



## ARTIKEL PENELITIAN

# Analisis tekno-ekonomi proses pemisahan fraksi jenuh dan fraksi tak jenuh dari distilat asam lemak sawit

Fadhli Halim<sup>1</sup>, Antonius Indarto<sup>2</sup>, I Dewa Gede Arsa Putrawan<sup>3,\*</sup>

<sup>1</sup>Program Studi Magister Teknik Kimia, Institut Teknologi Bandung, Jl Ganesha 10, Bandung, 40132, Indonesia

<sup>2</sup>Kelompok Keahlian Rekayasa Katalisis dan Sistem Pemroses, Institut Teknologi Bandung, Jl Ganesha 10, Bandung, 40132, Indonesia

<sup>3</sup>Kelompok Keahlian Produk Teknik Kimia Berkelanjutan, Institut Teknologi Bandung, Jl Ganesha 10, Bandung, 40132, Indonesia

Disubmit 05 September 2024; direvisi 04 Oktober 2024; diterima 10 November 2024



**OBJECTIVES** Palm fatty acid distillate (PFAD) can be used as a raw material for two types of polyvinyl chloride (PVC) thermal stabilizers: organotin and mixed organometal. To produce high-quality thermal stabilizers, PFAD must first be separated into saturated and unsaturated fractions. This research aims to develop and analyze the techno-economics of separating these fractions from PFAD through solvent crystallization using methanol. **METHODS** The study began with the development of a process flow diagram, including the selection of unit operations and equipment. Mass and energy balances for the developed process were then calculated. Investment and production costs were estimated and used to determine economic indicators. These calculations were performed using Aspen Plus and Aspen Hysys software. **RESULTS** Utility requirements were primarily driven by solvent evaporation and condensation. From an environmental perspective, higher crystallization temperatures are preferable due to reduced fuel consumption and lower CO<sub>2</sub> emissions. However, higher crystallization temperatures resulted in a less pure unsaturated fraction, despite producing a larger quantity. The estimated investment for constructing a separation plant with the studied capacity and crystallization temperature range was between 13.6 and 13.9 million USD. Among the equipment, fired heaters and refrigeration compressors contribute the most to costs. **CONCLUSIONS** The separation process at temperatures of -15°C and 0°C was found to be economically viable, with internal rates of return (IRR) of 36% and 49%, respectively. In contrast, the separation process at

10°C was not economically feasible. The findings of this study are expected to serve as a reference for the development of commercial-scale processes.

**KEYWORDS** crystallization; palm fatty acid distillate; saturated fraction; separation process; unsaturated fraction

**TUJUAN** Distilat asam lemak sawit (DALS) dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku dua jenis stabiliser termal polivinil klorida (PVC), yaitu timah organik dan campuran logam organik. Untuk menghasilkan kedua jenis stabiliser termal dengan kualitas yang baik, DALS perlu dipisahkan terlebih dahulu menjadi fraksi jenuh dan fraksi tak jenuh. Penelitian ini bertujuan untuk mengembangkan dan menganalisis tekno-ekonomi proses pemisahan fraksi jenuh dan tak jenuh DALS melalui kristalisasi pelarut dengan metanol. **METODE** Kajian diawali pengembangan diagram alir proses termasuk pemilihan satuan operasi dan alat. Neraca massa dan energi dari proses yang dikembangkan selanjutnya diselesaikan. Investasi maupun biaya produksi selanjutnya dihitung dan dijadikan dasar dalam menentukan indikator ekonomi. Perhitungan dilakukan dengan perangkat lunak Aspen Plus dan Aspen Hysys. **HASIL** Kebutuhan utilitas didominasi oleh penguapan dan kondensasi pelarut. Semakin tinggi temperatur kristalisasi, semakin baik dari sisi lingkungan karena kebutuhan bahan bakar dan laju emisi CO<sub>2</sub> semakin kecil. Akan tetapi, semakin tinggi temperatur kristalisasi, fraksi tak jenuh yang dihasilkan semakin kurang murni walaupun jumlahnya semakin besar. Pembangunan pabrik pemisahan pada kapasitas dan rentang temperatur kristalisasi yang dikaji diperkirakan memerlukan investasi 13,6-13,9 juta USD. Di antara peralatan yang dilibatkan, pemanas bakar dan kompresor refrigerasi memiliki kontribusi paling besar. **KESIMPULAN** Proses pemisahan pada temperatur -15°C dan 0°C ditemukan layak secara ekonomi, masing-masing dengan laju pengembalian internal (IRR) 36% dan 49%. Di lain pihak, proses pemisahan pada temperatur 10°C tidak layak secara ekonomi. Hasil kajian ini diharapkan dapat menjadi referensi dalam pengembangan proses skala komersial.

**KATA KUNCI** distilat asam lemak sawit; fraksi jenuh; fraksi tak

\*Korespondensi: [idedewa@itb.ac.id](mailto:idedewa@itb.ac.id)

jenuh; kristalisasi; proses pemisahan

1. PENDAHULUAN

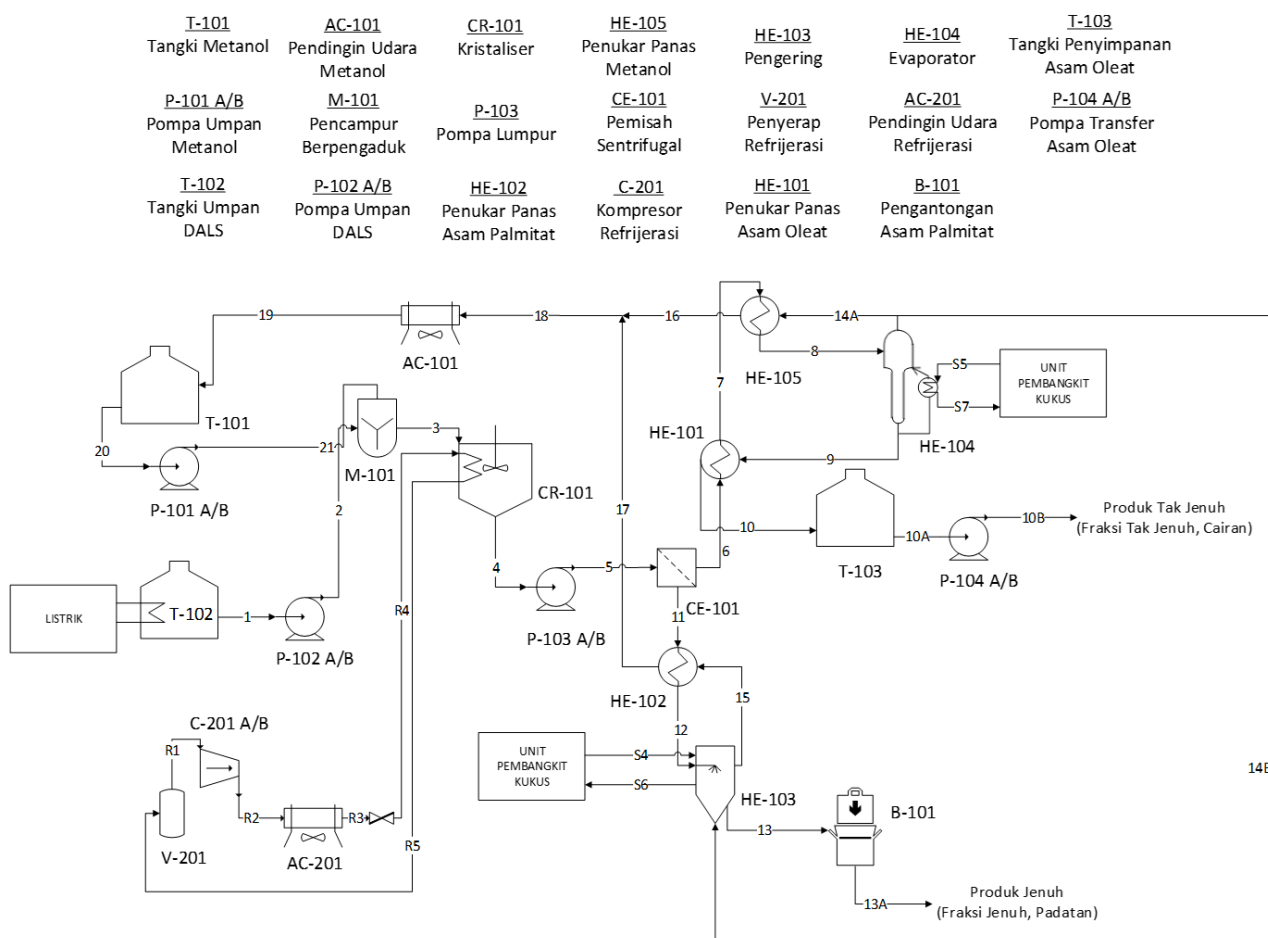
Asam lemak merupakan salah satu komponen utama lemak dan minyak. Asam lemak terdiri dari rantai karbon dengan panjang yang bervariasi, diakhiri oleh gugus karboksil pada satu ujung dan gugus metil pada ujung lainnya (Berg dkk. 2015). Asam lemak dapat dibedakan menjadi dua jenis, yaitu asam lemak jenuh dan asam lemak tak jenuh (Anneken dkk. 2006). Asam lemak tak jenuh mengandung ikatan rangkap, sedangkan asam lemak jenuh tidak memiliki ikatan rangkap. Asam lemak tak jenuh dapat dikelompokkan lebih lanjut menjadi asam lemak tak jenuh tunggal, asam lemak tak jenuh ganda, dan asam lemak tak jenuh banyak. Lemak dari hewan seperti sapi, kambing, dan ayam mengandung asam lemak jenuh cukup besar, 29%-37%, sedangkan minyak dari biji-bijian seperti kedelai dan bunga matahari mengandung asam lemak jenuh relatif sedikit, 11%-16% (Amelia dkk. 2021; Douvartzides dkk. 2019).

