**BAB II**

**PERENCANAAN PABRIK**

**2.1. Alasan Pendirian Pabrik**

Penggunaan bahan bakar avtur saat ini masih menggunakan bahan baku dari bahan bakar fosil. Semakin lama maka akan semakin berkurang, maka dari itu diperlukannya bahan bakar alternatif pengganti avtur. Salah satu bahan bakar alternatif yang termasuk energi terbarukan dan terus dikembangkan adalah bioavtur. Bio-*Aviation Fuel* (BAF) adalah biofuel yang digunakan untuk menggerakkan pesawat dan dikatakan sebagai bahan bakar penerbangan berkelanjutan (*sustainable avioration fuel*/SAF). *International Air Transport Association* (IATA) menganggapnya sebagai salah satu elemen kunci untuk mengurangi jejak karbon dalam dampak lingkungan dari penerbangan. bioavtur dapat membantu mendekarbonisasi perjalanan udara jarak menengah dan panjang yang menghasilkan sebagian besar emisi, dan dapat memperpanjang umur jenis pesawat yang lebih tua dengan menurunkan jejak karbonnya. Bioavtur adalah bahan bakar yang berasal dari minyak nabati, biomassa dan limbah; tergantung pada jenis yang digunakan, bioavtur dapat menurunkan emisi CO₂ sebesar 20-98% dibandingkan dengan bahan bakar jet konvensional.

Faktor-faktor yang menjadi alasan pendirian pabrik bioavtur ini adalah:

1. Bio-avtur dapat digunakan sebagai campuran avtur konvensional.
2. *Crude palm oil* (CPO) sebagai bahan baku pembuatan bio-avtur dapat diperbaharui dan mudah didapatkan.
3. Ditinjau dari segi sosial ekonomi, dengan berdirinya pabrik bio-avtur ini diharapkan dapat menyerap tenaga kerja dari daerah sekitarnya yang secara tidak langsung dapat meningkatkan kesejahteraan rakyat.

**2.2. Pemilihan Kapasitas**

Kapasitas pabrik bioavtur ditentukan berdasarkan jumlah kebutuhan dari avtur di Indonesia. Perhitungan kapasitas menggunakan buku Kusnarjo (2010) dengan menggunakan data impor dan eksor Indonesia.

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **Tabel. 2.1.** Data Impor dan Ekspor Avtur di Indonesia | | | | | |
| **Tahun** | **Impor** | | **Ekspor** | | |
| **Ton/Tahun** | **Pertumbuhan (%)** | **Ton/Tahun** | **Pertumbuhan (%)** |
| 2016 | 888794 | - | 42400 | - |
| 2017 | 1547303 | 74,0903 | 55829 | 31,6721 |
| 2018 | 1227766 | -20,6512 | 50463 | -9,6115 |
| 2019 | 566933 | -53,8241 | 49661 | -1,5893 |
| 2020 | 798433 | 40,8339 | 67088 | 35,0919 |
| **Rata-rata** |  | **10,1122** |  | **13,8908** |

Sumber: BPS, 2021.

Untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi bioavtur dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

m1 + m2 + m3 = m4 +m5

Keterangan:

m1 = Nilai impor tahun pabrik didirikan (ton/tahun)

m2 = Produksi pabrik didalam negeri (ton/tahun)

m3 = Kapasitas pabrik yang akan didirikan (ton/tahun)

m4 = Nilai ekspor tahun pabrik didirikan (ton/tahun)

m5 = Nilai konsumsi dalam negeri tahun pabrik didirikan (ton/tahun)

Perhitungan persen pertumbuhan dapat digunakan cara sebagai berikut:

% Pertumbuhan (satu tahun) = x 100%

Dengan menggunakan Tabel 2.1 diperoleh kenaikan impor per tahun adalah 10,1122% dan kenaikan ekspor per tahun adalah 13,8908%. Maka diasumsikan bahwa nilai impor pada tahun 2024 dapat tercukupi oleh produksi pabrik yang didirikan maka m1 = 0, sedangkan jumlah produksi pabrik di dalam negeri, nilai ekspor dan nilai konsumsi pada tahun 2025 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

m = P (1+i)n

Dimana:

