PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL

DARI BIJI KEMIRI SUNAN DENGAN KAPASITAS

50.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama: Zidan Hadi Sukma
NIM: 22521068

Nama: Najwa Ismalia Labibah
NIM: 22521077

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

2026

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KEMIRI SUNAN DENGAN KAPASTAS 50.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama: Zidan Hadi Sukma	Nama: Najwa Ismalia Labibah
NIM: 22521068	NIM: 22521077

Yogyakarta, 8 Maret 2026

Menayatakan bahwa seluruh Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikeudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekusnci apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunalan sebagaimana mestinya.



Zidan Hadi Sukma



Najwa Ismalia Labibah

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KEMIRI SUNAN DENGAN KAPASTAS 50.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama: Zidan Hadi Sukma
NIM: 22521068

Nama: Najwa Ismalia Labibah
NIM: 22521077

Yogyakarta, 8 Maret 2026

Pembimbing,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

NIK. 005220101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KEMIRI SUNAN DENGAN KAPASTAS 50.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama: Zidan Hadi Sukma
NIM: 22521068

Nama: Najwa Ismalia Labibah
NIM: 22521077

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Idonesia

Yogyakarta, 8 Maret 2026

Tim Penguji

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. Ketua	
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. Anggota I	29/4/26
Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. Anggota II	29/4/2026

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT, karena atas rahmat, taufik, dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga senantiasa tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, sahabat, dan para pengikutnya.

Laporan Tugas Akhir Pra Prancangan Pabrik yang berjudul "**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KEMIRI SUNAN DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN"** ini disusun sebagai bentuk penerapan ilmu yang diperoleh selama masa studi serta sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Univestitas Islam Indonesia.

Dalam penyusunan laporan ini, penulis banyak memperoleh bantuan, dukungan, dan bimbingan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT, atas segala rahmat dan kehendak-Nya sehingga penulis diberikan kesabaran, kesehatan, dan kemampuan untuk menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua tercinta, atas doa, dukungan, motivasi, serta bantuan moril dan materil selama penulis menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU., ASEAN Eng. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dengan sabar, memberikan arahan, dukungan, serta berbagai masukan dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta pengalaman selama masa perkuliahan.
8. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2022 yang telah memberikan dukungan dan bantuan selama penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih memiliki kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi perbaikan di masa mendatang. Semoga laporan ini dapat memberikan manfaat, khususnya bagi mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 8 Maret 2026

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN 1



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat, taufik, dan hidayah-Nya, sehingga penulis diberikan kesehatan, kekuatan, serta kemudahan hingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga senantiasa tercurah kepada Nabi Muhammad SAW yang menjadi suri teladan bagi seluruh umat manusia.

Penyusunan Tugas Akhir ini tidak terlepas dari dukungan, bantuan, dan doa dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.

1. Kepada Ayah Alm. Aismal Saidi dan Ibu, Yani Komidah**,** yang penulis cintai sepenuh hati. Tidak ada kata yang mampu sepenuhnya mewakili rasa terima kasih dan cinta penulis kepada kalian berdua. Sejak kecil penulis tumbuh di bawah naungan doa-doa yang tak pernah putus, pengorbanan yang sering kalian sembunyikan, serta kasih sayang yang kalian curahkan tanpa pamrih. Penulis menyadari bahwa tidak mudah menjadi orang tua bagi anak yang terkadang keras kepala, sering lelah, dan tidak selalu mampu menunjukkan betapa berharganya kalian dalam hidup penulis. Namun penulis percaya bahwa dalam setiap langkah yang penulis ambil dan setiap hari yang penulis jalani, selalu ada doa dan restu kalian yang menyertai. Teruntuk Ayah, sosok

cinta pertama yang paling saya rindukan dan yang menjadi alasan penulis mampu bertahan hingga sejauh ini. Meskipun Ayah tidak sempat menemani perjalanan dalam menyusun skripsi ini, Ayah selalu menjadi panutan, sumber semangat, dan inspirasi yang tidak tergantikan. Kehadiran dan kasih sayang Ayah akan selalu hidup di dalam hati penulis dan menjadi kekuatan yang tak ternilai. Alhamdulillah, kini saya telah sampai pada tahap ini dan mampu menyelesaikan karya tulis sederhana ini sebagai bentuk persembahan dari anakmu. Terima kasih juga kepada Ibu tercinta, sosok luar biasa yang selalu hadir melalui doa, semangat, dan pengorbanan tanpa henti hingga saya dapat mencapai titik ini. Semoga Allah SWT senantiasa memberikan kesehatan, kebahagiaan, serta umur yang panjang kepada Ibu dan menempatkan Ayah di tempat terbaik di sisi-Nya. Aamiin ya Rabbal ‘Alamiin. Tugas akhir ini penulis tulis dengan air mata yang tidak terlihat, kelelahan yang tidak selalu saya ceritakan, serta semangat yang terus saya paksa untuk bertahan, semuanya demi satu hal, yaitu membuat kalian bangga. Penulis berharap ketika kalian membaca karya sederhana ini, kalian mengetahui bahwa Penulis melakukannya bukan sekadar untuk meraih gelar atau memenuhi kewajiban akademik, tetapi sebagai ungkapan cinta dan terima kasih yang mungkin belum sepenuhnya dapat penulis sampaikan selama ini.

2. Untuk Mas Afrizal Arief Arsyad, Mas Hilmi Fauzi, dan Mas Syahrul Muhamad Rosyadi, selaku kakak-kakak tercinta beserta keluarga kecilnya. Penulis mengucapkan terima kasih atas segala perhatian, dukungan, dan semangat yang telah diberikan selama ini. Kehadiran kalian memiliki arti

yang sangat besar dalam kehidupan penulis, tidak hanya sebagai kakak, tetapi juga sebagai sosok yang selalu memberikan teladan, kekuatan, serta tempat untuk bersandar. Sikap tanggung jawab, keteguhan, dan kasih sayang yang kalian tunjukkan dalam menjalani peran sebagai suami, ayah, sekaligus kakak menjadi pembelajaran berharga bagi penulis. Meskipun jarak dan kesibukan sering kali memisahkan, dukungan dan doa yang kalian berikan selalu menjadi penguat bagi penulis dalam menjalani setiap proses hingga tahap penyelesaian tugas akhir ini. Semoga kebahagiaan, kesehatan, dan keberkahan senantiasa menyertai kehidupan kalian dan keluarga. Tugas akhir ini penulis persembahkan sebagai bentuk rasa terima kasih atas segala kebaikan yang telah kalian berikan.

3. Untuk Teh Turfa Azmi Afifah dan Bang Ipan, kakak sepupu yang tidak hanya menjadi keluarga, tetapi juga sudah penulis anggap sebagai kakak sendiri. Terima kasih atas segala kebaikan, perhatian, dan dukungan yang selalu kalian berikan kepada penulis. Kehadiran kalian sangat berarti dalam perjalanan, terutama selama proses menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih karena selalu bersedia menemani, mendengarkan cerita, dan menjadi tempat penulis berbagi di saat lelah maupun ragu. Semoga segala kebaikan yang kalian berikan dibalas dengan kebahagiaan, keberkahan, dan kemudahan dalam setiap langkah hidup kalian.
4. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang saya hormati. Penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala bimbingan, arahan, serta kesabaran yang telah Bapak berikan selama

proses penyusunan tugas akhir ini. Setiap masukan, kritik, dan saran yang Bapak berikan menjadi pembelajaran yang sangat berharga bagi penulis dalam memperbaiki serta menyempurnakan karya ini. Bimbingan dan motivasi dari Bapak juga memberikan semangat bagi penulis untuk tetap berusaha dan tidak mudah menyerah dalam menghadapi berbagai kendala selama proses penyusunan tugas akhir. Penulis merasa sangat bersyukur atas kesempatan untuk memperoleh bimbingan dari Bapak yang penuh dedikasi dan perhatian kepada mahasiswa. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan kesehatan, kebahagiaan, serta kesuksesan kepada Bapak dan keluarga sebagai balasan atas segala kebaikan yang telah Bapak berikan.

5. Untuk Hafizh Wirzal, seseorang yang memiliki peran penting dalam perjalanan ini dan telah menjadi tempat pulang serta pendamping dalam berbagai keadaan. Di sepanjang proses yang penuh dengan kelelahan, keraguan, dan tantangan, kehadiranmu melalui doa, perhatian, serta kesediaanmu untuk selalu mendengarkan menjadi kekuatan yang sangat berarti bagi penulis. Kesabaran, pengertian, dan dukungan tulus yang kamu berikan telah menemani setiap langkah hingga akhirnya skripsi ini dapat terselesaikan. Terima kasih karena selalu hadir, bahkan di saat-saat ketika penulis hampir kehilangan keyakinan pada diri sendiri. Semoga segala ketulusan dan kebaikan yang telah kamu berikan kembali kepadamu dalam bentuk kebahagiaan, keberkahan, dan hal-hal terbaik di masa yang akan datang.

6. Untuk Zidan Hadi Sukma, selaku partner skripsi yang telah menjadi rekan seperjuangan dalam melewati berbagai proses selama penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih atas kerja sama, dukungan, serta kebersamaan yang telah diberikan selama menjalani perjalanan yang tidak selalu mudah ini. Berbagai diskusi, usaha, dan perjuangan yang kita lalui bersama menjadi bagian penting dalam terselesaikannya karya ini. Semoga segala pengalaman dan pembelajaran selama proses ini dapat membawa kita menuju langkah dan kesuksesan yang lebih baik di masa yang akan datang.
7. Untuk Amara, Amanda, dan Eca, sahabat lama yang telah menjadi bagian dari perjalanan hidup penulis. Terima kasih karena selalu menjadi tempat penulis berbagi cerita, tawa, dan keluh kesah tanpa rasa ragu. Bersama kalian, penulis selalu merasa memiliki tempat untuk kembali dan menjadi diri sendiri apa adanya. Kehadiran kalian memberikan kehangatan dan dukungan yang membuat setiap perjalanan terasa lebih ringan. Terima kasih karena telah menjadi sahabat yang selalu ada, baik dalam keadaan senang maupun sulit. Semoga persahabatan ini dapat terus terjaga dan menjadi kenangan indah dalam perjalanan hidup kita.
8. Untuk Jinan Salsabila, Anissatul Uyun, dan Niken Namira Aulia, teman-teman pertama penulis sekaligus teman seperjuangan yang telah menemani perjalanan sejak semester pertama hingga tahap penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih karena telah memilih untuk tetap berjalan bersama melalui berbagai proses selama masa perkuliahan, saling menguatkan ketika menghadapi kesulitan, dan tetap hadir sebagai teman dalam keadaan senang

maupun susah. Terima kasih juga karena selalu sabar mendengarkan serta menerima segala keluh kesah penulis selama ini. Kebersamaan, perhatian, dan dukungan yang kalian berikan membuat perjalanan ini terasa jauh lebih ringan dan penuh makna. Kehadiran kalian menjadi salah satu bagian berharga yang akan selalu diingat dalam perjalanan hidup penulis.

9. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2022, "Wadonngalur" dan "Kontrakan Putih". Terima kasih atas kebersamaan, dukungan, dan semangat yang selalu kalian berikan sepanjang perjalanan kuliah ini. Kalian bukan hanya teman belajar, melainkan keluarga kedua yang membuat setiap tantangan terasa lebih ringan dan peuh warna. Setiap tawa, perjuangan, dan kerja keras bersama telah menjadi kenangan yang sangat berarti bagi penulis. Semoga persahabatan kita terus terjaga dan kita semua sukses meraih impian masing-masing.
10. Untuk diriku sendiri yang telah berjuang hingga sampai pada tahap ini. Terima kasih karena sudah bertahan melewati berbagai tantangan, rasa lelah, serta masa-masa sulit selama perjalanan menyelesaikan tugas akhir ini. Segala usaha, kesabaran, dan keteguhan yang telah dilalui menjadi bukti bahwa kamu mampu melewati setiap proses dengan sebaik mungkin. Pencapaian ini adalah hasil dari perjuangan yang layak untuk dibanggakan. Semoga ke depannya kamu terus melangkah dengan keyakinan, semangat, dan keberanian yang sama untuk meraih impian di masa yang akan datang.

Semoga Tugas Akhir ini dapat mmberikan manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan dan menjadi langkah awal untuk kontribusi nyata di masa depan.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Najwa Ismalia Labibah

Teknik Kimia UII 2022

LEMBAR PERSEMBAHAN 2



Alhamdulillahi Rabbil 'Alamin

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas segala rahmat dan karunia Nya yang telah memberikan kekuatan, ilmu, serta kemudahan sehingga Laporan Tugas Akhir ini dapat terselesaikan tepat waktu. Shalawat serta salam senantiasa tercurah kepada Nabi Muhammad SAW.

Dengan penuh rasa syukur, Tugas Akhir ini penulis persembahkan kepada pihak-pihak yang sangat berarti dalam kehidupan penulis, yaitu:

1. Bapak Supiyanto dan Ibu Hartini, Ayahanda dan Ibunda saya. Ini merupakan persembahan saya sebagai ungkapan terima kasih yang tulus atas segala kasih sayang, doa dan bimbingan yang telah diberikan. Setiap langkah dan pencapaian yang diraih tidak terlepas dari pengorbanan, dukungan serta kepercayaan yang selalu kalian berikan tanpa henti. Semoga perjalanan hidup ini dapat menjadi bukti nyata dari setiap harapan dan usaha yang telah ditanamkan dalam membentuk diri penulis menjadi pribadi yang lebih baik. Terima kasih sebesar-besarnya untuk segala cinta dan ketulusan yang tak akan pernah mampu terbalaskan hanya dengan selembar kertas bertuliskan kata persembahan. Terima kasih, Bapak dan Mamah.
2. Septiyana Harti Sugma S.E., M.M. dan Febi Mahindra Sakti S.T., Kakak-kakak saya. Terima kasih atas semangat, dukungan dan inspirasi yang selalu diberikan sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan tugas akhir ini dengan baik. Setiap perhatian, nasihat, serta motivasi yang kalian berikan

menjadi kekuatan besar bagi penulis untuk terus bertahan dan berusaha hingga mencapai tahap ini. Kehadiran kalian tidak hanya sebagai keluarga, tetapi juga sebagai sumber semangat dalam setiap proses yang dilalui. Semoga segala doa dan kebaikan yang telah kalian berikan dapat menjadikan penulis pribadi yang lebih baik ke depannya.

3. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing tugas akhir penulis, terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala bimbingan, arahan, kesabaran, serta dukungan yang telah Bapak berikan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Setiap masukan dan ilmu yang bapak sampaikan sangat berarti dalam membantu penulis memahami dan menyelesaikan setiap tahapan dengan lebih baik. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan Rahmat dan berkah kepada Bapak dan keluarga, serta memberikan kesehatan, kebahagiaan dan kesuksesan yang berlimpah.
4. Najwa Ismalia Labibah, partner saya dalam menyelesaikan kerja praktik, penelitian hingga tugas akhir ini. Terima kasih atas kerja sama, kesabaran dan dukungan yang tidak pernah henti selama proses yang kita lalui. Setiap kerja sama, diskusi dan usaha yang kita bangun menjadi kekuatan penting dalam menghadapi berbagai tantangan hingga akhirnya mampu menyelesaikan karya ini dengan baik. Banyak pengalaman dan Pelajaran berharga yang kita peroleh selama perjalanan ini. Terimakasih atas segala dedikasi dan kontribusi yang luar biasa.
5. Kepada teman-teman yang selalu menemani perjalanan perkuliahan saya (Fathan, Jinan, Nisa, Niken, Nisya, Afandi, Rizki, Rifqi, Hilmi, Aiman).

Terima kasih atas kebersamaan, dukungan, canda tawa, serta berbagai bantuan dan solusi yang telah diberikan selama ini. Kehadiran kalian menjadi bagian penting dalam setiap proses yang dilalui, baik dalam suka maupun duka selama masa perkuliahan. Kalian bukan sekedar teman, tetapi juga keluarga yang dipilih oleh keadaan. Banyak kenangan dan pengalaman berharga yang telah kita lewati bersama. Semoga tali silaturahmi di antara kita tetap terjaga, setiap langkah kita dimudahkan, dan di masa mendatang kita dapat dipertemukan kembali dalam versi terbaik dari diri kita masing-masing.

6. Kepada teman seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2022 "Kontrakan Putih" Terima kasih telah membersamai setiap langkah selama masa perkuliahan ini. Kebersamaan yang kita jalani telah menghadirkan banyak kenangan dan pengalaman berharga. Setiap momen yang kita lalui bersama menjadi bagian yang tidak terlupakan dalam perjalanan ini.
7. Kepada diri saya sendiri, Zidan Hadi Sukma, yang mungkin tidak selalu mampu mengekspresikan perasaan dengan baik, namun telah berjuang dengan penuh keteguhan. Apresiasi sebesar-besarnya atas segala usaha, kesabaran, dan ketekunan dalam menyelesaikan apa yang telah dimulai. Terima kasih telah tetap kuat melewati berbagai tantangan dan rintangan selama proses ini, meskipun tidak selalu mudah. Setiap langkah yang telah dilalui merupakan bukti dari keberanian untuk terus bertahan dan berkembang. Terima kasih telah memilih untuk tetap berusaha, tetap bertahan, dan terus mencoba menjadi pribadi yang lebih baik. Semoga ke

depan, semangat ini tetap terjaga dan menjadi bekal untuk menghadapi perjalanan hidup berikutnya.

Zidan Hadi Sukma

Teknik Kimia UII 2022

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iii
KATA PENGANTAR iv
LEMBAR PERSEMBAHAN 1 vi
DAFTAR ISI xvii
DAFTAR TABEL xxi
DAFTAR GAMBAR xxv
DAFTAR LAMPIRAN xxvi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN xxvii
ABSTRAK xxix
ABSTRACT xxx
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik 4
1.2.1 Kebutuhan Biodiesel Dalam Negeri 5
1.2.2 Ekspor Biodesel di Indonesia 8
1.2.3 Konsumsi Biodesel di Indonesia 10
1.2.4 Jumlah Ketersediaan Bahan Baku 13
1.3 Tinjauan Pustaka 15
1.3.1 Biji Kemiri Sunan 15
1.3.2 Biodiesel 18
1.3.3 Macam – Macam Proses Pembuatan Biodiesel 26
1.3.4 Pemilihan Proses 36
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika 40
1.4.1 Tinjauan Termodinamika 40
1.4.2 Tinjauan Kinetika 52
BAB II PERANCANGAN PRODUK 54
2.1 Spesifikasi Produk 54
2.1.1 Biodiesel 54
2.2 Spesifikasi Bahan baku dan Bahan Pendukung 55

2.2.1 Biji Kemiri Sunan 55
2.2.2 Methanol 99% 55
2.2.3 Asam Sulfat 98% 56
2.2.4 Natrium Hidroksida 48% 56
2.2.5 Asam Klorida 37% 57
2.2.6 Asam Fosfat 0,8% 57
2.2.7 Air 57
2.3 Pengendalian Kualitas 58
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 58
2.3.2 Pengendalian Kuliatas Produk 60
2.3.3 Pengendalian Proses 61
BAB III PERANCANGAN PROSES 63
3.1 Diagram Alir Proses dan Material 63
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif 63
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif 64
3.2 Uraian Proses 65
3.2.1 Penyiapan Bahan Baku 66
3.2.2 Proses Pembentukan Produk 67
3.2.3 Proses Pemurnian Produk 69
3.3 Spesfikasi Alat 71
3.3.1 Spesifikasi Reaktor 71
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah 74
3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung 82
3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk 90
3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 102
3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas 123
3.4 Neraca Massa 148
3.4.1 Neraca Massa Screw Press 148
3.4.2 Neraca Massa Degumming 149
3.4.3 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi (R-01) 150
3.4.4 Neraca Massa Decanter (DC-01) 152
3.4.5 Neraca Massa Netralizer (N-01) 153

3.4.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01) 154
3.4.7 Neraca massa Reaktor Transesterifikasi (R-02)..... 155
3.4.8 Neraca Massa Decanter (DC-02) 156
3.4.9 Neraca Massa Netralizet (N-02)..... 157
3.4.10 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02) 158
3.4.11 Neraca Massa Mixer (M-01)..... 160
3.5 Neraca Panas 160
3.5.1 Neraca Panas Mixer (M-01)..... 160
3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-01)..... 161
3.5.3 Neraca Panas Decanter (DC-01) 162
3.5.4 Neraca Panas Netralizer (N-01) 163
3.5.5 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01) 163
3.5.6 Neraca Panas Reaktor (R-02)..... 164
3.5.7 Neraca Panas Decanter (DC-02) 165
3.5.8 Neraca Panas Netralizer (N-02) 166
3.5.9 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02) 166
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 168
4.1 Lokasi Pabrik 168
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik 170
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik 177
4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)..... 179
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)..... 183
4.4 Organisasi Perusahaan 187
4.4.1 Bentuk Perusahaan..... 187
4.4.2 Struktur Organisasi..... 189
4.4.3 Tugas dan Wewenang 192
4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan 203
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji 208
4.4.1 Fasilitas dan Hak Karyawan..... 212
BAB V UTILITAS..... 215
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) 217
5.1.1 Unit Penyediaan Air..... 217

5.1.2 Unit Pengolahan Air 220
5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*) 224
5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*) 225
5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*) 229
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar 230
5.6 Unit Pengelolaan Limbah 230
5.7 Spesifikasi Unit Utilitas 232
BAB VI EVALUASI EKONOMI 245
6.1 Penaksiran Harga Alat 246
6.2 Dasar Perhitungan 251
6.3 Komponen Biaya 252
6.4 Analisa Keuntungan 259
6.5 Analisa Kelayakan 259
6.6 Analisa Resiko Pabrik 266
6.7 Analisa Kelayakan Produk 268
BAB VII PENUTUP 270
7.1 Kesimpulan 270
7.2 Saran 272
DAFTAR PUSTAKA **273**
LAMPIRAN A **280**
LAMPIRAN B **309**
LAMPIRAN C **311**

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Produksi Biodiesel Indonesia Tahun 2014-2024 6
Tabel 1.2 Data Produksi Biodiesel di indonesia 7
Tabel 1.3 Data Ekspor Biodiesel di Indonesia 2019-2024..... 9
Tabel 1.4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia 11
Tabel 1.5 Perbandingan Kemiri Sunan dan Kemiri Biasa 17
Tabel 1.6 Standar Nasional Indonesia Biodiesel..... 23
Tabel 1.7 Nilai Entalpi Pembentukan Senyawa..... 40
Tabel 1.8 Nilai Energi Gibbs Senyawa..... 41
Tabel 1.9 Kinetika reaksi esterifikasi..... 52
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Reaktor (R-01)..... 71
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Reaktor (R-02)..... 73
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat MD-01 74
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat MD-02 76
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat DC-01 78
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat DC-02 79
Tabel 3.7 Spesifikasi alat DC-03 81
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Screw Press..... 82
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat *Degummer* 83
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat *Mixer*..... 85
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat N-01 87
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat N-02..... 89
Tabel 3.13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan HCL (T-01)..... 91
Tabel 3.14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan NaOH (T-02)..... 92
Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CH3OH (T-03) 93
Tabel 3.16 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H2SO4 (T-04)..... 95
Tabel 3.17 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H3PO4 (T-05)..... 96
Tabel 3.18 Spesifikasi Tangki Silo Penyimpanan BKS (T-06) 97
Tabel 3.19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-07) 98
Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki penampungan sementara (T-08)..... 100
Tabel 3.21 Spesifikasi Alat Screw Conveyor (SC-01)..... 102
Tabel 3.22 Spesifikasi Alat Screw Conveyor (SC-02)..... 103
Tabel 3.23 Spesifikasi Alat Pompa (P-01)..... 104
Tabel 3.24 Spesifikasi Alat Pompa (P-02)..... 105
Tabel 3.25 Spesifikasi Alat Pompa (P-03)..... 106
Tabel 3.26 Spesifikasi Alat Pompa (P-04)..... 107
Tabel 3.27 Spesifikasi Alat Pompa (P-05)..... 108
Tabel 3.28 Spesifikasi Alat Pompa (P-06)..... 109
Tabel 3.29 Spesifikasi Alat Pompa (P-07)..... 110
Tabel 3.30 Spesifikasi Alat Pompa (P-08)..... 110
Tabel 3.31 Spesifikasi Alat Pompa (P-09)..... 111

Tabel 3.32 Spesifikasi Alat Pompa (P-10) 112
Tabel 3.33 Spesifikasi Alat Pompa (P-11) 113
Tabel 3.34 Spesifikasi Alat Pompa (P-12) 114
Tabel 3.35 Spesifikasi Alat Pompa (P-13) 115
Tabel 3.36 Spesifikasi Alat Pompa (P-14) 116
Tabel 3.37 Spesifikasi Alat Pompa (P-15) 117
Tabel 3.38 Spesifikasi Alat Pompa (P-16) 118
Tabel 3.39 Spesifikasi Alat Pompa (P-17) 119
Tabel 3.40 Spesifikasi Alat Pompa (P-18) 120
Tabel 3.41 Spesifikasi Alat Pompa (P-19) 121
Tabel 3.42 Spesifikasi Alat Pompa (P-20) 122
Tabel 3.43 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-01) 123
Tabel 3.44 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-02) 124
Tabel 3.45 Spesifikasi Alat Condensor (CD-01) 126
Tabel 3.46 Spesifikasi Alat Condensor (CD-02) 128
Tabel 3.47 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-01) 130
Tabel 3.48 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-02) 131
Tabel 3.49 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-03) 133
Tabel 3.50 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-04) 135
Tabel 3.51 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-05) 136
Tabel 3.52 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-06) 138
Tabel 3.53 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-07) 140
Tabel 3.54 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-08) 141
Tabel 3.55 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-01) 143
Tabel 3.56 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-02) 145
Tabel 3.57 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-03) 147
Tabel 3.58 Neraca Massa Screw Press 148
Tabel 3.59 Neraca Massa Degumming 149
Tabel 3.60 Neraca Massa DC-03 150
Tabel 3.61 Neraca Massa R-01 151
Tabel 3.62 Neraca Massa DC-01 152
Tabel 3.63 Neraca Massa N-01 153
Tabel 3.64 Neraca Massa MD-01 154
Tabel 3.65 Neraca Massa R-02 155
Tabel 3.66 Neraca Massa DC-02 156
Tabel 3.67 Neraca Massa N-02 157
Tabel 3.68 Neraca Massa MD-02 158
Tabel 3.69 Neraca Massa Mixer (M-01) 160
Tabel 3.70 Neraca Panas M-01 160
Tabel 3.71 Neraca Panas R-01 161
Tabel 3.72 Neraca Panas DC-01 162
Tabel 3.73 Neraca Panas N-01 163
Tabel 3.74 Neraca Panas MD-01 163

Tabel 3.75 Neraca Panas R-02 164
Tabel 3.76 Neraca Panas DC-02 165
Tabel 3.77 Neraca Panas N-02 166
Tabel 3.78 Neraca Panas MD-02 166
Tabel 4.1 Perincian Luas Bangunan dan Tanah 180
Tabel 4.2 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift 205
Tabel 4 3 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift 206
Tabel 4.4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok 207
Tabel 4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji 209
Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin 219
Tabel 5.2 Kebutuhan *Steam* 220
Tabel 5.3 Total kebutuhan listrik alat proses 226
Tabel 5.4 Kebutuhan listrik unit utilitas 227
Tabel 5.5 Total Kebutuhan listrik pabrik 228
Tabel 5.6 Spesifikasi Pompa Utilitas 232
Tabel 5.7 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 233
Tabel 5.8 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 234
Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Utilitas 235
Tabel 5.10 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas 235
Tabel 5.11 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas 236
Tabel 5.12 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas 237
Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Utilitas 238
Tabel 5.14 Spesifikasi Flokulator 238
Tabel 5.15 Spesifikasi *Clarifier* 239
Tabel 5.16 Spesifikasi *Cooling Tower* 240
Tabel 5.17 Spesifikasi *Blower Cooling Tower* 241
Tabel 5.18 Spesifikasi *Filter* 241
Tabel 5.19 Spesifikasi *Sand Filter* 242
Tabel 5.20 Spesifikasi *Boiler* 242
Tabel 5.21 Spesifikasi *Deaerator* 243
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1993-2030 246
Tabel 6.2 Harga alat proses 249
Tabel 6.3 Harga alat utilitas 250
Tabel 6.4 *Physical plant cost* (PPC) 253
Tabel 6.5 *Direct plant cost* (DPC) 253
Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment* (FCI) 254
Tabel 6.7 *Working Capital Investment* 255
Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost* (DMC) 256
Tabel 6.9 *Indirect manufacturing cost* (IMC) 256
Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC) 257
Tabel 6.11 *Total Manufacturing cost* 258
Tabel 6.12 *General Expense* 258
Tabel 6.13 *Total Production Cost* 259

Tabel 6.14 *Annual Fixed Manufacturing Cost* (Fa) 263
Tabel 6.15 *Annual Regulated Expenses* (Ra) 263
Tabel 6.16 *Annual Variable Value* (Va) 264
Tabel 6.17 *Annual Sales Value* (Sa) 264

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel 7
Gambar 1.2 Grafik Eskpor Biodiesel 10
Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Biodiesel 11
Gambar 1.4 Reaksi Esterifikasi 28
Gambar 1.5 Reaksi Transesterfikasi 30
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif 63
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitaf 64
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Biodiesel 169
Gambar 4.2 Layout Pabrik Biodiesel 182
Gambar 4.3 Layout Alat Proses 186
Gambar 4.4 Strukur Organisasi Perusahaan Pabrik Biodiesel 192
Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air 216
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear 248
Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi 268

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR 280
LAMPIRAN B *PROCESS FLOW DIAGRAM* (PFD) 309
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN 311

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T : *Temperature*, ˚C

D : Diameter, m

H : Tinggi, m

P : Tekanan, psia

μ : Viskositas, cP

ρ : Densitas, kg/m^3

Q : Kebutuhan Kalor, Kj/Jam

A : Luas Penampang, m^2

V : Volume, m^3

t : Waktu, jam

M : Massa, kg

Fv : Laju Volumetrik, m^3

r : Jari- jari, in

P : *Power motor*, Hp

ts : Tebal *shell*, in

ΔP : *Presure drop*, psia

ID : *Inside* diameter, in

OD : *Outside* diameter, in

th : Tebal *head*, in

Re : Bilangan Reynold

f : *Allowable stress*, psia

icr : Jari-jari sudut dalam, in

L : Lebar pengaduk, m

N : Kecepatan putaran, rpm

UD : Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam $ft^{2o}F$

UC : Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam $ft^{2o}F$

Rd : Faktor Pengotor

Hi : *Inside Film Coefficient*, Btu/jam $ft^{2o}F$

H_o : *Outside Film Coefficient*, Btu/jam $ft^{2o}F$

P : Panjang, m

l : Lebar, m

x : Konversi, %

E : Efisiensi sambungan

K : Konduktivitas termal, Btu/jam $ft^{2o}F$

k : Konstanta kinetika reaksi

R : Tatapan konstan gas

Fv : Laju alir, m^3/jam

Sg : *Specific gravity*

LMTD : *Long Mean Temperature Different*, ^oF

ΔH : Entalpi, kj/kmol

ΔG : Energi bebas Gibbs, kj/kmol

ABSTRAK

Meningkatnya kebutuhan energi serta menurunnya cadangan bahan bakar fosil mendorong pengembangan sumber energi alternatif yang bersifat terbarukan dan ramah lingkungan. Salah satu energi alternatif yang potensial adalah biodiesel yang dapat diproduksi dari minyak nabati. Minyak biji kemiri sunan (*Reutealis trisperma*) dipilih sebagai bahan baku karena memiliki kandungan minyak yang tinggi serta tidak bersaing dengan kebutuhan pangan. Pada tugas akhir ini dilakukan prarancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun menggunakan minyak kemiri sunan sebagai bahan baku dengan proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan metanol. Reaksi berlangsung pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Kebutuhan bahan baku biji kemiri sunan sebesar 11.513,49 kg/jam. Pabrik direncanakan berlokasi di Kabupaten Subang, Jawa Barat, dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi, serta fasilitas utilitas yang mendukung. Kebutuhan utilitas meliputi air pendingin, air proses, *steam*, serta listrik untuk operasional pabrik. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi diperoleh nilai *Return on Investment* (ROI) sebesar 22,01% sebelum pajak dan 17,61% setelah pajak, dengan *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 3,33 tahun dan 3,91 tahun setelah pajak. Selain itu diperoleh nilai *Break Event Point* (BEP) sebesar 41,58%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 15.03%, serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 12,59%. Berdasarkan analisis teknis dan ekonomi yang dilakukan, prarancangan pabrik biodiesel ini dinilai layak untuk didirikan dan berpotensi mendukung pemanfaatan energi terbarukan serta mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil di Indonesia.

Kata kunci: Biodiesel, Esterifikasi, Evaluasi Ekonomi, Minyak Kemiri Sunan, Transesterifikasi.

ABSTRACT

The increasing demand for energy along with the declining availability of fossil fuel reserves has encouraged the development of renewable and environmentally friendly alternative energy sources. One promising alternative is biodiesel, which can be produced from vegetable oils. Sunan candlenut oil (Reutealis trisperma) is considered a potential raw material because of its high oil content and because it does not compete with food resources. This study presents the preliminary design of a biodiesel plant with a production capacity of 50,000 tons/year using sunan candlenut oil as the main raw material through an esterification and transesterification process with methanol. The reactions are carried out at a temperature of 60°C and a pressure of 1 atm using a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR). The required feed rate of kemiri sunan seeds is 11,513.49 kg/hour. The plant is planned to be located in Subang Regency, West Java, considering factors such as raw material availability, transportation access, utilities, and labor. The utility requirements include cooling water, process water, steam, and electricity for plant operations. Based on the economic evaluation, the Return on Investment (ROI) is estimated at 22.01% before tax and 17.61% after tax, with a Pay Out Time (POT) of 3.33 years before tax and 3.91 years after tax. Furthermore, the Break Event Point (BEP) is calculated at 41.58%, the Shut Down Point (SDP) at 15.03%, and the Discounted Cash Flow Rate (DCFR) at 12.59%. These results indicate that the proposed biodiesel plant is technically and economically feasible to be established and has the potential to support the development of renewable energy while reducing dependence on fossil fuels in Indonesia.

***Keywords**: Biodiesel, Esterification, Economic Evaluation, Sunan Candlenut Oil, Transesterification.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan kemajuan zaman di era *modern* yang ditandai oleh pesatnya perkembangan teknologi, kebutuhan akan energi juga meningkat secara signifikan. Peningkatan konsumsi energi tersebut menyebabkan sumber energi fosil yang bersifat tidak terbarukan semakin menipis dari waktu ke waktu. Berkurangnya cadangan minyak bumi ini berbanding terbalik dengan meningkatnya kebutuhan energi, terutama di masa modern. Pertumbuhan jumlah penduduk yang disertai meningkatnya taraf hidup masyarakat turut mendorong naiknya kebutuhan terhadap sarana transportasi dan aktivitas industri. Dalam sepuluh tahun terakhir, produksi minyak bumi di Indonesia mengalami penurunan dari 346 juta barel pada tahun 2009 menjadi sekitar 283 juta barel pada tahun 2018. Penurunan ini disebabkan karena sebagian besar sumur minyak utama telah berumur tua, sementara produksi dari sumur baru masih terbatas. Jika tidak ditemukan cadangan minyak baru, diperkirakan dalam 11–12 tahun mendatang Indonesia tidak lagi mampu memproduksi minyak bumi. Oleh karena itu, biodiesel menjadi salah satu alternatif energi yang potensial untuk mengatasi berkurangnya bahan bakar fosil (Asri, 2018).

Di Indonesia, kebutuhan biodiesel dalam waktu dekat masih dapat dipenuhi melalui pemanfaatan minyak kelapa sawit, yang saat ini memiliki

produksi sekitar 26 juta ton per tahun. Namun, penggunaan minyak sawit secara terus-menerus dalam jangka panjang berpotensi mengganggu pasokan pangan, sehingga diperlukan sumber minyak nabati lain dari tanaman non-pangan, salah satunya adalah kemiri sunan. Dalam upaya mencari energi alternatif pengganti bahan bakar fosil, berbagai penelitian telah dilakukan terhadap tanaman yang berpotensi sebagai sumber biofuel.

Biodiesel merupakan bahan bakar yang diproduksi dari minyak nabati atau lemak hewan. Bahan ini tersusun atas campuran mono-alkil ester dari asam lemak rantai panjang. Biodiesel dikenal sebagai energi ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas buang yang lebih rendah dibandingkan solar konvensional. Selain itu, penggunaannya cukup praktis karena tidak memerlukan perubahan pada mesin diesel. Sebagai sumber energi alternatif, biodiesel dapat digunakan secara murni maupun dicampur dengan minyak diesel dalam proporsi tertentu (D. Y. Tomasila and P. H. Suharti).

Minyak nabati merupakan salah satu sumber energi yang memiliki potensi besar untuk memenuhi kebutuhan energi yang terus meningkat. Seiring dengan semakin menipisnya sumber energi fosil, minyak nabati menjadi alternatif yang sangat prospektif untuk dikembangkan karena termasuk energi terbarukan. Beberapa jenis tanaman penghasil minyak nabati antara lain kelapa sawit (*Elaeis guineensis*), kemiri sunan (*Reutealis trisperma (Blanco) Airy Shaw*), nyamplung (*Calophyllum inophyllum*), jarak pagar (*Jatropha curcas L.),* kusum (*Schleicher oleosa*), pongamia (*Pongamia*

pinnata), dan kepuh (*Sterculia foetida*) (A. Aunillah, 2012). Berdasarkan karakteristiknya, minyak nabati berperan penting sebagai bahan baku utama untuk industri kimia dan biodiesel. Di antara berbagai tanaman penghasil minyak nabati, kemiri sunan merupakan salah satu yang memiliki potensi hasil tinggi serta tidak bersaing dengan tanaman pangan (M. Herman, 2011). Kandungan minyak dalam inti biji kemiri sunan mencapai sekitar 50%.

Pembuatan biodiesel dari kemiri sunan semakin berkembang seiring meningkatnya kebutuhan akan bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan dan berkelanjutan. Kemiri sunan dipilih sebagai bahan baku karena minyak yang dihasilkannya memiliki kandungan asam lemak tinggi dan tidak bersaing dengan kebutuhan pangan, berbeda dengan minyak nabati lain seperti minyak sawit. Selain itu, pemanfaatan kemiri sunan sebagai bahan baku biodiesel dianggap lebih berkelanjutan karena tanaman ini dapat tumbuh di lahan marjinal dan kering, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian produktif.

Pengembangan biodiesel dari kemiri sunan juga dinilai lebih ekonomis dalam jangka panjang, terutama karena bahan baku yang digunakan berasal dari sumber non-pangan yang melimpah di Indonesia. Kandungan minyak pada inti bijinya yang mencapai sekitar 50% menjadikan kemiri sunan sebagai salah satu sumber minyak nabati potensial untuk produksi biodiesel. Proses konversi minyak kemiri sunan menjadi biodiesel umumnya dilakukan melalui tahapan esterifikasi dan transesterifikasi, yang mampu

menghasilkan rendemen tinggi serta mutu produk yang sesuai dengan standar nasional (SNI 04-7182-2006).

Selain nilai ekonomis dan keberlanjutannya, pemanfaatan kemiri sunan untuk biodiesel juga berperan dalam mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil serta membantu mengurangi emisi gas buang. Dengan dukungan pola pengembangan yang terencana dan penelitian berkelanjutan dari berbagai pihak, kemiri sunan berpotensi menjadi sumber bahan baku utama dalam produksi biodiesel nasional yang berwawasan lingkungan dan berdaya saing tinggi.

Melihat berbagai potensi yang dimiliki, prarancangan pabrik biodiesel berbasis minyak kemiri sunan dan metanol merupakan langkah strategis dalam mendukung upaya transisi energi nasional. Pembangunan pabrik ini tidak hanya berfungsi untuk memproduksi sumber energi alternatif yang ramah lingkungan, tetapi juga berkontribusi terhadap pengembangan ekonomi berkelanjutan yang memanfaatkan potensi sumber daya lokal. Selain itu, pendirian pabrik biodiesel dari kemiri sunan dapat membantu mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan bakar fosil serta berperan dalam menurunkan emisi karbon secara signifikan dalam jangka panjang.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi biodiesel perlu mempertimbangkan beberapa faktor penting. Faktor-faktor utama yang harus diperhatikan dalam menentukan kapasitas pabrik meliputi tingkat konsumsi biodiesel, kemampuan produksi, serta ketersediaan bahan baku.

Pada prarancangan pabrik ini, bahan baku yang digunakan adalah minyak kemiri sunan (*Reutealis trisperma*). Ketersediaan minyak kemiri sunan di Indonesia menjadi salah satu pertimbangan utama dalam menentukan kapasitas pabrik, mengingat potensi produksinya yang tinggi dan keberadaannya yang melimpah di berbagai daerah. Dengan memperhatikan aspek konsumsi energi nasional dan kontinuitas pasokan bahan baku, kapasitas produksi biodiesel dapat dirancang secara optimal agar efisien, berkelanjutan, dan sesuai dengan kebutuhan pasar.

1.2.1 Kebutuhan Biodiesel Dalam Negeri

Permintaan biodiesel di Indonesia mengalami peningkatan pesat dalam beberapa tahun terakhir sebagai upaya mendukung strategi nasional menuju penggunaan energi terbarukan. Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif pengganti solar yang dibuat dari berbagai sumber minyak nabati, seperti minyak sawit mentah (*crude palm oil*), minyak jarak, minyak kelapa, *palm fatty acid distillate* (PFAD), hingga minyak ikan. Di Indonesia, pemerintah telah menetapkan kebijakan pencampuran 30% biodiesel dengan 70% bahan bakar minyak (BBM) jenis solar. Kebijakan tersebut mendorong peningkatan signifikan dalam produksi biodiesel di dalam negeri. Berdasarkan Laporan Kinerja Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) Tahun 2024, produksi biodiesel nasional menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun. Pada tahun 2021, produksi biodiesel tercatat sebesar 1258 juta kiloliter (kL), kemudian meningkat menjadi 11816 juta kL pada tahun

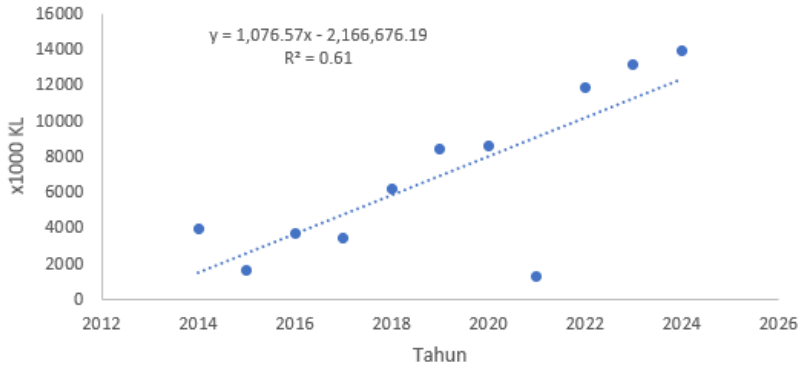
2022, dan kembali naik menjadi 13151 juta kL pada tahun 2023. Dari total produksi tersebut, sebanyak 12,2 juta kL didistribusikan untuk kebutuhan dalam negeri, sedangkan 0,91 juta kL diekspor ke luar negeri. Tren ini mencerminkan keberhasilan implementasi program mandatori biodiesel dalam mendukung transisi menuju energi bersih dan kemandirian energi nasional (Geologi, 2024).

Tabel 1.1 Produksi Biodiesel Indonesia Tahun 2014-2024

Tahun	**Produksi Biodiesel (x1000 KL)**
2014	3.961
2015	1.653
2016	3.656
2017	3.416
2018	6.168
2019	8.399
2020	8.594
2021	1.258
2022	11.816
2023	13.151
2024	13.929

(Kementrian ESDM, 2024)

Berikut merupkan grafik produksi biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel

Perkiraan produksi biodiesel pada tahun 2030 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan y = 1.076,57x – 2.166.676,19 dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah produksi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan produksi biodiesel pada tahun 2030 adalah sebagai berikut:

$$P = 1.076{,}57x - 2.166.676{,}19 \quad (1.1)$$

$$= 1.076{,}57\ (2030) - 2.166.676{,}19$$

$$= 18.760{,}91\ \text{kL/tahun}$$

Tabel 1.2 Data Produksi Biodiesel di indonesia

Nama Perusahaan	**Kapasitas (Ribu Ton)**
PT Cemerlang Energi Perkasa	73.930
PT Wilmar Bioenergi	205.230
PT Pelita Agung Agrindustri	34.380
PT Ciliandra Perkasa	52.470
PT Musim Mas	102.880
PT Darmex Biofuels	39.600
PT Energi Baharu Lestari	15.370
PT Wilmar Nabati Indonesia	218.070

PT Bayas Biofuels	113.570
PT LDC Indonesia	70.520
PT Smart Tbk	64.380
PT Tunas Baru Lampung	59.040
PT Multi Nabati Sulawesi	57.110
PT Permata Hijau Palm Oleo	46.810
PT Intibenua Perkasatama	42.680
PT Batara Elok Semesta Terpadu	27.000

Berdasarkan data dan kebijakan yang tercantum pada tabel 1.2, peningkatan kebutuhan biodiesel dalam negeri tidak hanya mencerminkan tumbuhnya permintaan terhadap energi terbarukan, tetapi juga menunjukkan adanya peluang besar untuk pengembangan industri biodiesel nasional, khususnya biodiesel berbasis minyak kemiri sunan sebagai bahan baku alternatif yang ramah lingkungan dan berkelanjutan.

1.2.2 Ekspor Biodesel di Indonesia

Berdasarkan Laporan Kinerja Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) Tahun 2024, ekspor biodiesel Indonesia dalam beberapa tahun terakhir menunjukkan tren yang fluktuatif, dipengaruhi oleh dinamika kebijakan perdagangan global, permintaan pasar internasional, serta peningkatan kebutuhan dalam negeri. Pada tahun 2021, volume ekspor biodiesel tercatat sebesar 147 juta kiloliter (kL), kemudian meningkat menjadi 371 juta kL pada tahun 2022, namun kembali menurun menjadi sekitar 187 juta kL pada tahun 2023. Penurunan ini sejalan dengan meningkatnya konsumsi domestik akibat

implementasi program B30 dan B35 yang mendorong peningkatan penggunaan biodiesel di dalam negeri.

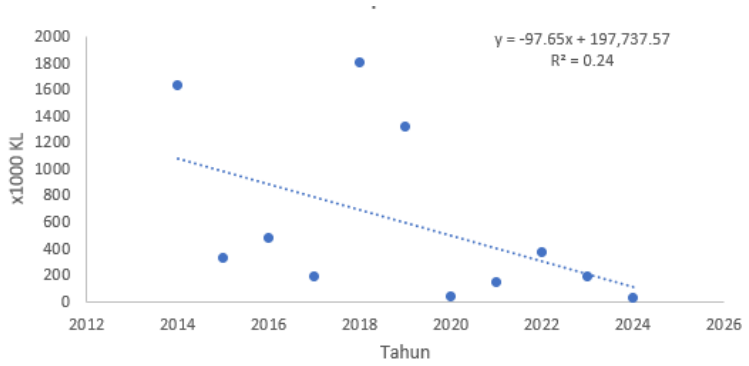
Meskipun mengalami fluktuasi, Indonesia tetap menempati posisi sebagai salah satu eksportir biodiesel terbesar di dunia, dengan pasar utama meliputi Uni Eropa, India, dan Tiongkok. Pemerintah bersama pelaku industri terus berupaya melakukan diversifikasi pasar ekspor dan peningkatan mutu produk agar daya saing biodiesel Indonesia di pasar global tetap terjaga dan semakin kuat.

