

Pra Desain Pabrik *Fatty Acid* dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD)

Raja Tamiang Asma'i¹, Farhan Hadi Putra¹, dan Orchidea Rachmaniah^{1*}

Abstrak—Indonesia memegang peranan penting sebagai produsen terbesar minyak sawit dunia untuk memenuhi konsumsi dunia. Kelapa sawit menghasilkan dua macam minyak, yaitu minyak yang berasal dari daging buah (*Crude Palm Oil*) dan minyak yang berasal dari inti/biji buah sawit (*Palm Kernel Oil*) juga menghasilkan *palm fatty acid distillate* (PFAD) produk samping dari pengolahan minyak kelapa sawit. Sebagai negara penghasil minyak nabati terbesar di dunia, Salah satu pemanfaatan *Fatty Acid* adalah bahan baku pembuatan kulit, karet, dan beberapa produk lain. Lokasi pendirian pabrik *fatty acid* direncanakan di Kabupaten Asahan, Sumatera Utara. Penentuan lokasi pendirian pabrik ini didasari dengan keberadaan bahan baku berupa PFAD. Kapasitas produksi *Fatty Acid* direncanakan sebesar 130.000 ton/tahun. Perencanaan ini berdasarkan jumlah produksi, konsumsi, ekspor, dan impor LPG yang diproyeksikan pada tahun 2024. Untuk memproduksi *Fatty Acid* tersebut diperlukan bahan baku PFAD sebesar 155.520 ton/tahun. Proses produksi *Fatty Acid* dari *Palm Fatty Acid Distillate* menggunakan proses fraksinasi. Dari analisa yang telah dilakukan, dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut Dari perhitungan analisa ekonomi, diperoleh *Internal Rate Return* (IRR) sebesar 83%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 9,75% dan waktu pengembalian modal (*pay out period*) selama 1,42 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 30% modal sendiri dan 70% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan Rp. 310.121.992.042. Sedangkan *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh sebesar 27,88%.

Kata Kunci—Analisa ekonomi, *Fatty Acid*, Kelapa Sawit, PFAD

I. PENDAHULUAN

Indonesia merupakan negara produsen dan eksportir minyak sawit terbesar di dunia. Minyak sawit Indonesia memegang peranan penting sebagai produsen terbesar minyak sawit dunia untuk memenuhi konsumsi dunia. Kelapa sawit juga salah satu komoditas ekspor Indonesia yang cukup penting sebagai penghasil devisa negara selain minyak dan gas mengingat banyak produk turunan yang dapat dibuat dari minyak sawit, seperti minyak goreng, margarin, sabun, kosmetik, industri baja, dan industri farmasi. Bagian utama yang diolah dari kelapa sawit adalah buahnya. Kelapa sawit menghasilkan dua macam minyak, yaitu minyak yang berasal dari daging buah (*Crude Palm Oil*) dan minyak yang berasal dari inti/biji buah sawit (*Palm Kernel Oil*). Minyak inti sawit (*Palm Kernel Oil*) memiliki karakteristik yang sangat berbeda dengan minyak sawit (*Crude Palm Oil*). Bagian daging buah (*Crude Palm Oil*) menghasilkan minyak kelapa sawit mentah yang selanjutnya diolah menjadi bahan baku minyak goreng, sedangkan minyak dari biji sawit (*Palm Kernel Oil*) diolah menjadi bahan baku minyak alkohol dan industri kosmetik.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) pada tahun 2015-2019, terjadi peningkatan produksi dan ekspor *Fatty Acid* yang menunjukkan terjadi peningkatan kebutuhan. Lalu berdasarkan data dari suatu perusahaan konsultan perdagangan LMC, terjadi peningkatan konsumsi dari negara-negara internasional kurang lebih 13% dari tahun 2014-2018. Sehingga diperlukan pendirian pabrik *Fatty Acid* agar pabrik-pabrik yang menggunakan *Fatty Acid* sebagai bahan baku tidak terkendala dalam memproduksi produknya.