Distilat asam lemak sawit (DALS) adalah produk samping pemurnian minyak sawit (Masduki dkk. 2013; Nasori dkk. 2023; Nur Azreena dkk. 2024). Dalam pemurnian minyak sawit, ±95% dari produk yang dihasilkan adalah minyak goreng yang dikenal sebagai *refined, bleached, and deodorized (RBD) oil*, sedangkan sisanya merupakan DALS (Puah dkk. 2007). DALS terdiri dari 45%-55% asam lemak jenuh (asam laurat, asam miristat, asam palmitat, asam stearat) dan 45%-55% asam lemak tak jenuh (asam oleat, asam linoleat, asam lino-

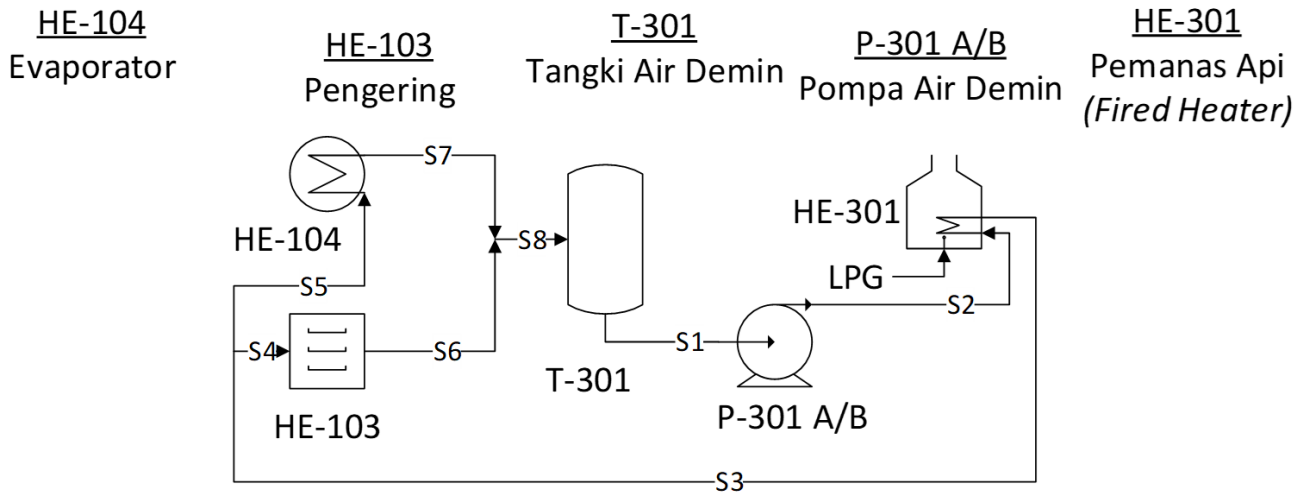
lenat). Saat ini, DALS digunakan sebagai bahan baku dalam industri pembuatan sabun, biodiesel, dan pakan ternak (Burchori dkk. 2022; Chodkk. 2012).

DALS memiliki potensi untuk dikembangkan sebagai bahan baku stabiliser termal polivinil klorida (Putrawan dkk. 2022, 2024a) yang dapat meningkatkan nilai tambah industri sawit. Dua jenis stabiliser termal dapat dikembangkan dari DALS, yaitu timah organik dan campuran logam organik (Putrawan dan Azharuddin 2024). Timah organik menuntut kadar asam lemak tak jenuh yang tinggi. Sebaliknya, campuran logam organik menuntut kadar asam lemak jenuh yang tinggi. Agar dapat digunakan untuk menghasilkan kedua jenis stabiliser termal dengan kualitas yang baik, DALS perlu dipisahkan terlebih dahulu menjadi dua bagian, fraksi jenuh dan fraksi tak jenuh. Masing-masing fraksi tersebut selanjutnya dimanfaatkan sebagai bahan baku stabiliser termal campuran logam organik dan timah organik. Sehubungan dengan hal ini, perlu dipikirkan upaya pemisahan fraksi jenuh dan tak jenuh dalam DALS.

Beberapa metode yang dapat digunakan untuk memisahkan fraksi jenuh dan fraksi tak jenuh asam lemak adalah adsorpsi (McCabe dan Smith 1976), ekstraksi cair-cair (Hung 2007; Teramoto dkk. 1994), kristalisasi aduktif (Wanasundara, U. N.; Peterson dan Grove 2011), kristalisasi biasa (Haraldsson 1984), dan kristalisasi pelarut (Japir dkk. 2018b). Di antara metode-metode tersebut, metode kristalisasi pelarut diperkirakan sebagai metode terbaik karena relatif mudah, stabil, dan efektif dalam memisahkan senyawa dengan tingkat



GAMBAR 1. Diagram alir proses pemisahan DALS.



GAMBAR 2. Diagram alir unit pembangkit kukus.

TABEL 1. Paket fluida.

Operasi	Perangkat	Paket Fluida
Operasi refrijerasi	Aspen Hysys	Peng-Robinson
Operasi tanpa padatan	Aspen Hysys	Non Random Two Liquid (NRTL)
Operasi dengan padatan	Aspen Plus	ESIG (ideal gas) sebagai persamaan uap, GMIDL (ideal liquid) sebagai model gama cairan, HLMX108 (ideal gas law based liquid mix molar enthalpy) untuk entalpi molar cairan, dan VLMX25 (ideal mixing model and constant gas volume) untuk volume molar cairan

kemurnian yang tinggi (da Silva dan Martini 2024; Japir dkk. 2018b).

Sejumlah peneliti telah mengkaji pemisahan fraksi jenuh dan tak jenuh asam lemak menggunakan kristalisasi pelarut. Magne dkk. (1957) mengkaji fraksinasi campuran asam lemak sintetik berdasarkan tingkat kejenuhannya melalui kristalisasi dalam asetamida sebagai pelarut. Kristalisasi dalam aseton dan etanol dari asam-asam lemak susu telah dikaji oleh Rolland dan Riel (1966). Data kesetimbangan padat-cair sistem campuran asam lemak jenuh dan tak jenuh dalam dua pelarut telah dibahas secara komprehensif oleh Maeda dkk. (1997, 1998, 1999, 2021). Wright dkk. (2000) memisahkan lemak susu menjadi lemak bertitik leleh rendah (kaya fraksi tak jenuh) dan lemak bertitik leleh medium

(kaya fraksi jenuh) melalui kristalisasi dalam heksana dan etil asetat. Pemisahan fraksi jenuh/tak jenuh dalam campuran asam lemak sawit menggunakan metanol sebagai pelarut telah dilakukan Japir dkk. (2018a,b). Pemisahan fraksi jenuh dan tak jenuh melalui kristalisasi dalam pelarut organik dari campuran asam lemak hasil hidrolisis minyak sawit telah dikaji oleh Sembiring dan Afandi (2022). Penelitian-penelitian terdahulu tersebut masih terbatas pada eksperimen. Kajian perancangan proses berikut sistem pendukungnya termasuk keekonomian proses belum mendapat perhatian. Di lain pihak, pengembangan proses menuju skala komersial mutlak membutuhkan informasi perancangan dan keekonomian.

