

No:

PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI GLISEROL KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Habib Aulia Hakim

NIM : 22521005

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA PROGRAM SARJANA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2026

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI
GLISEROL KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Habib Aulia Hakim

NIM : 22521005

Yogyakarta, 24 Juni 2026

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan



Habib Aulia Hakim

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI
GLISEROL KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI
GLISEROL KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Habib Aulia Hakim

NIM : 22521005

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 Indonesia

Yogyakarta, 28 Juli 2026

Tim Penguji,

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

Ketua

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.

Anggota 1

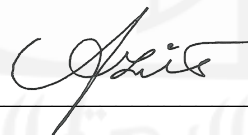
Cholila Tamyzi, S.T., M.Eng., Ph.D.

Anggota 2

27/07/2026



27/07/2026



24/07/2026

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia


Prof. Ir. Sholeh Mamun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng.

NUPTK. 1739752653130122

PRAKATA

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah rabbil 'alamin, segala puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Asam Akrilat dari Gliserol Kapasitas 130.000 Ton/Tahun” dengan baik. Shalawat serta salam senantiasa tercurah kepada Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, sahabat, dan seluruh umatnya yang istiqomah di jalan-Nya hingga akhir zaman.

Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Penyusunan Tugas Akhir ini merupakan perjalanan panjang yang penuh dengan pembelajaran, mulai dari penentuan kapasitas dan pemilihan proses, simulasi menggunakan Aspen Plus, perhitungan neraca massa dan neraca panas, perancangan alat dan utilitas, hingga evaluasi kelayakan ekonomi pabrik. Penulis menyadari bahwa proses ini tidak terlepas dari bimbingan, dukungan, dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan segala kerendahan hati, penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU., ASEAN Eng., selaku Rektor Universitas Islam Indonesia Periode 2026 -2030.

2. Bapak Prof. Fathul Wahid, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku Rektor Universitas Islam Indonesia Periode 2018-2026.
3. Ibu Prof. Dr. Sri Kusumadewi, S.Si., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Prof. Ir. Sholeh Mamun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng., 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 Tugas Akhir yang telah banyak meluangkan waktu, memberikan ilmu, arahan, kritik, dan masukan yang sangat berharga sejak awal penyusunan hingga penyelesaian Tugas Akhir ini. Bimbingan Bapak yang sabar dan penuh dedikasi sangat membantu penulis dalam memahami setiap aspek perancangan pabrik kimia secara mendalam.
7. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku Dosen Penguji I yang telah memberikan kritik, saran, dan masukan yang membangun pada sidang pendadaran Tugas Akhir ini, sehingga penulis dapat menyempurnakan penyusunan Tugas Akhir dengan lebih baik.
8. Bapak Cholila Tamyzi, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Dosen Penguji II yang telah memberikan kritik, saran, dan masukan yang membangun pada sidang pendadaran Tugas Akhir ini, sehingga penulis dapat menyempurnakan penyusunan Tugas Akhir dengan lebih baik.

9. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D., selaku Dosen Pembimbing Akademik penulis pada masa awal perkuliahan, yang telah memberikan bimbingan dan arahan akademik sebelum memasuki masa purna tugas. Semoga Bapak selalu diberikan kesehatan dan keberkahan oleh Allah SWT.
10. Ibu Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing Akademik penulis saat ini, yang telah melanjutkan dan memberikan arahan, motivasi, serta bimbingan akademik hingga penulis menyelesaikan studi di Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
11. Seluruh Dosen dan Staf Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmu pengetahuan dan bimbingan akademik selama penulis menempuh studi.
12. Kedua orang tua tercinta, Bapak Arif Nur Hakim dan Ibu Luluk Suharmami Wulandari, yang senantiasa memberikan doa, kasih sayang, dukungan moral maupun material, serta motivasi tanpa henti sehingga penulis dapat menyelesaikan studi dan Tugas Akhir ini. Tidak ada kata yang cukup untuk membalas seluruh pengorbanan dan cinta yang telah diberikan.
13. Nabila Jasmin dan Fairus Arkana Hakim selaku adik penulis, atas dukungan, semangat, dan doa yang selalu diberikan selama ini.

14. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2022 Universitas Islam Indonesia, atas kebersamaan dan kekeluargaan selama menempuh pendidikan di kampus ini.

15. Serta semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, yang telah memberikan bantuan, dukungan, dan doa selama penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan dan memiliki banyak kekurangan, baik dari segi penyusunan, analisis, maupun penyajian. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak demi perbaikan di masa mendatang. Penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca, khususnya bagi pengembangan keilmuan di bidang Teknik Kimia, serta dapat menjadi salah satu referensi dalam pengembangan industri asam akrilat berbasis bahan baku terbarukan di Indonesia.

Akhir kata, penulis memohon maaf apabila terdapat kesalahan dalam penyusunan Tugas Akhir ini. Semoga Allah SWT senantiasa membalas segala kebaikan yang telah diberikan oleh semua pihak yang telah membantu. Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 22 Juni 2026

Penulis,

Habib Aulia Hakim

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur yang tak terhingga saya haturkan ke hadirat Allah SWT, Tuhan semesta alam, atas segala kemudahan dan kekuatan yang senantiasa diberikan di tengah lelah dan jenuh yang kerap menghampiri, hingga akhirnya Tugas Akhir perancangan pabrik ini dapat terselesaikan dengan baik. Karya ini menjadi penanda berakhirnya satu fase perjalanan panjang selama menempuh pendidikan, sekaligus menjadi gerbang awal untuk melangkah memasuki babak kehidupan yang baru dan berbeda. Sepanjang perjalanan ini, saya tidak pernah benar-benar berjalan sendiri selalu ada sosok-sosok luar biasa yang menyertai dengan dukungan dan semangat, hingga setiap rintangan dapat saya lalui satu demi satu. Maka dari seluruh rangkaian karya ini, tidak ada bagian yang lebih bermakna selain halaman persembahan ini, yang dengan sepenuh hati saya tujukan kepada:

1. Bapak saya, Arif Nur Hakim, sosok yang selama ini menjadi tulang punggung keluarga dengan kerja keras dan keringat yang tidak pernah ia tampilkan sebagai beban kepada anak-anaknya. Bapak adalah teladan tentang bagaimana memikul tanggung jawab tanpa banyak mengeluh, tentang bagaimana mencintai keluarga lewat tindakan, bukan sekadar kata-kata. Setiap nasihat yang Bapak berikan, meski singkat dan jarang, selalu menjadi pegangan saya saat menghadapi keraguan. Terima kasih atas kepercayaan yang Bapak berikan sehingga saya berani melangkah sejauh ini, dan atas pengorbanan dalam diam yang baru saya pahami sepenuhnya seiring saya bertumbuh dewasa. Karya ini adalah salah satu wujud kecil dari

bakti saya atas segala yang telah Bapak berikan, dan saya berharap dapat membuat Bapak bangga.

2. Ibu saya, Luluk Suharmami Wulandari, perempuan yang doanya tidak pernah putus di setiap sujud dan di setiap waktu, yang kasih sayangnya tidak pernah berkurang meski jarak dan waktu turut memisahkan kami selama masa perkuliahan. Ibu adalah orang pertama yang percaya pada saya bahkan ketika saya sendiri ragu, dan orang yang paling sabar mendengarkan setiap keluh kesah saya tanpa pernah merasa lelah. Setiap kali saya merasa ingin menyerah, semangat yang Ibu tularkan lewat telepon maupun pesan singkat selalu berhasil membuat saya bangkit kembali. Tidak ada kata maupun karya yang dapat membalas seluruh pengorbanan, air mata, dan cinta tanpa syarat yang telah Ibu berikan sejak saya kecil hingga hari ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat menjadi salah satu sumber kebanggaan dan kebahagiaan bagi Ibu.
3. Nabila Jasmin dan Fairus Arkana Hakim, adik-adik saya tercinta, yang selalu hadir dalam setiap fase kehidupan saya, baik dalam suka maupun duka. Terima kasih telah menjadi pendengar yang baik saat saya membutuhkan tempat untuk bercerita, menjadi pengingat ketika saya mulai lengah, serta menjadi sumber semangat yang selalu menghadirkan kehangatan keluarga di tengah berbagai kesibukan dan tantangan yang saya hadapi. Kehadiran kalian memberikan warna, kebahagiaan, dan kekuatan tersendiri dalam perjalanan panjang ini. Melihat kalian tumbuh, belajar, dan terus berjuang meraih cita-cita menjadi salah satu motivasi bagi saya untuk

terus memberikan yang terbaik. Semoga Allah SWT senantiasa menjaga, membimbing, dan memudahkan setiap langkah kalian menuju masa depan yang penuh keberkahan dan kesuksesan. Terima kasih karena telah menjadi adik-adik yang selalu saya banggakan dan syukuri kehadirannya dalam hidup saya.

4. Alm. Kyai H. Muthohar, B.A., Almh. Nyai Umi Hubiyah, Alm. Kyai Muh. Jumhadi, Alm. Kyai Rohman, serta Nyai Hj. Sartini selaku kakek, nenek, dan keluarga tercinta yang senantiasa memberikan kasih sayang, doa, perhatian, serta teladan hidup yang begitu berharga bagi saya. Meski sebagian dari mereka telah lebih dahulu berpulang ke hadirat Allah SWT, nilai-nilai kehidupan, nasihat, dan cinta yang mereka tanamkan akan selalu hidup dalam setiap langkah perjalanan saya. Saya bersyukur dapat tumbuh dalam lingkungan keluarga yang mengajarkan arti keikhlasan, kesederhanaan, kerja keras, pentingnya menuntut ilmu, serta nilai-nilai keagamaan yang menjadi pedoman dalam menjalani kehidupan. Secara khusus, saya mendoakan Alm. Kyai H. Muthohar, B.A., Almh. Nyai Umi Hubiyah, Alm. Kyai Muh. Jumhadi, Alm. Kyai Rohman agar senantiasa mendapatkan rahmat, ampunan, serta tempat terbaik di sisi Allah SWT. Meskipun Alm. Kyai Rohman telah berpulang sejak usia yang masih sangat belia, kenangan dan doa untuk beliau akan selalu menjadi bagian dari keluarga kami. Untuk Nyai Hj. Sartini, terima kasih atas kasih sayang, perhatian, doa, serta dukungan yang tidak pernah putus mengiringi setiap langkah cucunya hingga saat ini. Semoga Allah SWT senantiasa

melimpahkan kesehatan, kebahagiaan, dan keberkahan kepada beliau. Karya ini saya persembahkan sebagai salah satu bentuk rasa hormat, cinta, dan terima kasih atas segala doa, pengorbanan, dan kasih sayang yang telah diberikan sepanjang hidup saya.

5. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing Kerja Praktik, Penelitian, dan Tugas Akhir yang dengan penuh kesabaran telah membimbing, mengarahkan, serta membagikan ilmu dan pengalamannya selama proses akademik yang saya jalani. Sejak pelaksanaan Kerja Praktik, Penelitian, hingga penyusunan Tugas Akhir prarancangan pabrik ini, Bapak senantiasa memberikan arahan, masukan, serta motivasi yang sangat berarti dalam setiap tahapan yang saya lalui. Setiap diskusi, kritik, dan saran yang Bapak berikan tidak hanya membantu saya menyelesaikan berbagai tugas akademik dengan baik, tetapi juga membentuk cara berpikir yang lebih kritis, sistematis, dan bertanggung jawab sebagai seorang calon sarjana teknik. Terima kasih atas waktu, perhatian, kesabaran, serta dedikasi yang Bapak curahkan selama proses bimbingan berlangsung. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan kesehatan, keberkahan, dan kemudahan kepada Bapak dalam menjalankan pengabdian di bidang pendidikan, penelitian, dan pengembangan ilmu pengetahuan..
6. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D., selaku Dosen Pembimbing Akademik saya pada masa awal perkuliahan, yang telah membimbing dan mengarahkan saya sebelum akhirnya memasuki masa purna tugas. Terima kasih atas ilmu, nasihat, dan perhatian yang telah Bapak berikan selama menjadi

pembimbing akademik saya; jasa dan didikan Bapak akan selalu saya kenang. Semoga Bapak senantiasa diberikan kesehatan, umur yang berkah, dan kebahagiaan oleh Allah SWT di masa purna tugas ini.

7. Ibu Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing Akademik saya saat ini, yang telah melanjutkan amanah bimbingan akademik dengan penuh perhatian dan kesungguhan, memberikan arahan dan motivasi hingga saya dapat menyelesaikan seluruh tahapan studi di Program Studi Teknik Kimia ini. Terima kasih atas kepedulian Ibu terhadap perkembangan akademik saya sepanjang masa perkuliahan.
8. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku supervisor selama pelaksanaan Kerja Praktik dan pelaksanaan Penelitian yang saya jalani. Terima kasih atas waktu, perhatian, arahan, dan wawasan yang telah Bapak berikan selama proses pembelajaran dan pengembangan diri saya berlangsung. Melalui berbagai diskusi, masukan, serta pengalaman yang dibagikan, saya memperoleh banyak pengetahuan dan pemahaman yang lebih luas, baik dalam aspek akademik, penelitian, maupun dunia profesional. Dukungan dan arahan yang Bapak berikan menjadi salah satu bekal berharga yang membantu saya dalam menghadapi berbagai tantangan serta memperkaya pengalaman selama menjalani proses pendidikan. Semoga segala ilmu, dedikasi, dan kebaikan yang telah Bapak berikan menjadi amal jariyah yang terus mengalir manfaatnya, serta semoga Bapak senantiasa diberikan kesehatan, keberkahan, dan kesuksesan dalam setiap pengabdian di bidang pendidikan, penelitian, dan kemasyarakatan. Terima

kasih atas arahan, kepercayaan, dan inspirasi yang telah menjadi bagian penting dalam perjalanan akademik saya.

9. Keluarga Besar Simbah H. Muthohar, B.A. dan Simbah Muh. Jumhadi, yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, namun senantiasa memberikan doa, dukungan, perhatian, serta kasih sayang yang tulus sepanjang perjalanan hidup saya. Terima kasih atas kebersamaan, nasihat, dan nilai-nilai kekeluargaan yang telah diwariskan dan terus dijaga hingga saat ini. Kehangatan keluarga besar menjadi salah satu sumber kekuatan yang membantu saya untuk terus melangkah, bertahan, dan berkembang dalam menghadapi berbagai tantangan selama menempuh pendidikan. Saya bersyukur dilahirkan dan dibesarkan di tengah keluarga yang menjunjung tinggi nilai keagamaan, pendidikan, kerja keras, dan kepedulian terhadap sesama. Setiap doa yang dipanjatkan, dukungan yang diberikan, serta perhatian yang ditunjukkan menjadi motivasi yang sangat berarti dalam perjalanan saya hingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Semoga silaturahmi dan kebersamaan keluarga besar ini senantiasa terjaga, serta semoga Allah SWT melimpahkan kesehatan, keberkahan, kebahagiaan, dan kemudahan kepada seluruh anggota keluarga dalam setiap langkah kehidupan. Terima kasih telah menjadi bagian penting dalam perjalanan dan pencapaian saya hingga hari ini.

10. Bapak Dr. Drs. Rohidin, S.H., M.Ag., selaku Wakil Rektor Bidang Keagamaan, Kemahasiswaan, dan Alumni Universitas Islam Indonesia; Bapak Arif Fajar Wibisono, S.E., M.Sc.; Bapak Ir. Faisal Arif Nurgesang,

S.T., M.Sc., IPP.; Ibu Latifatul Laili, S.Psi., M.Psi., Psikolog; Bapak Amin Nurridla, S.Pd.I., M.Pd.I.; Bapak Rifki Baskara Kuncorojati, S.Kom.; Ibu Nuning Guruh Sri Wulandari, A.Md.; dan Ibu Ridha Sangpangesti Murti, S.T.P., selaku jajaran Direktorat Pembinaan Kemahasiswaan Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan kepercayaan, kesempatan, serta dukungan kepada saya untuk terlibat dalam pengelolaan berbagai kompetisi mahasiswa di bawah naungan Belmawa. Terima kasih atas arahan, bimbingan, dan kesempatan yang diberikan sehingga saya dapat belajar secara langsung mengenai pengelolaan program kemahasiswaan, pembinaan prestasi, serta berbagai proses yang mendukung pengembangan mahasiswa di tingkat universitas maupun nasional. Kepercayaan yang diberikan kepada saya untuk turut berkontribusi dalam mendukung ekosistem prestasi mahasiswa merupakan pengalaman yang sangat berharga dan menjadi salah satu bagian penting dalam perjalanan pengembangan diri saya selama masa perkuliahan. Melalui berbagai tugas, tanggung jawab, dan pengalaman yang diberikan, saya memperoleh banyak pelajaran mengenai kepemimpinan, profesionalisme, koordinasi, pelayanan, serta pentingnya kolaborasi dalam mewujudkan prestasi mahasiswa yang unggul. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan kesehatan, keberkahan, dan kemudahan kepada seluruh jajaran Direktorat Pembinaan Kemahasiswaan Universitas Islam Indonesia dalam menjalankan amanah untuk membina dan mengembangkan generasi mahasiswa yang berprestasi, berakarakter, dan memberikan manfaat bagi masyarakat.

11. Jajaran Pimpinan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia Periode 2022–2026, yaitu Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU., ASEAN Eng., selaku Dekan; Bapak Dr. Ir. Agus Mansur, S.T., M.Eng.Sc., IPU., ASEAN Eng., selaku Wakil Dekan Bidang Sumber Daya; Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku Wakil Dekan Bidang Keagamaan, Kemahasiswaan, dan Alumni; Ibu Anis Fihayati, S.Pd., selaku Sekretaris Dekan; Bapak Muhammad Susilo Atmodjo, selaku Staf Fakultas Teknologi Industri; serta Umaymatun Az-zauraa', selaku Student Staff Pembinaan Minat dan Bakat Mahasiswa Wakil Dekan Bidang Keagamaan, Kemahasiswaan, dan Alumni Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, yang telah memberikan kepercayaan, dukungan, kesempatan, serta ruang bagi saya untuk berkembang dan berkontribusi dalam berbagai kegiatan kemahasiswaan, prestasi, dan pengembangan diri selama masa perkuliahan. Terima kasih atas arahan, perhatian, dukungan, serta berbagai kesempatan yang diberikan sehingga saya dapat terlibat dalam beragam program strategis fakultas, mengembangkan kemampuan kepemimpinan, manajemen organisasi, serta memperluas pengalaman di luar bidang akademik. Kepercayaan yang diberikan kepada saya menjadi motivasi untuk terus belajar, bertumbuh, dan memberikan kontribusi terbaik bagi Fakultas Teknologi Industri dan Universitas Islam Indonesia. Berbagai pengalaman yang saya peroleh selama berinteraksi dan bekerja sama dengan Bapak, Ibu, serta seluruh pihak di lingkungan fakultas menjadi bekal yang sangat berharga dalam membentuk karakter, profesionalisme, dan tanggung

jawab saya sebagai mahasiswa maupun calon sarjana. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan kesehatan, keberkahan, dan kesuksesan kepada seluruh jajaran pimpinan dan tenaga kependidikan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia dalam menjalankan amanah untuk memajukan pendidikan, penelitian, pengabdian, dan pembinaan mahasiswa.

12. Jajaran Pimpinan Program Studi Informatika Program Sarjana Universitas Islam Indonesia, yang telah memberikan kepercayaan, kesempatan, serta ruang bagi saya untuk mengemban amanah sebagai Manajer Prestasi Mahasiswa Program Studi Informatika Program Sarjana selama periode 2024–2026. Terima kasih atas kepercayaan yang diberikan kepada saya untuk menjadi bagian dari upaya pengembangan prestasi mahasiswa, meskipun saya berasal dari latar belakang keilmuan yang berbeda, yaitu Teknik Kimia. Kepercayaan tersebut menjadi kehormatan sekaligus pengalaman yang sangat berharga bagi saya untuk belajar, bertumbuh, dan berkontribusi di lingkungan yang penuh dengan individu-individu hebat dan inspiratif. Melalui amanah ini, saya memperoleh banyak pelajaran berharga tentang kepemimpinan, kolaborasi, manajemen program, serta pengembangan potensi mahasiswa. Pengalaman berinteraksi dengan mahasiswa, dosen, tenaga kependidikan, serta berbagai mitra di lingkungan Program Studi Informatika telah memperluas wawasan dan memperkaya perjalanan akademik maupun organisasi saya. Terima kasih karena telah membuktikan bahwa perbedaan latar belakang bukanlah penghalang untuk belajar, berkembang, dan memberikan kontribusi yang terbaik. Semoga

Program Studi Informatika Program Sarjana Universitas Islam Indonesia senantiasa menjadi tempat lahirnya prestasi, inovasi, dan generasi unggul yang memberikan manfaat bagi masyarakat, bangsa, dan negara.

13. Bapak Rahadian Kurniawan, S.Kom., M.Kom., selaku Direktur IT Centrum Universitas Islam Indonesia, dan Ibu Dra. Asti Maharti Nikensari, selaku Administrator IT Centrum Universitas Islam Indonesia, yang telah memberikan kepercayaan, kesempatan, dan dukungan kepada saya untuk mengemban amanah sebagai Manajer Prestasi Mahasiswa Program Studi Informatika selama periode 2024–2026. Terima kasih atas bimbingan, arahan, serta kepercayaan yang diberikan selama saya menjalankan tanggung jawab tersebut. Melalui amanah ini, saya memperoleh banyak pengalaman berharga, pelajaran tentang kepemimpinan, manajemen, komunikasi, serta arti pengabdian dalam mendukung pengembangan prestasi mahasiswa. Kepercayaan yang Bapak dan Ibu berikan menjadi salah satu bagian penting dalam proses pembentukan diri saya, baik secara profesional maupun personal. Semoga segala kebaikan, dedikasi, dan kontribusi yang telah Bapak dan Ibu berikan bagi mahasiswa dan institusi senantiasa mendapatkan balasan terbaik dari Allah SWT. Terima kasih atas kesempatan dan kepercayaan yang telah menjadi bagian berharga dalam perjalanan akademik dan organisasi saya.

14. Bapak Hendrix Eko Vebriono, S.T., CRP., selaku Manager Environment Kantor Pusat PT Pertamina Patra Niaga, Bapak Muhammad Andhika Putra, S.T., selaku Environment Analyst I PT Pertamina Patra Niaga Regional

Jatimbalinus, serta seluruh jajaran dan pegawai Fungsi Health, Safety, Security, and Environment (HSSE) PT Pertamina Patra Niaga Regional Jatimbalinus yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, yang telah memberikan kesempatan, pengalaman, ilmu, serta dukungan selama saya menjalani program Kerja Praktik dan penelitian di lingkungan PT Pertamina Patra Niaga. Terima kasih atas arahan, wawasan, dan pengalaman berharga yang telah dibagikan, sehingga saya dapat memahami secara lebih mendalam penerapan aspek lingkungan, kesehatan, keselamatan, keamanan, serta keberlanjutan dalam industri energi. Melalui interaksi, diskusi, dan pengalaman belajar bersama Bapak, Ibu, serta seluruh insan HSSE, saya memperoleh banyak pelajaran yang tidak hanya memperkaya pengetahuan akademik, tetapi juga memberikan gambaran nyata mengenai profesionalisme, tanggung jawab, dan budaya kerja di dunia industri. Pengalaman tersebut menjadi bagian penting dalam proses pembentukan diri saya sebagai calon sarjana teknik yang diharapkan mampu memberikan kontribusi positif bagi masyarakat dan industri. Semoga PT Pertamina Patra Niaga senantiasa diberikan keberhasilan dalam menjalankan perannya sebagai perusahaan energi yang unggul, serta seluruh insan HSSE diberikan kesehatan, keberkahan, dan kesuksesan dalam setiap pengabdian yang dilakukan. Terima kasih atas segala ilmu, pengalaman, dan kebaikan yang telah diberikan selama proses pembelajaran saya berlangsung.

15. Najla Widyawasono, sahabat yang hadir di waktu yang tidak pernah saya sangka namun meninggalkan banyak cerita dan pelajaran berharga. Terima

kasih atas kebersamaan, dukungan, serta semangat yang selalu kamu tularkan dalam setiap proses perjalanan yang telah dilalui ini. Di tengah berbagai tantangan dan kesibukan masing-masing, kamu tetap menunjukkan bahwa mimpi besar layak diperjuangkan dengan sungguh-sungguh. Semoga langkahmu selalu dimudahkan, setiap lelahmu menjadi jalan menuju keberhasilan, dan segala usaha yang telah kamu curahkan mengantarkanmu untuk segera meraih gelar dokter yang selama ini kamu perjuangkan. Saya percaya, dengan ketekunan dan hati baik yang kamu miliki, kelak kamu akan menjadi dokter yang tidak hanya cerdas, tetapi juga membawa manfaat dan harapan bagi banyak orang. Terima kasih telah menjadi sahabat yang baik dalam perjalanan ini.

16. Naufal Ibrahim dan Bunga Ira Widiastuti, rekan satu tim lomba yang bernama Mepet Team yang bersama-sama meraih Juara Terbaik IV Nasional pada Kompetisi Mahasiswa Nasional Bidang Ilmu Bisnis, Manajemen, dan Keuangan (KBMK) Tahun 2025, Kategori Komersialisasi Riset dan Teknologi Tepat Guna, yang diselenggarakan oleh Direktorat Pembelajaran dan Kemahasiswaan, Direktorat Jenderal Pendidikan Tinggi, Kementerian Pendidikan Tinggi, Sains, dan Teknologi Republik Indonesia, dengan Grand Final di Universitas Multimedia Nusantara (UMN). Bersama, kita merancang konsep komersialisasi riset dan simulasi bisnis pendirian pabrik berbasis teknologi tepat guna, hingga mampu melaju ke babak Grand Final dan bersaing dengan tim-tim terbaik dari berbagai perguruan tinggi di Indonesia. Terima kasih atas semangat, kerja keras di tengah tekanan waktu

yang serba mepet, dan kebersamaan yang menjadikan pencapaian ini begitu berarti.

17. Gladys Ulya Peni Ningrum Santosa dan Nabila Muthia Shahwah, rekan satu tim lomba yang bernama Dadakan Team yang bersama-sama berjuang menembus babak final Divisi Kota Cerdas (Smart City) pada GEMASTIK XVIII Tahun 2025 Pagelaran Mahasiswa Nasional Bidang Teknologi Informasi dan Komunikasi yang diselenggarakan oleh Direktorat Pembelajaran dan Kemahasiswaan, Direktorat Jenderal Pendidikan Tinggi, Kementerian Pendidikan Tinggi, Sains, dan Teknologi Republik Indonesia, di Universitas Telkom, Bandung. Meski terbentuk secara dadakan dengan waktu persiapan yang sangat terbatas, kita berhasil merumuskan solusi inovatif untuk permasalahan kota cerdas dan bersaing hingga babak final di tingkat nasional bersama tim-tim terbaik dari seluruh Indonesia. Terima kasih atas kerja sama, diskusi larut malam, dan kekompakan yang terbangun dalam waktu singkat namun penuh makna.
18. Melia Putri Isnandar (2024), Ardelia Eka Putri Rahmawati (2025), dan Umaymatun Az-zauraa' (2025), rekan seperjuangan saya dalam mengemban amanah sebagai Manajer Prestasi Mahasiswa Program Studi Informatika Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Terima kasih atas dedikasi, kerja sama, dan semangat yang telah diberikan selama menjalankan berbagai program serta upaya dalam mendampingi mahasiswa untuk meraih prestasi di tingkat nasional maupun internasional. Bersama kalian, saya belajar bahwa keberhasilan tidak hanya dibangun

melalui kemampuan individu, tetapi juga melalui kolaborasi, saling percaya, dan komitmen untuk memberikan yang terbaik bagi kemajuan mahasiswa dan institusi. Berbagai dinamika, tantangan, diskusi, serta momen kebersamaan yang telah kita lalui menjadi pengalaman berharga yang akan selalu saya kenang sebagai bagian penting dari perjalanan selama masa perkuliahan. Semoga segala ikhtiar dan kontribusi yang telah kita berikan menjadi amal kebaikan, membawa manfaat yang luas, serta menjadi langkah awal menuju kesuksesan dan pencapaian yang lebih besar di masa mendatang. Terima kasih atas kebersamaan, dukungan, dan perjuangan yang telah kita lalui bersama.

19. Seluruh rekan kerja di Unit Student Achievement Mobility Center (SAMC)

Periode Tahun 2023 – 2025, Direktorat Pembinaan Kemahasiswaan Universitas Islam Indonesia, khususnya Divisi Administrasi dan Pengelolaan, yang telah menjadi bagian dari perjalanan pengembangan diri saya selama menjalankan berbagai program dan kegiatan kemahasiswaan. Terima kasih atas kerja sama, dukungan, kebersamaan, serta pengalaman berharga yang telah diberikan selama saya menjadi bagian dari lingkungan kerja yang penuh semangat, profesionalisme, dan kekeluargaan. Melalui berbagai dinamika, tantangan, dan pencapaian yang kita lalui bersama, saya memperoleh banyak pelajaran berharga tentang tanggung jawab, pelayanan, kolaborasi, serta pentingnya memberikan kontribusi terbaik bagi mahasiswa dan institusi. Secara khusus, saya mengucapkan terima kasih kepada Alifia Syauqillah Arrahman, yang telah menjadi rekan sekaligus sahabat diskusi

dalam berbagai agenda kemahasiswaan, terutama selama pelaksanaan Program Penguatan Kapasitas Organisasi Kemahasiswaan (PPK Ormawa) di tingkat Universitas. Terima kasih atas dukungan, kerja sama, serta kesediaannya untuk menemani dan berjuang bersama dalam berbagai proses, mulai dari tahap persiapan, pelaksanaan, hingga penyelesaian berbagai agenda yang menjadi tanggung jawab bersama. Kehadiran dan kontribusinya menjadi salah satu bagian yang turut memberikan warna, semangat, dan pengalaman berharga dalam perjalanan yang saya jalani. Semoga seluruh rekan di SAMC senantiasa diberikan kesehatan, keberkahan, kemudahan, serta kesuksesan dalam setiap pengabdian dan kontribusi yang diberikan bagi kemajuan mahasiswa dan Universitas Islam Indonesia. Terima kasih atas kebersamaan dan pengalaman yang akan selalu saya kenang sebagai bagian penting dari perjalanan hidup saya.

20. Seluruh rekan seperjuangan Beasiswa Cendekia BAZNAS Angkatan 6, yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, namun memiliki tempat yang istimewa dalam perjalanan hidup dan perkuliahan saya. Terima kasih atas kebersamaan, dukungan, inspirasi, serta berbagai pengalaman berharga yang telah kita lalui bersama selama menjadi bagian dari keluarga besar Beasiswa Cendekia BAZNAS. Melalui kalian, saya belajar tentang arti berbagi, kepedulian, kolaborasi, dan semangat untuk terus bertumbuh menjadi pribadi yang lebih baik serta bermanfaat bagi masyarakat. Setiap diskusi, kegiatan, canda tawa, hingga perjuangan yang kita lalui bersama telah menjadi kenangan yang memperkaya perjalanan saya selama

menempuh pendidikan tinggi. Semoga tali silaturahmi yang telah terjalin tetap terjaga, serta semoga Allah SWT senantiasa memberikan keberkahan, kemudahan, dan kesuksesan dalam setiap langkah pengabdian dan cita-cita yang sedang kita perjuangkan. Terima kasih telah menjadi bagian dari cerita dan perjalanan yang begitu bermakna dalam kehidupan saya.

21. Zaidan Rizqullah, Ayu Nurwindari Anom, Regitha Maura Hanindafa Zahra, Athaariq Artha Fauzan, Ika Rizki Mariyana, Dimas Tegar Prayoga, Humaira Nisrina Gaharu, rekan-rekan tim KKN Angkatan 71 Universitas Islam Indonesia Unit 251, Dusun Brengkok, Kelurahan Samping, Kecamatan Kemiri, Kabupaten Purworejo, Provinsi Jawa Tengah, yang bersama-sama menjalani hari-hari pengabdian kepada masyarakat dengan penuh semangat dan kebersamaan. Meski datang dari latar belakang dan program studi yang berbeda-beda, kebersamaan kita selama masa KKN telah menghadirkan kenangan yang sulit terlupakan dari suka duka di lapangan, malam-malam diskusi penuh ide, hingga tawa yang tercipta di tengah lelah setelah seharian bekerja. Terima kasih atas kerja sama, kekompakan, dan semangat yang kalian tunjukkan dalam setiap program kerja yang kita rancang dan wujudkan bersama demi memberikan manfaat nyata bagi masyarakat Dusun Brengkok. Pengalaman bersama kalian menjadi salah satu bagian paling berharga dari perjalanan studi ini, yang akan selalu saya ingat jauh setelah masa perkuliahan ini berakhir.

22. Azizah Nurul Aini, Putriana Dwi Agustin, Astuti Wahyuningtyas, dan Muhammad Imam Khoiry Fikri, rekan seperjuangan dalam menjalankan

amanah sebagai Pembantu Pelaksana Mahasiswa pada kegiatan Pengisian Borang Sistem Informasi Manajemen Peningkatan Kemahasiswaan (SIMKATMAWA) Tahun 2026. Terima kasih atas kerja sama, dedikasi, komitmen, dan semangat yang telah diberikan selama menjalankan berbagai tugas dan tanggung jawab dalam mendukung proses pengelolaan data prestasi mahasiswa di tingkat universitas. Melalui kebersamaan tersebut, saya memperoleh banyak pengalaman berharga tentang pentingnya ketelitian, koordinasi, komunikasi, dan kerja sama tim dalam mendukung pengembangan prestasi mahasiswa. Berbagai tantangan, proses pengumpulan data, penyusunan dokumen, hingga penyelesaian berbagai target yang harus dicapai menjadi pengalaman yang tidak hanya memperkaya kemampuan profesional, tetapi juga mempererat kebersamaan di antara kita. Terima kasih atas dukungan, kontribusi, dan kerja keras yang telah diberikan sehingga berbagai amanah yang dipercayakan dapat dijalankan dengan baik. Semoga segala ikhtiar yang telah dilakukan menjadi amal kebaikan dan membawa manfaat bagi kemajuan mahasiswa serta Universitas Islam Indonesia.

23. Almarhum Abdul Rohid, Jacynda Valiant Masyita, dan Astri Nur Alfiani, rekan seperjuangan selama menjalani program magang di PT Pertamina Patra Niaga Regional Jatimbalinus, Fungsi Health, Safety, Security, and Environment (HSSE). Terima kasih atas kebersamaan, kerja sama, serta pengalaman berharga yang telah kita lalui selama menjalankan berbagai tugas dan pembelajaran di lingkungan profesional. Melalui kebersamaan

tersebut, saya memperoleh banyak wawasan baru, tidak hanya mengenai dunia kerja dan penerapan aspek HSSE di industri energi, tetapi juga tentang arti tanggung jawab, profesionalisme, dan kerja sama dalam sebuah tim. Secara khusus, saya mengenang Almarhum Abdul Rohid sebagai sosok yang pernah menjadi bagian dari perjalanan dan pembelajaran berharga tersebut. Semoga Allah SWT menerima seluruh amal ibadah beliau, melampirkan kuburnya, serta menempatkannya di tempat terbaik di sisi-Nya. Untuk Jacynda Valiant Masyita dan Astri Nur Alfiani, semoga segala cita-cita, karier, dan impian yang sedang diperjuangkan senantiasa diberikan kemudahan dan keberkahan. Terima kasih atas dukungan, cerita, pengalaman, dan kenangan yang telah menjadi bagian dari perjalanan hidup saya. Kebersamaan yang kita bangun akan selalu menjadi salah satu kenangan berharga yang saya simpan dengan baik.