Tabel 1.3 Data Ekspor Biodiesel di Indonesia 2019-2024

Tahun	**Volume Ekspor (x1000 KL)**
2014	1.629
2015	329
2016	477
2017	187
2018	1.803
2019	1.319
2020	36
2021	147
2022	371
2023	187
2024	27

(Kementrian ESDM, 2024)

Berdasarkan tabel 1.3 diatas, maka dapat dibuat suatu persamaan linier agar dapat diperkirakan eskpor biodiesel di masa yang akan datang. Berikut merupakan grafik kebutuhan ekspor biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Eskpor Biodiesel

Perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2030 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan y = -97,65x + 197.737,57 dimana x merupakan tahun dan y sebagai jumlah produksi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2030 adalah sebagai berikut:

$$E = -97{,}65x + 197.737{,}57 \quad (1.2)$$

$$= -97{,}65\ (2030) + 197.737{,}57$$

$$= -491{,}93\ \text{kL/tahun}$$

1.2.3 Konsumsi Biodesel di Indonesia

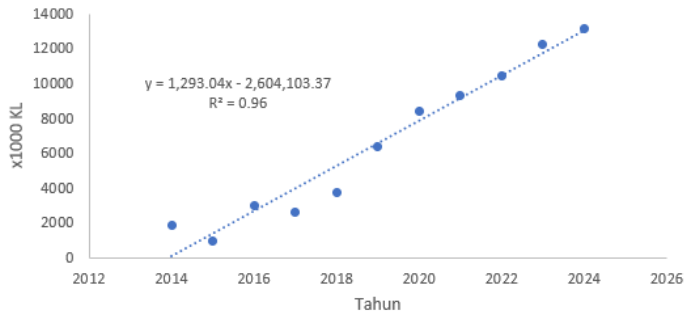
Peningkatan konsumsi biodiesel dan solar menjadi salah satu acuan penting dalam menentukan kebutuhan kapasitas produksi pada pembangunan pabrik biodiesel di Indonesia. Tabel 1.4 menunjukkan tren pertumbuhan konsumsi biodiesel di Indonesia selama beberapa tahun terakhir yang mencerminkan peningkatan permintaan terhadap energi berbasis bahan bakar nabati.

Tabel 1.4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Volume Ekspor (x1000 KL)
2014	1.845
2015	915
2016	3.008
2017	2.572
2018	3.750
2019	6.396
2020	8.400
2021	9.296
2022	10.430
2023	12.242
2024	13.158

(Kementrian ESDM, 2024)

Berdasarkan data pada Tabel 1.4, dapat disusun suatu persamaan linier untuk memperkirakan kebutuhan biodiesel di masa mendatang. Proyeksi tersebut kemudian divisualisasikan dalam bentuk grafik pada Gambar 1.3, yang menggambarkan tren peningkatan kebutuhan biodiesel di Indonesia.



Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Biodiesel

Perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2030 saat pembangunan pabrik biodiesel dapat dihitung dengan menggunakan persamaan y = 1.293,04x – 2.604.103,37 dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2030 adalah sebagai berikut:

$$K = 1.293{,}04x - 2.604.103{,}37 \quad (1.3)$$

$$= 1.293{,}04\ (2030) - 2.604.103{,}37$$

$$= 20767{,}83 \text{ kL/tahun}$$

Dengan menerapkan konsep *supply* dan *demand*, dapat dilakukan estimasi terhadap kapasitas produksi biodiesel secara keseluruhan pada tahun 2030, yaitu saat pabrik ini direncanakan mulai beroperasi.

$$\text{Kapasitas Kotor} = \textit{Demand} - \textit{Supply} \quad (1.4)$$

$$= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$= (-491{,}93 + 20767{,}83) - (0 + 18760{,}91)\ \text{kL}$$

$$= 1.514.990 \text{ kL/tahun}$$

Selanjutnya, dilakukan konversi satuan dari kL/tahun menjadi ton/tahun dengan mengalikan kapasitas kotor biodiesel tahun 2030 dengan densitas biodiesel dari minyak kemiri sunan sebesar 885 kg/m (Dibyo Pranowo, 2012), kemudian dibagi 1.000. Berdasarkan perhitungan tersebut, diperoleh kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2030 sebesar 268.153,23 ton/tahun.

1.2.4 Jumlah Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan pabrik biodiesel bahan baku Biji Kemiri Sunan (*Reutealis Trisperma*) yang digunakan dalam pembuatan Biodiesel dapat diperoleh dari CV Energi Baru Sentosa, Gresik Jawa Timur, dimana dapat memperoduksi bibit biji kemiri sunan sebanyak 25.000 bibit per hektar dengan harga jual sekitar Rp.6.000,- per bibit. Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu parameter utama dalam penentuan kapasitas pabrik biodiesel berbasis kemiri sunan. Pada perancangan ini, kapasitas pabrik ditetapkan sebesar 50.000 ton/tahun produk biodiesel. Tanaman kemiri sunan memiliki produktivitas sekitar 20-25 ton biji per hektar per tahun (Vossen dan Umali, 2002). Sehingga potensi produksi bahan baku dapat dihitung berdasarkan luas lahan yang tersedia. Namun demikian, tidak seluruh biji kemiri sunan dapat dikonversi menjadi biodiesel karena adanya tahapan proses seperti ekstraksi minyak dan reaksi transesterifikasi yang memiliki rendemen tertentu. Dengan mempertimbangkan rendemen keseluruhan proses, kebutuhan bahan baku biji kemiri sunan menjadi lebih besar dibandingkan kapasitas produk biodiesel yang dihasilkan. Berdasarkan perhitungan, untuk memenuhi kapasitas produksi biodiesel sebesar 50.000 ton/tahun, dibutuhkan bahan baku biji kemiri sunan dalam jumlah yang setara dengan produksi dari lahan seluas 4.545,45 hektar. Nilai ini menunjukkan bahwa terdapat hubungan proporsional antara kapasitas pabrik dengan luas lahan yang dibutuhkan, di mana

peningkatan kapasitas produksi akan berbanding lurus dengan peningkatan kebutuhan area perkebunan.

Dalam perancangan ini, bahan baku direncanakan berasal dari area perkebunan yang terintegrasi dengan lokasi pabrik. Pendekatan ini bertujuan untuk menjamin kontinuitas pasokan serta menekan biaya transportasi bahan baku. Dengan demikian, kapasitas pabrik sebesar 50.000 ton/tahun dinilai masih dapat dipenuhi oleh ketersediaan bahan baku dari lahan seluas 4.545,45 hektar yang direncanakan. Sedangkan untuk bahan baku Metanol (CH_3OH) dapat diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi sebesar 660.000 ton/tahun dengan harga jual Rp.5.800,- per kilogram. Bahan Baku Katalis Asam Sulfat (H_2SO_4) dan Asam Fosfat (H_3PO_4) diperoleh dari PT Petrokimia Gresik, Gresik Jawa Timur dimana memproduksi Asam Sulfat (H_2SO_4) sebesar 1.170.000 ton/tahun dengan harga jual Rp.1.600,- per kilogram dan Asam Fosfat (H_3PO_4) 400.000 ton/tahun dengan harga jual Rp.42.000,- per kilogram. Bahan baku untuk penetral Natrium Hidroksida (NaOH) diperoleh dari PT. Asahimas Chemical dimana memproduksi 700.000 ton/tahun dengan harga jual produk Rp.24.000,- per kilogram dan Asam klorida (HCl) 37% diperoleh dari PT. Smartlab Indonesia dengan harga jual Rp 904.095,- per 2.5L Sehingga bisa diambil keputusan bahwa perusahan penghasil bahan baku semuanya memenuhi kebutuhan

produksi dikarenakan produksi bahan baku lebih besar di bandingkan dengan kebutuhan bahan yang akan digunakan

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Biji Kemiri Sunan

Tanaman kemiri sunan (*Reutealis trisperma*) dapat tumbuh dengan baik pada berbagai kondisi lingkungan, dengan daerah sebaran yang luas mulai dari ketinggian 0 hingga 1.200 meter di atas permukaan laut (m dpl), dan pertumbuhan optimalnya berada pada kisaran 0–750 m dpl. Tanaman ini mampu beradaptasi terhadap beragam jenis tanah serta tipe iklim tropis. Biji kemiri sunan terdiri atas cangkang sebesar 35–45% dan daging biji sebesar 55–65%, di mana bagian daging bijinya mengandung sekitar 55% minyak berwarna kuning agak kecokelatan. Minyak tersebut memiliki kandungan asam lemak utama berupa asam stearat, oleat, linoleat, serta asam α-eleostearat (BPPP, 2009).

Namun, minyak kemiri sunan tidak dapat dikonsumsi secara langsung karena kandungan asam *α-eleostearat* bersifat toksik. Senyawa ini merupakan komponen utama yang menyebabkan minyak kemiri sunan tergolong beracun. Meski demikian, kandungan tersebut justru menjadi nilai tambah dalam pemanfaatannya sebagai bahan baku energi alternatif. Biji kemiri sunan memiliki potensi besar sebagai sumber minyak nabati non-pangan yang dapat diolah menjadi biodiesel ramah lingkungan.

Minyak kemiri sunan mengandung sekitar 57% asam lemak, dengan komposisi dominan asam laurat, miristat, dan oleat yang memberikan sifat fisiko-kimia unik. Karakteristik ini sangat berpengaruh terhadap kualitas biodiesel yang dihasilkan, terutama dalam hal titik kabut, *Cold Filter Plugging Point* (CFPP), serta angka setana. Parameter-parameter tersebut merupakan faktor penting yang menentukan performa pembakaran dan efisiensi biodiesel ketika diaplikasikan pada mesin diesel modern.

Proses pembuatan biodiesel dari minyak kemiri sunan biasanya dilakukan melalui dua tahap, yaitu esterifikasi untuk menurunkan kadar asam lemak bebas dan transesterifikasi untuk mengubah trigliserida menjadi metil ester. Kondisi operasi standar meliputi suhu sekitar 60-70°C, tekanan atmosfer, dan rasio molar metanol terhadap minyak sekitar 6:1 hingga 10:1, dengan katalis berupa asam sulfat pada esterifikasi dan natrium hidroksida pada transesterifikasi. Pengadukan pada reaktor dilakukan dengan kecepatan yang cukup (300-1000 rpm) untuk memastikan homogenisasi reaktan dan efisiensi reaksi.

Biodiesel yang dihasilkan dari kemiri sunan memiliki angka setana tinggi (sekitar 49–62), viskositas rendah, serta kandungan sulfur mendekati nol, sehingga ramah lingkungan dan dapat mengurangi emisi gas buang berbahaya. Selain itu, kandungan aromatik karsinogenik seperti benzena dan toluena dalam biodiesel kemiri sunan sangat

rendah, yang berarti lebih aman terhadap kesehatan manusia dan lingkungan (Anggraini et al., 2023).

Dari sisi ekonomi, pengembangan kemiri sunan sebagai bahan baku biodiesel dinilai cukup prospektif. Studi kelayakan finansial menunjukkan bahwa usaha pengolahan biodiesel kemiri sunan layak secara ekonomi dengan nilai *Benefit Cost Ratio* (BCR) di atas 1 dan *Internal Rate of Return* (IRR) yang positif (Husni et al., 2023). Keunggulan lain dari kemiri sunan adalah sifatnya sebagai tanaman non-pangan, sehingga tidak bersaing dengan kebutuhan bahan makanan seperti kelapa sawit atau kedelai.

Selain manfaat ekonomi, pengembangan kemiri sunan juga berperan dalam upaya mitigasi perubahan iklim. Rendahnya kandungan sulfur dalam biodiesel kemiri sunan dapat menurunkan emisi gas buang dan mencegah pembentukan hujan asam (Puspita et al., 2023). Tanaman ini juga mampu menyerap karbon dari atmosfer, mendukung program *carbon sequestration* yang sejalan dengan target *zero emission* nasional.

Tabel 1.5 Perbandingan Kemiri Sunan dan Kemiri Biasa

Aspek	**Kemiri Sunan (*Reutealis Trisperma*)**	**Kemiri Biasa (*Aleurites Moluccanus*)**
Kandungan minyak	50–60% dari berat biji	40–50% dari berat biji
Kandungan utama asam lemak	Asam α-eleostearat, linoleat, oleat	Asam oleat, linoleat, stearat
Sifat toksisitas	Mengandung racun (tidak dapat dikonsumsi)	Tidak beracun (aman untuk konsumsi)

Pemanfaatan utama	Bahan baku biodiesel, pelumas industri	Pangan, kosmetik, obat tradisional
Warna minyak	Kuning gelap hingga kecokelatan	Kuning muda
Kandungan gliserida	Tinggi, menghasilkan biodiesel dengan angka setana tinggi	Sedang, tidak cocok untuk bahan bakar
Morfologi biji	Lebih besar, cangkang tebal	Lebih kecil, cangkang tipis
Adaptasi lingkungan	Tumbuh baik di lahan marjinal, 0–1200 m dpl	Tumbuh optimal di daerah tropis basah, 0–800 m dpl
Potensi ekonomi	Energi terbarukan (*biofuel*)	Industri pangan dan kosmetik

1.3.2 Biodiesel

Biodiesel pada dasarnya merupakan senyawa ester monoalkil yang dihasilkan dari proses kimia antara minyak nabati maupun lemak hewani dengan alkohol. Bahan baku biodiesel dapat berasal dari berbagai sumber alami, seperti minyak yang diekstrak dari tumbuhan dan lemak yang dihasilkan oleh hewan. Kedua jenis minyak tersebut, beserta turunannya, memiliki potensi besar untuk dimanfaatkan sebagai alternatif ramah lingkungan pengganti bahan bakar diesel konvensional yang berasal dari minyak bumi (Srivastava dan Prasad, 2000).

Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang berasal dari minyak nabati, baik dari minyak yang masih baru maupun minyak jelantah, yang diolah melalui proses transesterifikasi, esterifikasi, atau kombinasi keduanya. Bahan bakar ini berfungsi sebagai pengganti bahan bakar minyak (BBM) pada mesin diesel. Dalam penggunaannya,

biodiesel dapat dipakai secara murni (B100) atau dalam bentuk campuran dengan solar pada kadar tertentu, misalnya campuran 10% biodiesel dan 90% solar yang dikenal sebagai B10 (Knothe, 2005).

Minyak nabati yang berasal dari minyak kelapa swit, minyak kelapa, minyak jarak, minyak biji kemiri sunan, minyak biji kapuk, dan masih ada 30 macam tumbuhan lainnya berpotensial untuk dijadikan bahan baku biodiesel sebagai bahan bakar terbarukan (*renewable*) (Darmawan dan I Wayan,2013).

Biodiesel memiliki sifat fisik yang hampir menyerupai minyak solar, sehingga dapat digunakan sebagai bahan bakar alternatif untuk kendaraan yang menggunakan mesin diesel. Dibandingkan dengan solar konvensional, biodiesel memiliki sejumlah keunggulan penting. Salah satunya adalah sumber bahan bakunya yang berasal dari hasil pertanian, menjadikannya energi yang dapat diperbarui dan berkelanjutan. Selain itu, biodiesel memiliki angka *cetane* yang tinggi, yang berkontribusi pada efisiensi pembakaran dan performa mesin yang lebih baik. Dari sisi lingkungan, biodiesel tergolong ramah lingkungan karena tidak mengandung sulfur serta menghasilkan emisi karbon monoksida yang lebih rendah. Keamanan penggunaannya juga lebih baik, sebab biodiesel tidak bersifat beracun dan memiliki titik nyala yang tinggi, sehingga risiko kebakaran selama penyimpanan maupun transportasi menjadi lebih kecil (Susilo, 2006; Georgogianni dkk, 2007).

Biodiesel memiliki sifat pelarut (*solvency*) yang cukup kuat. Sifat ini dapat menimbulkan masalah apabila biodiesel digunakan pada mesin diesel yang sebelumnya telah lama menggunakan bahan bakar solar. Dalam kondisi tersebut, biasanya di dalam tangki bahan bakar sudah terbentuk lapisan kerak dan endapan (sedimen). Ketika biodiesel mulai digunakan, sifat pelarutnya akan melarutkan kerak dan sedimen tersebut, yang kemudian dapat menyumbat filter maupun saluran bahan bakar. Oleh karena itu, sebelum beralih ke penggunaan biodiesel, sebaiknya dilakukan pembersihan atau penggantian tangki bahan bakar apabila kandungan kerak dan sedimennya cukup tinggi. Selain itu, beberapa jenis logam seperti kuningan, tembaga, timah, dan seng dapat mempercepat proses oksidasi biodiesel sehingga menimbulkan pembentukan sedimen baru. Untuk mencegah hal tersebut, disarankan agar sistem penyimpanan maupun komponen bahan bakar menggunakan material yang tahan korosi, seperti stainless steel atau aluminium.

Biodiesel merupakan bahan bakar yang ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas buang yang lebih bersih dibandingkan dengan diesel atau solar. Bahan bakar ini tidak mengandung sulfur, memiliki bilangan asap (*smoke number*) yang rendah, terbakar dengan sempurna (*clean burning*), serta bersifat tidak beracun (*non-toxic*). Dari sisi teknis, biodiesel menunjukkan kinerja yang lebih unggul dibandingkan solar. Campuran solar dengan biodiesel mampu meningkatkan angka

setana (*cetane number*) hingga mencapai 62, sedangkan solar murni hanya sekitar 48. Semakin tinggi angka setana, semakin aman dan bersih pula emisi gas buang yang dihasilkan.

Biodiesel merupakan jenis bahan bakar diesel yang mampu terbakar secara sempurna dan diperoleh dari berbagai minyak nabati sebagai pengganti minyak bumi. Menurut Vicente dkk. (2006), biodiesel didefinisikan sebagai metil ester yang dihasilkan dari minyak nabati atau hewani dan memiliki kualitas yang sesuai untuk digunakan pada mesin diesel. Sementara itu, Soeradjaja (2005) menjelaskan bahwa minyak lemak mentah adalah minyak yang diperoleh langsung melalui proses pemerahan atau pengempaan biji sumber minyak (*oilseed*), kemudian disaring serta dikeringkan untuk menurunkan kadar airnya.

Peningkatan penggunaan biodiesel memberikan lebih banyak keuntungan dibandingkan pemakaian langsung minyak nabati sebagai bahan bakar. Biodiesel yang berasal dari metil ester minyak nabati tidak mengandung senyawa organik volatil, dan kadar sulfurnya hampir nol. Tidak adanya sulfur berkontribusi terhadap berkurangnya hujan asam akibat emisi sulfat. Selain itu, rendahnya kandungan sulfur dalam campuran bahan bakar dapat menekan tingkat korosi akibat akumulasi asam sulfat pada mesin dalam jangka waktu tertentu. Pengurangan kadar sulfur serta senyawa aromatik bersifat karsinogenik (seperti benzena, toluena, dan xilena) dalam biodiesel juga berdampak positif bagi kesehatan manusia dan lingkungan. Nilai setana biodiesel yang

relatif tinggi (sekitar 49) menjadi keunggulan tambahan karena dapat meningkatkan efisiensi proses pembakaran.

Biodiesel diproduksi melalui reaksi kimia yang disebut proses transesterifikasi, yaitu reaksi antara minyak atau lemak dengan alkohol. Dalam proses ini, gugus alkil dari alkohol akan menggantikan gugus hidroksil pada struktur ester yang terdapat dalam minyak atau lemak, dengan bantuan suatu katalis. Katalis yang paling umum digunakan dalam proses ini adalah basa kuat seperti natrium hidroksida (NaOH) dan kalium hidroksida (KOH). Jenis alkohol yang dapat digunakan pun beragam, di antaranya metanol, etanol, propanol, butanol, hingga amil alkohol, tergantung pada kondisi reaksi dan hasil yang diinginkan (Ma dan Hanna, 1999).

Dalam proses pembuatannya, biodiesel memiliki standar mutu biodiesel yang bertujuan untuk mengetahui spesifikasi biodiesel yang baik dan sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI).

Tabel 1.6 Standar Nasional Indonesia Biodiesel

No.	Parameter Uji	Satuan	SNI 2012	SNI 2015	SK Dirjen EBTKE No. 332/2018	SK Dirjen EBTKE No. 189/2019	Kepdirjen EBTKE No. 195/2022	Metode Uji
1	Massa jenis (pada 40°C)	kg/m³	850-890	850-890	850-890	850-890	850-890	ASTM D1298; ASTM D4052
2	Viskositas kinematik (pada 40°C)	cSt	2.3-6.0	2.3-6.0	2.3-6.0	2.3-6.0	2.3-6.0	ASTM D445
3	Angka setana	min	51	51	51	51	51	ASTM D613
4	Titik nyala (mangkuk tertutup)	°C, min	100	100	100	100	130	ASTM D93
5	Titik kabut	°C, maks	18	18	18	18	-	ASTM D2500
6	Residu karbon	- dalam per contoh asli, atau - dalam 10% ampas distilasi	%-massa, maks	0.05 / 0.30	0.05 / 0.30	0.05 / 0.30	0.05 / 0.30	ASTM D4530
7	Temperatur distilasi 90%	°C, maks	360	360	360	360	360	ASTM D1160
8	Abu tersulfatakan	%-massa, maks	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	ASTM D874

9	Gliserol bebas	%-massa, maks	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	ASTM D6584; AOCS Ca 14-56
10	Gliserol total	%-massa, maks	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24	ASTM D6584; AOCS Ca 14-56
11	Kadar ester metil	%-massa, min	96.5	96.5	96.5	96.5	96.5	SNI 7182:2015
12	Angka iodium	gI2/100g, maks	115	115	115	115	115	AOCS Cd 1-25
13	Korosi lempeng tembaga (3 jam, 50°C)	nomor 1	1	1	1	1	1	ASTM D130
14	Belerang	mg/kg, maks	100	50	50	10	10	ASTM D5453
15	Fosfor	mg/kg, maks	10	4	4	4	4	AOCS Ca 12-55
16	Angka asam	mg-KOH/g, maks	0.6	0.5	0.5	0.4	0.4	AOCS Cd 3d-63
17	Kestabilan oksidasi - periode induksi	menit, min	300	480	480	600	660	EN 15751

	metode rancimat							
	- Rapid small scale oxidation test (RSSOT)	menit, min	27	36	36	45	49.5	ASTM D7545
18	Monogliserida	%-massa, maks	-	0.8	0.8	0.55	0.525	EN 14105; ASTM D6584
19	Kadar air	mg/kg, maks	-	500	500	350	340	ASTM D6304
20	Cold Filter Plugging Point (CFPP)	°C, maks	-	16	16	15	15	ASTM D6371
21	Logam I (Na+K)	mg/kg, maks	-	-	-	5	5	EN 14108; EN 14109; EN 14538; AAS; ICPS
22	Logam II (Ca+Mg)	mg/kg, maks	-	-	-	5	5	EN 14538; AAS; ICPS
23	Total Kontaminan	mg/l, maks	-	-	-	20	20	EN 12662; ASTM D6217
24	Uji Helphein	Negatif	Ditiadakan	Ditiadakan	Ditiadakan	Ditiadakan	Ditiadakan	-
25	Air dan sedimen	%-vol, maks	0.05	0.05	0.05	0.3	0.3	ASTM D2709

(KEMENTERIAN ENERGI DAN SUMBER DAYA MINERAL)

1.3.3 Macam – Macam Proses Pembuatan Biodiesel

a. Mikroemulsifikasi

Mikroemulsifikasi merupakan salah satu metode alternatif yang digunakan untuk mengubah minyak nabati menjadi bahan bakar yang memiliki sifat fisik mendekati bahan bakar diesel. Proses ini melibatkan pembentukan sistem dispersi yang stabil secara termodinamika antara dua cairan yang tidak saling larut, seperti minyak nabati dan alkohol, dengan bantuan surfaktan sebagai agen penstabil (Hamid et al., 2022). Ukuran droplet dalam mikroemulsi umumnya sangat kecil, berkisar antara 100 hingga 1.000 Å, sehingga campuran yang dihasilkan tampak transparan dan stabil untuk jangka waktu tertentu (Qi et al., 2017). Keberadaan surfaktan berperan penting dalam menurunkan tegangan antarmuka antara fase minyak dan alkohol sehingga campuran dapat terbentuk secara homogen tanpa memerlukan energi pencampuran yang besar.

Dalam konteks produksi biodiesel, *mikroemulsifikasi* minyak nabati dilakukan dengan penambahan alkohol seperti metanol, etanol, atau 1-butanol yang berfungsi sebagai ko-surfaktan untuk menurunkan viskositas minyak nabati dan meningkatkan kestabilan dispersi (Sanli, 2025). Proses ini memungkinkan penggunaan langsung minyak nabati tanpa tahap reaksi transesterifikasi yang kompleks. Namun, meskipun metode *mikroemulsifikasi* dapat meningkatkan kemudahan pencampuran

dan memperbaiki sifat alir bahan bakar, penerapannya pada mesin diesel memiliki keterbatasan. Bahan bakar hasil *mikroemulsifikasi* cenderung menghasilkan pembakaran yang tidak sempurna, menyebabkan peningkatan pembentukan deposit karbon serta meningkatkan kekentalan minyak pelumas (Sankumgon et al., 2020). Selain itu, nilai kalor volumetrik bahan bakar *mikroemulsi* lebih rendah dibandingkan dengan bahan bakar diesel berbasis hidrokarbon karena tingginya kandungan alkohol di dalam campuran (Naufal, 2021). Oleh karena itu, meskipun *mikroemulsifikasi* dapat menjadi solusi sementara dalam pemanfaatan minyak nabati sebagai bahan bakar alternatif, penggunaannya tetap memerlukan optimasi lebih lanjut agar efisiensi pembakaran dan performa mesin dapat ditingkatkan.

b. Pirolisis

Pirolisis merupakan proses dekomposisi termal yang terjadi pada kondisi tanpa kehadiran oksigen. Dalam konteks pengolahan minyak nabati, proses ini umumnya menggunakan katalis berbasis garam logam untuk mempercepat reaksi. Melalui pirolisis, minyak nabati dapat dikonversi menjadi biodiesel dengan nilai *cetane number* yang relatif tinggi. Namun, berdasarkan standar mutu biodiesel yang berlaku, produk biodiesel hasil pirolisis sering kali memiliki viskositas yang terlalu besar serta titik tuang yang rendah. Selain itu, proses ini menghasilkan abu dan residu karbon dalam

jumlah lebih banyak dibandingkan dengan bahan bakar diesel fosil, dan karakteristik aliran dingin (*cold flow properties*) dari biodiesel yang dihasilkan juga tergolong kurang baik (Hidayat, 2009).

c. Reaksi Esterfikasi

Reaksi esterifikasi merupakan tahap awal penting dalam proses produksi biodiesel, terutama ketika bahan baku yang digunakan memiliki kadar asam lemak bebas (*Free Fatty Acid* / FFA) yang tinggi. Proses ini melibatkan reaksi antara asam lemak bebas dan alkohol (biasanya metanol atau etanol) dengan bantuan katalis asam seperti asam sulfat (H_2SO_4) atau katalis padat asam heterogen untuk menghasilkan ester (metil atau etil ester) dan air (Yusuf et al., 2024). Tujuan utama dari reaksi esterifikasi adalah menurunkan kadar FFA agar bahan baku siap untuk tahap transesterifikasi, karena FFA yang tinggi dapat menyebabkan pembentukan sabun ketika bereaksi dengan katalis basa (Silviana et al., 2022).

Reaksi esterifikasi dapat dilihat sebagai berikut (katalis asam):

$$RCOOH + CH_3OH \rightleftarrows RCOOCH_3 + H_2O$$

Asam lemak bebas + Metanol ⇄ Metil Ester + Air

Gambar 1.4 Reaksi Esterifikasi

Secara umum, reaksi esterifikasi dilakukan pada suhu 55–65 °C dengan rasio molar alkohol terhadap asam lemak berkisar 6:1

hingga 12:1. Dalam beberapa penelitian terkini, penggunaan katalis asam padat berbasis biomassa seperti zeolit teraktivasi, karbon teremban sulfat, atau katalis berbasis limbah pertanian terbukti lebih efisien karena mudah dipisahkan dan dapat digunakan kembali (Zhang et al., 2022). Proses ini juga lebih ramah lingkungan dibandingkan katalis cair karena mengurangi limbah asam dan biaya pemurnian produk.

Selain itu, perkembangan teknologi reaktor seperti penggunaan *microwave-assisted esterification* dan *ultrasonic-assisted esterification* menunjukkan peningkatan signifikan dalam hal efisiensi energi dan waktu reaksi. Dengan bantuan gelombang elektromagnetik atau ultrasonik, proses difusi molekul meningkat sehingga reaksi berlangsung lebih cepat dan konversi biodiesel menjadi lebih tinggi. Kombinasi katalis asam padat dan metode pemanasan modern kini menjadi arah penelitian unggulan untuk menghasilkan biodiesel berkualitas tinggi dengan proses yang berkelanjutan (Alsultan et al., 2021).

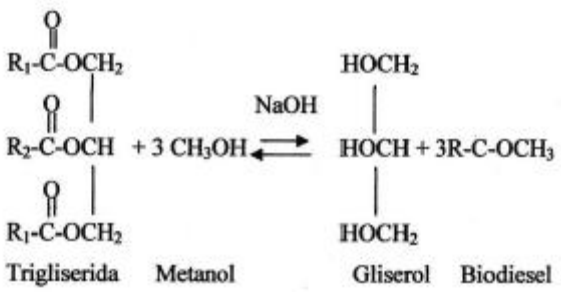
d. Reaksi Transesterifikasi

Transesterifikasi merupakan reaksi kimia yang melibatkan trigliserida yang terkandung dalam minyak nabati maupun lemak hewani dengan alkohol berantai pendek seperti metanol atau etanol. Reaksi ini menghasilkan metil ester asam lemak (*Fatty Acid Methyl Ester* / FAME) yang dikenal sebagai biodiesel, serta

gliserol (*gliserin)* sebagai produk sampingnya. Proses ini berperan penting dalam konversi minyak atau lemak alami menjadi bahan bakar yang memiliki karakteristik fisik menyerupai solar konvensional (Yusuf et al., 2024).

Katalis yang umum digunakan dalam reaksi transesterifikasi adalah katalis basa (alkali) karena mampu mempercepat laju reaksi dengan efisiensi tinggi. Jenis katalis basa yang sering digunakan meliputi natrium hidroksida (NaOH) dan kalium hidroksida (KOH), yang berfungsi untuk mengaktifkan molekul alkohol sehingga lebih mudah bereaksi dengan trigliserida. Pemilihan jenis katalis bergantung pada kadar asam lemak bebas (*Free Fatty Acid*) dalam bahan baku — apabila kandungan FFA terlalu tinggi, dapat terjadi pembentukan sabun yang menurunkan hasil biodiesel (Ulfa & Samik, 2023).

Secara umum, reaksi transesterifikasi antara minyak atau lemak alami dengan metanol dapat digambarkan sebagai berikut:



Gambar 1.5 Reaksi Transesterfikasi

Reaksi transesterifikasi berlangsung melalui tiga tahap utama dan bersifat *reversibe*l (bolak-balik), di mana senyawa monogliserida dan digliserida terbentuk sebagai senyawa antara (*intermediate compound*s) sebelum akhirnya menghasilkan metil ester dan gliserol. Secara stoikiometris, proses ini melibatkan satu mol trigliserida yang bereaksi dengan tiga mol alkohol (umumnya metanol atau etanol). Dalam praktiknya, alkohol biasanya digunakan dalam jumlah berlebih untuk meningkatkan hasil (*yield*) pembentukan alkil ester sekaligus mempermudah proses pemisahan antara fasa biodiesel dan gliserol yang terbentuk selama reaksi (Freedman, 1987).

Pemahaman yang mendalam terhadap mekanisme reaksi transesterifikasi sangat diperlukan untuk pengembangan model kinetika yang akurat. Model kinetik ini membantu dalam menurunkan persamaan matematis yang menggambarkan laju reaksi serta efisiensi konversi trigliserida menjadi biodiesel. Parameter-parameter seperti rasio molar alkohol terhadap minyak, suhu operasi, serta konsentrasi katalis berpengaruh signifikan terhadap laju reaksi dan hasil akhir biodiesel yang diperoleh. Kondisi yang tidak optimal pada salah satu parameter tersebut dapat menyebabkan pembentukan sabun atau penurunan efisiensi konversi (Veljkovic et al., 2011).

Selain itu, faktor-faktor kinetika lain seperti jenis dan kecepatan pengadukan, serta desain dan tipe reaktor yang digunakan, turut mempengaruhi performa keseluruhan proses. Reaktor berpengaduk mekanis, reaktor aliran kontinu, maupun sistem berbasis ultrasonik memberikan laju perpindahan massa dan panas yang berbeda, yang pada akhirnya berdampak pada konversi trigliserida dan kualitas biodiesel yang dihasilkan. Oleh karena itu, pengendalian parameter kinetik dan desain reaktor yang tepat menjadi kunci untuk memperoleh biodiesel dengan efisiensi tinggi dan kemurnian yang baik (Veljkovic et al., 2011).

e. Ultrasonik

Proses ultrasonik merupakan salah satu metode modern yang digunakan untuk meningkatkan efisiensi reaksi transesterifikasi dalam produksi biodiesel. Teknik ini memanfaatkan gelombang suara berfrekuensi tinggi (biasanya 20–40 kHz) yang menciptakan fenomena *acoustic cavitation*, yaitu pembentukan dan pecahnya gelembung mikro di dalam medium cair. Ketika gelembung tersebut pecah, timbul suhu dan tekanan lokal yang sangat tinggi dalam waktu singkat, sehingga mempercepat reaksi kimia antara minyak nabati dan alkohol tanpa memerlukan pengadukan mekanik intensif (Yusuf et al., 2024).

Dibandingkan metode konvensional, penggunaan ultrasonik dapat memperpendek waktu reaksi hingga 5–10 menit serta

meningkatkan konversi biodiesel hingga lebih dari 95 %. Selain itu, proses ini mengurangi konsumsi energi karena efisiensi perpindahan massa antara dua fase yang tidak saling larut meningkat signifikan. Menurut Silviana et al. (2022), metode ultrasonik juga memungkinkan penggunaan katalis dalam jumlah kecil dan menurunkan pembentukan emulsi yang berlebihan selama reaksi berlangsung. Namun demikian, pada skala industri, tantangan utama proses ini adalah degradasi molekul akibat energi gelombang yang tinggi dan kebutuhan biaya investasi alat yang cukup besar.

Selain diterapkan secara tunggal, teknologi ultrasonik juga sering dikombinasikan dengan metode lain seperti katalisis heterogen atau *microwave-assisted* untuk meningkatkan efisiensi reaksi dan menekan konsumsi energi. Kombinasi tersebut terbukti mampu menghasilkan biodiesel dengan kualitas lebih baik dan waktu reaksi lebih singkat dibandingkan sistem konvensional. Oleh karena itu, proses ultrasonik dipandang sebagai pendekatan potensial yang ramah lingkungan dan efisien untuk produksi biodiesel masa depan (Alsultan et al., 2021).

f. Bantuan Katalis Biologis

Katalis biologis, terutama enzim lipase, kini banyak dikembangkan sebagai alternatif ramah lingkungan bagi katalis kimia dalam proses produksi biodiesel. Enzim lipase dapat

mengkatalisis reaksi esterifikasi dan transesterifikasi secara simultan, sehingga sangat cocok untuk bahan baku dengan kadar asam lemak bebas tinggi seperti minyak jelantah atau minyak non-edible. Keunggulan utama penggunaan katalis biologis adalah proses reaksi berlangsung pada suhu dan tekanan rendah, serta tidak menghasilkan limbah kimia berbahaya seperti pada penggunaan katalis basa atau asam kuat (Zhang et al., 2022).

Secara kinetika, reaksi yang dikatalisis oleh lipase lebih selektif dan menghasilkan biodiesel dengan kemurnian tinggi. Namun, biaya enzim yang relatif mahal dan penurunan aktivitas setelah beberapa kali penggunaan menjadi hambatan utama dalam penerapan skala besar. Untuk mengatasi hal tersebut, penelitian terkini mengembangkan teknik *immobilized enzym*e, yaitu penempelan lipase pada media pendukung seperti zeolit, silika, atau polimer agar dapat digunakan kembali tanpa kehilangan aktivitas katalitik yang signifikan (Ulfa & Samik, 2023).

Selain itu, penggunaan lipase dari sumber mikroorganisme lokal seperti *Candida antarctica* atau *Rhizomucor miehei* juga menjadi perhatian karena lebih ekonomis dan mudah diproduksi. Penerapan katalis biologis ini memberikan peluang untuk menciptakan teknologi biodiesel yang lebih berkelanjutan dan ramah lingkungan. Dengan semakin ketatnya regulasi emisi dan keberlanjutan energi, proses berbasis katalis biologis diproyeksikan

menjadi salah satu metode utama dalam produksi biodiesel masa depan (Yusuf et al., 2024).

g. Pemanasan dengan *Microwave*

Pemanasan menggunakan teknologi *microwave* merupakan salah satu metode inovatif dalam proses produksi biodiesel yang memanfaatkan gelombang elektromagnetik berfrekuensi tinggi untuk mengatasi berbagai keterbatasan pada metode konvensional. Pada pemanasan konvensional, proses perpindahan panas sangat bergantung pada konduktivitas termal, panas spesifik, serta densitas bahan, sehingga pemanasan sering kali tidak merata meskipun dilakukan pengadukan. Selain itu, metode konvensional juga cenderung memerlukan waktu reaksi yang lama dan konsumsi energi yang tinggi (Buchori, 2015).

Berbeda dengan itu, pemanasan menggunakan *microwave* bekerja melalui medan elektromagnetik yang menyebabkan terjadinya tumbukan antarmolekul. Tumbukan ini menghasilkan panas secara langsung di seluruh volume bahan reaksi sehingga proses pemanasan berlangsung lebih cepat dan efisien. Mekanisme ini memungkinkan terjadinya reaksi transesterifikasi dalam waktu singkat dengan efisiensi energi yang lebih tinggi dibandingkan metode konvensional. Selain itu, penggunaan *microwave* juga mampu mengurangi pembentukan produk samping, meningkatkan

laju reaksi, serta menghasilkan biodiesel dengan rendemen (*yield*) yang lebih besar.

Namun demikian, penerapan metode *microwave-assisted* pada skala industri masih menghadapi beberapa kendala teknis. Salah satunya adalah aspek keamanan operasional karena paparan gelombang elektromagnetik yang tinggi, serta kompleksitas dalam proses perawatan (*maintenance*) reaktor yang digunakan. Oleh sebab itu, meskipun secara laboratorium metode ini terbukti efektif dalam mempercepat pembentukan biodiesel dan meningkatkan efisiensinya, penerapan skala besar masih memerlukan pengembangan desain reaktor yang lebih aman dan stabil sebelum dapat digunakan secara komersial (Buchori, 2015).

1.3.4 Pemilihan Proses

Pemilihan Proses menjadi tahap yang kruisial dalam perancangan pabrik biodiesel, karena Teknik yang digunakan akan mempengaruhi efisiensi konversi bahan baku, mutu biodiesel yang digunakan, biaya investasi peralatan, serta dampak lingkungan dari operasional pabrik. Untuk menghasilkan minyak dari biji kemiri sunan (*Reutealis Trisperma*), terdapat beberapa pilihan metode, seperti pengepresan hidrolik, pengepresan berulir, dan metode pelarutan (Dibyo Pranowo, dkk. 2014). Sedangkan untuk menghasilkan biodiesel dari minyak kemiri sunan (*Reutealis Trisperma*) terdapat beberapa pilihan metode

seperti, Mikroemulsifasi, Pirolisis, Esterifikasi, Transesterifikasi, Ultrasonik, Bantuan katalis biologis dan pemisahan dengan *Microwave.*

a. Aspek Kimia dan Kualitas Bahan Baku

Proses ekstraksi yang dipilih adalah metode pengepresan berulir (*Screw Press*) karena metode ini sesuai untuk memisahkan kadar minyak dari bahan nya diatas 10%, dan juga sudah banyak diterapkan pada industri pengolahan minyak. Metode ini memiliki keunggulan berupa kapasitas produksi yang lebih besar karena proses nya berlangsung secara kontinu, waktu proses yang lebih singkat tanpa memerlukan perlakuan *pre-treatment* seperti pengecilan ukuran atau pemanasan pada biji, serta dapat menghasilkan rendemen yang lebih tinggi (Dibyo Pranowo, 2014). Minyak kemiri sunan yang dihasilkan memiliki kadar asam lemak bebas. Kadar asam lemak bebas yang tinggi dapat menghasilkan sabun pada tahap transesterifiikasi dan menurunkan efisiensi konversi pembentukan biodiesel. Maka diperlukan tahap esterifikasi untuk menurunkan kadar asam lemak bebas melalui reaksi antara asam lemak bebas dan methanol dengan katalis asam (H_2SO_4), sehingga Sebagian besar asam lemak bebas diubah menjadi metil ester dan menyisakan trigliserida yang selanjutnya diproses melalui transesterifikasi (Haryono, dkk. 2020). Proses transesterifikasi melibatkan reaksi trigliserida dengan methanol dengan menggunakan katalis basa (NaOH) menghasilkan metil

ester dan gliserol sebagai produk samping dengan efisien. Proses ini meningkatkan konversi, menurunkan viskositas, dan menghasilkan biodiesel sesuai dengan standar mutu nasional (SNI 7182:2015) dalam segi angka cetana, densitas, dan kestabilan oksidasi (Susanti Dhini, 2018).

b. Pertimbangan Ekonomi dan Energi

Berdasarkan penelitian perbandingan berbagai metode ekstraksi minyak, metode ekstraksi *screw press* terbukti lebih efisien karena mampu menghemat energi sekitar 35.65% dan mempersingkat waktu proses hingga 92.91% dibandingkan pengepresan hidrolik, sekaligus menghasilkan rendemen minyak yang lebih tinggi dibandingkan metode ekstraksi mekanis lainnya, menghemat biaya tenaga kerja, memiliki efisiensi energi yang lebih baik tanpa proses pemanasan dan pemulihan pelarut (Mohamed Khalaf, 2024). Dua tahap reaksi (esterifikasi dan transesterifikasi) dilakukan untuk mengoptimalkan rendemen minyak dan efisiensi konversi, sehingga investasi alat menjadi lebih ekonomis (Agus Kurniawan, 2015). Studi kelayakan menunjukkan biaya bahan baku per liter biodiesel cukup rendah (sekitar Rp 775/kg), sementara proses ini juga menghasilkan produk samping berupa gliserol dan ampas yang bernilai ekonomis dalam usaha pupuk dan juga industri yang menggunakan gliserol (Wening Sri, dkk. 2015). Dengan adanya *recycle* methanol pada

proses meningkatkan efisiensi energi dengan mengurangi konsumsi zat kimia. Dengan produktivitas tanaman yang Panjang, investasi pada kemiri sunan sebagai sumber biodiesel terbilang kompetitif untuk jangka Panjang.

c. Aspek Lingkungan dan Keberlajutan

Dari aspek lingkungan dan keberlanjutan pemilihan metode ekstraksi *screw press* dinilai lebih ramah lingkungan dibandingkan dengan proses ekstraksi lain, khusus nya ekstraksi pelarut, karena tidak menggunakan bahan kimia sehingga mengurangi potensi pencemaran lingkungan dan emisi volatil. Selain itu, proses *screw press* menghasilkan limbah yang lebih sedikit dan mudah dikelola (Allay, A, 2025). Proses esterifikasi mengurangi kadar asam lemak bebas, meminimalkan limbah sabun, dan meningkatkan efisiensi transesterifikasi yang selanjutnya mengubah minyak menjadi biodiesel berkualitas tinggi tanpa polutan berbahaya. Kombinasi proses ini mendukung pengurangan emisi karbon dari bahan bakar fosil dan mengoptimalkan penggunaan sumber daya alam secara berkelanjutan, dengan limbah yang dapat dimanfaatkan kembali sebagai produk sampingan yang berguna, sehingga seluruh proses memenuhi prinsip ramah lingkungan dan keberlanjutan energi (A.E. Prasetyo, dkk. 2012).

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Penilaian kespontanan dan panas reaksi dapat dilakukan melalui tinjauan termodinamika dengan menghitung perubahan entalpi (ΔH) perubahan energi bebas Gibbs (ΔG).

Tabel 1.7 Nilai Entalpi Pembentukan Senyawa

Komponen	ΔHf^0 (kj/kmol)
Asam Linoleat	-654.564312
Asam Oleat	-802.023408
Asam Palmitat	-806.000868
Asam Stearat	-850.9671
Metil Nonadekadienoat	-593.018352
Metil Nonadekenoat	-713.514456
Metil Heptadekanoat	-827.604756
Metil Nonadekanoat	-874.580652
Trilinolein	-1639.9277
Triolein	-1993.0005
Tripalmitin	-2042.7397
Tristearin	-2132.4210
Metanol	-237.3104617
Air	-284.8877496
Gliserol	-650.0844

(*Aspen Plus V15*)

Nilai entalpi berhubungan dengan besarnya panas yang terlibat dalam suatu reaksi, di mana entalpi bernilai negatif menandakan reaksi eksoterm karena adanya pelepasan panas, sedangkan entalpi bernilai positif menunjukkan reaksi endoterm yang membutuhkan pemasukan panas.

$$\Delta H_R^0 = \sum \Delta H_f^0 \, produk - \sum \Delta H_f^0 \, reaktan \qquad (1.5)$$

Tabel 1.8 Nilai Energi Gibbs Senyawa

Komponen	ΔG^0 (kj/kmol)
Asam Linoleat	-166.6095
Asam Oleat	-278.1586
Asam Palmitat	-305.4308
Asam Stearat	-293.4608
Metil Nonadekadienoat	-82.10745
Metil Nonadekenoat	-175.2969
Metil Heptadekanoat	-299.3215
Metil Nonadekanoat	-287.5042
Trilinolein	-155.9627
Triolein	-401.7331
Tripalmitin	-577.2917
Tristearin	-488.9307
Metanol	-166.8902
Air	-237.66
Gliserol	-474.0778

(*Aspen Plus V15*)

Perhitungan energi bebas *Gibbs* (ΔG) dilakukan untuk mengevaluasi tingkat kespontanan reaksi serta menentukan nilai konstanta kesetimbangan (K).

$$\Delta G_R^0 = \sum \Delta G_f^0 \, produk - \sum \Delta G_f^0 \, reaktan \qquad (1.6)$$

a. Reaki Esterifikasi

Di dalam reaktor esterifikasi terjadi empat reaksi antara asam lemak dengan metanol, yaitu reaksi asam linoleat, asam oleat, asam palmitat, dan asam stearat.

Perhitungan panas reaksi antara asam linoleate dengan methanol:

$$C_{18}H_{32}O_2 + CH_3OH \rightarrow C_{19}H_{34}O_2 + H_2O \qquad (1.7)$$

$$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{19}H_{34}O_2 + \Delta H_f^0 H_2O) - (\Delta H_f^0 C_{18}H_{32}O_2 + \Delta H_f^0 CH_3OH)$$

$\Delta H_R^0 = (-612.86 - 287.74) - (-673.68 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = 14.38\ kj/mol$

Perhitungan panas reaksi antara asam oleat dengan methanol:

$$C_{18}H_{34}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{19}H_{36}O_2 + H_2\text{O} \quad (1.8)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{19}H_{36}O_2 + \Delta H_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta H_f^0 C_{18}H_{34}O_2 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-733.35 - 287.74) - (-822.08 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = 42.28\ kj/mol$

Perhitungan panas reaksi antara asam palmitat dengan methanol:

$$C_{16}H_{32}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{17}H_{34}O_2 + H_2\text{O} \quad (1.9)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{17}H_{34}O_2 + \Delta H_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta H_f^0 C_{16}H_{32}O_2 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-846.89 - 287.74) - (-823.97 - 241.74)$

$\Delta H_R^0 = -69.36\ kj/mol$

Perhitungan panas reaksi antara asam stearat dengan methanol:

$$C_{18}H_{36}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{19}H_{38}O_2 + H_2\text{O} \quad (1.10)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{19}H_{38}O_2 + \Delta H_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta H_f^0 C_{18}H_{36}O_2 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-895.76 - 287.74) - (-871.17 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = -71.03\ kj/mol$

Perubahan entalpi total reaksi didalam reactor ditentukan dengan menjumlahkan seluruh perubahan reaksi-rekasi yang terjadi, sehingga diperoleh nilai ΔH total:

$\Delta H_R^0\ Total = (14.38 + 42.28) + (-69.36 - 71.03)$

$\Delta H_R^0\ Total = -83.74\ kj/mol$

Hasil perhitungan nilai ΔH pada reaksi esterifikasi menunjukkan nilai negatif menunjukkan bahwa secara keseluruhan reaksi yang berlangsung di dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga diperlukan penggunaan media pendingin untuk mengendalikan panas yang dihasilkan agar tidak berlebihan.