TABEL 1.
DATA SUPPLY-DEMAND FATTY ACID

Tahun	Produksi (KTPA)	Konsumsi (KTPA)	Ekspor (KTPA)	Impor (KTPA)	Ekspor LMC (KTPA)
2015	4376	3743	643	10	
2016	4376	3776	611	11	558
2017	4476	3796	692	13	652
2018	4476	3668	816	8	733
2019	4551	3729	830	9	850
Pertumbuhan	0,79%	-0,06%	5,6%	-0,38%	13,05%

Fatty Acid adalah suatu senyawa organik yang dapat dihasilkan dari pengolahan tumbuhan dan hewan. *Fatty Acid* banyak dibutuhkan pada industri kulit, pengecoran logam, karet, elektronik, minyak pelumas, cat dan pelapisan, kertas dan percetakan, *Waxes*, sabun dan detergen, kesehatan dan perawatan tubuh, makanan, dan makanan ternak. Sehingga potensi ini dimanfaatkan untuk membangun pabrik demi mencukupi kebutuhan beragam industri terhadap bahan bakunya. Berdasarkan data dari badan pusat statistik (BPS) dan dari beberapa literatur, terdapat gap antara *supply* dan *demand* pada produksi *fatty acid* di Indonesia. Diprediksi pada tahun 2024 kebutuhan *fatty acid* di Indonesia mencapai 5138 kiloton pertahun, sedangkan produksi *fatty acid* di Indonesia pada tahun 2024 sebesar 4734 kiloton pertahun. Selain itu menurut data dari BPS data impor dan ekspor Indonesia pada tahun 2024 diprediksi sebesar 1091 kiloton pertahun pada ekspor, dan 9 kiloton pertahun pada impor. Sehingga terdapat *gap* kebutuhan *fatty acid* di Indonesia sebesar 404 kiloton pertahun. Oleh karena itu kapasitas produksi pabrik *fatty acid* ini ditetapkan sebesar 130 kiloton pertahun.

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut.

¹ Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya, 60111, Indonesia.
*Email: orchidea@chem-eng.its.ac.id

Karena itu penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun lingkungan di sekitar pabrik, serta adanya kemungkinan untuk penambahan luas area pabrik tersebut. Terdapat beberapa pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik diantaranya adalah ketersediaan bahan baku, pasar, utilitas, upah minimum regional (UMR) dan faktor transportasi. Dengan menggunakan metode *analytical hierarchy process* (AHP) didapatkan lokasi pendirian pabrik *fatty acid* berada di Kabupaten Asahan, Sumatera Utara. Berikut tabel pembobotan lokasi menggunakan metode AHP

TABEL 2.

NILAI PEMBOBOTAN LOKASI MENGGUNAKAN METODE AHP

Parameter	Bobot	Sumatera Utara		Kalimantan Tengah	
		Nilai	Total	Nilai	Total
Bahan baku	0,282	85	24,01641	90	25,42914
Utilitas	0,075	90	6,80724	80	6,05088
UMR	0,096	85	8,22171	75	7,25445
Pasar	0,272	90	24,52914	85	23,16641
Transportasi	0,272	85	21,80368	85	23,16641
Total	1		86,74		85,07

Bahan baku yang berupa PFAD diperoleh dengan spesifikasi sebagai berikut:

TABEL 3.

SPESIFIKASI BAHAN BAKU PFAD

Komponen	Komposisi (% mol)
C14	1 Max
C16	40-41
C18:0	12-14
C18-1	20-22
C18-2	1 Max
C18-2	1 Max
Neutral Oil	14-15
Others	1 Max
C14	1 Max
C16	40-41

Diharapkan produk yang akan dihasilkan memiliki spesifikasi sebagai berikut:

TABEL 4.