24. Almamater tercinta, Universitas Islam Indonesia, rumah bagi proses belajar, bertumbuh, dan menempa diri selama menempuh pendidikan tinggi. Di tempat inilah saya tidak hanya memperoleh ilmu pengetahuan dan kompetensi akademik, tetapi juga belajar tentang nilai-nilai kehidupan, kepemimpinan, pengabdian, integritas, serta arti perjuangan dalam meraih cita-cita. Universitas Islam Indonesia telah menghadirkan begitu banyak kesempatan, pengalaman, dan ruang untuk berkembang, mempertemukan saya dengan para guru, sahabat, rekan perjuangan, serta berbagai pengalaman berharga yang membentuk saya menjadi pribadi yang lebih matang dan siap menghadapi kehidupan setelah dunia perkuliahan. Terima

kasih atas seluruh ilmu, fasilitas, kesempatan, dan lingkungan yang telah mendukung perjalanan akademik maupun nonakademik saya. Semoga Universitas Islam Indonesia senantiasa menjadi institusi yang melahirkan insan ulil albab, pemimpin masa depan, dan generasi yang memberikan manfaat bagi umat, bangsa, dan kemanusiaan.

25. Dan yang terakhir, untuk diri saya sendiri, yang telah bertahan, berjuang, dan terus melangkah hingga sampai pada titik ini. Terima kasih karena tidak memilih menyerah ketika keadaan terasa berat, tetap bangkit setelah kegagalan, tetap berjalan meskipun langkah terasa lambat, dan tetap percaya bahwa setiap proses akan menemukan garis akhirnya pada waktu yang tepat. Terima kasih atas segala usaha yang mungkin tidak selalu terlihat oleh orang lain, atas malam-malam panjang yang dihabiskan untuk belajar, bekerja, meneliti, berorganisasi, serta menyelesaikan berbagai tanggung jawab yang datang silih berganti. Perjalanan ini tidak selalu mudah. Ada lelah yang dipendam sendiri, ada keraguan yang harus dilawan, ada tekanan yang harus dihadapi, dan ada pengorbanan yang harus dilakukan untuk mencapai berbagai tujuan yang diimpikan. Namun hari ini menjadi bukti bahwa setiap doa, usaha, air mata, kesabaran, dan perjuangan yang telah dilakukan tidak pernah sia-sia. Karya ini bukan sekadar penanda berakhirnya masa studi, tetapi juga menjadi saksi perjalanan panjang tentang keberanian untuk terus mencoba, belajar, bertumbuh, dan bertahan dalam setiap keadaan. Terima kasih karena telah berjuang sejauh ini. Apa pun yang akan terjadi di masa depan, jangan pernah lupa bahwa dirimu pernah berhasil melewati berbagai

hal yang dulu terasa mustahil. Semoga setiap langkah berikutnya senantiasa dipenuhi keberkahan, keberanian, dan kemudahan dari Allah SWT.

“Maka sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan”

(QS. Al-Insyirah: 5-6)



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
PRAKATA.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	ix
DAFTAR ISI	xxix
DAFTAR TABEL.....	xxxix
DAFTAR GAMBAR	xlvi
DAFTAR LAMPIRAN	xlvi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	xlix
ABSTRAK	lii
ABSTRACT.....	lii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Perancangan	4
1.3. Tinjauan Pustaka	9
1.3.1. Asam Akrilat	9
1.3.2. Gliserol	11
1.3.3. Pemilihan Proses	11
1.4. Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	22
1.4.1. Tinjauan Kinetika	22

1.4.2.	Tinjauan Termodinamika.....	29
BAB II PERANCANGAN PRODUK		37
2.1.	Spesifikasi Produk.....	37
2.2.	Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	37
2.3.	Pengendalian Kualitas	46
2.3.1.	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	46
2.3.2.	Pengendalian Kualitas Produk	47
2.3.3.	Pengendalian Kuantitas	51
2.3.4.	Pengendalian Waktu	51
2.3.5.	Pengendalian Bahan Proses.....	51
BAB III PERANCANGAN PROSES.....		52
3.1.	Diagram Alir Proses dan Material.....	52
3.1.1.	Diagram Alir Kualitatif	52
3.1.2.	Diagram Alir Kuantitatif	53
3.2.	Uraian Proses.....	54
3.2.1.	Tahap Persiapan dan Pencampuran Bahan Baku	55
3.2.2.	Tahap Reaksi Dehidrasi Gliserol (R-01)	56
3.2.3.	Tahap Reaksi Oksidasi Akrolein (R-02).....	59
3.2.4.	Tahap Pemurnian Produk (Distilasi)	62
3.3.	Spesifikasi Alat.....	65
3.3.1.	Spesifikasi Reaktor.....	66
3.3.2.	Spesifikasi Alat Penukar Panas Umpan Reaktor.....	73
3.3.3.	Spesifikasi Separator dan Alat Pencampur.....	77

3.3.4.	Spesifikasi Menara Distilasi.....	81
3.3.5.	Spesifikasi Alat Penukar Panas	87
3.3.6.	Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	93
3.3.7.	Spesifikasi Alat Transportasi Fluida.....	98
3.3.8.	Spesifikasi Control Valve (CV) dan Pressure Reducing Valve (EV)	104
3.3.9.	Spesifikasi Pressure Safety/Relief Valve (PSV/PRV)	110
3.4.	Neraca Massa	113
3.4.1.	Neraca Massa Global	114
3.4.2.	Neraca Massa per Unit Operasi.....	120
3.4.2.1.	P-01 (Pompa Sentrifugal Umpan Gliserol)	120
3.4.2.2.	F-01 (Heat Exchanger Gliserol, 30 → 320°C).....	120
3.4.2.3.	R – 01 (Reaktor Dehidrasi Gliserol)	121
3.4.2.4.	CL – 01 (Pendingin Efluent R-01)	122
3.4.2.5.	FLASH-01 (Separator Vapor-Liquid)	123
3.4.2.6.	BL-01 (Blower Udara Umpan)	124
3.4.2.7.	MP-01 (Mixer Udara dan Vapor Akrolein)	125
3.4.2.8.	F-02 (Heat Exchanger Umpan Reaktor Oksidasi).....	126
3.4.2.9.	R-02 (Reaktor Oksidasi Akrolein).....	127
3.4.2.10.	CL-02 (Pendingin Efluen R-02).....	128
3.4.2.11.	FLASH-02 (Separator (Vent O2/N2))	129
3.4.2.12.	P-02 (Pompa Umpan Menara Distilasi)	130
3.4.2.13.	MD-01 (Menara Distilasi, 30 Stages)	131
3.4.2.14.	BL-02 dan CD-01 (Blower dan Kondensor Overhead MD-01).....	133

3.4.2.15.P-03 dan CL-03 (Pompa dan Pendingin Produk).....	133
3.4.3. Verifikasi Neraca Massa Seluruh Unit Operasi.....	134
3.4.4. Komposisi Produk Akhir.....	135
3.5. Neraca Panas	136
3.5.1. Neraca Panas Global	137
3.5.2. Neraca Panas per Unit Operasi.....	140
3.5.2.1. Neraca Panas P-01, Pompa Umpan Gliserol.....	140
3.5.2.2. Neraca Panas F-01, Heat Exchanger Gliserol (30 → 320°C)	141
3.5.2.3. Neraca Panas R-01, Reaktor Dehidrasi Gliserol (Isotermal 340°C)	142
3.5.2.4. Neraca Panas CL-01, Pendingin Efluen R-01 (340 → 120°C).....	143
3.5.2.5. Neraca Panas FLASH-01, Separator Vapor-Liquid R-01 (60°C).....	144
3.5.2.6. Neraca Panas BL-01, Blower Udara Umpan	145
3.5.2.7. Neraca Panas MP-01, Mixer Udara dan Vapor Akrolein (Adiabatik, 44°C)	146
3.5.2.8. Neraca Panas F-02, Heat Exchanger Umpan R-02 (44 → 265°C) ..	147
3.5.2.9. Neraca Panas R-02, Reaktor Oksidasi Akrolein (Isotermal 265°C) ..	148
3.5.2.10.Neraca Panas CL-02, Pendingin Efluen R-02 (265 → 100°C).....	149
3.5.2.11.Neraca Panas FLASH-02, Separator Vent O ₂ /N ₂ (25°C)	149
3.5.2.12.Neraca Panas P-02, Pompa Umpan Menara Distilasi	150
3.5.2.13.Neraca Panas MD-01, Menara Distilasi (30 Stages).....	151
3.5.2.14.Neraca Panas BL-02, Blower Overhead Menara Distilasi.....	152
3.5.2.15.Neraca Panas CD-01, Kondenser Eksternal MD-01	153

3.5.2.16. Neraca Panas P-03 dan CL-03, Pompa dan Pendingin Produk Akhir	153
3.5.2.17. Ringkasan Neraca Panas Seluruh Unit Operasi	154
3.5.3. Kebutuhan Utilitas Panas dan Dingin	158
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	160
4.1. Lokasi Pabrik.....	160
4.1.1. Faktor Primer Pemilihan Lokasi	160
4.1.1.1. Faktor Ketersediaan dan Biaya Bahan Baku.....	160
4.1.1.2. Pemasaran Produk	161
4.1.1.3. Transportasi dan Aksesibilitas.....	161
4.1.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja Terampil	162
4.1.1.5. Ketersediaan Utilitas (Air, Listrik, Gas Alam).....	162
4.1.2. Faktor Sekunder Pemilihan Lokasi	164
4.1.2.1. Insentif Fiskal dan Non-Fiskal KEK.....	164
4.1.2.2. Regulasi, Perizinan, dan Tata Ruang.....	166
4.1.2.3. Kondisi Geologi, Topografi, dan Iklim	166
4.1.2.4. Kondisi Sosial, Keamanan, dan Lingkungan	166
4.1.2.5. Peluang Ekspansi dan Pengembangan Masa Depan	167
4.1.3. Analisis Multi Kinerja dan Penentuan Lokasi Terpilih.....	167
4.1.4. Deskripsi Lokasi Terpilih : KEK Gresik (JIPE), Blok K.....	171
4.2. Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	174
4.3. Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	177
4.4. Organisasi Perusahaan.....	179

4.4.1.	Nama dan Bentuk Badan Hukum.....	179
4.4.2.	Struktur Organisasi.....	179
4.4.3.	Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan	180
4.4.4.	Sistem Kerja Shift	184
4.4.5.	Sistem Penggajian Karyawan.....	187
4.4.6.	Program Kesejahteraan Karyawan	190
4.5.	Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)	196
BAB V UTILITAS		199
5.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	200
5.1.1.	Kebutuhan Air Baku.....	200
5.1.2.	Unit Pengolahan Air	201
5.1.2.1.	WT – 01 (Unit Penyaringan (<i>Screening</i>))	201
5.1.2.2.	WT – 02 (Unit Koagulasi dan Flokulasi)	203
5.1.2.3.	WT – 03 (Unit Sedimentasi (<i>Clarifier</i>)).....	205
5.1.2.4.	WT – 04 (Unit Filtrasi Pasir).....	207
5.1.2.5.	WT – 05 (Unit Klorinasi)	209
5.1.2.6.	WT – 06 (Unit <i>Demineralisasi Kation</i> (SAC))	210
5.1.2.7.	WT – 07 (Unit <i>Demineralisasi Anion</i> (SBA)).....	212
5.1.2.8.	WT – 08 (Unit <i>Deaerator</i> BFW).....	214
5.1.2.9.	WT – 09 (Tangki Penyimpan BFW)	216
5.1.3.	Unit Penyediaan <i>Cooling Water</i> (Menara Pendingin).....	219
5.1.3.1.	Distribusi Beban Pendingin.....	219
5.1.3.2.	Spesifikasi Menara Pendingin.....	220

5.2.	Unit Pembangkit dan Penyediaan Steam	222
5.2.1.	Distribusi Kebutuhan Steam.....	223
5.2.2.	Spesifikasi Unit Boiler	223
5.2.2.1.	BLR – 01 dan BLR – 02 (<i>Boiler FireTube</i>)	223
5.2.2.2.	Loop Steam Superheated Bertekanan Tinggi (Umpan F-01/F-02) ..	225
5.3.	Unit Pembangkit Listrik.....	228
5.3.1.	Kebutuhan Listrik.....	228
5.3.2.	Spesifikasi Peralatan Kelistrikan.....	233
5.3.2.1.	TR – 01 (Transformator Utama)	233
5.3.2.2.	TR – 02 (Transformator Cadangan)	234
5.3.2.3.	EDG – 01 (<i>Emergency Diesel Generator</i>)	235
5.4.	Unit Penyedia Udara Tekan.....	237
5.4.1.	Kebutuhan Udara Tekan.....	238
5.4.2.	Spesifikasi Unit Udara Tekan.....	239
5.4.2.1.	KU – 01 dan KU – 02 Kompresor Udara Instrumen	239
5.4.2.2.	DR – 01 dan DR – 02 <i>Dryer</i> Udara Instrumen	241
5.5.	Unit Penyedia Bahan Bakar	242
5.5.1.	Perhitungan Konsumsi Gas Alam	243
5.5.2.	Spesifikasi Sistem Distribusi Gas	244
5.6.	Unit Pengolahan Limbah.....	246
5.6.1.	Sumber dan Karakteristik Limbah	247
5.6.2.	Spesifikasi Unit WWTP (10 Tahap).....	248
5.6.2.1.	EQ – 01 (Bak Ekualisasi).....	248

5.6.2.2.	NZ – 01 (Tangki Netralisasi) dan CF – 01 (Koagulasi Flokulasi) ...	249
5.6.2.3.	CL1 – 01 (<i>Primary Clarifier</i>).....	251
5.6.2.4.	UASB – 01 (Reaktor Anaerobik)	252
5.6.2.5.	AR – 01 (Reaktor Aerobik – <i>Activated Sludge</i>)	254
5.6.2.6.	CL2 – 01, SF – 01, AC – 01, dan CL3 – 01 (Tahap Pemolesan)	256
5.7.	Unit Pengadaan Dowtherm A dan Sistem Refrigerasi	261
5.7.1.	Unit Penyediaan <i>Hot Oil Dowtherm A</i>	261
5.7.1.1.	HF – 01 (<i>Fired Heater Dowtherm A</i>).....	262
5.7.2.	Unit Sistem Refrigerasi Produk (Pendingin Tangki AA)	264
5.7.2.1.	CH – 01 dan CH – 02 (<i>Vapor Compression Chiller</i>)	264
5.8.	Ringkasan Kebutuhan dan Biaya Utilitas.....	267
BAB VI EVALUASI EKONOMI		269
6.1.	Modal Investasi	270
6.1.1.	Purchased Equipment Cost (PEC)	271
6.1.2.	Fixed Capital Investment (FCI).....	273
6.2.	Biaya Produksi (Cost of Manufacturing, COM)	278
6.2.1.	Biaya Bahan Baku (Raw Materials).....	278
6.2.2.	Biaya Utilitas.....	278
6.2.3.	Biaya Katalis	280
6.2.4.	Rekapitulasi Cost of Manufacturing (COM).....	280
6.3.	Pendapatan (Revenue).....	284
6.3.1.	Korelasi Harga Jual, Harga Beli, dan Keuntungan	285
6.4.	Laporan Laba Rugi (Income Statement)	288

6.5.	Analisis Profitabilitas	290
6.5.1.	Return on Investment (ROI).....	291
6.5.2.	Payback Period (PP).....	291
6.5.3.	Net Present Value (NPV).....	292
6.5.4.	Internal Rate of Return (IRR).....	292
6.5.5.	Break Even Point (BEP) Metode Turton.....	294
6.6.	Break Even Point dan Shut Down Point, Metode Aries dan Newton 295	
6.7.	Ringkasan Indikator Profitabilitas.....	298
6.8.	Proyeksi Arus Kas (Cash Flow) 18 Tahun	299
6.9.	Analisis Sensitivitas	301
6.9.1.	Sensitivitas terhadap Harga Jual AA	302
6.9.2.	Sensitivitas terhadap Harga Beli Gliserol	303
6.9.3.	Sensitivitas terhadap Overrun Biaya Modal (FCI).....	304
6.9.4.	Spider Chart Sensitivitas (ROI %)	305
6.10.	Keunggulan Finansial Lokasi KEK Gresik.....	306
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		309
7.1.	Kesimpulan.....	309
7.2.	Saran.....	313
DAFTAR PUSTAKA		315
LAMPIRAN.....		318
LAMPIRAN A		318
LAMPIRAN B		378



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Konsumsi Asam Akrilat di Indonesia	4
Tabel 1.2 Data Produksi Asam Akrilat di Dunia	7
Tabel 1.3 Data Produsen Gliserol di Indonesia	8
Tabel 1.4 Perbandingan Beberapa Proses dalam Pembuatan Asam Akrilat.....	19
Tabel 1.5. Rangkuman Parameter Kinetika Reaktor R-01 (T = 613 K).....	25
Tabel 1.6 Rangkuman Parameter Kinetika Reaktor R-02 (T = 538 K).....	28
Tabel 1.7 Data ΔH°_f dan ΔG° masing – masing Komponen Reaksi Dehidrasi	30
Tabel 1.8 Data Kapasitas Panas masing – masing Komponen Reaksi Dehidrasi .	30
Tabel 1.9 Data ΔH°_f dan ΔG° masing – masing Komponen Reaksi Oksidasi.....	33
Tabel 1.10 Data Kapasitas Panas masing – masing Komponen Reaksi Oksidasi .	33
Tabel 3.1 Kondisi Aliran Bahan Baku pada Tahap Persiapan	56
Tabel 3.2 Komposisi Efluent Reaktor R-01	58
Tabel 3.3 Komposisi Efluent Reaktor R-02	61
Tabel 3.4 Ringkasan Kinerja Menara Distilasi MD-01	63
Tabel 3.5 Ringkasan Kinerja Keseluruhan Proses	64
Tabel 3.6 Spesifikasi Reaktor Dehidrasi Gliserol (R-01).....	66
Tabel 3.7 Spesifikasi Reaktor Oksidasi Akrolein (R-02)	69
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas Gliserol (F-01)	73
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Penukar Panas Umpan Reaktor Oksidasi (F-02).....	75
Tabel 3.10 Spesifikasi Separator Gas-Cair 1 (FLASH-01).....	77
Tabel 3.11 Spesifikasi Separator Gas-Cair 2 (FLASH-02)	79
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Pencampur Akrolein dan Udara (MP-01)	80

Tabel 3.13 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)	82
Tabel 3.14 Spesifikasi Kondensor MD-01 (CD-01)	85
Tabel 3.15 Spesifikasi Pendingin Efluen R-01 (CL-01)	87
Tabel 3.16 Spesifikasi Pendingin Efluen R-02 (CL-02)	88
Tabel 3.17 Spesifikasi Pendingin Produk Asam Akrilat (CL-03)	89
Tabel 3.18 Spesifikasi Reboiler MD-01 (RB-01)	91
Tabel 3.19 Spesifikasi Accumulator (ACC-01)	92
Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol (T-01).....	93
Tabel 3.21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Asam Akrilat (T-02).....	95
Tabel 3.22 Spesifikasi Tangki Distilat Waste (T-03).....	97
Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa Umpan Gliserol (P-01)	98
Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa Umpan Menara Distilasi (P-02).....	99
Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa Produk Asam Akrilat (P-03)	100
Tabel 3.26 Spesifikasi Blower Udara Umpan (BL-01).....	101
Tabel 3.27 Spesifikasi Blower Overhead Menara Distilasi (BL-02)	102
Tabel 3.28 Spesifikasi Alat Pencampur Udara dan Vapor Akrolein (MP-01).....	103
Tabel 3.29 Spesifikasi Control Valve Umpan Gliserol F-01 ke R-01 (CV-01)...	105
Tabel 3.30 Spesifikasi Control Valve Udara Umpan BL-01 ke F-02 (CV-02)....	106
Tabel 3.31 Spesifikasi Level Control Valve Bottom MD-01 ke P-03 (CV-03)...	108
Tabel 3.32 Spesifikasi Safety Relief Valve Tangki Produk T-02 (PRV-01)	110
Tabel 3.33 Spesifikasi Spesifikasi Safety Valve Menara Distilasi MD-01 (PRV-02)	112
Tabel 3.34 Neraca Massa Global Proses	115

Tabel 3.35 Kondisi Termodinamika Seluruh Aliran Proses	117
Tabel 3.36 Neraca Massa P-01	120
Tabel 3.37 Neraca Massa F-01 (Sisi Proses).....	121
Tabel 3.38 Neraca Massa R-01	121
Tabel 3.39 Neraca Massa CL-01 (Cooler (Efluen R-01)).....	122
Tabel 3.40 Neraca Massa FLASH-01	123
Tabel 3.41 Neraca Massa BL-01	125
Tabel 3.42 Neraca Massa MP-01	125
Tabel 3.43 Neraca Massa F-02 (Sisi Proses).....	126
Tabel 3.44 Neraca Massa R-02	127
Tabel 3.45 Neraca Massa CL-02	128
Tabel 3.46 Neraca Massa FLASH-02	129
Tabel 3.47 Neraca Massa P-02	130
Tabel 3.48 Neraca Massa MD-01	131
Tabel 3.49 Neraca Massa BL-02 dan CD-01	133
Tabel 3.50 Neraca Massa P-03 dan CL-03	134
Tabel 3.51 Verifikasi Neraca Massa Seluruh Unit Operasi	134
Tabel 3.52 Komposisi Produk Akhir Asam Akrilat (Arus 24, ke Tangki T-02) ..	136
Tabel 3.53 Data Entalpi Aliran Proses (Aspen Plus V14).....	138
Tabel 3.54 Neraca Panas P-01, Pompa Umpan Gliserol	141
Tabel 3.55 Neraca Panas F-01, Heat Exchanger Gliserol (30 → 320°C)	141
Tabel 3.56 Neraca Panas R-01, Reaktor Dehidrasi Gliserol (Isotermal 340°C) .	143
Tabel 3.57 Neraca Panas CL-01, Pendingin Efluen R-01 (340 → 120°C).....	143

Tabel 3.58 Neraca Panas FLASH-01, Separator Vapor-Liquid R-01 (60°C).....	144
Tabel 3.59 Neraca Panas BL-01, Blower Udara Umpan	145
Tabel 3.60 Neraca Panas MP-01, Mixer Udara dan Vapor Akrolein (Adiabatik, 44°C)	146
Tabel 3.61 Neraca Panas F-02, Heat Exchanger Umpan R-02 (44 → 265°C) ...	147
Tabel 3.62 Neraca Panas R-02, Reaktor Oksidasi Akrolein (Isotermal 265°C)..	148
Tabel 3.63 Neraca Panas CL-02, Pendingin Efluen R-02 (265 → 100°C)	149
Tabel 3.64 Neraca Panas FLASH-02, Separator Vent O ₂ /N ₂ (25°C)	149
Tabel 3.65 Neraca Panas P-02, Pompa Umpan Menara Distilasi	150
Tabel 3.66 Neraca Panas MD-01, Menara Distilasi (30 Stages).....	151
Tabel 3.67 Neraca Panas BL-02, Blower Overhead Menara Distilasi	152
Tabel 3.68 Neraca Panas CD-01, Kondenser Eksternal MD-01	153
Tabel 3.69 Neraca Panas P-03 dan CL-03, Pompa dan Pendingin Produk Akhir	153
Tabel 3.70 Ringkasan Neraca Panas Seluruh Unit Operasi	154
Tabel 3.71 Ringkasan Kebutuhan Utilitas Panas	158
Tabel 3.72 Ringkasan Kebutuhan Utilitas Dingin.....	158
Tabel 4.1 Ketersediaan Utilitas (Air, Listrik, Gas Alam).....	162
Tabel 4.2 Identifikasi Keistimewaan Fiskal	164
Tabel 4.3 Analisis Multi-Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik Asam Akrilat.....	168
Tabel 4.4 Profil Lokasi KEK Gresik (JIIPE) Blok K.....	172
Tabel 4.5 Luas Tata Letak Pabrik Asam Akrilat — KEK Gresik.....	175
Tabel 4.6 Status dan Sistem Hubungan Kerja Karyawan PT AHN	180
Tabel 4.7 Penggolongan Jabatan dan Kualifikasi Karyawan PT AHN	181

Tabel 4.8 Komposisi Personel Tiap Grup Shift.....	185
Tabel 4.9 Struktur Gaji Karyawan PT Akrilat Hijau Nusantara (2026).....	188
Tabel 4.10 Rekapitulasi Biaya Gaji Tahunan PT AHN	189
Tabel 4.11 Program Kesejahteraan Karyawan PT Akrilat Hijau Nusantara	190
Tabel 4.12 Sistem Manajemen K3 (SMK3) Plus	196
Tabel 5.1 Rekapitulasi Kebutuhan Air Baku.....	200
Tabel 5.2 Spesifikasi WT – 01 (Rotary Drum Screen)	202
Tabel 5.3 Spesifikasi WT – 02 Tangki Koagulasi Flokulasi	203
Tabel 5.4 Spesifikasi WT – 03 (Circular Clarifier).....	205
Tabel 5.5 Spesifikasi WT – 04 (Gravity Sand Filter).....	207
Tabel 5.6 Spesifikasi WT – 05 (Klorinasi).....	209
Tabel 5.7 Spesifikasi WT – 06 (Strong Acid Cation Ion Exchange Column).....	211
Tabel 5.8 Spesifikasi WT – 07 (Strong Base Anion Ion Exchange Column)	212
Tabel 5.9 Spesifikasi WT – 08 (Spray Tray Deaerator)	214
Tabel 5.10 Spesifikasi WT – 09 (Boiler Feed Water Storage Tank)	216
Tabel 5.11 Ringkasan Unit Pengolahan Air WT – 01 s.d. WT – 09.....	218
Tabel 5.12 Distribusi Kebutuhan Cooling Water per Unit	219
Tabel 5.13 Spesifikasi CT – 01 / CT – 02 / CT – 03 Induced Draft Counterflow Cooling Tower.....	220
Tabel 5.14 Distribusi Kebutuhan Steam Medium Pressure per Unit Operasi	223
Tabel 5.15 Spesifikasi BLR – 01 dan BLR – 02 (Fire Tube Boiler 3 Pass).....	223
Tabel 5.16 Distribusi Kebutuhan Steam Superheated Bertekanan Tinggi	225
Tabel 5.17 Spesifikasi HF-02 (Fired Heater Loop Steam Superheated).....	226

Tabel 5.18 Rekapitulasi Kebutuhan Listrik Pabrik	228
Tabel 5.19 Spesifikasi TR – 01 (Main Distribution Transformer)	233
Tabel 5.20 Spesifikasi TR – 02 (Standbay Transformer)	235
Tabel 5.21 Spesifikasi EDG – 01 (Emergency Diesel Generator Set)	236
Tabel 5.22 Rekapitulasi Kebutuhan Udara Instrumen	238
Tabel 5.23 Spesifikasi KU – 01 / KU – 02 (Oil Free Rotary Screw Air Compressor)	239
Tabel 5.24 Spesifikasi DR – 01 / DR – 02 (Combined Air Dryer (Refrigerated + Desiccant)	241
Tabel 5.25 Rekapitulasi Konsumsi dan Biaya Gas Alam	243
Tabel 5.26 Spesifikasi Sistem Penyediaan dan Distribusi Gas Alam	244
Tabel 5.27 Karakteristik Aliran Limbah Cair Pabrik	247
Tabel 5.28 Spesifikasi EQ – 01 (Equalization Basin)	248
Tabel 5.29 Spesifikasi NZ – 01 (Neutralization Tank)	249
Tabel 5.30 Spesifikasi CF – 01 (Koagulasi Flokuasi WWTP)	250
Tabel 5.31 Spesifikasi CL1 – 01 (Primary Clarifier WWTP)	251
Tabel 5.32 Spesifikasi UASB – 01 (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor)	252
Tabel 5.33 Spesifikasi AR – 01 (Aerobic Biological Reactor)	254
Tabel 5.34 Spesifikasi CL2 – 01 (Secondary Clarifier WWTP)	256
Tabel 5.35 Spesifikasi SF – 01 (Sand Filter WWTP)	257
Tabel 5.36 Spesifikasi AC – 01 (Activated Carbon Adsorber)	257
Tabel 5.37 Spesifikasi CL3 – 01 (Klorinasi Final WWTP)	258

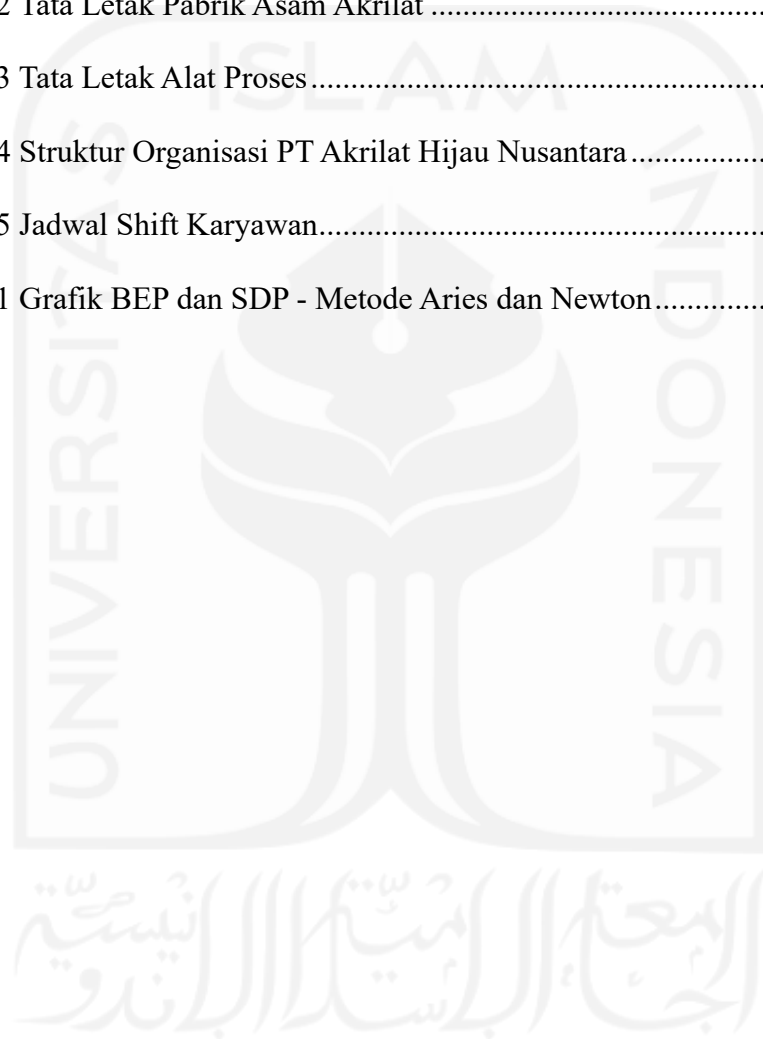
Tabel 5.38 Ringkasan 10 Tahap WWTP	259
Tabel 5.39 Distribusi Kebutuhan Hot Oil per Unit	261
Tabel 5.40 Distribusi Kebutuhan Hot Oil per Unit	262
Tabel 5.41 Spesifikasi HF – 01 (Fired Heater Dowtherm A).....	262
Tabel 5.42 Spesifikasi CH – 01 / CH – 02 (Vapor Compression Chiller).....	264
Tabel 5.43 Rekapitulasi Kebutuhan dan Biaya Utilitas (KEK Gresik 2026)	267
Tabel 6.1 Parameter Basis Evaluasi Ekonomi.....	269
Tabel 6.2 Rekapitulasi Harga Peralatan Proses (PEC)	271
Tabel 6.3 Perhitungan Total BMC dengan Pendekatan Lang Individual (Peters & Timmerhaus)	274
Tabel 6.4 Perhitungan Fixed Capital Investment (FCI)	276
Tabel 6.5 Biaya Utilitas.....	278
Tabel 6.6 Rekapitulasi Biaya Produksi (COM).....	280
Tabel 6.7 Proyeksi Pendapatan pada Berbagai Skenario Harga AA	284
Tabel 6.8 Ringkasan Korelasi Harga Jual, Harga Beli, dan Keuntungan.....	286
Tabel 6.8 Proyeksi Laporan Laba Rugi Tahunan	288
Tabel 6.9 Ringkasan Variabel Fa, Ra, Va, Sa Metode Aries dan Newton	295
Tabel 6.10 Ringkasan Indikator Profitabilitas.....	298
Tabel 6.11 Proyeksi Arus Kas (Cash Flow) 18 Tahun.....	299
Tabel 6.12 Sensitivitas Harga Jual AA terhadap ROI, NPV, dan Status Kelayakan	302
Tabel 6.13 Sensitivitas Harga Gliserol terhadap ROI	303
Tabel 6.14 Sensitivitas FCI (Cost Overrun) terhadap ROI dan PP	304

Tabel 6.15 Spider Chart Sensitivitas (ROI %)	305
Tabel 6.16 Keunggulan Finansial Lokasi	306
Tabel 6.17 Ringkasan Parameter Kunci Evaluasi Ekonomi	307



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Asam Akrilat di Indonesia.....	5
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Asam Akrilat di Indonesia	6
Gambar 4.1 Kawasan Industri KEK Gresik JIPE	172
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Asam Akrilat	177
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	178
Gambar 4.4 Struktur Organisasi PT Akrilat Hijau Nusantara	180
Gambar 4.5 Jadwal Shift Karyawan.....	185
Gambar 6.1 Grafik BEP dan SDP - Metode Aries dan Newton.....	297



DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	318
LAMPIRAN B	378
LAMPIRAN C	379



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

Lambang

T	: Temperatur, °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
F _v	: Laju volumetrik, m ³ /jam
F	: Laju alir molar, kmol/jam
G	: Laju alir massa, kg/jam
C _p	: Kapasitas panas spesifik, kJ/kmol·K
U	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh, W/m ² ·K
h	: Koefisien perpindahan panas, W/m ² ·K
k	: Konstanta laju reaksi
K	: Konstanta kesetimbangan
ΔH	: Perubahan entalpi, kJ/kmol

ΔP	: Penurunan tekanan, kPa
η	: Efisiensi
XA	: Konversi komponen A, %
y_i	: Fraksi mol komponen i pada fase uap
x_i	: Fraksi mol komponen i pada fase cair
MW	: Berat molekul, kg/kmol
N	: Jumlah tahap teoritis
W	: Daya, kW
R	: Jari-jari, m
L	: Panjang, m

Singkatan

AA	: Acrylic Acid (Asam Akrilat)
SAP	: Super Absorbent Polymer
TCI	: Total Capital Investment
COM	: Cost of Manufacturing
ROI	: Return on Investment
PP	: Payback Period
NPV	: Net Present Value
IRR	: Internal Rate of Return
BEP	: Break Even Point
WACC	: Weighted Average Cost of Capital
PFD	: Process Flow Diagram
P&ID	: Piping and Instrumentation Diagram

HAZOP	:	Hazard and Operability Study
QRA	:	Quantitative Risk Assessment
LOPA	:	Layer of Protection Analysis
KEK	:	Kawasan Ekonomi Khusus
JIIPE	:	Java Integrated Industrial and Port Estate
ISBL	:	Inside Battery Limits
OSBL	:	Outside Battery Limits
BFW	:	Boiler Feed Water
WWT	:	Waste Water Treatment



ABSTRAK

Asam akrilat merupakan bahan baku penting industri poliakrilat, superabsorbent polymer, dan cat, yang kebutuhannya di Indonesia masih bergantung pada impor. Kajian ini menyajikan prarancangan pabrik asam akrilat dari gliserol berkapasitas 130.000 ton per tahun, berlokasi di Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Gresik, Jawa Timur, sebagai upaya substitusi impor sekaligus pemanfaatan gliserol sebagai produk samping industri biodiesel yang tersedia melimpah di Indonesia. Proses produksi terdiri atas dua tahap reaksi katalitik fase gas menggunakan reaktor plug-flow multitube: dehidrasi gliserol menjadi akrolein pada reaktor R-01 (340°C, katalis $\text{SiW}_{20}\text{-Al/Zr}_{10}$), dilanjutkan oksidasi parsial akrolein menjadi asam akrilat pada reaktor R-02 (265°C, katalis Mo-V-Cu-Ox). Kedua reaktor dimodelkan menggunakan simulasi Aspen Plus V14 dengan model kinetika Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW). Pemanasan umpan reaktor memanfaatkan skema integrasi panas berupa loop steam superheated bertekanan tinggi (40 bar, 400°C) yang disirkulasikan secara tertutup antara unit F-01 dan F-02, dipanaskan ulang oleh fired heater HF-02. Pemurnian produk dilakukan pada satu unit menara distilasi (MD-01, 30 stage teoritis) dengan kondenser Partial Vapor untuk mengakomodasi gas non-condensable dari proses hulu. Hasil simulasi menunjukkan konversi gliserol dan akrolein masing-masing mencapai 100,00%, dengan produksi asam akrilat sebesar 16.250,2 kilogram per jam pada kemurnian 98,59% mol, setara kapasitas 130.000 ton per tahun pada basis 8.000 jam operasi. Neraca massa tertutup pada seluruh unit operasi dengan selisih di bawah 0,001%. Evaluasi ekonomi menggunakan metode Bare Module Turton dkk (2018) menghasilkan Fixed Capital Investment sebesar Rp 1.442,86 miliar dan Total Capital Investment sebesar Rp 1.659,28 miliar. Indikator profitabilitas menunjukkan Return on Investment sebesar 44,42% (tanpa Tax Holiday) dan 56,95% (dengan Tax Holiday KEK), Payback Period 1,91 dan 1,54 tahun, Net Present Value Rp 4.271,86 miliar dan Rp 5.687,86 miliar pada WACC 12% selama 15 tahun, Internal Rate of Return 52,16% dan 64,75%, serta Break Even Point 31,42% kapasitas produksi. Seluruh indikator melampaui kriteria kelayakan minimum industri kimia, sehingga pabrik asam akrilat dari gliserol kapasitas 130.000 ton per tahun ini dinyatakan layak secara teknis dan ekonomis untuk direalisasikan.