Perhitungan energi bebas *Gibbs* reaksi antara asam linoleate dengan methanol:

$$C_{18}H_{32}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{19}H_{34}O_2 + H_2\text{O} \qquad (1.11)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{19}H_{34}O_2 + \Delta G_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta G_f^0 C_{18}H_{32}O_2 + \Delta G_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-82.11 - 237.66) - (-166.61 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = 13.73\ kj/mol$

Perhitungan energi bebas *Gibbs* reaksi antara asam oleat dengan methanol:

$$C_{18}H_{34}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{19}H_{36}O_2 + H_2\text{O} \qquad (1.12)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{19}H_{36}O_2 + \Delta G_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta G_f^0 C_{18}H_{34}O_2 + \Delta G_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-175.30 - 237.66) - (-278.16 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = 32.09\ kj/kmol$

Perhitungan energi bebas *Gibbs* reaksi antara asam palmitat dengan methanol:

$$C_{16}H_{32}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{17}H_{34}O_2 + H_2\text{O} \qquad (1.13)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{17}H_{34}O_2 + \Delta G_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta G_f^0 C_{16}H_{32}O_2 + \Delta G_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-299.32 - 237.66) - (-305.43 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = -64.66\ kj/kmol$

Perhitungan energi bebas *Gibbs* reaksi antara asam stearat dengan methanol:

$$C_{18}H_{36}O_2 + CH_3\text{OH} \rightarrow C_{19}H_{38}O_2 + H_2\text{O} \quad (1.14)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{19}H_{38}O_2 + \Delta G_f^0 H_2\text{O}) - (\Delta G_f^0 C_{18}H_{36}O_2 + \Delta G_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-287.50 - 237.66) - (-293.46 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = -64.81\ kj/kmol$

Dari perhitungan ΔG, didapatkan nilai negatif yang menandakan reaksi yang berjalan secara spontan. Dilakukan perhitungan nilai konstanta kesetimbangan (K).

$$\Delta G_R^0\ 298.15 = -RTlnK \quad (1.15)$$

Pada temperatur 60℃ nilai konstanta kesetimbangan (K) dapat dihitung dengan:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{\Delta\text{H}}{R}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right) \quad (1.16)$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara asam linoleat dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{13.73}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$\text{K} = 0.0039$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{14.38}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = 0.6093$$

$K_{333.15} = 0.0072$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara asam oleat dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{32.09}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 1.43\ x\ 10^{-5}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{42.28}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = 1.7920$$

$$K_{333.15} = 1.43\ x\ 10^{-5}$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara asam palmitat dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{-64.66}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 2.13\ x\ 10^{11}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{-69.36}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = -2.9398$$

$$K_{333.15} = 1.13\ x\ 10^{10}$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara asam stearat dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{-64.81}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 2.27\ x\ 10^{11}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{-71.03}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = -3.0105$$

$$K_{333.15} = 1.12\ x\ 10^{10}$$

Berdasarkan hasil perhitungan konstanta kesetimbangan pada reaksi esterifikasi, diperoleh bahwa nilai K untuk reaksi asam linoleat dan asam oleat dengan metanol berada pada orde lebih kecil dari satu (10^{-3}–10^{-5})**,** sedangkan untuk reaksi asam palmitat dan asam stearat berada pada orde 10^{11} pada suhu 298,15 K. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi esterifikasi bersifat *reversibel* dengan kecenderungan kesetimbangan yang berbeda untuk setiap jenis asam lemak, di mana esterifikasi asam lemak jenuh rantai panjang lebih berpihak ke arah produk dibandingkan asam lemak tidak jenuh. Pada suhu 333,15 K, nilai konstanta kesetimbangan umumnya mengalami perubahan yang relatif kecil, yang menunjukkan bahwa pengaruh temperatur terhadap kesetimbangan reaksi esterifikasi tidak signifikan. Oleh karena itu, untuk mencapai konversi yang tinggi dalam proses esterifikasi diperlukan penggunaan metanol berlebih dan/atau penghilangan air hasil reaksi guna menggeser kesetimbangan ke arah produk.

b. Reaksi Transesterifikasi

Di dalam reaktor transesterifikasi terjadi empat reaksi antara trigliserida dengan metanol, yaitu reaksi trilinolein, triolein, tripalmitin dan tristearin.

Perhitungan panas reaksi antara trilinolein dengan methanol:

$$C_{57}H_{98}O_6 + 3CH_3\text{OH} \rightarrow 3C_{19}H_{34}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.17)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{19}H_{34}O_2 + \Delta H_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta H_f^0 C_{57}H_{98}O_6 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-612.86 - 656.99) - (-1694.44 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = -77.24\ kj/mol$

Perhitungan panas reaksi antara triolein dengan methanol:

$$C_{57}H_{104}O_6 + 3CH_3\text{OH} \rightarrow 3C_{19}H_{36}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.18)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{19}H_{36}O_2 + \Delta H_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta H_f^0 C_{57}H_{104}O_6 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-733.35 - 656.99) - (-2048.81 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = -84.36\ kj/mol$

Perhitungan panas reaksi antara tripalmitin dengan methanol:

$$C_{51}H_{98}O_6 + 3CH_3\text{OH} \rightarrow 3C_{17}H_{34}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.19)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{17}H_{34}O_2 + \Delta H_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta H_f^0 C_{51}H_{98}O_6 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-846.89 - 656.99) - (-2095.01 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = -378.77\ kj/mol$

Perhitungan panas reaksi antara tristearin dengan methanol:

$$C_{57}H_{110}O_6 + 3CH_3\text{OH} \rightarrow 3C_{19}H_{38}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.20)$$

$\Delta H_R^0 = (\Delta H_f^0 C_{19}H_{38}O_2 + \Delta H_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta H_f^0 C_{57}H_{110}O_6 + \Delta H_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta H_R^0 = (-895.76 - 656.99) - (-2190.06 - 241.29)$

$\Delta H_R^0 = -430.33\ kj/mol$

Perubahan entalpi total reaksi didalam reaktor ditentukan dengan menjumlahkan seluruh perubahan reaksi-rekasi yang terjadi, sehingga diperoleh nilai ΔH total:

$\Delta H_R^0\ Total = (-77.24 - 84.36) + (-378.77 - 430.33)$

$\Delta H_R^0\ Total = -970.71\ kj/kmol$

Hasil perhitungan nilai ΔH pada reaksi transesterifikasi menunjukkan nilai negatif menunjukkan bahwa secara keseluruhan reaksi yang berlangsung di dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga diperlukan penggunaan media pendingin untuk mengendalikan panas yang dihasilkan agar tidak berlebihan.

Perhitungan energi bebas Gibbs reaksi antara trilinolein dengan methanol:

$$C_{57}H_{98}O_6 + 3CH_3\mathrm{OH} \rightarrow 3C_{19}H_{34}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.21)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{19}H_{34}O_2 + \Delta G_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta G_f^0 C_{57}H_{98}O_6 + \Delta G_f^0 CH_3\mathrm{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-82.11 - 474.08) - (-155.96 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = -63.77\ kj/mol$

Perhitungan energi bebas Gibbs reaksi antara triolein dengan methanol:

$$C_{57}H_{104}O_6 + 3CH_3\mathrm{OH} \rightarrow 3C_{19}H_{36}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.22)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{19}H_{36}O_2 + \Delta G_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta G_f^0 C_{57}H_{104}O_6 + \Delta G_f^0 CH_3\mathrm{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-175.30 - 474.08) - (-401.73 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = -97.56\ kj/kmol$

Perhitungan energi bebas Gibbs reaksi antara tripalmitin dengan methanol:

$$C_{51}H_{98}O_6 + 3CH_3\text{OH} \rightarrow 3C_{17}H_{34}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.23)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{17}H_{34}O_2 + \Delta G_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta G_f^0 C_{51}H_{98}O_6 + \Delta G_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-299.32 - 474.07) - (-577.29 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = -294.08\ kj/kmol$

Perhitungan energi bebas Gibbs reaksi antara tristearin dengan methanol:

$$C_{57}H_{110}O_6 + 3CH_3\text{OH} \rightarrow 3C_{19}H_{38}O_2 + C_3H_8O_3 \qquad (1.24)$$

$\Delta G_R^0 = (\Delta G_f^0 C_{19}H_{38}O_2 + \Delta G_f^0 C_3H_8O_3) - (\Delta G_f^0 C_{57}H_{110}O_6 + \Delta G_f^0 CH_3\text{OH})$

$\Delta G_R^0 = (-287.50 - 474.07) - (-488.93 - 166.89)$

$\Delta G_R^0 = -346.99\ kj/kmol$

Dari perhitungan ΔG, didapatkan nilai negatif yang menandakan reaksi yang berjalan secara spontan. Dilakukan perhitungan nilai konstanta kesetimbangan (K).

$$\Delta G_R^0\ 298.15 = -RTlnK$$

Pada temperatur 60℃ nilai konstanta kesetimbangan (K) dapat dihitung dengan:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{\Delta\text{H}}{R}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara trilinolein dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{-63.77}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 1.49\ x\ 10^{11}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{-77.24}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = -3.2736$$

$$K_{333.15} = 5.63\ x\ 10^{9}$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara triolein dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{-97.56}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 1.24\ x\ 10^{17}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{-84.36}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = -3.5754$$

$$K_{333.15} = 3.47\ x\ 10^{15}$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara tripalmitin dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{-294.08}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 3.34\ x\ 10^{51}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{-378.77}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = -16.0532$$

$$K_{333.15} = 3.56\ x\ 10^{44}$$

Perhitungan nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi antara tristearin dengan methanol suhu 298.15 K:

$$\ln K = \frac{-346.99}{-8.314\ x\ 10^{-3} x\ 298.15}$$

$$\mathrm{K} = 6.21\ x\ 10^{60}$$

pada suhu 333.15 K:

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = \left(-\frac{-430.33}{8.314}\right) x \left(\frac{1}{333.15} - \frac{1}{298.15}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{333.15}}{K_{298.15}}\right) = -18.2385$$

$$K_{333.15} = 7.45\ x\ 10^{52}$$

Berdasarkan hasil perhitungan konstanta kesetimbangan masing-masing reaksi transesterifikasi, diperoleh bahwa nilai K pada suhu 298,15 K berada pada rentang 10^{11} hingga 10^{60}, sedangkan pada suhu 333,15 K menurun menjadi sekitar 10^{9} hingga 10^{52}. Nilai konstanta kesetimbangan yang sangat besar ini menunjukkan bahwa seluruh reaksi transesterifikasi secara termodinamika sangat berpihak ke arah pembentukan produk dan dapat dianggap berlangsung hampir *irreversibel*. Penurunan nilai K dengan meningkatnya temperatur sejalan dengan sifat reaksi

yang bersifat eksotermis, di mana kenaikan suhu akan menggeser kesetimbangan ke arah reaktan.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tahap berikutnya adalah memperoleh nilai konstanta kinetika (k) untuk reaksi esterifikasi berdasarkan model kinetika *second order pseudo-homogeneous*, sementara konstanta reaksi transesterifikasi dihitung dengan menerapkan model kinetika *pseudo-first-order*

a. Reaksi Esterifikasi

Berdasarkan jurnal *Reutealis Trisperma Oil Esterification: Optimization and Kinetic Study* persamaan kinetika *second order pseudo-homogeneous*

$$(-r_A) = \frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A C_B$$

$$\int \frac{dX_A}{dt} = \int k_1 C_{A0}(1 - X_A)\left[\frac{C_{A0}}{C_{A0}} - X_A\right]$$

$$\frac{\ln(M - X_A) - lnM(1 - X_A)}{M - 1} = k_1 C_{A0} t + C \qquad (1.25)$$

Dimana X adalah konversi, k adalah kontanta kinetika, C adalah konsertasi, t adalah waktu dalam menit dan M adalah C_{B0}/C_{A0}. Reaksi esterifikasi mengikuti kinetika *second order pseudo-homogeneous* diperoleh konstanta kinetika:

Tabel 1.9 Kinetika reaksi esterifikasi

Suhu (K)	K (L/mol.min)
338	0,0304
348	0,0348

358	0,0554
368	0,0762

(Riky Lim, dkk, 2020)

$$Y = A + Bx \tag{1.26}$$

A = -0,0585; B = 0,0016 ; x = 333,15

$k\ (60℃) = -0{,}0585 + 0{,}0016(333{,}15)$

$k\ (60℃) =\ 0{,}0178\ \frac{L}{mol.min}$

b. Reaksi Transesterifikasi

Keterangan:

TG : Trigliserida

t : Waktu Optimal

Y : Yield Optimal

$$\frac{d[TG]}{dt} =\ -k\ [TG]$$

$$[TG] = [TG]_0 e^{-kt}$$

$$Y\ (\%) = \left(1 - \frac{[TG]}{[TG]_0}\right) =\ (1\ - e^{-kt}) \tag{1.27}$$

$0{,}9872 = (1 - e^{-k\ x\ 90})$

$e^{-k\ x\ 90} = 0{,}0128$

-k x 90 = ln (0,0128)

-k x 90 = -4,3583

k = 0,0484 $menit^{-1}$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pembuatan pabrik biodiesel, mekanisme perancangannya didasarkan pada variabel utama, yaitu: spesifikasi produkm spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pendukung dan pengendalian proses.

2.1.1 Biodiesel

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: $RCOOCH_3$ (rantai C_{12}-C_{22})
Massa Jenis (40℃)	: 850-890 kg/m³
Viskositas (40℃)	: 2,3-6,0 cSt
Titik nyala	: 130 ℃, min
Titik Kabut	: 18 ℃, maks
Kadar air	: 340 mg/kg, maks
Angka asam	: 0,4 mg-KOH/g, maks

Sumber: Kepdirjen EBTKE No.195/2022 (Wirawan, 2023)

2.2 Spesifikasi Bahan baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Biji Kemiri Sunan

Fase	: Padat
Rumus Molekul	: -
Berat Molekul	: -
Warna	: Coklat tua hingga Hitam
Kelarutan	: Larut dalam pelarut n-Heksana
Titik Didih	: -
Densitas (30℃)	: 600-700 kg/m³
Viskositas (30℃)	: -
Kadar Minyak	: 54-56% dari berat biji kering
Kadar air	: 5-15% tergantung pengeringan biji
Kadar getah	: 25,82% dari yield minyak
Ampas	: 34-40%

Sumber: (S Supriyadi, 2020); (Rangkuti, 2018); (Djenar,2012)

2.2.2 Methanol 99%

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: CH_3OH
Berat Molekul	: 32,0422 kg/kmol
Warna	: Tidak berwarna
Kelarutan	: Larut dalam air
Titik Didih	: 64,7 ℃

Densitas (30℃) : 784,7935 kg/m³

Viskositas (30℃) : 0,5044 cP

2.2.3 Asam Sulfat 98%

Fase : Cair

Rumus Molekul : H_2SO_4

Berat Molekul : 98,079 kg/kmol

Warna : Tidak berwarna hingga kuning pucat

Kelarutan : Larut dalam air

Titik Didih : 337 ℃

Densitas (30℃) : 1840 kg/m³

Viskositas (30℃) : 26 cP

Sumber: Handbook of Chemistry and Physics. (David R. Lide, 2005).

2.2.4 Natrium Hidroksida 48%

Fase : Cair

Rumus Molekul : NaOH

Berat Molekul : 39,9971 kg/kmol

Warna : Tidak Berwarna

Kelarutan : Larut dalam air

Titik Didih : 1556,85 ℃

Densitas (30℃) : 1911,1705 kg/m³

Viskositas (30℃) : 261,0779 cP

2.2.5 Asam Klorida 37%

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: HCl
Berat Molekul	: 36.46 kg/kmol
Warna	: Tidak berwarna
Kelarutan	: Larut dalam air
Titik Didih	: -85 °C
Densitas (30°C)	: 768 kg/m³
Viskositas (30°C)	: 0.074005 cP

Sumber: Aspen plus

2.2.6 Asam Fosfat 0,8%

Fase	: Cair
Rumus Molekul	: H_3PO_4
Berat Molekul	: 97,995 kg/kmol
Warna	: Tidak berwarna
Kelarutan	: Larut dalam air
Titik Didih	: 158 °C
Densitas (30°C)	: 1587 kg/m³
Viskositas (30°C)	: 26 cP

Sumber: Perry's Handbook. (H., 1997)

2.2.7 Air

Fase	: Cair

Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul	: 18,0153 kg/kmol
Warna	: Tidak berwarna
Titik Didih	: 100 ℃
Densitas (30℃)	: 992,8266 kg/m³
Viskositas (30℃)	: 0,8196 cp

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada industri pabrik biodiesel merupakan suatu rangkaian proses yang terstruktur dan sistematis yang bertujuan untuk menjamin bahwa biodiesel yang dihasilkan memenuhi standar mutu yang telah ditentukan. Kegiatan ini meliputi berbagai tahap, mulai dari pemeriksaan bahan baku, pengawasan selama proses produksi berlangsung, hingga pengujian terhadap produk akhir yang dihasilkan.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan tahap yang sangat penting dalam proses produksi biodiesel. Dalam proses ini, biji kemiri sunan menjadi bahan utama yang digunakan pada pabrik biodiesel. Mutu minyak Kemiri Sunan sebagai bahan baku sangat berpengaruh terhadap kualitas biodiesel yang dihasilkan. Oleh karena itu, pengendalian kualitas terhadap minyak Kemiri Sunan perlu dilakukan dengan baik untuk memastikan proses produksi dapat berlangsung

secara efisien serta menghasilkan biodiesel yang sesuai dengan standar mutu yang telah ditetapkan.

Adapun parameter yang akan diukur untuk menganalisa bahan baku dalam industri pabrik biodiesel meliputi:

1. Parameter Kimia:
    a. Kadar Asam Lemak Bebas (ALB): Menunjukkan jumlah asam lemak bebas dalam minyak nabati/lemak hewani.
    b. Kadar Air: Menunjukkan jumlah air yang terkandung dalam bahan baku.
    c. Kemurnian: Menunjukkan persentase zat murni dalam bahan baku (methanol dan natrium hidroksida).
    d. Konsentrasi: Khusus untuk natrium hidroksida, menunjukkan jumlahnya dalam larutan.
    e. Kandungan Zat Pengotor: Meliputi pengukuran zat-zat lain yang dapat mempengaruhi kualitas biodiesel.
2. Parameter Fisika:
    a. Warna: Memberikan indikasi awal mengenai kualitas bahan baku.
    b. Bau: Menunjukkan kemungkinan adanya kontaminasi atau degradasi bahan baku.
    c. Densitas/Berat Jenis: Berguna untuk mengetahui kemurnian dan kualitas bahan baku.

d. Viskositas/Kekentalan: Penting untuk proses pencampuran dan reaksi.

2.3.2 Pengendalian Kuliatas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk mempertahankan kualitas produk mulai dari tahap bahan baku hingga menjadi produk akhir. Pengawasan mutu dilaksanakan melalui pengujian di laboratorium maupun menggunakan alat pengendali proses guna memastikan bahwa mutu dan kapasitas produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan oleh pabrik.

Pengendalian serta pemantauan operasi dilakukan dari ruang kontrol yang dilengkapi dengan sistem kendali otomatis dan berbagai indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator, seperti laju alir bahan baku atau produk, tinggi permukaan cairan, maupun suhu proses, maka akan muncul sinyal peringatan seperti lampu atau alarm. Penyimpangan tersebut kemudian dapat diperbaiki baik secara manual maupun secara otomatis.

Perubahan atau penyimpangan kualitas produk dapat disebabkan oleh kualitas bahan baku yang kurang baik, kesalahan dalam pengoperasian, ataupun kerusakan pada peralatan. Hal tersebut dapat diketahui melalui pemantauan proses maupun analisis di laboratorium. Secara umum, pengendalian kualitas pada pabrik biodiesel meliputi:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku: bertujuan memastikan kualitas bahan baku sesuai spesifikasi. Bahan baku yang tidak sesuai akan dikembalikan ke pemasok.
b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu: meliputi analisis sifat fisis bahan pembantu untuk memastikan kesesuaian spesifikasi dan kelancaran proses.
c. Pengendalian Kualitas Produk: dilakukan terhadap produksi Biodiesel dan Air.
d. Pengendalian Kualitas Produk Selama Pemindahan: meliputi pengawasan produk Biodiesel (Metil Ester) saat dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara ke tangki penyimpanan tetap, ke truk, dan ke kapal

2.3.3 Pengendalian Proses

Untuk mencapai target produksi, ketersediaan bahan baku dalam proses harus mencukupi. Oleh karena itu, pengendalian bahan baku selama proses produksi menjadi sangat penting guna menghindari terjadinya kekurangan bahan. Pengendalian dan pemantauan operasi dilakukan secara terpusat dari ruang kontrol dengan menggunakan sistem kendali otomatis yang dilengkapi berbagai indikator. Beberapa parameter proses yang dipantau dan diatur melalui sistem ini antara lain tekanan dan suhu. Adapun peralatan kendali yang digunakan meliputi:

a. Pengendali Tinggi Muka (*Level Control*): berfungsi untuk mengatur ketinggian cairan dalam tangki. Perangkat ini akan memberikan

sinyal berupa alarm suara dan lampu jika ketinggian cairan tidak sesuai dengan batas yang telah ditentukan.

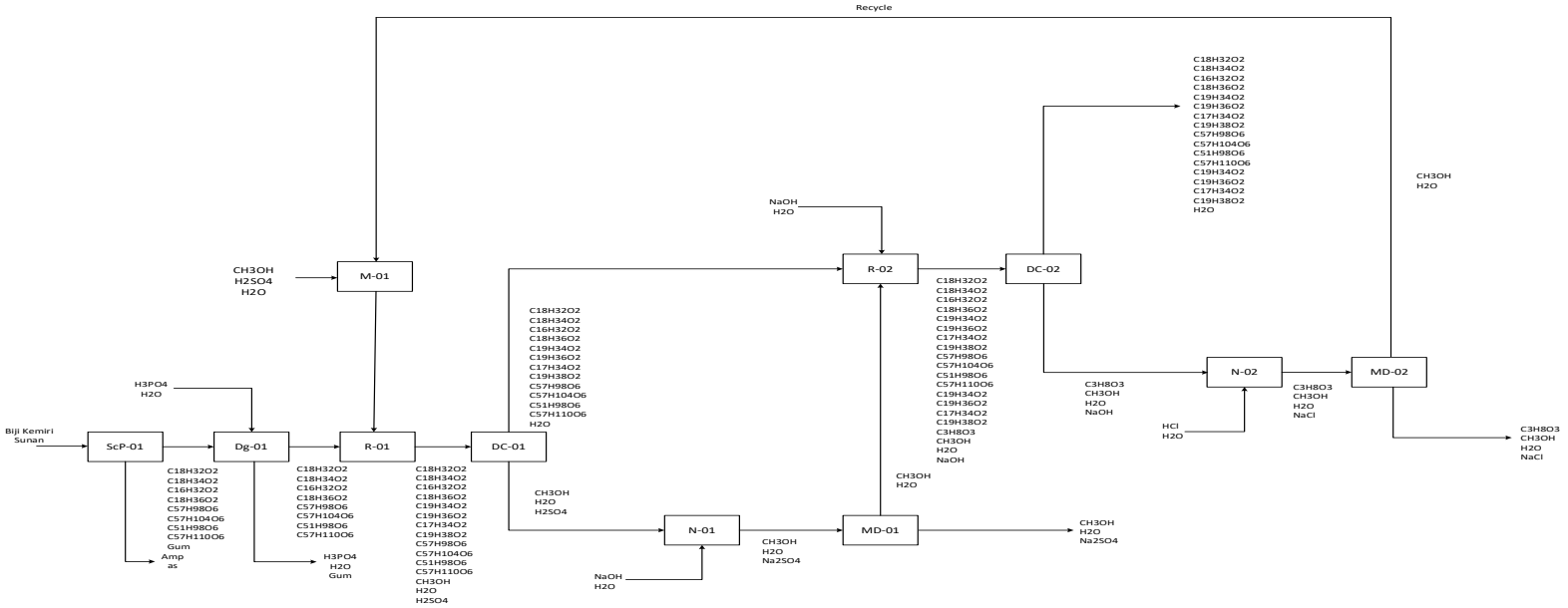
b. Pengendali Laju Alir (*Flow Rate Control*): berfungsi untuk mengatur laju aliran bahan baku, baik aliran masuk maupun aliran keluar dari proses.
c. Pengendali Suhu (*Temperature Control*): berfungsi untuk mengatur suhu pada suatu peralatan.
d. Pengendali Tekanan (*Preassure Control*): Sistem yang memantau dan mengatur tekanan agar tetap dalam kisaran normal.
e. Pengendali Komposisi (*Composition Contol*): Mekanisme untuk memastikan komposisi kimia, rasio bahan baku, berada pada nilai yang ditentukan untuk menjaga kualitas produk.
f. Indikasi level (*Level Indicator*): berfungsi untuk mencegah overflow (kelebihan) atau kekurangan cairan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

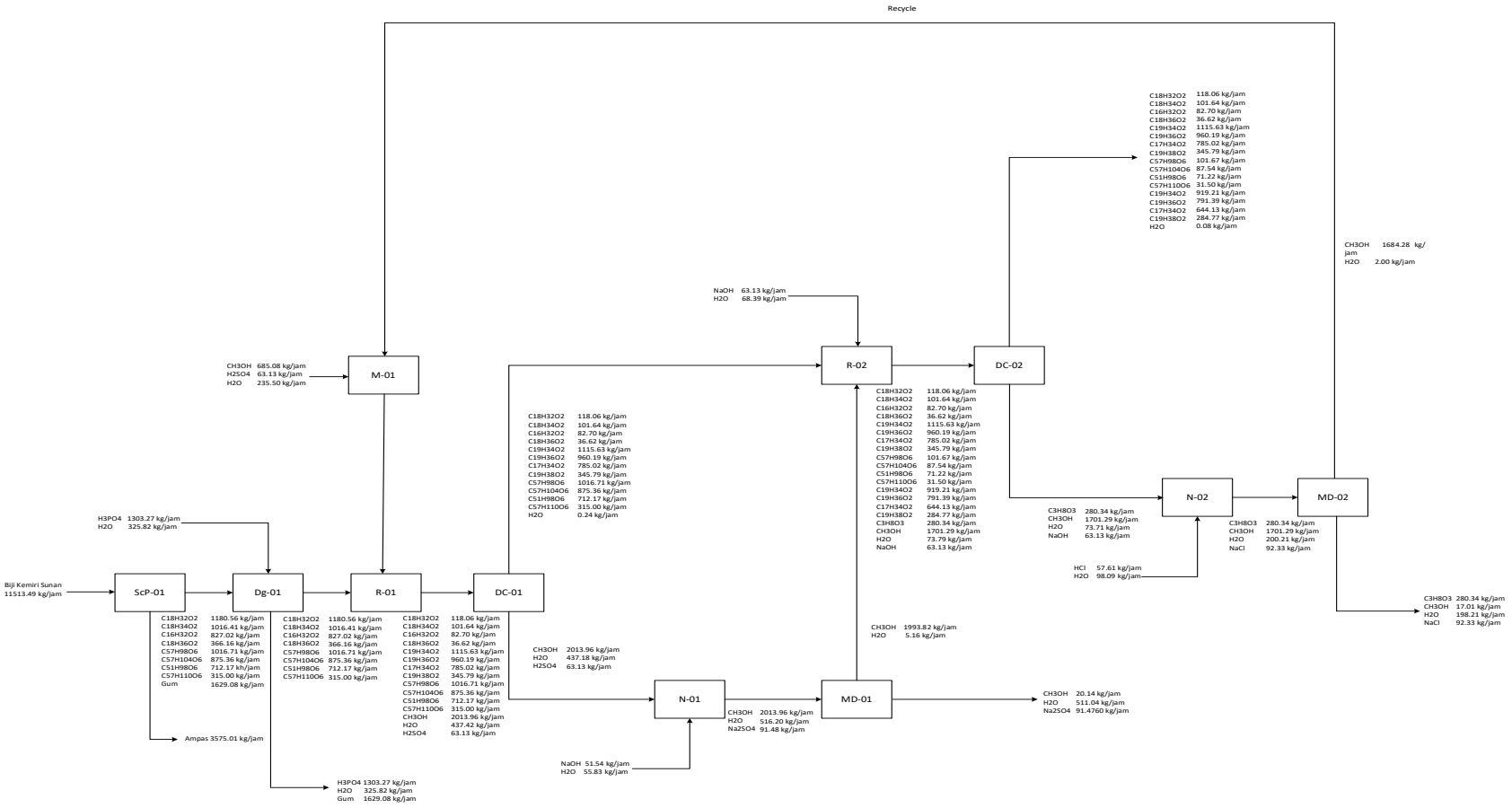
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitaf

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan biodiesel pada umumnya dilakukan melalui dua tahap reaksi utama, yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Esterifikasi merupakan proses reaksi antara asam lemak bebas (*Free Fatty Acid*/FFA) yang terdapat dalam minyak dengan alkohol (biasanya metanol) menggunakan katalis asam untuk menghasilkan ester dan air. Tahap ini bertujuan untuk menurunkan kadar asam lemak bebas dalam minyak sehingga dapat mencegah terbentuknya sabun pada tahap reaksi berikutnya.

Selanjutnya, transesterifikasi merupakan tahap konversi minyak nabati menjadi metil ester (biodiesel) melalui reaksi antara trigliserida dalam minyak dengan alkohol, umumnya metanol (CH_3OH), dengan bantuan katalis basa. Reaksi ini menghasilkan produk utama berupa metil ester (biodiesel) serta produk samping berupa gliserol.

Pada pembuatan biodiesel dari minyak biji kemiri sunan, proses esterifikasi menggunakan katalis asam H_2SO_4, sedangkan proses transesterifikasi menggunakan katalis basa NaOH. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses ini adalah minyak kemiri sunan dan metanol (CH_3OH). Proses produksi dilakukan secara kontinyu pada suhu sekitar 60°C dan tekanan 1 atm.

Secara keseluruhan, proses pembuatan biodiesel dari minyak biji kemiri sunan dan metanol melalui tahapan esterifikasi dan transesterifikasi dapat dibagi menjadi tiga tahap utama, yaitu:

a. Tahap Persiapan Bahan Baku
b. Tahap Pembentukan Produk (Reaksi)
c. Tahap Pemurnian Produk

3.2.1 Penyiapan Bahan Baku

Biji kemiri sunan yang disimpan dalam Tangki Penyimpanan (T-06) pada suhu sekitar 30°C dialirkan menuju *Screw Press* (ScP-01) untuk dilakukan proses pengepresan dengan tujuan mengekstraksi minyak dari biji kemiri sunan. Proses pengepresan ini menghasilkan minyak kemiri sunan sebagai bahan baku utama dalam pembuatan biodiesel.

Minyak hasil pengepresan selanjutnya dialirkan menuju *Heat Exchanger* (HE-01) untuk dipanaskan hingga mencapai suhu sekitar 80°C. Pemanasan ini bertujuan untuk menurunkan viskositas minyak sehingga mempermudah proses pemurnian pada tahap berikutnya.

Katalis H_3PO_4 di pompa dari tangka (T-04) mennuju *Heat Exchanger* (He-5) untuk pengkondisian suhu (80°C) dan minyak yang telah dipanaskan kemudian dialirkan menuju *Degummer* (DG-01) untuk dilakukan proses degumming, yaitu pemurnian awal minyak dengan tujuan menghilangkan senyawa gum, fosfolipid, dan pengotor lainnya yang dapat mengganggu proses reaksi pada tahap selanjutnya.

Selanjutnya minyak didinginkan menggunakan *Cooler* (CL-01) hingga mencapai suhu sekitar 60°C sebelum dialirkan menuju Reaktor Esterifikasi (R-01).

Sementara itu, metanol (CH_3OH) yang disimpan dalam Tangki Penyimpanan (T-03) dan asam sulfat (H_2SO_4) yang tersimpan dalam Tangki Penyimpanan (T-04) dialirkan menuju *Mixer* (M-01) untuk dilakukan proses pencampuran. Campuran metanol dan asam sulfat tersebut kemudian dipanaskan menggunakan *Heat Exchanger* (HE-03) hingga mencapai suhu sekitar 60°C sebelum dialirkan menuju Reaktor Esterifikasi (R-01).

3.2.2 Proses Pembentukan Produk

Pada Reaktor RATB (R-01) berlangsung reaksi esterifikasi antara asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak kemiri sunan dengan metanol menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4). Reaksi esterifikasi merupakan reaksi antara asam karboksilat dengan alkohol yang menghasilkan ester dan air. Proses ini bertujuan untuk menurunkan kadar asam lemak bebas (*Free Fatty Acid*/FFA) dalam minyak sehingga mencegah terbentuknya sabun pada tahap reaksi berikutnya yang menggunakan katalis basa.

Produk keluaran dari reaktor esterifikasi kemudian dialirkan menuju *Decanter* (DC-01) untuk dilakukan pemisahan fase berdasarkan perbedaan densitas komponen.

Pada Decanter (DC-01) terbentuk dua aliran keluaran. Aliran bagian atas berupa fase minyak dialirkan menuju Reaktor Transesterifikasi (R-02) untuk melangsungkan reaksi pembentukan biodiesel. Sementara itu, aliran bagian bawah yang mengandung metanol (CH_3OH), air (H_2O), dan sisa katalis asam sulfat (H_2SO_4) dialirkan menuju Netralizer (N-01) untuk dilakukan proses netralisasi.

Pada *Netralizer* (N-01) dilakukan penambahan basa natrium hidroksida (NaOH) yang berasal dari Tangki Penyimpanan (T-02) dengan tujuan menetralkan sisa katalis asam yang masih terdapat dalam campuran hasil proses esterifikasi. Sebelum memasuki unit netralisasi, aliran tersebut dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *Heat Exchanger* (HE-04) untuk menaikkan suhu aliran dari sekitar 30°C hingga mencapai suhu operasi sekitar 60°C sehingga proses netralisasi dapat berlangsung secara lebih efektif.

Aliran keluaran dari *Netralizer* (N-01) kemudian dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-01) untuk memisahkan metanol yang masih terkandung dalam campuran. Pada unit distilasi ini dihasilkan dua aliran keluaran, yaitu aliran atas berupa metanol yang selanjutnya dialirkan menuju Reaktor Transesterifikasi (R-02) sebagai aliran r*ecycle*, serta

aliran bawah yang terdiri dari natrium sulfat (Na_2SO_4), sisa metanol, dan air, yang kemudian dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL) untuk dilakukan pengolahan lebih lanjut.

Pada Reaktor Transesterifikasi (R-02) terjadi reaksi antara trigliserida dalam minyak dengan metanol menggunakan katalis basa NaOH yang berasal dari Tangki Penyimpanan (T-02). Sebelum memasuki reaktor, aliran dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *Heat Exchanger* (HE-05) hingga mencapai suhu operasi reaksi. Reaksi transesterifikasi merupakan reaksi pertukaran gugus ester antara trigliserida dan alkohol yang menghasilkan metil ester (biodiesel) sebagai produk utama serta gliserol ($C_3H_8O_3$) sebagai produk samping.

3.2.3 Proses Pemurnian Produk

Produk keluaran dari Reaktor Transesterifikasi (R-02) selanjutnya dialirkan menuju *Decanter* (DC-02) untuk dilakukan pemisahan berdasarkan perbedaan densitas komponen. Campuran yang keluar dari reaktor masih terdiri dari biodiesel (metil ester), gliserol ($C_3H_8O_3$), metanol (CH_3OH), air (H_2O), serta sisa katalis NaOH.

Pada *Decanter* (DC-02) terbentuk dua aliran keluaran. Aliran bagian atas berupa biodiesel yang telah terpisah dari sebagian besar pengotor. Aliran biodiesel tersebut kemudian dialirkan menuju *Cooler* (CL-02) untuk menurunkan suhu aliran sebelum disimpan sebagai produk akhir.

Setelah proses pendinginan, biodiesel dialirkan menuju Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-07) sebagai produk akhir.

Sementara itu, aliran bagian bawah dari Decanter (DC-02) yang terdiri dari gliserol ($C_3H_8O_3$), metanol (CH_3OH), air (H_2O), dan sisa katalis basa NaOH dialirkan menuju *Netralizer* (N-02) untuk dilakukan proses netralisasi. Pada unit ini ditambahkan asam klorida (HCl) yang berasal dari Tangki Penyimpanan (T-01) dengan tujuan menetralkan sisa katalis basa yang masih terdapat dalam campuran. Sebelum memasuki *Netralizer* (N-02), aliran katalis HCl terlebih dahulu dipanaskan menggunakan *Heat Exchanger* (HE-06) agar mencapai suhu operasi yang sesuai sehingga proses netralisasi dapat berlangsung secara optimal.

Aliran keluaran dari *Netralizer* (N-02) kemudian dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-02) untuk memisahkan metanol yang masih terkandung dalam campuran. Pada proses distilasi ini dihasilkan dua aliran keluaran, yaitu aliran atas berupa metanol (CH_3OH) yang kemudian didinginkan menggunakan *Cooler* (CL-03) sebelum dialirkan kembali menuju *Mixer* sebagai aliran recycle untuk digunakan kembali dalam proses produksi.

Sementara itu, aliran bawah dari Menara Distilasi (MD-02) yang mengandung sisa katalis, air, serta komponen pengotor lainnya

dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL) untuk dilakukan pengolahan lebih lanjut sebelum dibuang ke lingkungan.

3.3 Spesfikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor 1

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Reaktor (R-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan Minyak Kemiri sunan dengan CH3OH dengan katalis H2SO4 menjadi Biodiesel
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga	$311,900
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Dimensi Reaktor	
Diameter shell, m	
Tinggi shell, m	2.5749
Volume shell (cairan), m^3	2.5749

Volume head, m^3	13.4019
Volume Reaktor, m^3	1.4509
Tinggi Reaktor, m	16.3037
Tinggi head (OA)	3.6010
Tebal shell, in	0.5130
Tebal head, in	0.2500
Flate Blade Turbines Impellers:	
Jenis Impeller,	Turbin 6 blade
Diameter pengaduk, m	0.8234
Jarak / panjang pengaduk, m	0.8234
Lebar pengaduk, m	0.2059
Lebar baffle, m	0.1905
Jumlah Pengaduk, buah	1.0000
Kecepatan Pengaduk (N), rpm	1,232.2584
Power Pengaduk (P), hP	40
Jaket Pendingin	
Tinggi, m	1.9314
Diameter, m	2.6924
Luas selimut, m^2	30.9574

b. Reaktor 2

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Reaktor (R-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	R-02
Fungsi	Mereaksikan Minyak Kemiri sunan dengan CH3OH dengan katalis KOH menjadi Biodiesel
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga	$491,100
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Dimensi Reaktor	
Diameter shell, m	3.4257
Tinggi shell, m	3.4257
Volume shell (cairan), m^3	31.5595
Volume head, m^3	3.5678
Volume Reaktor, m^3	38.6951
Tinggi Reaktor, m	4.7593
Tinggi head (OA)	0.6668

Tebal shell, in	0.5000
Tebal head, in	0.1250
Flate Blade Turbines Impellers:	
Jenis Impeller,	Turbin 6 blade
Diameter pengaduk, m	1.1684
Jarak / panjang pengaduk, m	1.1684
Lebar pengaduk, m	0.2921
Lebar baffle, m	0.2921
Jumlah Pengaduk, buah	1.0000
Kecepatan Pengaduk (N), rpm	1619.8624
Power Pengaduk (P), hP	300
Jaket Pendingin	
Tinggi, m	2.5358
Diameter, m	3.6068
Luas selimut, m^2	52.8756

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

a. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat MD-01

Spesifikasi Umum	
Kode	MD-01
Fungsi	Memisahkan komponen h2o dan Na2so4 sebagai keluaran bottom (residu) dengan Metanol sebagai

	keluaran top (distilat)
Jenis	Plate tower (Sieve Tray) Berbentuk Torispherical Dishead
Material	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	$317,100.00
Kondisi Operasi	
Umpan	
Suhu, ^oC	65
Tekanan, atm	1
Distilat	
Suhu, ^oC	64.57
Tekanan, atm	1
Bottom	
Suhu, ^oC	99.16
Tekanan, atm	1
Spesifikasi Alat	
Shell	
Diameter dalam, m	1.0292
Tebal, m	0.0048
Tinggi, m	5.5903
Head	
Tebal, m	0.0048
Tinggi, m	0.2273

Tipe Menara Tray	
Jenis Tray	Sieve
Feed Plate	10.54
Jumlah Plate Actual, unit	19
Tebal Tray, m	0.005
Diameter Hole, m	5
Jumlah Hole,	1
Tray Spacing, m	0.4500
Panjang Weir, m	0.7720
Tinggi Weir, m	0.04

b. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat MD-02

Spesifikasi Umum	
Kode	MD-02
Fungsi	Memisahkan komponen H2O dan NaCl sebagai keluaran bottom (residu) dengan Metanol sebagai keluaran top (distilat)
Jenis	Plate tower (Sieve Tray) Berbentuk Torispherical Dishead
Material	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	$333,500.00

Kondisi Operasi	
Umpan	
Suhu, ºC	65
Tekanan, atm	1
Distilat	
Suhu, ºC	64.55
Tekanan, atm	1
Bottom	
Suhu, ºC	128.87
Tekanan, atm	1
Spesifikasi Alat	
Shell	
Diameter dalam, m	0.4798
Tebal, m	0.0048
Tinggi, m	52.5000
Head	
Tebal, m	0.0048
Tinggi, m	0.0916
Tipe Menara Tray	
Jenis Tray	Sieve
Feed Plate	9.93
Jumlah Plate Actual, unit	21
Tebal Tray, m	0.005
Diameter Hole, m	5

Jumlah Hole,	1
Tray Spacing, m	0.4500
Panjang Weir, m	0.1799
Tinggi Weir, m	0.04

c. Dekanter 1 (DC-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat DC-01

Spesifikasi Umum	
Kode	DC-01
Fungsi	Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar Reaktor 01
Material	*Stainless Steel* 316
Jenis Alat	*Horizontal Cylinder Vessel*
Jumlah Unit	1
Harga	$88,300.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	60
Tekanan, atm	1
Spesifikasi Alat	
Diameter Decanter, m	0.9624
Panjang Total Decanter, m	2.8872
Tebal Shell, inchi	0.0048

Tebal Head, inchi	0.1875
Tinggi Head, m	0.00476
Waktu Tinggal, menit	10
Volume Total Decanter, m^3	1.7494
Kecepatan Volumetrik Fase Ringan, m^3 / jam	7.4296
Kecepatan Volumetrik Fase Berat, m^3 / jam	3.0668
Diameter Pipa	
Diameter Pipa Umpan, inchi	2.88
Diameter Pipa Fase Berat, inchi	1.6600
Diameter Pipa Fase Fase Ringan, inchi	2.3800
Tinggi Posisi	
Tinggi Posisi Pipa Umpan, m	0.4812
Tinggi Posisi Fase Berat, m	0.8898
Tinggi Posisi Fase Ringan, m	0.8662

d. Dekanter 2 (DC-02)

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat DC-02

Spesifikasi Umum	
Kode	DC-02
Fungsi	Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar Reaktor 02
Material	*Stainless Steel* 316

Jenis Alat	*Horizontal Cylinder Vessel*
Jumlah Unit	1
Harga	$86,600.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	60
Tekanan, atm	1
Spesifikasi Alat	
Diameter Decanter, m	0.9474
Panjang Total Decanter, m	2.8423
Tebal Shell, inchi	0.1875
Tebal Head, inchi	0.1875
Tinggi Head, m	0.21999
Waktu Tinggal, menit	10
Volume Total Decanter, m^3	1.6690
Kecepatan Volumetrik Fase Ringan, m^3 / jam	7.5513
Kecepatan Volumetrik Fase Berat, m^3 / jam	2.4630
Diameter Pipa	
Diameter Pipa Umpan, inchi	1.66
Diameter Pipa Fase Berat, inchi	0.84
Diameter Pipa Fase Fase Ringan, inchi	2.38
Tinggi Posisi	
Tinggi Posisi Pipa Umpan, m	0.4737

Tinggi Posisi Fase Berat, m	0.8517
Tinggi Posisi Fase Ringan, m	0.8527

e. Dekanter 3 (DC-03)

Tabel 3.7 Spesifikasi alat DC-03

Spesifikasi Umum	
Kode	DC-03
Fungsi	Memisahkan fase terlarut dalam minyak dengan yang tidak terlarut dalam minyak dari cairan keluar *Degummer* -01
Material	*Stainless Steel* 316
Jenis Alat	*Horizontal Cylinder Vessel*
Jumlah Unit	1
Harga	$38,300.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	60
Tekanan, atm	1
Spesifikasi Alat	
Diameter Decanter, m	0.9084
Panjang Total Decanter, m	2.7251
Tebal Shell, inchi	0.1875
Tebal Head, inchi	0.1875
Tinggi Head, m	0.20773

Waktu Tinggal, menit	10
Volume Total Decanter, m^3	1.4710
Kecepatan Volumetrik Fase Ringan, m^3 / jam	6.0782
Kecepatan Volumetrik Fase Berat, m^3 / jam	2.7478
Diameter Pipa	
Diameter Pipa Umpan, inchi	2.88
Diameter Pipa Fase Berat, inchi	1.66
Diameter Pipa Fase Fase Ringan, inchi	2.38
Tinggi Posisi	
Tinggi Posisi Pipa Umpan, m	0.4542
Tinggi Posisi Fase Berat, m	0.7397
Tinggi Posisi Fase Ringan, m	0.8175

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung

a. Screw Press

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Screw Press

Spesifikasi Umum	
Kode	SP-01
Fungsi	Mengekstraksi Minyak Dari Biji Kemiri Sunan
Jenis	*Screw Press* dengan *Gearbox* Lubang Berongga

Material Bahan Konstruksi	*Carbon Steel* SA 136
Jumlah Unit	1
Harga	$122,000.00
Kondisi Operasi	
Tekanan Operasi, atm	30
Suhu Operasi, ^{o}C	1
Jumlah Screw Press, buah	1
Spesifikasi	
Kapasitas, pound/hr	15000-30000
RPM	17-26
Power, hP	15-20
Panjang, ft	13.5
Lebar, ft	3
Tinggi, ft	3.5

b. Degummer

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat *Degummer*

Spesifikasi Umum	
Kode	DG-01
Fungsi	Untuk mengikat partikel *GUM*/Getah yang terkandung pada BKS dengan H3PO4
Jenis	Tangki Silinder Tegak Dengan Tutup *Flanged Dished Head* Beserta Pengaduk

Material Bahan Konstruksi	*Carbon Steel* 316
Jumlah Unit	1
Harga	$177,200.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	25
Tekanan, atm	1
Waktu Tinggal, menit	30
Konversi	100%
Data Desain	
Volume deggumer, liter	5188.5762
ID deggumer, m	1.9373
H shell, m	1.9373
Tekanan Desain, psia	18.9601
Tebal Shell (ts), in	0.1965
OD netralizer, in	76.7705
Tebal head & bottom (th), in	0.2538
Tinggi Head & bottom (OA), m	0.3904
Tinggi cairan di shell (Hls), m	0.3904
Tinggi total netralizer (H), m	5.0751
Diameter pengaduk (Di), m	0.6562
tinggi pengaduk dari dasar tangki (Zi), m	0.6562
Lebar baffle (J), m	0.1115
Tebal baffle (W), m	0.1312
Diameter batang penyangga (Dd), m	0.4374