Untuk memenuhi kebutuhan bahan baku berkualitas ba-

TABEL 2. Spesifikasi perhitungan proses.

Parameter	Spesifikasi
Perbandingan metanol terhadap DALS dalam pencampur	15 L/kg
Tekanan pencampur	0 barg
Temperatur pencampur	60 °C
Uap refrijerasi memasuki kompresor C-201 A/B	jenuh
Cairan refrijerasi meninggalkan pendingin AC-201	jenuh
Tekanan kristaliser CR-101	0 barg
Temperatur kristaliser CR-101 (divariansi)	-15, 0, 10 °C
Hilang tekan melalui kristaliser CR-101	0.1 bar
Hilang tekan melalui pemisah sentrifugal CE-101	0 bar
Hilang tekan melalui penukar panas, pendingin udara, penguap, dan pengering	0.1 bar

TABEL 3. Asumsi perhitungan ekonomi.

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai*
Suku bunga bank	10%	Harga listrik	0,1 USD/kWh
Waktu konstruksi	2 tahun	Harga LPG	0,65 USD/kWh
Umur pabrik	25 tahun	Harga DALS	650 USD/ton
Metode depresiasi	garis lurus	Harga Produk Asam Palmitat 98%	1150 USD/ton
Nilai rongsok	0	Harga Produk Asam Oleat 90%	3000 USD/ton
Tahun perhitungan	2024	Harga Produk Asam Oleat 75%	1000/ton

\*Kurs yang digunakan untuk konversi mata uang: 1 USD = 15.000 IDR.

gi proses produksi stabiliser termal PVC dan mengatasi kesenjangan riset yang disampaikan di atas, penelitian ini diarahkan untuk merancang proses pemisahan fraksi jenuh dan tak jenuh dalam DALS menggunakan kristalisasi pelarut. Penelitian mencakup pemilihan alat proses dan pengembangan diagram alir, evaluasi kinerja proses berbantuan simulator, serta evaluasi keekonomian termasuk uji sensitivitas. Hasil penelitian diharapkan dapat menyediakan informasi perancangan, baik teknis maupun ekonomis, terkait penyediaan bahan baku produksi stabiliser termal PVC dari DALS.

## 2. DESKRIPSI PROSES

Proses yang dikembangkan terdiri dari proses utama (Gambar 1) dan unit pembangkit kukus (Gambar 2). Proses utama terdiri dari tangki metanol (T-101), tangki umpan DALS (T-102), pompa umpan metanol (P-101 A/B), pompa umpan DALS (P-102 A/B), pencampur berpengaduk (M-101), kristalizer (CR-101), pompa lumpur (P-103 A/B), pemisah sentrifugal/centrifuge (CE-101), pengering (HE-103), evaporator (HE-104), dan siklus refrigerasi yang didukung absorber (V-201), kompresor (C-201) dan pendingin udara (AC-201). Unit pembangkit kukus terdiri dari tangki air demin (T-301), pompa air demin (P-301), dan pemanas bakar/fired heater (HE-301).

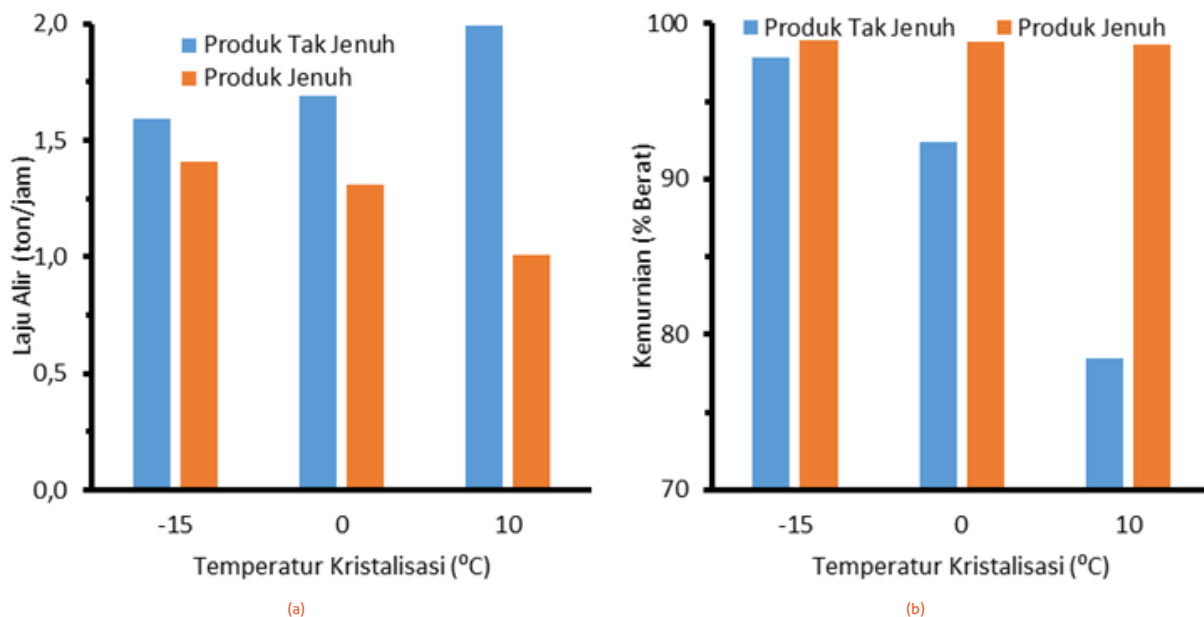
DALS dalam tangki T-102 dijaga pada temperatur 60°C agar tetap cair. DALS cair dipompa ke pencampur M-101 un-

tuk dicampur pelarut (metanol) dengan perbandingan pelarut/DALS sebesar 15. Campuran kemudian didinginkan dalam kristalizer CR-101 untuk mengkristalkan fraksi jenuh asam lemak. Kristal yang terbentuk dipisahkan dari fase cair dalam pemisah CE-101. Fase cair yang terdiri dari pelarut dan sebagian besar fraksi tak jenuh dengan sedikit fraksi jenuh dialirkan ke HE-104 untuk menguapkan metanol. Uap metanol dikondensasi oleh HE-105 dan AC-101 untuk selanjutnya didaur-ulang. Kristal basah yang meninggalkan CE-101 dikeringkan dalam HE-103 sekaligus menguapkan metanol yang terjebak dalam kristal. Uap metanol hasil pengeringan dikondensasi dalam HE-102 dan AC-101 untuk dapat didaur-ulang. Pendinginan dalam kristalizer dibantu refrigjeran (propena) yang diputar melalui AC-201, C-201 A/B, dan V-201. Kebutuhan panas untuk pengeringan dan penguapan dipasok oleh kukus dari unit pembangkit kukus.

## 3. PERHITUNGAN

### 3.1 Paket-fluida

Perhitungan proses dalam penelitian ini melibatkan dua simulator, Aspen Plus 12.1 untuk sistem yang melibatkan padatan dan Aspen Hysys 12.1 untuk sistem tanpa mengandung padatan. Penggunaan kedua simulator menuntut penentuan paket fluida. Tabel 1 menyajikan paket fluida yang digunakan. Data kelarutan untuk keperluan perhitungan kristalisasi diperoleh dari Japir dkk. (2018a).



GAMBAR 3. (a) Laju alir dan (b) Kemurnian produk.