Kata kunci: asam akrilat, gliserol, dehidrasi, oksidasi, LHHW, Aspen Plus, evaluasi ekonomi

ABSTRACT

Acrylic acid is a key raw material for the polyacrylate, superabsorbent polymer, and coating industries, and Indonesia's demand for it still relies heavily on imports. This study presents a preliminary design of an acrylic acid plant from glycerol with a capacity of 130,000 tons per year, located in the Gresik Special Economic Zone (KEK), East Java, aimed at reducing import dependency while utilizing glycerol, an abundant byproduct of the domestic biodiesel industry. The production process consists of two gas-phase catalytic reaction stages using multitube plug-flow reactors: dehydration of glycerol to acrolein in reactor R-01 (340°C, $\text{SiW}_{20}\text{-Al/Zr}_{10}$ catalyst), followed by partial oxidation of acrolein to acrylic acid in reactor R-02 (265°C, Mo-V-Cu-Ox catalyst). Both reactors were modeled in Aspen Plus V14 using the Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW) kinetic model. Feed preheating for both reactors employs a heat-integration scheme consisting of a closed-loop, high-pressure superheated steam circuit (40 bar, 400°C) circulated between units F-01 and F-02, reheated by fired heater HF-02. Product purification is carried out in a single distillation column (MD-01, 30 theoretical stages) equipped with a Partial Vapor condenser to accommodate non-condensable gases carried over from upstream units. Simulation results show that glycerol and acrolein conversions each reach 100.00%, yielding an acrylic acid production rate of 16,250.2 kilograms per hour at 98.59 mol% purity, equivalent to a capacity of 130,000 tons per year on an 8,000 operating-hour basis. Mass balances close across all unit operations with a discrepancy below 0.001%. Economic evaluation using the Bare Module method of Turton et al. (2018) yields a Fixed Capital Investment of Rp 1,442.86 billion and a Total Capital Investment of Rp 1,659.28 billion. Profitability indicators show a Return on Investment of 44.42% (without Tax Holiday) and 56.95% (with KEK Tax Holiday), a Payback Period of 1.91 and 1.54 years, a Net Present Value of Rp 4,271.86 billion and Rp 5,687.86 billion at a WACC of 12% over 15 years, an Internal Rate of Return of 52.16% and 64.75%, and a Break Even Point of 31.42% of production capacity. All indicators exceed the minimum feasibility criteria for the chemical industry, indicating that these 130,000 tons per year acrylic acid plant from glycerol is technically and economically feasible for realization.

Keywords: acrylic acid, glycerol, dehydration, oxidation, LHHW, Aspen Plus, economic evaluation

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia, sebagai negara berkembang, telah mengalami pertumbuhan ekonomi yang relatif pesat, terutama di sektor industri. Salah satu sektor yang terus mengalami pertumbuhan signifikan adalah industri kimia, yang memainkan peran penting dalam mendukung berbagai sektor lainnya, termasuk tekstil, otomotif, pertanian, serta kebutuhan sehari-hari masyarakat. Seiring dengan terus meningkatnya permintaan akan produk kimia di dalam negeri, mencapai kemandirian dalam hal bahan baku industri telah menjadi hal yang sangat penting untuk mengurangi ketergantungan pada *impor* dan mendorong pembangunan berkelanjutan. Kemajuan dalam proses produksi dan pembangunan fasilitas industri baru bertujuan untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap produk *impor* sekaligus meningkatkan cadangan devisa nasional; salah satu upaya tersebut adalah pendirian pabrik asam akrilat.

Asam akrilat adalah senyawa kimia yang banyak digunakan dalam berbagai aplikasi industri, baik sebagai bahan baku utama maupun sebagai produk antara. Senyawa ini dimanfaatkan dalam pembuatan ester akrilat, polimer, dan resin yang kemudian dipolimerisasi menjadi produk-produk seperti perekat, pelapis, dan plastik. Asam akrilat juga berfungsi sebagai flokulan dalam pengolahan limbah industri, digunakan sebagai surfaktan, serta ditambahkan ke dalam resin, cat, dan semir lantai. Selain itu, bahan ini berfungsi sebagai aditif dalam minyak, dimanfaatkan dalam industri kosmetik dan tekstil, serta berperan dalam produksi karet sintetis yang dihasilkan dari monomer asam akrilat (Wu et al., 2020).

Asam akrilat merupakan salah satu bahan kimia antara yang kebutuhannya di Indonesia belum sepenuhnya terpenuhi. Dengan rumus molekul $\text{CH}_2=\text{CHCOOH}$, senyawa ini merupakan bentuk paling sederhana dari asam karboksilat tak jenuh. Asam akrilat banyak digunakan, terutama dalam produksi emulsi dan larutan polimer. Emulsi umumnya digunakan dalam pembuatan cat, pembersih lantai, dan perekat, sedangkan larutan polimer sering digunakan dalam pelapis industri dan sebagai bahan superabsorben dalam popok sekali pakai (Bauer, 2003). Selain itu, turunan asam akrilat digunakan sebagai bahan baku utama dalam produksi *Super Absorbent Polymer* (SAP), seperti yang digunakan dalam popok. Saat ini, produk-produk tersebut sebagian besar diproduksi di empat wilayah: Jepang, Amerika Serikat, Eropa, dan Tiongkok. Permintaan global terhadap asam akrilat diperkirakan akan meningkat dengan tingkat pertumbuhan tahunan sekitar 3,5–4% antara tahun 2020 dan 2025 (IHS Markit, 2020).

Asam akrilat telah diproduksi secara komersial sejak tahun 1847 melalui proses oksidasi akrolein menggunakan udara. Pada tahap-tahap awal, akrolein sendiri diperoleh dari oksidasi propilena. Saat ini, propilena tetap menjadi bahan baku utama untuk produksi asam akrilat di seluruh dunia (Kirk & Othmer, 1979). Untuk meningkatkan nilai bisnis dan daya saing industri kimia nasional, pemilihan bahan baku yang tepat sangatlah penting. Hingga saat ini, asam akrilat sebagian besar diproduksi dari propilena yang berasal dari minyak bumi, yang ketersediaannya terbatas dan tergolong sebagai sumber daya tak terbarukan. Oleh karena itu, berbagai upaya telah dilakukan untuk menggantikan bahan baku ini

dengan alternatif yang lebih terbarukan dan ramah lingkungan, salah satunya adalah gliserol (Fauconet, 2016).

PT Nippon Shokubai, yang berlokasi di Cilegon, saat ini merupakan satu-satunya produsen asam akrilat di Indonesia. Pabrik tersebut awalnya memiliki kapasitas produksi sekitar 140.000 ton per tahun; namun, setelah dilakukan perluasan pada tahun 2021, kapasitasnya meningkat menjadi 240.000 ton per tahun, dengan operasi penuh dimulai pada tahun 2023 (Nippon Shokubai, 2024). Meski demikian, sebagian besar produksinya masih di *ekspor*, yang berarti bahwa permintaan dalam negeri belum sepenuhnya terpenuhi. Indonesia masih bergantung pada *impor* dari negara-negara seperti Tiongkok, Jepang, dan Korea Selatan untuk memenuhi kebutuhan asam akrilatnya. Oleh karena itu, kondisi ini membuka peluang untuk mengembangkan pabrik-pabrik asam akrilat baru di Indonesia guna mengurangi ketergantungan pada *impor*.

Salah satu alternatif bahan baku yang menjanjikan adalah gliserol. Braga et al. (2020) menunjukkan bahwa gliserol dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku untuk produksi asam akrilat. Gliserol tersedia melimpah di Indonesia dan umumnya diperoleh sebagai produk sampingan dari produksi biodiesel. Penggunaan gliserol sebagai bahan baku tidak hanya mengurangi ketergantungan pada propilena, tetapi juga menambah nilai pada produk sampingan biodiesel yang belum dimanfaatkan secara optimal. Hal ini menciptakan peluang yang menjanjikan untuk melakukan studi kelayakan dan mengembangkan pabrik asam akrilat berbasis gliserol guna memenuhi permintaan asam akrilat yang terus meningkat.

1.2. Penentuan Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas produksi pabrik merupakan aspek penting pada tahap desain awal sebuah pabrik kimia. Kapasitas produksi mengacu pada jumlah maksimum produk yang dapat dihasilkan dalam periode tertentu di bawah kondisi operasi tertentu. Kapasitas ini memengaruhi perhitungan baik dari sudut pandang teknis maupun ekonomi. Dengan menentukan kapasitas produksi yang tepat, pabrik diharapkan dapat beroperasi secara efisien dan mencapai keuntungan. Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik dipengaruhi oleh beberapa faktor utama, termasuk tingkat konsumsi tahunan, serta tingkat *ekspor* dan *impor*. Data konsumsi asam akrilat dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Konsumsi Asam Akrilat di Indonesia

Tahun	Konsumsi	
	Ton/Tahun	Pertumbuhan (%)
2020	220.588,68	0,0000
2021	224.135,351	1,6078
2022	184.888,119	-17,5105
2023	214.434,05	15,9804
2024	214.681,148	0,1152
Rata - Rata		0,0386

Perkiraan perhitungan untuk konsumsi asam akrilat pada tahun 2030 dapat dihitung dengan rumus berikut:

$$Y_t = Y_0(1 + r)^n$$

Keterangan:

Y_t = nilai konsumsi pada tahun ke-n (ton/tahun)

Y_0 = nilai konsumsi pada tahun terakhir (ton)

r = rata – rata kenaikan nilai konsumsi (%)

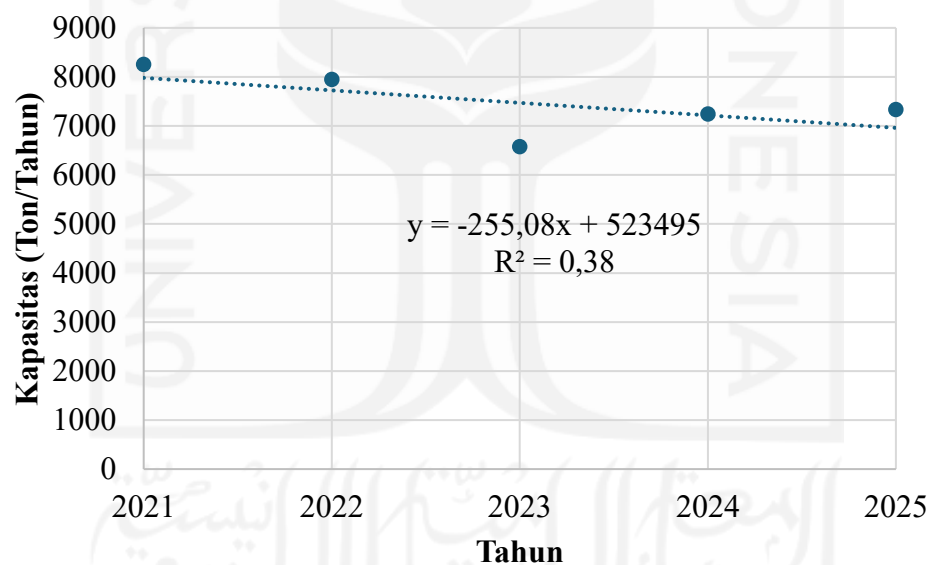
n = selisih tahun terakhir dengan tahun ke-n

Sehingga perkiraan konsumsi asam akrilat tahun 2030 sebesar:

$$Y_t = 214.681,148(1 + 0,000386)^{2030-2024}$$

$$Y_t = 215.178,7944 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (2026) perkembangan data impor dari tahun 2021 – 2025 dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data *impor* pada sumbu y. Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik *Impor* Asam Akrilat di Indonesia

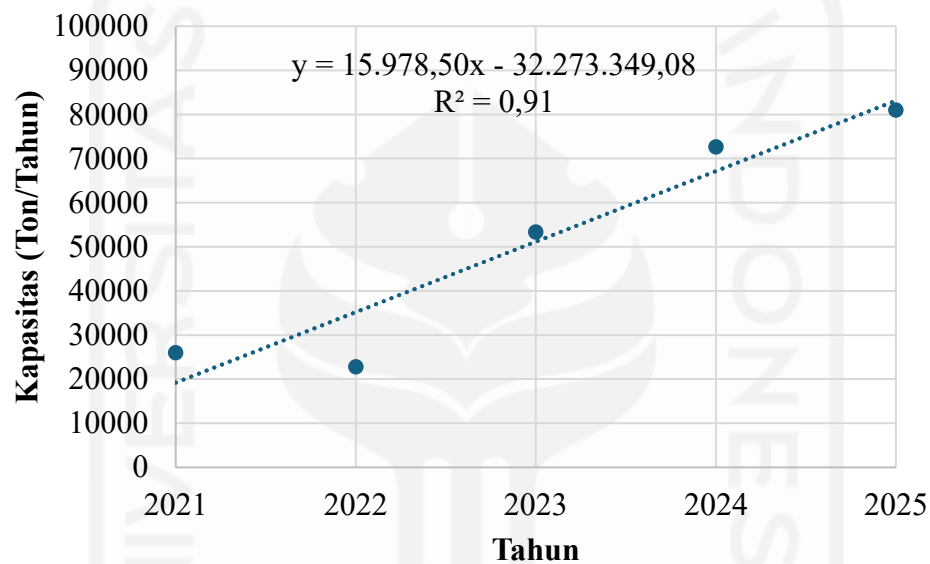
Berdasarkan Gambar 1.1 didapatkan persamaan regresi linear $y = -255,08x + 523.495$ dan nilai R^2 sebesar 0,38 maka apabila data impor asam akrilat diproyeksikan ke tahun 2030 didapatkan hasil sebagai berikut:

$$y = -255,08x + 523.495$$

$$y = -255,08(2030) + 523.495$$

$$y = 5.682,6 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga kebutuhan *impor* asam akrilat di Indonesia pada tahun 2030 diperkirakan sebesar 5.682,6 ton/tahun. Sedangkan untuk data *ekspor* asam akrilat dikutip dari Badan Pusat Statistik (2026) mengalami peningkatan dari tahun 2021 – 2025 dimana sudah tersaji dalam bentuk grafik dapat dilihat di Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik *Ekspor* Asam Akrilat di Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.2 didapatkan persamaan regresi linear $y = 15.978,50x - 32.273.349,08$ dan nilai R^2 sebesar 0,91 maka apabila data *ekspor* asam akrilat diproyeksikan ke tahun 2030 didapatkan hasil sebagai berikut:

$$y = 15.978,50x - 32.273.349,08$$

$$y = 15.978,50(2030) - 32.273.349,08$$

$$y = 163.005,92 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga kebutuhan *ekspor* asam akrilat di Indonesia pada tahun 2030 diperkirakan sebesar 163.005,92 ton/tahun. Selain menganalisis data *impor* dan

ekspor asam akrilat di Indonesia, untuk menentukan kapasitas pabrik juga diperlukan informasi mengenai pabrik-pabrik asam akrilat komersial yang ada, baik di dalam negeri maupun di luar negeri. Berikut ini adalah daftar pabrik asam akrilat beserta kapasitas produksinya masing-masing:

Tabel 1.2 Data Produksi Asam Akrilat di Dunia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Nippon Shokubai	Cilegon, Banten,	240.000
Indonesia	Indonesia	
BASF – Petronas	Kuantan, Malaysia	160.000
Singapore Acrylic	Jorong Island, Singapore	73.000
Bharat Petroleum	Kochi, India	160.000
Idemitsu Kosan (Aichi Refinery)	Japan	50.000
Mitsubishi Chemical	Japan	90.000
Nippon Shokubai	Japan	540.000
Nippon Shokubai	Tennessee, USA	60.000
America Industries		

Secara global, hampir 50% dari permintaan asam akrilat dipenuhi oleh Nippon Shokubai Co. Sebagaimana ditunjukkan pada Tabel 1.2, fasilitas terbesar yang ada saat ini adalah pabrik Nippon Shokubai di Jepang, yang memiliki kapasitas produksi sebesar 540.000 ton per tahun.

Menurut Kirk & Othmer (1979) dalam proses produksi akrilat, sekitar 97,5% gliserol diubah, sehingga menghasilkan tingkat hasil akrilat sebesar 84,3%.

Berdasarkan angka-angka tersebut, kapasitas produksi akrilat yang diproyeksikan diperkirakan berada pada kisaran 200.000 hingga 300.000 ton per tahun. Indonesia juga memiliki produsen gliserol dalam negeri yang sudah ada, sehingga bahan baku dapat diperoleh secara lokal. Berikut ini adalah data mengenai produsen gliserol di Indonesia:

Tabel 1.3 Data Produsen Gliserol di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT Sinar Oleochemical	Medan	100.000
PT Flora Sawita	Medan	60.000
PT Cisande Raya	Banten	133.000
PT Sumi Asih	Bekasi	157.000
PT Sayap Mas Utama	Bekasi	170.000
PT Bukit Perak	Semarang	1.440
PT Wings Surya	Surabaya	3.500
PT Unilever Indonesia	Surabaya	8.450

Perhitungan kapasitas produksi asam akrilat dari gliserol pada tahun 2030 sebagai berikut:

$$Supply = Demand$$

$$M1 + M2 + M3 = M4 + M5$$

Keterangan:

M1 = Nilai impor pada tahun 2030

M2 = Nilai produksi pabrik lama

M3 = Nilai produksi pabrik baru pada tahun 2030

M4 = Nilai ekspor pada tahun 2030

M5 = Konsumsi dalam negeri tahun 2030

Maka,

$$M3 = (M4 + M5) - (M1 + M2)$$

$$M3 = (163.005,92 + 215.178,7944) - (5.682,6 + 240.000)$$

$$M3 = 132.502,1144 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan analisis penawaran dan permintaan, peluang untuk kapasitas berskala besar pasti akan meningkatkan kebutuhan bahan baku di Indonesia. Oleh karena itu, diusulkan kapasitas produksi sebesar 132.502,1144 ton per tahun, yang dibulatkan menjadi 130.000 ton per tahun. Pemilihan kapasitas ini juga mempertimbangkan kapasitas pabrik-pabrik yang sudah ada baik di dalam negeri maupun di luar negeri. Diharapkan bahwa pendirian pabrik asam akrilat di Indonesia pada skala ini akan cukup untuk memenuhi permintaan nasional, karena dapat menutupi kebutuhan *impor* yang diproyeksikan dalam beberapa tahun mendatang. Kelebihan produksi dapat di *ekspor*, sehingga berkontribusi pada pertumbuhan ekonomi, meningkatkan devisa, dan menciptakan lapangan kerja.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Asam Akrilat

Asam akrilat adalah senyawa organik dengan rumus molekul $C_3H_4O_2$ dan juga dikenal dengan beberapa nama, antara lain asam akroleat, asam 2-propenoat, asam vinilformiat, asam propenaat, dan asam etilenkarboksilat. Senyawa ini merupakan bentuk paling sederhana dari asam karboksilat tak jenuh, yang terdiri dari gugus vinil yang terikat langsung pada gugus asam karboksilat terminal. Asam

akrilat berbentuk cairan tak berwarna dengan bau tajam dan khas, serta larut dalam air, alkohol, eter, dan kloroform (Ataman Chemicals, 2026).

Asam akrilat merupakan bahan kimia industri yang sangat penting karena penggunaannya yang luas sebagai bahan antara dalam proses manufaktur maupun produk konsumen. Asam akrilat memiliki dua aplikasi utama. Pertama, asam akrilat berfungsi sebagai bahan antara dalam produksi ester akrilat dan resin. Contoh ester akrilik antara lain etil akrilat, butil akrilat, metil akrilat, dan 2-etilheksil akrilat. Senyawa-senyawa ini kemudian dipolimerisasi dan digunakan dalam formulasi cat, pelapis, tekstil (baik tenunan maupun bukan tenunan), perekat, semir, dan plastik. Selain itu, metil akrilat juga digunakan dalam produksi vitamin B1 (Wu et al., 2020).

Asam akrilat adalah senyawa kimia yang mengandung ikatan rangkap dan banyak digunakan sebagai bahan baku dalam produksi polimer (poliakrilat). Polimer-polimer ini digunakan sebagai lapisan pelapis, perekat, dan pengikat dalam industri seperti kulit, kertas, dan tekstil. Selain itu, metil akrilat digunakan sebagai aditif dalam pembuatan perekat berbasis kopolimer, di industri serat, serta dalam produksi antioksidan dan ester amino (Indonesian Comercial Newsletter (ICN), 2010).

Aplikasi penting lainnya dari asam akrilat adalah sebagai bahan baku dalam produksi polimer asam poliakrilat. Polimer-polimer ini, yang merupakan poliakrilat yang terikat silang, memiliki daya serap tinggi dan mampu menyerap cairan hingga lebih dari seratus kali beratnya sendiri. Polimer-polimer ini banyak digunakan dalam produk-produk seperti popok dan produk kebersihan wanita.

Selain itu, asam akrilik digunakan dalam pembuatan polimer dan deterjen, serta dalam produksi flokulan untuk pengolahan air limbah industri (Solventis, 2010).

1.3.2. Gliserol

Gliserol adalah alkohol trihidrik dengan rumus kimia $C_3H_5(OH)_3$, yang juga dikenal sebagai 1,2,3-propanetriol. Dalam bentuk murni, gliserol berbentuk cairan bening pada suhu kamar, bersifat higroskopis, dan mudah larut dalam air, namun tidak larut dalam pelarut seperti karbon tetraklorida, kloroform, dietil eter, karbon disulfida, dan benzena. Gliserol tidak berbau dan memiliki rasa yang sedikit manis. Selain berfungsi sebagai bahan baku untuk produksi asam akrilat, gliserol banyak digunakan sebagai humektan dan pelembut. Dalam industri makanan, gliserol berfungsi sebagai agen penahan kelembapan untuk mencegah produk mengering. Selain itu, gliserol digunakan dalam pembuatan sabun, resin sintetis, getah ester, obat-obatan, kosmetik, dan pasta gigi (Kirk & Othmer, 1979).

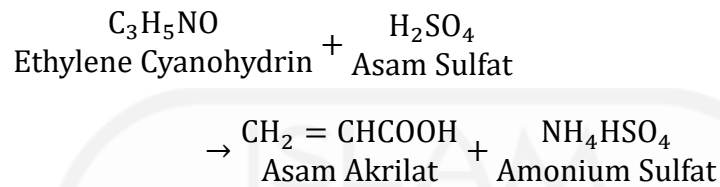
1.3.3. Pemilihan Proses

Produksi asam akrilat dapat dilakukan melalui berbagai proses, yang masing-masing memiliki kelebihan dan keterbatasan tersendiri. Oleh karena itu, ulasan mengenai proses-proses tersebut dapat dirangkum sebagai berikut:

a. Ethylene Cyanohydrin Route

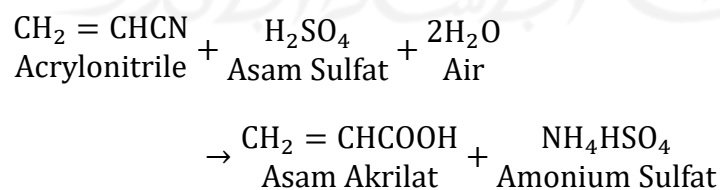
Menurut Bauer (2003) rute etilen sianohidrin melibatkan hidrolisis etilen sianohidrin yang terbentuk dari reaksi antara etilen oksida dan hidrogen sianida menggunakan asam sulfat 85%. Proses ini menghasilkan amonium sulfat sebagai produk sampingan. Namun, salah satu

keterbatasannya yang utama adalah rendahnya hasil polimer asam akrilat, yang hanya sekitar 60–70%.



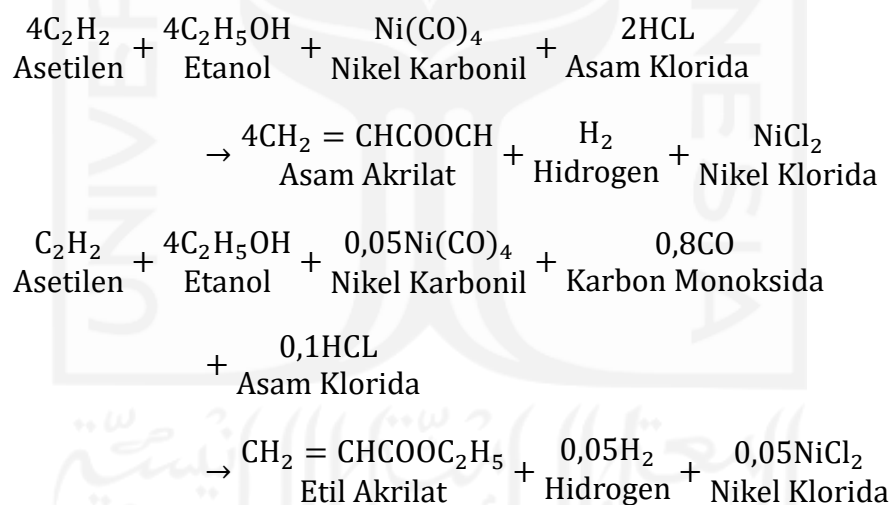
b. *Acrylonitrile Route*

Menurut Bauer (2003), rute akrilonitril melibatkan hidrolisis akrilonitril menggunakan asam sulfat dan air untuk menghasilkan asam akrilat. Proses ini memiliki beberapa kelemahan, termasuk biaya bahan baku yang tinggi, hasil produk yang relatif rendah dibandingkan dengan bahan baku yang digunakan, serta timbulnya limbah amonium sulfat dalam jumlah besar. Hidrolisis dengan asam sulfat dapat dilakukan baik dalam operasi batch maupun kontinu. Dalam proses ini, akrilonitril bereaksi dengan asam sulfat 85% berlebih pada suhu 80–100°C untuk membentuk akrilamida sulfat. Campuran reaksi yang dihasilkan kemudian dihidrolisis, setelah itu larutan asam akrilat dipisahkan melalui ekstraksi dan dimurnikan lebih lanjut, mirip dengan proses oksidasi propilena sebelum esterifikasi.



c. *Acetylene – Based Routes*

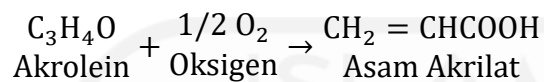
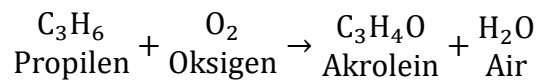
Menurut Bauer (2003), rute berbasis asetilen melibatkan reaksi nikel karbonil dengan asetilen dan alkohol untuk menghasilkan asam akrilat. Proses ini dilakukan dengan menggunakan kelebihan alkohol sebesar 20% pada tekanan 1 atm dan suhu 40°C, dengan perbandingan molar asetilen terhadap karbon monoksida sebesar 1,1:1. Katalis nikel yang digunakan beroperasi pada suhu sekitar 200°C dan tekanan 13,9 MPa. Salah satu tantangan dari proses ini adalah pembentukan etil propionat sebagai produk sampingan, yang sulit dipisahkan dari etil akrilat karena kandungan propionatnya yang tinggi. Reaksi yang terlibat dalam proses ini adalah sebagai berikut:



d. *Propylene Oxidation*

Menurut Etzkorn & Harkreader (1993), produksi asam akrilat melalui jalur oksidasi propilena dilakukan dalam dua tahap. Pada tahap pertama, propilena dioksidasi untuk membentuk akrolein dengan bantuan katalis. Pada tahap kedua, akrolein dioksidasi lebih lanjut untuk menghasilkan

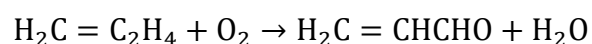
asam akrilat, juga dengan menggunakan katalis. Proses ini biasanya berlangsung pada suhu berkisar antara 200 hingga 450°C dan tekanan 1–4 atm, dengan tingkat konversi sekitar 95–98%.

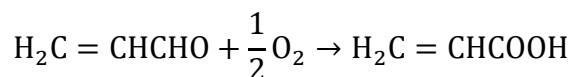


Proses ini merupakan rute yang digunakan secara luas oleh produsen asam akrilat global, antara lain Nippon Shokubai, BASF, Dow Chemical, dan Arkema. Propilena sebagai bahan baku utama pada rute ini bersumber dari tiga jalur, yaitu steam cracking naphtha dan fluid catalytic cracking pada kilang minyak bumi, rute batu bara melalui methanol to olefin, serta propane dehydrogenation yang mengonversi propana dari natural gas liquids menjadi propilena. Ketiga jalur tersebut menjadikan propilena, dan dengan demikian asam akrilat yang dihasilkan melalui rute ini, tetap bersumber dari bahan baku fosil yang tidak terbarukan, baik berasal dari minyak bumi maupun gas alam.

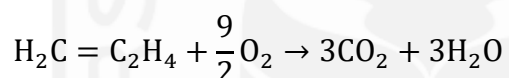
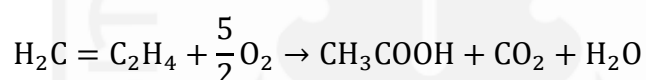
e. *Catalytic Oxidation Route*

Bahan baku utama yang digunakan dalam proses ini adalah propilena (C_3H_6). Pada tahap pertama, propilena dioksidasi dengan oksigen untuk menghasilkan akrolein ($\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$) dan air. Selanjutnya, akrolein mengalami oksidasi lebih lanjut untuk membentuk asam akrilat. Reaksi-reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:





Dalam proses ini, produksi asam akrilat disertai dengan reaksi sampingan yang menyebabkan terbentuknya asam asetat. Selain itu, karena proses oksidasi tersebut melibatkan bahan baku hidrokarbon, sulit untuk sepenuhnya menghindari pembakaran propilena, yang mengakibatkan terbentuknya gas buang yang terdiri dari karbon dioksida dan uap air. Reaksi sampingan yang terjadi dapat dijelaskan sebagai berikut:

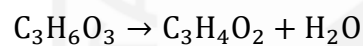


Reaksi oksidasi dalam proses ini memerlukan katalis, yang umumnya terdiri dari campuran oksida logam seperti molibdenum, vanadium, telurium, dan niobium. Metode ini telah mapan dan masih banyak digunakan untuk produksi asam akrilat. Penerapan industri yang berkelanjutan ini didorong oleh ketersediaan bahan baku yang relatif murah serta kesederhanaan prosesnya. Namun, kendala utamanya terletak pada ketergantungan pada bahan baku yang tidak terbarukan.

Ketergantungan pada propilena berbasis fosil ini menimbulkan volatilitas harga, karena propilena bersaing permintaannya dengan polipropilena, akrilonitril, dan propilena oksida yang tumbuh lebih cepat, sehingga harganya mengikuti siklus harga minyak bumi dan gas alam.

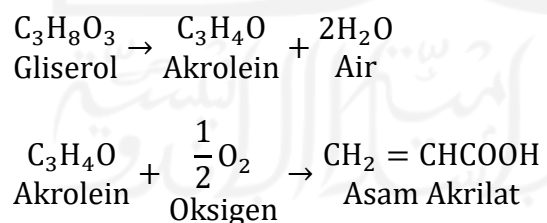
f. *Lactic Acid Dehydration*

Proses ini merupakan jalur berbasis biomassa yang dikembangkan sebagai alternatif yang lebih ramah lingkungan untuk produksi asam akrilat. Asam laktat dapat diproduksi melalui fermentasi sumber daya terbarukan seperti glukosa, sukrosa, atau limbah pertanian, dan kemudian diubah menjadi asam akrilat ($\text{CH}_2=\text{CH}-\text{COOH}$) melalui proses dehidrasi katalitik. Konversi ini terjadi melalui reaksi dehidrasi, di mana gugus $-\text{OH}$ dan H pada molekul asam laktat dihilangkan, sehingga menghasilkan ikatan rangkap dalam struktur asam akrilat.



g. Dehidrasi – Oksidasi Gliserol

Menurut Tsuneki et al. (2016), proses ini menggunakan gliserol sebagai bahan baku. Gliserol terlebih dahulu mengalami dehidrasi untuk menghasilkan akrolein dengan menggunakan katalis asam padat. Akrolein tersebut kemudian dioksidasi menjadi asam akrilat pada suhu $260-350^\circ\text{C}$ dan tekanan 1,48 atm, dengan menggunakan katalis yang sesuai. Proses ini mampu menghasilkan asam akrilat dengan kemurnian hingga 98%.



Gliserol yang digunakan pada rute ini merupakan produk samping (co-product) industri biodiesel, dihasilkan pada rasio sekitar 1 kilogram gliserol untuk setiap 10 kilogram biodiesel melalui reaksi transesterifikasi. Program mandatori biodiesel B35 dan rencana peningkatan menuju B40

di Indonesia menghasilkan surplus gliserol mentah dalam jumlah besar, yang nilai jualnya relatif rendah dan pada beberapa kasus menimbulkan biaya pengolahan limbah bagi industri biodiesel. Pemanfaatan gliserol sebagai bahan baku asam akrilat pada rute ini sekaligus menjadi bentuk hilirisasi limbah menjadi produk bernilai tinggi (waste valorization), mengubah gliserol mentah menjadi komoditas petrokimia dengan nilai jual dan permintaan pasar yang jauh lebih tinggi, tanpa bergantung pada fluktuasi harga minyak bumi maupun gas alam.

Adapun beberapa hal yang dipertimbangkan mendasari pemilihan proses yang akan digunakan atau dipilih dapat dilihat di Tabel 1.4. Berdasarkan pertimbangan dalam Tabel 1.4 maka dipilih proses produksi asam akrilat menggunakan Proses Dehidrasi Oksidasi dikarenakan:

- a. Bahan baku yang digunakan, yaitu gliserol dan udara, tersedia melimpah.
- b. Bahan baku ini relatif murah dan lebih ramah lingkungan dibandingkan dengan alternatif konvensional.
- c. Proses ini berpotensi mengurangi emisi CO₂ karena menggunakan bahan baku terbarukan (berbasis bio).
- d. Proses ini menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi, mencapai hingga 98%.
- e. Alur proses dan peralatan yang digunakan cukup sederhana.
- f. Produk samping yang dihasilkan, seperti hidroksiaseton (asetol), asam asetat, dan asam formiat, bersifat tidak berbahaya terhadap lingkungan

dan mudah ditangani, sehingga pengolahan limbah proses relatif sederhana.