Jarak baffle dari dasar netralizer (offset 1), m	0.3281
Jarak baffle dari permukaan cairan (offset 2), m	0.0186
Jumlah baffle	4
Panjang baffle (L), m	1.2002
Kec. Putaran pengaduk (N), rpm	221.8929
Power (Pa), Hp	5.0000

c. Mixer

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat *Mixer*

Spesifikasi Umum	
Kode	M-01
Fungsi	Mencampur Methanol Dengan H2SO4 Sebelum Masuk Reaktor (R-01)
Jenis	Tangka Silinder Tegak Berpengaduk
Material Bahan Konstruksi	*Stainless Steel* 316
Jumlah Unit	1
Harga	$474,900.00
Kondisi Operasi	
Tekanan Operasi, atm	45
Suhu Operasi, ^{o}C	1
Spesifikasi	
Diameter luar shell, m	1.5240

Diameter dalam shell, m	1.5145
Volume shell, m^3	2.4659
Volume head, m^3	0.0002
Volume Mixer, m^3	2.4664
Tinggi shell, m	1.3689
Tinggi head (OA), m	0.3131
Tinggi Mixer, m	1.9951
Tebal shell, in	0.1875
Tebal head, in	0.2500
Flade Blade Turbines Impellers	
Jenis Impeller	0.6058
Diameter Pengaduk, m	0.1514
Lebar Pengaduk, m	0.1262
Lebar Baffle, m	1
Jumlah Pengaduk, buah	57.8970
Kecepatan Pengadukan (N), rpm	0.75
Power Pengadukan (P), hp	0.6058
Diameter Pipa	
Pipa Methanol, in	0.5000
Pipa NaOH, in	0.1250
Pipa Keluar, in	1.0000

d. Netralizer 1 (N-01)

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat N-01

Spesifikasi Umum	
Kode	N-01
Fungsi	Menetralkan H2SO4 Keluaran Reaktor Dengan NaOH
Jenis	Ratb (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	$107,000.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{O}c	60
Tekanan, Atm	1
Konstruksi Dan Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (Sa) 167 Grade 11 Type 316
Volume, M^3	1.7819
Jenis Head	Silinder Vertikal Dengan Head Dan Bottom Berbentuk Torispherical
Kondisi Proses	Non-Adiabatis, Eksotermal
Dimensi Reaktor	
Shell	
Diameter, M	1.3139
Tinggi, M	1.3139
Tebal, In	0.1258

Volume, M^3	1.6188
Head	
Tinggi, M	0.2856
Tebal, In	0.1813
Volume, M^3	0.0012
Pengaduk	
Jenis Impeller	*Turbine With 6 Flat Blades*
Diameter Impeller, M	0.4380
Tinggi Pengaduk, M	0.0876
Lebar Impeller, M	0.0876
Jumlah Baffle, Buah	4
Lebar Baffle, M	0.0745
Jumlah Impeller, Buah	1
Kecepatan Pengaduk, Rpm	155
Power Pengaduk, Hp	6
Spesifikasi Pendingin	
Mode Transfer Panas	Koil
Diameter Pipa, M	0.0297
Panjang Coil, M	17.8752
Volume Koil, M^3	0.3626
Jumlah Lilitan, Buah	20
Jenis Coolant	Air
Kebutuhan Air Pendingin, Kg/Jam	17406.1964
Luas Area Transfer Panas, M^2	4.9705

e. Netralizer 2 (N-02)

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat N-02

Spesifikasi Umum	
Kode	N-02
Fungsi	Menetralkan KOH Keluaran reaktor dengan H3PO4
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1
Harga, Rp	$ 94900
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA) 167 Grade 11 type 316
Volume, m^3	1.4207
Jenis Head	Silinder vertikal dengan Head dan Bottom berbentuk *Torispherical*
Kondisi Proses	Non-adiabatis, Eksotermal
Dimensi Reaktor	
Shell	
Diameter, m	1.2184
Tinggi, m	1.2184

Tebal, in	0.1257
Volume, m^3	1.4199
Head	
Tinggi, m	0.2622
Tebal, in	0.1956
Volume, m^3	0.0008
Pengaduk	
Jenis Impeller	Turbine with 6 Flat Blades
Diameter Impeller, m	0.4061
Tetinggian Pengaduk, m	0.1015
Lebar Impeller, m	0.0812
Jumlah Baffle, buah	4
Lebar Baffle, m	0.0690
Jumlah Impeller, buah	1
Kecepatan Pengaduk, rpm	190
Power Pengaduk, Hp	7
Spesifikasi Pendingin	
Mode transfer panas	Jaket
Tinggi Jaket, m	1.2949
Diameter Jaket, m	1.3295
Luas Selimut, m^2	0.6152

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan dan Produk

a. Tangki Penyimpanan HCl (T-01)

Tabel 3.13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan HCL (T-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-01
Fungsi	Menyimpanan Kebutuhan HCl Untuk Proses Produksi Selama 7 Hari
Jenis	Tangki Silinder Tegak Dengan Dasar Datar (*Flat Bottom*) Dan Bagian Atas Berbentuk Kerucut (*Conical*)
Jumlah Unit	1
Harga	$107,100.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	26156.8387
Volume Tangki, m^3	60.0170
Volume Head, m^3	8.9255
Volume Total, m^3	68.9425
Diameter Standar Tangki, m	4.5720
Tinggi Standar Tangki, m	3.6576
Course Plate	6
Tebal Shell	0.3125
Course 1, m	0.3125

Course 2, m	0.3125
Tebal Bottom, in	0.3125
Tebal Head, in	0.1875
Tinggi Head, in	32.6683
Tinggi Total Tangki, in	176.6683
Diameter Pipa Pengisian, in	5.7610

b. Tangki Penyimpanan NaOH (T-02)

Tabel 3.14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan NaOH (T-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-02
Fungsi	Menyimpanan Kebutuhan NaOH Untuk Proses Produksi Selama 7 Hari
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*)
Jumlah Unit	1
Harga	$107,100.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	

Kapasitas Tangki, kg	40133.4776
Volume Tangki, m^3	60.0170
Volume Head, m^3	8.9255
Volume Total, m^3	68.9425
Diameter Standar Tangki, m	4.5720
Tinggi Standar Tangki, m	3.6576
Course Plate	6
Tebal Shell	0.3125
Course 1, m	0.3750
Course 2, m	0.3125
Tebal Bottom, in	0.3125
Tebal Head, in	0.1875
Tinggi Head, in	32.6683
Tinggi Total Tangki, in	176.6683
Diameter Pipa Pengisian, in	5.7610

c. Tangki Penyimpanan CH3OH (T-03)

Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CH3OH (T-03)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-03
Fungsi	Menyimpanan Kebutuhan CH3OH Untuk Proses Produksi Selama 7 Hari
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*)

Jumlah Unit	1
Harga	$469,700.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ºC	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	400052.9956
Volume Tangki, m^3	600.1699
Volume Head, m^3	69.7372
Volume Total, m^3	669.9071
Diameter Standar Tangki, m	9.1440
Tinggi Standar Tangki, m	9.1440
Course Plate	6
Tebal Shell	0.5000
Course 1, m	1.5000
Course 2, m	1.3125
Tebal Bottom, in	0.5000
Tebal Head, in	0.3750
Tinggi Head, in	64.3365
Tinggi Total Tangki, in	424.3365
Diameter Pipa Pengisian, in	15.2500

d. Tangki Penyimpanan H2SO4 (T-04)

Tabel 3.16 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H2SO4 (T-04)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-04
Fungsi	Menyimpanan Kebutuhan H2SO4 Untuk Proses Produksi Selama 7 Hari
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*)
Jumlah Unit	1
Harga	$61,600.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	10822.5108
Volume Tangki, m^3	26.6742
Volume Head, m^3	2.7681
Volume Total, m^3	29.4423
Diameter Standar Tangki, m	3.0480
Tinggi Standar Tangki, m	3.6576
Course Plate	6

Tebal Shell	0.2500
Course 1, m	0.2500
Course 2, m	0.2500
Tebal Bottom, in	0.3125
Tebal Head, in	0.1875
Tinggi Head, in	22.5080
Tinggi Total Tangki, in	166.5080
Diameter Pipa Pengisian, in	4.0260

e. Tangki Penyimpanan H3PO4 (T-05)

Tabel 3.17 Spesifikasi Tangki Penyimpanan H3PO4 (T-05)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-05
Fungsi	Menyimpanan Kebutuhan H3PO4 Untuk Proses Produksi Selama 7 Hari
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*)
Jumlah Unit	1
Harga	$321,800.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*

Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	273686.2675
Volume Tangki, m^3	333.4277
Volume Head, m^3	40.9360
Volume Total, m^3	374.3638
Diameter Standar Tangki, m	7.6200
Tinggi Standar Tangki, m	7.3152
Course Plate	6
Tebal Shell	0.5000
Course 1, m	1.1250
Course 2, m	0.9375
Tebal Bottom, in	0.3125
Tebal Head, in	0.3125
Tinggi Head, in	54.1138
Tinggi Total Tangki, in	342.1138
Diameter Pipa Pengisian, in	13.2500

f. Tangki Penyimpanan Biji Kemiri Sunan (T-06)

Tabel 3.18 Spesifikasi Tangki Silo Penyimpanan BKS (T-06)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-06
Fungsi	Menyimpanan Kebutuhan Biji Kemiri Sunan Untuk Proses Produksi Selama

	14 Hari
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*)
Jumlah Unit	1
Harga	$1,113,800.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	11513.4884
Volume Silo, m^3	3925.4910
Tinggi Silo, m	20.4510
Tebal Head, m	0.0238
Tebal Shell, m	0.0222
Diameter Silo, m	8.9457

g. Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-07)

Tabel 3.19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-07)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-07

Fungsi	Menyimpanan Hasil Biodiesel dari Biji Kemiri Sunan
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*)
Jumlah Unit	1
Harga	$844,900.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	1088161.5825
Volume Tangki, m^3	1493.7562
Volume Head, m^3	159.3754
Volume Total, m^3	1653.1316
Diameter Standar Tangki, m	12.1920
Tinggi Standar Tangki, m	12.8016
Course Plate	6.0000

Tebal Shell	0.2500
Course 1, m	0.0000
Course 2, m	0.0000
Course 3, m	0.0000
Course 4, m	2.2500
Course 5, m	1.8750
Course 6, m	1.3750
Course 7, m	0.8750
	0.8750
Tebal Bottom, in	0.6250
Tebal Head, in	81.9579
Tinggi Head, in	585.9579
Tinggi Total Tangki, in	23.2500
Diameter Pipa Pengisian, in	2.3230

h. Tangki penampungan minyak sementara (T-08)

Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki penampungan sementara (T-08)

Spesifikasi Umum	
Kode	T-08

Fungsi	Menyimpanan sementara minyak kemiri sunan hasil ektraksi
Jenis	Tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas *Torispherical*
Jumlah Unit	1
Harga	$184,600.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^oC	30
Tekanan, atm	1
Tipe Atap Tangki	*Torisheperical*
Konstruksi dan Material Bahan	Stainless Steel Tipe 316
Spesifikasi Tangki	
Kapasitas Tangki, kg	99726.9922
Volume Tangki, m^3	144.0408
Volume Head, m^3	15.1833
Volume Total, m^3	159.2240
Diameter Standar Tangki, m	5.4864
Tinggi Standar Tangki, m	6.0960
Course Plate	6.6667

Tebal Shell	0.2500
Course 1, m	0.5625
Course 2, m	0.5000
Course 3, m	0.4375
Tebal Bottom, in	0.4375
Tebal Head, in	0.2500
Tinggi Head, in	36.8777
Tinggi Total Tangki, in	276.8777
Diameter Pipa Pengisian, in	2.3230

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Screw Conveyor (SC-01)

Tabel 3.21 Spesifikasi Alat Screw Conveyor (SC-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	SC-01
Wujud Bahan	Padatan
Fungsi	Untuk Alat Transportasi Bahan Biji Kemiri Sunan Kedalam Screw Press (ScP-01)
Jenis Sabungan	*Single Welded But Joints*
Jumlah Unit	1

Harga	$8,000.00
Kondisi Operasi	
Suhu, ^{o}C	30
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Screw Conveyor	
Kapasitas, kg/jam	11513.4884
Diameter Screw, in	12
Kecepatan Motor, rpm	1.4509
Panjang, m	10.2251
Daya Motor, HP	0.0833

b. Screw Conveyor (SC-02)

Tabel 3.22 Spesifikasi Alat Screw Conveyor (SC-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	SC-02
Wujud Bahan	Padatan
Fungsi	Untuk Alat Transportasi Bahan Biji Kemiri Sunan Ke UPL *Utility/Plant Limit* (UPL)
Jenis Sabungan	*Single Welded But Joints*
Jumlah Unit	1
Harga	$10,300.00
Kondisi Operasi	

Suhu, ^{o}C	30
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Screw Conveyor	
Kapasitas, kg/jam	3575.0118
Diameter Screw, in	9
Kecepatan Motor, rpm	51.3514
Panjang, m	25.0909
Daya Motor, HP	0.0500

c. Pompa 1

Tabel 3.23 Spesifikasi Alat Pompa (P-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-01
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari *Screw Pre*ss (Scp-01) Menuju Degummer (Dg-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$12,700.00
Spesifikasi Pompa	

Kapasitas Pompa, gal/jam	2463.1297
ID, in	2.4690
OD, in	2.8800
NPS, in	2.5000
Flow Area, in^2	4.7900
Efisiensi Pompa, %	60
Power Pompa, Hp	0.3297
Power Motor, Hp	0.5000

d. Pompa 2

Tabel 3.24 Spesifikasi Alat Pompa (P-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-02
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan H3PO4 Dari Tanki (T-05) Menuju Degummer (Dg-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Radial Flow Impellers*
Harga	$8,700.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	279.8842
ID, in	1.2780

OD, in	1.6600
NPS, in	1.2500
Flow Area, in^2	1.2800
Efisiensi Pompa, %	40
Power Pompa, Hp	0.0855
Power Motor, Hp	0.1667

e. Pompa 3

Tabel 3.25 Spesifikasi Alat Pompa (P-03)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-03
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Degummer (Dg-01) Menuju Reaktor (R-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$ 12,300.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	2095.0408
ID, in	2.3230
OD, in	2.8800
NPS, in	2.5000

Flow Area, in^2	4.2300
Efisiensi Pompa, %	55
Power Pompa, Hp	0.2245
Power Motor, Hp	0.3333

f. Pompa 4

Tabel 3.26 Spesifikasi Alat Pompa (P-04)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-04
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan H2SO4 Dari Tanki (T-04) Menuju Mixer (M-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Radial Flow Impellers*
Harga	$4,000.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	10.3583
ID, in	0.3020
OD, in	0.5400
NPS, in	0.2500
Flow Area, in^2	0.0720
Efisiensi Pompa, %	37

Power Pompa, Hp	0.0019
Power Motor, Hp	0.0500

g. Pompa 5

Tabel 3.27 Spesifikasi Alat Pompa (P-05)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-05
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan CH3OH Dari Tanki (T-03) Menuju Mixer (M-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$9,600.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	880.5541
ID, in	1.5000
OD, in	1.9000
NPS, in	1.5000
Flow Area, in^2	1.7600
Efisiensi Pompa, %	42
Power Pompa, Hp	0.0861
Power Motor, Hp	0.1250

h. Pompa 6

Tabel 3.28 Spesifikasi Alat Pompa (P-06)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-06
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Mixer (M-01) Menuju Reaktor (R-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$9,600.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	937.1930
ID, in	1.5000
OD, in	1.9000
NPS, in	1.5000
Flow Area, in^2	1.7600
Efisiensi Pompa, %	44
Power Pompa, Hp	0.1377
Power Motor, Hp	0.2500

i. Pompa 7

Tabel 3.29 Spesifikasi Alat Pompa (P-07)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-07
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Reaktor (R-01) Menuju Dekanter (DC-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$13,900.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	3047.9472
ID, in	2.9000
OD, in	3.5000
NPS, in	3.0000
Flow Area, in^2	6.6100
Efisiensi Pompa, %	62
Power Pompa, Hp	0.1216
Power Motor, Hp	0.1667

j. Pompa 8

Tabel 3.30 Spesifikasi Alat Pompa (P-08)

Spesifikasi Umum	

Kode	P-08
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Hasil Atas Dekanter (DC-01) Ke Reaktor 02 (R-02)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$12,300.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	2158.9557
ID, in	2.3230
OD, in	2.8800
NPS, in	2.5000
Flow Area, in^2	4.7900
Efisiensi Pompa, %	49
Power Pompa, Hp	0.3128
Power Motor, Hp	0.5000

k. Pompa 9

Tabel 3.31 Spesifikasi Alat Pompa (P-09)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-09

Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Bawah Decanter (DC-01) Ke Netralizer 01 (N-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$9,600.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	891.1748
ID, in	1.5000
OD, in	1.9000
NPS, in	1.5000
Flow Area, in^2	1.7600
Efisiensi Pompa, %	41
Power Pompa, Hp	0.0942
Power Motor, Hp	0.1667

l. Pompa 10

Tabel 3.32 Spesifikasi Alat Pompa (P-10)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-10
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Naoh Dari Tanki (T-02)

	Menuju Netralizer (N-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Radial Flow Impellers*
Harga	$4,000.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	21.8581
ID, in	0.3020
OD, in	0.5400
NPS, in	0.2500
Flow Area, in^2	0.0720
Efisiensi Pompa, %	39
Power Pompa, Hp	0.0041
Power Motor, Hp	0.0500

m. Pompa 11

Tabel 3.33 Spesifikasi Alat Pompa (P-11)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-11
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Netralizer (N-01) Menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*

Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$9,600.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	886.6289
ID, in	1.5000
OD, in	1.9000
NPS, in	1.5000
Flow Area, in^2	1.7600
Efisiensi Pompa, %	44
Power Pompa, Hp	0.1916
Power Motor, Hp	0.2500

n. Pompa 12

Tabel 3.34 Spesifikasi Alat Pompa (P-12)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-12
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Menara Distilasi (MD-01) Menuju Reaktor (R-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1

Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$9,100.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	769.2259
ID, in	1.3800
OD, in	1.6600
NPS, in	1.2500
Flow Area, in^2	1.5000
Efisiensi Pompa, %	42
Power Pompa, Hp	0.1577
Power Motor, Hp	0.2500

o. Pompa 13

Tabel 3.35 Spesifikasi Alat Pompa (P-13)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-13
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Naoh Dari Tanki (T-02) Menuju Reaktor (R-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Radial Flow Impellers*

Harga	$4,400.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	26.7762
ID, in	0.3640
OD, in	0.5400
NPS, in	0.2500
Flow Area, in^2	0.1040
Efisiensi Pompa, %	39
Power Pompa, Hp	0.0149
Power Motor, Hp	0.0500

p. Pompa 14

Tabel 3.36 Spesifikasi Alat Pompa (P-14)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-14
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Reaktor (R-02) Menuju Dekanter (DC-02)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$13,900.00
Spesifikasi Pompa	

Kapasitas Pompa, gal/jam	2911.9951
ID, in	2.9000
OD, in	3.5000
NPS, in	3.0000
Flow Area, in^2	6.6100
Efisiensi Pompa, %	61
Power Pompa, Hp	0.1127
Power Motor, Hp	0.1667

q. Pompa 15

Tabel 3.37 Spesifikasi Alat Pompa (P-15)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-15
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Bawah Decanter (DC-02) Menuju Tangki Penyimpanan (T-07)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$12,300.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	2199.7264

ID, in	2.3230
OD, in	2.8800
NPS, in	2.5000
Flow Area, in^2	4.2300
Efisiensi Pompa, %	50
Power Pompa, Hp	0.9240
Power Motor, Hp	1.5000

r. Pompa 16

Tabel 3.38 Spesifikasi Alat Pompa (P-16)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-16
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Bawah Decanter (DC-01) Ke Netralizer (N-02)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$9,100.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	715.7255
ID, in	1.3800
OD, in	1.6600

NPS, in	1.2500
Flow Area, in^2	1.5000
Efisiensi Pompa, %	40
Power Pompa, Hp	0.0746
Power Motor, Hp	0.1250

s. Pompa 17

Tabel 3.39 Spesifikasi Alat Pompa (P-17)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-17
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Naoh Dari Tanki (T-01) Menuju Netralizer (N-02)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Radial Flow Impellers*
Harga	$5,200.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	56.8873
ID, in	0.4930
OD, in	0.6750
NPS, in	0.3750
Flow Area, in^2	0.1920

Efisiensi Pompa, %	39
Power Pompa, Hp	0.0211
Power Motor, Hp	0.0500

t. Pompa 18

Tabel 3.40 Spesifikasi Alat Pompa (P-18)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-18
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Netralizer (N-02) Menuju Menara Distilasi (MD-02)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Radial Flow Impellers*
Harga	$9,100.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	750.2216
ID, in	1.3800
OD, in	1.6600
NPS, in	1.2500
Flow Area, in^2	1.5000
Efisiensi Pompa, %	41

Power Pompa, Hp	0.3020
Power Motor, Hp	0.5000

u. Pompa 19

Tabel 3.41 Spesifikasi Alat Pompa (P-19)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-19
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan Hasil Dari Atas Menara Distilasi (MD-02) Ke Mixer (M-01)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$8,700.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	649.1661
ID, in	1.2780
OD, in	1.6600
NPS, in	1.2500
Flow Area, in^2	1.2800
Efisiensi Pompa, %	41

Power Pompa, Hp	0.0681
Power Motor, Hp	0.1250

v. Pompa 20

Tabel 3.42 Spesifikasi Alat Pompa (P-20)

Spesifikasi Umum	
Kode	P-20
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengalirkan hasil dari Degummer (DG-01) ke dekanter (DC-03)
Jenis Sabungan	*Centrifugal Pump*
Jumlah Unit	1
Konstruksi Dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Impeller	*Mixed Flow Impellers*
Harga	$12,700.00
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas Pompa, gal/jam	2718.7867
ID, in	2.4690
OD, in	2.8800
NPS, in	2.5000
Flow Area, in^2	4.7900
Efisiensi Pompa, %	60
Power Pompa, Hp	0.1119
Power Motor, Hp	0.2500

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Reboiler 1

Tabel 3.43 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	RB-01
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Untuk Menguapkan Campuran Yang Keluar dari Menara Distilasi (MD-01) Bawah
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$1,300.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	150
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	150
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	65
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	99.16
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	4

Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	4.7498
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670
Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.2500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	1.5000
OD, in	1.6600
ID, in	1.3800
Surface Area, ft^2/ft	0.4350
A, ft^2	41.7600
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	13.0211
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	13.3693
Rd	0.0131

a. Rebooiler 2

Tabel 3.44 Spesifikasi Alat Reboiler (RB-02)

Spesifikasi Umum

Kode	RB-02
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Untuk Menguapkan Campuran Yang Keluar dari Menara Distilasi (MD-02) Bawah
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$2,700.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	150
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	150
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	65
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	128.87
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	7
Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	35.1672
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670

Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.2500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	1.5000
OD, in	1.6600
ID, in	1.3800
Surface Area, ft^2/ft	0.4350
A, ft^2	73.0800
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	49.5336
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	54.9803
Rd	0.0026

b. Condensor 1

Tabel 3.45 Spesifikasi Alat Condensor (CD-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	CD-01
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengembunkan Uap (Hasil Atas) Menjadi Liquid Dari Menara Distilasi (MD-01)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$4,100.00

Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	64.63
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	64.57
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	64.63
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	64.57
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Condensor	
Jumlah Hairpin, buah	6
Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	109.3136
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000
Sch. No	40
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670
Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.2500
Sch. No	40
Flow Area, in^2	1.5000
OD, in	1.6600
ID, in	1.3800

Surface Area, ft^2/ft	0.4350
A, ft^2	62.6400
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	145.2276
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	204.6772
Rd	0.0028

c. Condensor 2

Tabel 3.46 Spesifikasi Alat Condensor (CD-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	CD-02
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Mengembunkan Uap (Hasil Atas) Menjadi Liquid Dari Menara Distilasi (MD-02)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$3,500.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	64.58
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	64.55
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	64.58
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	64.55
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*

Spesifikasi Condensor	
Jumlah Hairpin, buah	5
Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	71.1628
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670
Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.2500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	1.5000
OD, in	1.6600
ID, in	1.3800
Surface Area, ft^2/ft	0.4350
A, ft^2	52.2000
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	126.2156
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	168.8347
Rd	0.0039

d. *Heat Exchanger* 1

Tabel 3.47 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-01
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Scre Press (SC-01) Untuk Diumpankan Ke Degumming (Dg-01)
Jenis	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$160,500.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk, ºC	30
Suhu Keluar, ºC	80
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Heat Exchanger	
a", ft^2/ft	0.1963
Pt, Triangular	16
Passes	0.1623
A, ft^2	1064.6880
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	12
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	5.6295
Rd calculated	0.0935

Hot Fluid: Shell, Produk	
Aliran Fluida	Hot Fluid
IDs, in	23.2500
Passes	8
Δ P perhitungan, psi	0.00001
Δ P diijinkan, psi	10.0000
Cold Fluid: Tube, Water	
Aliran Fluida	Cold Fluid
Nt, buah	324
L, ft	20.0000
OD, in	0.7500
ID, in	0.1623
BWG, in	16
ΔP perhitungan, psi	0.0021
ΔP diijinkan, psi	10.0000

e. *Heat Exchanger* 2

Tabel 3.48 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-02
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Tangki (T-05) Untuk Diumpankan Ke Degummer (Dg-01)

Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$2,000.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	30
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	1
Panjang Hairpin, ft	16
Luas Transfer Panas, ft^2	6.7108
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670
Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.5000
Sch. No	40.0000

Flow Area, in^2	2.0400
OD, in	1.9000
ID, in	1.6100
Surface Area, ft^2/ft	0.4980
A, ft^2	15.9360
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	149.6937
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	49.5634
Rd	0.0010

f. *Heat Exchanger* 3

Tabel 3.49 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-03)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-03
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Mixer (M-01) Untuk Diumpankan Ke Reaktor (R-01)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$2,200.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, °C	100
Suhu Keluar Hot Fluid, °C	100
Suhu Masuk Cold Fluid, °C	30

Suhu Keluar Cold Fluid, ºC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	1
Panjang Hairpin, ft	20
Luas Transfer Panas, ft^2	14.7916
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670
Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.5000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	2.0400
OD, in	1.9000
ID, in	1.6100
Surface Area, ft^2/ft	0.4980
A, ft^2	19.9200
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	84.4674
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	90.6553

Rd	0.0009

g. *Heat Exchanger* 4

Tabel 3.50 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (HE-04)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-04
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Naoh Dari Tangki (T-02) Untuk Diumpankan Ke Netralizer (N-01)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$1,600.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	30
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	1
Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	0.6902

Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	1.500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	2.0400
OD, in	1.9000
ID, in	1.6100
Surface Area, ft^2/ft	0.4980
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	0.8640
OD, in	1.3200
ID, in	1.049
Surface Area, ft^2/ft	0.3440
A, ft^2	8.2560
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	9.3970
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	16.6860
Rd	0.0465

h. *Heat Exchanger* 5

Tabel 3.51 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-05)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-05
Wujud Bahan	Cair

Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Naoh Dari Tangki (T-02) Untuk Diumpankan Ke Reaktor (R-02)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$1,600.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	30
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	1
Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	0.8453
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	1.500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	2.0400
OD, in	1.9000
ID, in	1.6100
Surface Area, ft^2/ft	0.4980
Cold Fluid: Inner Pipe	

IPS, in	1.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	0.8640
OD, in	1.3200
ID, in	1.049
Surface Area, ft^2/ft	0.3440
A, ft^2	8.2560
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	11.5092
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	26.3988
Rd	0.0490

i. *Heat Exchanger* 6

Tabel 3.52 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-06)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-06
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Hcl Dari Tangki (T-01) Untuk Diumpankan Ke Netralizer (N-02)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$1,800.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, °C	100

Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	100
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	30
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	60
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Reboiler	
Jumlah Hairpin, buah	1
Panjang Hairpin, ft	16
Luas Transfer Panas, ft^2	1.0277
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	1.500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	2.0400
OD, in	1.9000
ID, in	1.6100
Surface Area, ft^2/ft	0.4980
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.0000
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	0.8640
OD, in	1.3200
ID, in	1.0490
Surface Area, ft^2/ft	0.3440
A, ft^2	11.0080

Ud, Btu/jam. ft^2. °F	10.4945
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	16.5003
Rd	0.0347

j. *Heat Exchanger* 7

Tabel 3.53 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-07)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-07
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Netralizer (N-01) Untuk Diumpankan Ke Menara Distilasi (MD-01)
Jenis	*Double Pipe Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$38,600.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk, ºC	60
Suhu Keluar, ºC	76
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Heat Exchanger	
a", ft^2/ft	0.1963
Pt, Triangular	16
Passes	0.1623
A, ft^2	311.6160

Uc, Btu/jam. ft^2. °F	773
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	9.2757
Rd calculated	0.1065
Hot Fluid: Shell, Produk	
Aliran Fluida	Hot Fluid
IDs, in	13.2500
Passes	4
Δ P perhitungan, psi	0.0000025
Δ P diijinkan, psi	10.0000
Cold Fluid: Tube, Water	
Aliran Fluida	Cold Fluid
Nt, buah	38
L, ft	20.0000
OD, in	0.7500
ID, in	0.1623
BWG, in	16
ΔP perhitungan, psi	0.0603
ΔP diijinkan, psi	10.0000

k. *Heat Exchanger* 8

Tabel 3.54 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (HE-08)

Spesifikasi Umum	
Kode	HE-08
Wujud Bahan	Cair

Fungsi	Menaikkan Suhu Keluaran Netralizer (N-02) Untuk Diumpankan Ke Menara Distilasi (MD-02)
Jenis	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$31,200.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk, ^oC	60
Suhu Keluar, ^oC	82,31
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Heat Exchanger	
a", ft^2/ft	0.1963
Pt, Triangular	16
Passes	0.1623
A, ft^2	266.1720
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	17
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	13.9296
Rd calculated	0.0116
Hot Fluid: Shell, Produk	
Aliran Fluida	Hot Fluid
IDs, in	13.2500
Passes	6
Δ P perhitungan, psi	0.00001
Δ P diijinkan, psi	10.0000

Cold Fluid: Tube, Water	
Aliran Fluida	Cold Fluid
Nt, buah	80
L, ft	20.0000
OD, in	0.7500
ID, in	0.1623
BWG, in	16
ΔP perhitungan, psi	0.0004
ΔP diijinkan, psi	10.0000

l. *Cooler* 1

Tabel 3.55 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-01)

Spesifikasi Umum	
Kode	CL-01
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Atas Dekanter (DC-03) Untuk Diumpankan Ke Reaktor (R-01)
Jenis	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$41,900.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	80
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	60

Suhu Masuk Cold Fluid, ºC	25
Suhu Keluar Cold Fluid, ºC	50
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Heat Exchanger	
a", ft^2/ft	0.2277
Pt, Triangular	1.2500
Passes	6
A, ft^2	364.3200
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	78.4468
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	13.0875
Rd calculated	0.0637
Hot Fluid: Shell, Produk	
Aliran Fluida	Hot Fluid
IDs, in	15.25
Passes	6
ΔP perhitungan, psi	0.0874
ΔP diijinkan, psi	10.0000
Cold Fluid: Tube, Water	
Aliran Fluida	Cold Fluid
Nt, buah	80
L, ft	20
OD, in	1
ID, in	0.8700

BWG, in	16
ΔP perhitungan, psi	0.0815
ΔP diijinkan, psi	10.0000

m. *Cooler* 2

Tabel 3.56 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-02)

Spesifikasi Umum	
Kode	CL-02
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Atas Decanter (DC-02) Untuk Diumpankan Ke Tangki Penyimpanan Biodiesel
Jenis	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$41,900.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	60
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	30
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	25
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	50
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Cooler	
a", ft^2/ft	0.1623

Pt, Triangular	1.0000
Passes	6
A, ft^2	383.0280
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	264.3695
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	70.3959
Rd calculated	0.0104
Hot Fluid: Shell, Produk	
Aliran Fluida	Hot Fluid
IDs, in	15.2500
Passes	6
ΔP perhitungan, psi	0.0701
ΔP diijinkan, psi	10.0000
Cold Fluid: Tube, Water	
Aliran Fluida	Cold Fluid
Nt, buah	118.0000
L, ft	20.0000
OD, in	0.7500
ID, in	0.6200
BWG, in	16
ΔP perhitungan, psi	0.2823
ΔP diijinkan, psi	10.0000

n. *Cooler* 3

Tabel 3.57 Spesifikasi Alat *Cooler* (CL-03)

Spesifikasi Umum	
Kode	CL-03
Wujud Bahan	Cair
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Atas Menara Distilasi (MD-02) Untuk Di Umpankan Ke Mixer (M-01)
Jenis	*Plate and Frame Heat Exhanger*
Jumlah Unit	1
Harga	$2,900.00
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk Hot Fluid, ^oC	64.55
Suhu Keluar Hot Fluid, ^oC	30
Suhu Masuk Cold Fluid, ^oC	25
Suhu Keluar Cold Fluid, ^oC	50
Tekanan, atm	1
Konstruksi dan Material Bahan	*Stainless Steel Tipe 316*
Spesifikasi Cooler	
Jumlah Hairpin, buah	5
Panjang Hairpin, ft	12
Luas Transfer Panas, ft^2	165.2394
Hot Fluid: Annulus	
IPS, in	2.0000

Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	3.3500
OD, in	2.3800
ID, in	2.0670
Surface Area, ft^2/ft	0.6220
Cold Fluid: Inner Pipe	
IPS, in	1.2500
Sch. No	40.0000
Flow Area, in^2	1.5000
OD, in	1.6600
ID, in	1.3800
Surface Area, ft^2/ft	0.4350
A, ft^2	52.2000
Ud, Btu/jam. ft^2. °F	270.0954
Uc, Btu/jam. ft^2. °F	587.4077
Rd	0.0025

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Screw Press

Tabel 3.58 Neraca Massa Screw Press

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 1	Arus 2	Arus 3
1	Biji Kemiri Sunan	11513.49	-	-

2	C18H32O2	-	-	1180.56
3	C18H34O2	-	-	1016.41
4	C16H32O2	-	-	827.02
5	C18H36O2	-	-	366.16
6	C57H98O6	-	-	1016.71
7	C57H104O6	-	-	875.36
8	C51H98O6	-	-	712.17
9	C57H110O6	-	-	315.00
10	H2O	-	806.42	327.11
11	Ampas	-	2396.48	-
12	Gum	-	-	1629.08
Total Setiap Arus		11513.49	3202.91	8310.58
Total		**11513.49**	**11513.49**	

3.4.2 Neraca Massa Degumming

Tabel 3.59 Neraca Massa Degumming

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	C18H32O2	1180.56	-	1180.56
2	C18H34O2	1016.41	-	1016.41
3	C16H32O2	827.02	-	827.02
4	C18H36O2	366.16	-	366.16
5	C57H98O6	1016.71	-	1016.71

6	C57H104O6	875.36	-	875.36
7	C51H98O6	712.17	-	712.17
8	C57H110O6	315.00	-	315.00
9	Gum	1629.08	-	697.92
10	H3PO4	-	1303.27	1303.27
11	H2O	372.11	325.82	1629.08
Total Setiap Arus		8310.58	1629.08	9939.67
Total		**9939.67**		**9939.67**

3.4.3 Neraca Massa Decanter (DC-03)

Tabel 3.60 Neraca Massa DC-03

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 5	Arus 6	Arus 7
1	C18H32O2	1180.56	1180.56	-
2	C18H34O2	1016.41	1016.41	-
3	C16H32O2	827.02	827.02	-
4	C18H36O2	366.16	366.16	-
5	C57H98O6	1016.71	1016.71	-
6	C57H104O6	875.36	875.36	-
7	C51H98O6	712.17	712.17	-
8	C57H110O6	315.00	315.00	-
9	Gum	1629.08	-	1629.08
10	H3PO4	1303.27	-	1303.27

11	H2O	697.92	-	697.92
Total Setiap Arus		9939.67	6309.39	3630.28
Total		**9939.67**	**9939.67**	

3.4.4 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 3.61 Neraca Massa R-01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 6	Arus 25	Arus 8
1	C18H32O2	1180.56	-	118.06
2	C18H34O2	1016.41	-	101.64
3	C16H32O2	827.02	-	82.70
4	C18H36O2	366.16	-	36.62
5	C19H34O2	-	-	1115.63
6	C19H36O2	-	-	960.19
7	C17H34O2	-	-	785.02
8	C19H38O2	-	-	345.79
9	C57H98O6	1016.71	-	1016.71
10	C57H104O6	875.36	-	875.36
11	C51H98O6	712.17	-	712.17
12	C57H110O6	315.00	-	315.00
13	CH3OH	-	2369.36	2013.96
14	H2SO4	-	63.13	437.42
15	H2O	-	237.51	63.13

Total Setiap Arus	6309.39	2670.00	8979.39
Total	**8979.39**		**8979.39**

3.4.5 Neraca Massa Decanter (DC-01)

Tabel 3.62 Neraca Massa DC-01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 8	Arus 9	Arus 10
1	C18H32O2	118.06	116.88	1.18
2	C18H34O2	101.64	100.63	1.02
3	C16H32O2	82.70	81.88	0.83
4	C18H36O2	36.62	36.25	0.37
5	C19H34O2	1115.63	1104.47	11.16
6	C19H36O2	960.19	950.59	9.60
7	C17H34O2	785.02	777.17	7.85
8	C19H38O2	345.79	342.33	3.46
9	C57H98O6	1016.71	1016.71	-
10	C57H104O6	875.36	875.36	-
11	C51H98O6	712.17	712.17	-
12	C57H110O6	315.00	315.00	-
13	CH3OH	2013.96	-	2013.96
14	H2O	437.42	0.49	436.93
15	H2SO4	63.13	-	63.13

Total Setiap Arus	8979.39	6429.91	2549.48
Total	**8979.39**	**8979.39**	

3.4.6 Neraca Massa Netralizer (N-01)

Tabel 3.63 Neraca Massa N-01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 10	Arus 11	Arus 12
1	C18H32O2	1.18	-	1.18
2	C18H34O2	1.02	-	1.02
3	C16H32O2	0.83	-	0.83
4	C18H36O2	0.37	-	0.37
5	C19H34O2	11.16	-	11.16
6	C19H36O2	9.60	-	9.60
7	C17H34O2	7.85	-	7.85
8	C19H38O2	3.46	-	3.46
9	CH3OH	2013.96	-	2013.96
10	H2O	436.93	55.83	515.95
11	H2SO4	63.13	-	-
12	NaOH	-	51.54	-
13	Na2SO4	-	-	91.48
Total Setiap Arus		2601.01	107.37	2656.84
Total		**2656.84**		**2656.84**

3.4.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.64 Neraca Massa MD-01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 12	Arus 13	Arus 14
1	C18H32O2	1.18	-	1.18
2	C18H34O2	1.02	-	1.02
3	C16H32O2	0.83	-	0.83
4	C18H36O2	0.37	-	0.37
5	C19H34O2	11.16	-	11.16
6	C19H36O2	9.60	-	9.60
7	C17H34O2	7.85	-	7.85
8	C19H38O2	3.46	-	3.46
9	CH3OH	2013.96	1993.82	20.14
10	H2O	515.95	5.16	510.79
11	Na2SO4	91.48	-	91.48
Total Setiap Arus		2656.84	1998.98	657.86
Total		**2656.84**	**2656.84**	

3.4.8 Neraca massa Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 3.65 Neraca Massa R-02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
		Arus 9	Arus 13	Arus 15	Arus 16
1	C18H32O2	116.88	-	-	116.88
2	C18H34O2	100.63	-	-	100.63
3	C16H32O2	81.88	-	-	81.88
4	C18H36O2	36.25	-	-	36.25
5	C19H34O2	1104.47	-	-	1115.63
6	C19H36O2	950.59	-	-	960.19
7	C17H34O2	777.17	-	-	785.02
8	C19H38O2	342.33	-	-	345.79
9	C57H98O6	1016.71	-	-	101.67
10	C57H104O6	875.36	-	-	87.54
11	C51H98O6	712.17	-	-	71.22
12	C57H110O6	315.00	-	-	31.50
13	C19H34O2	-	-	-	919.21
14	C19H36O2	-	-	-	791.39
15	C17H34O2	-	-	-	644.13
16	C19H38O2	-	-	-	284.77
17	C3H8O3	-	-	-	280.34
18	CH3OH	-	1993.82	-	1701.29
19	H2O	0.49	5.16	68.39	74.04
20	NaOH	-	-	63.13	63.13

Total Setiap Arus	6429.91	1998.98	131.52	8560.42
Total		**8560.42**		**8560.42**

3.4.9 Neraca Massa Decanter (DC-02)

Tabel 3.66 Neraca Massa DC-02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 16	Arus 17	Arus 18
1	C18H32O2	116.88	115.71	1.17
2	C18H34O2	100.63	99.62	1.01
3	C16H32O2	81.88	81.06	0.82
4	C18H36O2	36.25	35.89	0.36
5	C19H34O2	1104.47	1093.42	11.04
6	C19H36O2	950.59	941.08	9.51
7	C17H34O2	777.17	769.40	7.77
8	C19H38O2	342.33	338.91	3.42
9	C57H98O6	101.67	100.65	1.02
10	C57H104O6	87.54	86.66	0.88
11	C51H98O6	71.22	70.50	0.71
12	C57H110O6	31.50	31.18	0.31
13	C19H34O2	919.21	910.02	9.19
14	C19H36O2	791.39	783.47	7.91
15	C17H34O2	644.13	637.69	6.44
16	C19H38O2	284.77	281.92	2.85

17	C3H8O3	280.34	-	280.34
18	CH3OH	1701.29	-	1701.29
19	H2O	74.04	0.083	73.96
20	NaOH	63.13	-	63.13
Total Setiap Arus		8560.42	6377.28	2183.14
Total		**8560.42**	**8560.42**	

3.4.10 Neraca Massa Netralizer (N-02)

Tabel 3.67 Neraca Massa N-02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 18	Arus 19	Arus 20
1	C18H32O2	1.17	-	1.17
2	C18H34O2	1.01	-	1.01
3	C16H32O2	0.82	-	0.82
4	C18H36O2	0.36	-	0.36
5	C19H34O2	11.04	-	11.04
6	C19H36O2	9.51	-	9.51
7	C17H34O2	7.77	-	7.77
8	C19H38O2	3.42	-	3.42
9	C57H98O6	1.02	-	1.02
10	C57H104O6	0.88	-	0.88
11	C51H98O6	0.71	-	0.71
12	C57H110O6	0.31	-	0.31

13	C19H34O2	9.19	-	9.19
14	C19H36O2	7.91	-	7.91
15	C17H34O2	6.44	-	6.44
16	C19H38O2	2.85	-	2.85
17	C3H8O3	280.34	-	280.34
18	CH3OH	1701.29	-	1701.29
19	H2O	73.96	98.09	200.46
20	NaOH	63.13	-	-
21	HCl	-	57.61	-
22	NaCl	-	-	92.33
Total Setiap Arus		2183.14	155.70	2338.83
Total		**2338.83**		**2338.83**

3.4.11 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.68 Neraca Massa MD-02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 20	Arus 21	Arus 22
1	C18H32O2	1.17	-	1.17
2	C18H34O2	1.01	-	1.01
3	C16H32O2	0.82	-	0.82
4	C18H36O2	0.36	-	0.36
5	C19H34O2	11.04	-	11.04

6	C19H36O2	9.51	-	9.51
7	C17H34O2	7.77	-	7.77
8	C19H38O2	3.42	-	3.42
9	C57H98O6	1.02	-	1.02
10	C57H104O6	0.88	-	0.88
11	C51H98O6	0.71	-	0.71
12	C57H110O6	0.31	-	0.31
13	C19H34O2	9.19	-	9.19
14	C19H36O2	7.91	-	7.91
15	C17H34O2	6.44	-	6.44
16	C19H38O2	2.85	-	2.85
17	C3H8O3	280.34	-	280.34
18	CH3OH	1701.29	1684.28	17.01
19	H2O	200.46	2.00	198.45
20	NaCl	92.33	-	92.33
Total Setiap Arus		2338.83	1686.28	652.55
Total		**2338.83**	**2338.83**	

3.4.12 Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel 3.69 Neraca Massa Mixer (M-01)

No	Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
		Arus 21	Arus 23	Arus 24	Arus 25
1	CH3OH	1684.28	685.08	-	2369.36
2	H2O	2.00	213.31	22.19	63.13
3	H2SO4	-	-	63.13	237.51
Total Setiap Arus		1686.28	898.40	85.32	2670.00
Total			**2670.00**		**2670.00**

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel 3.70 Neraca Panas M-01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	CH3OH	165392.39	165392.39
2	H2O	2573.85	2573.85
3	H2SO4	21507.95	21507.81
Total Setiap Arus		189474.19	189474.19
Total		**189474.19**	**189474.19**

3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.71 Neraca Panas R-01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	C18H32O2	82749.23	8274.92
2	C18H34O2	74454.90	7445.49
3	C16H32O2	59880.63	5988.06
4	C18H36O2	26879.21	2687.92
5	C19H34O2	-	77653.36
6	C19H36O2	-	66468.51
7	C17H34O2	-	57837.66
8	C19H38O2	-	25342.94
9	C57H98O6	65307.70	65307.70
10	C57H104O6	57130.14	57130.14
11	C51H98O6	47740.16	47740.16
12	C57H110O6	21084.58	21084.58
13	CH3OH	301556.54	256323.06
14	H2O	3842.76	69481.28
15	H2SO4	4514.05	4514.05
16	ΔH Reaksi	42.60	-
17	Q terserap	-	-28097.32
Total Setiap Arus		745182.51	745182.51
Total		**745182.51**	**745182.51**

3.5.3 Neraca Panas Decanter (DC-01)

Tabel 3.72 Neraca Panas DC-01

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out atas (Kj/ jam)	ΔH out bawah (Kj/ jam)
1	C18H32O2	8274.92	8274.92	-
2	C18H34O2	7445.49	7445.49	-
3	C16H32O2	5988.06	5988.06	-
4	C18H36O2	2687.92	2687.92	-
5	C19H34O2	77653.36	77653.36	-
6	C19H36O2	66468.51	66468.51	-
7	C17H34O2	57837.66	57837.66	-
8	C19H38O2	25342.94	25342.94	-
9	C57H98O6	65307.70	65307.70	-
10	C57H104O6	57130.14	57130.14	-
11	C51H98O6	47740.16	47740.16	-
12	C57H110O6	21084.58	21084.58	-
13	CH3OH	256323.06	-	256323.06
14	H2O	69481.28	38.01	69443.27
15	H2SO4	4514.05	-	4514.05
Total Setiap Arus		773279.84	442999.45	330280.39
Total		**773279.84**	**773279.84**	

3.5.4 Neraca Panas Netralizer (N-01)

Tabel 3.73 Neraca Panas N-01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	Q in	339654.26	-
2	Q out	-	341317.70
3	Q reaksi	-788296.23	-
4	Q pendingin	-	-789959.67
Total Setiap Arus		-448641.97	-448641.97
	Total	**-448641.97**	**-448641.97**

3.5.5 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.74 Neraca Panas MD-01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	ΔH umpan	372421.22	-
2	ΔH distilat	-	278568.99
3	ΔH condensor	-	-390313.29
4	ΔH bottom	-	544116.88
5	ΔH reboiler	59951.36	-
Total Setiap Arus		432372.58	432372.58
	Total	**432372.58**	**432372.58**

3.5.6 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel 3.75 Neraca Panas R-02

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	C18H32O2	1556.25	8274.92
2	C18H34O2	1638.01	7445.49
3	C16H32O2	1317.37	5988.06
4	C18H36O2	591.34	2687.92
5	C19H34O2	14604.14	77653.36
6	C19H36O2	14623.07	66468.51
7	C17H34O2	12724.28	57837.66
8	C19H38O2	5575.45	25342.94
9	C57H98O6	14367.69	6530.77
10	C57H104O6	12568.63	5713.01
11	C51H98O6	10502.84	4774.02
12	C57H110O6	4638.61	2108.46
13	C19H34O2	-	63981.93
14	C19H36O2	-	54783.50
15	C17H34O2	-	47457.52
16	C19H38O2	-	20870.77
17	C3H8O3	-	-69331.80
18	CH3OH	253759.83	216528.95
19	NaOH	644.19	4099.38

20	H2O	11.09	11721.62
21	ΔH Reaksi	49.25	-
22	Q terserap	-	-271764.94
Total Setiap Arus		349172.05	349172.05
	Total	**349172.05**	**349172.05**

3.5.7 Neraca Panas Decanter (DC-02)

Tabel 3.76 Neraca Panas DC-02

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out atas (Kj/ jam)	ΔH out bawah (Kj/ jam)
1	C18H32O2	8274.92	8274.92	-
2	C18H34O2	7445.49	7445.49	-
3	C16H32O2	5988.06	5988.06	-
4	C18H36O2	2687.92	2687.92	-
5	C19H34O2	77653.36	77653.36	-
6	C19H36O2	66468.51	66468.51	-
7	C17H34O2	57837.66	57837.66	-
8	C19H38O2	25342.94	25342.94	-
9	C57H98O6	6530.77	6530.77	-
10	C57H104O6	5713.01	5713.01	-
11	C51H98O6	4774.02	4774.02	-
12	C57H110O6	2108.46	2108.46	-
13	C19H34O2	63981.93	63981.93	-

14	C19H36O2	54783.50	54783.50	-
15	C17H34O2	47457.52	47457.52	-
16	C19H38O2	20870.77	20870.77	-
17	C3H8O3	21484.96	-	21484.96
18	CH3OH	216528.95	-	216528.95
19	H2O	11721.62	13.13	11708.49
20	NaOH	4099.38	-	4099.38
Total Setiap Arus		609703.99	355882.23	253821.76
Total		**609703.99**	**609703.99**	

3.5.8 Neraca Panas Netralizer (N-02)

Tabel 3.77 Neraca Panas N-02

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	Q in	271541.74	-
2	Q out	-	274858.99
3	Q reaksi	10722.06	-
4	Q pendingin	-	7404.81
Total Setiap Arus		282263.80	282263.80
Total		**282263.80**	**282263.80**

3.5.9 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.78 Neraca Panas MD-02

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
1	ΔH umpan	290901.15	-
2	ΔH distilat	-	249818.36
3	ΔH condensor	-	-253629.45
4	ΔH bottom	-	601155.43
5	ΔH reboiler	306443.19	-
Total Setiap Arus		597344.34	597344.34
	Total	**597344.34**	**597344.34**

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

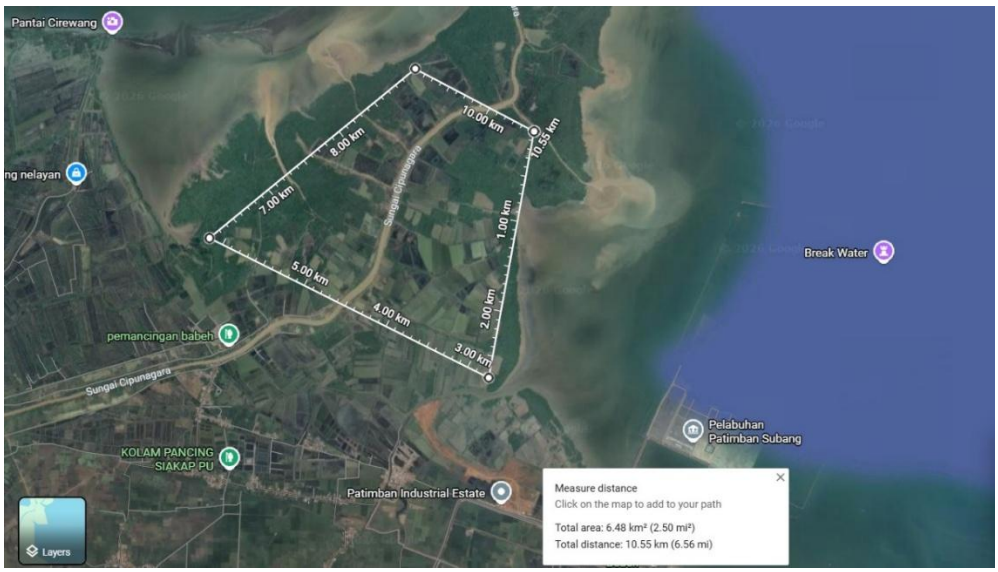
4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pendirian pabrik merupakan suatu keputusan yang sangat penting karena dapat mempengaruhi keberhasilan operasional suatu perusahaan. Lokasi yang tepat memiliki peran yang signifikan dalam menekan biaya operasional, meningkatkan efisiensi proses produksi, serta memperlancar kegiatan distribusi produk. Sebaliknya, kesalahan dalam menentukan lokasi pabrik dapat menimbulkan berbagai permasalahan, seperti tingginya biaya transportasi, kesulitan dalam memperoleh tenaga kerja yang kompeten, serta keterbatasan akses terhadap bahan baku yang dibutuhkan dalam proses produksi.