### 3.2 Pendekatan dan spesifikasi

Beberapa pendekatan dan asumsi yang diterapkan dalam penelitian ini adalah:

1. DALIS digarap sebagai campuran biner asam palmitat (50%) dan asam oleat (50%) karena kedua asam lemak ini merupakan komponen utama DALIS dengan kontribusi fraksi berat berimbang.
2. Metanol tersedia dalam kualitas teknis dengan kemurnian 95%.
3. Kristalisasi mencapai kesetimbangan fase padat-cair.
4. Proses berlangsung dalam keadaan tunak.
5. Hilang material diabaikan.

Sebagai basis perancangan, laju alir umpan ditetapkan sebesar 3 ton/jam. Temperatur kristalisasi divariasikan pada rentang  $-15^{\circ}\text{C}$ - $10^{\circ}\text{C}$ . Tabel 2 menyajikan spesifikasi perhitungan.

### 3.3 Ekonomi

Nilai investasi dan biaya produksi diperkirakan menggunakan Aspen Plus V12.1 dan Aspen Hysys V12.1. Keekonomian dievaluasi dari nilai IRR (*internal rate of return*), NPV (*net present value*) dan PP (*payback period*). Tabel 3 menyajikan asumsi-asumsi yang diambil dalam perhitungan indikator-indikator ekonomi tersebut.

## 4. HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Kinerja proses

Tabel 4, 5, 6 menyajikan hasil perhitungan neraca massa dan energi, masing-masing untuk proses pemisahan pada temperatur kristalisasi  $-15^{\circ}\text{C}$ ,  $0^{\circ}\text{C}$ , dan  $10^{\circ}\text{C}$ . Beberapa kesamaan nilai terjadi tentunya terkait kesamaan spesifikasi. Perbedaan nilai ditemukan khususnya untuk aliran yang terdampak perubahan temperatur kristalisasi. Data-data hasil perhitungan neraca menjadi masukan untuk evaluasi kinerja proses dan perhitungan ekonomi.

Gambar 3a dan 3b masing-masing menyajikan laju alir dan kemurnian produk tak jenuh dan produk jenuh. Semakin rendah temperatur kristalisasi, laju alir produk jenuh semakin besar sedangkan laju alir produk tak jenuh semakin kecil. Semakin rendah temperatur kristalisasi, semakin banyak fraksi jenuh yang mengkristal sehingga laju alir produk jenuh meningkat. Pembentukan kristal fraksi jenuh yang lebih banyak menyebabkan jumlah fraksi jenuh di dalam fase cair semakin berkurang sehingga kadar fase cair semakin didominasi fraksi tak jenuh. Hal ini menyebabkan kemurnian dari produk tak jenuh sebagai fase cair meningkat seiring dengan menurunnya temperatur kristalisasi.

Berbeda dengan kemurnian produk tak jenuh, kemurnian produk jenuh praktis tidak dipengaruhi temperatur kristalisasi karena pada rentang temperatur kristalisasi yang dikaji, praktis hanya fraksi jenuh yang mengkristal. Dengan kata lain, kristal yang terbentuk praktis berupa kristal tunggal sehingga produk jenuh selalu mendekati murni pada rentang temperatur kristalisasi yang dikaji. Salah satu keunggulan

TABEL 4. Hasil perhitungan neraca massa dan energi pada temperatur kristalisasi  $-15^{\circ}\text{C}$ .

Aliran	Temperatur ( $^{\circ}\text{C}$ )	Tekanan (barg)	Laju alir (ton/jam)	Fraksi berat (-)			
				Metanol	Asam palmitat	Asam oleat	Air
1	60	0,00	3,00	0,0000	0,4758	0,5242	0,0000
2	60	0,50	3,00	0,0000	0,4758	0,5242	0,0000
3	60	0,20	36,92	0,8923	0,0387	0,0426	0,0264
4	-15	0,10	36,92	0,8923	0,0386	0,0426	0,0264
5	-15	1,40	36,92	0,8923	0,0386	0,0427	0,0264
6	-15	0,50	35,18	0,9273	0,0010	0,0427	0,0274
7	-13	0,40	35,18	0,9273	0,0010	0,0443	0,0274
8	35	0,30	35,18	0,9273	0,0010	0,0443	0,0274
9	90	0,20	1,59	0,0000	0,0210	0,9790	0,0000
10	30	0,10	1,59	0,0000	0,0210	0,9790	0,0000
10A	30	0,10	1,59	0,0000	0,0210	0,9790	0,0000
10B	30	0,60	1,59	0,0000	0,0210	0,9790	0,0000
11	-15	0,50	1,74	0,1851	0,8006	0,0088	0,0055
12	24	0,30	1,74	0,1851	0,8006	0,0088	0,0055
13	149	0,19	1,41	0,0000	0,9891	0,0109	0,0000
14	90	0,20	33,59	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
14A	90	0,20	32,89	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
14B	90	0,20	0,70	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
15	149	0,19	1,03	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
16	70	0,10	32,89	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
17	75	0,10	1,03	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
18	70	0,10	33,92	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
19	60	0,00	33,92	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
20	60	0,00	33,92	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290
21	60	0,50	33,92	0,9710	0,0000	0,0000	0,0290

kristalisasi adalah kemurnian kristal yang dihasilkan (Black 2019).

Tabel 7 menyajikan beban energi untuk masing-masing peralatan pada berbagai temperatur kristalisasi. Pada temperatur kristalisasi tertentu, beban tertinggi dimiliki oleh evaporator, diikuti pengering dan kompresor. Dibandingkan dengan beban alat lainnya, beban pompa relatif kecil. Sebagaimana disampaikan dalam literatur (McCabe dan Smith 1976), beban energi mekanik jauh lebih kecil dibandingkan kebutuhan energi termal. Dominasi beban penguapan dalam proses pemisahan berbasis kristalisasi juga ditemukan oleh Putrawan dkk (2024b). Beban pendinginan metanol jauh lebih besar dibandingkan dengan beban pendinginan refrijerasi. Hal ini terjadi karena perbedaan laju alir yang didinginkan. Laju alir metanol, sekaligus laju alir kondensat metanol, jauh lebih besar dibandingkan dengan laju alir konsentrat yang menjadi beban pendinginan refrijerasi untuk mencapai temperatur kristalisasi.

Baik beban pengering, evaporator dan kompresor semakin besar terhadap penurunan temperatur kristalisasi. Dibandingkan beban pada temperatur 10°C, beban pengering, evaporator dan kompresor masing-masing meningkat sebesar 1%, 5% dan 29% jika temperatur kristalisasi diturunkan menjadi -15°C. Hal ini juga terkait dengan pengaruh temperatur kristalisasi terhadap kebutuhan panas sensibel, sebagaimana telah dijelaskan sebelumnya. Semakin rendah temperatur kristalisasi, temperatur kristal basah juga semakin rendah sehingga semakin besar beban pengeringan. Akan teta-

pi, kenaikan panas sensibel yang terjadi tidak besar karena panas pengeringan didominasi oleh beban panas penguapan air. Demikian halnya evaporator yang menguapkan metanol sebagai pelarut. Kenaikan panas sensibel akibat penurunan temperatur kristalisasi dari 10°C menjadi -15°C meningkatkan beban evaporator hanya 5% karena beban evaporator didominasi oleh panas penguapan metanol. Di lain pihak, beban kompresor terkait dengan beban panas laten dalam siklus refrijerasi sehingga dampak penurunan temperatur kristalisasi cukup besar terhadap beban kompresor. Semakin rendah capaian temperatur kristalisasi, semakin besar laju alir refrijeran sehingga semakin besar beban kompresor refrijerasi. Penjelasan yang sama juga dapat menjawab mengapa beban pendingin udara refrijerasi (AC-201) semakin besar terhadap penurunan temperatur kristalisasi. Hal ini dikarenakan kebutuhan laju alir refrijeran lebih besar untuk memperoleh temperatur yang lebih rendah pada kristalizer. Di lain pihak, beban pendingin udara metanol (AC-101) dan beban pompa tidak terlalu dipengaruhi oleh temperatur kristalisasi. Beban pendingin udara metanol (AC-101) semata-mata dipengaruhi oleh temperatur didih (temperatur uap metanol meninggalkan evaporator) dan laju alir uap metanol yang ditentukan oleh perbandingan jumlah metanol terhadap umpan. Karena kedua variabel ini sama untuk semua temperatur kristalisasi, beban pendinginan yang diperlukan untuk mengondensasi uap metanol praktis tidak dipengaruhi oleh temperatur kristalisasi. Beban pompa tidak terlalu dipengaruhi oleh temperatur kristalisasi karena

TABEL 5. Hasil perhitungan neraca massa dan energi pada temperatur kristalisasi 0°C.