Tabel 1.4 Perbandingan Beberapa Proses dalam Pembuatan Asam Akrilat

Parameter	Proses									
	Ethylene Cyanohydrin Route	Acrylonitrile Route	Acetylene – Based Routes	Propylene Oxidation	Catalytic Oxidation Route	Lactic Acid Dehydration	Dehidrasi – Oksidasi Gliserol			
Bahan	Etilen	Akrlonitril,	Asetilene	Propilen dan	Propilen dan	Asam Laktat	Gliserol dan			
Baku	oksida, Hidrogen sianida, dan Asam Sulfat	Asam sulfat, dan Air		Udara	Oksigen		Udara			
Asal	Fosil,	Fosil,	Fosil,	Fosil, minyak	Fosil, minyak	Terbarukan,	Terbarukan,			
Bahan	petrokimia	petrokimia	petrokimia	bumi atau gas	bumi atau gas	fermentasi	produk samping			
Baku				alam (PDH)	alam (PDH)	biomassa	biodiesel			

Parameter	Proses						
	Ethylene Cyanohydrin Route	Acrylonitrile Route	Acetylene – Based Routes	Propylene Oxidation	Catalytic Oxidation Route	Lactic Acid Dehydration	Dehidrasi – Oksidasi Gliserol
Katalis	-	-	Nikel karbonil dan Asam Klorida	Molybdenum oxide	Molibdenum, Vanadium, Telurium, dan Niobium	Fosfat	Boron sulfat dan Molybdenum- vanadium
Kondisi	-	T = 80–100 °C	T = 40 °C	T = 20 –400 °C	T = 400-500 °C	T = 350–450 °C	T = 260–360 °C
Operasi			P = 1 atm	P = 1 – 4 atm		P = 1 atm	P = 1 atm
Konversi	60 – 70%	<58%	-	95 – 98%	58%	90 – 95%	76%
Produk	Amonium	Amonium	Nikel	Asam Asetat	Asam Asetat	Asam Propionat,	Hidroksiaseton
Samping	Sulfat	Sulfat	klorida	dan Air		Asetaldehid	

Parameter	Proses									
	Ethylene Cyanohydrin Route	Acrylonitrile Route	Acetylene – Based Routes	Propylene Oxidation	Catalytic Oxidation Route	Lactic Acid Dehydration	Dehidrasi – Oksidasi Gliserol			
Kelemahan	Bahan Hidrogen sianida berbahaya dan penanganan limbah Amonium Sulfat susah	Konversi yang diperoleh rendah, bahan bakunya mahal dan penanganan limbah Amonium Sulfat susah	Nikel karbonil bersifat beracun, mudah terbakar dan Asetilen juga berbahaya	Bahan baku mahal, mudah terbakar, dan resiko temperatur dan tekanan tinggi	Bahan baku tidak terbarukan, umur katalis pendek	Bahan baku mahal	Konversi bahan baku sedikit sehingga membutuhkan bahan baku yang lebih banyak			

1.4. Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

Tinjauan kinetika dan termodinamika ini memberikan data penting untuk menentukan jenis reaktor yang tepat, memilih peralatan proses, serta memahami kondisi reaksi yang terjadi pada dua tahap yang mengarah pada pembentukan asam akrilat.

1.4.1. Tinjauan Kinetika

Sebelum menentukan desain reaktor yang tepat, data kinetika untuk reaksi dehidrasi gliserol (R-01) dan reaksi oksidasi akrolein (R-02) perlu ditentukan terlebih dahulu. Konstanta laju reaksi dihitung menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k = A \cdot \exp \frac{-E_a}{RT} \quad \text{atau} \quad \ln k = -E_a + \ln A$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor pre-eksponensial

E_a = Energi aktivasi (J/mol)

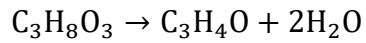
R = Konstanta gas ideal = 8,314 J/mol·K

T = Suhu operasi (K)

a. Reaktor R-01 — Dehidrasi Gliserol (T = 340°C = 613 K)

Reaktor R-01 menggunakan katalis SiW₂₀-Al/Zr₁₀ pada suhu 340°C untuk mengkonversi gliserol menjadi akrolein. Terdapat empat reaksi yang terjadi di R-01, terdiri dari satu reaksi utama dan tiga reaksi samping, dengan data kinetika bersumber dari (Talebian-Kiakalaieh & Amin, 2017):

Reaksi 1 (Utama) — Dehidrasi gliserol menjadi akrolein:



$$A = 20,7 \text{ 1/h}$$

$$T = 613 \text{ K}$$

$$E_a = 46.000 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

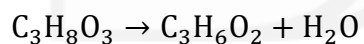
$$k_1 = 20,7 \times \exp \frac{-46.000}{8,314 \times 613}$$

$$k_1 = 20,7 \times \exp(-9,026)$$

$$k_1 = 2,49 \times 10^{-3} \text{ 1/h}$$

Reaksi 1 memiliki energi aktivasi terendah (46.000 J/mol) di antara seluruh reaksi paralel di R-01, sehingga reaksi ini paling cepat dan paling disukai pada suhu 340°C.

Reaksi 2 (Samping) — Dehidrasi gliserol menjadi asetol (1-hydroxy-2-propanone):



$$A = 12,1 \text{ 1/h}$$

$$T = 613 \text{ K}$$

$$E_a = 53.300 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

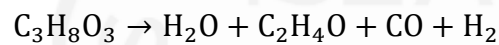
$$k_2 = 12,1 \times \exp \frac{-53.300}{8,314 \times 613}$$

$$k_2 = 12,1 \times \exp(-10,458)$$

$$k_2 = 3,47 \times 10^{-4} \text{ 1/h}$$

Reaksi 2 merupakan reaksi samping terbesar di R-01. Asetol yang terbentuk akan terbawa ke reaktor R-02 dan teroksidasi menjadi asam formiat dan asam asetat, yang kemudian dipisahkan di unit distilasi.

Reaksi 3 (Samping) — Fragmentasi termal gliserol:



$$A = 6,3 \times 10^{-5} \text{ 1/h}$$

$$T = 613 \text{ K}$$

$$E_a = 5.000 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

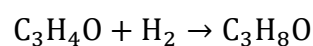
$$k_3 = 6,3 \times 10^{-5} \times \exp \frac{-5.000}{8,314 \times 613}$$

$$k_3 = 6,3 \times 10^{-5} \times \exp(-0,981)$$

$$k_3 = 2,36 \times 10^{-5} \text{ 1/h}$$

Reaksi 3 adalah fragmentasi termal yang menghasilkan asetaldehida, CO, dan H₂. Nilai k sangat kecil sehingga kontribusi reaksi ini terhadap neraca massa bersifat minor (< 0,3% dari total gliserol).

Reaksi 4 (Samping) — Hidrogenasi akrolein menjadi n-propanol:



$$A = 1,8 \times 10^{-4} \text{ 1/h}$$

$$T = 613 \text{ K}$$

$$E_a = 6.100 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

$$k_4 = 1,8 \times 10^{-4} \times \exp \frac{-6.100}{8,314 \times 613}$$

$$k_4 = 1,8 \times 10^{-4} \times \exp(-1,197)$$

$$k_4 = 5,44 \times 10^{-5} \text{ 1/h}$$

Reaksi 4 adalah hidrogenasi akrolein oleh H_2 yang dihasilkan dari reaksi 3, menghasilkan n-propanol dalam jumlah trace ($< 0,002 \text{ kmol/jam}$).

Tabel 1.5. Rangkuman Parameter Kinetika Reaktor R-01 ($T = 613 \text{ K}$)

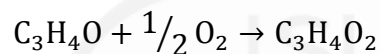
No.	Persamaan Reaksi	A ($\text{m}^3/(\text{kg}\cdot\text{s})$)	Ea (J/mol)	k pada 613 K (1/h)
1	$C_3H_8O_3 \rightarrow C_3H_4O + 2H_2O$	20,7	46.000	$2,49 \times 10^{-3}$
2	$C_3H_8O_3 \rightarrow C_3H_6O_2 + H_2O$	12,1	53.300	$3,47 \times 10^{-4}$
3	$C_3H_8O_3 \rightarrow H_2O + C_2H_4O + CO + H_2$	$6,3 \times 10^{-5}$	5.000	$2,36 \times 10^{-5}$
4	$C_3H_4O + H_2 \rightarrow C_3H_8O$	$1,8 \times 10^{-4}$	6.100	$5,44 \times 10^{-5}$

b. Reaktor R-02 — Oksidasi Akrolein ($T = 265^\circ\text{C} = 538 \text{ K}$)

Reaktor R-02 menggunakan katalis Mo–V–Cu–Ox pada suhu 265°C untuk mengoksidasi akrolein menjadi asam akrilat. Terdapat empat reaksi

di R-02, terdiri dari satu reaksi utama dan tiga reaksi samping, dengan data kinetika bersumber dari Estenfelder & Lintz (2002). Mekanisme reaksi mengikuti mekanisme Mars–van Krevelen, di mana oksigen kisi (lattice oxygen) dari katalis berperan sebagai agen pengoksidasi.

Reaksi 1 (Utama) — Oksidasi akrolein menjadi asam akrilat:



$$A = 0,219$$

$$T = 538 \text{ K}$$

$$E_a = 72.000 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

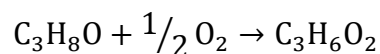
$$k_1 = 0,219 \times \exp \frac{-72.000}{8,314 \times 538}$$

$$k_1 = 0,219 \times \exp(-16,097)$$

$$k_1 = 2,24 \times 10^{-8}$$

Reaksi 1 memiliki energi aktivasi terendah (72.000 J/mol) di antara reaksi-reaksi di R-02. Dengan menjaga suhu pada 265°C, reaksi ini lebih disukai secara kinetika dibandingkan reaksi over-oksidasi yang memiliki E_a lebih tinggi (104.600 J/mol).

Reaksi 2 (Samping) — Oksidasi n-propanol menjadi asam propionat:



$$A = 4.943,8$$

$$T = 538 \text{ K}$$

$$E_a = 83.680 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

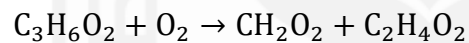
$$k_2 = 4.943,8 \times \exp \frac{-83.680}{8,314 \times 538}$$

$$k_2 = 4.943,8 \times \exp(-18,708)$$

$$k_2 = 3,71 \times 10^{-5}$$

Reaksi 2 adalah oksidasi n-propanol (produk trace dari R-01) menjadi asam propionat. Walaupun nilai A cukup besar, nilai k tetap kecil karena E_a yang tinggi, dan n-propanol yang tersedia sangat sedikit dari R-01.

Reaksi 3 (Samping) — Oksidasi asetol menjadi asam formiat dan asam asetat:



$$A = 4.998,7$$

$$T = 538 \text{ K}$$

$$E_a = 104.600 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

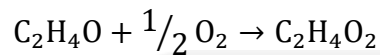
$$k_3 = 4.998,7 \times \exp \frac{-104.600}{8,314 \times 538}$$

$$k_3 = 4.998,7 \times \exp(-23,385)$$

$$k_3 = 3,49 \times 10^{-7}$$

Reaksi 3 merupakan oksidasi asetol yang berasal dari reaksi samping R-01. Asam formiat dan asam asetat yang terbentuk dipisahkan dari produk asam akrilat di unit distilasi MD-01.

Reaksi 4 (Samping) — Oksidasi asetaldehida menjadi asam asetat:



$$A = 4.998,7$$

$$T = 538 \text{ K}$$

$$E_a = 104.600 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Maka,

$$k_4 = 4.998,7 \times \exp \frac{-104.600}{8,314 \times 538}$$

$$k_4 = 4.998,7 \times \exp(-23,385)$$

$$k_4 = 3,49 \times 10^{-7}$$

Reaksi 4 adalah oksidasi asetaldehida (dari fragmentasi termal di R-01) menjadi asam asetat. Parameter kinetika identik dengan reaksi 3 karena keduanya merupakan reaksi over-oksidasi dengan mekanisme serupa (Estenfelder & Lintz, 2002).

Tabel 1.6 Rangkuman Parameter Kinetika Reaktor R-02 (T = 538 K)

No.	Persamaan Reaksi	A	Ea (J/mol)	k pada 538 K
				(s ⁻¹)
1	$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,219	72.000	$2,24 \times 10^{-8}$

No.	Persamaan Reaksi	A	Ea (J/mol)	k pada 538 K (s ⁻¹)
2	$C_3H_8O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_3H_6O_2$	4.943,8	83.680	$3,71 \times 10^{-5}$
3	$C_3H_6O_2 + O_2 \rightarrow CH_2O_2 + C_2H_4O_2$	4.998,7	104.600	$3,49 \times 10^{-7}$
4	$C_2H_4O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_2H_4O_2$	4.998,7	104.600	$3,49 \times 10^{-7}$

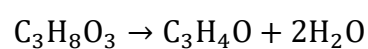
Berdasarkan perbandingan energi aktivasi pada Tabel 1.6, reaksi utama ($E_a = 72.000 \text{ J/mol}$) memiliki sensitivitas suhu yang lebih rendah dibandingkan reaksi over-oksidasi ($E_a = 104.600 \text{ J/mol}$). Hal ini menjadi dasar pemilihan suhu operasi 265°C pada suhu tersebut, selektivitas asam akrilat optimal karena reaksi samping (R2-3 dan R2-4) berjalan jauh lebih lambat daripada reaksi utama.

1.4.2. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk dua reaksi utama: dehidrasi gliserol (R-01) dan oksidasi akrolein (R-02). Analisis meliputi entalpi reaksi standar (ΔH_r°), entalpi reaksi pada suhu operasi ($\Delta H_r(T)$), dan konstanta kesetimbangan (K) untuk menentukan sifat reaksi (ekso/endotermik) dan reversibilitasnya.

a. Reaksi Dehidrasi Gliserol ($T = 340^\circ\text{C} = 613 \text{ K}$)

Persamaan reaksi dehidrasi gliserol:



Data entalpi pembentukan standar dan energi bebas Gibbs pada 298 K (Yaws, 1999) disajikan pada Tabel 1.7.

Tabel 1.7 Data ΔH°_f dan ΔG° masing – masing Komponen Reaksi

Dehidrasi

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)	ΔG° (kJ/mol)
$C_3H_8O_3$	-582,5	-448,49
C_3H_4O	-81	-55,98
H_2O	-241,8	-228,6

$$\sum \Delta H_{r^\circ} = \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \Delta H^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\sum \Delta H_{r^\circ} = (\Delta H^\circ_f C_3H_4O + 2 \times \Delta H^\circ_f H_2O) - \Delta H^\circ_f C_3H_8O_3$$

$$\sum \Delta H_{r^\circ} = (-81 + (2 \times (-241,8))) - (-582,5) = 17,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\sum \Delta H_{r^\circ} = +17,9 \text{ kJ/mol} \rightarrow \text{Endotermik}$$

Data kapasitas panas komponen pada kondisi reaksi (Yaws, 1999) disajikan pada Tabel 1.8.

Tabel 1.8 Data Kapasitas Panas masing – masing Komponen Reaksi

Dehidrasi

					$\int C_p dT [298 - 613K]$
Komponenten	A	B	C	D	(kJ/mol.K)
$C_3H_8O_3$	1,3E+02	8,60E-01	-1,97E-03	1,81E-06	90,8

$\int C_p dT [298 - 613K]$					
Komponen	A	B	C	D	(kJ/mol.K)
C_3H_4O	4,8E+01	5,82E-01	-1,93E-03	2,69E-06	57,1
H_2O	9,2E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	26,7

$$\sum \Delta H_r = \Delta H_r(298) - \int C_p (\text{produk}) dT + \int C_p (\text{reaktan}) dT$$

$$\sum \Delta H_{r(613)} = 17,9 + [(57,1 + 2 \times 26,7) - 90,8]$$

$$\sum \Delta H_{r(613)} = +37,6 \text{ kJ/mol} \rightarrow \text{Endotermik}$$

Reaksi dehidrasi bersifat endotermik, sehingga reaktor R-01 memerlukan pasokan panas dari luar (pemanas pada selubung tube).

Reversibilitas reaksi dievaluasi melalui energi bebas Gibbs:

$$\sum \Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f (\text{produk}) - \Delta G^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\sum \Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_f H_2C = CHCHO + \Delta G^\circ_f 2H_2O) - \Delta G^\circ_f C_3H_8O_3$$

$$\sum \Delta G^\circ = (-55,98 + (2 \times (-228,6))) - (-448,49)$$

$$= -64,69 \text{ kJ/mol}$$

Menghitung konstanta Kesetimbangan (K) standar pada suhu sebesar 298 K diketahui tetapan R yaitu 8,314 J/mol.K.

$$\ln K_1 = -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\ln K_1 = -\frac{-64,69 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K_1 = 26,1102$$

$$K_1 = \exp -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$K_1 = 2,1853 \times 10^{11}$$

Pada tahap pertama proses ini, kondisi operasi ditetapkan pada suhu 613

K. Dalam kondisi tersebut, energi bebas Gibbs dihitung sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{2,1853 \times 10^{11}} = \left[-\frac{17.900}{8,314} \right] \left[\frac{1}{613} - \frac{1}{298} \right]$$

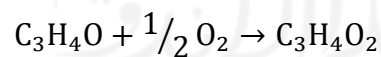
$$\frac{K_2}{2,1853 \times 10^{11}} = \exp 3,71$$

$$\frac{K_2}{2,1853 \times 10^{11}} = 40,9560$$

$$K_2 = 8,9501 \times 10^{12} \gg 1 \rightarrow \text{Irreversibel}$$

b. Reaksi Oksidasi Akrolein (T = 265°C = 538 K)

Persamaan reaksi oksidasi akrolein:



Nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) dan energi bebas Gibbs (ΔG°) untuk setiap komponen pada suhu 298 K, yang diperoleh dari (Yaws, 1999), disajikan pada Tabel 1.9.

Tabel 1.9 Data ΔH°_f dan ΔG° masing – masing Komponen Reaksi

Oksidasi

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)	ΔG° (kJ/mol)
C_3H_4O	-81	-55,98
$C_3H_4O_2$	-336,2	-286,1
O_2	0	0

$$\sum \Delta H_r^\circ = \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \Delta H^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\sum \Delta H_r^\circ = \Delta H^\circ_f C_3H_4O_2 - (\Delta H^\circ_f C_3H_4O + \Delta H^\circ_f 1/2 O_2)$$

$$\sum \Delta H_r^\circ = -336,2 - (-81 + (1/2 \times 0)) = -255,2 \text{ kJ/mol}$$

$$\sum \Delta H_r^\circ = -255,2 \text{ kJ/mol} \rightarrow \text{Eksotermik}$$

Untuk menghitung entalpi reaksi (ΔH_r) pada suhu operasi, diperlukan data mengenai perubahan kapasitas panas yang diperoleh dari (Yaws, 1999). Persamaan kapasitas panas yang digunakan untuk perhitungan ini disajikan pada Tabel 1.10:

Tabel 1.10 Data Kapasitas Panas masing – masing Komponen Reaksi

Oksidasi

Komponen	$\int Cp dT [298 - 538 K]$				538 K]
	A	B	C	D	(kJ/mol.K)
C_3H_4O	4,8E+01	5,82E-01	-1,93E-03	2,69E-06	37,8

Komponen	$\int C_p dT [298 - 538 K]$				
	A	B	C	D	
	(kJ/mol.K)				
$C_3H_4O_2$	-1,8E+01	1,21E+00	-3,12E-03	3,14E-06	42,2
O_2^*	4,6E+01	3,95E-01	-7,05E-03	3,99E-05	7,2

*) $\int C_p O_2 dT$ dihitung menggunakan C_p rata-rata = 30 J/mol·K (NIST, 298–538 K)

$$\begin{aligned} \sum \Delta H_{r(538)} &= \Delta H_r(298) \\ &+ \left[\int C_p C_3H_4O_2 dT + 0,5 \times \int C_p O_2 dT \right. \\ &\quad \left. - \int C_p C_3H_4O dT \right] \end{aligned}$$

$$\sum \Delta H_{r(538)} = -255,2 + [42,2 + 0,5 \times 7,2 - 37,8]$$

$$\sum \Delta H_{r(538)} = -247,2 \text{ kJ/mol} \rightarrow \text{Eksotermik}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan asam akrilat melalui oksidasi akrolein dengan oksigen pada suhu 298 K bersifat eksotermik. Reversibilitas reaksi ini dapat dinilai dengan menghitung energi bebas Gibbs pada suhu 298 K. Nilai ΔG°_f untuk Reaksi Oksidasi adalah sebagai berikut:

$$\sum \Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f (\text{produk}) - \Delta G^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\sum \Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 - (\Delta G^\circ_f 1/2\text{O}_2 + \Delta G^\circ_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O})$$

$$\sum \Delta G^\circ = -286,1 - ((1/2 \times 0) + (-55,98)) = -230,12 \text{ kJ/mol}$$

Menghitung konstanta Kesetimbangan (K) standar pada suhu sebesar 298 K diketahui tetapan R yaitu 8,314 J/mol.K.

$$\ln K_1 = -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\ln K_1 = -\frac{-230,12 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K_1 = 92,9260$$

$$K_1 = \exp -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$K_1 = 2,2763 \times 10^{40}$$

Tahap reaksi kedua juga berlangsung pada suhu 538K. Oleh karena itu, untuk menentukan energi bebas Gibbs (ΔG) pembentukan asam akrilat dari akrolein pada kondisi operasi ini, perhitungan dilakukan sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H^\circ}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{2,2763 \times 10^{40}} = \left[-\frac{-255.200}{8,314} \right] \left[\frac{1}{538} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\frac{K_2}{2,2763 \times 10^{40}} = \exp -45,9497$$

$$\frac{K_2}{2,2763 \times 10^{40}} = 1,1073 \times 10^{-20}$$

$$K_2 = 2,5207 \times 10^{20} \gg 1 \rightarrow \text{Irreversibel}$$

Berdasarkan keseluruhan tinjauan kinetika dan termodinamika, dapat disimpulkan bahwa: (1) reaksi dehidrasi di R-01 bersifat endotermik dan irreversibel, memerlukan pemanas eksternal; (2) reaksi oksidasi di R-02 bersifat eksotermik dan irreversibel, memerlukan pendingin; (3) kedua reaktor beroperasi pada kondisi tidak dapat balik ($K \gg 1$), sehingga konversi tinggi ($> 99\%$) secara termodinamika dapat dicapai.



BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Produk utama yang dihasilkan dari pabrik ini adalah asam akrilat dengan kemurnian 99,999% mol.

a. Asam Akrilat

Rumus Kimia	: $C_3H_4O_2$
Nama IUPAC	: Asam 2-propenoat
Kode Aspen	: ACRYL-01
Berat Molekul	: 72,0636 g/mol
Fase (25°C)	: Cairan tak berwarna
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air, alkohol, eter
Titik Didih	: 141,0 °C
Titik Lebur	: 13,0 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 341,85 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 56,6 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 1,0481
Densitas (20°C)	: 1.048,1 kg/m ³
Viskositas (20°C)	: 1,19 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,5383
Kemurnian Produk	: 98,59% mol

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Spesifikasi seluruh komponen yang terlibat dalam simulasi proses, mencakup bahan baku, bahan pendukung, katalis, produk antara, serta produk

samping, disajikan berikut ini. Seluruh data fisik dan termodinamika bersumber dari basis data Aspen Plus V14.

Bahan Baku Utama

a. Gliserol

Rumus Kimia	: $C_3H_8O_3$ (<i>1,2,3-propanetriol</i>)
Kode Aspen	: GLYCE-01
Berat Molekul	: 92,0947 g/mol
Fase (25°C)	: Cairan kental tak berwarna
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air dan alkohol
Titik Didih	: 287,85 °C
Titik Lebur	: 18,18 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 576,85 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 75,0 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 1,26124
Densitas (20°C)	: 1.261,2 kg/m ³
Viskositas (20°C)	: 1.412 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,5127
Sumber	: Produk samping industri biodiesel

b. Oksigen

Rumus Kimia	: O_2
Kode Aspen	: OXYGE-01
Berat Molekul	: 31,9988 g/mol
Fase (25°C)	: Gas

Kelarutan	: Sedikit larut dalam air (8,2 mg/L, 25°C)
Titik Didih	: -182,96 °C
Titik Lebur	: -218,79 °C
Suhu Kritis (Tc)	: -118,57 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 50,43 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 0,30 (cairan pada Tb)
Densitas (25°C)	: 1,331 kg/m ³
Viskositas (25°C)	: 0,020 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,0222
Komposisi Udara	: ~21 % mol dalam udara kering

c. Nitrogen

Rumus Kimia	: N ₂
Kode Aspen	: NITRO-01
Berat Molekul	: 28,0135 g/mol
Fase (25°C)	: Gas
Kelarutan	: Sangat sedikit larut dalam air
Titik Didih	: -195,81 °C
Titik Lebur	: -210,00 °C
Suhu Kritis (Tc)	: -146,95 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 34,0 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 0,30 (cairan pada Tb)
Densitas (25°C)	: 1,165 kg/m ³
Faktor Asentrisitas	: 0,0377

Peran dalam Proses : Inert pembawa
 Komposisi Udara : ~79 % mol dalam udara kering

Bahan Pendukung

d. Air

Rumus Kimia : H_2O
 Kode Aspen : WATER
 Berat Molekul : 18,0153 g/mol
 Fase (25°C) : Cair
 Kelarutan : Pelarut universal
 Titik Didih : 100,0 °C
 Titik Lebur : 0,0 °C
 Suhu Kritis (T_c) : 373,95 °C
 Tekanan Kritis (P_c) : 220,64 bar
Spesifik Gravity : 1,000
 Densitas (20°C) : 1.000 kg/m³
 Viskositas (20°C) : 1,002 cP

Katalis

e. Katalis R-01: $SiW_{20}-Al/Zr_{10}$ (Katalis Dehidrasi)

Nama : *Silicotungstic acid* / $Al_2O_3-ZrO_2$
 Jenis : Asam heteropoli padat (*solid heteropoly acid*)
 Fase : Padat (pelet/granul putih kekuningan)
 Suhu Operasi : 280–380 °C (optimal: 340 °C)

Diameter Partikel : 5 mm (0,005 m)

Bed Voidage : 0,42

Loading Total (R- : 26.970 kg

01)

Jumlah *Tube* R-01 : 9.334 tube

Referensi : Talebian-Kiakalaieh & Amin, 2017

f. Katalis R-02: Mo–V–Cu–Ox (Katalis Oksidasi)

Nama : *Molybdenum Vanadium Copper Mixed Oxide*

Jenis : Oksida logam campuran (*mixed metal oxide*)

Fase : Padat (pelet)

Mekanisme : *Mars van Krevelen* (oksigen kisi)

Suhu Operasi : 250–280 °C (optimal: 265 °C)

Diameter Partikel : 5 mm (0,005 m)

Bed Voidage : 0,40

Loading Total (R- : 2.000 kg

02)

Jumlah *Tube* R-02 : 1.529 tube

Referensi : Estenfelder & Lintz, 2002

Produk Antara

g. Akrolein

Rumus Kimia : C_3H_4O (*2-propenal*)

Kode Aspen : ACROL-01

Berat Molekul : 56,0642 g/mol

Fase (25°C)	: Cairan tak berwarna (mendidih pada 52,69°C)
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air (20,6 g/L, 20°C)
Titik Didih	: 52,69 °C
Titik Lebur	: -87,7 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 232,85 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 50,0 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 0,8365
Densitas (20°C)	: 836,5 kg/m ³
Viskositas (20°C)	: 0,35 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,3198

Produk Sampling

h. Asetol

Rumus Kimia	: $C_3H_6O_2$ (<i>1-hydroxy-2-propanone</i>)
Kode Aspen	: ACETO-01
Berat Molekul	: 74,0794 g/mol
Titik Didih	: 145,5 °C
Titik Lebur	: -17,0 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 322,85 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 57,4 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 1,0783
Densitas (20°C)	: 1.078,3 kg/m ³
Faktor Asentrisitas	: 0,7736

i. Asetaldehida

Rumus Kimia	: C_2H_4O (<i>etanal</i>)
Kode Aspen	: ACETA-01
Berat Molekul	: 44,0532 g/mol
Titik Didih	: 21,0 °C
Titik Lebur	: -123,37 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 192,85 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 55,7 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 0,7846
Densitas (20°C)	: 784,6 kg/m ³
Faktor Asentrisitas	: 0,2625

j. Karbon Monoksida

Rumus Kimia	: CO
Kode Aspen	: CARBO-01
Berat Molekul	: 28,0104 g/mol
Fase (25°C)	: Gas
Titik Didih	: -191,45 °C
Titik Lebur	: -205,0 °C
Suhu Kritis (Tc)	: -140,23 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 34,99 bar
Faktor Asentrisitas	: 0,0482

k. Hidrogen

Rumus Kimia	: H ₂
-------------	------------------

Kode Aspen	: HYDRO-01
Berat Molekul	: 2,0159 g/mol
Fase (25°C)	: Gas
Titik Didih	: -252,76 °C
Titik Lebur	: -259,2 °C
Suhu Kritis (Tc)	: -239,96 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 13,13 bar
Faktor Asentrisitas	: -0,2160 (kuantum fluida)

l. Propanal

Rumus Kimia	: C_3H_6O (<i>propanal</i>)
Kode Aspen	: N-PRO-01
Berat Molekul	: 58,08 g/mol
Titik Didih	: 49 °C
Titik Lebur	: -108,15 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 230,45 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 50,38 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 0,8029
Densitas (20°C)	: 802,9 kg/m ³
Faktor Asentrisitas	: 0,2813

m. Asam Asetat

Rumus Kimia	: $C_2H_4O_2$ (<i>asam etanoat</i>)
Kode Aspen	: ACETI-01
Berat Molekul	: 60,0526 g/mol

Titik Didih	: 117,9 °C
Titik Lebur	: 16,66 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 318,8 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 57,86 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 1,0553
Densitas (20°C)	: 1.055,3 kg/m ³
Viskositas (20°C)	: 1,22 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,4665

n. Asam Formiat

Rumus Kimia	: CH ₂ O ₂ (<i>asam metanoat</i>)
Kode Aspen	: FORMI-01
Berat Molekul	: 46,0257 g/mol
Titik Didih	: 100,56 °C
Titik Lebur	: 8,4 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 314,85 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 58,1 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 1,2268
Densitas (20°C)	: 1.226,8 kg/m ³
Viskositas (20°C)	: 1,78 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,3125

o. Asam Propionat

Rumus Kimia	: C ₃ H ₆ O ₂ (<i>asam propanoat</i>)
Kode Aspen	: PROPI-01

Berat Molekul	: 74,0794 g/mol
Titik Didih	: 141,17 °C
Titik Lebur	: -20,7 °C
Suhu Kritis (Tc)	: 327,66 °C
Tekanan Kritis (Pc)	: 46,68 bar
<i>Spesifik Gravity</i>	: 0,9992
Densitas (20°C)	: 999,2 kg/m ³
Viskositas (20°C)	: 1,18 cP
Faktor Asentrisitas	: 0,5796

2.3. Pengendalian Kualitas

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum proses produksi dimulai, bahan baku terlebih dahulu diuji untuk memastikan bahwa bahan tersebut memenuhi spesifikasi kualitas yang ditetapkan. Penilaian tersebut dilakukan dengan menggunakan kriteria yang sangat selaras dengan standar Amerika ASTM 1972.

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk menilai kualitasnya dan memastikan kesesuaiannya dengan persyaratan proses yang ditetapkan. Oleh karena itu, sebelum proses produksi dimulai, gliserol sebagai bahan baku utama, beserta kedua katalis yang digunakan yaitu SiW₂₀-Al/Zr₁₀ (katalis dehidrasi R-01) dan MoVCuOx (katalis oksidasi R-02), diuji untuk memastikan kesesuaiannya untuk digunakan dalam proses tersebut. Pengujian yang dilakukan meliputi pengukuran kepadatan, viskositas, volatilitas, komposisi komponen, dan kemurnian keseluruhan bahan baku.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk memastikan bahwa produk akhir memenuhi standar kualitas yang ditetapkan, dan hal ini harus diterapkan di seluruh tahapan proses mulai dari bahan baku hingga produk jadi. Hal ini mencakup pengendalian kualitas bahan baku, bahan pembantu, produk antara (setengah jadi), dan bahan pendukung proses. Seluruh kegiatan pengendalian kualitas dapat dilakukan baik melalui analisis laboratorium maupun dengan menggunakan alat pengukur yang sesuai.

Pengendalian dan pemantauan operasi dilakukan menggunakan peralatan pengendalian terpusat di ruang kontrol, yang didukung oleh sistem pengendalian otomatis dengan instrumen berbasis indikator. Setiap penyimpangan dari parameter yang ditetapkan seperti laju aliran bahan baku atau produk, tingkat cairan, atau suhu dapat dideteksi melalui sinyal atau indikator, termasuk lampu peringatan atau bunyi alarm. Apabila terjadi penyimpangan tersebut, tindakan korektif harus diambil untuk mengembalikan sistem ke kondisi operasional semula, baik secara manual maupun otomatis.

Beberapa sistem pengendalian telah diterapkan untuk memantau kondisi operasional utama, seperti tekanan dan suhu. Selain itu, terdapat sistem pengendalian yang perlu disesuaikan dalam kondisi tertentu, antara lain:

a. *Flow Control*

Flow Control adalah perangkat yang digunakan untuk mengatur dan menjaga laju aliran fluida dalam suatu proses industri. Fungsi utamanya adalah memastikan bahwa aliran tetap berada pada titik setel yang

diinginkan sesuai dengan kondisi yang telah ditentukan sebelumnya. Sistem ini bekerja dengan menerima sinyal dari sensor aliran yang mengukur laju aliran fluida. Sinyal-sinyal tersebut kemudian diproses oleh pengatur dan dikirimkan ke katup pengatur, yang menyesuaikan aliran sesuai kebutuhan untuk mempertahankan kondisi operasi yang telah ditentukan.

b. *Level Control*

Ini adalah perangkat yang dipasang di dinding tangki. Jika kondisi yang ditentukan tidak terpenuhi, perangkat ini akan memicu alarm suara dan visual.

Pengatur level adalah perangkat pengatur yang umumnya dipasang pada tangki untuk mengatur ketinggian cairan di dalamnya. Sama seperti *flow control* (FC), *level control* (LC) dilengkapi dengan sensor level yang secara terus-menerus mengukur ketinggian cairan. Jika nilai yang diukur menyimpang dari titik setel, pengatur akan memproses sinyal tersebut dan mengambil tindakan korektif. Katup pengatur pada LC berfungsi untuk menyesuaikan aliran cairan yang masuk atau keluar dari tangki berdasarkan pembacaan sensor, memastikan tingkat cairan tetap berada dalam rentang yang diinginkan.

c. *Temperatur Control*

Secara umum, sistem pengatur suhu bekerja berdasarkan titik setel, yaitu suhu target yang dimasukkan ke dalam sistem. Ketika suhu aktual

yang terukur melebihi titik setel tersebut dengan selisih tertentu, keluaran pengatur akan diaktifkan.

Temperature Control adalah perangkat yang digunakan untuk mengatur suhu aliran fluida atau peralatan tertentu dalam suatu proses industri. Seperti sistem pengatur lainnya, perangkat ini bekerja dengan menggunakan sensor suhu dan katup pengatur, yang biasanya terintegrasi ke dalam sirkuit pemanas atau pendingin. Sistem pengatur suhu sangat penting dalam industri kimia, karena banyak reaksi yang sangat sensitif terhadap suhu operasi.