DATA SPESIFIKASI PRODUK FATTY ACID

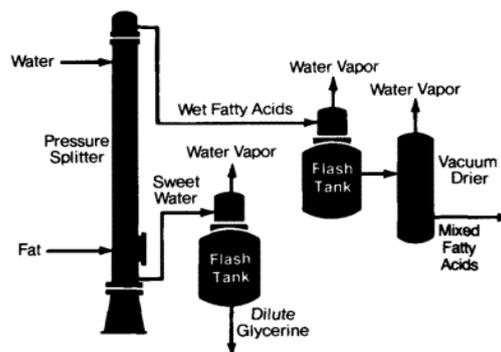
Komponen	Komposisi (% mol)		
	Asam Palmiat	Asam Oleat	Asam Stearat
C14	Max 3	Max 3	5 - 6
C16	Min 97	Min 97	1 - 2
C18:0	-	-	85
C18-1	-	-	6 - 7
C18-2	0,4-0,5	0,4-0,5	1 - 1,5

Dalam pembuatan *fatty acid* terdapat beberapa metode teknologi proses yang ada di dunia. Pembagian proses tersebut adalah:

1. Hidrolisis
2. *Solvent Crystallization*
3. Fraksinasi

1) Proses Hidrolisis

Proses utamanya adalah menghidrolisis minyak dengan bantuan air. Minyak mengandung trigliserida dihidrolisis akan menghasilkan gliserin dan campuran asam lemak. Reaksi hidrolisis dapat berlangsung secara batch berdasarkan proses Twitchell atau secara kontinyu pada temperatur dan tekanan tinggi berdasarkan proses Colgate-Emery. Sekarang semua industri asam lemak menggunakan sistem kontinyu. Dewasa ini dikembangkan hidrolisis menggunakan enzim lipase dari *Aspergillus Niger*, *Candida Rugosa*. Enzim lipase berfungsi sebagai katalis. Proses hidrolisis diawali dengan mempertahankan suhu lemak dan minyak pada range 35-45 ($^{\circ}\text{C}$), kemudian dimasukkan larutan lipase dengan suhu 10 -25 $^{\circ}\text{C}$. Keduanya dicampur dengan homomixer sampai terjadi emulsi seperti bentuk margarin. Suhu campuran akan berkisar antara 30-35 $^{\circ}\text{C}$. Proses hidrolisis terjadi tanpa pengadukan dan berakhir kurang lebih antara 1 sampai 3 hari tergantung dari lemak yang digunakan. Setelah proses hidrolisis terjadi suhu campuran dinaikkan menjadi 50- 60 $^{\circ}\text{C}$ untuk memisahkan lemak dengan gliserin cair. Akan tetapi harga enzim mahal dan membutuhkan waktu lama sekitar 72 jam untuk menghidrolisis minyak dengan sempurna. Untuk perbandingan pada proses Twitchell waktu yang dibutuhkan hanya 24 jam dengan hasil 85 %.

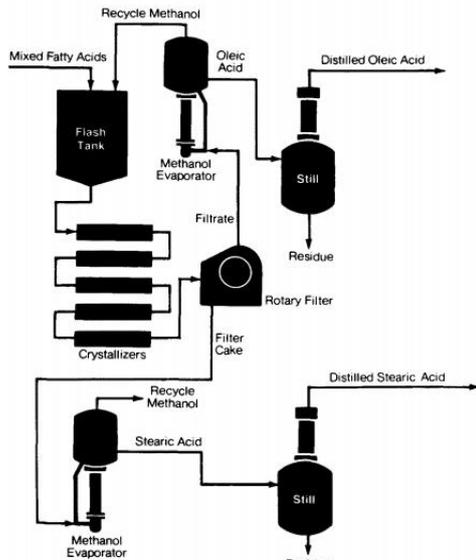


Gambar 1. Proses Hidrolisis

2) Proses Solvent Crystallization

Metode pemisahan saturated acid seperti asam stearate dari unsaturated acid seperti asam oleat dan linoleate yaitu dengan cara winterization-panning dan proses solvent crystallization. Ada 3 proses solvent crystallization yaitu secara komersial dengan solexol process, Amour Texaco, Emersol Process, yang biasa digunakan Emersol Process dimana solvenya merupakan methanol. Pada sistem kristalisasi asam stearate yang mempunyai titik leleh paling tinggi akan tersaring dan berbentuk kristal sedangkan asam oleat akan tetap terbentuk liquid karena mempunyai titik leleh rendah. Pada proses kristalisasi, campuran asam lemak dikontakkan dengan surfaktan, sehingga asam stearate tersuspensi kemudian dipisahkan oleh asam oleat dengan cara sentrifugasi. Tetapi proses ini kurang efisien sehingga dikembangkan proses