Aliran	Temperatur (°C)	Tekanan (barg)	Laju alir (ton/jam)	Fraksi berat (-)			
				Metanol	Asam palmitat	Asam oleat	Air
1	60	0,00	3,00	0,0000	0,4758	0,5242	0,0000
2	60	0,50	3,00	0,0000	0,4758	0,5242	0,0000
3	60	0,20	36,92	0,8923	0,0387	0,0427	0,0264
4	0	0,10	36,92	0,8923	0,0386	0,0427	0,0264
5	0	1,40	36,92	0,8923	0,0386	0,0426	0,0264
6	0	0,50	35,30	0,9248	0,0037	0,0441	0,0274
7	3	0,40	35,30	0,9248	0,0037	0,0441	0,0274
8	49	0,30	35,30	0,9248	0,0037	0,0441	0,0274
9	90	0,20	1,69	0,0000	0,0766	0,9234	0,0000
10	30	0,10	1,69	0,0000	0,0766	0,9234	0,0000
10A	30	0,10	1,69	0,0000	0,0766	0,9234	0,0000
10B	30	0,60	1,69	0,0000	0,0766	0,9234	0,0000
11	0	0,50	1,62	0,1841	0,8016	0,0088	0,0055
12	67	0,30	1,62	0,1841	0,8016	0,0088	0,0055
13	149	0,19	1,31	0,0000	0,9892	0,0108	0,0000
14	90	0,20	33,61	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
14A	90	0,20	32,91	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
14B	90	0,20	0,70	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
15	149	0,19	1,01	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
16	70	0,10	32,91	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
17	75	0,10	1,01	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
18	70	0,10	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
19	60	0,00	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
20	60	0,00	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
21	60	0,50	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287

**TABEL 6.** Hasil perhitungan neraca massa dan energi pada temperatur kristalisasi 10°C.

Aliran	Temperatur (°C)	Tekanan (barg)	Laju alir (ton/jam)	Fraksi berat (-)			
				Metanol	Asam palmitat	Asam oleat	Air
1	60	0,00	3,00	0,0000	0,4758	0,5242	0,0000
2	60	0,50	3,00	0,0000	0,4758	0,5242	0,0000
3	60	0,20	36,92	0,8923	0,0387	0,0426	0,0264
4	10	0,10	36,92	0,8923	0,0387	0,0426	0,0264
5	10	1,40	36,92	0,8923	0,0387	0,0426	0,0264
6	10	0,50	35,68	0,9171	0,0120	0,0438	0,0271
7	13	0,40	35,68	0,9171	0,0120	0,0438	0,0271
8	58	0,30	35,68	0,9171	0,0120	0,0438	0,0271
9	90	0,20	1,99	0,0000	0,2154	0,7846	0,0000
10	30	0,10	1,99	0,0000	0,2154	0,7846	0,0000
10A	30	0,10	1,99	0,0000	0,2154	0,7846	0,0000
10B	30	0,60	1,99	0,0000	0,2154	0,7846	0,0000
11	10	0,50	1,24	0,1828	0,8031	0,0087	0,0054
12	46	0,30	1,24	0,1828	0,8031	0,0087	0,0054
13	149	0,19	1,01	0,0000	0,9892	0,0108	0,0000
14	90	0,20	33,69	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
14A	90	0,20	32,99	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
14B	90	0,20	0,70	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
15	149	0,19	0,93	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
16	70	0,10	32,99	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
17	90	0,10	0,93	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
18	71	0,10	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
19	60	0,00	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
20	60	0,00	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287
21	60	0,50	33,92	0,9713	0,0000	0,0000	0,0287

baik beban laju alir maupun tekanan rancangan tidak berbeda untuk berbagai temperatur kristalisasi yang dicoba.

Gambar 4a dan 4b masing-masing menyajikan profil laju konsumsi *gas elpiji* (LPG) dan laju emisi CO<sub>2</sub> terhadap temperatur kristalisasi. Sebagaimana disampaikan sebelumnya, semakin rendah temperatur kristalisasi, panas yang dibutuhkan untuk menguapkan metanol semakin besar, karena temperatur umpan yang memasuki evaporator semakin rendah. Semakin rendah temperatur umpan, panas sensibel yang dibutuhkan untuk meningkatkan temperatur umpan

menuju temperatur evaporasi semakin besar. Akan tetapi perbedaan konsumsi LPG yang dihasilkan tidak terlalu besar, hanya sekitar 3,4% karena peran panas sensibel umpan terhadap beban evaporator tidak dominan. Semakin besar konsumsi LPG dengan sendirinya emisi CO<sub>2</sub> yang ditimbulkan semakin besar, sebagaimana dapat dilihat di Gambar 4b.

#### 4.2 Keekonomian

Perhitungan indikator kelayakan ekonomi didasarkan pada investasi dan biaya produksi. Investasi terdiri dari biaya lang-

**TABEL 7.** Beban pemanasan, pendinginan dan kenaikan tekanan.

Alat	Beban pemanasan/pendinginan (kW) pada berbagai temperatur kristalisasi		
	-15°C	0°C	10°C
Pengering (HE-103)	6.156	6.096	6.067
Evaporator (HE-104)	11.866	11.520	11.296
Kompresor refrijerasi (C-201 A/B)	1.125	935	799
Pendingin udara untuk metanol (AC-101)	-10.958	-10.958	-10.964
Pendingin udara untuk refrijerasi (AC-201)	-3.264	-2.713	-2.318
Pompa umpan metanol (P-101 A/B)	0,83	0,83	0,83
Pompa umpan DALS (P-102 A/B)	0,06	0,06	0,06
Pompa lumpur (P-103 A/B)	1,54	1,57	1,60
Pompa transfer asam oleat (P-104 A/B)	0,04	0,04	0,04
Pompa air demin (P-301 A/B)	0,24	0,24	0,24

TABEL 8. Hasil perhitungan pendapatan dan biaya produksi.

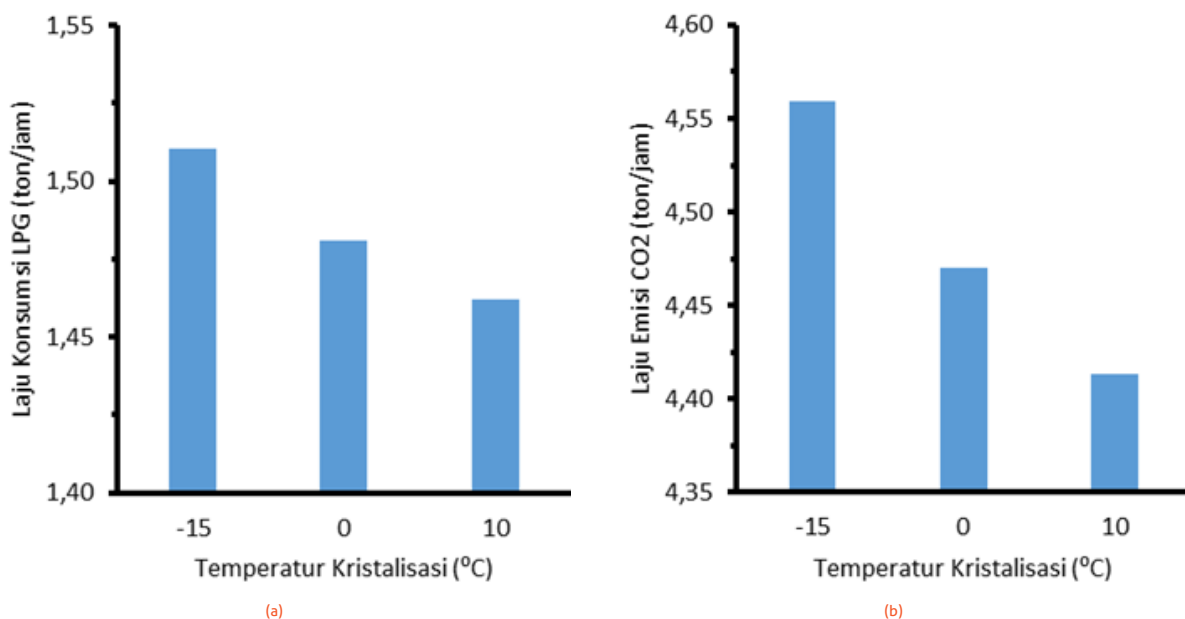
Komponen biaya	Nilai (juta USD) pada berbagai temperatur kristalisasi		
	-15°C	0°C	10°C
Penjualan			
Asam Palmitat	12,96	12,07	9,29
Asam Oleat	38,19	40,50	15,92
Total penjualan	51,15	52,57	25,21
Biaya produksi			
Biaya tak langsung	1,19	1,18	1,17
Biaya langsung			
Operasional alat	23,02	19,80	19,50
DALS	15,60	15,60	15,60
Biaya tenaga kerja	0,39	0,39	0,39
Total biaya produksi	39,01	36,97	36,66
Pendapatan sebelum pajak	10,95	15,60	-11,45
Pajak (22%)	2,41	3,43	
Pendapatan bersih	8,54	12,18	