Sementara pengendalian proses memastikan bahwa operasi berjalan sesuai dengan kondisi yang ditentukan untuk menghasilkan produk yang memenuhi standar yang ditetapkan, pengendalian mutu berfokus pada verifikasi bahwa baik bahan baku maupun produk jadi sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan. Setelah rencana produksi ditetapkan dan proses berjalan, pemantauan dan pengendalian berkelanjutan sangat penting untuk memastikan kinerja yang lancar dan stabil.

Proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan, dengan tingkat produksi yang sesuai dengan rencana produksi dan diselesaikan sesuai dengan jadwal yang telah ditetapkan.

Penyimpangan kualitas dapat terjadi akibat bahan baku yang tidak memenuhi standar, kesalahan operasional, atau kerusakan peralatan. Penyimpangan tersebut dapat dideteksi melalui kegiatan pemantauan atau analisis yang dilakukan

oleh Laboratorium Pengendalian Mutu. Pengendalian mutu di pabrik asam akrilat meliputi hal-hal berikut:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian mutu bahan baku dilakukan untuk menilai kualitasnya dan memastikan kesesuaiannya dengan persyaratan proses yang ditetapkan. Jika, setelah dianalisis, bahan-bahan tersebut tidak memenuhi standar yang ditetapkan, biasanya bahan-bahan tersebut ditolak dan dikembalikan kepada pemasok.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan tambahan yang digunakan dalam proses produksi asam akrilat juga harus dianalisis untuk mengevaluasi sifat-sifat fisiknya dan memastikan bahwa bahan-bahan tersebut memenuhi spesifikasi yang ditetapkan. Hal ini sangat penting untuk mendukung kelancaran dan efisiensi operasi proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi Asam Akrilat.

d. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat yang lain)

Pengendalian mutu yang dimaksud di sini mencakup pemantauan produk asam akrilat selama proses pemindahan dari tangki penyimpanan sementara (tangki harian) ke tangki penyimpanan utama, serta selama

proses pemuatan dari tangki penyimpanan ke unit pengangkutan seperti truk dan kapal.

2.3.3. Pengendalian Kuantitas

Perbedaan kuantitas dapat terjadi akibat kesalahan operator, kerusakan peralatan, keterlambatan pasokan bahan baku, waktu perbaikan yang lebih lama, dan faktor-faktor terkait lainnya. Penyebab-penyebab ini perlu diidentifikasi dan dievaluasi, setelah itu rencana produksi harus disesuaikan agar sesuai dengan kondisi terkini.

2.3.4. Pengendalian Waktu

Untuk menghasilkan suatu hasil tertentu diperlukan waktu tertentu; oleh karena itu, manajemen waktu yang efektif sangat penting untuk mengoptimalkan durasi proses produksi.

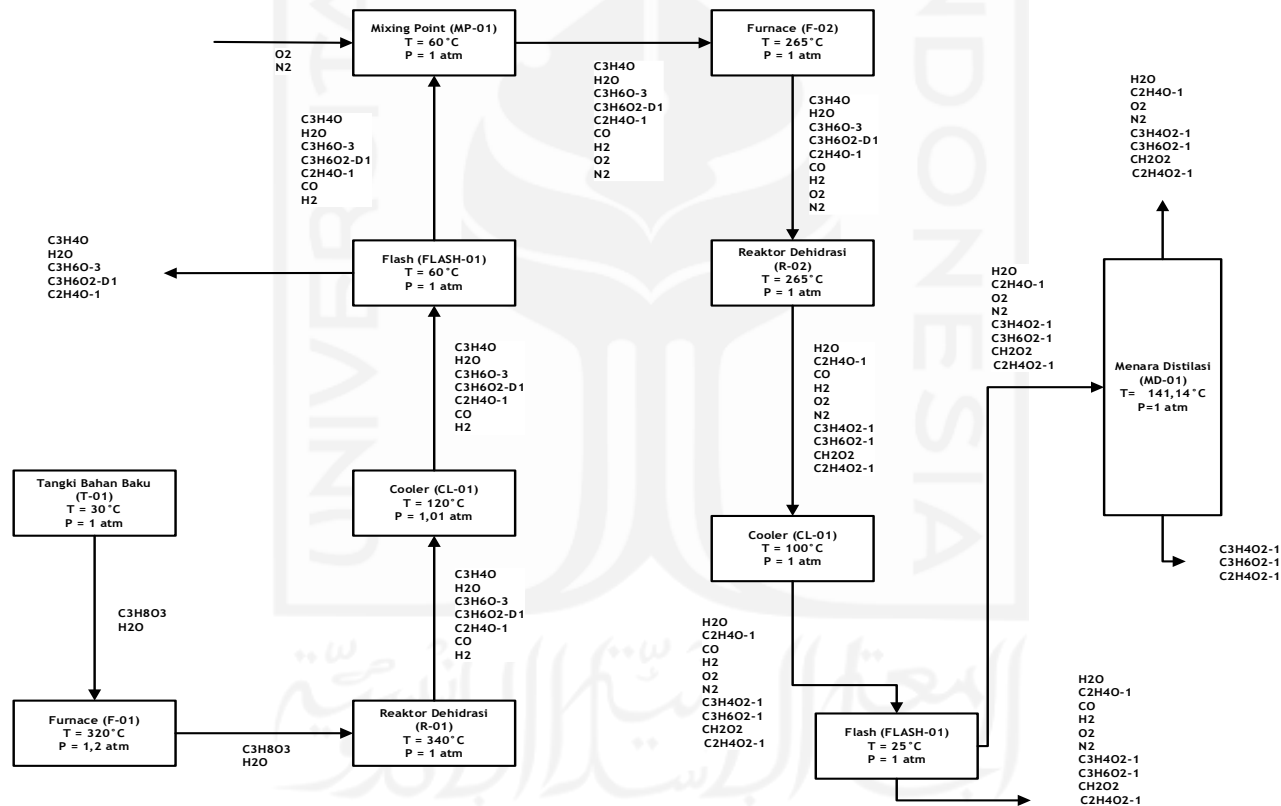
2.3.5. Pengendalian Bahan Proses

Untuk mencapai kapasitas produksi yang ditargetkan, diperlukan pasokan bahan baku yang memadai. Oleh karena itu, pengelolaan bahan baku yang tepat sangat penting untuk memastikan ketersediaan dan mencegah terjadinya kekurangan selama proses berlangsung.

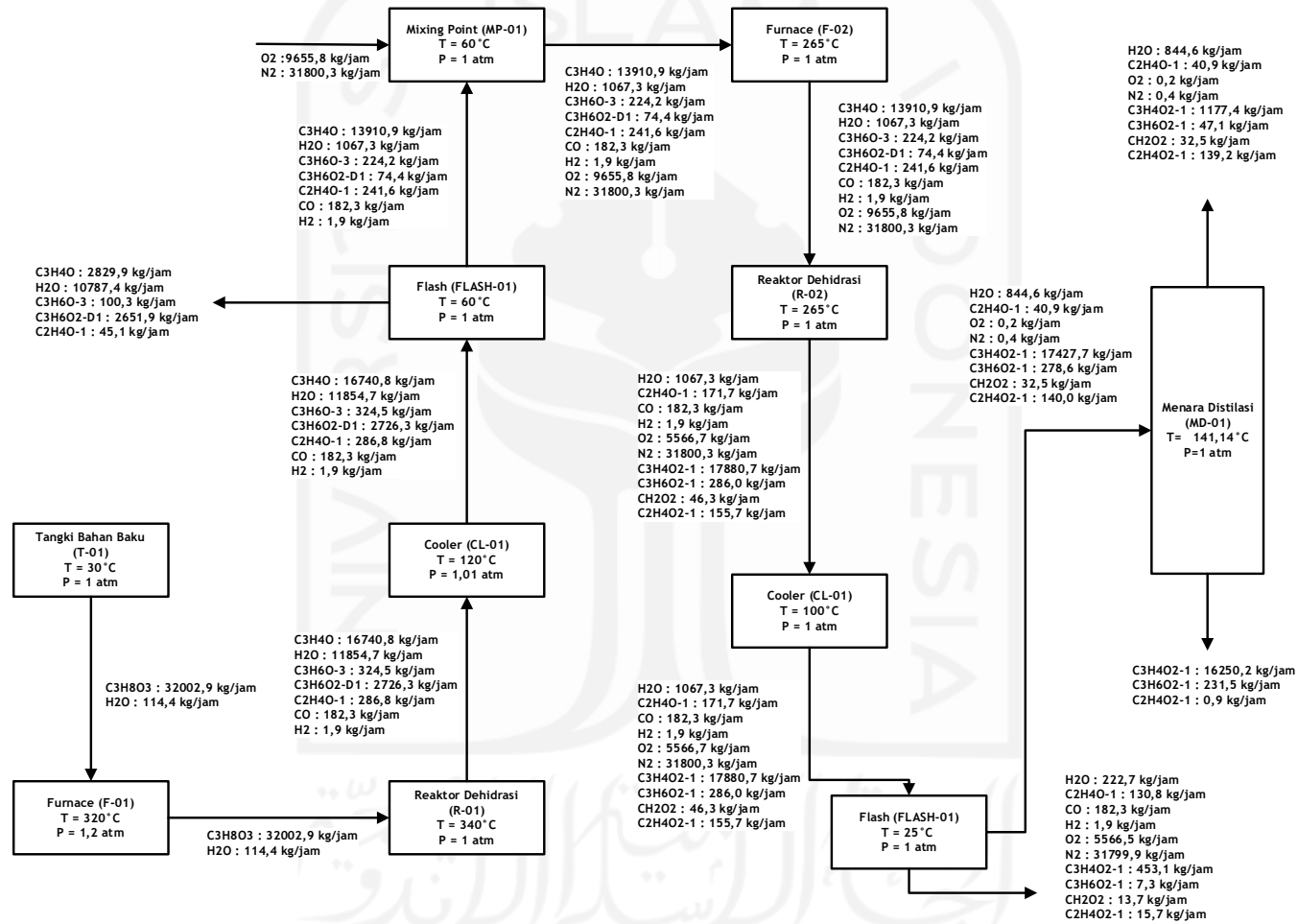
BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



3.2. Uraian Proses

Proses produksi asam akrilat dari bahan baku gliserol pada pabrik berkapasitas 130.000 ton per tahun ini dirancang dengan menggunakan dua reaktor plug-flow multitube (RPlug) secara seri dan satu Menara Distilasi RadFrac. Simulasi proses dilakukan menggunakan perangkat lunak Aspen Plus V14, dengan model kinetika reaksi Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW) pada kedua reaktor. Secara umum, proses dibagi menjadi tiga tahap utama:

- 1) Tahap Persiapan dan Pencampuran Bahan Baku
- 2) Tahap Reaksi (Dehidrasi Gliserol dan Oksidasi Akrolein)
- 3) Tahap Pemurnian Produk (Distilasi)

Bahan baku utama yang digunakan adalah gliserol ($C_3H_8O_3$) dengan kemurnian tinggi sebagai umpan segar yang disimpan di tangki penyimpanan T-01, serta udara kering sebagai sumber oksigen pada tahap oksidasi. Produk akhir berupa asam akrilat ($C_3H_4O_2$) dengan kemurnian 98,59% mol diperoleh melalui serangkaian unit operasi yang meliputi dua unit heat exchanger (F-01, F-02) yang memanfaatkan steam superheated bertekanan tinggi sebagai media pemanas melalui skema integrasi panas bertingkat (cascade), dua reaktor plug-flow multitube (R-01, R-02), tiga unit pendingin (CL-01, CL-02, CL-03), dua unit separator (FLASH-01, FLASH-02), serta satu Menara Distilasi (MD-01) lengkap dengan blower overhead (BL-02), kondensor eksternal (CD-01), reboiler kettle (RB-01), dan accumulator reflux drum (ACC-01). Seluruh reaksi berlangsung dalam fasa gas dengan bantuan katalis padat pada masing-masing reaktor.

Unit penggerak fluida pada flowsheet terdiri atas tiga pompa (P-01, P-02, P-03) untuk aliran cairan, serta dua blower (BL-01 pada jalur udara, BL-02 pada overhead menara distilasi) yang masing-masing berfungsi mengatasi pressure drop pipa dan peralatan pada jalurnya. Kedua reaktor beroperasi pada tekanan yang relatif seragam mendekati kondisi atmosferik, sehingga tidak diperlukan unit kompresor pada flowsheet ini.

3.2.1. Tahap Persiapan dan Pencampuran Bahan Baku

Tahap pertama proses dimulai dari penerimaan umpan gliserol segar dari tangki penyimpanan T-01 pada kondisi cair, dengan suhu 30°C dan tekanan 1,013 bar. Aliran ini memiliki laju alir molar sebesar 353,85 kmol per jam dengan komposisi 347,51 kmol per jam gliserol murni ($C_3H_8O_3$) dan 6,35 kmol per jam air (H_2O), setara laju alir massa total 32.117,3 kg per jam. Umpan dipompa oleh P-01 dengan kenaikan tekanan sebesar 0,2 bar menuju unit F-01.

F-01 merupakan heat exchanger (HeatX) yang memanaskan dan menguapkan gliserol cair dari 30°C menjadi vapor superheated pada 320°C, menggunakan steam superheated bertekanan 40 bar dan suhu 400°C (laju alir 21.240 kmol per jam atau 382.644,5 kg per jam) sebagai media pemanas pada sisi shell. Gliserol vapor panas ini dialirkan langsung menuju reaktor dehidrasi R-01 pada tekanan operasi proses 1,013 bar. Steam yang telah melepas sebagian panasnya pada F-01 tidak dibuang, melainkan diteruskan menuju unit F-02 untuk dimanfaatkan kembali memanaskan umpan reaktor oksidasi R-02, membentuk skema integrasi panas bertingkat (cascade heat integration) yang mengurangi kebutuhan utilitas steam secara keseluruhan.

Tabel 3.1 Kondisi Aliran Bahan Baku pada Tahap Persiapan

Parameter	Gliserol Liquid dari T-01	Gliserol setelah P-01	Gliserol Vapor keluar F-01 (ke R-01)
Suhu (°C)	30,0	30,0	320,0
Tekanan (bar)	1,013	1,213	1,213
Fasa	Liquid	Liquid	Vapor
Fraksi Uap (VF)	0,000	0,000	1,000
Laju Alir (kmol/jam)	353,85	353,85	353,85
Laju Alir Massa (kg/jam)	32.117,3	32.117,3	32.117,3

3.2.2. Tahap Reaksi Dehidrasi Gliserol (R-01)

Gliserol vapor keluar F-01 pada suhu 320°C dialirkan ke reaktor dehidrasi R-01, yang dimodelkan sebagai reaktor plug-flow multitube (RPlug) dengan spesifikasi operasi isothermal pada suhu 340°C, dijaga melalui sirkuit hot oil Dowtherm A pada selubung tube (unit utilitas tersendiri, terpisah dari sistem steam F-01/F-02). Reaktor ini dirancang dengan 9.334 tube berdiameter 0,045 m atau 4,5 cm, dan panjang 3 m per tube, dengan rasio diameter tube terhadap diameter partikel katalis (dt/dp) sebesar 9, memenuhi batas aman literatur sebesar minimal 8 untuk menghindari wall effect pada unggun katalis. Katalis yang digunakan adalah SiW₂₀-Al/Zr₁₀, yaitu asam silikotungstat yang terdukung pada alumina-zirkonia,

dengan loading total 26.970 kg, bed voidage 0,42, dan diameter partikel katalis 5 mm.

Efluen reaktor R-01 keluar pada suhu 340°C dan tekanan 1,013 bar, sehingga tekanan tidak mengalami penurunan signifikan sepanjang reaktor. Di dalam reaktor R-01, gliserol mengalami reaksi dehidrasi katalitik membentuk akrolein (C₃H₄O) sebagai reaksi utama, disertai tiga reaksi samping yang menghasilkan asetol, asetaldehida, karbon monoksida, hidrogen, dan n-propanol:

Reaksi utama (1): $C_3H_8O_3 \rightarrow C_3H_4O + 2 H_2O$ ($\Delta H_r = +37,6$ kJ/mol, endotermik)

Reaksi samping (2): $C_3H_8O_3 \rightarrow C_3H_6O_2 + H_2O$ (pembentukan asetol)

Reaksi samping (3): $C_3H_8O_3 \rightarrow C_2H_4O + CO + H_2 + H_2O$ (fragmentasi termal)

Reaksi samping (4): $C_3H_4O + H_2 \rightarrow C_3H_8O$ (hidrogenasi akrolein, *trace*)

Keempat reaksi dimodelkan dengan format kinetika LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson) pada Aspen Plus (blok reaksi R-03), dengan parameter Arrhenius (A, Ea) identik dengan hasil regresi Talebian-Kiakalaieh & Amin (2017) yang digunakan pada tinjauan kinetika Bab I, dilengkapi konstanta adsorpsi tambahan untuk mengkalibrasi laju reaksi efektif (lihat Lampiran A untuk penjabaran lengkap model dan parameter). Reaksi utama memiliki energi aktivasi terendah, yaitu 46.000 J/mol, dengan faktor pre-eksponensial A sebesar 20,7 m³/(kg·s), pada basis laju reaksi per berat katalis (Cat wt) dengan orde reaksi 1 terhadap gliserol, menjadikannya paling disukai secara kinetika di antara seluruh reaksi paralel pada suhu operasi 340°C. Panas reaksi yang harus dipasok untuk

menjaga kondisi isothermal adalah 1.373,11 kW, dipenuhi melalui sirkuit hot oil Dowtherm A.

Berdasarkan hasil simulasi Aspen Plus, konversi gliserol yang tercapai dalam reaktor R-01 adalah 100,00% (gliserol pada arus keluar tidak terdeteksi pada presisi numerik yang digunakan), dengan konversi yang secara praktis telah tuntas pada 1% pertama panjang tube (lihat profil reaktor pada Lampiran A). Akrolein yang terbentuk sebagai produk utama reaksi dehidrasi adalah 16.740,8 kg per jam.

Tabel 3.2 Komposisi *Efluent* Reaktor R-01

Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)
$C_3H_8O_3$, Gliserol sisa	0,0
C_3H_4O , Akrolein, produk utama	16.740,8
H_2O , Air	11.854,7
$C_3H_6O_2$, Asetol	2.726,3
C_2H_4O , Asetaldehida	286,8
CO , Karbon Monoksida	182,3
H_2 , Hidrogen	1,9
C_3H_8O , n-Propanol	324,5
Total	32.117,3

Efluen R-01 pada suhu 340°C didinginkan di unit CL-01 menuju suhu 120°C. FLASH-01 merupakan unit separator gas-cair berjenis Flash2 yang beroperasi pada suhu 60°C dan tekanan 1,013 bar, menghasilkan dua aliran keluaran: aliran vapor kaya akrolein yang diteruskan menuju unit F-02 untuk

dipanaskan bersama umpan udara sebelum masuk R-02, dan aliran cairan bawah yang terutama mengandung air dan asetol, diteruskan menuju unit pengolahan limbah.

3.2.3. Tahap Reaksi Oksidasi Akrolein (R-02)

Aliran vapor akrolein dari FLASH-01 digabungkan dengan umpan udara kering (masuk sistem pada suhu 25°C dan tekanan 1,013 bar dengan laju alir total 1.436,94 kmol per jam atau 41.456,2 kg per jam, didorong oleh blower BL-01 dan dikompresi lebih lanjut oleh MP-01 untuk mengatasi pressure drop pipa dan unit F-02). Gabungan kedua aliran ini dipanaskan bersama-sama di unit F-02 menuju suhu 265°C pada tekanan 1,013 bar.

F-02 merupakan heat exchanger (HeatX) yang memanaskan gabungan umpan udara dan vapor akrolein menuju suhu 265°C sebelum masuk R-02. F-02 memanfaatkan steam yang telah melepas sebagian panasnya di F-01 sebagai media pemanas sisi shell, sehingga satu aliran steam superheated dimanfaatkan secara bertingkat untuk memenuhi kebutuhan panas kedua reaktor. Steam keluar F-02 dalam bentuk kondensat, yang selanjutnya di-recycle menuju sistem umpan boiler.

Campuran umpan menuju R-02 memiliki laju alir total 1.762,09 kmol per jam atau 57.158,8 kg per jam, pada suhu 265°C dan tekanan 1,013 bar. Reaktor oksidasi R-02 dimodelkan sebagai reaktor plug-flow multitube isothermal pada suhu 265°C , dijaga melalui sirkuit cooling water pada selubung tube. Reaktor ini dirancang dengan 1.529 tube berdiameter 0,015 m atau 1,5 cm, dan panjang 3 m

per tube, dengan rasio dt/dp sebesar 3, dipilih secara konservatif mengingat karakteristik reaksi oksidasi yang berlangsung sangat cepat dan sangat eksotermik.

Campuran umpan menuju R-02 memiliki laju alir total 1.762,09 kmol per jam atau 57.158,8 kg per jam, pada suhu 265°C dan tekanan 1,013 bar. Reaktor oksidasi R-02 dimodelkan sebagai reaktor plug-flow multitube isothermal pada suhu 265°C, dijaga melalui sirkuit cooling water pada selubung tube. Reaktor ini dirancang dengan 1.529 tube berdiameter 0,015 m atau 1,5 cm, dan panjang 3 m per tube, dengan rasio dt/dp sebesar 3, dipilih secara konservatif mengingat karakteristik reaksi oksidasi yang berlangsung sangat cepat dan sangat eksotermik:

Reaksi utama (1): $C_3H_4O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_3H_4O_2$ ($\Delta H_r = -247,2$ kJ/mol, eksotermik)

Reaksi samping (2): $C_3H_8O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_3H_6O_2$ (oksidasi n-propanol $\rightarrow$ asam propionat, *trace*)

Reaksi samping (3): $C_3H_6O_2 + O_2 \rightarrow CH_2O_2 + C_2H_4O_2$ (oksidasi aseton $\rightarrow$ asam formiat + asam asetat)

Reaksi samping (4): $C_2H_4O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_2H_4O_2$ (oksidasi asetaldehida $\rightarrow$ asam asetat)

Keempat reaksi dimodelkan dengan format kinetika LHHW pada Aspen Plus (blok reaksi R-04), dengan parameter Arrhenius reaksi utama identik dengan Estenfelder & Lintz (2002): energi aktivasi 72.000 J/mol dan faktor pre-eksponensial A sebesar 0,219, pada basis laju reaksi per volume reaktor (Reac vol). Pemilihan suhu operasi 265°C didasarkan pada pertimbangan bahwa pada suhu tersebut selektivitas asam akrilat berada pada kondisi optimal, karena reaksi over-oxidation memiliki energi aktivasi jauh lebih tinggi (104.600 J/mol) dibandingkan

reaksi utama. Konstanta adsorpsi tambahan pada model LHHW dikalibrasi agar konversi dan produksi akhir sesuai target rancangan (lihat Lampiran A untuk penjabaran lengkap).

Reaksi oksidasi yang sangat cepat dan eksotermik menghasilkan lonjakan suhu lokal (hotspot) pada bagian awal reaktor, tervalidasi melalui profil komposisi dan suhu Aspen Plus yang menunjukkan puncak suhu lokal sebesar $284,86^{\circ}\text{C}$ pada $z=0,1$ m (sekitar 3% konversi akrolein telah tercapai pada titik ini), sebelum suhu kembali stabil ke kondisi isothermal 265°C . Profil komposisi Aspen Plus mengonfirmasi konversi akrolein mencapai nol eksak pada fraksi mol pada $z=1,6$ m, yaitu sekitar setengah dari total panjang tube. Puncak suhu hotspot ini berada jauh di bawah batas toleransi termal katalis yang digunakan. Kondisi isothermal dipertahankan melalui sistem pendingin cooling water pada selubung tube reaktor, yang menyerap panas reaksi sebesar 18.218,35 kW atau sekitar 18,2 MW, merupakan beban panas terbesar di seluruh pabrik.

Berdasarkan hasil simulasi Aspen Plus, konversi akrolein yang tercapai dalam reaktor R-02 adalah 100,00% (akrolein pada arus keluar tidak terdeteksi pada presisi numerik yang digunakan). Asam akrilat yang terbentuk adalah 17.880,7 kg per jam. Efluen R-02 keluar pada tekanan yang sama dengan tekanan masuk, yaitu 1,013 bar.

Tabel 3.3 Komposisi Efluent Reaktor R-02

Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)
N ₂ (Nitrogen)	31.800,3
O ₂ (Oksigen) sisa	5.566,7

Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)
C ₃ H ₄ O ₂ (Asam Akrilat)	17.880,7
H ₂ O (Air)	1.067,3
C ₂ H ₄ O (Asetaldehida) sisa	171,7
C ₃ H ₆ O ₂ (Asam Propionat)	286,0
CH ₂ O ₂ (Asam Formiat)	46,3
C ₂ H ₄ O ₂ (Asam Asetat)	155,7
CO, H ₂ (trace, tidak bereaksi)	184,2
C ₃ H ₄ O (Akrolein) sisa	0,0
Total	57.158,8

Efluen R-02 pada suhu 265°C didinginkan di unit CL-02 menjadi 100°C, kemudian dialirkan menuju separator FLASH-02 yang beroperasi pada suhu 25°C dan tekanan 1,013 bar, menghasilkan dua aliran keluaran: aliran gas vent yang terutama terdiri dari N₂ dan sisa O₂, diolah di unit scrubber sebelum dibuang ke atmosfer, dan aliran cairan asam akrilat kasar yang dipompa oleh P-02 menuju seksi pemurnian pada unit distilasi MD-01.

3.2.4. Tahap Pemurnian Produk (Distilasi)

Seksi pemurnian terdiri dari satu Menara Distilasi RadFrac, yaitu MD-01, yang dirancang dengan 30 stage teoritis dan reboiler kettle RB-01. Umpan cairan asam akrilat kasar dari FLASH-02 masuk ke MD-01 pada stage ke-19 dengan konvensi above stage. Tekanan operasi kondenser adalah 1,013 bar dengan reflux

ratio sebesar 3,0. Spesifikasi operasi ditetapkan pada laju alir distilat sebesar 67,83 kmol per jam.

Karena distilat MD-01 mengandung gas non-condensable berupa sisa N_2 , O_2 , CO , dan H_2 dari proses hulu, MD-01 menggunakan kondensor bertipe Partial Vapor dengan basis vapor fraction sebesar 0,25. Vapor overhead didorong oleh blower BL-02 menuju kondensor eksternal CD-01, kondensat ditampung di ACC-01 sebagai reflux drum, kemudian dipisahkan menjadi aliran reflux yang kembali ke puncak MD-01 dan aliran distilat MD-01 dengan laju alir 2.282,3 kg per jam, yang terutama terdiri dari air serta komponen ringan lain sebagai pengotor terbawa.

Aliran bottom MD-01 merupakan produk akhir asam akrilat dengan kemurnian 98,59% mol, keluar pada suhu $141,2^{\circ}C$ dan tekanan 1,013 bar. Produk ini keluar sebagai aliran bottom, bukan sebagai distilat, karena asam akrilat merupakan komponen dengan titik didih tertinggi dalam campuran pada kolom ini. Laju alir massa produk akhir adalah 16.250,2 kg per jam, setara dengan kapasitas produksi sekitar 130.000 ton per tahun pada basis 8.000 jam operasi per tahun.

Produk bottom MD-01 dipompa oleh P-03 menuju pendingin produk CL-03, yang mendinginkan asam akrilat dari suhu $141,2^{\circ}C$ menjadi $30^{\circ}C$, kemudian dialirkan menuju tangki produk T-02. Inhibitor MEHQ (Monomethyl Ether Hydroquinone) diinjeksikan pada aliran sebelum CL-03 dan di tangki T-02 untuk mencegah polimerisasi asam akrilat selama pendinginan dan penyimpanan.

Tabel 3.4 Ringkasan Kinerja Menara Distilasi MD-01

Parameter	MD-01	Keterangan
Jumlah stages teoritis	30	Model RadFrac

Parameter	MD-01	Keterangan
Stage umpan	19	Konvensi above stage
Jenis kondenser	Partial Vapor, VF=0,25	Terdapat gas non-condensable
Reflux ratio	3,0	Basis operasi kolom
Laju alir distilat	67,83 kmol/jam	setara 2.282,3 kg/jam
Kemurnian asam akrilat bottom	98,59% mol	Sesuai target rancangan
Laju alir bottom, produk asam akrilat	228,64 kmol/jam	setara 16.482,6 kg/jam
Produksi asam akrilat murni	16.250,2 kg/jam	Komponen ACRYL-01 dalam bottom

Tabel 3.5 Ringkasan Kinerja Keseluruhan Proses

Parameter Kinerja	Nilai
Konversi $C_3H_8O_3$ pada R-01	100,00%
Konversi C_3H_4O pada R-02	100,00%
Produksi asam akrilat, bottom MD-01	16.250,2 kg/jam setara 228,64 kmol/jam
Kemurnian produk akhir, bottom MD-01	98,59% mol $C_3H_4O_2$
Kapasitas tahunan, basis 8.000 jam per tahun	≈130.000 ton per tahun

Parameter Kinerja	Nilai
Total umpan masuk, gliserol dan udara	73.573,5 kg/jam
Duty pendingin terbesar, R-02, kondisi eksotermik	18.218,35 kW setara 18,2 MW
Duty pemanas R-01, reaksi dehidrasi, kondisi endotermik	1.373,11 kW
Media pemanas F-01/F-02	Steam superheated 400°C/40 bar, 21.240 kmol/jam, skema cascade

3.3. Spesifikasi Alat

Spesifikasi alat meliputi fungsi, jenis, kondisi operasi, dimensi fisik, estimasi harga, dan referensi dasar perancangan setiap unit operasi pada pabrik asam akrilat berkapasitas 130.000 ton per tahun. Seluruh kondisi operasi, meliputi suhu, tekanan, laju alir, dan duty, bersumber dari hasil simulasi akhir Aspen Plus V14 dengan model kinetika LHHW. Dimensi fisik dihitung menggunakan korelasi standar teknik kimia, dengan acuan Green dan Southard (2019), Flynn dkk (2019), Turton dkk (2018), Pastor dan Vattappilly (2020), serta American Petroleum Institute (2020). Estimasi harga menggunakan korelasi biaya Turton dkk (2018), dikoreksi dengan Chemical Engineering Plant Cost Index, dengan tahun basis 2013 pada CEPCI 567, diperbarui ke tahun 2026 pada CEPCI 820, sehingga faktor koreksi sebesar 1,446. Konversi mata uang menggunakan kurs Bank Indonesia

April 2026, yaitu 1 USD setara Rp 16.200, ditambah faktor CIF Indonesia sebesar 1,15.

3.3.1. Spesifikasi Reaktor

Pabrik ini menggunakan dua reaktor plug flow multitube yang beroperasi secara seri, yaitu R-01 untuk reaksi dehidrasi gliserol dan R-02 untuk reaksi oksidasi akrolein. Kedua reaktor dirancang dengan mempertimbangkan rasio diameter tube terhadap diameter partikel katalis yang memadai untuk menjaga validitas asumsi unggun terpaket serta karakteristik perpindahan panas yang sesuai dengan sifat reaksi masing-masing, yaitu endotermik pada R-01 dan sangat eksotermik pada R-02. Kedua reaktor dimodelkan dengan kinetika reaksi format LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson); penjabaran lengkap model dan parameter kinetika tersedia pada Lampiran A.

Tabel 3.6 Spesifikasi Reaktor Dehidrasi Gliserol (R-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Dehidrasi katalitik gliserol ($C_3H_8O_3$) menjadi akrolein (C_3H_4O) disertai 2 H_2O sebagai reaksi utama
Jenis Reaktor	Plug Flow Multitube (RPlug), Fixed Bed, kondisi isothermal
Jumlah Unit	1 buah
Suhu Operasi	340°C, kondisi isothermal
Tekanan Operasi	1,013 bar setara 1,0 atm

Parameter	Nilai / Keterangan
Tekanan Desain	1,5 atm setara 151,99 kPa setara 22,04 psi
Pressure Drop	Tidak signifikan, tekanan keluar mendekati tekanan masuk pada 1,013 bar
Fasa Proses	Vapor only
Jumlah Tube	9.334 tube
Panjang Tube	3,0 m setara 9,84 ft
Diameter Tube, ID	45 mm setara 1,772 in
Diameter Tube, OD	50 mm setara 1,969 in
Rasio Diameter Tube terhadap Partikel Katalis	9, memenuhi batas aman literatur minimal 8
Volume Total Reaktor	128,09 m ³ , meliputi volume bed dan kedua head
Diameter Shell	5,80 m setara 228,35 in
Tinggi Total, tube dan head	5,82 m
Tebal Shell	¼ in
Jenis Head	Torispherical Dished Head
Tebal Head	3/16 in
Straight Flange	3 in setara 0,0762 m
Katalis	SiW ₂₀ -Al/Zr ₁₀ , asam silikotungstat terdukung pada alumina zirkonia

Parameter	Nilai / Keterangan
Massa Katalis	26.970 kg
Densitas Bulk Katalis	605,63 kg/m ³
Bed Voidage	0,42
Diameter Partikel Katalis	5 mm
Kinetika Reaksi	LHHW, empat reaksi paralel, parameter Arrhenius dari Talebian-Kiakalaieh dan Amin (2017)
Parameter Kinetika Reaksi Utama	Energi aktivasi 46.000 J/mol, faktor pre-eksponensial A sebesar 20,7 m ³ /(kg·s), basis laju reaksi per berat katalis (Cat wt), orde reaksi 1 terhadap gliserol
Konstanta Adsorpsi (Reaksi Utama)	K1 = $1,000 \times 10^{-2}$; K2 = $9,358 \times 10^{-14}$ (lihat Lampiran A)
Duty Reaksi	1.373,11 kW, panas yang harus dipasok agar reaktor tetap isothermal pada 340°C
Konversi Gliserol	100,00%, praktis sempurna, tuntas pada ≈1% pertama panjang tube
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L, tahan suhu tinggi dan inert terhadap akrolein
Tegangan Izin Material	75.000 psi pada 350°C, mengacu ASME Code Section II Part D (2021)

Parameter	Nilai / Keterangan
Efisiensi Sambungan Las	0,8, sambungan las tumpul ganda dengan radiografi spot, mengacu ASME UW 12
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021)
Harga Peralatan	Rp 36.700.000.000, setara USD 1.970.000, basis Turton dkk (2018), CEPCI 1,446, kurs Rp 16.200, faktor material SS 316L 3,7
Referensi Perancangan	Turton, Bailie, Whiting, Shaeiwitz dan Bhattacharyya (2018), Kern (1983), ASME Section VIII Div. 1 (2021), Talebian-Kiakalaieh dan Amin (2017)

Tabel 3.7 Spesifikasi Reaktor Oksidasi Akrolein (R-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Oksidasi parsial akrolein (C_3H_4O) dengan $\frac{1}{2} O_2$ menjadi asam akrilat ($C_3H_4O_2$)
Jenis Reaktor	Plug Flow Multitube (RPlug), Fixed Bed, kondisi isothermal
Jumlah Unit	1 buah
Suhu Operasi	265°C, kondisi isothermal

Parameter	Nilai / Keterangan
Tekanan Operasi	1,013 bar setara 1,0 atm
Tekanan Desain	1,5 atm setara 151,99 kPa setara 22,04 psi
Pressure Drop	Tidak signifikan, tekanan keluar sama dengan tekanan masuk pada 1,013 bar
Fasa Proses	Vapor only
Jumlah Tube	1.529 tube
Panjang Tube	3,0 m setara 9,84 ft
Diameter Tube, ID	15 mm setara 0,591 in
Diameter Tube, OD	20,6 mm setara 0,811 in
Rasio Diameter Tube terhadap Partikel Katalis	3, nilai konservatif mengingat karakteristik reaksi yang sangat cepat dan sangat eksotermik
Suhu Puncak Termal (Hotspot)	284,86°C pada $z=0,1$ m ($\approx 3\%$ panjang tube), kembali stabil ke 265°C pada $z \approx 1,6$ m, jauh di bawah batas toleransi termal katalis
Volume Total Reaktor	2,29 m ³ , meliputi volume bed dan kedua head
Diameter Shell	0,90 m setara 35,43 in
Tinggi Total, tube dan head	3,39 m
Tebal Shell	$\frac{1}{4}$ in

Parameter	Nilai / Keterangan
Jenis Head	Torispherical Dished Head
Tebal Head	3/16 in
Straight Flange	1,5 in setara 0,0381 m
Katalis	Mo-V-Cu-Ox, oksida logam campuran molibdenum, vanadium, dan tembaga
Mekanisme Katalitik	Mars van Krevelen, oksigen kisi katalis berperan sebagai agen pengoksidasi
Massa Katalis	2.000 kg
Densitas Bulk Katalis	2.467,52 kg/m ³
Bed Voidage	0,40
Diameter Partikel Katalis	5 mm
Kinetika Reaksi	LHHW, empat reaksi paralel, parameter Arrhenius dari Estenfelder dan Lintz (2002)
Parameter Kinetika Reaksi Utama	Energi aktivasi 72.000 J/mol, faktor pre-eksponensial A sebesar 0,219, basis laju reaksi per volume reaktor (Reac vol), orde reaksi 1 terhadap akrolein
Konstanta Adsorpsi (Reaksi Utama)	$K_1 = 2,260 \times 10^{-6}$; $K_2 = 9,358 \times 10^{-14}$ (lihat Lampiran A)
Sifat Termodinamika Reaksi	18.218,35 kW setara sekitar 18,2 MW, panas yang harus diserap sistem

Parameter	Nilai / Keterangan
	pendingin cooling water agar reaktor tetap isothermal pada 265°C, merupakan beban panas terbesar di seluruh pabrik
Catatan Suhu Operasi	Pada suhu di atas 280°C laju reaksi over oxidation meningkat drastis, karena energi aktivasi reaksi tersebut sebesar 104.600 J/mol jauh lebih tinggi dibandingkan reaksi utama sebesar 72.000 J/mol
Konversi Akrolein	100,00%, praktis sempurna, tuntas pada ≈50% panjang tube
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Tegangan Izin Material	75.000 psi pada 265°C, mengacu ASME Code Section II Part D (2021)
Efisiensi Sambungan Las	0,8
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021)
Harga Peralatan	Rp 3.634.200.000, setara USD 195.000, basis Turton dkk (2018), CEPCI 1,446, kurs Rp 16.200, CIF 1,15

Parameter	Nilai / Keterangan
Referensi Perancangan	Turton dkk (2018), ASME Section VIII Div. 1 (2021), Estenfelder dan Lintz (2002)

3.3.2. Spesifikasi Alat Penukar Panas Umpan Reaktor

Pemanasan umpan menuju kedua reaktor dilaksanakan melalui dua unit heat exchanger shell and tube (F-01 dan F-02) yang memanfaatkan steam superheated bertekanan 40 bar dan suhu 400°C sebagai media pemanas pada sisi shell, dialirkan secara bertingkat (cascade): steam terlebih dahulu melepas panas di F-01, kemudian, dalam keadaan telah sebagian mendingin, dialirkan menuju F-02 untuk melepas sisa panasnya, sebelum keluar sebagai kondensat menuju sistem umpan boiler.

