari dan kandungan sulfur 500 ppm. Untuk kondisi dalam studi ini, jumlah sulfur yang diolah jauh lebih besar, 10.000 ppm-w S, memerlukan 6,67 USD/barel dengan biaya bahan kimia menjadi faktor terbesar. Secara sederhana, bila alternatif teknologi desulfurisasi oksidatif-ekstraktif ini diterapkan untuk pengolahan minyak atau kondensat dengan kandungan sulfur yang lebih rendah, diperkirakan biaya yang diperlukan akan lebih

sedikit. Hal ini karena porsi utama biaya adalah untuk kebutuhan bahan kimia dalam proses oksidasi.

Proses desulfurisasi alternatif secara oksidatif-ekstraktif ini mempunyai keunggulan aplikasi bila di lokasi tersebut tidak tersedia sumber hidrogen secara melimpah yang diperlukan dalam proses HDS. Jika terdapat sumber hidrogen atau potensial sumber hidrogen lain, opsi dengan menggunakan HDS dapat dipertimbangkan dengan dikaji secara lebih rinci lagi terkait aspek teknis dan ekonominya.

4. Kesimpulan

Berdasarkan simulasi, kajian, dan pembahasan di atas, dapat disimpulkan bahwa proses oksidasi senyawa sulfur (DBT) dari kondensat dapat dilakukan dengan sistem H_2O_2 / asam format pada tekanan rendah (2 bar) dan temperatur rendah (50 °C), dihasilkan konversi yang cukup tinggi, hingga 95,03%. Proses oksidasi yang dilanjutkan dengan ekstraksi menggunakan DMF dapat menyingkirkan sulfur hingga 96,55% dan perolehan kondensat sebesar 99,41%. Untuk kapasitas 1.000 bpd diperlukan biaya pengolahan 9,14 USD per barrel. Konfigurasi proses yang dioptimasi dengan menambahkan unit DMF *recovery* dapat menurunkan biaya pemrosesan total sebesar 27,0% menjadi 6,67 USD per barel kondensat, dengan hasil desulfurisasi 95,80% dan perolehan kondensat 99,21%.

Daftar Pustaka

Aminabhavi, T., dan Naik, H., 2002, Pervaporation Separation of Water/Dimethylformamide Mixtures Using Poly(vinyl alcohol) – g - polyacrylamide Co-

polymeric Membranes, *Journal of Applied Polymer Science*, 83, 273-282.

Anderson, K., Atkins, M., Borgen, P., Chan, Z., Sebran, N., van der Pool, E., dan Vleeming, J., 2017, Economic analysis of ultrasound-assisted oxidative desulfurization. *Energy Sources*, 4(305-311), 12.

Azimzadeh ,H., Akbari,A., Omidkhah, M.R.,2017, Catalytic oxidative desulfurization performance of immobilized NMP. $FeCl_3$ ionic liquid on $\gamma-Al_2O_3$ support, *Chem. Eng. J.* 320,189–200

Bakerrisk, 2021, Previous Year's Nelson-Farrar Cost Index Reports, tersedia di: <https://www.bakerrisk.com/product/previous-years-nelson-farrar-cost-index-reports/> [diakses 10 Agustus 2021]

Bian, H., Zhang, H., Li, D., Duan, Z., Zhang, H., Zhang, S., Xu, B., 2019, Insight into the oxidative desulfurization mechanism of aromatic sulfur compounds over Ti-MWW zeolite: a computational study. *Micro-porous and Mesoporous Mater*, 109837

Boniek, D., Figueiredo, D., dos Santos, A.F.B., and Stoianoff, M.A.R., 2015, Biodesulfurization: A mini review about the immediate search for the future technology, *Clean Technol. Environ. Policy*, 17 (1), 29–37.

Cao, Y., Wang, H., Ding, R., Wang, L., Liu Z., Lv B., 2019, Highly efficient oxidative desulfurization of dibenzothiophene using Ni modified MoO_3 catalyst. *Appl Catalysis A: General*, 117308

Collins, F. M., Lucy, A. R., dan Sharp, C., 1997, Oxidative desulphurisation of oils via hydrogen peroxide and heteropolyanion catalysis. *Journal of Molecular Catalysis*, 117, 397-403.