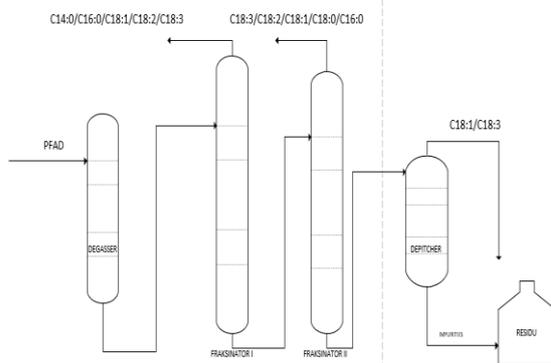
fraksinasi.



Gambar 2. Uraian Proses Solvent Crystallization

3) Proses Fraksinasi

Komponen fatty acid dapat dipisahkan dengan cara distilasi. Pemisahannya berdasarkan titik didih dari masing-masing rantai karbon. Pada rantai karbon pendek akan terpisah lebih dulu dibandingkan dengan rantai karbon panjang. Distilasi dapat menghilangkan warna dan bau yang tidak diinginkan. Komposisi dari produk tergantung dari bahan baku yang digunakan seperti coconut oil yang banyak mengandung C8 (Caprilic Acid) dan C10 (Caoric Acid). Hidrokarbon dengan rantai pendek ini bila direaksikan dengan mono dan polyhydric alcohol kemudian membentuk ester. Ester ini lah digunakan sebagai pelumas sintesis. Untuk asam lemak yang banyak mengandung myristic acid dan palmitic acid jika direaksikan dengan isopropyl alcohol kemudian membentuk ester. Ester ini digunakan sebagai bahan kosmetik dan produk-produk perawatan tubuh Untuk asam lemak yang banyak mengandung Lauric acid, myristic dan palmitic acid direaksikan dengan alkohol akan digunakan sebagai formulasi untuk bahan detergen.



Gambar 3. Uraian Proses Fraksinasi

Dalam pemilihan proses terdapat beberapa pertimbangan pula bahan baku, kondisi operasi, overall yield, katalis, capital cost. Dengan menggunakan metode AHP didapatkan uraian proses yang digunakan pada pabrik ini menggunakan uraian proses fraksinasi. Berikut tabel pembobotan uraian proses dengan menggunakan metode AHP

TABEL 5.

NILAI PEMBOBOTAN SELEKSI PROSES PABRIK MENGGUNAKAN METODE AHP

Parameter	AHP	Nilai x AHP			
		Hidrolisis Air	Enzim Hidrolisis	Solvent Kristalisasi	Fraksinasi
Bahan Baku	0,25	0,128	0,138	0,256	0,478
Kondisi Operasi	0,082	0,209	0,253	0,239	0,299
Overall Yield	0,12	0,34	0,204	0,204	0,246
Katalis	0,39	0,35	0,12	0,194	0,326
Capital Cost	0,178	0,33	0,33	0,14	0,2
Total		1	1,357	1,045	1,15

II. URAIAN PROSES

Proses yang dipilih dalam desain pabrik ini menggunakan proses Fraksinasi yang merupakan produksi Fatty Acid menggunakan prinsip distilasi fraksinasi. Proses produksi tersebut terbagi ke dalam 4 sistem yaitu Sistem purifikasi bahan baku yang disebut degassing, sistem mendapatkan asam palmitate yang disebut fraksinasi I, sistem mendapatkan asam oleat yang disebut fraksinasi II, sistem mendapatkan asam stearate dan mengeluarkan zat-zat yang tidak teruapkan disebut Sistem *depitching*. Berikut adalah uraian dari masing-masing sistem.