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas Gliserol (F-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memanaskan dan menguapkan gliserol cair dari suhu 30°C menjadi vapor superheated pada suhu 320°C dan tekanan 1,013 bar
Jenis Alat	Shell and Tube Heat Exchanger, TEMA E
Jumlah Unit	1 buah, 1 shell

Parameter	Nilai / Keterangan
Fluida Sisi Tube (Proses)	Gliserol dan air, dari fasa cair menjadi vapor superheated
Kondisi Masuk (Tube)	Suhu 30,005°C, tekanan 1,213 bar, fasa cair, laju alir 32.117,3 kg per jam
Kondisi Keluar (Tube)	Suhu 320°C, tekanan 1,213 bar, fasa vapor penuh
Fluida Sisi Shell (Pemanas)	Steam superheated, masuk 400°C dan 40 bar, keluar 345,06°C dan 40 bar menuju F-02
Laju Alir Steam	21.240 kmol per jam setara 382.644,5 kg per jam
Total Duty	12.876,40 kW (3.077.532,41 kal/detik)
LMTD Terkoreksi	127,70°C
Koefisien Transfer Panas, U (Dirty)	849,43 W/m ² ·K
UA	24.099,72 kal/detik·K
Luas Transfer Panas	118,71 m ²
Jumlah Shell	1 (satu), susunan seri
Bahan Konstruksi Tube	Stainless Steel 316L, tahan terhadap gliserol korosif pada suhu 320°C, mengacu ASTM A312 TP316L
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021), TEMA (2019)

Parameter	Nilai / Keterangan
Harga Peralatan	Rp 4.635.700.000, setara USD 248.800, diestimasi melalui interpolasi power-law dari data biaya alat penukar panas TEMA E yang telah ditetapkan pada rancangan ini (basis area 215,6 m ² dan 89,8 m ² , eksponen skala 1,062)
Referensi	Kern (1983), TEMA Standards (2019), Turton dkk (2018)

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Penukar Panas Umpan Reaktor Oksidasi (F-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memanaskan gabungan umpan udara kering dan vapor akrolein dari FLASH-01 menuju suhu 265°C sebelum masuk R-02
Jenis Alat	Shell and Tube Heat Exchanger, TEMA E
Jumlah Unit	1 buah, 1 shell
Fluida Sisi Tube (Proses)	Campuran udara kering (21% mol O ₂ , 79% mol N ₂) dan vapor akrolein
Laju Alir Proses	1.762,09 kmol per jam setara 57.158,8 kg per jam

Parameter	Nilai / Keterangan
Kondisi Masuk (Tube)	Suhu 44,00°C, tekanan 1,01325 bar, fasa vapor
Kondisi Keluar (Tube)	Suhu 265°C, tekanan 1,01325 bar, fasa vapor
Fluida Sisi Shell (Pemanas)	Steam, masuk 345,06°C dan 40 bar (dari F-01), keluar 327,24°C dan 40 bar sebagai kondensat
Total Duty	4.193,11 kW (1.002.178,23 kal/detik)
LMTD Terkoreksi	160,80°C
Koefisien Transfer Panas, U (Dirty)	849,43 W/m ² ·K
UA	6.232,27 kal/detik·K
Luas Transfer Panas	30,70 m ²
Jumlah Shell	1 (satu)
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 316L dan Carbon Steel
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021), TEMA (2019)
Harga Peralatan	Rp 1.102.200.000, setara USD 59.200, diestimasi melalui interpolasi power-law dari data biaya alat penukar panas TEMA E yang telah ditetapkan pada rancangan ini (basis area 215,6 m ² dan 89,8 m ² , eksponen skala 1,062)

Parameter	Nilai / Keterangan
Referensi	Kern (1983), TEMA Standards (2019), Turton dkk (2018)

3.3.3. Spesifikasi Separator dan Alat Pencampur

Kedua separator pada pabrik ini dimodelkan sebagai flash drum vertikal berjenis Flash2 pada Aspen Plus, dengan diameter dihitung menggunakan faktor Souders-Brown mengikuti standar GPSA.

Tabel 3.10 Spesifikasi Separator Gas-Cair 1 (FLASH-01)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Memisahkan vapor akrolein dari cairan air dan asetol pada suhu 60°C
Jenis	Flash Drum Vertikal, model Flash2 Aspen Plus
Jumlah Unit	1 buah
Suhu Operasi	60,0°C, mendekati titik didih akrolein sebesar 52,7°C
Tekanan Operasi	1,013 bar
Laju Alir Masuk	32.117,3 kg per jam pada suhu 120°C
Vapor Keluar	Diteruskan menuju F-02 untuk dipanaskan bersama umpan udara

Parameter	Nilai/ Keterangan
Cairan Keluar	Terutama mengandung air dan asetol, diteruskan menuju unit pengolahan limbah
Diameter Vessel	5,4 m setara 212,6 in
Tinggi Vessel	10,8 m
Tebal Shell	1/2 in
Tebal Head	14 mm, berjenis Torispherical
Sistem Pendingin	Cooling water coil di dalam drum untuk menurunkan suhu umpan dari 120°C menjadi 60°C, suhu masuk cooling water 30°C dan suhu keluar 50°C
Duty Pendinginan	8.899,9 kW
Demister Pad	Stainless Steel 304, wire mesh, efisiensi penangkapan 99 persen untuk partikel di atas 5 mikrometer
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021)
Harga Peralatan	Rp 6.185.000.000, setara USD 332.000
Referensi Perancangan	Turton dkk (2018), GPSA edisi 14 Bab 7, Perry's edisi 9 Seksi 18-89, ASME VIII Divisi 1

Tabel 3.11 Spesifikasi Separator Gas-Cair 2 (FLASH-02)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Memisahkan asam akrilat cair dari gas inert nitrogen dan oksigen pada suhu 25°C
Jenis	Flash Drum Vertikal, model Flash2 Aspen Plus
Jumlah Unit	1 buah
Suhu Operasi	25,0°C, asam akrilat dengan titik didih 141°C hampir seluruhnya terkondensasi
Tekanan Operasi	1,013 bar
Laju Alir Masuk	57.158,8 kg per jam
Gas Vent Keluar	Terutama terdiri dari N ₂ dan sisa O ₂ , diolah di unit scrubber sebelum dibuang ke atmosfer
Cairan Keluar	Asam akrilat kasar, diteruskan menuju seksi pemurnian MD-01
Diameter Vessel	6,0 m
Tinggi Vessel	12,0 m
Tebal Shell	5/8 in
Tebal Head	16 mm, berjenis Ellipsoidal

Parameter	Nilai/ Keterangan
Sistem Pendingin	Cooling water coil di dalam drum untuk menurunkan suhu umpan dari 100°C menjadi 25°C, suhu masuk 30°C dan suhu keluar 45°C
Duty Pendinginan	3.641,7 kW
Demister Pad	Stainless Steel 316L, wire mesh, efisiensi penangkapan 99,9 persen untuk partikel di atas 10 mikrometer
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021)
Harga Peralatan	Rp 9.057.240.000, setara USD 486.000
Referensi Perancangan	Turton dkk (2018), GPSA edisi 14 Bab 7, Perry's edisi 9, ASME VIII Divisi 1

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Pencampur Akrolein dan Udara (MP-01)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Menggabungkan vapor akrolein dari FLASH-01 dengan umpan udara dari BL-01 sebelum dipanaskan bersama di F-02
Model Aspen	Mixer, tipe CONVEN
Tekanan Operasi	1,013 bar

Parameter	Nilai/ Keterangan
Laju Alir Total Outlet	1.762,09 kmol per jam setara 57.158,8 kg per jam
Jenis Mixer	Static Mixer in line, elemen helical
Diameter Nominal Pipa	DN 500 mm setara 20 in, Schedule 20
Jumlah Elemen Mixing	8 elemen helical
Panjang Total Mixer	4,0 m
Pressure Drop Mixer	Kurang dari 0,03 bar
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME B31.3, perpipaan proses
Harga Peralatan	Rp 745.920.000, setara USD 40.000
Referensi	Chemineer atau Sulzer Static Mixer Design Guide (2019), ASME B31.3

3.3.4. Spesifikasi Menara Distilasi

Seksi pemurnian menggunakan satu Menara Distilasi RadFrac, yaitu MD-01, dengan isian terstruktur berupa structured packing Sulzer MellapakPlus 252.Y berbahan Stainless Steel 316L. Kondensor MD-01 bertipe Partial Vapor, mengizinkan sebagian kecil gas non-condensable lolos sebagai aliran terpisah melalui blower BL-02 dan kondensor eksternal CD-01. Kolom dilengkapi reboiler kettle RB-01 dan accumulator reflux drum ACC-01. Jumlah stage teoritis kolom ditetapkan sebesar 30 stage, dengan laju alir distilat 67,83 kmol per jam, mengikuti

hasil tuning akhir Aspen Plus untuk mencapai target produksi dan kemurnian rancangan.

Tabel 3.13 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memurnikan asam akrilat dari air, asam aasetat, asam propionat, dan asam formiat
Model Aspen	RadFrac, mode strongly non-ideal
Jumlah Unit	1 buah
Jumlah Stages Teoritis	30 stage
Stage Umpan	Stage ke-19, konvensi above stage
Jenis Kondenser	Partial Vapor, basis vapor fraction 0,25
Jenis Reboiler	Kettle Reboiler
Tekanan Kondenser	1,01325 bar
Reflux Ratio	3,0
Spesifikasi Operasi	Laju alir distilat sebesar 67,83 kmol per jam
Umpan	18.764,9 kg per jam pada suhu 25°C dan tekanan 1,213 bar
Distilat	67,83 kmol per jam setara 2.282,3 kg per jam
Reflux Rate	203,49 kmol per jam

Parameter	Nilai / Keterangan
Bottom, Produk Asam Akrilat	228,64 kmol per jam setara 16.482,6 kg per jam, kemurnian 98,59% mol
Boilup Rate	414,33 kmol per jam, boilup ratio 1,812
Suhu Top, Kondenser	110,90°C
Suhu Bottom, Reboiler	141,14°C
Duty Kondenser	1.854,96 kW (443.346,9 kal/detik)
Duty Reboiler	3.270,69 kW (781.713,3 kal/detik)
Diameter Kolom	≈7,45 m, diestimasi dari korelasi Souders-Brown proporsional terhadap kenaikan boilup rate (414,33 kmol/jam)
Tinggi Packing	12,0 m, dari 30 stage dikalikan HETP 0,40 m
Tinggi Total Kolom	≈18,5 m, meliputi tinggi packing, sump, dan seksi puncak
Tebal Shell	5/8 in (governed oleh ketebalan minimum praktis untuk operasi mendekati atmosferik, tidak berubah signifikan akibat kenaikan diameter kolom yang moderat)

Parameter	Nilai / Keterangan
Tebal Head	19 mm, berjenis Ellipsoidal (governed oleh ketebalan minimum praktis, sama seperti tebal shell)
Jenis Packing	Sulzer MellapakPlus 252.Y, Stainless Steel 316L
Volume dan Massa Packing	$\approx 523,1 \text{ m}^3$, massa $\approx 104.400 \text{ kg}$ (dihitung dari luas penampang kolom dikalikan tinggi packing 12,0 m, densitas packing $199,6 \text{ kg/m}^3$)
Inhibitor Polimerisasi	Monomethyl Ether Hydroquinone atau MEHQ, diinjeksikan pada umpan dan reflux, konsentrasi 200 ppm
Bahan Konstruksi Kolom	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1 (2021), TEMA (2019), NFPA 652
Harga Peralatan	Rp 74.750.000.000, setara USD 4.614.200, diestimasi melalui kaidah skala six-tenths ($\text{Cost} \propto \text{Volume}^{0,65}$) terhadap volume kolom yang telah ditetapkan pada rancangan ini (diameter 7,0 m, tinggi 30,5 m)

Parameter	Nilai / Keterangan
Referensi Perancangan	Kister (2008), Turton dkk (2018), Sulzer MellapakPlus Technical Data Sheet (2022), ASME VIII Divisi 1

Tabel 3.14 Spesifikasi Kondensor MD-01 (CD-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mengembunkan vapor overhead MD-01, meliputi aliran reflux dan distilat
Jenis Kondenser	Partial Vapor, basis vapor fraction 0,25
Jenis Penukar Panas	Shell and Tube, TEMA E
Laju Alir Total Vapor ke Kondenser	271,32 kmol per jam, meliputi distilat 67,83 kmol per jam dan reflux 203,49 kmol per jam (reflux ratio 3,0)
Medium Pendingin	Cooling water, suhu masuk 30°C dan suhu keluar 45°C
Suhu Kondensasi	101,20°C
Tekanan Operasi	1,05325 bar
Duty	516,75 kW (123.506,9 kal/detik)
LMTD	63,41°C (dihitung dari suhu kondensasi 101,20°C terhadap cooling water 30→45°C)

Parameter	Nilai / Keterangan
Luas Transfer Panas	$\approx 10,87 \text{ m}^2$, dihitung dari $Q/(U \times \text{LMTD})$ dengan asumsi $U = 750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ untuk kondensasi uap terhadap cooling water
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 316L dan Carbon Steel
Harga Peralatan	Rp 365.800.000, setara USD 19.600, diestimasi melalui interpolasi power-law yang sama dengan F-01/F-02
Referensi	Kern (1983), TEMA (2019), Turton dkk (2018)
Fungsi	Mengembunkan vapor overhead MD-01, meliputi aliran reflux dan distilat
Jenis Kondenser	Partial Vapor, basis vapor fraction 0,25
Jenis Penukar Panas	Shell and Tube, TEMA E
Laju Alir Total Vapor ke Kondenser	271,32 kmol per jam, meliputi distilat 67,83 kmol per jam dan reflux 203,49 kmol per jam (reflux ratio 3,0)
Medium Pendingin	Cooling water, suhu masuk 30°C dan suhu keluar 45°C
Suhu Kondensasi	$101,20^\circ\text{C}$
Tekanan Operasi	1,05325 bar
Duty	516,75 kW (123.506,9 kal/detik)

Parameter	Nilai / Keterangan
LMTD	63,41°C (dihitung dari suhu kondensasi 101,20°C terhadap cooling water 30→45°C)
Luas Transfer Panas	≈10,87 m ² , dihitung dari $Q/(U \times \text{LMTD})$ dengan asumsi $U=750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ untuk kondensasi uap terhadap cooling water
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 316L dan Carbon Steel
Harga Peralatan	Rp 365.800.000, setara USD 19.600, diestimasi melalui interpolasi power- law yang sama dengan F-01/F-02
Referensi	Kern (1983), TEMA (2019), Turton dkk (2018)

3.3.5. Spesifikasi Alat Penukar Panas

Ketiga unit pendingin pada pabrik ini dirancang sebagai shell and tube heat exchanger berjenis TEMA E, mengikuti prosedur Kern (1983), dengan dimensi tube standar berupa diameter luar 1 in atau 25,4 mm, BWG 14, panjang 16 ft atau 4,88 m, dan triangular pitch sebesar 1,25 kali diameter luar tube.

Tabel 3.15 Spesifikasi Pendingin Efluen R-01 (CL-01)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Mendinginkan efluen R-01 dari suhu 340°C menjadi 120°C

Parameter	Nilai/ Keterangan
Suhu Proses Masuk dan Keluar	340°C menjadi 120°C
Laju Alir Proses	1.008,12 kmol per jam setara 32.117,3 kg per jam
Duty	3.637,09 kW (869.284,5 kal/detik)
Medium Pendingin	Cooling water, suhu masuk 30°C dan suhu keluar 50°C
Luas Transfer Panas	125,05 m ²
Jumlah Tube	sekitar 509 tube, susunan dua lintasan tube
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 304 dan Carbon Steel
Tipe Penukar Panas	TEMA E, konfigurasi 1 shell 2 tube pass
Harga Peralatan	Rp 4.128.000.000, setara USD 220.900
Referensi	Kern (1983), TEMA Standards (2019), Turton dkk (2018)

Tabel 3.16 Spesifikasi Pendingin Efluen R-02 (CL-02)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Mendinginkan efluen R-02 dari suhu 265°C menjadi 100°C
Suhu Proses Masuk dan Keluar	265°C menjadi 100°C

Parameter	Nilai/ Keterangan
Laju Alir Proses	1.762,09 kmol per jam setara 57.158,8 kg per jam
Duty	3.118,27 kW (745.285,3 kal/detik)
Medium Pendingin	Cooling water, suhu masuk 30°C dan suhu keluar 50°C
LMTD	129,2°C
Luas Transfer Panas	86,16 m ² , estimasi awal tahap pra-rancangan
Jumlah Tube	sekitar 428 tube, susunan dua lintasan tube
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 316L dan Carbon Steel
Tipe Penukar Panas	TEMA E, konfigurasi 1 shell 2 tube pass
Harga Peralatan	Rp 5.117.000.000, setara USD 274.700
Referensi	Kern (1983), TEMA Standards (2019), Turton dkk (2018)

Tabel 3.17 Spesifikasi Pendingin Produk Asam Akrilat (CL-03)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Mendinginkan produk bottom MD-01 dari suhu 141,2°C menjadi 30°C sebelum masuk tangki T-02

Parameter	Nilai/ Keterangan
Suhu Proses Masuk dan Keluar	141,2°C menjadi 30°C
Laju Alir Proses	228,64 kmol per jam setara 16.482,6 kg per jam
Duty	588,87 kW (140.742,7 kal/detik)
Medium Pendingin	Cooling water, suhu masuk 30°C dan suhu keluar 50°C
Luas Transfer Panas	125,84 m ²
Jumlah Tube	sekitar 484 tube, susunan dua lintasan tube
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 316L dan Carbon Steel
Tipe Penukar Panas	TEMA E, konfigurasi 1 shell 2 tube pass
Inhibitor Polimerisasi	MEHQ diinjeksikan pada aliran sebelum CL-03, suhu produk dijaga di atas 15°C
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1, TEMA (2019), API 660
Harga Peralatan	Rp 4.599.000.000, setara USD 246.400
Referensi	Kern (1983), TEMA (2019), Turton dkk (2018), Yaws (2010)

Tabel 3.18 Spesifikasi Reboiler MD-01 (RB-01)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Menguapkan sebagian bottom MD-01 untuk menghasilkan vapor ascending, boilup rate 414,33 kmol per jam
Jenis Reboiler	Kettle Reboiler, horizontal, steam pada sisi shell
Jenis Penukar Panas	Shell and Tube, TEMA K
Suhu Bottom	141,14°C
Boilup Ratio	1,812
Medium Pemanas	Medium Pressure Steam, tekanan 10 bar, suhu jenuh 184°C
LMTD	sekitar 42,8°C
Duty	3.270,69 kW (781.713,3 kal/detik)
Luas Transfer Panas	sekitar 117,61 m ²
Bahan Tube dan Shell	Stainless Steel 316L dan Carbon Steel
Harga Peralatan	Rp 11.395.000.000, setara USD 703.400
Referensi	Kern (1983), TEMA (2019), Turton dkk (2018)

Tabel 3.19 Spesifikasi Accumulator (ACC-01)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Fungsi	Reflux drum, menampung kondensat dari CD-01 dan mendistribusikannya ke reflux dan distilat
Fluida	Air dengan trace asam akrilat
Suhu Operasi	sekitar 101,2°C
Tekanan Operasi	1,013 bar
Laju Alir Total	2.282,3 kg per jam
Waktu Tinggal	10 menit
Diameter	1,39 m
Panjang	4,89 m, rasio panjang terhadap diameter 3,5
Volume	7,50 m ³
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Kode Desain	ASME Section VIII Divisi 1, GPSA edisi 14 Bab 7
Harga Peralatan	Rp 3.240.000.000, setara USD 174.100
Referensi	Turton dkk (2018), GPSA edisi 14, ASME VIII Divisi 1

3.3.6. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Pabrik ini memiliki tiga jenis tangki penyimpanan, yaitu tangki bahan baku gliserol T-01, tangki produk asam akrilat T-02, dan tangki penampung limbah T-03. Ketiga tangki dirancang mengikuti standar API 650 untuk tangki silinder vertikal beratap tetap.

Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol (T-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menyimpan bahan baku gliserol murni di atas 99,5 persen berat sebelum proses produksi
Jenis Tangki	Fixed Cone Roof Tank, silinder vertikal beratap kerucut
Jumlah Unit	3 buah, 2 unit operasi dan 1 unit cadangan
Kapasitas Penyimpanan	7 hari operasi, basis operasi 24 jam per hari
Laju Konsumsi Gliserol	32.117,3 kg per jam setara 771.015 kg per hari
Volume per Tangki	1.450 m ³
Diameter Tangki	13,0 m
Tinggi Shell	11,0 m, enam course
Tinggi Total Tangki	12,0 m
Tebal Shell, Course Bawah	12 mm

Parameter	Nilai / Keterangan
Tebal Shell, Course Atas	8 mm
Tebal Atap Kerucut	5 mm
Tebal Pelat Dasar	8 mm
Kondisi Operasi	suhu 25 sampai 35°C, tekanan 1,013 bar
Material	Carbon Steel A36 dengan lining internal epoxy dua lapis
Sistem Venting	Normal vent dan pressure vacuum breaker
Sistem Pengaman	Nitrogen blanket dengan kadar oksigen minimum di bawah 2 persen volume, level transmitter, dan overflow line
Standar Desain	API 650 (2020), API 2000
Harga Peralatan	Rp 14.256.000.000 untuk 3 unit, setara USD 762.000
Referensi Perancangan	API Standard 650 (2020), API 2000, Turton dkk (2018), Perry's edisi 9 Seksi

Tabel 3.21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Asam Akrilat (T-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menyimpan produk akhir asam akrilat kemurnian 98,59% mol setelah CL-03
Jenis Tangki	Fixed Roof Tank terisolasi dengan sistem pendingin internal
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan
Kapasitas Penyimpanan	7 hari operasi
Laju Produksi Asam Akrilat	16.482,6 kg per jam setara 395.582 kg per hari
Volume per Tangki	1.350 m ³
Diameter Tangki	13,0 m
Tinggi Shell	10,2 m, enam course
Tinggi Total Tangki	11,2 m
Suhu Penyimpanan	15 sampai 20°C, di atas titik leleh dan di bawah suhu yang memicu polimerisasi
Tebal Shell, Course Bawah	10 mm
Tebal Pelat Dasar	8 mm
Inhibitor Polimerisasi	MEHQ, injeksi otomatis, konsentrasi target 200 ppm, interval pengisian ulang 7 hari

Parameter	Nilai / Keterangan
Sistem Pendingin	Cooling water coil Stainless Steel 316L di dalam tangki, suhu masuk 12°C dan suhu keluar 18°C
Insulasi	Polystyrene foam 100 mm dengan cladding aluminium
Material	Stainless Steel 316L pada seluruh bagian yang kontak dengan produk
Sistem Venting	Closed loop vent dengan adsorber karbon aktif
Sistem Pengaman	Nitrogen blanket, temperatur transmitter dengan alarm suhu tinggi pada 25°C, monitor level MEHQ, grounding, pressure relief valve diatur pada 0,3 barg, dan overflow trip
Standar Desain	API 650 (2020), ECHA Guidance on Safe Handling of Acrylic Acid, NFPA 652
Harga Peralatan	Rp 18.468.000.000 untuk 2 unit, setara USD 988.000
Referensi Perancangan	API 650 (2020), ECHA (2013), Turton dkk (2018), Perry's edisi 9 Seksi 11

Tabel 3.22 Spesifikasi Tangki Distilat Waste (T-03)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menampung limbah gabungan dari FLASH-01 dan distilat MD-01 sebelum diolah di unit pengolahan limbah
Jenis Tangki	Fixed Cone Roof Tank, silinder vertikal
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan
Kapasitas Penyimpanan	7 hari operasi
Volume per Tangki	160 m ³
Diameter Tangki	6,0 m
Tinggi Shell	5,7 m
Tinggi Total Tangki	6,3 m
Kondisi Operasi	suhu 20 sampai 50°C, tekanan 1,013 bar
Komposisi Isi	Air sebagai komponen mayoritas, dengan trace asam akrilat, asam asetat, dan asam formiat
Material	Stainless Steel 304 dengan lining epoxy internal pada bagian bawah
Standar Desain	API 650 (2020), API 2000, NFPA 77

Parameter	Nilai / Keterangan
Pengiriman ke Pengolahan Limbah	Pompa submersible Stainless Steel 316L, 2,2 kW
Harga Peralatan	Rp 3.888.000.000 untuk 2 unit, setara USD 208.300
Referensi	API 650 (2020), Turton dkk (2018)

3.3.7. Spesifikasi Alat Transportasi Fluida

Pabrik ini menggunakan tiga unit pompa sentrifugal untuk aliran cairan serta dua unit blower sentrifugal untuk aliran gas, masing-masing dirancang mengatasi pressure drop pipa dan peralatan pada jalurnya.

Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa Umpan Gliserol (P-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memompa gliserol cair dari tangki T-01 menuju F-01
Jenis Pompa	Sentrifugal
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan
Laju Alir	353,85 kmol per jam setara 32.117,3 kg per jam, setara 421,71 L/menit
Kenaikan Tekanan	0,2 bar
Head Developed	1,607 m-kgf/kg
Daya Fluida (Hidraulik)	0,141 kW

Parameter	Nilai / Keterangan
Efisiensi Pompa	0,65
Daya Poros (Brake Power)	0,216 kW
Efisiensi Motor	0,95
Daya Motor Terpasang (Listrik)	0,228 kW
NPSH Tersedia	8,13 m-kgf/kg
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME B73.1, ASME B31.3
Referensi	Perry's edisi 9 Seksi 10, Turton dkk (2018)

Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa Umpan Menara Distilasi (P-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memompa cairan asam akrilat kasar dari FLASH-02 menuju MD-01
Jenis Pompa	Sentrifugal
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan
Laju Alir	300,42 L/menit
Kenaikan Tekanan	0,2 bar
Head Developed	1,959 m-kgf/kg
Daya Fluida (Hidraulik)	0,100 kW
Efisiensi Pompa	0,7

Parameter	Nilai / Keterangan
Daya Poros (Brake Power)	0,143 kW
Daya Motor Terpasang (Listrik)	0,143 kW
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME B73.1, ASME B31.3
Referensi	Perry's edisi 9 Seksi 10, Turton dkk (2018)

Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa Produk Asam Akrilat (P-03)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memompa produk bottom MD-01 menuju pendingin CL-03 dan tangki produk T-02
Jenis Pompa	Sentrifugal
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan
Laju Alir	228,64 kmol per jam setara 16.482,6 kg per jam, setara 303,25 L/menit
Kenaikan Tekanan	0,2 bar
Head Developed	2,251 m-kgf/kg
Daya Fluida (Hidraulik)	0,101 kW
Efisiensi Pompa	0,7
Daya Poros (Brake Power)	0,144 kW

Parameter	Nilai / Keterangan
Daya Motor Terpasang (Listrik)	0,144 kW
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME B73.1, ASME B31.3
Referensi	Perry's edisi 9 Seksi 10, Turton dkk (2018)

Tabel 3.26 Spesifikasi Blower Udara Umpan (BL-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mengalirkan udara umpan dari atmosfer menuju MP-01 dan F-02
Jenis	Centrifugal Blower, Isentropic Compressor model, single stage
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan
Fluida	Udara kering, 21 persen mol oksigen dan 79 persen mol nitrogen
Laju Alir Massa	41.456,2 kg per jam
Tekanan Suction dan Discharge	1,013 bar menjadi 1,103 bar
Suhu Keluar	36,25°C, suhu keluar isentropik 32,32°C
Daya Terindikasi	131,06 kW
Efisiensi Blower (Isentropik)	0,65

Parameter	Nilai / Keterangan
Daya Poros	137,96 kW
Efisiensi Mekanik	0,95
Kehilangan Daya Mekanik	6,90 kW
Material Impeller dan Casing	Carbon Steel dengan coating epoksi anti korosi
Kode Desain	ISO 5801, ASME B31.3, Permenaker 38 Tahun 2016
Harga Peralatan	Rp 5.832.000.000 untuk 2 unit, setara USD 312.000
Referensi Perancangan	Perry's edisi 9 Seksi 10, Turton dkk (2018), ISO 5801, GPSA edisi 14

Tabel 3.27 Spesifikasi Blower Overhead Menara Distilasi (BL-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mendorong vapor overhead MD-01 menuju kondensor eksternal CD-01
Jenis	Centrifugal Blower, Isentropic Compressor model, single stage
Jumlah Unit	2 buah, 1 unit operasi dan 1 unit cadangan

Parameter	Nilai / Keterangan
Laju Alir	271,32 kmol per jam (distilat 67,83 kmol per jam dan reflux 203,49 kmol per jam)
Tekanan Suction dan Discharge	1,01325 bar menjadi 1,05325 bar
Suhu Keluar	114,63°C, suhu keluar isentropik 113,35°C
Daya Terindikasi	3,56 kW
Efisiensi Blower (Isentropik)	0,65
Daya Poros	3,75 kW
Efisiensi Mekanik	0,95
Kehilangan Daya Mekanik	0,19 kW
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ISO 5801, ASME B31.3, ATEX Zona 1
Harga Peralatan	Rp 1.404.000.000 untuk 2 unit, setara USD 75.200
Referensi Perancangan	Perry's edisi 9 Seksi 10, Turton dkk (2018), ISO 5801

Tabel 3.28 Spesifikasi Alat Pencampur Udara dan Vapor Akrolein (MP-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menggabungkan udara kering keluar BL-01 dengan vapor akrolein keluar

Parameter	Nilai / Keterangan
	FLASH-01, sebelum dipanaskan bersama di F-02
Model Aspen	Mixer, tipe CONVEN
Suhu Outlet	44,00°C
Tekanan Operasi	1,01325 bar
Fasa Outlet	Vapor penuh
Jenis Mixer	Static Mixer in line, elemen helical
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Kode Desain	ASME B31.3, perpipaan proses
Referensi	Chemineer atau Sulzer Static Mixer Design Guide (2019), ASME B31.3

3.3.8. Spesifikasi Control Valve (CV) dan Pressure Reducing Valve (EV)

Control valve (CV) merupakan alat pengendalian proses yang terpasang pada jalur pipa untuk mengatur laju alir, tekanan, dan level sesuai sinyal dari sistem kontrol DCS/PLC. Spesifikasi seluruh CV pada pabrik ini didasarkan pada standar ISA-75.01.01 (Control Valve Sizing) dan ANSI/FCI 70-2 (Control Valve Seat Leakage). Aktuator pneumatik dipilih untuk seluruh CV karena kompatibilitas dengan instrumen udara tekan dan respons yang cepat untuk pengendalian proses.