Penentuan lokasi pabrik menjadi aspek yang sangat penting karena beberapa faktor utama. Pertama, lokasi yang strategis dapat meningkatkan efisiensi biaya operasional dengan mengurangi biaya transportasi bahan baku maupun produk jadi, biaya tenaga kerja, serta biaya utilitas. Kedua, lokasi yang berdekatan dengan pasar sasaran akan mempermudah proses distribusi produk dan memungkinkan perusahaan untuk merespons permintaan konsumen secara lebih cepat dan efektif. Ketiga, kedekatan dengan sumber bahan baku dapat mengurangi biaya pengangkutan serta menjamin ketersediaan pasokan bahan baku secara berkelanjutan. Keempat,

ketersediaan tenaga kerja yang terampil dengan tingkat upah yang kompetitif sangat diperlukan untuk mendukung kelancaran kegiatan operasional pabrik. Selain itu, tersedianya infrastruktur yang memadai, seperti jaringan jalan, pelabuhan, dan bandara, juga menjadi faktor penting dalam menunjang kegiatan logistik serta distribusi produk perusahaan.

Berdasarkan berbagai pertimbangan yang telah diuraikan sebelumnya, maka lokasi pendirian pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun direncanakan berada di Kawasan Industri Patimban, Kecamatan Cipunagara, Kabupaten Subang, Provinsi Jawa Barat. Pemilihan lokasi tersebut didasarkan pada beberapa faktor, salah satunya adalah ketersediaan bahan baku utama yang relatif mudah diperoleh di wilayah Jawa Barat dan sekitarnya, sehingga diharapkan dapat mendukung kelancaran proses produksi serta efisiensi dalam pengadaan bahan baku.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Biodiesel

Adapun keuntungan dipilihnya lokasi di Subang adalah adanya faktor-faktor berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Dalam penentuan lokasi pendirian pabrik, faktor primer merupakan aspek-aspek dasar yang memiliki pengaruh paling besar terhadap keberlangsungan operasional serta tingkat keuntungan perusahaan. Faktor-faktor primer ini secara langsung mempengaruhi kelancaran proses produksi, efisiensi biaya operasional, dan distribusi produk. Oleh karena itu, faktor primer umumnya memiliki bobot pertimbangan yang lebih besar dibandingkan dengan faktor sekunder dan sering kali menjadi penentu utama dalam pengambilan keputusan lokasi pendirian pabrik.

Beberapa faktor primer yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik antara lain sebagai berikut.

a. Penyedia Bahan Baku

Biji kemiri sunan (*Reutealis trisperma*) merupakan salah satu tanaman yang berpotensi sebagai bahan baku pembuatan biodiesel karena memiliki kandungan minyak yang cukup tinggi. Daerah Gresik, Jawa Timur, menjadi salah satu wilayah yang memiliki potensi pengembangan tanaman kemiri sunan yang cukup besar sehingga mampu menyediakan bahan baku dalam jumlah yang memadai. Potensi ini menjadikan biji kemiri sunan sebagai sumber bahan baku yang dapat dimanfaatkan secara

optimal dalam industri biodiesel. Oleh karena itu, pendirian pabrik biodiesel di Kecamatan Cipunagara, Kabupaten Subang, menjadi langkah yang strategis. Lokasi ini dipilih karena ketersediaan bahan baku utama biji kemiri sunan dari Gresik, Jawa Timur, serta kebutuhan bahan kimia pendukung seperti metanol (CH_3OH), asam sulfat (H_2SO_4), asam fosfat (H_3PO_4), natrium hidroksida (NaOH), dan asam klorida (HCl) yang relatif mudah diperoleh dari pemasok bahan kimia industri di wilayah Pulau Barat.

b. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi pendirian pabrik biodiesel. Kedekatan lokasi pabrik dengan pasar konsumen dapat meminimalkan biaya transportasi serta mempercepat proses distribusi produk. Kabupaten Subang memiliki lokasi yang cukup strategis karena berada di wilayah Jawa Barat yang dekat dengan pusat kegiatan industri dan ekonomi, seperti Jakarta, Bekasi, Karawang, dan Cirebon.

Selain itu, keberadaan berbagai sarana transportasi dan infrastruktur distribusi juga menjadi faktor pendukung dalam kegiatan pemasaran produk biodiesel. Infrastruktur tersebut memungkinkan proses pengiriman produk berjalan lebih efisien, baik untuk kebutuhan pasar domestik maupun ekspor.

Ketersediaan pasar untuk produk samping biodiesel seperti gliserol juga menjadi pertimbangan dalam meningkatkan nilai ekonomi dari proses produksi.

Pemasaran yang dilakukan bertujuan untuk memenuhi kebutuhan biodiesel di Indonesia, khususnya di wilayah Jawa dan sekitarnya. Adapun jarak pabrik dengan moda transportasi yang tersedia antara lain sebagai berikut:

1. Akses pelabuhan melalui Pelabuhan Patimban yang berjarak sekitar ±20–30 km dari lokasi pabrik.
2. Akses transportasi udara melalui Bandara Internasional Kertajati di Kabupaten Majalengka dengan jarak sekitar ±90 km.
3. Akses jalur kereta api melalui stasiun-stasiun utama di wilayah Subang dan sekitarnya yang terhubung dengan jalur distribusi di Pulau Jawa.
4. Akses jalan tol melalui Jalan Tol Cipali (Cikopo–Palimanan) yang menghubungkan wilayah Subang dengan berbagai kota besar di Pulau Jawa.

c. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian suatu industri karena berperan langsung dalam mendukung kegiatan operasional pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan dalam industri biodiesel berasal dari lulusan

sekolah menengah kejuruan, diploma, maupun sarjana yang memiliki kompetensi di bidang teknik dan industri.

Kabupaten Subang memiliki jumlah penduduk yang cukup besar sehingga menyediakan potensi tenaga kerja yang memadai. Selain itu, keberadaan kawasan industri di wilayah Subang dan daerah sekitarnya memungkinkan tersedianya tenaga kerja yang telah memiliki pengalaman di bidang industri.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan tenaga kerja antara lain sebagai berikut:

1. Kemungkinan memperoleh tenaga kerja yang sesuai dengan kebutuhan perusahaan.
2. Tingkat pendidikan serta keterampilan tenaga kerja yang tersedia.
3. Besarnya upah tenaga kerja di sekitar lokasi pabrik.\
4. Keberadaan serikat pekerja serta peraturan ketenagakerjaan yang berlaku.
5. Ketersediaan lembaga pendidikan maupun pelatihan tenaga kerja di wilayah sekitar.

d. Utilitas

Ketersediaan utilitas merupakan salah satu faktor penting yang menunjang keberlangsungan operasional suatu industri. Utilitas yang dibutuhkan dalam proses produksi biodiesel meliputi

penyediaan air, listrik, serta bahan bakar untuk menunjang berbagai kegiatan operasional pabrik.

Ketersediaan air bersih menjadi salah satu faktor utama dalam menunjang kegiatan industri, baik untuk kebutuhan proses produksi, pendinginan, maupun kebutuhan domestik di area pabrik. Wilayah Kecamatan Cipunagara, Kabupaten Subang, memiliki potensi sumber air yang cukup memadai, salah satunya berasal dari Sungai Cipunagara yang dapat dimanfaatkan sebagai sumber air baku. Air tersebut selanjutnya dapat diolah terlebih dahulu melalui unit pengolahan air sehingga memenuhi standar kualitas air yang dibutuhkan dalam proses produksi dan utilitas pabrik.

Selain itu, penyediaan energi listrik untuk operasional pabrik dapat diperoleh dari jaringan Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang telah menjangkau wilayah Kabupaten Subang dan kawasan industri di sekitarnya. Pasokan listrik ini digunakan untuk mengoperasikan berbagai peralatan proses, sistem kontrol, serta fasilitas pendukung lainnya di dalam pabrik. Untuk menjaga kontinuitas operasional apabila terjadi gangguan pada pasokan listrik utama, pabrik juga dilengkapi dengan generator sebagai sumber listrik cadangan.

Dengan ketersediaan sumber air, pasokan energi listrik, serta fasilitas pendukung lainnya yang memadai, wilayah Kecamatan Cipunagara, Kabupaten Subang, dinilai mampu memenuhi

kebutuhan utilitas yang diperlukan dalam operasional pabrik biodiesel.

e. Letak Geografis

Secara geografis, Kabupaten Subang terletak pada koordinat sekitar 107°31' hingga 107°54' Bujur Timur dan 6°11' hingga 6°49' Lintang Selatan. Wilayah ini memiliki kondisi topografi yang bervariasi, mulai dari daerah pegunungan di bagian selatan hingga dataran rendah di bagian utara yang berbatasan langsung dengan Laut Jawa. Sebagian besar wilayah di bagian utara Kabupaten Subang merupakan dataran rendah yang cukup potensial untuk pengembangan kawasan industri dan kegiatan ekonomi lainnya.

Kecamatan Cipunagara yang berada di Kabupaten Subang memiliki lokasi yang cukup strategis karena berada tidak jauh dari kawasan pesisir utara Jawa serta dekat dengan Pelabuhan Patimban yang merupakan salah satu pelabuhan internasional di Indonesia. Kondisi geografis ini memberikan keuntungan dalam kegiatan distribusi bahan baku maupun produk, baik untuk pasar domestik maupun ekspor. Dengan demikian, letak geografis Kabupaten Subang, khususnya Kecamatan Cipunagara, menjadi salah satu faktor yang mendukung pengembangan industri, termasuk pendirian pabrik biodiesel.

f. Transportasi

Kabupaten Subang memiliki sarana transportasi yang cukup memadai untuk menunjang kegiatan industri. Wilayah ini dilalui oleh jaringan jalan nasional serta memiliki akses yang cukup dekat dengan jalan tol yang menghubungkan berbagai kota besar di Pulau Jawa. Kemudahan akses transportasi ini mempermudah proses pengiriman bahan baku maupun distribusi produk ke berbagai daerah.

Selain itu, keberadaan Pelabuhan Patimban yang berada di wilayah Kabupaten Subang memberikan keuntungan dalam kegiatan ekspor dan impor bahan baku maupun produk industri. Akses menuju pelabuhan dapat ditempuh melalui jalur darat dengan waktu yang relatif singkat.

Selain transportasi laut, wilayah Subang juga memiliki akses menuju transportasi udara melalui Bandara Internasional Kertajati yang berada di Kabupaten Majalengka. Bandara tersebut dapat digunakan untuk mendukung kegiatan logistik dan mobilitas industri. Dengan tersedianya berbagai sarana transportasi darat, laut, dan udara, wilayah Kecamatan Cipunagara dinilai memiliki akses transportasi yang memadai untuk menunjang kegiatan operasional pabrik biodiesel.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a. Perluasan Area Unit

Pendirian suatu pabrik memerlukan perencanaan perluasan area produksi guna meningkatkan kapasitas pabrik sebagai antisipasi terhadap kemungkinan peningkatan permintaan produk di masa mendatang. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik perlu mempertimbangkan ketersediaan lahan yang cukup luas untuk mendukung pengembangan fasilitas produksi di masa depan. Wilayah Kecamatan Cipunagara, Kabupaten Subang, masih memiliki ketersediaan lahan yang relatif luas dengan kondisi lahan yang cukup datar sehingga memungkinkan dilakukannya perluasan area pabrik apabila terjadi peningkatan kapasitas produksi di kemudian hari.

b. Perizinan

Kabupaten Subang merupakan salah satu wilayah di Provinsi Jawa Barat yang sedang dikembangkan sebagai kawasan industri dan pusat pertumbuhan ekonomi baru. Pemerintah daerah memberikan dukungan terhadap pengembangan sektor industri melalui berbagai kebijakan yang mempermudah proses perizinan bagi investor yang ingin mendirikan industri di wilayah tersebut. Dengan adanya dukungan dari pemerintah daerah serta kebijakan pengembangan kawasan industri di wilayah Subang, proses

perizinan pendirian pabrik di Kecamatan Cipunagara diharapkan dapat berjalan dengan lebih mudah dan terarah.

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Dalam mendirikan suatu pabrik, kondisi sosial masyarakat di sekitar lokasi juga perlu menjadi pertimbangan. Masyarakat di wilayah Kecamatan Cipunagara pada umumnya memiliki sikap yang cukup terbuka terhadap kegiatan industri yang dapat memberikan dampak positif bagi perekonomian daerah. Keberadaan pabrik diharapkan dapat membuka lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat sekitar serta mendorong pertumbuhan ekonomi lokal. Selain itu, aspek keamanan dan kenyamanan lingkungan juga perlu diperhatikan agar keberadaan industri tetap selaras dengan kehidupan masyarakat setempat.

d. Prasarana Pendukung

Prasarana pendukung merupakan salah satu faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pendirian pabrik. Fasilitas seperti sarana kesehatan, pendidikan, tempat ibadah, layanan perbankan, serta kawasan perumahan sangat diperlukan untuk menunjang kehidupan sosial para tenaga kerja. Wilayah Kabupaten Subang telah dilengkapi dengan berbagai fasilitas umum yang memadai untuk memenuhi kebutuhan tersebut. Keberadaan fasilitas pendukung ini diharapkan dapat

memberikan kenyamanan bagi tenaga kerja serta mendukung kelancaran kegiatan operasional pabrik.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan pengaturan yang optimal terhadap fasilitas fisik, peralatan produksi, serta tenaga kerja guna mendukung kelancaran proses produksi. Dalam merancang tata letak pabrik, penempatan mesin dan peralatan produksi harus direncanakan secara cermat agar dapat menjamin aspek keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi para pekerja. Selain peralatan yang digunakan dalam proses produksi, keberadaan bangunan penunjang seperti kantor, gudang, laboratorium, dan bengkel juga perlu diatur secara efisien. Pengaturan tersebut bertujuan untuk mendukung kelancaran arus material, mempermudah proses pengawasan, meningkatkan keamanan, serta mengendalikan biaya operasional. Di samping itu, penempatan peralatan produksi secara strategis juga menjadi faktor penting agar proses produksi dapat berlangsung secara efektif dan efisien.

Tata ruang pabrik mencakup perencanaan kebutuhan lahan yang digunakan untuk seluruh kegiatan operasional, termasuk area kantor, gudang, ruang kerja, serta berbagai fasilitas penunjang proses produksi. Perancangan tata ruang ini memiliki peranan penting karena dapat mempengaruhi besarnya biaya konstruksi, biaya produksi, efisiensi operasional, serta keselamatan kerja di lingkungan pabrik. Dari segi keterpaduan fungsi, tata ruang pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga pemanfaatan lahan dapat dilakukan secara optimal serta aliran proses produksi dan distribusi dapat

berjalan dengan lancar. Oleh karena itu, perencanaan tata ruang pabrik harus dilakukan secara matang agar dapat meminimalkan berbagai kendala operasional yang mungkin terjadi di masa mendatang.

Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata ruang pabrik antara lain sebagai berikut:

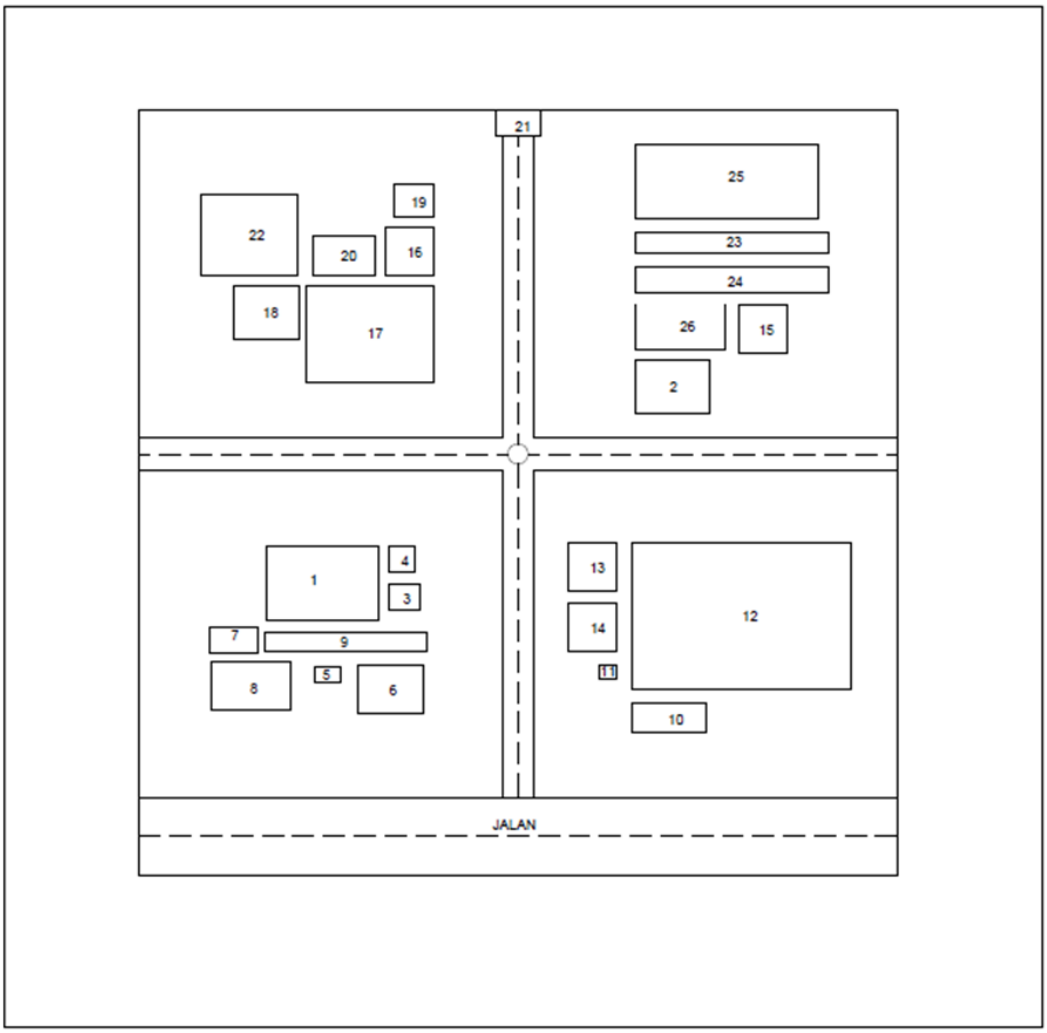
a. Status pabrik yang akan didirikan, apakah merupakan perluasan dari pabrik yang telah ada sebelumnya atau merupakan pendirian pabrik baru.
b. Ketersediaan lahan yang memungkinkan dilakukannya perluasan pabrik di masa mendatang.
c. Kelancaran distribusi bahan baku, produk, serta penyediaan utilitas seperti air, steam, listrik, dan bahan bakar.
d. Kondisi cuaca atau iklim di lingkungan sekitar pabrik.
e. Aspek keselamatan kerja (*safety*), seperti potensi terjadinya kebakaran, kecelakaan kerja, dan risiko lainnya.
f. Lokasi pabrik harus sesuai dengan peraturan dan ketentuan yang berlaku di daerah setempat.
g. Sistem pengolahan dan pembuangan limbah (*waste disposal*).
h. Pemanfaatan ruang kerja secara efisien.

Pabrik Biodiesel dari minyak biji kemiri sunan didirikan diatas tanah seluas 22138 m^2. Berikut adalah perincian luas tanah bangunan pabrik:

Tabel 4.1 Perincian Luas Bangunan dan Tanah

No	Lokasi	Bangunan		Luas (m^3)	Tanah		Luas (m^3)
		Panjang	Lebar		Panjang	Lebar	
1	Kantor	35	23	805	38.5	25.3	974.1

2	Gedung serbaguna	23	17	391	25.3	18.7	473.1
3	Masjid	10	8	80	11.0	8.8	96.8
4	Kantin	8	8	64	8.8	8.8	77.4
5	Koperasi	8	5	40	8.8	5.5	48.4
6	Area parkir utama	20	15	300	22.0	16.5	363.0
7	Poliklinik	15	8	120	16.5	8.8	145.2
8	Gudang	25	15	375	27.5	16.5	453.8
9	Area Loading Space 1	50	6	300	55.0	6.6	363.0
10	Areea Loading Space 2	23	9	207	25.3	9.9	250.5
11	Pos Satpam	5	4	20	5.5	4.4	24.2
12	Area proses	68	45	3099	75.0	50.0	3750.0
13	Ruang alat	15	15	225	16.5	16.5	272.3
14	Laboratorium	15	15	225	16.5	16.5	272.3
15	Ruang control process	15	15	225	16.5	16.5	272.3
16	Ruang control utilitas	15	15	225	16.5	16.5	272.3
17	Area utilitas	40	30	1200	44.0	33.0	1452.0
18	Area parkir truk	20	16.5	330	22.0	18.2	399.3
19	Ruang listrik	12	10	120	13.2	11.0	145.2
20	Bengkel	19	12	228	20.9	13.2	275.9
21	Area pemadam kebakaran	14	8	112	15.4	8.8	135.5
22	UPL	30	25	750	33.0	27.5	907.5
23	Halaman depan kantor	60	6	360	66.0	6.6	435.6
24	Halaman belakang kantor	60	8	480	66.0	8.8	580.8
25	Perluasan Pabrik	57	23	1311	62.7	25.3	1586.3
26	Taman	28	14	392	30.8	15.4	474.3
27	Jalan			6873.4			7637.2
Luas Bangunan				**18856**			
Luas Tanah							**22138**



Skala 1 : 1000

Gambar 4.2 Layout Pabrik Biodiesel

Keterangan:

1. Kantor
2. Gedung Serbaguna
3. Masjid
4. Kantin
15. Ruang Control Process
16. Ruang Control Utilitas
17. Area Utilitas
18. Area Parkir Truk

5. Koperasi
6. Area Parkir Utama
7. Poliklinik
8. Gudang
9. Area Loading Space 1
10. Area Loading Space 2
11. Pos Satpam
12. Area Proses
13. Ruang Alat
14. Laboratorium
19. Ruang Listrik
20. Bengkel
21. Area Pemadam Kebakaran
22. UPL
23. Halaman Depan Kantor
24. Halaman Belakang Kantor
25. Perluasan Pabrik
26. Taman
27. Jalan

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik biodiesel, terdapat beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan agar proses produksi dapat berlangsung secara efisien, aman, dan ekonomis. Beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam perancangan tata letak tersebut antara lain sebagai berikut:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk harus disesuaikan dengan urutan proses produksi yang telah dirancang. Pengaliran bahan yang mengikuti alur proses secara sistematis dapat memberikan keuntungan secara ekonomi serta mendukung kelancaran operasional pabrik. Selain itu, pengaturan aliran yang baik juga dapat meningkatkan aspek

keselamatan kerja serta meminimalkan kemungkinan terjadinya hambatan dalam proses produksi.

2. Aliran Udara

Pengaturan aliran udara di area proses memerlukan perhatian khusus untuk menjamin sirkulasi dan ventilasi yang baik di lingkungan pabrik. Sistem ventilasi yang memadai dapat mencegah terjadinya penumpukan udara statis serta akumulasi bahan kimia berbahaya di area kerja. Hal ini menjadi sangat penting terutama pada area yang menggunakan bahan kimia yang mudah menguap, seperti metanol pada peralatan mixer, reaktor, maupun menara distilasi. Oleh karena itu, pengaturan arah aliran udara harus dirancang dengan baik untuk menghindari stagnasi udara yang berpotensi membahayakan keselamatan pekerja.

3. Pencahayaan

Sistem pencahayaan di seluruh area pabrik harus dirancang agar mampu memberikan tingkat penerangan yang memadai. Pada area proses yang memiliki tingkat risiko tinggi atau berpotensi menimbulkan bahaya, perlu disediakan pencahayaan tambahan guna memastikan visibilitas yang optimal. Pencahayaan yang baik dapat membantu pekerja dalam melakukan pengawasan terhadap peralatan serta mengurangi risiko terjadinya kecelakaan kerja.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan proses, perlu diperhatikan kemudahan akses bagi pekerja menuju setiap peralatan produksi. Akses

yang baik memungkinkan penanganan gangguan operasional dapat dilakukan dengan cepat dan tepat. Selain itu, pengaturan jalur lalu lintas bagi pekerja maupun kendaraan operasional harus dirancang secara aman untuk meminimalkan risiko kecelakaan di area pabrik.

5. Pertimbangan Ekonomi

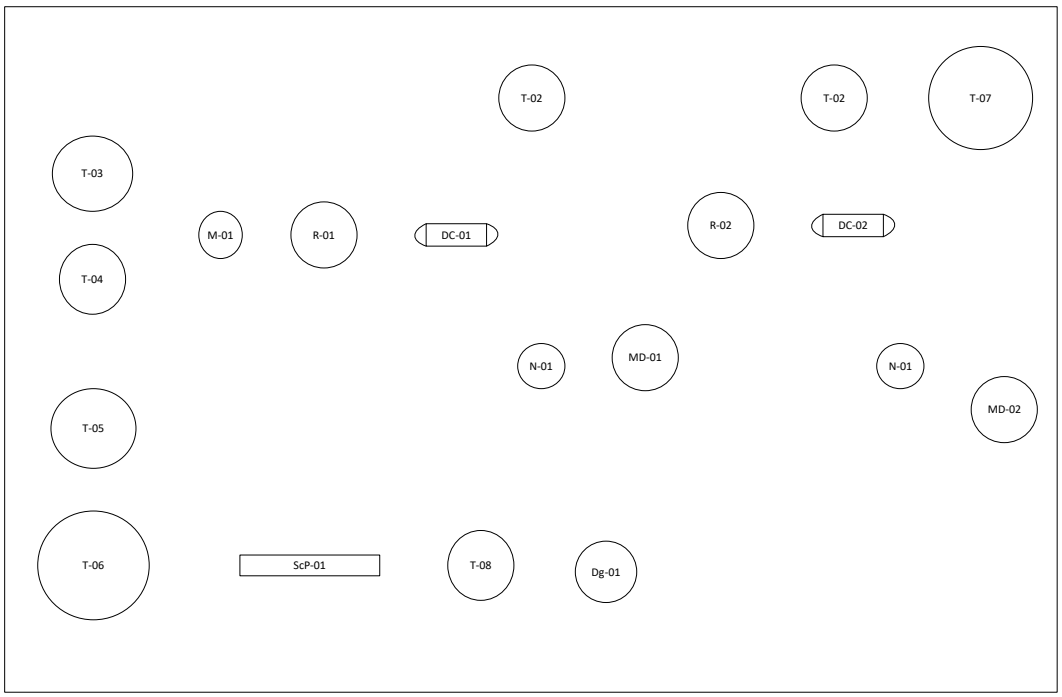
Penataan peralatan proses di dalam pabrik perlu dirancang secara optimal untuk menekan biaya operasional serta meningkatkan efisiensi penggunaan sumber daya. Tata letak yang baik akan mendukung kelancaran proses produksi dan meningkatkan keselamatan kerja, sehingga secara keseluruhan dapat memberikan keuntungan ekonomi yang maksimal bagi perusahaan.

6. *Maintenance* (Pemeliharaan)

Kegiatan pemeliharaan memiliki peranan penting dalam menjaga kondisi peralatan dan fasilitas pabrik agar tetap beroperasi secara optimal. Pemeliharaan dilakukan melalui kegiatan perawatan rutin serta perbaikan berkala guna mendukung kelancaran proses produksi dan meningkatkan produktivitas pabrik. Pemeliharaan preventif dilakukan secara rutin untuk mencegah terjadinya kerusakan peralatan serta menjaga kebersihan lingkungan kerja. Selain itu, pemeliharaan berkala juga dilakukan sesuai dengan jadwal yang tercantum dalam pedoman atau buku panduan peralatan.

7. Jarak Antara Alat Proses

Peralatan proses yang beroperasi pada kondisi suhu dan tekanan tinggi sebaiknya ditempatkan secara terpisah dari peralatan proses lainnya. Pemisahan ini bertujuan untuk meminimalkan risiko apabila terjadi kejadian yang tidak diinginkan, seperti ledakan atau kebakaran. Dengan penataan yang terpisah, potensi dampak kerusakan terhadap peralatan lain di area pabrik dapat dikurangi sehingga keselamatan operasional dan perlindungan terhadap fasilitas produksi dapat lebih terjamin.



Skala 1 : 1000

Gambar 4.3 Layout Alat Proses

Keterangan:

T : Tangki R : Reaktor

SP : *Screw Press* DC : Dekanter

DG : *Degumming* N : *Netralizer*

M : *Mixer* MD : Menara Distilasi

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Mengingat bahwa pengelolaan pabrik biodiesel berbahan baku biji kemiri sunan (*Reutealis trisperma*) memerlukan sistem manajemen yang terorganisasi dengan baik, maka diperlukan suatu struktur organisasi yang sistematis agar pembagian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dapat dilaksanakan secara efektif dan efisien. Pabrik biodiesel yang direncanakan memiliki kapasitas produksi sebesar 50.000 ton per tahun dan dirancang dalam bentuk badan hukum Perseroan Terbatas (PT).

Berdasarkan Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas, Perseroan Terbatas merupakan badan hukum yang didirikan berdasarkan suatu perjanjian untuk menjalankan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Saham merupakan surat berharga yang diterbitkan oleh perusahaan dan dimiliki oleh para pemegang saham sebagai bukti penyertaan modal sekaligus sebagai tanda kepemilikan atas perusahaan tersebut.

Dalam struktur perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas, para pemegang saham memiliki kewajiban terbatas pada penyetoran modal sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya. Adapun pengelolaan

kegiatan operasional perusahaan dilakukan oleh direksi yang bertanggung jawab kepada para pemegang saham melalui dewan komisaris. Dengan adanya pemisahan antara pemilik perusahaan dan pengelola perusahaan, maka kegiatan operasional dapat dijalankan secara lebih profesional.

Adapun beberapa pertimbangan yang mendasari pemilihan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) dalam pendirian pabrik biodiesel ini antara lain sebagai berikut:

a. Kemudahan dalam memperoleh modal, baik melalui penjualan saham perusahaan kepada investor maupun melalui pinjaman dari lembaga perbankan.
b. Pengelolaan operasional perusahaan yang lebih profesional, karena kegiatan operasional dijalankan oleh pengurus perusahaan, sedangkan tanggung jawab pemegang saham terbatas pada modal yang disetorkan.
c. Adanya pemisahan yang jelas antara kepemilikan dan pengelolaan perusahaan, di mana pemegang saham bertindak sebagai pemilik perusahaan, sedangkan pengelolaan perusahaan dilakukan oleh direksi beserta stafnya yang berada di bawah pengawasan dewan komisaris. Hal ini dapat menjamin keberlangsungan perusahaan dalam jangka panjang.
d. Efisiensi dalam sistem manajemen, karena para pemegang saham dapat menunjuk individu yang memiliki kompetensi, keahlian, serta

pengalaman yang memadai untuk menduduki jabatan sebagai dewan komisaris maupun direktur utama.

e. Kesempatan untuk memperluas kegiatan usaha, karena perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas memiliki kemampuan untuk menghimpun modal yang relatif besar dari masyarakat sehingga dapat digunakan untuk pengembangan usaha di masa mendatang.
f. Kemudahan dalam memperoleh fasilitas kredit dari lembaga perbankan, karena perusahaan memiliki aset yang dapat dijadikan sebagai jaminan dalam memperoleh pembiayaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Pembentukan suatu perusahaan memerlukan susunan organisasi yang terstruktur dan selaras dengan sistem manajemen yang diterapkan, sehingga pembagian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dalam pengelolaan perusahaan dapat dilaksanakan secara jelas, terarah, dan sistematis. Oleh karena itu, diperlukan suatu struktur organisasi yang tersusun dengan baik guna menunjang efektivitas dan efisiensi pelaksanaan kegiatan operasional perusahaan.

Setiap perusahaan pada umumnya memiliki bentuk struktur organisasi yang berbeda-beda, yang disesuaikan dengan karakteristik usaha, skala kegiatan, serta kebutuhan manajerial perusahaan tersebut. Dengan adanya struktur organisasi yang jelas, perusahaan dapat lebih mudah dalam mengatur pembagian unit kerja, jabatan, fungsi, serta

hierarki wewenang dan tanggung jawab dari setiap bagian yang terdapat di dalam organisasi.

Dalam pelaksanaan kegiatan organisasi perusahaan, terdapat dua kelompok utama yang berperan dalam menjalankan fungsi manajemen, yaitu sebagai berikut:

a. Sebagai ahli atau *line*, yaitu pihak yang memiliki kewenangan dan tanggung jawab langsung dalam melaksanakan tugas pokok organisasi guna mencapai tujuan perusahaan.
b. Sebagai *staff*, yaitu tenaga kerja yang memiliki keahlian khusus dan berfungsi memberikan saran, pertimbangan, maupun dukungan teknis kepada unit operasional dalam menjalankan aktivitas perusahaan.

Pemilik perusahaan yang terdiri dari para pemegang saham menunjuk direksi untuk menjalankan dan mengelola kegiatan operasional perusahaan sehari-hari. Direksi bertanggung jawab terhadap pengelolaan perusahaan secara menyeluruh serta memastikan bahwa seluruh kegiatan operasional berjalan sesuai dengan kebijakan perusahaan dan tujuan yang telah ditetapkan.

Dalam pelaksanaan tugasnya, direksi dibantu oleh beberapa manajer yang bertanggung jawab pada bidang masing-masing. Direktur produksi bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berkaitan dengan proses produksi, pengadaan bahan baku, pemeliharaan peralatan,

pengembangan proses, serta pengawasan mutu produk. Sementara itu, direktur keuangan dan umum bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berkaitan dengan pengelolaan keuangan perusahaan, administrasi, pemasaran, keamanan, kesehatan dan keselamatan kerja (K3), serta pengelolaan lingkungan.

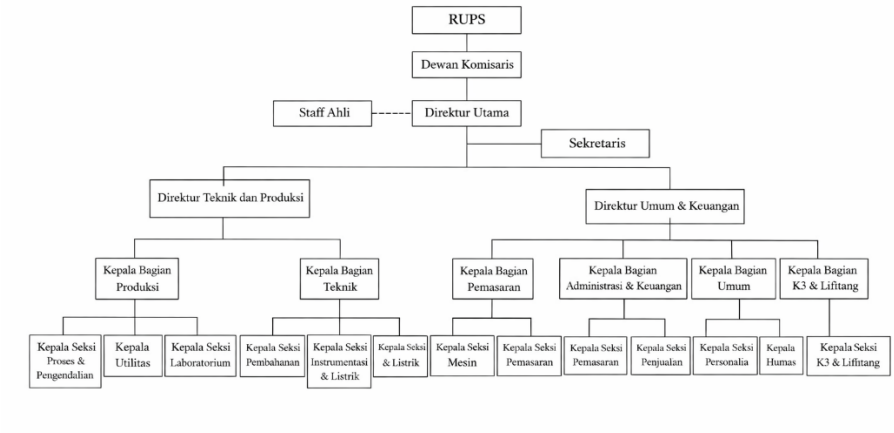
Setiap kepala departemen memimpin sejumlah supervisor yang bertugas mengatur, mengoordinasikan, serta mengawasi kegiatan para pekerja di departemen masing-masing. Para pekerja selanjutnya dikelompokkan ke dalam beberapa tim kerja yang masing-masing dipimpin oleh seorang ketua tim yang bertanggung jawab kepada *supervisor* pada departemen terkait.

Untuk menunjang kelancaran kegiatan operasional dan proses produksi, perusahaan memerlukan tenaga kerja yang memiliki keterampilan, kompetensi, serta keahlian di bidangnya masing-masing. Karyawan yang kompeten diharapkan mampu memberikan kontribusi berupa gagasan, inovasi, maupun masukan kepada manajemen perusahaan guna mendukung tercapainya tujuan perusahaan secara efektif dan berkelanjutan.

Adapun manfaat dari adanya struktur organisasi dalam suatu perusahaan antara lain sebagai berikut:

1. Memberikan kejelasan mengenai pembagian tugas, tanggung jawab, dan wewenang setiap bagian dalam organisasi.

2. Menjadi pedoman bagi pimpinan maupun karyawan dalam melaksanakan tugas dan fungsi masing-masing.
3. Mempermudah proses penempatan pegawai sesuai dengan kompetensi dan keahlian yang dimiliki.
4. Mendukung penyusunan rencana pengembangan manajemen perusahaan secara lebih sistematis.
5. Memudahkan proses evaluasi serta perbaikan terhadap sistem kerja dan prosedur operasional apabila ditemukan ketidakefisienan dalam pelaksanaannya.



Gambar 4.4 Strukur Organisasi Perusahaan Pabrik Biodiesel

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Sebagaimana diketahui, dalam suatu perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) terdapat beberapa organ perusahaan yang memiliki kewenangan, tanggung jawab, serta fungsi yang berbeda dalam menjalankan tata kelola perusahaan. Organ-organ tersebut berperan penting dalam menjaga keseimbangan antara fungsi

pengawasan, pengelolaan, dan pengambilan keputusan strategis dalam perusahaan. Organ utama dalam Perseroan Terbatas terdiri atas Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), Dewan Komisaris, dan Direksi. Ketentuan mengenai ketiga organ tersebut diatur dalam Pasal 1 angka 4, angka 5, dan angka 6 Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas. Melalui pembagian tugas dan kewenangan yang jelas antara organ-organ tersebut, diharapkan kegiatan operasional perusahaan dapat berjalan secara efektif, transparan, serta sesuai dengan prinsip tata kelola perusahaan yang baik (*good corporate governance*).

a. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan individu maupun badan hukum yang menanamkan modalnya ke dalam suatu perusahaan melalui kepemilikan saham yang diterbitkan oleh perusahaan tersebut. Dengan kepemilikan saham tersebut, pemegang saham secara hukum memiliki hak kepemilikan atas perusahaan sesuai dengan jumlah saham yang dimiliki. Selain memperoleh hak atas bagian keuntungan perusahaan dalam bentuk dividen, pemegang saham juga memiliki hak untuk turut serta dalam pengambilan keputusan strategis perusahaan melalui mekanisme Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Dalam struktur tata kelola perusahaan, pemegang saham menempati posisi yang sangat penting karena merupakan pemilik

modal utama yang memungkinkan perusahaan dapat menjalankan kegiatan usahanya. Oleh karena itu, pemegang saham memiliki sejumlah kewenangan strategis yang berkaitan dengan arah dan kebijakan perusahaan. Beberapa tugas dan kewenangan utama pemegang saham antara lain sebagai berikut:

1. Memiliki hak untuk mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris maupun Direksi berdasarkan pertimbangan terhadap kinerja, integritas, serta kebutuhan perusahaan dalam mencapai tujuan usaha.
2. Mengkaji, mengevaluasi, serta mengesahkan laporan keuangan tahunan perusahaan yang meliputi laporan laba rugi, neraca, serta laporan arus kas yang mencerminkan kondisi keuangan perusahaan dalam satu periode akuntansi.
3. Menyelenggarakan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) secara berkala, paling sedikit satu kali dalam satu tahun, sebagai forum pengambilan keputusan tertinggi dalam perusahaan. Dalam forum tersebut dibahas berbagai hal penting seperti laporan kinerja perusahaan, rencana pengembangan usaha, pembagian dividen, serta kebijakan strategis lainnya.

Dengan adanya mekanisme tersebut, pemegang saham dapat melakukan pengawasan terhadap jalannya perusahaan sekaligus

memastikan bahwa perusahaan dikelola secara profesional dan memberikan manfaat ekonomi yang optimal.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan organ perusahaan yang memiliki tugas utama untuk melakukan pengawasan terhadap kebijakan pengelolaan perusahaan yang dilaksanakan oleh Direksi. Dewan Komisaris juga memiliki tanggung jawab untuk memberikan nasihat dan pertimbangan kepada Direksi agar kegiatan operasional perusahaan dapat berjalan sesuai dengan tujuan yang telah ditetapkan oleh pemegang saham.

Dalam menjalankan fungsinya, Dewan Komisaris bertindak sebagai pengawas independen yang memastikan bahwa seluruh kegiatan perusahaan dilakukan secara transparan, akuntabel, serta sesuai dengan peraturan perundang-undangan yang berlaku. Dengan demikian, keberadaan Dewan Komisaris memiliki peran penting dalam menjaga stabilitas dan keberlanjutan perusahaan.

Adapun tugas dan kewenangan Dewan Komisaris antara lain sebagai berikut:

1. Melakukan evaluasi terhadap rencana strategis perusahaan yang disusun oleh Direksi, termasuk kebijakan umum perusahaan, rencana pengembangan usaha, target produksi, pengalokasian sumber daya, serta strategi pemasaran produk.

2. Melaksanakan fungsi pengawasan secara menyeluruh terhadap pelaksanaan tugas Direksi guna memastikan bahwa pengelolaan perusahaan dilakukan secara profesional, efisien, serta sesuai dengan prinsip tata kelola perusahaan yang baik.
3. Memberikan saran, arahan, serta pertimbangan kepada Direksi dalam pengambilan keputusan yang bersifat strategis, terutama yang berkaitan dengan keberlangsungan usaha perusahaan.

Melalui pelaksanaan fungsi pengawasan tersebut, Dewan Komisaris berperan dalam memastikan bahwa kegiatan operasional perusahaan tidak menyimpang dari tujuan yang telah ditetapkan oleh pemegang saham.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab secara langsung terhadap pelaksanaan kegiatan operasional perusahaan sehari-hari. Direktur Utama memiliki kewenangan dalam menetapkan kebijakan operasional serta mengoordinasikan seluruh kegiatan perusahaan agar dapat berjalan secara efektif dan efisien.

Sebagai pimpinan tertinggi dalam manajemen perusahaan, Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas seluruh kebijakan yang diambil serta hasil kinerja perusahaan. Oleh karena itu, Direktur Utama harus

mampu menjalankan fungsi kepemimpinan secara profesional, transparan, serta berorientasi pada pencapaian tujuan perusahaan. Adapun tugas dan kewenangan Direktur Utama meliputi:

1. Menetapkan serta melaksanakan kebijakan perusahaan secara menyeluruh dengan berpedoman pada visi dan misi perusahaan yang telah ditetapkan oleh pemegang saham.
2. Menyusun rencana kerja perusahaan serta mengoordinasikan pelaksanaan kegiatan operasional di seluruh unit kerja.
3. Menyampaikan laporan pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham mengenai hasil kinerja perusahaan pada setiap akhir periode jabatan.
4. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan serta membangun hubungan kerja yang harmonis antara manajemen, pemegang saham, karyawan, konsumen, dan mitra usaha.
5. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian di lingkungan perusahaan dengan mempertimbangkan kebutuhan organisasi serta persetujuan pemegang saham.
6. Mengkoordinasikan hubungan kerja antar direktorat, bagian, dan unit kerja lainnya guna memastikan kelancaran kegiatan operasional perusahaan.

Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh beberapa direktorat yang masing-masing memiliki tanggung jawab tertentu dalam pengelolaan perusahaan.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, antara lain:

1. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

   Direktorat ini bertanggung jawab terhadap pengelolaan administrasi perusahaan, pengembangan sumber daya manusia, pengelolaan hubungan masyarakat, serta penyelenggaraan kegiatan keamanan dan keselamatan kerja di lingkungan perusahaan. Direktorat ini juga berperan dalam memastikan bahwa seluruh kegiatan administrasi dan pengelolaan tenaga kerja dapat berjalan secara tertib dan efisien.

2. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

   Direktorat ini memiliki tanggung jawab dalam mengelola keuangan perusahaan serta merancang strategi pemasaran produk yang dihasilkan. Kegiatan yang dilakukan meliputi penyusunan anggaran perusahaan, pengelolaan pendapatan dan pengeluaran, serta pelaksanaan kegiatan pemasaran guna memperluas jaringan distribusi produk perusahaan.