P = Data besarnya impor/ekspor tahun 2020 (ton/tahun)

m = Jumlah produk pada tahun 2025 (ton/tahun)

i = Rata-rata kenaikan impor/ekspor tiap tahun

n = Selisih tahun 2020 sampai 2025 (5 tahun)

Menghitung produksi pabrik di dalam negeri (m2) tahun 2025

Dengan kenaikan ekspor rata-rata pertahun sebesar 13,8908% didapatkan hasil sebagai berikut:

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| **Tabel 2.2.** Produksi Pabrik dalam Negeri | | |
| **Tahun** | **Produksi Pabrik (Kg/Tahun)** | **Produksi Pabrik (Ton/Tahun)** |
| 2021 | 420.084.412 | 420.084 |
| 2022 | 478.437.555 | 478.438 |
| 2023 | 544.896.426 | 544.896 |
| 2024 | 620.586.974 | 620.587 |
| 2025 | 706.791.555 | 706.792 |

Pada Tabel 2.2 dapat dilihat bahwa produksi pabrik dalam negeri (m2) pada tahun 2025 sebesar 706,792 Ton/tahun.

Menghitung nilai konsumsi dalam negeri (m5) tahun 2020

m5 = P (1+i)n

= 67.088 (1 + 0,1389)5

= 1.292.456 Ton/tahun

Menghitung jumlah ekspor avtur (m4) tahun 2024

m4 = P (1+i)n

= 798.433 (1 + 0,1011)5

= 128.555 Ton/tahun

Sehingga kapasitas pabrik yang akan didirikan

m3 = (m4 + m5) – (m1 + m2)

= (128.555 + 1.292.456) – (0 + 706,792)

= 714.220 Ton/tahun

Dari data m3, diambil 10% dari total kapasitas pabrik, dengan menimbang, bahan baku CPO yang tidak hanya digunakan sebagai bahan baku nabati, tetapi digunakan untuk pangan seperti minyak goreng dan juga tidaklah efesien swasta untuk membuat kilang lebih besar dibandingkan dengan negeri ditinjau dari peraturan Menteri Energi dan Sumber daya mineral RI No. 35 tahun 2016, tentang pelaksanaan pembangunan kilang minyak didalam negeri oleh badan usaha swasta, pada pasal 2 ayat 6 menyatakan bahwa pembangunan kilang swasta diizinkan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar dalam negeri.

Maka kapasitas : 10% x kapasitas pabrik yang akan didirikan

= 10% x 714.220 Ton/tahun

= 71.422 ≈ 70.000 Ton/tahun.

Dari data ekspor impor avtur yang ada di Indonesia, maka didapatkan kapasitas pabrik sebesar 70.000 ton/tahun.

**2.3. Pemilihan Bahan Baku**

*Crude palm oil* (CPO) dipilih menjadi bahan baku pembuatan bio-avtur berdasarkan proses, harga, dan ketersediaan bahan baku. CPO merupakan salah satu minyak nabati yang dapat menghasilkan bioavtur pada *Hydroprocessed Esters and Fatty Acids* (HEFA) karena memiliki kandungan trigliserida dan asam lemak bebas yang dapat dikonversi menjadi bio-avtur dengan dua tahap reaksi yaitu Hidrogenasi dan *selective hydrocracking*. Adapun total produksi CPO di Indonesia terlihat pada tabel 2.3.

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **Tabel. 2.3 Total Produksi CPO di Indonesia** | | | | |
| **Tahun** | **Produksi (Ton)** | | **Pertumbuhan (%)** | |
| 2015 | 31.070.015 | | - | |
| 2016 | 31.487.986 | | 1,3453 | |
| 2017 | 34.940.289 | | 10,9639 | |
| 2018 | 42.883.631 | | 11,7340 | |
| 2019 | 48.417.897 | | 12,9053 | |
| **Total** |  | | **11,9871** | |
| Sumber: BPS, 2019. | | |  | |

Menurut Unied (2017) Saat ini hanya 40% CPO yang diolah sedangkan 60% diekspor mentah, yang mana 60% diekspor mentah, dapatlah diolah lebih lanjut menjadi bahan bakar yang harga jualnya lebih tinggi dari pada ekspor minyak mentah.