A. Degassing

PFAD dari Refinery Plant CPO yang bersuhu 70° dan bertekanan 101,3 kPa disimpan di Tanki Penampung PFAD (F-111) kemudian dipompa dengan Pompa PFAD (L-112) masuk ke dalam kolom degasser (D-110) melalui Heat Exchanger (E-113). Suhu PFAD keluar dari HE(E-113) adalah 120°C. Kolom degasser beroperasi pada suhu 120 C dengan tekanan 45 mmHG atau 5,99 kPa dalam kondisi vakum yang dibantu dengan steam jet ejector I untuk menghasilkan kondisi vakum.. Pada kolom ini impurities gas yang terlarut dihilangkan dengan cara penguapan sehingga diharapkan bahan baku yang ingin diproses bersih dari pengotor yang tidak diinginkan

B. Fraksinasi I

Dari bagian bawah kolom degasser (D-110) PFAD yang sudah tidak mengandung impurities dipompa masuk ke dalam fraksinasi I (D-120) yang sebelumnya melalui HE (E-122). Pada kolom fraksinasi I (D-120) beroperasi pada suhu 262,5 C dan tekanan 45 mmHg dimana akan terjadi pemisahan antara komponen (C16/C14) dengan C18:0/C18:1/C18:2/C18:3. Sebagian besar komponen C16/C14 dan sebagian C18:3 naik keatas ke kondensator (E-124-A) pada kondisi operasi suhu 224 °C dan tekanan 5,99 kPa dan masuk ke dalam Tangki Penampung Kondensat I pada suhu 245 °C dan tekanan 5,99 kPa yang sebagian direfluk ke dalam kolom fraksinasi I (D-110) pada kondisi operasi suhu 245 °C dan tekanan 5,99 kPa sebagian lagi ditampung dalam *Palmitic Acid Storage* (F-127) dengan di pompa oleh Pompa (L-126) melalui Heat Exchanger (E-124 B) pada kondisi operasi suhu 80 °C dan tekanan 101,3 kPa agar menyesuaikan dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Diharapkan produk yang dihasilkan yaitu asam palmitate dengan konsentrasi 97%. Kemudian

komponen yang tidak teruapkan (*bottom product*) yang dihasilkan pada proses Fraksinasi I sebagian direfluk kembali ke kolom fraksinasi II (D-120) melalui Heat Exchanger (E-123) dan sebagian yang lain dipompa menuju Kolom Fraksinasi II.

C. Fraksinasi II

Dari bagian bawah kolom Fraksinasi I (D-120) komponen yang tidak teruapkan pada kondisi operasi 26 °C dan tekanan 26,6 kPa dipompa menggunakan Pompa Umpan Fraksinasi II masuk ke dalam kolom fraksinasi II (D-210) dengan suhu masuk 314 °C melalui HE (E-132). Pada kolom ini juga terjadi pemisahan dengan distilat yang sebagian besar mengandung C18:1/C18:2 sebagai *Oleic Acid*. Komponen yang teruapkan naik keatas ke kondensator (E-214-A) pada kondisi operasi suhu 310°C dan tekanan 26,6 kPa dan masuk ke dalam Tangki Penampung Kondensat II (F-215) pada suhu 308°C dan tekanan 26,6 kPa yang sebagian direfluk ke dalam kolom fraksinasi II (D-210) pada kondisi operasi suhu 308 °C dan tekanan 26,6 kPa sebagian lagi ditampung dalam *Oleic Acid Storage* (F-215) dengan di pompa oleh Pompa (L-216) melalui Heat Exchanger (E-124 B) pada kondisi operasi suhu 80°C dan tekanan 101,3 kPa agar menyesuaikan dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Diharapkan produk yang dihasilkan yaitu asam palmitate dengan konsentrasi 85%. Kemudian komponen yang tidak teruapkan (*bottom product*) yang dihasilkan pada proses Fraksinasi II sebagian direfluk kembali ke kolom fraksinasi II (D-210) melalui Heat Exchanger (E-213) dan sebagian yang lain dipompa menuju Depitcher (D-310).