3. Direktorat Teknik dan Produksi

   Direktorat ini bertanggung jawab terhadap seluruh kegiatan teknis operasional pabrik, termasuk pengelolaan proses produksi, pemeliharaan peralatan, penyediaan utilitas, serta pengendalian mutu produk. Direktorat ini juga

memastikan bahwa kegiatan produksi dapat berlangsung secara efisien, aman, dan berkelanjutan.

d. Bagian

Bagian merupakan unit kerja dalam struktur organisasi perusahaan yang bertugas mengelola, mengoordinasikan, serta mengawasi pelaksanaan kegiatan operasional sesuai dengan bidang tanggung jawabnya masing-masing. Setiap bagian dipimpin oleh seorang kepala bagian yang bertanggung jawab kepada direktorat yang menaunginya. Pembagian bagian ini bertujuan untuk meningkatkan efektivitas dan efisiensi dalam pelaksanaan kegiatan perusahaan. Adapun uraian tugas masing-masing bagian adalah sebagai berikut:

1. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

   Bertanggung jawab dalam mengelola kegiatan administrasi perusahaan serta pengelolaan sumber daya manusia, termasuk kegiatan kesekretariatan, pengarsipan dokumen, serta pengembangan dan pembinaan karyawan.

2. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan (K3L)

   Menangani program kesehatan dan keselamatan kerja bagi seluruh karyawan serta mengelola upaya perlindungan dan pengelolaan lingkungan perusahaan.

3. Bagian Umum dan Keamanan

Bertugas mengelola fasilitas umum perusahaan serta menjaga keamanan lingkungan dan aset perusahaan.

4. Bagian Keuangan

Bertanggung jawab dalam mengelola administrasi keuangan perusahaan, termasuk pencatatan transaksi, penyusunan laporan keuangan, serta pengelolaan pengadaan barang.

5. Bagian Pemasaran

Melaksanakan kegiatan pemasaran dan distribusi produk perusahaan guna memperluas jaringan pasar dan meningkatkan penjualan.

6. Bagian Proses dan Utilitas

Mengawasi jalannya proses produksi serta memastikan ketersediaan utilitas yang diperlukan untuk menunjang kegiatan operasional pabrik.

7. Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam kegiatan pemeliharaan peralatan, sistem kelistrikan, serta instrumentasi untuk menjamin kelancaran proses produksi.

8. Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Melaksanakan kegiatan penelitian dan pengembangan serta melakukan pengendalian mutu

terhadap bahan baku dan produk agar sesuai dengan standar yang telah ditetapkan.

e. Seksi

Seksi merupakan unit kerja terkecil dalam struktur organisasi perusahaan yang bertugas melaksanakan kegiatan operasional sesuai dengan rencana kerja yang telah ditetapkan oleh kepala bagian. Setiap seksi berada di bawah koordinasi bagian yang menaunginya dan bertanggung jawab atas pelaksanaan pekerjaan teknis di lapangan. Adapun seksi-seksi dalam perusahaan adalah sebagai berikut:

1. Seksi Personalia

   Melaksanakan kegiatan administrasi kepegawaian serta pengembangan sumber daya manusia.

2. Seksi Tata Usaha

   Mengelola kegiatan administrasi, kesekretariatan, perencanaan, pelaporan, serta pengelolaan perlengkapan perusahaan.

3. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

   Menangani program kesehatan karyawan serta keselamatan kerja di lingkungan perusahaan.

4. Seksi Unit Pengolahan Limbah

   Melaksanakan pengolahan limbah produksi guna menjaga kelestarian lingkungan.

5. Seksi Hubungan Masyarakat

   Mengelola hubungan perusahaan dengan pemerintah, masyarakat, dan mitra industri.

6. Seksi Keamanan

   Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengamanan di lingkungan perusahaan.

7. Seksi Proses

   Mengawasi jalannya proses produksi agar sesuai dengan standar operasional pabrik.

8. Seksi Utilitas

   Menyediakan kebutuhan utilitas seperti air, uap, bahan bakar, dan udara tekan untuk menunjang produksi.

9. Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

   Melaksanakan kegiatan perawatan dan perbaikan peralatan produksi.

10. Seksi Listrik dan Instrumentasi

    Menjamin ketersediaan tenaga listrik serta keandalan sistem instrumentasi proses.

11. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

    Melakukan pengujian dan pengawasan mutu bahan baku maupun produk.

12. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Melaksanakan kegiatan penelitian dan inovasi untuk meningkatkan kualitas dan efisiensi produksi.

f. Staf Ahli

Staf Ahli merupakan tenaga profesional yang memiliki keahlian khusus dan bertugas memberikan saran, pertimbangan, serta rekomendasi kepada jajaran direksi, khususnya Direktur Utama, dalam pengambilan keputusan yang berkaitan dengan kegiatan operasional perusahaan. Staf Ahli bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dan berperan membantu dalam berbagai bidang seperti teknis, keuangan, pemasaran, sumber daya manusia, serta urusan umum.

Adapun tugas dan wewenang Staf Ahli antara lain sebagai berikut:

1. Memberikan masukan dan pertimbangan dalam perencanaan serta pengembangan perusahaan.
2. Memberikan saran dalam upaya penyempurnaan proses produksi dan peningkatan efektivitas sistem operasional pabrik.
3. Mendukung peningkatan efisiensi kerja di berbagai bagian perusahaan guna mencapai produktivitas yang optimal.

4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik biodiesel dari biji kemiri sunan direncanakan beroperasi secara kontinu selama 24 jam setiap hari. Jumlah hari operasi dalam

satu tahun ditetapkan sebanyak 330 hari, sedangkan sisa hari lainnya dimanfaatkan untuk kegiatan perawatan dan perbaikan peralatan pabrik. Adapun ketentuan hari kerja karyawan adalah sebagai berikut:

1. Cuti Tahunan

   Setiap karyawan berhak memperoleh cuti tahunan selama 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam jangka waktu satu tahun cuti tersebut tidak digunakan, maka hak cuti tersebut tidak dapat digunakan pada tahun berikutnya.

2. Hari Libur Nasional

   Bagi karyawan non-shift, hari libur nasional merupakan hari tidak bekerja. Namun bagi karyawan shift, kegiatan kerja tetap berlangsung pada hari libur nasional, dengan ketentuan bahwa waktu kerja pada hari tersebut dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

   Kerja lembur dilaksanakan apabila terdapat pekerjaan yang bersifat mendesak dan memerlukan penyelesaian segera, serta harus mendapatkan persetujuan dari kepala bagian yang bersangkutan.

Dalam pelaksanaannya, karyawan di perusahaan dibedakan menjadi dua kelompok, yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*.

a. Jadwal Kerja *Non-Shift*

   Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak terlibat secara langsung dalam kegiatan proses produksi, seperti bagian

administrasi, gudang, dan bagian lainnya yang bersifat perkantoran. Karyawan non-shift bekerja selama 5 hari dalam satu minggu dengan total waktu kerja 40 jam per minggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional ditetapkan sebagai hari libur.

Karyawan yang termasuk dalam kelompok *non-shif*t antara lain Direktur Utama, sekretaris, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, kepala bagian, serta staf yang bekerja di lingkungan perkantoran. Adapun rincian jam kerja karyawan *non-shift* adalah sebagai berikut:

Tabel 4.2 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift

Hari	**Jam Kerja**	**Jam Istirahat**
Senin - Kami	07.00 – 16.00	12.00 -13.00
Jum'at	07.00 – 16.00	12.00 -13.00

b. Jadwal *Shift*

Karyawan shift merupakan karyawan yang secara langsung terlibat dalam kegiatan proses produksi atau bertanggung jawab pada unit-unit pabrik yang berkaitan dengan keamanan serta kelancaran operasional produksi. Sistem kerja *shift* diterapkan untuk memastikan bahwa kegiatan produksi dapat berlangsung secara terus-menerus selama 24 jam.

Bagi karyawan *shift,* setelah menjalani 6 hari kerja, karyawan akan memperoleh 2 hari libur dengan sistem pergantian waktu kerja secara bergilir. Pembagian kerja dilakukan dalam 3

shift setiap hari, dimana masing-masing shift memiliki waktu kerja selama 8 jam.

Untuk mendukung sistem tersebut, karyawan shift dibagi menjadi 4 kelompok kerja. Setiap harinya 3 kelompok bertugas menjalankan kegiatan produksi, sedangkan 1 kelompok lainnya menjalani waktu istirahat atau libur. Dengan sistem ini, kegiatan operasional pabrik dapat berjalan secara berkelanjutan tanpa mengganggu keseimbangan waktu kerja dan istirahat karyawan.

Adapun pengaturan jam kerja karyawan *shift* adalah sebagai berikut:

Tabel 4 3 Jadwal Jam Kerja Karyawan *Shift*

Kelompok Kerja	**Jam Kerja**	**Jam Istirahat**
Shift 1	07.00 – 15.00	11.00 – 12.00
Shift 2	15.00 – 23.00	19.00 – 20.00
Shift 3	23.00 – 07.00	03.00 – 04.00

Setelah menjalani dua hari kerja pada *Shift* 2, dilanjutkan dua hari pada *Shift* 3, dan dua hari pada *Shift* 1, karyawan *shift* akan memperoleh waktu libur selama dua hari. Selama menjalankan tugas pada setiap *shift*, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam yang dilakukan secara bergantian agar kegiatan operasional pabrik tetap berjalan dengan lancar.

Apabila di luar jam kerja yang telah ditetapkan karyawan masih diperlukan untuk melaksanakan pekerjaan, maka kelebihan waktu kerja tersebut akan dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*)

dengan ketentuan perhitungan upah lembur yang berlaku di perusahaan.

Pada hari libur nasional, karyawan yang bekerja di bagian kantor (*non-shift*) tidak melaksanakan kegiatan kerja. Sementara itu, karyawan yang bertugas di bagian pabrik tetap menjalankan pekerjaan sesuai dengan jadwal shift yang telah ditetapkan, dengan perhitungan waktu kerja tersebut sebagai lembur.

Setiap shift dipimpin oleh seorang kepala shift yang bertanggung jawab terhadap kelancaran kegiatan operasional selama periode kerja tersebut. Adapun jadwal kerja masing-masing kelompok karyawan ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel 4.4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

Kelompok	**Tanggal**											
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**
A	S	S	M	M	P	P	L	L	S	S	M	M
B	M	M	P	P	L	L	S	S	M	M	P	P
C	P	P	L	L	S	S	M	M	P	P	L	L
D	L	L	S	S	M	M	P	P	L	L	S	S

Keterangan:

P : *Shift 1*

S : *Shift 2*

M : *Shift 3*

L : Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif.

Tabel 4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)	Gaji (/bulan)	Gaji (/tahun)
1	Dewan Komisaris	1	Rp28,856,380.00	Rp28,856,380.00	Rp346,276,560.00
2	Direktur Utama	1	Rp24,734,040.00	Rp24,734,040.00	Rp296,808,480.00
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp24,734,040.00	Rp24,734,040.00	Rp296,808,480.00
4	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp24,734,040.00	Rp24,734,040.00	Rp296,808,480.00
5	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp24,734,040.00	Rp24,734,040.00	Rp296,808,480.00
6	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
7	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
8	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
9	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
10	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
11	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
12	Ka. Bag. Administrasi dan SDM	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
13	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp14,428,190.00	Rp14,428,190.00	Rp173,138,280.00
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
15	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00

16	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
18	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
19	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
20	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
21	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
22	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
23	Ka. Sek. Personalia	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
24	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
25	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
26	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
27	Kepala Seksi Pendataan Audit	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
28	Kepala Seksi Perencanaan Keuangan	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
29	Kepala Seksi Pengendalian Keuangan	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
30	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Baku	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
31	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Pendukung	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
32	Kepala Seksi Akuntansi	1	Rp10,305,850.00	Rp10,305,850.00	Rp123,670,200.00
33	Operator Produksi	28	Rp6,183,510.00	Rp173,138,280.00	Rp2,077,659,360.00
34	Operator Utilitas	60	Rp6,183,510.00	Rp371,010,600.00	Rp4,452,127,200.00

35	Operator DCS	2	Rp9,069,148.00	Rp18,138,296.00	Rp217,659,552.00
36	Engineer Proses	4	Rp9,069,148.00	Rp36,276,592.00	Rp435,319,104.00
37	Engineer Mekanikal/Elektrikal	3	Rp9,069,148.00	Rp27,207,444.00	Rp326,489,328.00
38	Analis Laboratorium	3	Rp9,069,148.00	Rp27,207,444.00	Rp326,489,328.00
39	HSE Officer	2	Rp9,069,148.00	Rp18,138,296.00	Rp217,659,552.00
40	IT Support	2	Rp9,069,148.00	Rp18,138,296.00	Rp217,659,552.00
41	Karyawan Proses	10	Rp6,183,510.00	Rp61,835,100.00	Rp742,021,200.00
42	Karyawan Utilitas	5	Rp6,183,510.00	Rp30,917,550.00	Rp371,010,600.00
43	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp6,183,510.00	Rp37,101,060.00	Rp445,212,720.00
44	Karyawan Laboratorium	6	Rp6,183,510.00	Rp37,101,060.00	Rp445,212,720.00
45	Karyawan Administrasi	6	Rp6,183,510.00	Rp37,101,060.00	Rp445,212,720.00
46	Cleaning Service	10	Rp4,946,808.00	Rp49,468,080.00	Rp593,616,960.00
47	Security	8	Rp4,946,808.00	Rp39,574,464.00	Rp474,893,568.00
48	Sopir	8	Rp4,946,808.00	Rp39,574,464.00	Rp474,893,568.00
49	Perawat	5	Rp4,946,808.00	Rp24,734,040.00	Rp296,808,480.00
Total		200	Rp556,515,900.00	Rp1,485,691,336.00	Rp17,828,296,032.00

4.4.1 Fasilitas dan Hak Karyawan

1. Hak Cuti
   a. Cuti Tahunan

      Setiap karyawan perusahaan berhak memperoleh cuti tahunan selama 12 hari dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak digunakan dalam periode satu tahun, maka hak cuti tersebut tidak dapat digunakan pada tahun berikutnya.

   b. Cuti Massal

      Perusahaan memberikan cuti massal kepada seluruh karyawan setiap tahun yang bertepatan dengan Hari Raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

   c. Cuti Melahirkan

      Karyawan wanita yang akan melahirkan berhak memperoleh cuti melahirkan selama 3 bulan sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

2. Hak Hari Libur Nasional

   Bagi karyawan non-shift, hari libur nasional merupakan hari tidak bekerja. Sementara itu, karyawan shift tetap menjalankan tugasnya sesuai jadwal kerja yang telah ditetapkan, dengan ketentuan bahwa waktu kerja pada hari tersebut dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila terdapat pekerjaan yang bersifat mendesak dan memerlukan penyelesaian segera, serta harus mendapatkan persetujuan dari kepala bagian yang bersangkutan.

4. Poliklinik

Berdasarkan Peraturan Menteri Tenaga Kerja Nomor 03/Men/1980 tentang Pemeriksaan Kesehatan Kerja dalam Penyelenggaraan Keselamatan Kerja, perusahaan menyediakan fasilitas pelayanan kesehatan bagi karyawan. Salah satu fungsi utama fasilitas kesehatan perusahaan adalah menangani kondisi darurat yang terjadi di lingkungan kerja. Selain itu, pemeliharaan kesehatan karyawan merupakan faktor penting dalam menunjang efisiensi dan produktivitas kerja. Oleh karena itu, perusahaan menyediakan klinik kesehatan yang dilengkapi dengan tenaga medis berupa dokter dan perawat.

5. Pakaian Kerja

Perusahaan menyediakan pakaian kerja bagi setiap karyawan sebanyak tiga pasang setiap tahun untuk menunjang kenyamanan dan keselamatan kerja.

6. Tunjangan Hari Raya

Perusahaan memberikan Tunjangan Hari Raya kepada karyawan setiap tahun menjelang Hari Raya Idul Fitri dengan besaran tunjangan sebesar satu bulan gaji.

7. *Jamsostek*

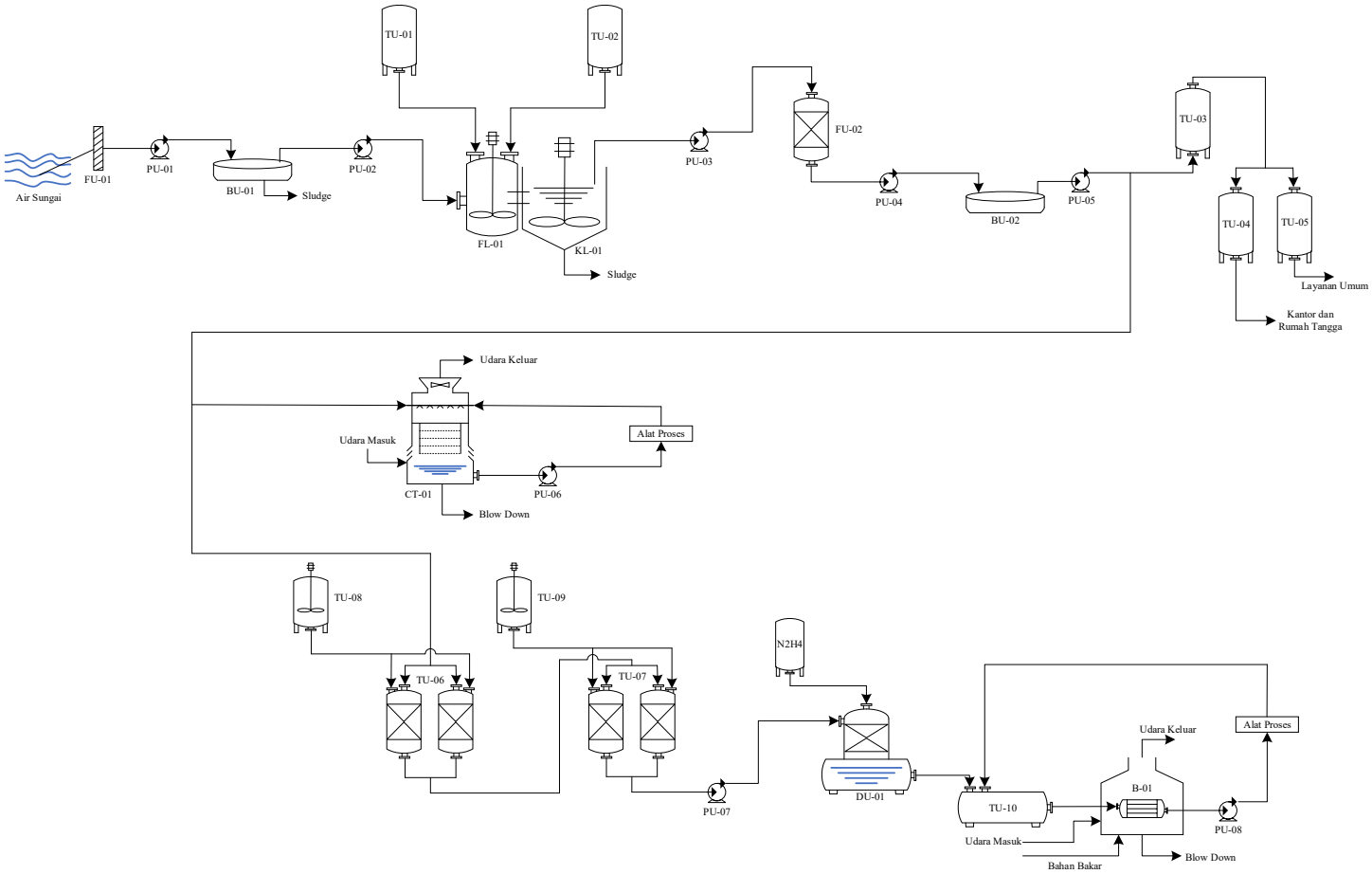
Perusahaan memberikan fasilitas jaminan sosial tenaga kerja (*Jamsoste*k) yang mencakup perlindungan terhadap risiko kecelakaan kerja dan jaminan keselamatan kerja, sehingga karyawan memperoleh rasa aman selama menjalankan tugasnya.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sistem pendukung dalam suatu insudstri yang menyediakan berbagai kebutuhan operasional yang tidak secara langsung menjadi produk utama. Sistem utilitas memastikan bahwa seluruh proses produksi dapat berlangsung secara stabil, aman dan efisien. Tanpa adanya sistem utilitas yang dirancang dan dioperasikan dengan baik, proses produksi akan mudah mengalami gangguan bahkan berpotensi terhenti. Pada pabrik biodiesel dari biji kemiri sunan, utilitas berfungsi untuk menyediakan media perpindahan panas, energi Listrik, udara tekan, air proses, serta fasilitas penunjang lainnya yang diperlukan oleh alat proses. Beberapa unit utilitas utama yang dibutuhkan pabrik antara lain: (Ariyanto, 2024).

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
e. Unit Penyedia Bahan Bakar
f. Unit Pengelolaan Limbah



Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air

Keterangan:

B : Boiler

BU : Bak Utilitas

CT : Cooling Tower

FL : *Flokulator*

FU : *Filter*

DU : *Deaerator*

Kl : *Clarifer*

PU : Pompa Utilitas

TU ; Tangki Utilitas

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air Merupakan salah satu utilitas utama yang sangat dibutuhkan dalam operasi pabrik biodiesel. Air digunakan untuk berbagai kebutuhan seperti air *domestic*, air *service*, air proses, air pendingin dan juga air umpan boiler atau *steam*.

Sumber air yang digunakan dalam pabrik umumnya berasal dari air sungai, sumber air tanah, air danau dan juga air laut. Dalam perancangan pabrik biodiesel ini, sumber air yang dipilih Adalah air Sungai tepatnya berlokasi di sungai Cipunagara, Desa Patimban, Kecamatan Pusakanagara, Kabupaten Subang. Air Sungai dipilih sebagai sumber air karena:

a. Air Sungai umumnya tersedia dalam jumlah besar dan dapat dimanfaatkan secara kontinu sehingga mampu memenuhi kebutuhan air pabrik dalam jangka waktu yang Panjang.
b. Air Sungai relatif mudah untuk diambil dan dialirkan menuju unit pengolahan air.
c. Air Sungai membutuhkan biaya pengolahan yang lebih ekonomis dibandingkan dengan air lain nya.
d. Kualitas air Sungai masih memungkinkan untuk diolah dengan metode pengolahan air konvensional seperti koagulasi, sedimentasi dan filtrasi.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

a. Air Domestik

Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang diperkirakan sekitar 100 liter per hari (Sularso & Tahara, 2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini sebanyak 200 orang, sehingga total kebutuhan air domestik sebesar 20144,5 kg/hari.

b. Air *Service*

Perkiraan air *service* dipergunakan untuk layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, masjid, kebun dan lain-lain sebesar 621,5 kg/jam

c. Air Proses

Air kebutuhan proses yang diperlukan untuk keperluan campuran katalis pada Degummer (Dg-01), Reaktor esterifikasi (R-01), Reaktor Transesterifikasi (R-02) dan juga Netralizer (N-01 dan N-02) sebesar 785,63 kg/jam dan dibuat *over design* sebesar 10% sehingga menjadi 864,2 kg/jam.

d. Air Pendingin

Air Pendingin digunakkan untuk peralatan yang membutuhkan penurunan suhu. Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini sebagai berikut:

Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	**Kebutuhan Air (kg/jam)**
Reaktor-01	248,04
Reaktor-02	2399,14
Cooler-01	2065,66
Cooler-02	3260,97
Cooler-03	1856,50
Netralizer-01	132356,91
Netralizer-02	1240,67
Condensor-01	3448,10
Condensor-02	2240,61
Total	149116,61

Perancangan dibuat *over design* sebesar 10% sehingga menjadi 164028,27 kg/jam. Pada saat proses berlangsung, air pendingin mengalami *blowdown* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Air *make-up* yang diperlukan setelah dilakukan perhitungan sebesar 4357 kg/jam.

e. Air pemanas (*steam*)

Steam merupakan komoditas yang paling banyak digunakan untuk membawa energi panas. Hal yang harus diperhatikan dalam pengolahan *Steam* adalah hal-hal yang dapat menyebabkan korosi. Korosi yang terjadi di dalam *boiler* disebabkan oleh kandungan larutan asam dalam air, gas-gas terlarut dan juga zat-zat yang menyebabkan kesadahan pada air. Kebutuhan *steam* pada pabrik biodiesel ini sebagai berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan *Steam*

Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
HE-01	201,11
HE-02	45,29
HE-03	99,84
HE-04	4,66
HE-05	5,71
HE-06	6,94
RB-01	28,37
RB-02	145,01
Total	536,92

Perancangan dibuat *over design* sebesar sehingga menjadi 590,61 kg/jam. Pada saat proses berlangsung, dikarenakan terjadinya *blowdown* pada *boiler* sebesar 15% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5% sehingga dibutuhkan air *make-up*, Air *make-up* yang diperlukan setelah dilakukan perhitungan sebesar 118,12 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Pengolahan air sungai sebagai sumber air baku pabrik melibatkan serangkaian unit proses fisik, kimia, dan biologis untuk menghasilkan air

proses, sanitasi, dan umpan boiler yang memenuhi standar. Beberapa tahapan dalam pengolahan air sungai yaitu:

a. Penghisapan

Penghisapan atau intake merupakan penyadap air baku dari sungai menuju *filter*, Proses ini memastikan aliran kontinu dengan mempertimbangkan debit sungai dan menghindari sedimentasi berlebih, air sungai di hisap menggunakan pompa untuk mengalirkan air ke penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang cukup besar yang selanjutnya ditampung dalam bak penampungan sementara

b. *Screening*

Screening awal menggunakan saringan kasar untuk menahan kotoran besar seperti ranting, daun, kayu, dan sampah sebelum air masuk bak pengendap tanpa bantuan bahan kimia, mencegah penyumbatan peralatan. Saringan perlu di pasangkan pada sisi hisap pompa dan dibersihkan secara manual atau otomatis untuk menjaga efisiensi aliran.

c. Penggumpalan

Koagulasi adalah proses penambahan bahan kimia yang disebut koagulan ke dalam air untuk membentuk mikroflok atau gumpalan yang lebih besar dari koloid. Sedangkan *flokulasi* adalah proses pembentukan makroflok yang lebih besar dari partikel-partikel yang telah di koagulasi (*mikroflok*) (Septiar, 2024). Penggumpalan dilakukan di bak penggumpal dengan menambahkan koagulan seperti tawas ($Al_2(SO_4)_3$) untuk menggumpalkan koloid tersuspensi menjadi flok yang lebih besar. Agar

proses *flokulasi* berjalan secara efektif digunakan CaOH yang berfungsi untuk meningkatkan alkalinitas dan pH, dan mengurangi kesadahan karbonat dalam air sehingga dapat mempermudah penggumpalan. Reaksi utama:

$$Al_2(SO_4)_3 + 3Ca(OH)_2 \rightarrow 2Al(OH)_2 + 3CaSO_4 \quad (5.1)$$

d. Pengendapan

Pengendapan terjadi di dalam bak pengendapan setelah proses *koagulasi-flokulasi*, di mana flok mengendap secara gravitasi sementara air jernih keluar overflow, sludge dibuang berkala (*blow down*).

e. *Sand Filter*

Sand filter menyaring partikel halus yang lolos pada bak pengendapan seperti Ca2+, Mg2+, Na2+ dan lain-lain menggunakan media resin di *backwash* secara berkala untuk menghilangkan kotoran terperangkap.

f. Penampungan Sementara

Air yang telah melewati proses filtrasi dapat dikategorikan sebagai air bersih dan selanjutnya ditampung terlebih dahulu di dalam bak penampungan sementara. Air yang telah ditampung tersebut kemudian dialirkan untuk memenuhi berbagai kebutuhan di dalam pabrik, antara lain, air domestik air *service*, air proses, air pendinginan dan *steam.*

g. Klorinasi

Klorinasi dilakukan di tangki khusus dengan penambahan Cl_2 atau *hipoklorit* untuk desinfeksi, membunuh bakteri patogen. Proses ini

memastikan air aman untuk sanitasi dan minum, dengan residual klor untuk pencegahan kontaminasi sekunder.

h. Demineralisasi

Tujuan dari proses demineralisasi untuk menghilangkan ion yang masih terkandung pada air yang sudah terfilter untuk umpan boiler. Demineralisasi menggunakan ion *exchange*, kation *exchanger* mengganti kation (Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+}) dengan H^{+}, diikuti anion *exchanger* untuk anion (Cl^{-}, SO_4^{2-}, CO_3^{2-}) ion-ion tersebut harus dipisahkan karna bersifat basa ketika dipanaskan yang akan berpotensi membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa *boiler* dan alat proses lainnya. Ion-ion tersebut akan ditangkap oleh resin *hydrogen-zeolite*. Resin ini memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion tersebur sehingga ketika resin sudah tidak mampu menangkap ion diperlukan reaksi regenerasi. Reaksi regenerasi: NaCl untuk kation dan NaOH untuk anion. Air keluaran *anion exchanger* menghasilkan air bebas mineral untuk air proses, tetapi untuk umpan boiler perlu dilakukan proses lebih lanjut.

i. Deaerasi

Air keluaran demineralisasi yang akan digunakan sebagai air umpan *boiler* perlu di lakukan tahap deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut, terutama gas O_2 dan CO_2 yang bersifat korosif pada *boiler* yang dapat berpotensi menyebabkan peledakan karena ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan desain. Penghilangan gas-gas tersebut dilakukan dengan injeksi hidrazin (N_2H_4) yang akan mengikat O_2 dan gas lain.

Setelah gas-gas impuritis dihilangkan air dapat diumpankan sebagai air umpan *boiler,* Di dalam *boiler* terjadi proses pemanasan air hingga berubah menjadi uap (*steam*). Selama proses operasi, padatan tersuspensi yang terdapat dalam air dapat terakumulasi di dalam *boiler.* Untuk menjaga konsentrasi padatan tersebut agar tidak terlalu tinggi, dilakukan proses *blowdown* secara berkala dengan cara mengeluarkan sebagian air dari *boiler.* Air yang dikeluarkan melalui proses ini akan digantikan dengan *make-up water*, sehingga jumlah air di dalam sistem tetap mencukupi untuk memenuhi kebutuhan proses.

5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi biodiesel dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) yang memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas: 738,2633 kg/jam

Jenis: *Water tube boiler*

Jumlah: 1 unit

Boiler tersebut dilengkapi dengan *economizer safety valve*, serta sistem pengaman otomatis yang berfungsi untuk menjaga keamanan dan kestabilan operasi. Air yang berasal dari unit *water treatment* dan akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu dikondisikan di dalam *boiler feed water tank* dengan cara mengatur kandungan silika, oksigen (O_2), kalsium (Ca), dan magnesium (Mg) yang mungkin masih terbawa. Pengaturan ini dilakukan dengan penambahan bahan kimia tertentu agar kualitas air sesuai dengan

spesifikasi yang dibutuhkan. Selain itu, nilai pH air juga diatur pada kisaran 10,5–11,5 untuk mencegah terjadinya korosi yang dapat merusak peralatan. Sebelum dialirkan ke *boiler*, air umpan terlebih dahulu melewati *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari *boiler*. Pada alat ini temperatur air dinaikkan hingga sekitar 150 °C sebelum kemudian dialirkan ke dalam *boiler*. Di dalam *boiler*, panas dihasilkan dari proses pembakaran pada *burner* yang memanaskan pipa-pipa pada sistem *boiler*. Gas hasil pembakaran tersebut selanjutnya dialirkan menuju *economizer* sebelum akhirnya dilepaskan melalui cerobong asap. Proses pemanasan ini menyebabkan air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding dan pipa-pipa pemanas sehingga air mendidih dan menghasilkan uap. Uap air yang terbentuk akan terkumpul hingga mencapai tekanan sekitar 10 bar, kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk selanjutnya didistribusikan ke berbagai unit proses yang membutuhkan steam dalam proses produksi biodiesel.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan energi listrik pada pabrik biodiesel dipenuhi melalui pasokan dari PLN sebagai sumber utama. Namun, untuk mengantisipasi kemungkinan terjadinya gangguan pada pasokan listrik dari PLN, pabrik juga dilengkapi dengan generator cadangan yang menggunakan bahan bakar solar. Generator ini berfungsi menghasilkan energi listrik melalui perputaran poros engkol yang digerakkan oleh energi panas dari proses pembakaran solar. Dengan adanya sistem generator tersebut, kontinuitas dan kestabilan suplai listrik di dalam

pabrik dapat tetap terjaga meskipun terjadi gangguan pada distribusi listrik dari PLN. Berikut merupakan rinncian untuk kebutuhan Listrik pabrik Biodiesel sebagai berikut:

a. Kebutuhan listrik alat proses

Tabel 5.3 Total kebutuhan listrik alat proses

No	Jenis Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Mixer	M-01	0,75	0,56
2	Screw Press	ScP-01	15,00	11,19
3	Reaktor 1	R-01	40,00	29,83
4	Reaktor 2	R-02	75,00	55,93
5	Netralizer 1	N-01	30,00	22,37
6	Netralizer 2	N-02	40,00	29,83
7	Screw Conveyor	SC-01	0,08	0,06
8	Screw Conveyor	SC-02	0,05	0,04
9	Pompa 1	P-01	0,50	0,37
10	Pompa 2	P-02	0,17	0,12
11	Pompa 3	P-03	0,33	0,25
12	Pompa 4	P-04	0,05	0,04
13	Pompa 5	P-05	0,13	0,09
14	Pompa 6	P-06	0,25	0,19
15	Pompa 7	P-07	0,17	0,12
16	Pompa 8	P-08	0,50	0,37
17	Pompa 9	P-09	0,17	0,12
18	Pompa 10	P-10	0,05	0,04
19	Pompa 11	P-11	0,25	0,19
20	Pompa 12	P-12	0,25	0,19
21	Pompa 13	P-13	0,05	0,04
22	Pompa 14	P-14	0,17	0,12
23	Pompa 15	P-15	1,50	1,12
24	Pompa 16	P-16	0,13	0,09
25	Pompa 17	P-17	0,05	0,04
26	Pompa 18	P-18	0,50	0,37
27	Pompa 19	P-19	0,13	0,09
Total			206,21	153,77

b. Kebutuhan listrik unit utilitas

Tabel 5.4 Kebutuhan listrik unit utilitas

No	Jenis Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Kompresor	C-01	0,17	0,12
2	Cooling Tower Fan	T-01	60,00	44,74
3	Flokulator	M-01	20,00	14,91
4	Clarifier	M-02	1,50	1,12
5	Tangki NaOH	M-03	0,50	0,37
6	Tangki NaCl	M-04	1,50	1,12
7	Pompa 1	PU-01	40,00	29,83
8	Pompa 2	PU-02	25,00	18,64
9	Pompa 3	PU-03	5,00	3,73
10	Pompa 4	PU-04	30,00	22,37
11	Pompa 5	PU-05	20,00	14,91
12	Pompa 6	PU-06	40,00	29,83
13	Pompa 7	PU-07	0,05	0,04
14	Pompa 8	PU-08	0,05	0,04
Total			243,77	181,78

Sehingga kebutuhan total Listrik unit proses dan unit utilitas sebesar 449,9750 kW dan untuk keamanan diberikan *over design* sebesar 10% sehingga menjadi 494,9725 kW.

c. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga kebutuhan power sebesar 74,2459 kW.

d. Kebutuhan listrik alat control

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga kebutuhan power sebesar 123,7431 kW.

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga kebutuhan power sebesar 74,2459 kW.

f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium dan lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga kebutuhan power sebesar 74,2459 kW.

g. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik sebesar 1.200 watt. Rumah yang akan disaluri listrik dari pabrik berjumlah 45 rumah, sehingga jumlah kebutuhan listrik untuk perumahan sebesar 54 kW.

Tabel 5.5 Total Kebutuhan listrik pabrik

Total kebutuhan Listrik pabrik		
No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Unit Proses	226,8292
2	Unit Utilitas	268,1433
3	Alat kontrol	123,7431
4	Penerangan	74,2459
5	Kantor	74,2459
6	Lab, Bengkel, dll	74,2459
7	Perumahan	54,0000
Total		895,4533

h. Kebutuhan Generator

Power yang dibutuhkan untuk generator ditentukan berdasarkan total kebutuhan listrik pabrik dengan mempertimbangkan efisiensi dan faktor keamanan. Dengan efisiensi generator sebesar 80% dan faktor

keamanan (*overdesign*) sebesar 10%, diperoleh kapasitas generator yang dibutuhkan sebesar 1231,2483 kW. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan daya 1231,2483 kW, digunakan *diesel generator set* dengan daya 1280 kW.

5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Pada pabrik ini, udara tekan digunakan untuk mengoperasikan berbagai instrumen kontrol yang bekerja secara pneumatik sebagai penggerak sistem pengendalian proses. Tekanan udara instrumen yang digunakan adalah sekitar 4 bar, dengan jumlah peralatan kontrol yang membutuhkan udara tekan diperkirakan sebanyak 58 unit. Penyediaan udara tekan dilakukan dengan cara mengompresi udara lingkungan menggunakan kompresor yang dilengkapi dengan filter untuk menyaring kotoran dan partikel yang terbawa, sehingga udara yang dihasilkan mencapai tekanan yang diinginkan sebelum didistribusikan ke peralatan kontrol dan unit proses yang memerlukannya. Total kebutuhan udara instrumen di pabrik ini diperkirakan sebesar 116 m^3/jam, namun untuk menjamin aspek keamanan, dilakukan *over design* sebesar 10%, sehingga total *over design* udara instrumen ditetapkan sebesar 127,6 m^3/jam, Untuk menjaga kualitas udara yang digunakan, udara harus berada dalam kondisi kering, sehingga setelah keluar dari kompresor udara terlebih dahulu dialirkan melalui tangki udara atau bejana pengering yang berisi *silica gel* untuk menghilangkan kandungan uap air sebelum dialirkan ke sistem instrumen di dalam pabrik.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan dalam pengoperasian boiler. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah LNG (*Liquefied Natural Gas*) yang dimanfaatkan sebagai sumber energi untuk menghasilkan panas pada proses pembangkitan steam. LNG digunakan untuk memanaskan air di dalam boiler hingga berubah menjadi uap (*steam*) yang selanjutnya digunakan dalam berbagai proses di pabrik. Efisiensi penggunaan bahan bakar menjadi faktor penting dalam menjaga kinerja boiler agar tetap optimal serta memastikan kelancaran proses produksi biodiesel. Oleh karena itu, unit penyedia bahan bakar dirancang sedemikian rupa agar mampu menjamin ketersediaan dan kontinuitas pasokan LNG secara stabil sesuai dengan kebutuhan operasional *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah LNG sebesar 15,8043 kg/jam.

Kebutuhan bahan bakar solar untuk generator dihitung berdasarkan konsumsi bahan bakar spesifik (*Specific Fuel Consumption* / SFC). Dengan menggunakan nilai SFC sebesar 0,22 kg/kWh dan densitas solar sebesar 0,84 kg/L, diperoleh kebutuhan bahan bakar solar sebesar 320,1246 L/jam.

5.6 Unit Pengelolaan Limbah

Pengelolaan limbah yang efektif merupakan salah satu aspek penting dalam upaya meminimalkan dampak lingkungan yang timbul dari kegiatan operasional pabrik biodiesel serta untuk memenuhi ketentuan peraturan yang berlaku. Penerapan strategi pengurangan, pemanfaatan kembali, serta pengolahan limbah secara tepat dapat mendukung keberlanjutan operasional

pabrik sekaligus mendorong penerapan praktik industri yang ramah lingkungan. Secara umum, limbah yang dihasilkan dari proses produksi dapat dikelompokkan menjadi dua jenis utama, yaitu:

a. Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik biodiesel berasal dari beberapa sumber, antara lain air buangan domestik, *blowdown* dari sistem *cooling water*, serta air hasil backwash *filter* dan air berminyak yang berasal dari pompa. Air limbah domestik umumnya berasal dari fasilitas sanitasi seperti toilet yang terdapat di area pabrik maupun perkantoran. Limbah tersebut terlebih dahulu dikumpulkan kemudian diolah pada unit stabilisasi menggunakan proses lumpur aktif yang dilengkapi dengan sistem aerasi dan injeksi gas klorin sebelum dibuang ke lingkungan.

Selain itu, limbah cair yang berasal dari laboratorium juga memerlukan proses pengolahan khusus karena mengandung berbagai senyawa kimia. Pengolahan limbah cair tersebut dilakukan melalui beberapa tahapan, yaitu *physical treatment* seperti proses pengendapan dan penyaringan untuk memisahkan partikel tersuspensi, *chemical treatment* melalui penambahan bahan kimia dan pengaturan pH, serta *biological treatment* untuk menguraikan senyawa organik yang masih terkandung di dalam limbah. Melalui serangkaian proses pengolahan tersebut diharapkan kualitas air limbah yang dihasilkan telah memenuhi standar baku mutu sebelum dibuang ke lingkungan.

b. Limbah padat

Selain limbah cair, pabrik biodiesel juga menghasilkan limbah padat yang berasal dari berbagai aktivitas proses produksi maupun kegiatan penunjang di dalam pabrik. Limbah padat ini dapat berupa sisa proses pengolahan, lumpur hasil pengolahan limbah, maupun residu yang berasal dari unit pengolahan air. Untuk mencegah terjadinya pencemaran lingkungan, limbah padat tersebut harus ditangani dan dikelola dengan baik.

Penanganan limbah padat dilakukan melalui sistem pengelolaan limbah yang dirancang agar aman bagi lingkungan sekitar pabrik. Limbah padat yang masih memiliki potensi pemanfaatan dapat diproses lebih lanjut atau dimanfaatkan kembali, sedangkan limbah yang tidak dapat dimanfaatkan akan ditangani melalui metode pembuangan yang sesuai dengan standar pengelolaan limbah yang berlaku. Dengan demikian, pengelolaan limbah padat diharapkan dapat meminimalkan dampak negatif terhadap lingkungan sekaligus menjaga keberlanjutan operasional pabrik.

5.7 Spesifikasi Unit Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 5.6 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Memompa air dari sungai menuju FU-01	Memompa air dari Sungai menuju FL-01	Memompa air keluaran KL-01 menuju FU-02
Jenis	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*

Bahan	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316
Kapasitas, gal/jam	116321,84	110782,70	105507,34
Spesifikasi			
IPS, in	14	14	14
Flow Area, in^2	138	138	138
OD, in	14	14	14
ID, in	13,25	13,25	13,25
Efisiensi Pompa, %	68	78	89
Power Pompa, Hp	28,93	18,27	2,56
Power Motor, Hp	40	25	5

Tabel 5.7 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Memompa air dari FU-02 menuju BU-02	Memompa air dari BU-02 menuju TU-03, CT-01, TU-06	Memompa air keluaran CT-01 menuju alat proses
Jenis	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Bahan	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316
Kapasitas, gal/jam	105507,34	103438,56	91021,77
Spesifikasi			

IPS, in	14	14	12
Flow Area, in^2	138	138	115
OD, in	14	14	12,75
ID, in	13,25	13,25	12,09
Efisiensi Pompa, %	81	80	80
Power Pompa, Hp	10,70	14,12	28,27
Power Motor, Hp	15	20	40

Tabel 5.8 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-07	PU-08
Fungsi	Memompa air dari TU-10 menuju B-01	Memompa air dari B-01 menuju alat proses
Jenis	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Bahan	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316
Kapasitas, gal/jam	198,79	172,86
Spesifikasi		
IPS, in	0,75	0,75
Flow Area, in^2	0,432	0,432
OD, in	1,05	1,05
ID, in	0,742	0,742

Efisiensi Pompa, %	39	38
Power Pompa, Hp	0,0352	0,0230
Power Motor, Hp	0,05	0,05

2. Tangki Utilitas

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Menyimpan larutan Alum 5% untuk 2 minggu operasi	Menyiapkan dan menyimpan larutan CaOH 5% untuk 1 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Jenis	Tangki Silinder	Tangki Silinder	Tangki Silinder Tegak
Bahan	*Stainless Steel type* 316	*Carbon Steel*	*Stainless Steel type* 316
Spesifikasi			
Tinggi, m	5,3430	4,3808	1,4502
Diameter, m	2,6715	2,1904	1,4502
Volume, m^3	29,9337	16,4991	2,3941
Jumlah, unit	1	1	1

Tabel 5.10 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menghilangkan mineral kation (Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+})
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	*Stainless Steel type* 316	*Carbon Steel*	*Stainless Steel type* 316
Spesifikasi			
Tinggi, m	4,1830	2,7612	1,9528
Diameter, m	4,1830	2,7612	1,7753
Volume, m^3	57,4570	16,5261	4,3945
Jumlah, unit	1	1	2

Tabel 5.11 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menghilangkan mineral anion (Cl^{-}, SO_4^{2-}, CO_3^{2-})	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Melarutkan NaCl sebagai umpan regenerasi penukar kation
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk
Bahan	*Carbon Steel*	*Stainless Steel type 316*	*Stainless Steel type* 316

Spesifikasi			
Tinggi, m	1,2940	1,8884	1,1564
Diameter, m	1,1763	1,7168	1,0512
Volume, m^3	1,2784	3,9720	4,3945
Jenis Impeller	-	Flat blade turbin	Flat blade turbin
Jumlah Impeller	-	1	1
Power Motor, hp	-	0,5	1,5
Jumlah, unit	2	1	1

Tabel 5.12 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-10	TU-11	TU-12
Fungsi	Mengumpulkan kondensat	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara	Menampung udara tekan selama 2 jam
Jenis	Tangki Silinder Horizontal	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Horizontal
Bahan	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316	*Stainless Steel type* 316
Spesifikasi			
Tinggi, m	2,0543	1,5158	-
Panjang, m	-	-	1,7945
Diameter, m	1,0271	0,7579	0,5982

Volume, m^3	0,8507	0,3418	0,504
Jumlah, unit	1	1	1

3. Bak Utilitas

Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak	BU-01	BU-02
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter
Jenis	Bak Persegi	Bak Persegi
Bahan	Beton Bertulang	Beton Bertulang dilapisi porselen
Spesifikasi		
Panjang, m	20,3157	8,8727
Tinggi, m	10,1578	4,4363
Lebar, m	20,3157	8,8727
Volume, m^3	4192,3990	349,2503
Jumlah, unit	1	1

4. *Flokulator*

Tabel 5.14 Spesifikasi Flokulator

Flokulator	FL-01
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran
Jenis	Tangki Silinder
Bahan	*Stainless Steel type* 316
Spesifikasi	
Tinggi, m	7,6339
Diameter, m	7,6339
Volume, m^3	349,2328
Jenis Impeller	Marine Propeller 3 Blade
Jumlah Impeller	1
Diameter Impeller, m	2,5446
Power Motor, hp	0,5
Jumlah, unit	1

5. *Clarifier*

Tabel 5.15 Spesifikasi *Clarifier*

Clarifier	KL-01
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap awal
Jenis	Tangki dengan conical bottom

Spesifikasi	
Tinggi, m	5,3330
Diameter, m	10,6659
Volume, m3	952,5008
Jenis Impeller	Marine Propeller 3 Blade
Jumlah Impeller	1
Diameter Impeller, m	3,5553
Power Motor, hp	1,5
Jumlah, unit	1

6. *Cooling Tower*

Tabel 5.16 Spesifikasi *Cooling Tower*

Tower	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Sistem	kontak langsung dengan udara didalam cooling tower (*fan*)
Jenis	*induced draft cooling tower*
Spesifikasi	
Panjang, m	3,1145
Lebar, m	3,1145
Tinggi, m	16,4342
Jumlah, unit	1

7. *Blower Cooling Tower*

Tabel 5.17 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Blower	BL-01
Fungsi	menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	*Cetrifugal Blower*
Bahan	*Carbon Steel*
Spesifikasi	
Kapasitas, m^3/jam	266861,3778
Efisiensi, %	89
Power, hp	60
Jumlah, unit	1

8. *Filter*

Tabel 5.18 Spesifikasi *Filter*

Filter	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran (ranting, sampah, dll)

Bahan	Aluminium
Spesifikasi	
Kapasitas, kg/jam	315222,7035
Panjang, ft	10
Lebar, ft	8
Lubang saringan, cm	1

9. *Sand Filter*

Tabel 5.19 Spesifikasi *Sand Filter*

Filter	FU-02
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Bahan	*Carbon Steel*
Spesifikasi	
Volume, m^3	0,0272
Panjang, m	0,3789
Lebar, m	0,3789
Tinggi, m	0,1894
Ukuran Pasir, mesh	20

10. *Boiler*

Tabel 5.20 Spesifikasi *Boiler*

Boiler	B-01
Fungsi	Membuat saturated steam
Bahan	*Carbon Steel*
Spesifikasi	
Kapasitas, kg/jam	590,6106
Tekanan steam, atm	1
Suhu steam, ºC	150
Efisiensi, %	80
Bahan Bakar	LNG
Kebutuhan Bahan bakar, m^3/jam	0,0335
Jumlah, unit	1

11. *Deaerator*

Tabel 5.21 Spesifikasi *Deaerator*

Deaerator	DU-01
Fungsi	Menghilangkan gas CO2 dan O2 yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler.
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas, kg/jam	767,7938
Diameter, m	1,0271

Tinggi, m	1,0271
Volume, m^3	0,8507

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat memberikan keuntungan serta layak untuk direalisasikan dari segi ekonomi. Dalam tahap ini dilakukan estimasi terhadap biaya peralatan dan bahan yang digunakan sebagai kebutuhan operasional pabrik. Estimasi tersebut menjadi dasar dalam menilai kelayakan investasi modal yang ditanamkan dalam suatu proses produksi. Melalui evaluasi ekonomi dapat diketahui kemampuan pengembalian modal investasi serta waktu tercapainya titik impas. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi antara lain sebagai berikut:

a. Modal (*Capital Invesment*)
    1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
    2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
    1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
    2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufcturing Cost*)
    3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
c. Analisa Keuntungan (*General Cost*)
d. Analisa Kelayakan
    1. *Percent return of investment (ROI)*
    2. *Pay out time (POT)*
    3. *Break event point (BEP)*

4. *Shut down point (SDP)*
5. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses pada setiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang terjadi pada suatu periode tertentu. Harga peralatan dari tahun ke tahun dapat mengalami kenaikan maupun penurunan tergantung pada kondisi ekonomi yang berlaku, sehingga sulit untuk menentukan harga peralatan secara pasti. Oleh karena itu, untuk memperkirakan harga peralatan dapat digunakan indeks harga peralatan industri proses pada tahun tertentu.