Berdasarkan tabel diatas setiap tahunnya produksi CPO di Indonesia meningkat, dengan nilai pertumbuhan 11,9871%/tahun nya. Sehingga tidak adanya kekhawatiran akan kekurangan bahan baku. Mengingat jumlah CPO untuk memenuhi kebutuhan pabrik bioavtur dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun adalah 121.049 ton/tahun.

Bahan baku CPO diperoleh dari pabrik yang ada di Sumatra selatan meliputi : Mahkota Andaln Sawit, Sawit Mas Sejahtera, Sumber Dana Sawit Mas, PT. PN VII Unit Rebanan, PT. PN VII Unit Betung. Dengan total produksi pada tahun 2019 sebanyak 4,2 juta ton/tahun. Yang mana akan meningkat pada setiap tahunnya.

**2.4. Pemilihan Proses**

Pemilihan proses pada pembuatan bioavtur ini berdasarkan bahan baku, jenis produksi, dan kemurnian produk. Proses yang digunakan untuk pembuatan bioavtur ini berdasarkan patent No. US 9,567,264 B2. Pemilihan proses ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Proses dan peralatan yang digunakan lebih efesien pada produksi secara kontinu,
2. Kemurnian produk yang dihasilkan sangat tinggi.
3. Konversi tinggi.

**2.5. Uraian Proses**

Proses pembuatan bioavtur dari CPO dibagi menjadi 3 tahap yaitu tahap penyiapan bahan baku, tahap reaksi, tahap pemurnian produk.

CPO dipompa dari tangki penyimpanan T-02 menuju *mixing tank* (M-01). Di dalam *mixing tank-01* ini ditambahkan larutan asam fosfat 85% dari tangki (T-03) sehingga berlangsung proses *degumming* pada temperatur 70°C, tekanan atmosfer. Proses ini bertujuan untuk penghilangan komponen fosfolipid yang terdiri dari phospatida, protein, residu, karbohidrat, air, logam dan resin tanpa mengurangi jumlah asam lemak. Temperatur optimum 70oC dipertahankan dengan menggunakan *saturated steam* 310oC yang dialirkan melalui koil-koil yang didesain di luar tangki mixer. Selain itu *saturated steam* bertujuan untuk homogenisasi senyawa asam fosfat (H3PO4) dengan gum-gum yang terdapat dalam bahan baku. Keluaran M-01 dialirkan menuju *mixing tank-02* (M-02). Di dalam M-02 terjadi proses *bleaching* pada temperatur 110oC dengan bahan tambahan *bleaching earth* sebanyak 1,2% dari laju alir minyak yang dipindah dari tangki (T-04) menggunakan *bucket elevator* (BE-01). Tahap *bleaching* bertujuan untuk pemisahan pigmen yang terkandung dalam minyak menggunakan bahan aktif sehingga warna minyak menjadi lebih cerah. *Bleaching earth* tersusun atas beberapa senyawa yaitu SiO2, Al2O3, air terikat, ion kalsium, magnesium oksida, dan besi oksida. Temperatur operasi dipertahankan 110oC dengan menggunakan *saturated steam* 310oC melalui koil pemanas.