sung dan tak langsung. Harga alat merupakan salah satu komponen dalam perhitungan biaya langsung. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa harga alat keseluruhan pada temperatur kristalisasi -15, 0, dan 10 °C berturut-turut adalah 9,0, 8,9 dan 8,7 juta USD. Beberapa alat yang memiliki kontribusi besar dalam biaya alat keseluruhan adalah *fired heater* (HE-301) dan kompresor refrigerasi (C-201), masing-masing menyumbang 24% dan 20% dari harga alat keseluruhan. Kedua alat ini termasuk mahal di antara peralatan proses karena kompleksitas rancangan yang dimiliki (Couper dkk. 2005). Beberapa alat yang memiliki kontribusi sedang adalah tangki metanol (T-101), pengering produk jenuh HE-103, dan pendingin metanol AC-101, masing-masing 9%, 7%, dan 5%. Alat-alat lainnya memiliki kontribusi kurang dari 5%.

Belanja modal untuk pabrik pengolahan DALS dalam kajian ini dikategorikan sebagai biaya tetap dengan satu kali pembelian untuk menunjang operasional pabrik DALS sela-

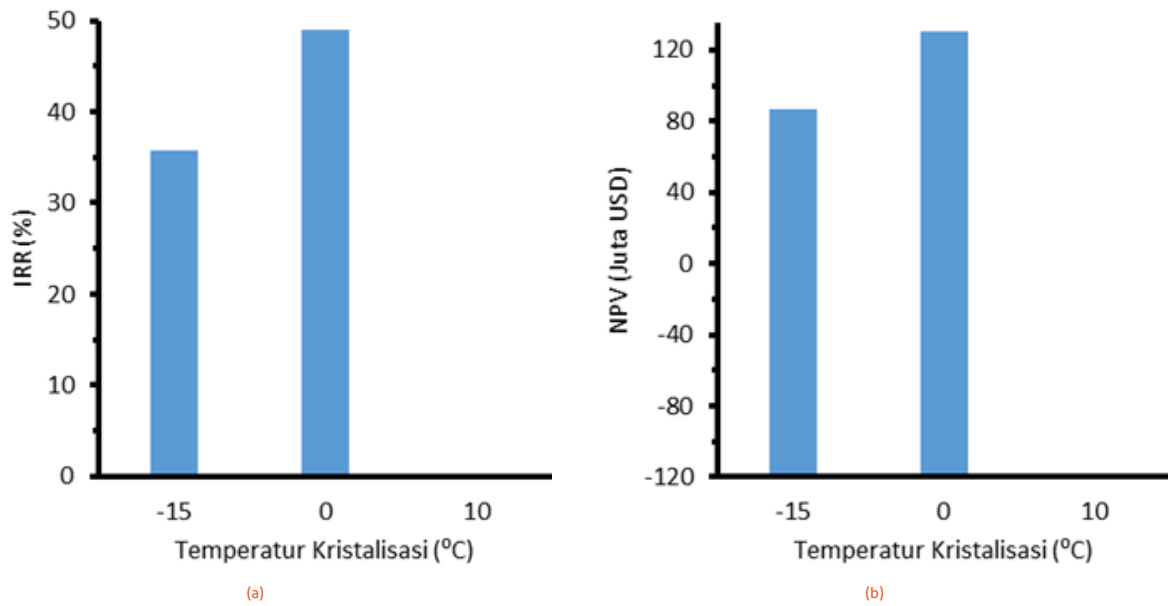
ma 25 tahun. Biaya tetap dihitung pada tahun pertama (pra-operasional). Selain dari pembelian peralatan produksi, biaya pembangunan juga mencakup tanah, bangunan dan *engineering*. Total biaya pembangunan pabrik pada ketiga temperatur kristalisasi hampir sama, yaitu 13,9 juta USD untuk temperatur kristalisasi -15°C, 13,8 juta USD untuk temperatur kristalisasi 0°C dan 13,6 juta USD untuk temperatur kristalisasi 10°C. Biaya tetap terbesar untuk pembangunan pabrik berasal dari pembelian peralatan, mencapai 64%. Nilai ini masih mendekati rentang kontribusi biaya alat yang disampaikan dalam buku-buku perancangan pabrik, yakni 50-60% (Peters dan Timmerhaus 1991; Towler dan Sinnott 2007).

Tabel 8 menyajikan rincian biaya produksi pabrik pemisahan asam lemak jenuh dan asam lemak tidak jenuh DALS dengan asumsi penjualan dimulai pada tahun ketiga. Dua komponen utama dari biaya produksi adalah operasional alat dan bahan baku (DALS). Komponen biaya operasional



GAMBAR 4. (a) Laju konsumsi LPG dan (b) Laju emisi CO<sub>2</sub>.



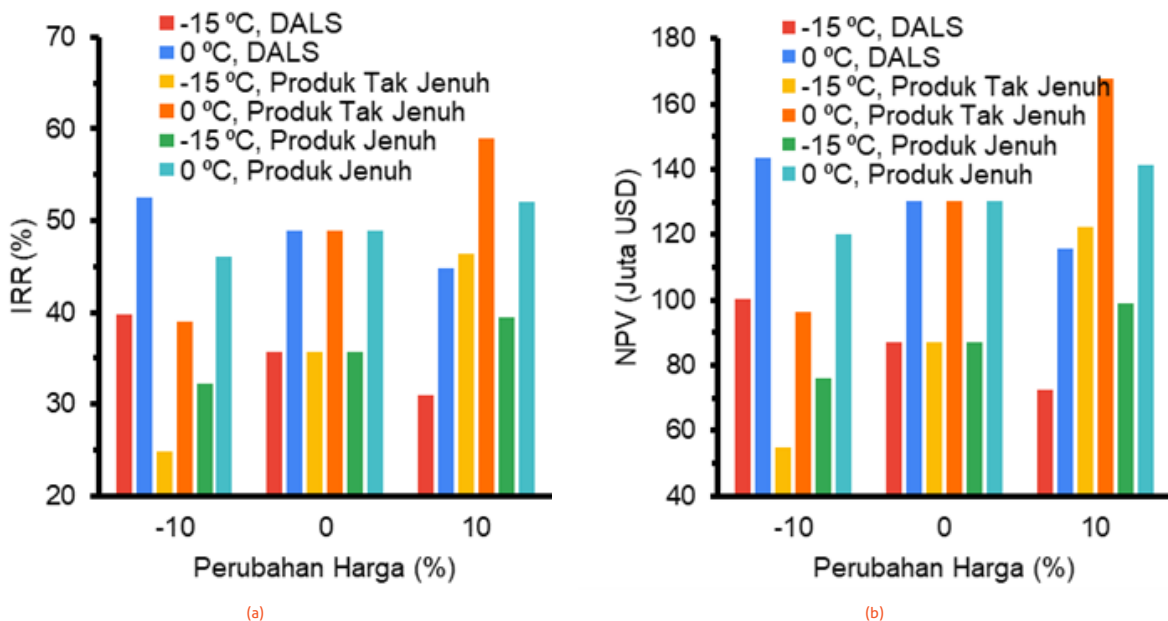


GAMBAR 5. (a) IRR dan (b) NPV.