Dehkordi, A. M., Kiaei, Z., dan Sobati, M. A.,2009, Oxidative desulfurization of

- simulated light fuel oil and untreated kerosene. *Fuel Processing Technology*, 435-445.
- Gao, S., Chen, X., Xi, X., Afzal, W., Abro, R., dan Yu, G. 2019. Coupled Oxidation-Extraction Desulfurization: A Novel Evaluation for Diesel Oil. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 7, 5660-5668.
- Haghighi, M., & Gooneh-Farahani, S, 2020, Insights to the oxidative desulfurization process of fossil fuels over organic and inorganic heterogeneous catalysts: advantages and issues. *Environmental Science and Pollution Research*.
- Hao, L., Benxian, S., dan Xiaolong, Z., 2006, An Improved Desulfurization Process Based on H₂O₂/Formic Acid Oxidation and Liquid-Liquid Extraction 2.FCC Diesel Oil Feedstocks. *Petroleum Science and Technology*, 24(9), 1043-1053.
- Hayyan, M., Ibrahim, M.H., Hayyan, A., AlNashef, I.M., Alakrach, A.M., Aldulkader, M., and Hashim, M.A., 2015, Facile route for fuel desulfurization using generated superoxide ion in ionic liquids, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 54 (49), 12263-12269.
- Kedra-Krolik, K., Fabrice, M., Jaubert, J-N., 2011, Extraction of Thiphenes or Pyridine from n-Heptane Using Ionic Liquids. *Gasoline and Diesel Desulfurization*, *Ind. Eng. Chem. Res*, 50, 2296-2306.
- Khalfalla, H., 2009, Modelling and Optimisation of Oxidative Desulfurization Process for Model Sulphur Compounds and Heavy Gas Oil. University of Bradford.
- Li, S-W., Gao, R-M., Zhang, R-L., J-s Z, 2016, Template method for a hybrid catalyst material POM@ MOF-199 anchored on MCM-41: highly oxidative desulfurization of DBT under molecular oxygen, *Fuel*, 184, 18-27
- Liu, Y., Wang, X., Zhao, L., dan Bao, X., 2007, Synthesis, Characterization and Catalytic Performance of Ti-Containing Mesoporous Molecular Sieves Assembled from Titanosilicate Precursors. *Chemistry of Materials*, 19(7), 1664-1670.
- Nancarrow, P., Mustafa, N., Shahid, A., dan Varughese, V., 2015, Technical Evaluation of Ionic Liquid-Extractive Processing of Ultra Low Sulfur Diesel Fuel. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 54, 18043-10853.
- Ponce, C. Hernandez, 2020, Masters Thesis: Modeling of Sulfur Removal from Heavy Fuel Oil Using Ultrashound-Assisted Oxidative Desulfurization. King Abdullah University of Science and Technology.
- Ribeiro, S.O., Granadeiro C.M., Almeida, P.L., Pires, J., Capel-Sanchez, M.C., Campos-Martin, J.M., Gago, S., De Castro B., Balula, S.S., 2019, Oxidative desulfurization strategies using Keggin-type polyoxometalate catalysts: biphasic versus solvent-free systems. *Catal. Today*, 333, 226-236
- Rodriguez-Cabo, B., Soto, A., Arce, A., 2013, Desulfurization of Fuel-oils with [C₂mim][NTf₂]: A Comparative Study, *J. Chem. Thermodynamics* 57, 248-255
- Schattenmann, F., Hoy, S., dan Ramage, D., 2010, Ultrashound-Assisted Oxidative Desulfurization. Houston: SulphCo.
- Shang, H., Du, W., Liu, Z., and Zhang, H., 2013, Development of microwave induced hydrodesulfurization of petroleum streams: A review, *J. Ind. Eng. Chem.*, 19 (4), 1061-1068
- Srivastava, V.C., 2012, An evaluation of desulfurization technologies for sulfur

- removal from liquid fuels, *RSC Adv.*, 2 (3), 759–783.
- Sun, X., Zhao, X., DU, W., dan Liu, D., 2011, Kinetics of Formic Acid-autocatalyzed Preparation of Performic Acid in Aqueous Phase. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 19(6), 964-971.
- Wei, Y., Wu, P., Luo, J., Dai, L., Li, H., Zhang, M., Chen, L., Wang, L., Zhu, W., Li, H, 2019, Synthesis of hierarchical porous BCN using ternary deep eutectic solvent as precursor and template for aerobic oxidative desulfurization. *Microporous and Mesoporous Mater*, 109788
- Yun, G.-N., dan Lee, Y.-K., 2013, Beneficial effects of polycyclic aromatics on oxidative desulfurization of light cycle oil over phosphotungstic acid (PTA) catalyst. *Fuel Processing Technology*, 114, 1-5.
- Zang, Q., Zhu, M., Jones, I., Zhang, Z., dan Zhang, D., 2020, Desulfurization of Spent Tire Pyrolysis Oil and Its Distillate via Combined Catalytic Oxidation using H₂O₂ with Formic Acid and Selective Adsorption over Al₂O₃. *Energy & Fuels*, 35(5), 6209-6219.
- Zang, Z., Xu, S., Wu, Y., Shi, S., dan Xiao, G., 2021, Recent Advances of Pervaporation Separation in DMF/H₂O Solution: A Review. *Membranes*, 11(455), 1-24.
- Zhu, J., Wu, P., Chen, L., He, J., Wu, Y., Wang, C., Chao, Y., Lu, L., He, M., Zhu, W., 2019, 3D-printing of integrated spheres as a superior support of phosphotungstic acid for deep oxidative desulfurization of fuel. *J Energy Chem*, 45, 91–97.
-