Minyak hasil *degumming dan bleaching* menuju tahap penyaringan menggunakan niagara filter (NF-01) guna memisahkan asam fosfat yang sudah mengikat gum dan *bleaching earth* yang sudah mengikat pigmen minyak. *Sludge* hasil penyaringan ditampung ke unit pengolahan limbah. Produk filter dipompa melewati Heater (H-01) guna menaikkan temperatur dari 110oC sampai 300oC sebelum menuju reaktor Hidrogenasi (R-01) tipe *fixed bed.* Bersamaan dengan itu gas H2 97% tekanan 55 atm dialirkan menggunakan kompresor (C-01) dari tangki (T-01) ke dalam reaktor (R-01). Reaksi hidrogenasi mengubah trigliserida menjadi alkana rantai panjang fase gas pada temperatur 300oC, 55 atm dengan menggunakan katalis NiAg/SAPO-11, Reaksi berlangsung secara eksotermis. Temperatur optimum 300oC dipertahankan dengan mengalirkan pendingin. Tekanan produk keluaran reaktor diturunkan dengan expander (E-01) dari 55 atm menjadi 2 atm dan temperaturnya diturunkan menjadi 270oC menggunakan *cooler* (CO-01). Produk R-01 dialirkan ke dalam kolom distilasi (KD-01) untuk dipisahkan fraksi rentang bioavtur (135oC – 260oC) dengan fraksi rentang biodiesel (260oC – 371oC), pada KD-01 ditambahkan pompa vakum untuk mendukung kondisi operasi pada KD-01. Top produk KD-01 dikondensasi dari temperatur 266oC sampai 30oC menggunakan *condenser* (CD-01), ditampung di Akumulator (ACC-01), keluaran ACC-01 yaitu fraksi rentang bioavtur, air dan H2 sisa reaksi hidrogenasi. H2 diumpankan ke reaktor *hydrocracking* serta dinaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 48 atm untuk memenuhi kondisi operasi R-02. Fraksi rentang bioavtur dan air, dipisahkan menggunakan dekanter (DC-01) berdasarkan densitas. Fraksi rentang bioavtur dimasukkan ke dalam tangki range bioavtur (T-05) sedangkan air dialirkan ke pengolahan air limbah sedangkan *bottom* produk KD-01 yaitu fraksi rentang biodiesel didinginkan dari 287oC menjadi 30oC menggunakan *cooler* (C-02) dimasukkan ke tangki (T-06). Dimana kedua produk ini bergantian untuk masuk ke reaktor *hydrocracking* (R-02) dengan diberikan valve pada keluaran tangki, dengan tujuan untuk mendapatkan produk bioavtur dengan spesifikasi yang lebih baik. Sebelum masuk ke reaktor *hydrocracking* (R-02) umpan dipanaskan dari 30oC menjadi 400oC.

Pada reaktor *hydrocracking* (R-02) yang akan mengalami proses lanjutan (reaksi *hydrocracking*) dengan menggunakan katalis NiAg/SAPO-11. Reaksi ini mengubah alkana rantai panjang menjadi bioavtur dan produk samping berupa biodiesel, nafta, light gas. Tekanan produk keluaran reaktor diturunkan dengan ekspander (E-02) dari 48 atm menjadi 5 atm dan temperaturnya diturunkan menjadi 115oC menggunakan *cooler* (CO-03) dengan media pendingin ammonia.

Produk R-02 dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan sementara (T-07) sebelum masuk ke dalam kolom distilasi, (KD-02) dengan tujuan Memisahkan antara C1 – C6 dengan C8 – C20. Top produk KD-02 dikondensasi dari temperatur 110oC menjadi 30oC menggunakan *condenser* (CD-02), ditampung di Akumulator (ACC-02), keluaran ACC-02 yaitu C1 – C4 dimasukkan kedalam tangki *light* gas (T-08), C6 dan air dipisahkan menggunakan dekanter (DC-02) berdasarkan densitas, C6 dimasukkan kedalam tangki naphtha (T-09). Bottom produk KD-02 dinaikkan temperatur dari 195oC menjadi 257oC menggunakan *heat exchanger* (HE-01), sebelum masuk kedalam KD – 03. Pada kolom distilasi (KD-03) untuk memisahkan antara C8 – C14 dengan C16 – C20. Top produk KD-03 dikondensasi dari temperatur 255oC menjadi 30oC menggunakan *condenser* (CD-03), ditampung di Akumulator (ACC-03), keluaran ACC-03 yaitu C8 – C14 dan air dipisahkan menggunakan dekanter (DC-03) berdasarkan densitas, lalu dimasukkan ke dalam tangki bioavtur (T-10) dan bottom produk KD-03 yaitu C16 – C20 didinginkan dari 347oC menjadi 30oC menggunakan *cooler* (C-04) lalu dimasukkan ke dalam tangki biodiesel (T-11).

Dalam perhitungan neraca massa, dibutuhkan bahan baku CPO sebanyak 16.812,3125 kg/jam dan 1.493,45383 kg/jam hidrogen untuk produksi bioavtur sebanyak 9.722,2222 kg/jam sehingga produk bioavtur dalam satu tahun mencapai 70.000 ton. Perhitungan neraca massa dan tabel neraca massa per alat dapat dilihat pada Lampiran B. Perhitungan neraca panas dan tabel neraca panas per alat dapat dilihat pada Lampiran C.