D. Depitching

Depitcher (D-310) berfungsi untuk memisahkan *stearic acid* dengan residu (*neutral oil*). Pada proses depitcher, *bottom product* dari proses fraksinasi II dipompa menggunakan Pompa Umpan Depitcher (L-311) melalui Heat Exchanger (E-312) pada suhu 318°C dan bertekanan 26,6 kPa. Depitcher beroperasi pada tekanan 200 mm Hg (26,66 kpa) dengan suhu operasi 360 C. Komponen teruapkan berupa distilat *Stearic Acid* (C18:0/C18:1/C18:2) naik keatas ke kondensator *depitcher* (E-313 A) pada kondisi operasi suhu 360°C dan tekanan 26,6 kPa dan masuk ke dalam Tangki Penampung Kondensat III (F-215) pada suhu 354°C dan tekanan 26,6 kPa. Kemudian Disilat tersebut dipompakan oleh Pompa Produk Asam Stearat (L-315) melalui Heat Exchanger (E-313 B) pada kondisi operasi suhu 80°C dan tekanan 101,3 kPa agar menyesuaikan dengan spesifikasi produk yang diinginkan menuju Tangki Asam Stearat (F-316). Diharapkan produk yang dihasilkan yaitu asam palmitate dengan konsentrasi 98%. Sedangkan untuk produk bawah berupa residu (komponen yang tidak teruapkan) dan *neutral oil* dipompa dengan Pompa Residu (L-318) melalui Cooler (E-317 B) yang kemudian ditampung dalam Tangki Penampung Residu (F-319).

III. NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa membutuhkan basis perhitungan. Basis perhitungan yang digunakan adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 130.000 ton/tahun
Hari kerja : 330 hari

Jam kerja : 24 jam
Bahan baku gas alam : 155.520 ton/tahun

Perhitungan neraca massa dan panas dilakukan secara terus-menerus hingga mencapai konvergensi. Dimana rancangan ini telah menghasilkan produk yang telah memenuhi standar yaitu didapatkan *palmitic acid* dengan kemurnian 97%, *oleic acid* 85%, dan *searic acid* 96%.

IV. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra desain pabrik metanol ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju pengembalian modal (*internal rate of return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*pay out time, POT*)
3. Titik impas (*break even point, BEP*)

1) Laju pengembalian modal (*internal rate of return, IRR*)

Pabrik *fatty acid* ini memiliki nilai IRR (i) sebesar 83%. Nilai i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman bank yaitu 9.75% per tahun. Dari segi IRR, pabrik ini layak untuk didirikan.

2) Waktu pengembalian modal (*pay out time, POT*)

Pabrik *fatty acid* ini memiliki waktu pengembalian modal minimum adalah 1,42 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

3) Titik impas (*break even point, BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi.

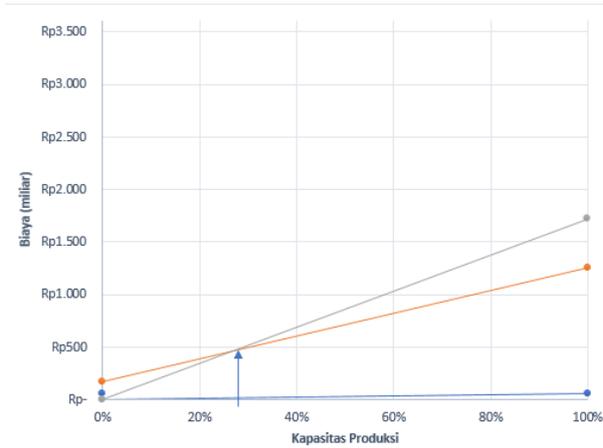
TABEL 6.

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI PABRIK *FATTY ACID*

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 52.875.799.643
	Biaya Variabel (VC)	
	- Bahan Baku	Rp 653.970.240.000
2	- Utilitas	Rp 25.212.553.251
	- Royalti	Rp 126.062.766.253
	Total Biaya Variabel (VC)	Rp 805.245.559.504
	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	- Buruh langsung	Rp 24.900.000.000
	- Pemeliharaan & perbaikan	Rp 5.272.073.865
	- <i>Operating supplies</i>	Rp 527.073.865
3	- Laboratorium	Rp 2.490.000.000
	- <i>General expenses</i>	Rp 239.519.255.881
	- <i>Plant overhead cost</i>	Rp 126.062.766.253
	Total Biaya Semi Variabel (SVC)	Rp. 398.771.303.386
4	Total Penjualan (S)	Rp 1.716.274.058.400