Tabel 3.29 Spesifikasi Control Valve Umpan Gliserol F-01 ke R-01 (CV-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mengatur laju alir umpan gliserol vapor panas dari F-01 menuju R-01, sekaligus pengendalian laju produksi pabrik
Jenis	Globe Control Valve, trim equal percentage, single seat, top guided
Kondisi Operasi	T = 320°C, P = 1,213 bar, fluida vapor gliserol $C_3H_8O_3$, VF = 1,000
Laju Alir Desain	353,85 kmol per jam setara 32.117,3 kg per jam
Ukuran Nominal	DN 200 mm (8 inch), Cv = 2.200, ANSI Class 300
Material Body	Stainless Steel 316L, tahan gliserol korosif pada suhu di atas 300°C
Material Trim dan Seat	Stellite 6, paduan kobalt kromium, tahan abrasi dan suhu tinggi
Material Packing	Grafoil, expanded graphite, tahan suhu hingga 450°C, mengacu API 622
Aktuator	Pneumatik spring return, Air to Open, Fail Close, sinyal 4 sampai 20 mA melalui I/P converter

Parameter	Nilai / Keterangan
Instrumen Interlok	FIC-R01, Flow Indicating Controller, dengan flow transmitter pada jalur upstream
Kode Desain	ISA-75.01.01, ANSI/FCI 70-2, API 6D, ASME B16.34 Class 300
Harga Peralatan	Rp 151.200.000, setara USD 9.300, termasuk aktuator dan positioner
Referensi	ISA-75.01.01 (2012), ANSI/FCI 70-2, Fisher Control Valve Handbook edisi 5

Tabel 3.30 Spesifikasi Control Valve Udara Umpan BL-01 ke F-02 (CV-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mengatur laju alir udara kering umpan dari BL-01 menuju MP-01 dan F-02, mempertahankan rasio stoikiometri O_2/C_3H_4O sesuai kebutuhan reaksi R-02
Jenis	Globe Control Valve, trim linear, double seat (balanced)
Kondisi Operasi	T = 25°C, P = 1,103 bar (setelah BL-01), fluida udara kering (21% O_2 , 79% N_2), $\rho = 1,301 \text{ kg/m}^3$

Parameter	Nilai / Keterangan
Laju Alir Desain	1.436,94 kmol per jam setara 41.456,2 kg per jam, $Q = 31.890 \text{ m}^3/\text{jam}$
Ukuran Nominal	DN 500 mm (20 inch), $C_v = 18.500$, ANSI Class 150 (fluida udara bertekanan rendah)
Material Body	Carbon Steel A216 WCB (cukup untuk udara bersih pada suhu ambien)
Material Trim	Stainless Steel 316 (corrosion protection)
Material Packing	PTFE (Teflon) dengan live-loading spring, suhu rendah (25°C), API 622
Aktuator	Pneumatik spring-return, Air-to-Close (Fail-Open), aman jika supply air gagal
Instrumen Interlok	FIC-AIR, Flow Indicating Controller, FT pada jalur upstream BL-01, rasio controller R-01/R-02
Kode Desain	ISA-75.01.01, ANSI/FCI 70-2, ASME B16.34 Class 150
Harga Peralatan	Rp 129.600.000, setara USD 8.000, CS body, large bore
Referensi	ISA-75.01.01, Fisher Control Valve Handbook edisi 5, GPSA edisi 14

Tabel 3.31 Spesifikasi Level Control Valve Bottom MD-01 ke P-03 (CV-03)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mengontrol level liquid di sump bottom MD-01 dengan meregulasi laju alir produk asam akrilat menuju pompa P-03, mencegah luapan atau kekeringan bottom kolom
Jenis	Globe Control Valve, full bore straight through body, konstruksi penuh Stainless Steel 316L
Kondisi Operasi	T = 141,14°C, P = 1,01325 bar, fluida asam akrilat 98,59% mol liquid, korosif dan berpotensi polimerisasi
Laju Alir Desain	228,64 kmol per jam setara 16.482,6 kg per jam, $\rho = 1.048 \text{ kg/m}^3$
Ukuran Nominal	DN 100 mm (4 inch), Cv = 255, ANSI Class 300
Material Body	Stainless Steel 316L, kontak langsung asam akrilat pada suhu 141°C
Material Trim	SS-316L dengan PTFE seat insert, tahan asam akrilat murni

Parameter	Nilai / Keterangan
Material Packing	PTFE chevron packing dengan packing follower SS-316L, bebas kebocoran untuk asam akrilat
Aktuator	Pneumatik spring return, Air to Open, Fail Close, positioner Fisher DVC6200
Instrumen Interlok	LIC-MD01, Level Indicating Controller, interlok injeksi MEHQ apabila suhu di atas ambang aman
Fitur Khusus	Fail close untuk mencegah asam akrilat tumpah saat kegagalan sistem, flush connection PTFE, purge N2 port
Kode Desain	ISA-75.01.01, ANSI/FCI 70-2, ASME B16.34 Class 300, NACE MR0103, EN ISO 21787
Harga Peralatan	Rp 97.200.000, setara USD 6.000
Referensi	ISA-75.01.01, ANSI/FCI 70-2, BASF Acrylic Acid Handling Guidelines (2020)

3.3.9. Spesifikasi Pressure Safety/Relief Valve (PSV/PRV)

Pressure Safety Valve (PSV) dan Pressure Relief Valve (PRV) merupakan perangkat pengaman tekanan berlebih yang wajib dipasang pada setiap vessel bertekanan, kolom distilasi, dan tangki penyimpanan. Seluruh PSV/PRV dirancang sesuai API 520/521/526 dan ASME Section VIII Divisi 1 (mandatory appendix M). Discharge dialirkan ke flare header bertekanan rendah 0,1 barg melalui piping yang memenuhi API 521.

Tabel 3.32 Spesifikasi Safety Relief Valve Tangki Produk T-02 (PRV-01)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Melindungi tangki produk T-02 dari overpressure akibat kegagalan sistem pendingin CL-03, kecelakaan polimerisasi eksotermik, atau kebakaran di sekitar tangki
Jenis	Spring Loaded Full Nozzle Safety Relief Valve, API 526 Orifice Letter D
Set Pressure	0,30 barg setara 1,313 bar absolut, 10% di atas tekanan operasi normal T-02
Overpressure Allowance	10% dari set pressure, kondisi fire case 21%
Kondisi Inlet	T = 15 sampai 20°C operasi normal, T fire case = 131°C, P = 0,30 barg

Parameter	Nilai / Keterangan
Fluida Discharge	Vapor asam akrilat, MW = 72,06, titik didih 141°C pada 1 atm
Kapasitas Relief	Dihitung mengikuti API 520 Part I, luas orifice minimum 1,26 cm ² , dipilih orifice D sebesar 1,265 cm ²
Ukuran Inlet/Outlet	DN 50 mm (2 inch) inlet, DN 80 mm (3 inch) outlet, flange ANSI Class 300
Material Body	Stainless Steel 316L, tahan asam akrilat di atas 99% mol
Material Disc/Seat	Disc dan nozzle seat SS-316L, spring Inconel 718, tahan korosi asam akrilat
Discharge Routing	Menuju flare header bertekanan rendah 0,1 barg, kemiringan piping minimum 1:100 ke knock out drum
Kode Desain	API 520 Part I dan II (2020), API 526 (2017), ASME Section VIII Divisi 1 UG-125 sampai 134, NFPA 30
Harga Peralatan	Rp 43.200.000, setara USD 2.667
Referensi	API 520 (2020), API 526 (2017), ASME Section VIII Divisi 1, NFPA 30 (2021)

Tabel 3.33 Spesifikasi Spesifikasi Safety Valve Menara Distilasi MD-01 (PRV-02)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Melindungi kolom distilasi MD-01 dari overpressure akibat blocked outlet atau kegagalan instrumen pengendalian tekanan pada kondensor eksternal CD-01
Jenis	Spring Loaded Safety Valve, Full Nozzle, API 526
Jumlah Unit	1 unit
Set Pressure	1,1 barg setara 2,113 bar absolut, 10% di atas tekanan operasi kolom 1,01325 bar absolut
Overpressure Allowance	10% dari set pressure, kondisi fire case 21%
Kondisi Inlet	T = 110,90°C pada puncak kolom, vapor air dan asam akrilat trace
Kapasitas Relief	Dihitung mengikuti API 520 Part I berdasarkan kondisi blocked outlet, yaitu vapor flow dari reboiler RB-01 saat kondensor CD-01 gagal
Ukuran Inlet/Outlet	DN 50 mm (2 inch) inlet, DN 50 mm (2 inch) outlet, flange ANSI Class 300

Parameter	Nilai / Keterangan
Material Body dan Trim	Stainless Steel 316L, seluruh material kontak tahan asam organik, spring Inconel 718
Discharge Routing	Menuju flare header 0,1 barg melalui knock out drum, mengacu ANSI B31.3 dan API 521
Kode Desain	API 520 Part I dan II (2020), API 526 (2017), ASME Section VIII Divisi 1 UG-125, API 521
Harga Peralatan	Rp 32.400.000, setara USD 2.000
Referensi	API 520 (2020), API 526 (2017), API 521 (2020), ASME Section VIII Divisi 1

3.4. Neraca Massa

Neraca massa merupakan penerapan hukum kekekalan massa terhadap setiap unit operasi dalam proses produksi asam akrilat dari gliserol. Neraca massa menyatakan bahwa massa total yang masuk ke dalam suatu sistem harus sama dengan massa total yang keluar, ditambah akumulasi. Karena proses ini beroperasi secara kontinu pada kondisi *steady-state*, tidak ada akumulasi di dalam sistem, sehingga berlaku:

$$\sum in = \sum out$$

Seluruh data neraca massa pada subbab ini bersumber dari hasil simulasi *Aspen Plus V14*, menggunakan metode konvergensi Wegstein pada *recycle loop* dengan *tear stream*. Komponen kimia yang diperhitungkan meliputi 14 spesies: $C_3H_8O_3$, C_3H_4O , H_2O , $C_3H_6O_2$ (asetol), C_2H_4O , CO , H_2 , O_2 , N_2 , $C_3H_4O_2$, CH_2O_2 , $C_2H_4O_2$, $C_3H_6O_2$ (asam propionat), dan C_3H_6O .

Basis neraca massa: **1 jam operasi** (laju alir dalam kg/jam dan kmol/jam). Neraca massa disajikan dalam dua bentuk: (1) neraca massa per komponen dalam satuan kg/jam, dan (2) neraca massa molar dalam kmol/jam untuk keperluan stoikiometri.

3.4.1. Neraca Massa Global

Neraca massa global proses ditinjau pada batas sistem keseluruhan pabrik, meliputi seluruh arus masuk (umpan segar) dan arus keluar (produk, limbah, dan vent) tanpa memperhitungkan arus internal antar-unit operasi. Steam yang digunakan sebagai media pemanas pada F-01/F-02 tidak termasuk dalam neraca ini karena beroperasi sebagai utilitas sirkuit tertutup (kondensat di-recycle menuju sistem boiler), bukan sebagai bahan proses. Dua arus masuk sistem, yaitu umpan gliserol segar dan umpan udara kering, diproses melalui rangkaian reaksi dan pemisahan sehingga menghasilkan empat arus keluar sistem: limbah cair dari FLASH-01, gas vent dari FLASH-02, distilat MD-01, dan produk akhir asam akrilat.

Tabel 3.34 Neraca Massa Global Proses

Arus	Deskripsi	Status	Laju Alir (kg/jam)	Persentase
1	Umpan gliserol segar (dari T-01)	MASUK	32.117,3	43,66%
9	Umpan udara kering (atmosfer)	MASUK	41.456,2	56,34%
TOTAL MASUK			73.573,5	100,00%
7	Limbah cair FLASH-01 (air, asetol, dsb menuju T- 03)	KELUAR	16.414,6	22,32%
17	Gas vent FLASH-02 (N ₂ , O ₂ sisa, menuju scrubber)	KELUAR	38.393,9	52,19%
21	Distilat MD- 01 (air dan pengotor)	KELUAR	2.282,3	3,10%

Arus	Deskripsi	Status	Laju Alir (kg/jam)	Persentase
	ringan, menuju T-03)			
24	Produk akhir asam akrilat (bottom MD-01, menuju T-02)	KELUAR	16.482,6	22,40%
TOTAL KELUAR			73.573,5	100,00%

Neraca massa global menunjukkan closure sempurna (selisih 0,00%) antara total massa masuk dan keluar sistem, mengonfirmasi validitas simulasi Aspen Plus pada kondisi steady-state. Sebagian besar massa umpan (74,5%) keluar sistem sebagai gas vent dan limbah cair, karena umpan udara membawa nitrogen dalam jumlah besar sebagai gas inert yang tidak bereaksi, sementara hanya sebagian kecil oksigen yang benar-benar dikonsumsi pada reaksi oksidasi di R-02.

Tabel berikut menyajikan kondisi termodinamika (suhu, tekanan, fasa) dan laju alir seluruh 25 aliran proses utama pada flowsheet Aspen Plus V14, hasil simulasi akhir dengan model kinetika LHHW pada R-01 dan R-02, redesign F-01/F-02 sebagai heat exchanger dengan loop steam superheated, dan MD-01 tunggal 30 stage.

Tabel 3.35 Kondisi Termodinamika Seluruh Aliran Proses

Arus	Dari	Ke	Fasa	T (°C)	P (bar)	$\dot{m}$ (kg/jam)
1	—	P-01	Liquid	30,000	1,013	32.117,31
2	P-01	F-01	Liquid	30,005	1,213	32.117,31
3	—	F-01	Vapor	400,000	40,000	382.644,55
4	F-01	R-01	Vapor	320,000	1,213	32.117,31
5	R-01	CL-01	Vapor	340,002	1,013	32.117,31
6	CL-01	FLASH-01	Vapor	120,000	1,026	32.117,31
7	FLASH-01	—	Liquid	60,000	1,013	16.414,64
8	FLASH-01	MP-01	Vapor	60,000	1,013	15.702,67
9	—	BL-01	Vapor	25,000	1,013	41.456,15

Arus	Dari	Ke	Fasa	T (°C)	P (bar)	ṁ (kg/jam)
10	BL-01	MP-01	Vapor	36,254	1,103	41.456,15
11	MP-01	F-02	Vapor	44,000	1,013	57.158,83
12	F-01	F-02	Vapor	345,062	40,000	382.644,55
13	F-02	—	Vapor	327,236	40,000	382.644,55
14	F-02	R-02	Vapor	265,000	1,013	57.158,83
15	R-02	CL-02	Vapor	265,038	1,013	57.158,83
16	CL-02	FLASH-02	Vapor	100,000	1,013	57.158,83
17	FLASH-02	—	Vapor	25,000	1,013	38.393,89
18	FLASH-02	P-02	Liquid	25,000	1,013	18.764,94
19	P-02	MD-01	Liquid	25,012	1,213	18.764,94

Arus	Dari	Ke	Fasa	T (°C)	P (bar)	ṁ (kg/jam)
20	MD-01	BL-02	Vapor	110,899	1,013	2.282,32
21	BL-02	CD-01	Vapor	114,627	1,053	2.282,32
22	CD-01	—	Mixed (VF 0,25)	101,205	1,053	2.282,32
23	MD-01	P-03	Liquid	141,140	1,013	16.482,62
24	P-03	CL-03	Liquid	141,158	1,213	16.482,62
25	CL-03	—	Liquid	30,000	1,013	16.482,62

Arus 3, 12, dan 13 merupakan sirkuit steam superheated bertekanan tinggi (40 bar) yang beroperasi sebagai loop tertutup antara F-01 dan F-02, dipanaskan ulang oleh HF-02 (tidak dihitung sebagai bahan proses pada neraca massa global). Arus 22 merupakan keluaran CD-01 dengan fraksi uap 0,25 (kondenser Partial Vapor), memisahkan reflux menuju puncak MD-01 dari distilat menuju T-03 pada unit ACC-01.

3.4.2. Neraca Massa per Unit Operasi

Neraca massa per unit operasi berikut disajikan berdasarkan arus masuk dan keluar masing-masing peralatan, bersumber langsung dari hasil simulasi akhir Aspen Plus.

3.4.2.1. P-01 (Pompa Sentrifugal Umpan Gliserol)

P-01 memompa gliserol cair dari tangki penyimpanan T-01 menuju F-01, menaikkan tekanan sebesar 0,2 bar tanpa mengubah komposisi maupun fasa aliran. Umpan pada titik ini terdiri dari dua komponen, yaitu gliserol sebagai komponen utama dan sejumlah kecil air sebagai pengotor bawaan bahan baku.

Tabel 3.36 Neraca Massa P-01

Komponen	MASUK (Arus 1)	KELUAR (Arus 2)
	30,0°C, 1,013 bar	30,0°C, 1,213 bar
Gliserol (C ₃ H ₈ O ₃)	32.002,9	32.002,9
Air (H ₂ O)	114,4	114,4
Total	32.117,3	32.117,3

3.4.2.2. F-01 (Heat Exchanger Gliserol, 30 → 320°C)

F-01 memanaskan dan menguapkan gliserol menggunakan steam superheated sebagai media pemanas sisi shell. Pada sisi proses, gliserol mengalami perubahan fasa dari cair menjadi vapor superheated, namun komposisi kimianya tidak berubah karena tidak ada reaksi yang terjadi di unit ini.

Tabel 3.37 Neraca Massa F-01 (Sisi Proses)

Komponen	MASUK (Arus 2)	KELUAR (Arus 4)
	30,0°C, 1,213 bar, Liquid	320,0°C, 1,213 bar, Vapor
Gliserol (C ₃ H ₈ O ₃)	32.002,9	32.002,9
Air (H ₂ O)	114,4	114,4
Total	32.117,3	32.117,3

3.4.2.3. R – 01 (Reaktor Dehidrasi Gliserol)

Gliserol vapor bereaksi secara katalitik di dalam R-01 membentuk akrolein sebagai produk utama, melalui reaksi dehidrasi $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + 2\text{H}_2\text{O}$. Reaksi ini disertai tiga reaksi samping paralel yang menghasilkan asetol, asetaldehida (beserta karbon monoksida dan hidrogen sebagai hasil fragmentasi termal), dan sejumlah kecil n-propanol dari hidrogenasi akrolein. Konversi gliserol yang dicapai adalah 100,00%, sehingga tidak ada gliserol sisa yang terdeteksi pada arus keluar.

Tabel 3.38 Neraca Massa R-01

Komponen	MASUK (Arus 4)	KELUAR (Arus 5)
	320,0°C, 1,213 bar	340,0°C, 1,013 bar
Gliserol (C ₃ H ₈ O ₃)	32.002,9	0,0
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	0,0	16.740,8
Air (H ₂ O)	114,4	11.854,7
Asetol (C ₃ H ₆ O ₂)	0,0	2.726,3
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	0,0	286,8

Komponen	MASUK (Arus 4)	KELUAR (Arus 5)
	320,0°C, 1,213 bar	340,0°C, 1,013 bar
Karbon Monoksida (CO)	0,0	182,3
Hidrogen (H ₂)	0,0	1,9
n-Propanol (C ₃ H ₈ O)	0,0	324,5
Total	32.117,3	32.117,3

Selisih massa air antara arus masuk (114,4 kg/jam) dan keluar (11.854,7 kg/jam) mencerminkan air yang terbentuk dari reaksi dehidrasi (2 mol air per mol gliserol bereaksi pada reaksi utama, ditambah 1 mol air per mol gliserol bereaksi pada reaksi samping pembentukan asetol dan asetaldehida), bukan merupakan ketidaksetimbangan neraca massa.

3.4.2.4. CL – 01 (Pendingin Efluent R-01)

CL-01 mendinginkan efluen R-01 dari 340°C menjadi 120°C menggunakan cooling water pada sisi shell, tanpa mengubah komposisi kimia aliran proses karena tidak ada reaksi lanjutan yang terjadi.

Tabel 3.39 Neraca Massa CL-01 (Cooler (Efluen R-01))

Komponen	MASUK (Arus 5)	KELUAR (Arus 6)
	340,0°C, 1,013 bar	120,0°C, 1,013 bar
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	16.740,8	16.740,8
Air (H ₂ O)	11.854,7	11.854,7
Asetol (C ₃ H ₆ O ₂)	2.726,3	2.726,3

Komponen	MASUK (Arus 5)	KELUAR (Arus 6)
	340,0°C, 1,013 bar	120,0°C, 1,013 bar
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	286,8	286,8
Karbon Monoksida (CO)	182,3	182,3
Hidrogen (H ₂)	1,9	1,9
n-Propanol (C ₃ H ₈ O)	324,5	324,5
TOTAL (kg/jam)	32.117,3	32.117,3

3.4.2.5. FLASH-01 (Separator Vapor-Liquid)

FLASH-01 memisahkan efluen R-01 yang telah didinginkan menjadi dua fasa berdasarkan volatilitas relatif masing-masing komponen. Akrolein, karbon monoksida, dan hidrogen yang bersifat lebih volatil terkonsentrasi pada fasa vapor dan diteruskan menuju MP-01/F-02 sebagai umpan reaksi oksidasi, sedangkan air dan asetol yang bersifat kurang volatil terkondensasi pada fasa cairan dan diteruskan menuju tangki limbah T-03. Pemisahan ini beroperasi pada suhu 60°C dengan pendinginan internal menyerap duty 8.762,3 kW.

Tabel 3.40 Neraca Massa FLASH-01

Komponen	MASUK	Vapor	Cairan
	(Arus 6)	(Arus 8)	(Arus 7)
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	16.740,8	13.910,9	2.829,9
Air (H ₂ O)	11.854,7	1.067,3	10.787,4
n-Propanol (C ₃ H ₈ O)	324,5	224,2	100,3

Komponen	MASUK (Arus 6)	Vapor (Arus 8)	Cairan (Arus 7)
Asetol ($C_3H_6O_2$)	2.726,3	74,4	2.651,9
Asetaldehida (C_2H_4O)	286,8	241,6	45,1
Karbon	182,3	182,3	0,0
Monoksida (CO)			
Hidrogen (H_2)	1,9	1,9	0,0
TOTAL (kg/jam)	32.117,3	15.702,7	16.414,6

Vapor keluaran FLASH-01 (arus 8) didominasi akrolein (88,6% massa), sedangkan cairan bawah (arus 7) didominasi air dan asetol (99,7% massa gabungan), mengonfirmasi efektivitas pemisahan fasa vapor-cair sebelum akrolein dilanjutkan ke tahap oksidasi.

3.4.2.6. BL-01 (Blower Udara Umpan)

BL-01 mengalirkan udara kering dari atmosfer menuju MP-01, menaikkan tekanan sebesar 0,09 bar tanpa mengubah komposisi. Udara diasumsikan terdiri dari 21% mol oksigen dan 79% mol nitrogen, sesuai komposisi udara kering standar.

Tabel 3.41 Neraca Massa BL-01

Komponen	MASUK (Arus 9)	KELUAR (Arus 10)
	25,0°C, 1,013 bar	36,25°C, 1,103 bar
Oksigen (O ₂)	9.655,8	9.655,8
Nitrogen (N ₂)	31.800,3	31.800,3
Total	41.456,2	41.456,2

3.4.2.7. MP-01 (Mixer Udara dan Vapor Akrolein)

MP-01 menggabungkan vapor akrolein beserta seluruh komponen pengotornya dari FLASH-01 dengan udara kering dari BL-01, sebelum dipanaskan bersama di F-02. Karena mixer beroperasi tanpa reaksi kimia, komposisi keluaran merupakan penjumlahan langsung kedua arus masuk.

Tabel 3.42 Neraca Massa MP-01

Komponen	MASUK (Arus 8 + 10)	KELUAR (Arus 11)
		44,0°C, 1,01325 bar
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	13.910,9	13.910,9
Air (H ₂ O)	1.067,3	1.067,3
n-Propanol (C ₃ H ₈ O)	224,2	224,2
Asetol (C ₃ H ₆ O ₂)	74,4	74,4
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	241,6	241,6
Karbon Monoksida (CO)	182,3	182,3
Hidrogen (H ₂)	1,9	1,9
Oksigen (O ₂)	9.655,8	9.655,8

Komponen	MASUK (Arus 8 + 10)	KELUAR (Arus 11)
		44,0°C, 1,01325 bar
Nitrogen (N ₂)	31.800,3	31.800,3
TOTAL (kg/jam)	57.158,8	57.158,8

3.4.2.8. F-02 (Heat Exchanger Umpan Reaktor Oksidasi)

F-02 memanaskan gabungan umpan udara dan vapor akrolein dari 44°C menjadi 265°C menggunakan sisa panas steam dari F-01, tanpa mengubah komposisi sisi proses karena tidak ada reaksi kimia yang terjadi pada unit penukar panas ini.

Tabel 3.43 Neraca Massa F-02 (Sisi Proses)

Komponen	MASUK (Arus 11)	KELUAR (Arus 14)
	44,0°C, 1,01325 bar	265,0°C, 1,01325 bar
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	13.910,9	13.910,9
Oksigen (O ₂)	9.655,8	9.655,8
Nitrogen (N ₂)	31.800,3	31.800,3
Air (H ₂ O)	1.067,3	1.067,3
n-Propanol (C ₃ H ₈ O)	224,2	224,2
Asetol (C ₃ H ₆ O ₂)	74,4	74,4
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	241,6	241,6
Karbon Monoksida (CO)	182,3	182,3
Hidrogen (H ₂)	1,9	1,9
TOTAL (kg/jam)	57.158,8	57.158,8

3.4.2.9. R-02 (Reaktor Oksidasi Akrolein)

Akrolein bereaksi dengan oksigen secara katalitik di dalam R-02 membentuk asam akrilat sebagai produk utama, melalui reaksi oksidasi parsial $C_3H_4O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_3H_4O_2$. Reaksi ini disertai tiga reaksi samping paralel yang mengoksidasi n-propanol menjadi asam propionat, serta mengoksidasi asetol dan asetaldehida masing-masing menjadi asam formiat/asam asetat dan asam asetat. Konversi akrolein yang dicapai adalah 100,00%, sehingga tidak ada akrolein sisa yang terdeteksi pada arus keluar. Nitrogen bersifat inert dan tidak mengalami perubahan sama sekali, sementara oksigen berkurang sebesar 4.089,2 kg per jam akibat terkonsumsi pada keempat reaksi oksidasi.

Tabel 3.44 Neraca Massa R-02

Komponen	MASUK (Arus 14)	KELUAR (Arus 15)
	265,0°C, 1,013 bar	265,0°C, 1,013 bar
Akrolein (C ₃ H ₄ O)	13.910,9	0,0
Oksigen (O ₂)	9.655,8	5.566,7
Nitrogen (N ₂)	31.800,3	31.800,3
Air (H ₂ O)	1.067,3	1.067,3
n-Propanol (C ₃ H ₈ O)	224,2	0,0
Asetol (C ₃ H ₆ O ₂)	74,4	0,0
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	241,6	171,7
Karbon Monoksida (CO)	182,3	182,3
Hidrogen (H ₂)	1,9	1,9

Komponen	MASUK (Arus 14)	KELUAR (Arus 15)
	265,0°C, 1,013 bar	265,0°C, 1,013 bar
Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$)	0,0	17.880,7
Asam Propionat ($C_3H_6O_2$)	0,0	286,0
Asam Formiat (CH_2O_2)	0,0	46,3
Asam Asetat ($C_2H_4O_2$)	0,0	155,7
TOTAL (kg/jam)	57.158,8	57.158,8

3.4.2.10.CL-02 (Pendingin Efluen R-02)

CL-02 mendinginkan efluen R-02 dari 265°C menjadi 100°C menggunakan cooling water, tanpa mengubah komposisi karena tidak ada reaksi lanjutan.

Tabel 3.45 Neraca Massa CL-02

Komponen	MASUK (Arus 15)	KELUAR (Arus 16)
	265,0°C, 1,013 bar	100,0°C, 1,013 bar
Nitrogen (N_2)	31.800,3	31.800,3
Oksigen (O_2)	5.566,7	5.566,7
Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$)	17.880,7	17.880,7
Air (H_2O)	1.067,3	1.067,3
Asetaldehida (C_2H_4O)	171,7	171,7
Asam Propionat ($C_3H_6O_2$)	286,0	286,0

Komponen	MASUK (Arus 15)	KELUAR (Arus 16)
	265,0°C, 1,013 bar	100,0°C, 1,013 bar
Asam Formiat (CH_2O_2)	46,3	46,3
Asam Asetat ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$)	155,7	155,7
Karbon Monoksida (CO)	182,3	182,3
Hidrogen (H_2)	1,9	1,9
TOTAL (kg/jam)	57.158,8	57.158,8

3.4.2.11. FLASH-02 (Separator (Vent O₂/N₂))

FLASH-02 memisahkan efluen R-02 yang telah didinginkan menjadi aliran gas vent yang didominasi nitrogen dan sisa oksigen (diteruskan menuju scrubber sebelum dibuang ke atmosfer), dan aliran cairan asam akrilat kasar yang membawa hampir seluruh asam akrilat, asam propionat, asam formiat, asam asetat, dan air (diteruskan menuju P-02 untuk dimurnikan lebih lanjut di MD-01). Pemisahan ini beroperasi pada suhu 25°C dengan pendinginan internal menyerap duty 3.796,6 kW.

Tabel 3.46 Neraca Massa FLASH-02

Komponen	MASUK	Vent Gas	Cairan
	(Arus 16)	(Arus 17)	(Arus 18)
Nitrogen (N_2)	31.800,3	31.799,9	0,4
Oksigen (O_2)	5.566,7	5.566,5	0,2
Asam Akrilat ($\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$)	17.880,7	453,1	17.427,7

Komponen	MASUK (Arus 16)	Vent Gas (Arus 17)	Cairan (Arus 18)
Air (H ₂ O)	1.067,3	222,7	844,6
Asam Propionat (C ₃ H ₆ O ₂)	286,0	7,3	278,6
Asam Formiat (CH ₂ O ₂)	46,3	13,7	32,5
Asam Asetat (C ₂ H ₄ O ₂)	155,7	15,7	140,0
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	171,7	130,8	40,9
Karbon Monoksida (CO)	182,3	182,3	0,0
Hidrogen (H ₂)	1,9	1,9	0,0
TOTAL (kg/jam)	57.158,8	38.393,9	18.764,9

3.4.2.12.P-02 (Pompa Umpan Menara Distilasi)

P-02 memompa cairan asam akrilat kasar dari FLASH-02 menuju MD-01, menaikkan tekanan sebesar 0,2 bar tanpa mengubah komposisi.

Tabel 3.47 Neraca Massa P-02

Komponen	MASUK (Arus 18) 25,0°C, 1,013 bar	KELUAR (Arus 19) 25,0°C, 1,213 bar
Asam Akrilat (C ₃ H ₄ O ₂)	17.427,7	17.427,7

Komponen	MASUK (Arus 18)	KELUAR (Arus 19)
	25,0°C, 1,013 bar	25,0°C, 1,213 bar
Air (H ₂ O)	844,6	844,6
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	171,7	171,7
Asam Propionat (C ₃ H ₆ O ₂)	278,6	278,6
Asam Formiat (CH ₂ O ₂)	32,5	32,5
Asam Asetat (C ₂ H ₄ O ₂)	140,0	140,0
Nitrogen (N ₂)	0,4	0,4
Oksigen (O ₂)	0,2	0,2
TOTAL (kg/jam)	18.764,9	18.764,9

3.4.2.13.MD-01 (Menara Distilasi, 30 Stages)

MD-01 memurnikan asam akrilat kasar menjadi produk dengan kemurnian 98,59% mol pada aliran bottom, dengan air dan komponen ringan lain keluar sebagai distilat karena memiliki titik didih lebih rendah dibandingkan asam akrilat. Nitrogen dan oksigen sisa, yang bersifat non-condensable, ikut terbawa pada aliran distilat.

Tabel 3.48 Neraca Massa MD-01

Komponen	MASUK	Distilat	Bottom, Produk
	(Arus 19)	(Arus 21)	(Arus 24)
Air (H ₂ O)	844,6	844,6	0

Komponen	MASUK (Arus 19)	Distilat (Arus 21)	Bottom, Produk (Arus 24)
Asetaldehida (C ₂ H ₄ O)	171,7	40,9	0
Asam Asetat (C ₂ H ₄ O ₂)	140,0	139,2	0,9
Asam Propionat (C ₃ H ₆ O ₂)	278,6	47,1	231,5
Asam Formiat (CH ₂ O ₂)	32,5	32,5	0,00003
Nitrogen (N ₂)	0,4	0,4	0
Oksigen (O ₂)	0,2	0,2	0
Asam Akrilat (C ₃ H ₄ O ₂)	17.427,7	1.177,4	16.250,2
Air (H ₂ O)	844,6	844,6	0,00002
TOTAL (kg/jam)	18.764,9	2.282,3	16.482,6

Sebagian besar asam propionat (83,1%) ikut terbawa ke aliran bottom bersama asam akrilat karena titik didihnya yang berdekatan (141°C untuk asam akrilat, 141°C untuk asam propionat), menjadi pengotor utama yang membatasi kemurnian produk pada 98,59% mol. Sebaliknya, air dan asam formiat yang memiliki titik didih jauh lebih rendah hampir seluruhnya terpisah ke aliran distilat.

3.4.2.14.BL-02 dan CD-01 (Blower dan Kondensor Overhead MD-01)

BL-02 mendorong vapor overhead MD-01 menuju kondensor eksternal CD-01, yang mengembunkan sebagian aliran (75%, basis vapor fraction 0,25) sebagai kondensat menuju ACC-01, sementara sisanya (25%, gas non-condensable yang didominasi nitrogen dan oksigen) diteruskan sebagai limbah gas. Kondensat pada ACC-01 selanjutnya dipisah menjadi aliran reflux yang kembali ke puncak MD-01 (203,49 kmol per jam) dan aliran distilat (67,83 kmol per jam) yang diteruskan menuju T-03.

Tabel 3.49 Neraca Massa BL-02 dan CD-01

Komponen	MASUK (Arus 20)	KELUAR (Arus 21, ke
	110,9°C, 1,01325 bar	ACC-01) 101,2°C, 1,05325 bar
Total (271,32 kmol/jam)	—	75% terkondensasi menuju ACC-01, 25% gas non-condensable

3.4.2.15.P-03 dan CL-03 (Pompa dan Pendingin Produk)

P-03 memompa produk bottom MD-01 menuju CL-03, yang mendinginkan produk dari 141,14°C menjadi 30°C sebelum masuk tangki T-02. Komposisi tidak berubah sepanjang kedua unit ini karena tidak ada reaksi maupun pemisahan lanjutan.

Tabel 3.50 Neraca Massa P-03 dan CL-03

Komponen	MASUK (Arus 23) 141,14°C, 1,013 bar	KELUAR (Arus 25, ke T-02) 30,0°C, 1,013 bar
Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$)	16.250,2	16.250,2
Asam Propionat ($C_3H_6O_2$)	231,5	231,5
Asam Asetat ($C_2H_4O_2$)	0,9	0,9
Asam Formiat (CH_2O_2)	0,00003	0,00003
Air (H_2O)	0,00002	0,00002
TOTAL (kg/jam)	16.482,6	16.482,6

3.4.3. Verifikasi Neraca Massa Seluruh Unit Operasi

Tabel berikut merekapitulasi total massa masuk dan keluar pada setiap unit operasi yang telah dibahas pada bagian 3.4.2, sebagai verifikasi menyeluruh terhadap prinsip kekekalan massa di seluruh rangkaian proses.

Tabel 3.51 Verifikasi Neraca Massa Seluruh Unit Operasi

Kode Alat	Total Masuk (kg/jam)	Total Keluar (kg/jam)	Selisih (%)
P-01	32.117,3	32.117,3	0,00%
F-01	32.117,3	32.117,3	0,00%
R-01	32.117,3	32.117,3	0,00%
CL-01	32.117,3	32.117,3	0,00%
FLASH-01	32.117,3	32.117,3	0,00%
BL-01	41.456,2	41.456,2	0,00%

Kode Alat	Total Masuk (kg/jam)	Total Keluar (kg/jam)	Selisih (%)
MP-01	57.158,8	57.158,8	0,00%
F-02	57.158,8	57.158,8	0,00%
R-02	57.158,8	57.158,8	0,00%
CL-02	57.158,8	57.158,8	0,00%
FLASH-02	57.158,8	57.158,8	0,00%
P-02	18.764,9	18.764,9	0,00%
MD-01	18.764,9	18.764,9	0,00%
P-03 dan CL-03	16.482,6	16.482,6	0,00%
Sistem			
Keseluruhan (Global)	73.573,5	73.573,5	0,00%

Seluruh unit operasi menunjukkan closure neraca massa sempurna, baik pada tingkat total massa maupun pada tingkat komponen individual sebagaimana dirinci pada bagian 3.4.2, mengonfirmasi konsistensi hasil simulasi Aspen Plus pada kondisi steady-state di seluruh pabrik.

3.4.4. Komposisi Produk Akhir

Produk akhir asam akrilat yang keluar dari CL-03 menuju tangki penyimpanan T-02 memiliki komposisi sebagai berikut, dengan asam propionat

sebagai pengotor dominan akibat kedekatan titik didihnya dengan asam akrilat pada kolom MD-01.

Tabel 3.52 Komposisi Produk Akhir Asam Akrilat (Arus 24, ke Tangki T-02)

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa
Asam Akrilat ($C_3H_4O_2$)	16.250,2	98,590%
Asam Propionat ($C_3H_6O_2$)	231,5	1,405%
Asam Asetat ($C_2H_4O_2$)	0,9	0,005%
Asam Formiat (CH_2O_2)	0,00003	0,0000002%
Air (H_2O)	0,00002	0,0000001%
TOTAL	16.482,6	100,00%

Kemurnian produk akhir sebesar 98,59% mol memenuhi target rancangan, dengan laju produksi 16.250,2 kg per jam setara kapasitas tahunan sekitar 130.000 ton per tahun pada basis 8.000 jam operasi per tahun.