alat terbesar datang dari kebutuhan operasional termasuk listrik untuk pendingin udara metanol (AC-101), yaitu sebesar 11,6 juta USD, yang ditentukan oleh jumlah uap metanol keseluruhan yang harus dikondensasi. Biaya operasional AC-101 tidak terlalu dipengaruhi temperatur kristalisasi karena kebutuhan metanol keseluruhan yang disirkulasi tidak dipengaruhi oleh temperatur kristalisasi. Komponen biaya operasional terbesar kedua adalah kebutuhan LPG untuk pemanas bakar (*fired heater*) (HE-301) dengan nilai sebesar 6,8 juta USD untuk temperatur kristalisasi -15 °C, 6,7 juta USD untuk temperatur kristalisasi 0°C dan 6,6 juta USD untuk temperatur kristalisasi 10°C. Biaya operasional HE-301 untuk masing-masing temperatur kristalisasi tidak terlalu jauh pada ketiga temperatur kristalisasi karena ukuran HE-301 tidak berbeda jauh untuk rentang temperatur kristalisasi tersebut. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa pendapatan bersih un-

tuk temperatur kristalisasi 10°C bernilai negatif. Hal ini terjadi karena pada temperatur kristalisasi tersebut, kemurnian asam oleat yang dihasilkan hanya mencapai 78%, sehingga hanya dapat dijual sebagai asam oleat 75%, dengan harga murah. Alasan serupa dapat menjelaskan mengapa pendapatan bersih pada temperatur kristalisasi 0°C lebih besar dibandingkan pada -15°C. Baik temperatur kristalisasi 0°C maupun -15°C mampu menghasilkan produk asam oleat dengan kemurnian minimum 90%. Akan tetapi, temperatur yang lebih tinggi menghasilkan laju alir asam oleat yang lebih tinggi, sebagaimana ditampilkan di Gambar 3. Tambahan pula, biaya operasional kristalisasi menurun jika dilakukan pada temperatur yang lebih tinggi. Kedua hal ini menyebabkan kristalisasi pada 0°C menghasilkan pendapatan bersih lebih besar dibandingkan pada -15°C.

Hasil perhitungan IRR dan NPV disajikan di Gambar 5.



GAMBAR 6. (a) IRR dan (b) NPV terhadap perubahan harga DALS, produk tak jenuh, dan produk jenuh.

Sebagaimana telah dijelaskan sebelumnya, pendapatan pada temperatur kristalisasi 10°C bernilai negatif sehingga IRR dan NPV tidak dihitung. Baik pada temperatur kristalisasi 0°C maupun -15°C, IRR yang dihasilkan melebihi suku bunga bank yang menandakan bahwa proses yang dikaji layak secara ekonomi. Nilai IRR pada 0°C dan -15°C masing-masing 49% dan 36%, dengan periode balik modal masing-masing 2 dan 3 tahun. Nilai IRR melampaui suku bunga menandakan pembangunan fasilitas pemisahan layak secara ekonomi (Martsinchyk dkk. 2023). Temperatur kristalisasi pada 0°C menghasilkan IRR dan NPV yang lebih besar dibandingkan pada -15°C. Hal ini dapat dijelaskan berdasarkan perbedaan nilai pendapatan bersih yang diberikan oleh kedua temperatur kristalisasi. Tambahan pula, biaya modal untuk temperatur kristalisasi 0°C lebih rendah dibandingkan temperatur kristalisasi -15°C.

Gambar 6 menyajikan keekonomian proses pada berbagai perubahan harga DALS, harga produk tak jenuh, dan harga produk jenuh, baik pada temperatur kristalisasi -15°C maupun 0°C. Perubahan harga dinyatakan relatif terhadap harga pada kondisi standar. Secara umum, peningkatan harga produk atau penurunan harga DALS meningkatkan IRR dan NPV. Hal ini terjadi karena peningkatan terhadap kedua harga tersebut masing-masing berakibat pada kenaikan pendapatan dan penurunan biaya bahan baku. Di antara perubahan harga yang dikaji, harga produk tak jenuh memiliki sensitivitas tertinggi, dapat dilihat dari lonjakan nilai IRR terhadap perubahan harga. Hal ini disebabkan oleh harga fraksi tak jenuh yang tinggi sehingga memiliki kontribusi besar dalam penjualan, sebagaimana ditampilkan di Tabel 8.

## 5. KESIMPULAN

Sebuah proses pemisahan berbasis kristalisasi pelarut menggunakan metanol untuk memperoleh fraksi jenuh dan fraksi tak jenuh dari DALS telah dikembangkan. Proses yang dikembangkan telah dikaji baik dari sisi teknis maupun ekonomi pada kapasitas 3 ton DALS/jam pada tiga temperatur kristalisasi, yaitu -15°C, 0°C dan 10°C. Kebutuhan pemanasan didominasi oleh penguapan pelarut, sementara kebutuhan pendingin didominasi oleh kondensasi pelarut. Semakin tinggi temperatur kristalisasi, semakin baik dari sisi lingkungan karena kebutuhan bahan bakar dan laju emisi CO<sub>2</sub> semakin kecil. Akan tetapi, semakin tinggi temperatur kristalisasi, fraksi tak jenuh yang dihasilkan semakin kurang murni walaupun jumlahnya semakin besar. Temperatur kristalisasi -15°C dan 0°C mampu menghasilkan fraksi tak jenuh dengan kemurnian minimum 90%, sedangkan temperatur 10°C menghasilkan fraksi tak jenuh maksimum 78%. Pembangunan pabrik pemisahan pada kapasitas dan rentang temperatur kristalisasi yang dikaji diperkirakan memerlukan investasi 13,6-13,9 juta USD. Di antara peralatan yang dilibatkan, pemanas bakar (*fired heater*) dan kompresor refrigerasi memiliki kontribusi paling besar. Proses pemisahan pada temperatur -15°C dan 0°C ditemukan layak secara ekonomi, masing-masing dengan IRR 36% dan 49% dengan periode balik modal masing-masing 3 dan 2 tahun. Di lain pihak, proses pemisahan pada temperatur 10°C tidak layak secara ekonomi.