Dengan data diatas dan menggunakan persamaan (1), maka didapatkan BEP sebesar 27,3003%.

$$BEP = \frac{FC+0.3 SVC}{S-0.7 SVC-VC} \times 100\% \dots \dots \dots (1)$$



Gambar 4. Grafik Break Even Point (BEP)

V. KESIMPULAN

Pabrik *fatty acid* dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Asahan, Sumatera Utara. Pabrik ini direncanakan akan beroperasi secara kontinu 24 jam selama 330 hari/tahun dengan kapasitas produksi sebesar 130 kiloton/tahun. Proses produksi *fatty acid* ini menggunakan proses fraksinasi. Bahan baku yang dibutuhkan berupa *Palm Fatty Acid* sebesar 155 kiloton/tahun. Pendirian pabrik *fatty acid* ini membutuhkan biaya investasi modal tetap (*fix capital investment*) sebesar Rp 263.603.693.236, modal kerja (*working capital investment*) sebesar Rp 46.518.298.806, investasi total (*total capital investment*) Rp 310.121.992.042, dengan rincian bahan baku pertahun sebesar Rp 653.970.240.000, dan total penjualan pertahun sebesar Rp 1.716.274.058.400. Dari analisa ekonomi didapatkan *internal rate of return* (IRR) sebesar 83%, *pay out time* (POT) selama 1,42 tahun, dan *break even point* sebesar 27,3%. Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomi pabrik *fatty acid* dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] L. E. Brownell, and Young, E.H., "Process equipment Design," New Delhi:Wiley Eastern Limited, 1959.
- [2] J. G. Christie, "Transport Process And Unit Operations," edisi 2, Boston: Allyn and Bacon, Inc., 1978.
- [3] Coulson & Richardson's, "Chemical Engineering," edisi 2, volume 6, Pergamon: Press, 1993.
- [4] D. M. Himmelblau, "Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering," Singapura: Prentice-Hall International, Inc., 1989.
- [5] D.Q. Kern, "Process Heat Transfer," International Student Edition, Tokyo: Mc Graw Hill Book Co. s, 1965.
- [6] R. E. Kirk dan D.F. Othmer, "Encyclopedia of Chemical Engineering Technology", Fourth Edition, Volume 23, New York: The Interscience Publisher Division of John Wiley and Sons Inc., 1998.
- [7] A. Kushairi, N. Rajanaidu, B.S. Jalani, Y. Rafii and A. Din, "PORIM Oil Palm Planting Materials", Palmas Journal, Vol. 21 no. 3, Colombia, www.fedepalma.org, 2000.
- [8] Kusnarjo, "Desain Bejana Bertekanan", Surabaya: ITS Press, 2010.
- [9] Kusnarjo, "Ekonomi Teknik," Surabaya: ITS Press, 2010.
- [10] E. E. Ludwig, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants," Houston Texas: Golf Publishing Company, 1999.

- [11] W. L. McCabe, and J.H. Smith, "Unit Operation of Chemical Engineering," 3th edition, Singapore: McGraw Hill Book Company, 1984.
- [12] C. Midgley, "Analysing the role of the Pan American market within shifting dynamics in global oleochemicals supply and demand," Miami: The 3rd ICIS Pan American Oleochemicals Conference, 2018.
- [13] T. P. Pantzaris, "Pocketbook of Palm Oil Uses", 3th edition, Malaysia: Palm Oil Research Institute of Malaysia, 1995.
- [14] R. Perry and C. H. Chilton, "Perry's Chemical Engineer's Hand Book," 7th edition, New York: McGraw-Hill International Book, 1997.
- [15] M.S. Peter and K. D. Timmerhaus, "Plant Design and Economic for Chemical Engineers," 4th edition, New York: McGraw-Hill, Inc., 1991.
- [16] H. Silla, "Chemical Process Engineering Design and Economics," New Jersey: Marcell Dekker, Inc corp., 2003.
- [17] G. D. Ulrich, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic," New York: John Wiley and Son Inc, 1959.