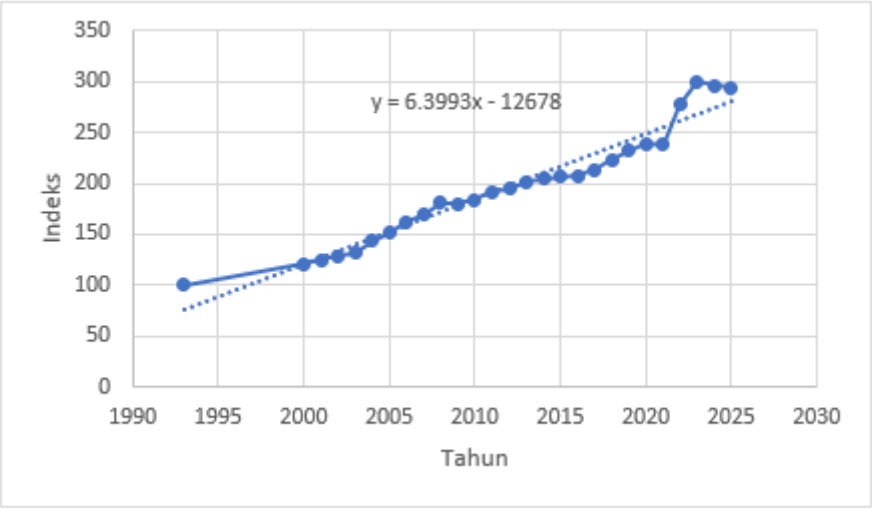
Analisis harga peralatan pada perancangan ini dilakukan berdasarkan tahun analisis 2025, sedangkan pembelian peralatan direncanakan pada tahun pembangunan pabrik yaitu tahun 2030. Dalam analisis ekonomi, harga peralatan maupun harga kebutuhan pabrik lainnya biasanya dihitung berdasarkan tahun analisis, kemudian disesuaikan dengan menggunakan indeks harga. Indeks harga yang umum digunakan dalam bidang teknik kimia adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Indeks ini digunakan untuk memperkirakan perubahan biaya peralatan, instalasi, serta biaya pembangunan pabrik dari tahun ke tahun sehingga dapat digunakan untuk mengestimasi harga peralatan pada tahun yang berbeda.

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1993-2030

Xi	Indeks (Yi)
1993	100
2000	120,9
2001	125,1
2002	128,7

2003	132
2004	143,7
2005	151,6
2006	162
2007	169,4
2008	180,4
2009	180,1
2010	183,5
2011	191,2
2012	194,6
2013	201,2
2014	204,9
2015	206,2
2016	207,3
2017	213,6
2018	222,9
2019	232,2
2020	239,1
2021	238,3
2022	276,9
2023	299,4
2024	295,6
2025	293,9
2026	286,9818
2027	293,3811
2028	299,7804
2029	306,1797
2030	312,579

Berdasarkan tabel 6.1 maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera pada gambar 6.1 adalah y = 6,3993x – 12.678 dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari nilai CEP index pada tahun referensi dan perancangan, sehhingga nilai CEP index pada tahun referensi 2026 adalah 286,9818. Sementara nilai CEP index pda tahun perancangan 2030 sebesar 312,579.

Untuk memperkirakan harga peralatan, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga peralatan pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga peralatan pada tahun referensi yang dikalikan dengan rasio indeks harga pada kedua tahun tersebut. Metode ini digunakan untuk menyesuaikan perubahan nilai biaya akibat pengaruh inflasi maupun kondisi ekonomi dari waktu ke waktu (Aries & Newton, 1955).

$$Ex = Ey.\frac{Nx}{Ny} \tag{6.1}$$

Keterangan:

Ex = Harga pembelian pada tahun x

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi y

Nx = Indeks harga pada tahun x

Ny = Indeks harga pada tahun referensi y

Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan harga alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2026	2030
Tangki HCl	T-01	1	$107,100.00	$116,652.73
Tangki NaOH	T-02	1	$107,100.00	$116,652.73
Tangki CH3OH	T-03	1	$469,700.00	$511,594.66
Tangki H2SO4	T-04	1	$61,600.00	$67,094.38
Tangki H3PO4	T-05	1	$321,800.00	$350,502.79
Tangki Biji Kemiri Sunan	T-06	4	$1,113,800.00	$1,213,144.84
Tangki Biodiesel	T-07	1	$844,900.00	$920,260.44
Screw Conveyor 1	SC-01	1	$8,000.00	$8,713.56
Screw Conveyor 2	SC-02	1	$10,300.00	$11,218.70
Screw Press	ScP-01	1	$122,000.00	$132,881.73
Degumming	DG-01	1	$177,200.00	$193,005.27
Mixer	M-01	1	$474,900.00	$517,258.47
Reaktor 1	R-01	1	$311,900.00	$339,719.77
Reaktor 2	R-02	1	$491,100.00	$534,903.42
Dekanter 1	DC-01	1	$88,300.00	$96,175.87
Dekanter 2	DC-02	1	$86,600.00	$94,324.24
Netralizer 1	N-01	1	$107,000.00	$116,543.81
Netralizer 2	N-02	1	$94,900.00	$103,364.56
Menara Distilasi 1	MD-01	1	$317,100.00	$345,383.58
Menara Distilasi 2	MD-02	1	$333,500.00	$363,246.37
Condensor 1	CD-01	1	$4,100.00	$4,465.70
Condensor 2	CD-02	1	$3,500.00	$3,812.18
Reboiler 1	RB-01	1	$1,300.00	$1,415.95
Reboiler 2	RB-02	1	$2,700.00	$2,940.83
Akumulator 1	ACC-01	1	$3,400.00	$3,703.26
Akumulator 2	ACC-02	1	$3,400.00	$3,703.26

Heater 1	HE-01	1	$160,500.00	$174,815.72
Heater 2	HE-02	1	$2,000.00	$2,178.39
Heater 3	HE-03	1	$2,200.00	$2,396.23
Heater 4	HE-04	1	$1,600.00	$1,742.71
Heater 5	HE-05	1	$1,600.00	$1,742.71
Heater 6	HE-06	1	$1,800.00	$1,960.55
Cooler 1	CL-01	1	$41,900.00	$45,637.25
Cooler 2	CL-02	1	$41,900.00	$45,637.25
Cooler 3	CL-03	1	$2,900.00	$3,158.66
Pompa 1	P-01	1	$12,700.00	$13,832.77
Pompa 2	P-02	1	$8,700.00	$9,475.99
Pompa 3	P-03	1	$12,300.00	$13,397.09
Pompa 4	P-04	1	$4,000.00	$4,356.78
Pompa 5	P-05	1	$9,600.00	$10,456.27
Pompa 6	P-06	1	$9,600.00	$10,456.27
Pompa 7	P-07	1	$13,900.00	$15,139.80
Pompa 8	P-08	1	$12,300.00	$13,397.09
Pompa 9	P-09	1	$9,600.00	$10,456.27
Pompa 10	P-10	1	$4,000.00	$4,356.78
Pompa 11	P-11	1	$9,600.00	$10,456.27
Pompa 12	P-12	1	$9,100.00	$9,911.67
Pompa 13	P-13	1	$4,400.00	$4,792.46
Pompa 14	P-14	1	$13,900.00	$15,139.80
Pompa 15	P-15	1	$12,300.00	$13,397.09
Pompa 16	P-16	1	$9,100.00	$9,911.67
Pompa 17	P-17	1	$5,200.00	$5,663.81
Pompa 18	P-18	1	$9,100.00	$9,911.67
Pompa 19	P-19	1	$8,700.00	$9,475.99
Total			$6,101,700.00	$6,645,938.12

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2026	2030
Screening	FU-01	1	$5,300.00	$5,772.73
Bak Pengendapan Awal	BU-01	1	$454,200.00	$494,712.14
Tangki Larutan Alum	TU-01	1	$18,300.00	$19,932.26
Tangki Larutan CaoH	TU-02	1	$14,500.00	$15,793.32

Tangki Flokulator	FL-01	1	$90,300.00	$98,354.26
Klarifer	KL-01	1	$2,082,100.00	$2,267,811.88
Bak Saringan Pasir Filter	FU-02	1	$400.00	$435.68
Bak Penampungan Sementara	BU-02	1	$90,300.00	$98,354.26
Tangki Klorinasi	TU-03	1	$3,300.00	$3,594.34
Tangki penyimpanan Air Bersih	TU-04	1	$28,000.00	$30,497.45
Tangki Air Bertekanan	TU-05	1	$12,500.00	$13,614.93
Cooling Tower	CT-01	1	$803,600.00	$875,276.71
Tangki Penukar Kation	TU-06	1	$23,200.00	$25,269.31
Tangki Anion	TU-07	1	$12,100.00	$13,179.25
Tangki NaOH	TU-08	1	$21,900.00	$23,853.36
Tangki NaCl	TU-09	1	$9,500.00	$10,347.35
Tangki Daerator	DU-01	1	$6,200.00	$6,753.01
Tangki Kondensat	TU-10	1	$10,700.00	$11,654.38
Boiler	B-01	1	$102,400.00	$111,533.52
Tangki Bahan Bakar	TU-11	1	$20,500.00	$22,328.49
Kompresor	KU-01	1	$500.00	$544.60
Pompa 1	PU-01	1	$33,500.00	$36,488.02
Pompa 2	PU-02	1	$33,500.00	$36,488.02
Pompa 3	PU-03	1	$33,500.00	$36,488.02
Pompa 4	PU-04	1	$33,500.00	$36,488.02
Pompa 5	PU-05	1	$33,500.00	$36,488.02
Pompa 6	PU-06	1	$31,700.00	$34,527.47
Pompa 7	PU-07	1	$6,500.00	$7,079.76
Pompa 8	PU-08	1	$6,500.00	$7,079.76
Total			$4,022,000.00	$4,380,740.30

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 50.000 Ton/Tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 Tahun

Kurs mata uang : Rp 16.826,00 (per Februari 2026)

Tahun didirikan : 2030

Indeks harga tahun 2030 : 312,579

UMR Subang : Rp 4.122.340,00 (Tahun 2030)

6.3 Komponen Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment merupakan sejumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan dan mengembangkan suatu pabrik hingga siap beroperasi secara komersial. Investasi ini mencakup berbagai pengeluaran yang berkaitan dengan pembangunan fasilitas proses utama, fasilitas penunjang, serta kebutuhan lain yang mendukung kelancaran operasional pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

   Fixed Capital Investment (FCI) merupakan keseluruhan biaya yang dikeluarkan untuk pembangunan dan penyediaan fasilitas-fasilitas utama yang diperlukan dalam suatu pabrik. Biaya ini mencakup pengadaan serta pemasangan peralatan proses, pembangunan bangunan pabrik, instalasi perpipaan, utilitas, serta berbagai fasilitas penunjang lainnya yang bersifat permanen.

Tabel 6.4 *Physical plant cost* (PPC)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Purchased Equipment Cost	Rp246.772.016.467,72	$14,666,112.95
Delivered Equipment Cost	Rp61.693.004.116,93	$3,666,528.24
Instalasi cost	Rp106.111.967.081	$6,306,428.57
Pemipaan	Rp212.223.934.162	$12,612,857.14
Instrumentasi	Rp74.771.920.990	$4,443,832.22
Insulasi	Rp19.741.761.317	$1,173,289.04
Listrik	Rp37.015.802.470	$2,199,916.94
Bangunan	Rp75.430.434.214	$4,482,968.87
Land & Yard Improvement	Rp11.069.000.000,00	$657,850.94
Total	**Rp844.829.840.819**	**Rp50,209,785**

Tabel 6.5 *Direct plant cost* (DPC)

Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Engineering & Construstion	Rp168.965.968.164	$10,041,956.98
DPC	Rp1.013.795.808.983	$60,251,741.89
Total	**Rp1.182.761.777.147**	**Rp70,293,699**

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Direct Plant Cost	Rp1.013.795.808.983	$60,251,741.89
Contractor's fee	Rp40.551.832.359,31	$2,410,069.68
Contingency	Rp50.689.790.449,14	$3,012,587.09
Total	**Rp1.105.037.431.791**	**$65,674,398.66**

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment (WCI) merupakan total biaya yang diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik selama periode waktu tertentu yang telah ditetapkan. Modal kerja ini digunakan untuk menjamin kelancaran proses produksi dan kegiatan operasional sehari-hari sebelum pabrik memperoleh pemasukan dari hasil penjualan produk. Komponen dalam *Working Capital Investment* meliputi persediaan bahan baku (*raw material inventory*), persediaan bahan dalam proses (*in process inventory*), persediaan produk jadi (*product inventory*), pemberian kredit kepada pelanggan (*extended credit*), serta ketersediaan kas untuk memenuhi kebutuhan operasional (*available cash*). Tujuan utama dari penanaman modal dalam suatu proyek industri adalah untuk memperoleh keuntungan dari dana yang telah diinvestasikan. Investasi yang baik umumnya memiliki beberapa karakteristik, antara lain mampu menghasilkan keuntungan yang maksimum, memiliki waktu

pengembalian modal yang relatif cepat, serta didukung oleh penerapan teknologi yang memadai, sistem operasional yang aman, dan sesuai dengan ketentuan hukum serta peraturan yang berlaku.

Tabel 6.7 *Working Capital Investment*

Tipe of Working Capital	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Raw Material Inventory	Rp217.231.802.964,33	$12,910,483.95
Inproses Inventory	Rp156.244.494.831,65	$9,285,896.52
Product Inventory	Rp312.488.989.663,30	$18,571,793.04
Extended Credit	Rp420.078.245.524,65	$24,966,019.58
Available Cash	Rp312.488.989.663,30	$18,571,793.04
Total	**Rp1.418.532.522.647,24**	**$84,305,986.13**

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost merupakan total biaya yang dikeluarkan dalam proses pembuatan suatu produk di dalam pabrik. Secara umum, *manufacturing cost* terdiri dari *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, serta *fixed manufacturing cost* yang timbul selama proses produksi berlangsung.

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost (DMC) atau biaya langsung merupakan seluruh biaya yang secara langsung berkaitan dengan proses produksi suatu produk di dalam pabrik.

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Tipe of Manufacturing	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Raw Material Cost	Rp796.516.610.869,23	$47,338,441.15
Labor Cost	Rp17.828.296.032,00	$1,059,568.29
Supervisor Cost	Rp1.782.829.603,20	$105,956.83
Maintenance Cost	Rp22.100.748.635,82	$1,313,487.97
Plant Supplies Cost	Rp2.210.074.863,58	$131,348.80
Royalty and Patents Cost	Rp15.402.869.002,57	$915,420.72
Utilities Cost	Rp89.062.222.876,41	$5,293,131.04
Total	**Rp944.903.651.882,81**	**$56,157,354.80**

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost merupakan biaya produksi yang timbul secara tidak langsung sebagai akibat dari kegiatan operasional pabrik. Biaya ini tidak berkaitan langsung dengan proses pembuatan produk, tetapi tetap diperlukan untuk menunjang kelancaran aktivitas produksi di dalam pabrik.

Tabel 6.9 *Indirect manufacturing cost* (IMC)

Tipe of Manufacturing	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Payroll Overhead	Rp2.674.244.404,80	$158,935.24

Laboratory	Rp1.782.829.603,20	$105,956.83
Plant Overhead	Rp8.914.148.016,00	$529,784.14
Packaging	Rp61.611.476.010,28	$3,661,682.87
Shipping	Rp15.402.869.002,57	$915,420.72
Total	**Rp90.385.567.036,85**	**$5,371,779.81**

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya produksi yang bersifat tetap dan harus tetap dikeluarkan oleh perusahaan terlepas dari apakah pabrik sedang beroperasi atau tidak. Besarnya biaya ini relatif tidak dipengaruhi oleh perubahan tingkat produksi maupun waktu operasi pabrik. *Fixed Manufacturing Cost* umumnya berkaitan dengan kepemilikan dan penggunaan fasilitas produksi serta aset pabrik.

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Depreciation	Rp88.402.994.543	$5,253,951.89
Property taxes	Rp11.050.374.318	$656,743.99
Insurance	Rp11.050.374.318	$656,743.99
Total	**Rp110.503.743.179**	**$6,567,439.87**

Tabel 6.11 *Total Manufacturing cost*

Tipe of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp944.903.651.882,81	$56,157,354.80
Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp90.385.567.036,85	$5,371,779.81
Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp110.503.743.179	$6,567,439.87
Total	**Rp1.145.792.962.098,78**	**$68,096,574.47**

c. Pengeluaran Umum (*General Expenses)*

General Expense merupakan biaya pengeluaran yang bersifat umum dan berkaitan dengan kegiatan manajerial serta operasional perusahaan, namun tidak termasuk ke dalam biaya produksi atau *manufacturing cost*. Biaya ini dikeluarkan untuk mendukung fungsi administrasi, pemasaran, penelitian, serta pengelolaan keuangan perusahaan.

Tabel 6.12 *General Expense*

Tipe of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Administration	Rp34.373.788.862,96	$2,042,897.23
Sales Expense	Rp34.373.788.862,96	$2,042,897.23
Research	Rp32.082.202.938,77	$1,906,704.09
Finance	Rp50.471.399.088,77	$2,999,607.70

Total	**Rp151.301.179.753,46**	**$8,992,106.25**

Tabel 6.13 *Total Production Cost*

Tipe of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Manufacturing Cost (MC)	Rp1.145.792.962.098,78	$68,096,574.47
General Expenses (GE)	Rp151.301.179.753,46	$8,992,106.25
Total	**Rp1.297.094.141.852,24**	**$77,088,680.72**

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp1.540.286.900.257,04

Total *production cost* : Rp1.297.094.141.852,24

Keuntungan : Total Penjualan - Total *Production Cost*

: Rp243.192.758.404,80

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan : Rp48.638.551.680,96

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak

: Rp194.554.206.723,84

6.5 Analisa Kelayakan

Analisis kelayakan merupakan tahapan penting yang dilakukan untuk menilai apakah suatu pabrik yang direncanakan layak atau tidak untuk didirikan dan dioperasikan. Melalui analisis ini dapat diketahui tingkat

keuntungan, risiko, serta kemampuan proyek dalam mengembalikan modal yang telah diinvestasikan. Hasil dari analisis kelayakan akan menjadi dasar dalam pengambilan keputusan investasi dan perencanaan pembangunan pabrik. Evaluasi kelayakan suatu pabrik umumnya dilakukan dengan menggunakan beberapa parameter ekonomi yang dapat menggambarkan tingkat profitabilitas dan keberlanjutan proyek, di antaranya adalah sebagai berikut:

a. *Return on Investment* (ROI)

Return on Investment (ROI) merupakan salah satu parameter dalam analisis ekonomi yang digunakan untuk menunjukkan tingkat kemampuan suatu investasi dalam menghasilkan keuntungan. ROI menggambarkan seberapa besar persentase laba yang diperoleh dibandingkan dengan jumlah modal tetap yang telah diinvestasikan dalam pembangunan pabrik. Nilai ROI biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase (%) dan digunakan untuk menilai tingkat keuntungan dari suatu proyek industri. Semakin besar nilai ROI yang diperoleh, maka semakin baik tingkat pengembalian modal dari investasi tersebut. Secara matematis, ROI dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$ROI = \frac{Profit}{Fixed\ Capital\ Cost} \times 100\% \tag{6.2}$$

$$ROI\ b = \frac{Keuntungan\ Sebelum\ Pajak}{Fixed\ Capital\ Cost} \times 100\% \tag{6.3}$$

$$ROI\ a = \frac{Keuntungan\ Setelah\ Pajak}{Fixed\ Capital\ Cost} \times 100\% \tag{6.4}$$

Dalam industri kimia, nilai batas minimum ROI sebelum pajak umumnya berada pada kisaran sekitar 11% untuk proyek dengan tingkat risiko rendah (*low risk*) dan dapat mencapai sekitar 44% untuk proyek dengan tingkat risiko tinggi (*high risk*) (Aries & Newton, 1955).

1. ROI Sebelum Pajak (ROIb)

   ROIb = 22,01%

2. ROI Sesudah Pajak (ROIa)

   ROIa = 17,61%

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan parameter dalam analisis ekonomi yang menunjukkan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi awal yang telah ditanamkan pada suatu proyek. POT menyatakan jumlah tahun yang dibutuhkan hingga penerimaan yang diperoleh dari hasil operasi pabrik mampu menutupi nilai *Fixed Capital Investment* (FCI) yang telah dikeluarkan. Perhitungan POT didasarkan pada keuntungan yang diperoleh sebelum dikurangi depresiasi. Semakin kecil nilai POT, maka semakin cepat modal investasi dapat kembali sehingga proyek dinilai lebih menguntungkan. Secara matematis, POT dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$POT\ b\ = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Sebelum\ Pajak\ +\ Depresiasi} \qquad (6.5)$$

$$POT\ a\ = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Setelah\ Pajak\ +\ Depresiasi} \qquad (6.6)$$

Dalam industri kimia, batas maksimum *Pay Out Time* (POT) setelah pajak umumnya sekitar 5 tahun untuk proyek dengan risiko rendah (*low risk*) dan sekitar 2 tahun untuk proyek dengan risiko tinggi (*high risk*).

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

   POTb = 3.33 tahun

2. POT Sesudah Pajak (POTa)

   POTa = 3.91 tahun

c. *Break Event Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan titik impas dalam suatu kegiatan produksi, yaitu kondisi ketika total pendapatan dari penjualan produk sama dengan total biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi. Pada titik ini pabrik tidak memperoleh keuntungan maupun mengalami kerugian karena nilai *sales value* sama dengan *total cost*. Apabila pabrik beroperasi di bawah kapasitas BEP maka perusahaan akan mengalami kerugian, sedangkan jika beroperasi di atas kapasitas BEP maka pabrik akan mulai memperoleh keuntungan. Dalam perancangan industri kimia, nilai BEP umumnya berada pada kisaran 40–60% dari kapasitas produksi. Secara matematis, BEP dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3\,Ra}{Sa - Va - 0{,}7\,Ra} \times 100\% \qquad (6.7)$$

Dimana:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Tabel 6.14 *Annual Fixed Manufacturing Cost* (Fa)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Depreciation	Rp88.402.994.543	$5,253,951.89
Property Taxes	Rp11.050.374.318	$656,743.99
Insurance	Rp11.050.374.318	$656,743.99
Total	**Rp110.503.743.179**	**$6,567,439.87**

Tabel 6.15 *Annual Regulated Expenses* (Ra)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Gaji Karyawan	Rp17.828.296.032,00	$1,059,568.29
Payroll Overhead	Rp2.674.244.404,80	$158,935.24
Supervisor	Rp1.782.829.603,20	$105,956.83
Plant Overhead	Rp8.914.148.016,00	$529,784.14
Laboratorium	Rp1.782.829.603,20	$105,956.83
General Expense	Rp151.301.179.753,46	$8,992,106.25
Maintenance	Rp22.100.748.635,82	$1,313,487.97
Plant Supplies	Rp2.210.074.863,58	$131,348.80

Total	**Rp208.594.350.912,07**	**$12,397,144.35**

Tabel 6.16 *Annual Variable Value* (Va)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Raw Material	Rp796.516.610.869,23	$47,338,441.15
Packaging	Rp61.611.476.010,28	$3,661,682.87
Shipping	Rp15.402.869.002,57	$915,420.72
Utilities	Rp89.062.222.876,41	$5,293,131.04
Royalty & Patents	Rp15.402.869.002,57	$915,420.72
Total	**Rp977.996.047.761,06**	**$58,124,096.50**

Tabel 6.17 *Annual Sales Value* (Sa)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya ($)
Annual Sales Value	Rp1.540.286.900.257,04	$91,542,071.81
Total	**Rp1.540.286.900.257,04**	**$91,542,071.81**

Nilai BEP pada pabrik kimia umumnya berada pada *range* 40% - 60%. Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, didapatkan nilai BEP sebesar 41,58%

d. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan tingkat kapasitas produksi dimana biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sama atau bahkan lebih besar

dibandingkan biaya yang harus ditanggung jika pabrik dihentikan operasinya. Pada kondisi ini, perusahaan akan mempertimbangkan untuk menghentikan sementara kegiatan produksi karena biaya operasional tidak lagi dapat ditutupi oleh pendapatan yang diperoleh. SDP digunakan sebagai indikator batas minimum operasi pabrik agar kegiatan produksi tetap ekonomis untuk dijalankan. Secara matematis, nilai *Shut Down Point* dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$SDP = \frac{0{,}3\ Ra}{Sa - Va - 0{,}7\ Ra} \times 100\% \qquad (6.8)$$

Maka, SDP yang diperoleh adalah 15,03%

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) merupakan metode analisis ekonomi yang digunakan untuk menilai tingkat keuntungan suatu proyek dengan mempertimbangkan nilai waktu dari uang (*time value of money*). Pada metode ini, aliran kas yang diterima setiap tahun selama umur operasi pabrik didiskontokan ke nilai saat ini (*present value*). Perhitungan DCFR dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$(FC + WC)(1+i)^N - SV - WC = CF[(1+i)^{N-1} + (1+i)^{N-2} + \cdots + (1+i) + 1]$$

Dimana:

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

SV = *Salvage Value/Depresiasi*

n = Umur pabrik

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FC = Rp1.105.037.431.791

WC = Rp1.418.532.522.647,24

SV = Rp110.503.743.179

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah 12,59% dengan bunga bank Indonesia pada tahun 2026 sebesar 4,75% dan 1,5 dari bunga bank Indonesia adalah 7,13%.

6.6 Analisa Resiko Pabrik

Analisis risiko pabrik dilakukan untuk menilai tingkat risiko yang mungkin timbul dari pendirian dan pengoperasian suatu pabrik, apakah termasuk dalam kategori risiko tinggi (*high risk)* atau risiko rendah (*low risk*). Penilaian ini dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai kemungkinan yang dapat terjadi selama proses produksi maupun operasional pabrik, kemudian dilanjutkan dengan penentuan langkah-langkah penanganan atau solusi untuk meminimalkan dampak dari risiko tersebut. Melalui analisis risiko, dapat diketahui tingkat keamanan dan keberlanjutan operasional pabrik dalam jangka panjang. Berdasarkan hasil analisis yang telah dilakukan, diketahui bahwa pabrik biodiesel termasuk ke dalam kategori risiko rendah (*low risk*), dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

a. Kondisi Operasi

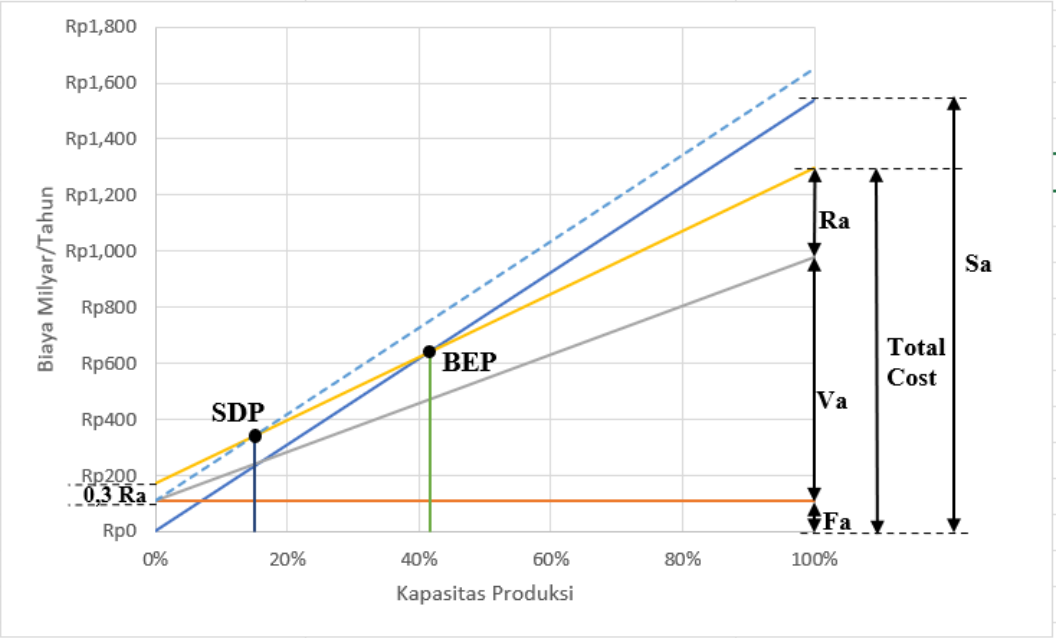
Prarancangan pabrik biodiesel dirancang beroperasi pada kondisi suhu yang relatif rendah, yaitu berkisar antara 30°C hingga 80°C, dengan tekanan operasi sekitar 1 atm. Kondisi operasi tersebut tergolong cukup aman karena tidak memerlukan suhu maupun tekanan yang tinggi selama proses berlangsung. Dengan parameter operasi yang relatif rendah, potensi terjadinya bahaya seperti ledakan, kebocoran, maupun kerusakan peralatan dapat diminimalkan. Oleh karena itu, berdasarkan kondisi operasinya, prarancangan pabrik biodiesel ini dapat dikategorikan memiliki tingkat risiko yang relatif rendah.

b. Bahan Baku dan Produk

Bahan baku yang digunakan dalam prarancangan pabrik biodiesel meliputi minyak dari kemiri sunan, metanol, serta beberapa bahan kimia seperti HCl, NaOH, H_3PO_4, dan H_2SO_4. Beberapa bahan tersebut memiliki sifat korosif dan metanol bersifat mudah terbakar, sehingga memerlukan penanganan dan sistem keselamatan yang baik selama proses operasi. Namun, dengan penerapan prosedur keselamatan kerja, sistem penyimpanan yang sesuai, serta pengolahan limbah yang baik, potensi bahaya yang ditimbulkan dapat diminimalkan. Oleh karena itu, dari aspek bahan baku dan pengelolaan proses, prarancangan pabrik biodiesel ini masih dapat dikategorikan memiliki tingkat risiko yang relatif rendah.

Dengan melakukan beberapa perhitungan dan analisis ekonomi terhadap parameter-parameter kelayakan pabrik, diperoleh hasil yang dapat digunakan untuk menilai tingkat keuntungan serta kelayakan investasi dari prarancangan

pabrik tersebut. Grafik evaluasi ekonomi yang diperoleh ditunjukkan sebagai berikut:



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

6.7 Analisa Kelayakan Produk

Tabel 6.18 Perbandingan produk biodiesel dengan Kepdirjen

No	Parameter Uji	Satuan	Kepdirjen EBTKE No. 195/2022	Biodiesel dari kemiri sunan
1	Massa Jenis	kg/m^3	850-890	857
2	Viskositas	cSt	2,3-6,0	5,31
3	Gliserol Total	% massa	0,24	0
4	Kadar Metil Ester	% massa	96,5	99,99

(Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral)

Berdasarkan hasil perhitungan, biodiesel dari kemiri sunan (*Reutealis trisperma*) telah memenuhi standar mutu Kepdirjen EBTKE No. 195 Tahun 2022. Nilai massa jenis sebesar 857 kg/m³ berada dalam rentang standar (850–890 kg/m³), sedangkan viskositas 5,31 cSt juga memenuhi syarat (2,3–6,0 cSt).

Kadar gliserol total sebesar 0% menunjukkan proses pemurnian yang sangat baik karena berada di bawah batas maksimum 0,24%. Selain itu, kadar metil ester sebesar 99,99% telah melampaui syarat minimum 96,5%, yang menandakan reaksi transesterifikasi berlangsung optimal. Dengan demikian, biodiesel yang dihasilkan layak digunakan sebagai bahan bakar alternatif.

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik biodiesel melalui proses esterifikasi dan transesterifikasi, dengan kapasitas 50.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomis, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

a. Pendirian pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan biodiesel dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor bahan bakar, serta memberikan dampak positif terhadap perekonomian melalui pembukaan lapangan kerja dan peningkatan aktivitas industri.

b. Pabrik biodiesel direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dan didirikan di Kabupaten Subang, Jawa Barat, dengan luas lahan sekitar 22.138 m². Pabrik biodiesel ini direncanakan mempekerjakan sekitar 200 orang karyawan untuk menunjang kegiatan produksi, administrasi, dan pengelolaan pabrik.

c. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

    1. *Return on Investment* (ROI)

        a) ROI sebelum pajak = 22,01%

b) ROI setelah pajak = 17,61%

2. *Pay Out Time* (POT)

a) POT sebelum pajak = 3.33 tahun

b) POT setelah pajak = 3.91 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak dengan resiko rendah adalah 5 tahun.

3. *Break Even Point* (BEP) = 41,58%

4. *Shut Down Point* (SDP) = 15,03%

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) diperoleh sebesar 12,59%

Dengan mempertimbangkan hasil analisis diatas, prarancangan pabrik biodiesel dari minyak kemiri sunan menggunakan proses esterifikasi dan tranesterifikasi dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dinilai layak secara teknis dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

d. Berdasarkan keseluruhan tinjauan yang meliputi ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses, serta hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

e. biodiesel yang dihasilkan dari pabrik yang dirancang telah memenuhi standar mutu yang ditetapkan dalam Kepdirjen EBTKE No. 195/2022 biodiesel. Hal ini ditunjukkan dari parameter-parameter kualitas produk seperti densitas, viskositas, kadar gliserol total, serta kandungan metil ester yang berada dalam rentang yang dipersyaratkan. Dengan terpenuhinya seluruh spesifikasi tersebut, biodiesel yang dihasilkan tidak hanya layak

digunakan sebagai bahan bakar alternatif, tetapi juga aman dan sesuai untuk diaplikasikan pada mesin diesel, sehingga pabrik yang dirancang dapat dikatakan telah memenuhi aspek kualitas produk sesuai standar yang berlaku.

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman terhadap konsep-konsep dasar yang dapat mendukung serta meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan dan dioperasikan diantaranya sebagai berikut:

a. Perlu dilakukan optimasi dalam pemilihan peralatan utama, peralatan penunjang, serta bahan baku yang digunakan agar proses produksi dapat berlangsung secara efisien dan memberikan keuntungan yang maksimal.
b. Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung oleh berbagai referensi serta kajian yang berkaitan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Pemahaman yang lebih mendalam terhadap konsep-konsep tersebut diharapkan dapat mendukung realisasi produksi biodiesel sebagai salah satu upaya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sekaligus membuka peluang ekspor di masa mendatang seiring dengan meningkatnya permintaan energi alternatif.

DAFTAR PUSTAKA

A Aunillah, D. P. (2012). *193-200.*

A. Melani., E. Aryanto., Robiah., Melisa. P. P. (2025). Optimalisasi Perbandingan Biji Kemiri dan Pelarut dalam Ekstraksi Minyak Kemiri: Studi Kasus Menggunakan n-Heksana dan Etil Asetat. Jurnal Redoks, 10(2), 96-105.

Agus. K., M. Kurnia. T. W. S. (2015). Pembuatan Biodiesel Dari Minyak Kemiri Sunan (Reutealis Trisperma (Blanco) Airy Shaw) Melalui Proses Transesterifikasi Dua Tahap Menggunakan Katalis Heterogen (Cao) Dari Kulit Telur. Proposal Penelitian pembuatan biodiesel dari minyak kemiri sunan.

Allay, A., Moumen, A.B., Rbah, Y. et al. Effect of screw pressing temperature on yield, bioactive compounds, and quality of hemp (Cannabis sativa L.) seed oil. J Cannabis Res 7, 37 (2025). https://doi.org/10.1186/s42238-025-00296-6

Alsultan, A. G., Asikin-Mijan, N., Ibrahim, Z., Yunus, R., Razali, S. Z., Mansir, N., Islam, A., Seenivasagam, S., & Taufiq-Yap, Y. H. (2021). A Short Review on Catalyst, Feedstock, Modernised Process, Current State and Challenges on Biodiesel Production. Catalysts, 11(11), 1261.

Anggraini, S. D., Utami, T. P., & Prasetyoko, D. (2023). Sintesis dan karakterisasi biodiesel dari minyak kemiri sunan (Reutealis trisperma) dengan katalis KOH. Indonesian Journal of Mathematics and Natural Sciences.

Aries, R.S., and Newton, R.D. (1955). “Chemical Engineering Cost”, Mc. Graw Hill Book co., New York.

Ariyanto, L., Cambodia, M., Mauliana, Y., & Apriyanto, A. (2024). Neraca air DAS Mesuji berdasarkan titik tinjau penggunaan air untuk industri. Teknika Sains: Jurnal Ilmu Teknik.

Asri, H. d. (2018). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Minyak Jelantah Dengan Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi Kapssitas 7.500 Ton/tahun.* Departemen Teknik Kimia: Universitas Islam Indonesia.

Badan Penelitian dan Pengembangan Pertanian (2009). Tanaman perkebunan penghasil bahan bakarnabati (BBN). Bogor:IPBPress.

Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2002). Chemical engineering: Volume 2 – Particle technology and separation processes (5th ed.). Butterworth-Heinemann.

D. Y. Tomasila and P. H. Suharti. (n.d.). *Analisis Ekonomi pra prancangan pabrik kimia pembuatan biodiesel berbahan baku minyak jelantah dengan katalis KOH kapasitas 37.000 ton/tahun.*

David R. Lide, e. (2005). Handbook of Chemistry and physics.

Dibyo Pranowo., dkk. (2014). Pembuatan Biodiesel dari Kemiri Sunan (Reutealis trisperma (Blanco) Airy Shaw) dan Pemanfaatan Hasil Samping - Jakarta: IAARD Press.

Fogler, H. S. (2016). Elements of chemical reaction engineering (5th ed.). Prentice Hall.

Geankoplis, C. J. (2018). Transport processes and separation process principles (5th ed.). Prentice Hall.

Geologi, B. (2024). *Kementerian Energi dan Suber Daya Mineral 2024. Pusat Energi dan Sumber Daya Mineral, Batubara dan Panas Bumi.*

H., P. R. (1997). Perry's chemical engineers' handbook - 7th ed.

Hamid, M. F., Teoh, Y. H., Idroas, M. Y., Mohamed, M., Sa'ad, S., Mat, S. C., Abdullah, M. K., Le, T. D., How, H. G., & Nguyen, H. T. (2022). A Review of the Emulsification Method for Alternative Fuels Used in Diesel Engines. Energies, 15(24), 9429.

Haryono., dkk. (2020). KARAKTERISASI BIODIESEL DARI MINYAK KEMIRI SUNAN DENGAN KATALIS HETEROGEN SILIKA TERIMPREGNASI KALSIUM OKSIDA (CaO/SiO2). Jurnal Penelitian Hasil Hutan Vol. 38 No. 1, Maret 2020: 1-68

Haryono, H., Juliandri, J., & Rustaman, R. (2023). Pengaruh kadar air dalam minyak kemiri sunan pada tahap esterifikasi dengan katalis asam sulfat. Jurnal Ilmiah Teknologi Pertanian Agrotechno.

Husni, F., Andriani, R., & Sari, M. (2023). Kajian finansial dan potensi pengembangan biodiesel kemiri sunan di Indonesia. Jurnal Agrosia, 26(2), 145–153.

Karassik, I. J. (2007). Pump handbook (4th ed.). McGraw-Hill.

Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (2024). Pengembangan kemiri sunan di daerah pertambangan. https://www.esdm.go.id

Puspita, A., Santoso, B., & Kurniawan, S. (2023). Pengaruh kompos daun kemiri sunan terhadap kesuburan tanah Entisol. Jurnal Tanah dan Sumberdaya Lahan, 10(2), 521–530.

M. Herman, D. P. (2011). 21-27.

Metcalf, & Eddy. (2014). Wastewater engineering: Treatment and resource recovery (5th ed.). McGraw-Hill.

Mohamed Khalaf, Tiemin Xuan, Mohamed Qenawy, Hassan M.M. Mustafa, Hany S. El-Mesery, Mohamed F.C. Esmail (n.d.)., Investigation and optimization of bio-oil extraction from mixed Jatropha-Castor seeds using screw-pressing methodology, Process Safety and Environmental Protection, Volume 188, 2024, Pages 217-229.

Mulder, M. (2012). Basic principles of membrane technology. Springer.

Naufal, M. H. (2021). Pengaruh Konsentrasi Minyak Hasil Proses Mikroemulsi Minyak Kedelai (Glycine max) Terhadap Karakteristik Bahan Bakar Biodiesel. Skripsi, Universitas Brawijaya. https://repository.ub.ac.id/184591

Nayyar, M. (2012). Piping handbook (7th ed.). McGraw-Hill.

Perry, R. H., & Green, D. (2008). Perry’s chemical engineers' handbook (8th ed.). McGraw-Hill.

Prasetyo, A. E., Widhi, A., & Widayat, W. (2012). POTENSI GLISEROL DALAM PEMBUATAN TURUNAN GLISEROL MELALUI PROSES ESTERIFIKASI. Jurnal Ilmu Lingkungan, 10(1), 26-31.

Qi, D. H., Yang, K., Zhang, D., Chen, B., Wei, Q., & Zhang, C. H. (2017). Experimental investigation of a turbocharged CRDI diesel engine fueled with Tung oil-diesel-ethanol microemulsion fuel. Renewable Energy, 113, 1201–1207.

Riki, L., Deog, K. K., & Jin-Suk Lee. (2020). Reutealis Trisperma Oil Esterification: Optimization and Kinetic Study. Energies 2020, 13, 1513.

S.D. Anggraini. (2018). Rekayasa Produksi Biodiesel Dari Minyak Kemiri Sunan (Reutialis Trisperma Oil) Sebagai Alternatif Bahan Bakar Mesin Diesel. JATI UNIK: Jurnal Ilmiah Teknik Dan Manajemen Industri, 2(1), 1-13.

S Supriyadi, P. H. (2020). Karakteristik biodiesel Kemiri Sunan (*reutalis trisperma* (blanco) airy shaw) yang diolah melalui proses transesterifikasi satu tahap.

Sanli, H. (2025). Utilization of Low-Viscosity Sustainable Quaternary Microemulsification Fuels Containing Waste Frying Oil–Diesel Fuel–Bio-Alcohols in a Turbocharged-CRDI Diesel Engine. Sustainability, 17(19), 8835.

Sankumgon, A., Assawadithalerd, M., Phasukarratchai, N., Chollacoop, N., & Tongcumpou, C. (2020). Properties and performance of microemulsion fuel blending of Jatropha oil, diesel, and ethanol-surfactant. Fuel Processing Technology, 197, 106188.

Septiar Agung W., Lela Mukimilah Y., Reni M. (2024). Optimasi Koagulan dan Flokulan pada Proses Water TreatmentDi PLTU Palabuhanratu. SANTIKA: Jurnal Ilmiah Sains dan Teknologi Volume 14 Nomor 2 Desember 2024.

Silviana, S., Anggoro, D. D., Hadiyanto, H., Salsabila, C. A., Aprilio, K., Utami, A. W., & Sa'adah, A. N. (2022). A Review on the Recent Breakthrough Methods and Influential Parameters in the Biodiesel Synthesis and Purification. International Journal of Renewable Energy Development, 11(4), 1012-1036.

Shintawati, D., & Widodo, R. (2022). Ekstraksi minyak kemiri sunan menggunakan metode microwave-assisted extraction. Jurnal Rekayasa Proses, 18(3), 45–52.

Sularso, & Tahara, H. (2001). Pompa dan kompresor: Pemilihan, pemakaian, dan pemeliharaan. Jakarta: Pradnya Paramita.

Susanti, D. A., Prasetyaningrum, W., & Anggraini, E. (2024). Rekayasa produksi biodiesel dari minyak kemiri sunan (Reutealis trisperma) sebagai alternatif bahan bakar mesin diesel. JATI UNIK: Jurnal Ilmiah Teknik dan Manajemen Industri, 8(1), 12–20.

Ulfa, S. N. S., & Samik, S. (2023). *Utilization of Activated Natural Zeolite Catalyst in Biodiesel Synthesis with Esterification and Transesterification Method. Unesa Journal of Chemistry*, 11(3), 165–181.

Van der Vossen, H.A.M., Umali, B.E. 2002. *Plant Resources of South-East Asia* No. 14: *Vegetable and fats*. PROSEA, Bogor.

Wirawan, S. S. (2023). Pedoman Umum Penanganan dan Penyimpanan Bahan Bakar Nabati dan Campurannya dengan Kandungan Masimum 40% untuk Mesin Diesel. DIREKTORAT BIOENERGI.

Yusuf, B. O., Oladepo, S. A., & Ganiyu, S. A. (2024). Efficient and Sustainable Biodiesel Production via Transesterification: Catalysts and Operating Conditions. Catalysts, 14(9), 581.