## DAFTAR PUSTAKA

- Amelia O, Sailah I, Kartika IA, Suparno O, Bindar Y. 2021. Eco-friendly alkyd resins based on vegetable oil: Review. *Jurnal Rekayasa Proses*. 15(1):1. doi:10.22146/jrekpros.64143.
- Anneken DJ, Both S, Christoph R, Fieg G, Steinberner U, Westfechtel A. 2006. Fatty Acids. In: *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*. Wiley. doi:10.1002/14356007.a10\_245.pub2.
- Berg JM, Stryer L, Tymoczko JL, Gatto GJ. 2015. *Biochemistry*. Macmillan Learning.
- Black SN. 2019. Crystallization in the pharmaceutical industry. Cambridge University Press. p. 380–413. doi:10.1017/9781139026949.013.
- Buchori L, Widayat W, Hadiyanto H, Satriadi H, Chasanah N, Kurniawan MR. 2022. Modification of magnetic nanoparticle lipase catalyst with impregnation of Activated Carbon Oxide (ACO) in biodiesel production from PFAD (Palm Fatty Acid Distillate). *Bioresource Technology Reports*. 19:101137. doi:10.1016/j.biteb.2022.101137.
- Cho HJ, Kim SH, Hong SW, Yeo YK. 2012. A single step non-catalytic esterification of palm fatty acid distillate (PFAD) for biodiesel production. *Fuel*. 93:373–380. doi:10.1016/j.fuel.2011.08.063.
- Couper JR, Penney WR, Fair JR, Walas SM. 2005. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Gulf Professional Publishing.
- da Silva TLT, Martini S. 2024. Recent advances in lipid crystallization in the food industry. *Annual Review of Food Science and Technology*. 15(1):355–379. doi:10.1146/annurev-food-072023-034403.
- Douvartzides SL, Charisiou ND, Papageridis KN, Goula MA. 2019. Green diesel: Biomass feedstocks, production technologies, catalytic research, fuel properties and performance in compression ignition internal combustion engines. *Energies*. 12(5):809. doi:10.3390/en12050809.
- Haraldsson G. 1984. Separation of saturated/unsaturated fatty acids. *Journal of the American Oil Chemists' Society*. 61(2):219–222. doi:10.1007/bf02678772.
- Huong LM. 2007. Polyunsaturated fatty acid enrichment by complexation with silver ion. *Journal of Chemistry*. 45(6):757–762. <https://vjs.ac.vn/index.php/vjchem/article/view/4826>.
- Japir AAW, Salimon J, Derawi D, Yahaya BH, Bahadi M, Al-Shuja'a S, Yusop MR. 2018a. A highly efficient separation and physicochemical characteristics of saturated fatty acids from crude palm oil fatty acids mixture using methanol crystallisation method. *OCL*. 25(2):A203. doi:10.1051/ocl/2018003.
- Japir AAW, Salimon J, Derawi D, Yahaya BH, Jamil MSM, Yusop MR. 2018b. Optimization of methanol crystallization for highly efficient separation of palmitic acid from palm fatty acid mixture using response surface methodology. *Grasas y Aceites*. 68(4):224. doi:10.3989/gya.0552171.
- Maeda K, Naito Y, Kuramochi H, Arafune K, Itoh K, Taguchi S, Yamamoto T. 2021. High-Pressure crystallization of binary unsaturated fatty acids in cylindrical cell. *Journal of Crystal Growth*. 576:126380. doi:10.1016/j.jcrysgro.2021.126380.
- Maeda K, Nomura Y, Fukui K, Hirota S. 1997. Separation of fatty acids by crystallization using two liquid phases. *Ko-*

- rean Journal of Chemical Engineering. 14(3):175–178. doi:10.1007/bf02706091.
- Maeda K, Nomura Y, Guzman LA, Hirota S. 1998. Crystallization of fatty acids using binodal regions of two liquid phases. *Chemical Engineering Science*. 53(5):1103–1105. doi:10.1016/s0009-2509(97)00402-8.
- Maeda K, Nomura Y, Tai K, Ueno Y, Fukui K, Hirota S. 1999. New crystallization of fatty acids from aqueous ethanol solution combined with liquid–liquid extraction. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 38(6):2428–2433. doi:10.1021/ie980715z.
- Magne FC, Mod RR, Skau EL. 1957. Purification of long-chain saturated fatty acids by recrystallization of their molecular compounds with acetamide. *Journal of the American Oil Chemists' Society*. 34(3):127–129. doi:10.1007/bf02640452.
- Martsinchyk K, Martsinchyk A, Łazor M, Shuhayeu P, Kupec ki J, Niemczyk A, Błesznowski M, Milewski J. 2023. Feasibility study and techno-economic assessment of power-to-gas (P2G) technology based on solid oxide electrolysis (SOE). doi:10.2139/ssrn.4662720.
- Masduki, Sutijan, Budiman A. 2013. Kinetika reaksi esterifikasi palm fatty acid distillate (PFAD) menjadi biodiesel dengan katalis zeolit-zirkonia tersulfatasi. *Jurnal Rekayasa Proses*. 7(2):59. <https://jurnal.ugm.ac.id/v3/jrekpro/artic le/view/10658>.
- McCabe WL, Smith JC. 1976. Unit operations of chemical engineering. 3rd editio edition. New York: McGraw-Hill. doi:10.1002/aic.690230337.
- Nasori AS, Wiguna B, Mufti A, Laksono H, Budiyanto B, Kusumasmarawati AD, Permana AW, Untoro M. 2023. Pemanfaatan palm fatty acid distillate sebagai sumber asam oleat: diversifikasi produk samping minyak kelapa sawit sebagai produk antara untuk industri hilir. *Jurnal Teknologi Industri Pertanian*:181–187. doi:10.24961/j.tek.ind.pert.2023.33.2.181.
- Nur Azreena I, Asikin-Mijan N, Lau HLN, Hassan MA, Izham SM, Kennedy E, Stockenhuber M, Yan P, Taufiq-Yap YH. 2024. Hydro-processing of palm fatty acid distillate for diesel-like hydrocarbon fuel production using La-zeolite beta catalyst. *Industrial Crops and Products*. 218:118907. doi:10.1016/j.indcrop.2024.118907.
- Peters MS, Timmerhaus KD. 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Chemical and petroleum engineering series. McGraw-Hill. doi:http://dx.doi.org/10.1080/00137918108956027.
- Puah CW, Choo YM, Ma AN, Chuah CH. 2007. The effect of physical refining on palm vitamin e (tocopherol, tocotrienol and tocomonoenol). *American Journal of Applied Sciences*. 4(6):374–377. doi:10.3844/ajassp.2007.374.377.
- Putrawan IDGA, Azharuddin A. 2024. Valorization of palm oil refining by-product for organotin mercaptide as a polyvinyl chloride thermal stabilizer: Synthesis, efficacy and comparison to mixed metal stearate. *Journal of Bioresources and Bioproducts*. 9(4):565–576. doi:10.1016/j.jobab.2024.06.001.
- Putrawan IDGA, Azharuddin A, Komariah H, Egashira R. 2024a. Techno-economic analysis of cleaner alternatives for recovering ammonium chloride from wastewater generated by polyvinyl chloride thermal stabilizer plants. *Cleaner Engineering and Technology*. 21:100787. doi:10.1016/j.clet.2024.100787.
- Putrawan IDGA, Indarto A, Octavia Y. 2022. Thermal stabilization of polyvinyl chloride by calcium and zinc carboxylates derived from byproduct of palm oil refining. *Heliyon*. 8(8):e10079. doi:10.1016/j.heliyon.2022.e10079.
- Putrawan IDGA, Nento NAP, Azharuddin A, Indarto A, Adityawarman D. 2024b. Synthesis and thermal stabilizing effect on polyvinyl chloride of calcium/zinc carboxylate from palm fatty acid distillate: Effect of metal to fatty acid ratio. *The 7th Biomedical Engineering's Recent Progress in Biomaterials, Drugs Development, and Medical Devices*. volume 3080. AIP Publishing. p. 50008. doi:10.1063/5.0193942.
- Rolland JR, Riel RR. 1966. Separation of milk fat fractions by centrifugation. *Journal of Dairy Science*. 49(6):608–611. doi:10.3168/jds.s0022-0302(66)87916-x.
- Sembiring KC, Afandi A. 2022. Separation of saturated and unsaturated fatty acids from hydrolyzed palm oil. 2ND INTERNATIONAL CONFERENCE ON ENERGETICS, CIVIL AND AGRICULTURAL ENGINEERING 2021 (ICECAE 2021). volume 2686. AIP Publishing. p. 50015. doi:10.1063/5.0114056.
- Teramoto M, Matsuyama H, Ohnishi N, Uwagawa S, Nakai K. 1994. Extraction of ethyl and methyl esters of polyunsaturated fatty acids with aqueous silver nitrate solutions. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 33(2):341–345. doi:10.1021/ie00026a026.
- Towler G, Sinnott R. 2007. Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. Butterworth-Heinemann. doi:http://dx.doi.org/10.1002/aic.11633.
- Wanasundara, U N; Peterson R, Grove C. 2011. Process for separating saturated and unsaturated fatty acid. <https://patents.google.com/patent/US8003813B2/en#:~:text=Whenseparatingfattyacids%2Cthe,fractionenrichedwithsaturatedfree>.
- Wright AJ, McGauley SE, Narine SS, Willis WM, Lencki RW, Marangoni AG. 2000. Solvent effects on the crystallization behavior of milk fat fractions. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*. 48(4):1033–1040. doi:10.1021/jf9908244.