Zhang, H., Pan, H., Huang, J., Li, Y., & Zhang, H. (2022). A Highly Effective Biomass-Derived Solid Acid Catalyst for Biodiesel Synthesis Through Esterification. Frontiers in Chemistry, 10:882235.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Reaktor Esterifikasi

Kode	:	R-01
Fungsi	:	Mereaksikan Minyak Kemiri sunan dengan CH_3OH dengan katalis H_2SO_4 menjadi Biodiesel
Jenis	:	Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	:	*Stainless Steel tipe 316*
Bentuk	:	Tangki Silinder
Kondisi Operasi	:	T = 60 ^oC
		P = 1 atm
		Jenis Reaksi = Eksotermis
		Konversi = 90%

A. Neraca Massa

No	Komponen	Masuk			Keluar	
		BM	mol	Massa (kg/jam)	mol	Massa (kg/jam)
1	$C_{18}H_{32}O_2$	280	4,22	1180,56	0,42	118,06
2	$C_{18}H_{34}O_2$	282	3,60	1016,41	0,36	101,64
3	$C_{16}H_{32}O_2$	256	3,23	827,02	0,32	82,70
4	$C_{18}H_{36}O_2$	284	1,29	366,16	0,13	36,62
5	$C_{19}H_{34}O_2$	294	0	0	3,79	1115,63
6	$C_{19}H_{36}O_2$	296	0	0	3,24	960,19

7	$C_{17}H_{34}O_2$	270	0	0	2,91	785,02
8	$C_{19}H_{38}O_2$	298	0	0	1,16	345,79
9	$C_{57}H_{98}O_6$	878	1,16	1016,71	1,16	1016,71
10	$C_{57}H_{104}O_6$	884	0,99	875,36	0,99	875,36
11	$C_{51}H_{98}O_6$	806	0,88	712,17	0,88	712,17
12	$C_{57}H_{110}O_6$	890	0,35	315,00	0,35	315,00
13	CH_3OH	32	74,04	2369,36	62,94	2013,96
14	H_2O	18	13,19	237,51	24,30	437,42
15	H_2SO_4	98	0,64	63,13	0,64	63,13
Total Masuk			103,61	8979,39	103,61	8979,39

Reaksi yang terjadi dalam reactor RATB R-01:

$$\text{As. Karboksilat} + \text{Alkohol } (CH_3OH) \text{ katalis} \rightarrow \text{ Metil Ester} + H_2O$$

B. Densitas

Menghitung massa jenis komponen pada suhu 60°C atau 333,15K

Komponen	Massa	ρ (kg/m3)	Fv0 (kg/jam)	fraksi massa	ρ campuran (kg/m3)
$C_{18}H_{32}O_2$	1180,56	877,8818	1,3448	0,13	115,4186
$C_{18}H_{34}O_2$	1016,41	860,8979	1,1806	0,11	97,4486
$C_{16}H_{32}O_2$	827,02	855,2857	0,9670	0,09	78,7736
$C_{18}H_{36}O_2$	366,16	852,148	0,4297	0,04	34,7489
$C_{19}H_{34}O_2$	0	860,6281	0	0	0
$C_{19}H_{36}O_2$	0	846,6684	0	0	0
$C_{17}H_{34}O_2$	0	857,5408	0	0	0
$C_{19}H_{38}O_2$	0	854,4988	0	0	0
$C_{57}H_{98}O_6$	1016,71	895,9957	1,1347	0,11	101,4514
$C_{57}H_{104}O_6$	875,36	888,6844	0,9850	0,10	86,6338
$C_{51}H_{98}O_6$	712,17	878,7984	0,8104	0,08	69,6990

$C_{57}H_{110}O_6$	315,00	876,2815	0,3595	0,04	30,7398
CH_3OH	2369,36	754,5681	3,1400	0,26	199,1054
H_2O	237,51	979,6811	0,2424	0,03	25,9126
H_2SO_4	63,13	1795,061	0,0352	0,01	12,6205
Total	8979,39	13934,6197	10,6293	1	852,6

C. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$f_v = \frac{massa\ umpan}{p\ campuran}$$

f_v = 10,5324 m^3/jam

f_v = 10532,3650 L/jam

b. Menghitung Konsentrasi

$$C_{A0} = \frac{n_A}{f_v}$$

Total umpan mula-mula C_{A0} = 0,4003 mol/L

$$C_{B0} = \frac{n_B}{f_v}$$

Total umpan mula-mula C_{B0} = 7,0300 mol/L

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

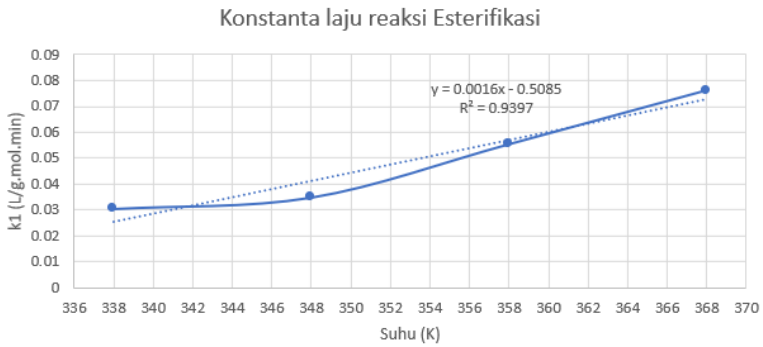
Total umpan mula-mula C_A = 0,0400 mol/L

$$C_B = C_{B0}(C_{A0} - X_A)$$

Total umpan mula-mula C_B = 6,6697 mol/L

D. Menghitung Kontanta Laju Reaksi

Reaksi esterifikasi mengikuti kinetika *second order pseudo-homogeneous* diperoleh konstanta kinetika:



Suhu (K)	K (L/mol,min)
338	0,0304
348	0,0348
358	0,0554
368	0,0762

(Riky Lim, dkk, 2020)

$$Y = A + Bx$$

A = -0,0585; B = 0,0016; x = 333,15

$$k\ (60℃) = -0{,}0585 + 0{,}0016(333{,}15) = \ 0{,}0178\ \frac{L}{mol.min}$$

E. Menghitung Waktu Tinggal

$$\tau = \frac{V}{f_{v0}}$$

τ = 1,2608 jam

F. Menentukan Volume Reaktor

$$V = \frac{F_{v0}(C_{A0} - C_A)}{kC_AC_B}$$

V = 13,2797 m^3

V = 13401,9 L ≈ 13402 L

G. Optimasi Reaktor

Neraca massa reaktan A di dalam reaktor RATB pada keadaan *Steady State*:

$$F_{A0} - F_A - (-r_A)V = 0$$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$F_{A0} = F_{v0}C_{A0}\ ;\ F_A = F_vC_A$$

$$V = \frac{F_{v0}(C_{A0} - C_A)}{(-r_A)}$$

$$(-r_A) = kC_AC_B$$

$$V = \frac{F_{v0}(C_{A0} - C_A)}{kC_AC_B}$$

Neraca massa reaktan A di dalam reaktor RATB yang dirancang seri pada keadaan *Steady State*:

$$A + B \rightarrow Produk$$

Pada reaktor ke n:

$$C_{A,n} = C_{A,n-1}(1 - X_{A,n})$$

$$C_{B,n} = C_{B,n-1} - C_{A,n-1}X_{A,n}$$

Maka:

$$V_n = \frac{F_{v0}.X_{A,n}}{kC_{A,n-1}(1 - X_{A,n}).(\frac{C_{B,n-1}}{C_{A,n-1}} - X_{A,n})}$$

a. Menggunakan 1 Reaktor

V : 13279,6884 L

X_A : 90%

τ : 1,2608 jam

b. Menggunakan 2 Reaktor

V : 7348,9481 L

X_A : 90%

τ : 0,6071 jam

c. Menggunakan 3 Reaktor

V : 5714,7645 L

X_A : 90%

τ : 0,4310 jam

d. Menggunakan 4 Reaktor

V : 5161,1905 L

X_A : 90%

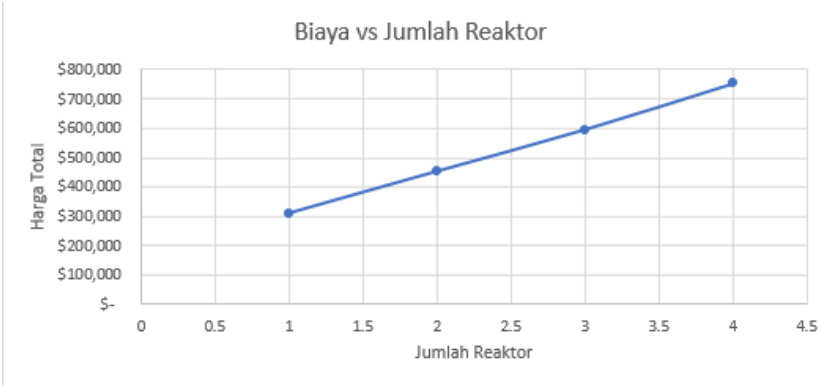
τ_4 : 0,3369 jam

n	Volume Total (m^3)
1	13,2797
2	7,3489
3	5,7148
4	5,1612

Optimasi Harga Reaktor

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi, Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari www.matche.com. Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal dipilih *Stainless Steel* tipe 316 sebagai bahan material pembuatan reaktor.

n	Volume Total Reaktor (m^3)	Volume Total (gal)	Profil Harga	Total Harga
1	13,2797	3508,1225	$310,400	$310,400
2	7,3489	1941,3867	$226,800	$453,600
3	5,7148	1509,6811	$198,500	$595,500
4	5,1612	1363,4423	$188,100	$752,400



Dari grafik diatas dapat diambil kesimpulan bahwa pada reactor dengan jumlah 1 buah memberikan harga paling rendah yaitu $310,400. Diambil kesimpulan bahwa jumlah reactor yang dipakai adalah 1 buah dengan pertimbangan harga yang paling rendah, volume reactor yang standar dan waktu tinggal yang di dapat yaitu 1,2608 jam dimana proses esterifikasi akan berjalan dengan baik.

H. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan factor keamanan sebesar 10%, sehingga volume reactor menjadi:

V = 14.6077 m3

Reaktor berbentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell), tutup atas dan bawah (*head*) yang berbentuk *torispherical*.

Ditetapkan:

D : H = 1 (Brownell, 1959)

D = Diameter reactor, H =Tinggi reactor

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H \ \ (nilai\ D = H, Perbandingan\ 1:1)$$

V = 13,2797 m3 atau V = 810.3797 in3

$$D = \sqrt[3]{\frac{4\,V}{\pi}}$$

D = 2,5749 m atau D = 101,3753 in

Volume Head Torispherical = 0,000049 d3 sebagai perbandingan

D : H = 1 : 1 sehingga:

$$V_{reaktor} = V_{silinder} + 2V_{head}$$

$$V_{head} = 0{,}000049 x ID^3 + \frac{\pi}{4}\left(\frac{ID}{12}\right)^2 \frac{sf}{12}$$

I. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V_{Cairan\ di\ shell} = V_{shell} - V_{bottom}$$

A total = 5,2176 m^2

V shell = 13,2797 m3

V bottom = 0,5130 m

V cairan di shell = 12,8888 m3

$$h_{Cairan} = \frac{V_{Cairan\ di\ Shell}}{A_t}$$

h cairan = 2,4703 m

J. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$t_s = \frac{P_d . r_i}{fE - 0{,}6P_d} + C$$

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = Allowable stress (17000 psi)

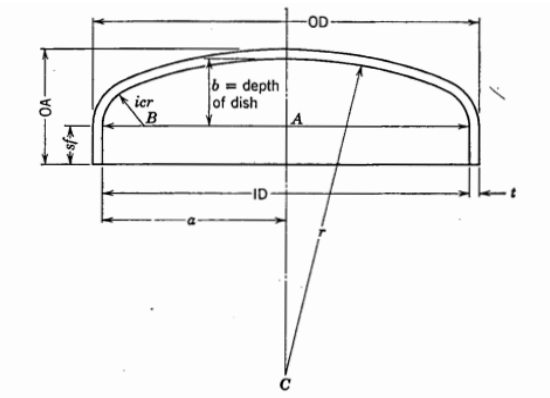
ri = Jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi pengelasan (80% (double welded butt joint))

C = Faktor korosi (0,125 in)

Dari hasil perhitungan diperoleh tebal shell adalah 0,2173 in, sehingga tebal shell standar = 0,2500 in.

K. Perancangan Dimensi Head



t = tebal head, in

icr = inside corner radius, in

r = radius of dish, in

OD = outside diameter, in

ID = inside diameter, in b= depth of dish, in

OA = overall dimension, in

sf = straight flange Menghitung Tebal Head

ts = 0,2173 in

icr = 6,125 in

r = 96 in

OD = 102 in

ID = 101,88 in

P = 24,7382 psi

w = 1,0002 in

th = 0,2123 in

sf = 2 in

b = 17,9864 in

Diperoleh dari persamaan persamaan 13.10 Brownell and Young, 1959

$$th = \frac{P.r_c.w}{2fE - 0{,}2P} + C$$

Diperoleh nilai tebal head dan bottom dari perhitungan sebesar 0,2123 in, sehingga tebal head standar = 0,2500 in. Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal head 0,2500 in didapatkan sf = 1,5 – 2,5 digunakan nilai sf 2 in. Sehingga tinggi

head yang diperoleh adalah h_{head} = sf + b + th = 0,5130 m, $h_{total\ reaktor}$ = 2.h_{head} + h_{shell} = 3,6010 m.

L. Menghitung Dimensi Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah flat six blade turbine, impeller jenis ini digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.

Dt	= 2,2860 m
Diameter Propeller (Da)	= Dt/3 = 0,8234 m
Panjang Propeller dari Dasar (E)	= Dt/3 = 0,8234 m
Lebar Propeller (L)	= Da/4 = 0,2059 m
Lebar Baffle (L)	= Dt/12 = 0,1905 m
Tinggi Propeller (W)	= Da/5 = 0,1647 m
Tinggi Cairan (H)	= 2,4703 m
Jumlah Baffle	= 4 buah
Jumlah Pengaduk	= 1 buah

M. Menghitung Power Pengaduk

a. *Specific Grafity*

$$sg = \frac{\rho\ fluida}{\rho\ air}$$

sg	= 0,8702
WELH	= 2,1497
Jumlah putaran (N)	= 1232,26 rpm
	= 20,5376 rps

b. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{\rho(Np)N^3D^5}{gc}$$

Power Number (Np) = 8

ρ = 852,5521 kg/m3 = 0,8526 g/cm3

Ni = 20,5376 rps

Da = 82,34 cm

gc = 9,8 m/s2

P = 2,2822E+11 g.cm2/s3

$$P_{motor} = \frac{Pa}{\eta}$$

Pmotor = 34,3869 hp

P Standar = 40 hp

N. Jenis Pendingin

a. Neraca Panas Total Reaktor

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
	$\Delta H\ in\ (kJ/Jam)$	$\Delta H\ out\ (kJ/Jam)$
Q in	779023,2809	
Q out		773279,8363
ΔH Reaksi	42,5989	
Q Pendingin		5786,0436
Total	**779065,8798**	**779065,8798**

Q in > Q out Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water

Th in = 60°C = 140°F = 333,15 K

Th out = 60°C = 140°F = 333,15 K

b. Menghitung ΔT LMTD

Komponen	°C	K	°F
Th in	60	333,15	140
Th out	60	333,15	140
Tc in	25	298,15	77
Tc out	50	323,15	122

$\Delta T_1 = T_{hin} - T_{cout}$

$= 140\ F - 122\ F$

= 18 oF

$\Delta T_2 = T_{hout} - T_{cin}$

$= 140\ F - 77\ F$

= 63 oF

$\Delta T_{LMTD} = \frac{\triangle T_1 - \triangle T_2}{ln\left(\frac{\triangle T_1}{\triangle T_2}\right)}$

$= \frac{18\ F - 63\ F}{ln\left(\frac{18\ F}{63\ F}\right)}$

= 68,2888 oF

Dari Tabel 8. Kern didapatkan Overall Heat Transfer UD untuk heavy organic (hot) dan air (cold) sebesar 75 $btu/ft^2.F$

c. Mencari Luas Penampang (A^o)

Ao $= \pi \times D_o \times h_o + \frac{1}{4} \times \pi \times D_o^2$

Dimana,

D0 = 17,1129 ft

h0 = 17,1129 ft

Sehingga,

A0 = 1149,445566 ft2

d. Mencari Luas Perpindahan Panas yang dibutuhkan (A)

A $= \frac{Q}{Ud \times \Delta T}$

$= 1{,}0708\ ft^2$

e. Menentukan Jenis Pendingin

Karena luas transfer panas (A) < Luas selubung (A^o), sehingga menggunakan pendingin jaket sebagai pendingin reaktor untuk menjaga suhu tetap stabil.

O. Perancangan Jaket Pendingin

a. Diameter Jaket

$$ID_{jaket} = OD_{shell} - 2T_j$$

Tj (Jarak antar dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket) = 2 in

ODshell = 102 in

Maka,

ID jaket = 106 in

b. Tebal Jaket

$$t_s = \frac{P.r}{(fE - 0{,}6P)} + C \qquad \text{(Eq.13-12,P.25Brownell\&Young)}$$

Dimana,

P (tekanan operasi) = 24,7382 psi

F (max allowable stress) = 17000 psi

E (efisiensi sambungan) = 80%

C (faktor korosi) = 0,1250 in

r (jari-jari) = 50,6876 in

Maka,

ts (Tebal jaket) = 0,2173 in

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell, hasil ts = 0,2173 mendekati standar tebal shell (ts) 3/16 atau 0,2500 in

c. Tebal Head Jaket

Berdasarkan buku Brownell, pada Tabel 5.7:

OD jaket = 106,4346 in

OD jaket standar = 108 in

ID jaket standar = 107,5654 in

icr = 6,5 in

r = 102 in

Maka,

W $= \frac{1}{4}x(3+\sqrt{\frac{rc}{icr}})$

= 0,81311 in

th $= \frac{P.r_c.W}{2fE-0,2P}+C$

= 0,12695 in

d. Tinggi Head Jaket (OA)

b $= r-\sqrt{(r-icr)^2\left(\frac{ID}{2}-icr\right)^2}$

= 19,0265 in

OA $= th+b+sf$ (Brownell and Young, 1959. Hal 87)

= 21,2140 in

e. Tinggi total Jaket

Htotal = $H_{cairan} - H_{head}$

= 76,0406 in atau 1,9314 m

f. Luas Transfer Panas Jaket

$$V_{Pemanas} = A_{Selimut} - ts$$

(Brownell & Young, Pers 5.12, P88)

De = $OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr$

Dimana,

OD = 108 in

sf = 2 in

icr = 6,5 in

Jadi,

De = 118,9048 in atau 3,0202 m

A total jaket = $A_{shell} + A_{head}$

= 25786,8840 + 22197,1976

= 47984,0815 in2

Luas yang di aliri hot/cold fluida = 116,3830 in2

g. Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0{,}36 \left(\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0{,}14}$$ Pers 20.1 Kern 1965.

Dimana,

Di = 17,1129 ft

ρ = 852,5521 lb/ft3

Cp = 0,5881 btu/lb

N = 73935,5070 rph

K = 0,0964 btu/ft.jam.F

μ = 5,6342 lb/ft.jam

μw = 5,6342 lb/ft.jam

Jadi,

hi = 51251,0948 btu/ft2.jam.F

h. Menghitung Hio dan Ho

Hio = $hi\frac{ID}{OD}$ Persamaan 6.5 Kern, Page: 105

ID = D1 = 102 in

OD = D2 = 108 in

Hio = 48403,8117 btu/ft2.jam.F

Ho = $0{,}87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0,4}$

= 11168,1688 btu/ft2.jam.F

i. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (Uc) dan *Design Overall* (Ud)

Uc (Clean Overall Coefficient) = $\frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o}$

= 9074,4329 btu/ft2.jam.F

Ud (Design Overall) = $\frac{h_D U_c}{h_D+h_D}$

= 321,5228 btu/ft2.jam.F

Rd (Fouling Factor) = $\frac{1}{U_D}-\frac{1}{U_c}$

= 0,003

Reaktor Transesterifikasi

Kode	:	R-02
Fungsi	:	Mereaksikan Minyak Kemiri sunan dengan CH_3OH dengan katalis NaOH menjadi Biodiesel
Jenis	:	Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	:	*Stainless Steel tipe 316*
Bentuk	:	Tangki Silinder
Kondisi Operasi	:	T = 60 ^oC
		P = 1 atm
		Jenis Reaksi = Eksotermis
		Konversi = 90%

A. Neraca Massa

No	Komponen	Masuk			Keluar	
		BM	mol	Massa (kg/jam)	mol	Massa (kg/jam)
1	$C_{18}H_{32}O_2$	280	0,42	118,06	0,42	118,06
2	$C_{18}H_{34}O_2$	282	0,36	101,64	0,36	101,64
3	$C_{16}H_{32}O_2$	256	0,32	82,70	0,32	82,70
4	$C_{18}H_{36}O_2$	284	0,13	36,62	0,13	36,62
5	$C_{19}H_{34}O_2$	294	3,79	1115,63	3,79	1115,63

6	$C_{19}H_{36}O_2$	296	3,24	960,19	3,24	960,19
7	$C_{17}H_{34}O_2$	270	2,91	785,02	2,91	785,02
8	$C_{19}H_{38}O_2$	298	1,16	345,79	1,16	345,79
9	$C_{57}H_{98}O_6$	878	1,16	1016,71	0,12	101,67
10	$C_{57}H_{104}O_6$	884	0,99	875,36	0,10	87,54
11	$C_{51}H_{98}O_6$	806	0,88	712,17	0,09	71,22
12	$C_{57}H_{110}O_6$	890	0,35	315,00	0,04	31,50
13	$C_{19}H_{34}O_2$	294	0	0	3,13	919,21
14	$C_{19}H_{36}O_2$	296	0	0	2,67	791,39
15	$C_{17}H_{34}O_2$	270	0	0	2,39	644,13
16	$C_{19}H_{38}O_2$	298	0	0	0,96	284,77
17	$C_3H_8O_3$	92	0	0	3,05	280,34
18	CH_3OH	32	62,31	1993,82	53,17	1701,29
19	NaOH	40	1,58	63,13	1,58	63,13
20	H_2O	18	4,10	73,79	4,10	73,79
Total Masuk			83,71	8595,62	83,71	8595,62

Reaksi yang terjadi dalam reaktor RATB:

$$\text{Trigliserida} + 3\text{Alkohol } (CH_3OH) \text{ katalis} \rightarrow 3\text{Metil Ester} + \text{Gliserol}$$

B. Densitas

Menghitung massa jenis komponen pada suhu 60°C / 333,15K

Komponen	Massa	ρ (kg/m3)	Fv0 (kg/jam)	fraksi massa	ρ campuran (kg/m3)
$C_{18}H_{32}O_2$	118,06	877,8818	0,1345	0,0137	12,0572

$C_{18}H_{34}O_2$	101,64	860,8979	0,1181	0,0118	10,1799
$C_{16}H_{32}O_2$	82,70	855,2857	0,0967	0,0096	8,2291
$C_{18}H_{36}O_2$	36,62	852,148	0,0430	0,0043	3,6300
$C_{19}H_{34}O_2$	1115,63	860,6281	1,2963	0,1298	111,7008
$C_{19}H_{36}O_2$	960,19	846,6684	1,1341	0,1117	94,5784
$C_{17}H_{34}O_2$	785,02	857,5408	0,9154	0,0913	78,3177
$C_{19}H_{38}O_2$	345,79	854,4988	0,4047	0,0402	34,3754
$C_{57}H_{98}O_6$	1016,71	895,9957	1,1347	0,1183	105,9808
$C_{57}H_{104}O_6$	875,36	888,6844	0,9850	0,1018	90,5017
$C_{51}H_{98}O_6$	712,17	878,7984	0,8104	0,0829	72,8109
$C_{57}H_{110}O_6$	315,00	876,2815	0,3595	0,0366	32,1123
$C_{19}H_{34}O_2$	0	860,6281	0	0	0
$C_{19}H_{36}O_2$	0	846,6684	0	0	0
$C_{17}H_{34}O_2$	0	857,5408	0	0	0
$C_{19}H_{38}O_2$	0	854,4988	0	0	0
$C_3H_8O_3$	0	1235,428	0	0	0
CH_3OH	1993,82	754,5681	2,6423	0,2320	175,0276
NaOH	63,13	1898,10	0,0333	0,0073	13,9408
H_2O	73,79	979,6811	0,0753	0,0086	8,4106
Total	8595,62	18692,4268	10,1832	1	851,8530

C. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$fv = \frac{massa\ umpan}{p\ campuran}$$

fv = 10,0905 m^3/jam

fv = 10090,5011 L/jam

b. Menghitung Konsentrasi

$$C_{A0} = \frac{n_A}{f_v}$$

Total Umpan Mula- mula C_{A0} = 0,1148 mol/L

$$C_{B0} = \frac{n_B}{f_v}$$

Total Umpan Mula - mula C_{B0} = 6,1748 mol/L

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

Total Umpan Konsentrasi C_A = 0,0115 mol/L

$$C_B = C_{B0}(C_{A0} - X_A)$$

Total Umpan Konsentrasi C_B = 6,0715 mol/L

D. Menghitung Konstanta Laju Reaksi

Keterangan:

TG : Trigliserida

t : Waktu Optimal

Y : Yield Optimal

$$\frac{d[TG]}{dt} = -k\,[TG]$$

$$[TG] = [TG]_0 e^{-kt}$$

$Y\,(\%) = (1 - \frac{[TG]}{[TG]_0}) = (1 - e^{-kt})$

0,9872 = $(1 - e^{-k\,x\,90})$

$e^{-k\,x\,90}$ = 0,0128

-k x 90 = ln (0,0128)

-k x 90 = -4,3583

k = 0,0484 $menit^{-1}$

E. Menghitung waktu Tinggal

$$\tau = \frac{Xn}{k.(1 - Xn)}$$

τ = 3,0992 jam

F. Menentukan Volume Reaktor

$$V = \frac{Fv0\ (C_{A0} - C_A)}{kC_A}$$

V = 31,4319 m3

V = 31431,8761 L

G. Optimasi Reaktor

Neraca massa reaktan A di dalam reaktor RATB pada keadaan Steady State:

$$F_{A0} - F_A - (-r_A)V = 0$$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$F_{A0} = F_{v0}C_{A0}\ ;\ F_A = F_vC_A$$

$$V = \frac{F_{v0}(C_{A0} - C_A)}{(-r_A)}$$

$$(-r_A) = kC_A$$

$$V = \frac{F_{v0}(C_{A0} - C_A)}{kC_A}$$

Neraca massa reaktan A di dalam reaktor RATB yang dirancang seri pada keadaan Steady State:

$$A + B \rightarrow Produk$$

Pada reaktor ke n:

$$C_{A,\mathrm{n}} = C_{A,\mathrm{n}-1}\left(1 - X_{A,\mathrm{n}}\right)$$

Maka:

$$V_{\mathrm{n}} = \frac{F_{v,\mathrm{n}-1}.X_{A,\mathrm{n}}}{kC_{A,\mathrm{n}-1}\left(1 - X_{A,\mathrm{n}}\right)}$$

a. Menggunakan 1 Reaktor

V : 31144,6040 L

X_A : 90%

τ_1 : 3,0992 jam

b. Menggunakan 2 Reaktor

V : 13842,0446 L

X_A : 90%

τ_2 : 1,3774 jam

c. Menggunakan 3 reaktor

V : 9864,5233 L

X_A : 90%

τ_3 : 0,9816 jam

d. Menggunakan 4 Reaktor

V : 4610,3831 L

X_A : 90%

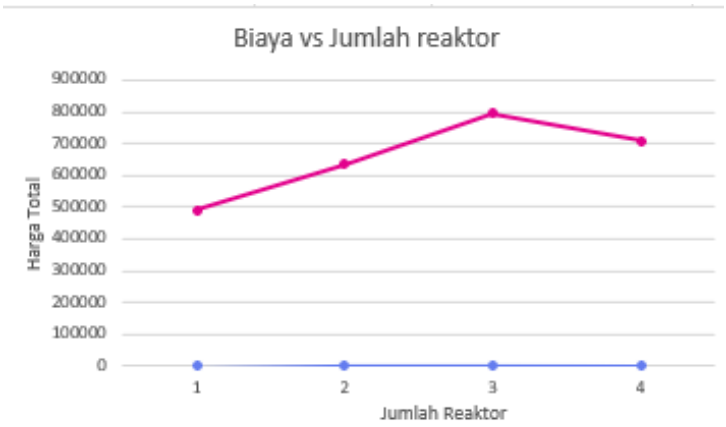
τ_4 : 0,4588 jam

n	Volume Total (m^3)
1	31,4319
2	13,8420
3	9,8645
4	4,6104

Optimasi Harga Reaktor

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi: Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari www.matche.com. Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal dipilih Stainless Steel tipe 316 sebagai bahan material pembuatan reaktor.

n	Volume 1 Reaktor (gal)	Volume Total (gal)	Profil Harga	Total Harga
1	31,4319	8303,4231	$490,000	$490,000
2	13,8420	3656,6817	$317,300	$634,600
3	9,8645	2605,9313	$265,100	$795,300
4	4,6104	1217,9344	$177,200	$708,800



Grafik diatas dapat diambil kesimpulan bahwa pada reaktor dengan jumlah 1 buah memberikan harga paling rendah yaitu $490,000. Diambil kesimpulan bahwa jumlah reaktor yang dipakai 1 buah, dengan pertimbangan harga yang paling rendah, volume reaktor yang standar dan waktu tinggal yang didapat yaitu 3,0992 jam dimana proses transesterifikasi akan berjalan dengan baik.

H. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor Keamanan sebesar 10%, sehingga volume reaktor menjadi:

Volume reaktor = 1,1 x 31,4319

Volume reactor = 34,7154 m3

Reaktor berbentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell) dan tutup atas serta bawah (head) yang berbentuk torispherical.

Ditetapkan:

D : H = 1 (Brownell, 1959)

D = Diameter reactor H =

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H \ \ (nilai\ D = H, Perbandingan\ 1:1)$$

V = 31,4319 m3 atau V = 1925,8857 in3

$$D = \sqrt[3]{\frac{4\,V}{\pi}}$$

D = 3,4257 m atau D = 134,8711 in

Volume Head Torispherical = 0,000049 d3 Dipilih Perbandingan

D : H = 1 : 1 Sehingga:

$$V_{reaktor} = V_{silinder} + 2V_{head}$$

$$V_{head} = 0{,}000049 x ID^3 + \frac{\pi}{4}\left(\frac{ID}{12}\right)^2 \frac{sf}{12}$$

Volume head = 126,6882 ft3 = 3,5874 m3

V reaktor total = 38,7342 m3

I. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$Vcairan\ di\ shell = VShell - VBottom$$

A total = 9,5056 m2

V Shell = 31,4319 m3

V bottom = 0,6668 m

V cairan di shell = 30,8927 m3

$$h_{Cairan} = \frac{V_{Cairan\ di\ Shell}}{A_t}$$

h cairan (h shell) = 3,2500 m

J. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$t_s = \frac{P_d . r_i}{fE - 0{,}6P_d} + C$$

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = Allowable stress (17000 psi)

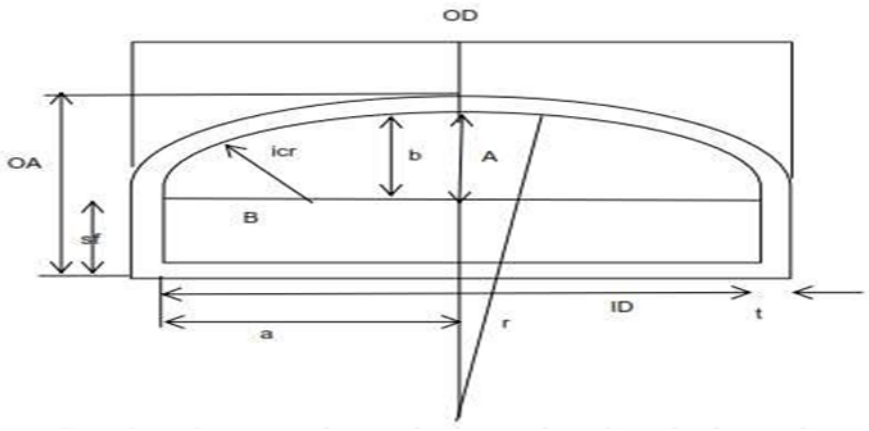
ri = Jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi pengelasan (80% (double welded butt joint))

C = Faktor korosi (0,125 in)

Dari hasil perhitungan diperoleh tebal shell adalah 0,4874 in, sehingga tebal shell standar = 0,5000 in.

K. Perancangan Dimensi Head



t = tebal head, in

icr = inside corner radius, in

r = radius of dish, in

OD = outside diameter, in

ID = inside diameter, in b= depth of dish, in

OA = overall dimension, in

sf = straight flange Menghitung Tebal Head

ts = 0,4874 in

icr = 8,375 in

r = 131 in

OD = 138 in

ID = 135,87 in

P = 72,8602 psi

w = 1,0020 in

th = 0,1250 in

sf = 2 in

b = 24,1268 in

Diperoleh dari persamaan persamaan 13.10 Brownell and Young, 1959.

$$th = \frac{P.r_c.w}{2fE - 0{,}2P} + C$$

Diperoleh nilai tebal head dan bottom dari perhitungan sebesar 0,1250 in, sehingga tebal head standar = 0,1875 in. Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal head 0,1875 in didapatkan sf = 1,5 – 2 digunakan nilai sf 2 in. Sehingga tinggi head yang diperoleh adalah hhead = sf + b + th = 0,6668 m, htotal reaktor = 2.hhead + hshell = 4,7593 m.

L. Menghitung Dimensi Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah flat six blade turbine, impeller jenis ini digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.

Dt	= 3,5052 m
Diameter Propeller (Da)	= Dt/3 = 1,1684 m
Panjang Propeller dari Dasar (E)	= Dt/3 = 1,1684 m
Lebar Propeller (L)	= Da/4 = 0,2921 m
Lebar Baffle (L)	= Dt/12 = 0,2921 m
Tinggi Propeller (W)	= Da/5 = 0,2337 m
Tinggi Cairan (H)	= 3,2500 m
Jumlah Baffle	= 4 buah
Jumlah Pengaduk	= 1 buah

M. Menghitung Power Pengaduk

a. Spesific Gravity

$$sg = \frac{\rho\ fluida}{\rho\ air}$$

sg = 0,8695

WELH = 2,8259 m

Jumlah putaran (N) = 1619,8624 rpm

= 26,9977 rps

b. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{\rho(Np)N^3D^5}{gc}$$

Power Number (Np) = 5

ρ = 851,8530 kg/m3 = 0,8519 g/cm3

Ni = 26,9977 rps

Da = 116,8402337 cm

gc = 9,8 m/s2

Pa = 1,86231 x 1012 g.cm2/s3

$$P_{motor} = \frac{Pa}{\eta}$$

Pmotor = 268,5327 hp

P Standar = 300 hp

N. Jenis Pendingin

a. Neraca Total Panas Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	$\Delta H\ in\ (kJ/Jam)$	$\Delta H\ out\ (kJ/Jam)$
Q in	349122,7953	
Q out		620936,9882
ΔH Reaksi	49,2544	
Q Pendingin		-271764,9385
Total	**349172,0497**	**349172,0497**

Q in > Q out Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water

Th in = 60°C = 333,16°F = 140 K

Th out = 60°C = 333,16°F = 140K

b. Menghitung ΔT LMTD

Komponen	C	K	F
Th in	60	333,16	140
Th out	60	333,16	140
Tc in	25	298,16	77
Tc out	50	323,16	122

$\Delta T_1 = T_{hin} - T_{cout}$

$= 140\ F\ -\ 122\ F$

= 18 oF

ΔT_2 $= T_{hout}\ -\ T_{cin}$

$= 140\ F\ -\ 77\ F$

= 63 oF

ΔT_{LMTD} $= \frac{\triangle T_1 - \triangle T_2}{ln\left(\frac{\triangle T_1}{\triangle T_2}\right)}$

$= \frac{18\ F - 63\ F}{ln\left(\frac{18\ F}{63\ F}\right)}$

= 68,2888 ^oF

Dari Tabel 8. Kern didapatkan Overall Heat Transfer UD untuk heavy organic (hot) dan air (cold) sebesar 75 $btu/ft^2.F$

c. Mencari Luas Penampang (A^o)

Ao $= \pi \times D_o \times h_o\ + \frac{1}{4} \times \pi \times D_o^2$

dimana,

D_o = 44,3857 ft

h_o = 44,3857 ft

sehingga,

Ao $= \pi \times 7{,}0000\ ft \times 9{,}8122\ ft\ + \frac{1}{4} \times \pi \times 7{,}0000 ft$

= 7732,6074 ft2

d. Mencari Luas Perpindahan Panas yang dibutuhkan (A)

A $= \frac{Q}{Ud \times \Delta T}$

$= \frac{257583{,}4287\ btu/jam}{75\ btu/jam.ft^2.F \times 68{,}2888F}$

= 50,2929 ft2

e. Menentukan Jenis Pendingin

Karena luas transfer panas (A) < Luas selubung (A^o), sehingga menggunakan pendingin jaket sebagai pendingin reaktor untuk menjaga suhu tetap stabil

O. Perancangan Jaket Pendingin

a. Diameter Jaket

$$ID_{jaket} = OD_{shell} - 2T_j$$

Tj (Jarak antar dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket) = 2 in

ODshell = 138 in

Maka,

ID jaket = 142 in

b. Tebal Jaket

$t_s = \frac{P.r}{(fE-0,6P)} + C$ (Eq.13-12,P.25Brownell&Young)

Dimana,

P (tekanan operasi) = 72,8602 psi

F (max allowable stress) = 17000 psi

E (efisiensi sambungan) = 80%

C (faktor korosi) = 0,1250 in

r (jari-jari) = 67,4355 in

Maka,

ts (Tebal jaket) = 0,4874 in

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell, hasil ts = 0,4874 mendekati standar tebal shell (ts) 1/2 atau 0,5000 in

c. Tebal Head Jaket

Berdasarkan buku Brownell, pada Tabel 5.7:

OD jaket = 142,9749 in

OD jaket standar = 144 in

ID jaket standar = 143,0251 in

icr = 8,7500 in

r = 132 in

Maka,

W $= \frac{1}{4}x(3+\sqrt{\frac{rc}{icr}})$

= 0,8144 in

th $= \frac{P.r_c.W}{2fE-0,2P}+C$

= 0,1402 in

d. Tinggi Head Jaket (OA)

b $= r-\sqrt{(r-icr)^2\left(\frac{ID}{2}-icr\right)^2}$

= 25,9273 in

OA $= th+b+sf$ (Brownell and Young, 1959. Hal 87)

= 28,1148 in

e. Tinggi total Jaket

Htotal $= H_{cairan}+H_{head}$

= 99,8360 in atau 2,5358 m

f. Luas Transfer Panas Jaket

$$V_{Pemanas} = A_{Selimut} - ts$$

(Brownell & Young, Pers 5.12, P88)

De = $OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr$

Dimana,

OD = 144 in

sf = 2 in

icr = 8,7500 in

Jadi,

De = 157,2619 in atau 3,9945 m

A total jaket = $A_{shell} + A_{head}$

= 43129,1416 + 38828,1515

= 81957,2931 in2

Luas yang di aliri hot/cold fluida = 1859,1803 in2

g. Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$\frac{h_i D_i}{k} = 0{,}36 \left(\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0{,}14}$ Pers 20.1 Kern 1965.

Dimana,

Di = 44,3857 ft

ρ = 851,8530 lb/ft3

Cp = 0,4933 btu/lb

N = 97191,7450 rph

K = 0,0952 btu/ft.jam.F

μ = 9,5045 lb/ft.jam

μw = 9,5045 lb/ft.jam

Jadi,

hi = 84333,6891 btu/ft2.jam.F

h. Menghitung Hio dan Ho

Hio = $hi\frac{ID}{OD}$ Persamaan 6.5 Kern, Page: 105

ID = D1 = 138 in

OD = D2 = 144 in

Hio = 80819,78538 btu/ft2.jam.F

Ho = $0{,}87\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0,4}$

= 34753,7158 btu/ft2.jam.F

i. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (Uc) dan *Design Overall* (Ud)

Uc (Clean Overall Coefficient) = $\frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o}$

= 24303,04372 btu/ft2.jam.F

Ud (Design Overall) = $\frac{h_D U_c}{h_D+h_D}$

= 328,8232583 btu/ft2.jam.F

Rd (Fouling Factor) = $\frac{1}{U_D}-\frac{1}{U_c}$

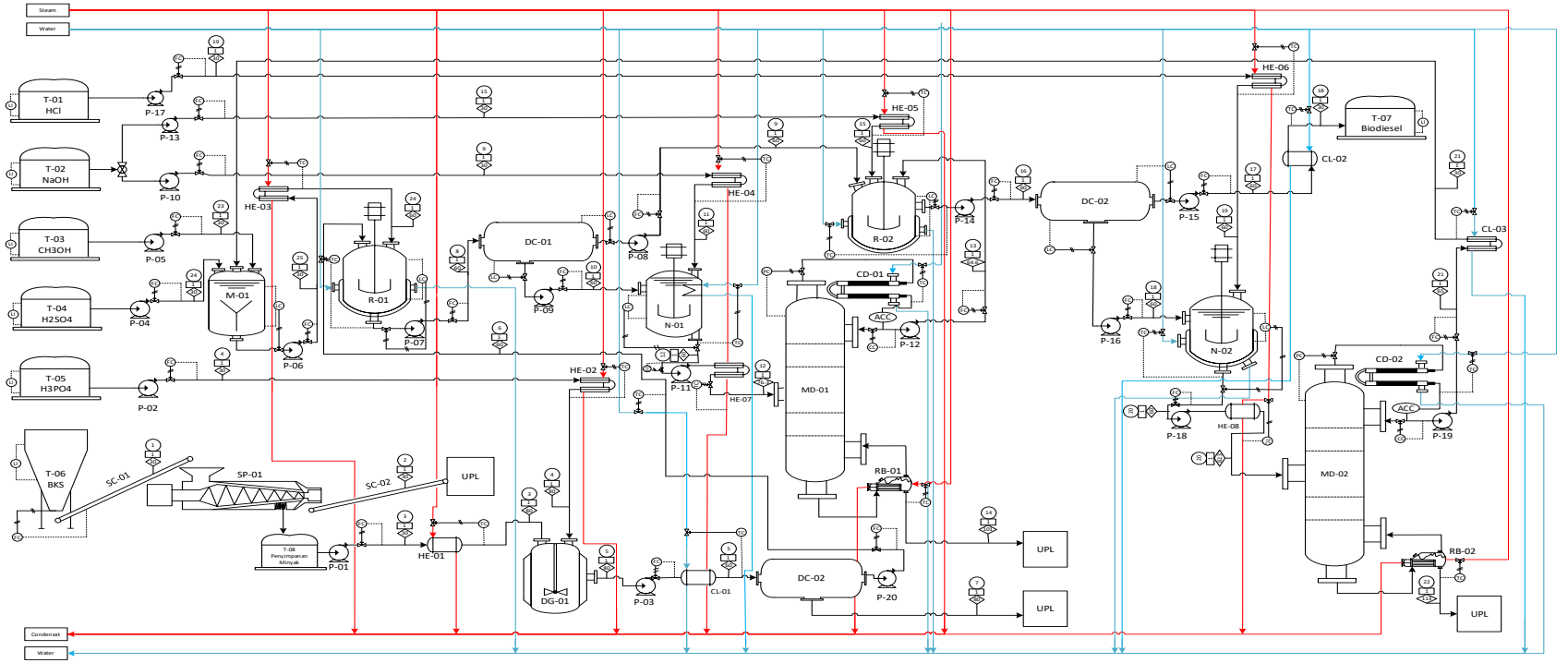
= 0,003

LAMPIRAN B

PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD)

PROCESS FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI KEMIRI SUNAN (BKS)
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
C18H32O2			1180,56		1180,56	1180,56		118,06	116,88	1,18		1,18		1,18		116,88	115,71	1,17		1,17		1,17			
C18H34O2			1016,41		1016,41	1016,41		101,64	100,63	1,02		1,02		1,02		100,63	99,62	1,01		1,01		1,01			
C16H32O2			827,02		827,02	827,02		82,70	81,88	0,83		0,83		0,83		81,88	81,06	0,82		0,82		0,82			
C18H36O2			366,16		366,16	366,16		36,62	36,25	0,37		0,37		0,37		36,25	35,89	0,36		0,36		0,36			
C57H98O6			1016,71		1016,71	1016,71		1016,71	1016,71							101,67	100,65	1,02		1,02		1,02			
C57H104O6			875,36		875,36	875,36		875,36	875,36							87,54	86,66	0,88		0,88		0,88			
C51H98O6			712,17		712,17	712,17		712,17	712,17							71,22	70,50	0,71		0,71		0,71			
C57H110O6			315,00		315,00	315,00		315,00	315,00							31,50	31,18	0,31		0,31		0,31			
C19H34O2								1115,63	1104,47	11,16		11,16		11,16		2023,68	2003,44	20,24		20,24		20,24			
C19H36O2								960,19	950,59	9,60		9,60		9,60		1741,97	1724,55	17,42		17,42		17,42			
C17H34O2								785,02	777,17	7,85		7,85		7,85		1421,31	1407,09	14,21		14,21		14,21			
C19H38O2								345,79	342,33	3,46		3,46		3,46		627,10	620,83	6,27		6,27		6,27			
C3H8O3																280,34		280,34		280,34		280,34			
CH3OH								2013,96		2013,96		2013,96	1993,82	20,14		1701,29		1701,29		1701,29	1684,28	17,01	685,08		2369,36
H2O		806,4219	372,11	325,82	697,92		697,92	437,42	0,24	436,93	55,83	515,95	5,16	510,79	68,39	74,04	0,08	73,96	98,09	200,46	2,00	198,45	213,31	22,19	237,51
NaOH											51,54				63,13	63,13		63,13							
H2SO4								63,13		63,13														63,13	63,13
HCl																			57,61						
Na2SO4												91,48		91,48											
NaCl																				92,33		92,33			
BKS	11513,49																								
Ampas		2396,48																							
Gum			1629,08		1629,08		1629,08																		
H3PO4				1303,27	1303,27		1303,27																		
Total	11513,49	3202,91	8310,58	1629,08	9939,67	6309,39	3630,28	8979,39	6429,66	2549,48	107,37	2656,84	1998,98	657,86	131,52	8560,42	6377,28	2183,14	155,70	2338,83	1686,28	652,55	898,40	85,32	2670,00

Alat	KETERANGAN
ACC	*Accumulator*
CD	Condensor
CL	Cooler
DC	Decanter
DG	Degasmner
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
M	Mixer
N	Netralizer
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
SC	Screw Conveyor
SP	Screw Press
T	Tangki Penyimpanan
UPL	Unit Pengolahan Limbah

SIMBOL	KETERANGAN
CC	Composition Controller
FC	Flow Controller
LI	Level Indicator
LC	Level Controller
PC	Preassure Controller
TC	Temperature Controller

SIMBOL	KETERANGAN
	Nomor Arus
	Tekanan
	Suhu
	Cooling Water
	Steam
	Electrical
	Pipa
	Udara Tekan

PRODI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI
BIJI KEMIRI SUNAN (BKS) DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
Zidan Hadi Sukma (22521068)
Najwa Ismalia Labibah (22521077)

Dosen Pembimbing:
Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama : **ZIDAN HADI SUKMA**
Nomor Mahasiswa : 22521068
Nama : **NAJWA ISMALIA LABIBAH**
Nomor Mahasiswa : 22521077

Judul (Bahasa Indonesia):
Prarancangan pabrik biodiesel dari minyak kemiri sunan

Judul (Bahasa Inggris) :
Prarancangan pabrik biodiesel dari minyak kemiri sunan

Mulai Masa Bimbingan : 15 September 2025
Batas Akhir Bimbingan : 16 Maret 2026

No	Tanggal	Luaran	Uraian
1	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-1	Luaran 1 Penentuan Kapasitas
2	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-2	Luaran 2 Pemilihan Proses
3	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-3	Luaran 3 Penentuan Spesifikasi Bahan
4	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-4	Luaran 4 Pembuatan Diagram Alir Kualitatif
5	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-5	Luaran 5 Perhitungan Neraca Massa
6	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-6	Luaran 6 Perancangan Reaktor
7	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-7	Luaran 7 Perancangan Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung
8	26 Februari 2026 - 26 Februari 2026	Luaran-8	Luaran 8 Pembuatan Process Engineering Flow Diagram (PEFD)
9	14 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-9	Luaran 9 Perancangan Alat Penyimpanan Bahan
10	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-10	Luaran 10 Perancangan Alat Transportasi Bahan
11	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-11	Luaran 11 Perancangan Alat Penukar Panas
12	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-12	Luaran 12 Perhitungan Neraca Panas
13	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-13	Luaran 13 Penentuan Lokasi, Tata Letak Pabrik, dan Struktur Organisasi Perusahaan
14	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-14	Luaran 14 Perancangan Unit Utilitas
15	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-15	Luaran 15 Perhitungan Evaluasi Ekonomi
16	16 Maret 2026 - 16 Maret 2026	Luaran-16	Luaran 16 Penyusunan Naskah

Yogyakarta, 2 April 2026



Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.
NIK 005220101