3.5. Neraca Panas

Neraca panas merupakan penerapan hukum kekekalan energi terhadap setiap unit operasi dalam proses produksi asam akrilat dari gliserol. Pada kondisi steady-state tanpa akumulasi, entalpi total yang masuk ke suatu sistem, ditambah panas yang masuk dari utilitas (Q), harus sama dengan entalpi total yang keluar:

$$\Sigma H_{\text{masuk}} + Q = \Sigma H_{\text{keluar}}$$

sehingga duty setiap unit operasi (Q) dapat dihitung dari selisih entalpi alir (Enthalpy Flow) arus keluar terhadap arus masuk:

$$Q = \Sigma H_{\text{keluar}} - \Sigma H_{\text{masuk}}$$

Q bernilai positif menandakan unit menyerap panas dari utilitas (pemanasan), sedangkan Q bernilai negatif menandakan unit melepas panas ke utilitas (pendinginan). Seluruh nilai entalpi alir bersumber langsung dari hasil simulasi akhir Aspen Plus V14, diambil dari tab Results Summary, Streams (All), kolom Enthalpy Flow, dengan satuan asli kal/detik dikonversi ke kilowatt ($1 \text{ kal/detik} = 4,184 \times 10^{-3} \text{ kW}$). Duty hasil perhitungan selisih entalpi ini divalidasi silang terhadap duty yang dilaporkan langsung pada tab Block Results setiap peralatan, dan keduanya menunjukkan kesesuaian yang sangat baik di seluruh unit operasi, sebagaimana ditunjukkan pada setiap subbagian 3.5.2.

Basis perhitungan: **1 jam operasi** pada kondisi *steady state*. Entalpi referensi menggunakan konvensi Aspen Plus (entalpi pembentukan standar 298 K, 1 atm). Penomoran aliran mengikuti penomoran pada diagram alir proses final.

3.5.1. Neraca Panas Global

Sebelum membahas neraca panas per unit secara rinci, bagian ini merangkum duty seluruh peralatan yang memerlukan pertukaran panas dengan utilitas di sepanjang pabrik. Rangkuman ini memperlihatkan pola umum aliran energi pada proses: gliserol perlu dipanaskan dan diuapkan terlebih dahulu (F-01), reaksi dehidrasi bersifat endotermik ringan (R-01), sedangkan reaksi oksidasi

bersifat sangat eksotermik (R-02) sehingga mendominasi kebutuhan pendinginan pabrik secara keseluruhan.

Tabel 3.53 Data Entalpi Aliran Proses (Aspen Plus V14)

Kode Alat	Nama Alat	Duty (kW)	Sifat
P-01	Pompa Umpan Gliserol	+0,22	Kerja poros
F-01	Heat Exchanger Gliserol (sisi proses)	+12.876,40	Pemanasan (steam)
R-01	Reaktor Dehidrasi Gliserol	+1.373,11	Pemanasan (Dowtherm A), endotermik
CL-01	Pendingin Efluen R-01	-3.637,09	Pendinginan (cooling water)
FLASH-01	Separator Vapor-Liquid R-01	-8.762,34	Pendinginan (cooling water)
BL-01	Blower Udara Umpan	+131,06	Kerja poros
MP-01	Mixer Udara dan Vapor Akrolein	0,00	Adiabatik
F-02	Heat Exchanger Umpan R-02 (sisi proses)	+4.193,11	Pemanasan (steam)
R-02	Reaktor Oksidasi Akrolein	-18.218,35	Pendinginan (cooling water)

Kode Alat	Nama Alat	Duty (kW)	Sifat
			water), eksotermik
CL-02	Pendingin Efluen R-02	-3.118,27	Pendinginan (cooling water)
FLASH-02	Separator Vent O ₂ /N ₂	-3.796,62	Pendinginan (cooling water)
P-02	Pompa Umpan Menara Distilasi	+0,14	Kerja poros
MD-01 (Reboiler RB-01)	Reboiler Menara Distilasi	+3.270,69	Pemanasan (MP Steam)
MD-01 (Kondenser CD-01)	Kondenser Eksternal Menara Distilasi	-1.854,96	Pendinginan (cooling water)
BL-02	Blower Overhead Menara Distilasi	+3,56	Kerja poros
P-03	Pompa Produk Asam Akrilat	+0,14	Kerja poros
CL-03	Pendingin Produk Asam Akrilat	-588,87	Pendinginan (cooling water)

Duty pemanas terbesar adalah F-01 sebesar 12.876,40 kW, diperlukan untuk menguapkan dan memanaskan gliserol dari 30°C menjadi 320°C, sementara duty pendingin terbesar adalah R-02 sebesar 18.218,35 kW, mencerminkan sifat reaksi oksidasi akrolein yang sangat eksotermik. Perbandingan keduanya menunjukkan bahwa pabrik ini secara netto lebih banyak membutuhkan pendinginan (38.638,29 kW total) dibandingkan pemanasan proses langsung (17.069,51 kW pada F-01 dan F-02, di luar reboiler dan reaktor), sehingga sistem cooling water menjadi salah satu utilitas dengan beban terbesar di pabrik ini, sebagaimana telah dibahas pada Bab V.

3.5.2. Neraca Panas per Unit Operasi

Bagian ini menjabarkan neraca panas setiap unit operasi secara individual, dihitung dari selisih entalpi alir (Enthalpy Flow) arus keluar terhadap arus masuk masing-masing peralatan. Setiap subbagian turut menyertakan penjelasan singkat mengenai fenomena termal yang mendasari nilai duty yang diperoleh, serta validasi silang terhadap duty yang dilaporkan langsung pada Block Results Aspen Plus.

3.5.2.1. Neraca Panas P-01, Pompa Umpan Gliserol

P-01 memompa gliserol cair dari tangki T-01 menuju F-01, menaikkan tekanannya sebesar 0,2 bar. Karena tidak ada perubahan suhu maupun fasa yang signifikan pada unit ini, kenaikan entalpi yang teramati murni berasal dari kerja poros pompa yang ditambahkan ke fluida.

Tabel 3.54 Neraca Panas P-01, Pompa Umpan Gliserol

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
1	Masuk, gliserol dari T-01, 30,0°C	-64.833,63
2	Keluar, menuju F-01, 30,0°C, 1,213 bar	-64.833,41
Duty (kerja poros)		+0,22

Kenaikan entalpi kecil ini konsisten dengan brake power P-01 sebesar 0,216 kW yang telah dihitung pada bagian 3.3.7, mengonfirmasi bahwa hampir seluruh energi poros pompa terserap sebagai kenaikan entalpi fluida.

3.5.2.2. Neraca Panas F-01, Heat Exchanger Gliserol (30 → 320°C)

F-01 memanaskan dan menguapkan gliserol dari fasa cair pada 30°C menjadi fasa vapor superheated pada 320°C, menggunakan steam superheated bertekanan 40 bar sebagai media pemanas pada sisi shell. Karena unit ini beroperasi sebagai heat exchanger dua sisi (proses dan steam), neraca panas dihitung secara terpisah untuk masing-masing sisi, dan keduanya harus saling menutup sesuai hukum kekekalan energi.

Tabel 3.55 Neraca Panas F-01, Heat Exchanger Gliserol (30 → 320°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
2	Masuk sisi proses, gliserol cair, 30,0°C	-64.833,41

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
4	Keluar sisi proses, gliserol vapor, 320,0°C	-51.948,40
	Duty sisi proses (diserap oleh gliserol)	+12.885,01
3	Masuk sisi shell, steam superheated, 400,0°C	-1.354.455,30
12	Keluar sisi shell, steam, 345,06°C	-1.367.340,31
	Duty sisi shell (dilepas oleh steam)	-12.885,01

Duty sisi proses dan sisi shell menutup sempurna (selisih 0,00 kW), mengonfirmasi neraca panas F-01 telah memenuhi kekekalan energi. Nilai ini konsisten dengan duty yang dilaporkan Block Results Aspen Plus sebesar 12.876,40 kW (bagian 3.3.2), dengan selisih kecil akibat pembulatan basis entalpi.

3.5.2.3. Neraca Panas R-01, Reaktor Dehidrasi Gliserol (Isotermal 340°C)

Reaksi dehidrasi gliserol menjadi akrolein bersifat endotermik ($\Delta H_r = +37,6$ kJ/mol), sehingga sistem reaksi memerlukan pasokan panas berkelanjutan agar suhu tetap terjaga pada 340°C sepanjang reaktor. Panas ini dipasok melalui sirkuit hot oil Dowtherm A yang mengelilingi selubung tube reaktor.

Tabel 3.56 Neraca Panas R-01, Reaktor Dehidrasi Gliserol (Isotermal 340°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
4	Masuk, gliserol vapor, 320,0°C	-51.948,40
5	Keluar, efluen reaksi, 340,0°C	-50.574,37
Duty reaksi (dipasok oleh Dowtherm A)		+1.374,03

Nilai ini konsisten dengan duty reaktor 1.373,11 kW yang dilaporkan Block Results Aspen Plus dan telah dibahas mendalam pada bagian 3.3.1 dan Lampiran A, termasuk profil suhu sepanjang reaktor yang menunjukkan konversi tuntas pada 1% pertama panjang tube.

3.5.2.4. Neraca Panas CL-01, Pendingin Efluen R-01 (340 → 120°C)

CL-01 menurunkan suhu efluen R-01 dari 340°C menjadi 120°C sebelum memasuki FLASH-01, menggunakan cooling water sebagai media pendingin. Penurunan suhu ini diperlukan agar pemisahan vapor-cair pada FLASH-01 dapat berlangsung pada suhu operasi yang sesuai.

Tabel 3.57 Neraca Panas CL-01, Pendingin Efluen R-01 (340 → 120°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
5	Masuk, 340,0°C	-50.574,37
6	Keluar, 120,0°C	-54.213,89

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
	Duty (dilepas ke cooling water)	-3.639,52

Konsisten dengan duty CL-01 sebesar 3.637,09 kW yang dilaporkan pada Block Results Aspen Plus (bagian 3.3.5).

3.5.2.5. Neraca Panas FLASH-01, Separator Vapor-Liquid R-01 (60°C)

FLASH-01 dilengkapi cooling water coil internal yang menurunkan suhu umpan lebih lanjut dari 120°C menjadi 60°C, sekaligus memisahkan aliran menjadi fasa vapor kaya akrolein dan fasa cair kaya air dan aseton, sebagaimana telah dirinci komposisinya pada Tabel 3.40.

Tabel 3.58 Neraca Panas FLASH-01, Separator Vapor-Liquid R-01 (60°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
6	Masuk, 120,0°C	-54.213,89
8	Keluar, vapor menuju MP-01, 60,0°C	-10.183,68
7	Keluar, cairan menuju T-03, 60,0°C	-52.792,55
	Duty (dilepas ke cooling water internal)	-8.762,34

Duty pendinginan FLASH-01 merupakan salah satu beban terbesar kedua setelah R-02, karena mencakup baik penurunan suhu sensibel maupun panas laten kondensasi sebagian aliran dari fasa vapor menjadi cair.

3.5.2.6. Neraca Panas BL-01, Blower Udara Umpan

BL-01 mengalirkan udara umpan dari atmosfer menuju MP-01, menaikkan tekanannya sebesar 0,09 bar melalui kerja kompresi mekanis, yang turut menaikkan suhu udara dari 25°C menjadi 36,25°C akibat kompresi adiabatik.

Tabel 3.59 Neraca Panas BL-01, Blower Udara Umpan

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
9	Masuk, udara atmosfer, 25,0°C	-2,72
10	Keluar, menuju MP-01, 36,25°C	+128,35
Duty (kerja poros)		+131,06

Konsisten dengan daya terindikasi BL-01 sebesar 131,06 kW (bagian 3.3.7); seluruh kerja kompresi ini terserap sebagai kenaikan entalpi (suhu) udara karena blower tidak dilengkapi sistem pendinginan antar-tahap.

3.5.2.7. Neraca Panas MP-01, Mixer Udara dan Vapor Akrolein (Adiabatik, 44°C)

MP-01 menggabungkan vapor akrolein dari FLASH-01 dengan udara terkompresi dari BL-01 tanpa pertukaran panas dengan lingkungan luar (adiabatik). Suhu keluaran 44°C merupakan hasil pencampuran kedua arus yang memiliki suhu dan kapasitas panas berbeda.

Tabel 3.60 Neraca Panas MP-01, Mixer Udara dan Vapor Akrolein (Adiabatik, 44°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
8	Masuk, vapor akrolein dari FLASH-01, 60,0°C	-10.183,68
10	Masuk, udara dari BL-01, 36,25°C	+128,35
11	Keluar, gabungan menuju F-02, 44,0°C	-10.055,33
Duty (adiabatik, tanpa pertukaran panas eksternal)		0,00

MP-01 beroperasi adiabatik; selisih entalpi 0,00 kW mengonfirmasi kekekalan energi pada pencampuran tanpa kehilangan/penambahan panas eksternal, sekaligus memvalidasi bahwa unit ini benar dimodelkan sebagai mixer sederhana pada Aspen Plus.

3.5.2.8. Neraca Panas F-02, Heat Exchanger Umpan R-02 (44 → 265°C)

F-02 memanaskan gabungan umpan udara dan vapor akrolein dari 44°C menjadi 265°C, menggunakan steam yang telah melepas sebagian panasnya di F-01 sebagai media pemanas sisi shell. Sama seperti F-01, neraca panas F-02 dihitung terpisah untuk sisi proses dan sisi shell.

Tabel 3.61 Neraca Panas F-02, Heat Exchanger Umpan R-02 (44 → 265°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
11	Masuk sisi proses, 44,0°C	-10.055,33
14	Keluar sisi proses, 265,0°C	-5.859,41
	Duty sisi proses (diserap oleh umpan R-02)	+4.195,92
12	Masuk sisi shell, steam, 345,06°C	-1.367.340,31
13	Keluar sisi shell, steam, 327,24°C	-1.371.536,23
	Duty sisi shell (dilepas oleh steam)	-4.195,92

Duty sisi proses dan sisi shell menutup sempurna, konsisten dengan duty Block Results Aspen Plus sebesar 4.193,11 kW (bagian 3.3.2). Steam keluar F-02 pada 327,24°C masih berada jauh di atas suhu jenuhnya pada 40 bar (sekitar 250,3°C),

mengonfirmasi bahwa steam belum mengalami kondensasi dan tetap berada dalam kondisi superheated sepanjang loop.

3.5.2.9. Neraca Panas R-02, Reaktor Oksidasi Akrolein (Isotermal 265°C)

Reaksi oksidasi akrolein menjadi asam akrilat bersifat sangat eksotermik ($\Delta H_r = -247,2$ kJ/mol), menghasilkan beban panas terbesar di seluruh pabrik yang harus dibuang secara kontinu melalui sirkuit cooling water pada selubung tube reaktor agar suhu tetap terjaga pada 265°C, meskipun terjadi lonjakan suhu lokal (hotspot) hingga 284,86°C pada bagian awal reaktor sebagaimana telah dibahas pada Lampiran A..

Tabel 3.62 Neraca Panas R-02, Reaktor Oksidasi Akrolein (Isotermal 265°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
14	Masuk, 265,0°C	-5.859,41
15	Keluar, 265,0°C (puncak hotspot lokal 284,86°C)	-24.089,96
	Duty reaksi (diserap oleh cooling water)	-18.230,55

Nilai ini konsisten dengan duty reaktor 18.218,35 kW yang dilaporkan Block Results Aspen Plus dan telah dibahas mendalam pada bagian 3.3.1 dan Lampiran A, dengan selisih kecil akibat pembulatan basis entalpi.

3.5.2.10. Neraca Panas CL-02, Pendingin Efluen R-02 (265 → 100°C)

CL-02 menurunkan suhu efluen R-02 dari 265°C menjadi 100°C sebelum memasuki FLASH-02, menggunakan cooling water sebagai media pendingin, mempersiapkan aliran untuk pemisahan gas vent dan cairan asam akrilat kasar pada tahap berikutnya.

Tabel 3.63 Neraca Panas CL-02, Pendingin Efluen R-02 (265 → 100°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
15	Masuk, 265,0°C	-24.089,96
16	Keluar, 100,0°C	-27.210,32
Duty (dilepas ke cooling water)		-3.120,36

Konsisten dengan duty CL-02 sebesar 3.118,27 kW yang dilaporkan pada Block Results Aspen Plus (bagian 3.3.5).

3.5.2.11. Neraca Panas FLASH-02, Separator Vent O₂/N₂ (25°C)

FLASH-02 dilengkapi cooling water coil internal yang menurunkan suhu umpan lebih lanjut dari 100°C menjadi 25°C, sekaligus memisahkan aliran menjadi gas vent yang didominasi nitrogen dan sisa oksigen, dan cairan asam akrilat kasar yang diteruskan menuju seksi pemurnian.

Tabel 3.64 Neraca Panas FLASH-02, Separator Vent O₂/N₂ (25°C)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
16	Masuk, 100,0°C	-27.210,32

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
17	Keluar, gas vent menuju scrubber, 25,0°C	-1.837,76
18	Keluar, cairan menuju P-02, 25,0°C	-29.169,18
Duty (dilepas ke cooling water internal)		-3.796,62

Duty pendinginan FLASH-02 mencakup penurunan suhu sensibel seluruh komponen serta panas laten kondensasi sebagian besar asam akrilat, asam propionat, dan asam asetat dari fasa vapor menjadi cair.

3.5.2.12. Neraca Panas P-02, Pompa Umpan Menara Distilasi

P-02 memompa cairan asam akrilat kasar dari FLASH-02 menuju MD-01, menaikkan tekanannya sebesar 0,2 bar tanpa perubahan suhu maupun fasa yang signifikan.

Tabel 3.65 Neraca Panas P-02, Pompa Umpan Menara Distilasi

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
18	Masuk, 25,0°C, 1,013 bar	-29.169,18
19	Keluar, menuju MD-01, 25,0°C, 1,213 bar	-29.169,04
Duty (kerja poros)		+0,14

Konsisten dengan brake power P-02 sebesar 0,143 kW (bagian 3.3.7).

3.5.2.13. Neraca Panas MD-01, Menara Distilasi (30 Stages)

MD-01 memisahkan air dan pengotor ringan sebagai distilat dari asam akrilat sebagai produk bottom, menggunakan dua unit pertukaran panas: reboiler RB-01 yang menguapkan sebagian bottom untuk membangkitkan vapor ascending, dan kondenser eksternal CD-01 yang mengembunkan sebagian vapor overhead. Duty netto kolom merupakan selisih antara panas yang dipasok reboiler dengan panas yang dibuang kondenser.

Tabel 3.66 Neraca Panas MD-01, Menara Distilasi (30 Stages)

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
19	Masuk, umpan, 25,0°C, 1,213 bar	-29.169,04
20	Keluar, vapor overhead menuju BL-02, 110,90°C	-5.079,14
23	Keluar, bottom menuju P-03, 141,14°C	-22.673,22
	Duty Reboiler RB-01 (dipasok oleh MP Steam)	+3.270,69
	Duty Kondenser CD-01 (dilepas ke cooling water)	-1.854,96

Duty netto positif menunjukkan kolom secara keseluruhan menyerap panas dari utilitas (reboiler lebih besar dari kondenser), konsisten dengan selisih entalpi arus masuk-keluar kolom sebesar 1.416,67 kW. Kebutuhan reboiler yang lebih besar dari kondenser ini wajar mengingat sebagian panas juga digunakan untuk memanaskan umpan dari 25°C menuju suhu operasi kolom.

3.5.2.14. Neraca Panas BL-02, Blower Overhead Menara Distilasi

BL-02 mendorong vapor overhead MD-01 menuju kondensor eksternal CD-01, menaikkan tekanannya sebesar 0,04 bar melalui kerja kompresi mekanis.

Tabel 3.67 Neraca Panas BL-02, Blower Overhead Menara Distilasi

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
20	Masuk, 110,90°C, 1,01325 bar	-5.079,14
21	Keluar, menuju CD-01, 114,63°C, 1,05325 bar	-5.075,58
Duty (kerja poros)		+3,56

Konsisten dengan daya terindikasi BL-02 sebesar 3,56 kW (bagian 3.3.7).

3.5.2.15. Neraca Panas CD-01, Kondenser Eksternal MD-01

CD-01 mengembunkan 75% aliran vapor overhead (basis vapor fraction 0,25) menjadi kondensat menuju ACC-01, menggunakan cooling water sebagai media pendingin, sementara 25% sisanya diteruskan sebagai gas non-condensable.

Tabel 3.68 Neraca Panas CD-01, Kondenser Eksternal MD-01

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
21	Masuk, 114,63°C	-5.075,58
22	Keluar, menuju ACC-01, 101,20°C	-5.592,68
	Duty (dilepas ke cooling water)	-517,10

Konsisten dengan duty CD-01 sebesar 516,75 kW yang dilaporkan pada Block Results Aspen Plus (bagian 3.3.4).

3.5.2.16. Neraca Panas P-03 dan CL-03, Pompa dan Pendingin Produk Akhir

P-03 memompa produk bottom MD-01 menuju CL-03, yang mendinginkan produk akhir dari 141,14°C menjadi 30°C sebelum masuk tangki penyimpanan T-02, menyelesaikan rangkaian proses produksi asam akrilat.

Tabel 3.69 Neraca Panas P-03 dan CL-03, Pompa dan Pendingin Produk Akhir

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
23	Masuk P-03, 141,14°C, 1,013 bar	-22.673,22

Arus	Keterangan	Entalpi Alir (kW)
24	Keluar P-03 / Masuk CL-03, 141,16°C, 1,213 bar	-22.673,08
	Duty P-03 (kerja poros)	+0,14
25	Keluar CL-03, menuju T-02, 30,0°C, 1,013 bar	-23.262,34
	Duty CL-03 (dilepas ke cooling water)	-589,26

3.5.2.17. Ringkasan Neraca Panas Seluruh Unit Operasi

Tabel berikut merangkum duty seluruh unit operasi yang telah dibahas secara rinci pada subbagian 3.5.2.1 sampai dengan 3.5.2.16, dihitung langsung dari selisih entalpi alir (Enthalpy Flow) hasil simulasi Aspen Plus V14 pada setiap arus proses, dan telah divalidasi silang terhadap duty yang dilaporkan pada Block Results masing-masing peralatan. Tabel ini disusun sebagai rekapitulasi penutup neraca panas per unit operasi, melengkapi ringkasan awal pada bagian 3.5.1 dengan mencantumkan pula jenis utilitas yang melayani setiap peralatan.

Tabel 3.70 Ringkasan Neraca Panas Seluruh Unit Operasi

Kode Alat	Nama Alat	Duty (kW)	Sifat	Utilitas
P-01	Pompa Umpan Gliserol	+0,22	Kerja poros	Listrik

Kode Alat	Nama Alat	Duty (kW)	Sifat	Utilitas
F-01	Heat Exchanger	+12.876,40	Pemanasan	Steam
	Gliserol (sisi proses)			superheated 400°C/40 bar
R-01	Reaktor	+1.373,11	Pemanasan,	Hot Oil
	Dehidrasi Gliserol		endotermik	Dowtherm A
CL-01	Pendingin Efluen R-01	-3.637,09	Pendinginan	Cooling Water
FLASH-01	Separator Vapor-Liquid R-01	-8.762,34	Pendinginan	Cooling Water
BL-01	Blower Udara Umpan	+131,06	Kerja poros	Listrik
MP-01	Mixer Udara dan Vapor Akrolein	0,00	Adiabatik	—
F-02	Heat Exchanger	+4.193,11	Pemanasan	Steam
	Umpan R-02 (sisi proses)			superheated (sisa panas F-01)
R-02	Reaktor Oksidasi Akrolein	-18.218,35	Pendinginan,	Cooling Water
			eksotermik	
CL-02	Pendingin Efluen R-02	-3.118,27	Pendinginan	Cooling Water

Kode Alat	Nama Alat		Duty (kW)	Sifat	Utilitas	
FLASH-02	Separator	Vent	−3.796,62	Pendinginan	Cooling	
	O ₂ /N ₂				Water	
P-02	Pompa	Umpan	+0,14	Kerja poros	Listrik	
	Menara Distilasi					
RB-01	Reboiler	Menara	+3.270,69	Pemanasan	Medium	
	Distilasi (MD-01)				Pressure	
					Steam	10
					bar/184°C	
CD-01	Kondenser		−1.854,96	Pendinginan	Cooling	
	Eksternal Menara				Water	
	Distilasi (MD-01)					
BL-02	Blower	Overhead	+3,56	Kerja poros	Listrik	
	Menara Distilasi					
P-03	Pompa	Produk	+0,14	Kerja poros	Listrik	
	Asam Akrilat					
CL-03	Pendingin	Produk	−588,87	Pendinginan	Cooling	
	Asam Akrilat				Water	
TOTAL DUTY			21.848,43		F-01, F-02,	
PEMANASAN					R-01, RB-	
(+)					01, BL-	
					01/02, P-	
					01/02/03	

Kode Alat	Nama Alat	Duty (kW)	Sifat	Utilitas
	TOTAL DUTY	-39.976,50		CL-
	PENDINGINAN			01/02/03,
	(-)			FLASH-
				01/02, R-02,
				CD-01
	DUTY NETO	-18.128,07	Neto	Selisih total
	SISTEM		membuang	pemanasan
			panas	dan
				pendinginan

Rekapitulasi ini menegaskan bahwa pabrik secara netto membuang panas ke lingkungan sebesar 18.128,07 kW, konsisten dengan sifat keseluruhan proses yang didominasi oleh reaksi oksidasi sangat eksotermik pada R-02. Duty pemanasan terbesar berasal dari F-01 (58,9% dari total pemanasan), sedangkan duty pendinginan terbesar berasal dari R-02 (45,6% dari total pendinginan). Rincian perancangan sistem utilitas yang memenuhi seluruh kebutuhan duty pada tabel ini meliputi loop steam superheated F-01/F-02/HF-02, sistem hot oil Dowtherm A R-01/HF-01, steam medium pressure RB-01/BLR-01/02, dan sistem cooling water CT-01/02/03 dibahas secara lengkap pada Bab V Utilitas.

3.5.3. Kebutuhan Utilitas Panas dan Dingin

Berdasarkan seluruh neraca panas per unit pada bagian 3.5.2, kebutuhan utilitas panas dan dingin pabrik dapat dirangkum menjadi dua kelompok, yaitu unit yang memerlukan pasokan panas dari utilitas pemanas (steam superheated, hot oil Dowtherm A, dan MP steam) dan unit yang memerlukan pembuangan panas ke utilitas pendingin (cooling water).

Tabel 3.71 Ringkasan Kebutuhan Utilitas Panas

Kode Alat	Duty (kW)	Utilitas
F-01 (sisi proses)	12.876,40	Steam superheated, 400°C/40 bar
R-01	1.373,11	Hot Oil Dowtherm A, 340°C
F-02 (sisi proses)	4.193,11	Steam superheated (sisa panas F-01)
RB-01 (Reboiler MD-01)	3.270,69	Medium Pressure Steam, 10 bar/184°C
Total Kebutuhan Panas	21.713,31	

Tabel 3.72 Ringkasan Kebutuhan Utilitas Dingin

Kode Alat	Duty (kW)	Utilitas
CL-01	3.637,09	Cooling Water, 30→50°C

Kode Alat	Duty (kW)	Utilitas
FLASH-01	8.762,34	Cooling Water, 30→50°C
R-02	18.218,35	Cooling Water, jaket reaktor
CL-02	3.118,27	Cooling Water, 30→50°C
FLASH-02	3.796,62	Cooling Water, 30→45°C
CD-01 (Kondenser MD- 01)	516,75	Cooling Water, 30→45°C
CL-03	588,87	Cooling Water, 30→50°C
Total	38.638,29	
Kebutuhan Pendinginan		

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik adalah keputusan strategis jangka panjang yang tidak dapat diubah setelah konstruksi dimulai. Lokasi yang tepat akan menurunkan biaya logistik, menjamin ketersediaan bahan baku dan tenaga kerja, mempermudah perizinan, serta memaksimalkan keuntungan insentif fiskal yang tersedia. Dalam menentukan lokasi pabrik asam akrilat ini, analisis dilakukan secara sistematis terhadap faktor primer dan faktor sekunder, dilanjutkan dengan penilaian kuantitatif empat kandidat lokasi menggunakan metode penilaian berbobot (*weighted scoring method*).

4.1.1. Faktor Primer Pemilihan Lokasi

Faktor primer adalah faktor-faktor yang secara langsung dan dominan mempengaruhi biaya produksi serta kelangsungan operasi pabrik. Faktor-faktor ini bersifat kuantitatif dan dapat diukur langsung dalam satuan ekonomi (Peters et al., 2003).

4.1.1.1. Faktor Ketersediaan dan Biaya Bahan Baku

Bahan baku utama gliserol ($C_3H_8O_3$) merupakan *by-product* wajib dari industri biodiesel. Berdasarkan data Kementerian ESDM (2026), Jawa Timur merupakan provinsi dengan kapasitas produksi biodiesel terbesar ketiga di Indonesia setelah Kalimantan Selatan dan Sumatera Utara, dengan produsen aktif antara lain PT Indo Biofuels Energy (Surabaya), PT Pertamina Biofuel (Tuban), dan PT Sumber Energi Andalan (Mojokerto). Kedekatan pabrik dengan sentra produksi biodiesel Jawa Timur memungkinkan pengiriman gliserol dengan jarak rata-rata <

150 km, jauh lebih efisien dibandingkan lokasi di Sumatera (> 500 km laut). Pasokan tambahan dari Kalimantan dan Sumatera dapat diterima melalui pelabuhan KEK Gresik yang memiliki fasilitas *liquid bulk terminal* berkapasitas 2 juta ton/tahun.

4.1.1.2. Pemasaran Produk

Asam akrilat adalah bahan baku industri polimer (SAP, PAA, ester akrilat) yang dikonsumsi oleh industri pembuatan popok, kosmetik, cat, dan tekstil. Kluster industri polimer dan kimia Jawa Timur termasuk PT Petrokimia Gresik (± 15 km), PT Lotte Chemical Titan Indonesia (Cilegon supply chain), dan ratusan UKM kimia Surabaya merupakan pasar potensial lokal. Untuk ekspor, produk AA dikirim melalui pelabuhan KEK Gresik langsung ke pasar Asia-Pasifik (Jepang, Korea, Tiongkok) tanpa harus transit di Pelabuhan Tanjung Perak.

4.1.1.3. Transportasi dan Aksesibilitas

KEK Gresik (JIPE) memiliki keunggulan konektivitas multimoda yang tidak tertandingi di Jawa Timur:

- a. Pelabuhan laut dalam privat: Kedalaman kolam -16 m LWS; panjang dermaga 6.500 m; dapat melayani kapal hingga 100.000 DWT; kapasitas throughput 2 juta ton/tahun (*existing*) dan 6 juta ton/tahun (setelah ekspansi). Jarak dari lahan pabrik ke dermaga $\pm 1,5$ km via pipeline.
- b. Jalan Tol: Terhubung langsung ke Tol Krian-Legundi-Bunder-Manyar (KLBM) yang tersambung dengan jaringan Tol Trans-Jawa; jarak ke Tol Surabaya-Gempol = 12 km.

- c. Kereta api: Stasiun Manyar dapat diakses dalam 3 km; koneksi ke jaringan kereta barang Jawa-Bali.
- d. Jarak ke Bandara Juanda: ± 35 km via tol; akses untuk pengiriman sampel produk dan mobilitas personel.

4.1.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja Terampil

Jawa Timur, dengan pusat di Surabaya-Gresik, memiliki konsentrasi tenaga kerja teknik terbesar di luar Pulau Jawa. Dalam radius 50 km dari KEK Gresik, terdapat 7 perguruan tinggi teknik yang setiap tahun menghasilkan lulusan Teknik Kimia, Teknik Mesin, dan Teknik Elektro, antara lain: ITS Surabaya, Universitas Brawijaya, Universitas Airlangga, PENS, PPNS, dan Universitas Muhammadiyah Gresik. Upah Minimum Kabupaten (UMK) Gresik 2026 = Rp 4.522.030/bulan, yang kompetitif untuk industri kimia tanpa terlalu membebani biaya tenaga kerja.

4.1.1.5. Ketersediaan Utilitas (Air, Listrik, Gas Alam)

KEK Gresik menyediakan utilitas terintegrasi dalam kawasan yang langsung tersedia bagi tenant:

Tabel 4.1 Ketersediaan Utilitas (Air, Listrik, Gas Alam)

Utilitas	Penyedia	Kapasitas Tersedia	Keterangan untuk Pabrik AA
Air Bersih/Industri	PT Berkah Jaringan Manyar Sejahtera (pengelola KEK)	Jaringan distribusi dalam kawasan	BFW + CW make-up = 88 m ³ /jam; tersedia dalam kawasan

Utilitas	Penyedia	Kapasitas Tersedia	Keterangan untuk Pabrik AA
Listrik	PLN UP3 Gresik	Gardu induk	Kapasitas terpasang (150 kV dan 20 kV)
		JIIPE 150 kV	508,8 kW; substation JIIPE ready
Gas Alam	PGN (pipa distribusi SSWJ)	Pipa gas masuk kawasan KEK	1.235 Nm ³ /jam; tarif industri Rp 6.200/Nm ³
Pengolahan Air Limbah	WWTP Terpusat KEK (opsional)	Kapasitas 5.000 m ³ /hari	Tersedia sebagai alternatif; pabrik AA tetap gunakan WWTP mandiri
Telekomunikasi & Internet	Fiber optik dalam kawasan	Redundant; bandwidth tinggi	DCS/SCADA terintegrasi; VPN ke kantor pusat
Pemadaman Kebakaran	Armada pemadam KEK (4 unit)	Respons time < 5 menit dalam kawasan	Tambahan armada mandiri pabrik (2 unit)

4.1.2. Faktor Sekunder Pemilihan Lokasi

Faktor sekunder adalah faktor-faktor pendukung yang tidak langsung mempengaruhi biaya operasi, namun berperan penting dalam keberlanjutan dan kelancaran jangka panjang operasi pabrik.

4.1.2.1. Insentif Fiskal dan Non-Fiskal KEK

Penetapan JIPE sebagai Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Gresik melalui PP No. 71 Tahun 2021 yang ditandatangani Presiden Joko Widodo pada 28 Juni 2021 memberikan berbagai keistimewaan fiskal yang secara langsung meningkatkan kelayakan ekonomi proyek:

Tabel 4.2 Identifikasi Keistimewaan Fiskal

No.	Fasilitas Insentif	Dasar Hukum	Manfaat untuk Pabrik AA
1	Tax Holiday PPh Badan 0% (max. 20 tahun untuk investasi > Rp 1 triliun)	PMK No. 130/2020; PP 12/2020 KEK	FCI = Rp 1.685,7 miliar > Rp 1 triliun; berpotensi penghematan PPh 22% selama 15-20 tahun
2	Pembebasan bea masuk mesin dan peralatan impor	PMK No. 148/2021	R-01/R-02 import SS-316L dari Jerman/Korea; HE dari Italia; penghematan bea masuk 5-15%
3	Pembebasan PPN impor mesin dan bahan baku	UU 7/2021 HPP (KEK)	Katalis impor (Mo-V-Cu-Ox; SiW-Al/Zr); bahan kimia

No.	Fasilitas Insentif	Dasar Hukum	Manfaat untuk Pabrik AA
			utilitas; penghematan PPN 11%
4	Kemudahan perizinan terpadu (KLIK)	PP 71/2021; Perpres KEK	AMDAL terpusat pengelola kawasan; IUI dan NIB terintegrasi OSS; IMB dipercepat <14 hari kerja
5	Deregulasi ketenagakerjaan khusus KEK	UU No. 6/2023 Cipta Kerja Art. 88	Fleksibilitas jam kerja shift; kemudahan rekrutmen TKA spesialis (untuk commissioning)
6	Tarif sewa lahan kompetitif	Kontrak minimal 30 tahun	Harga USD 35-60/m ² (vs Jababeka Cikarang USD 90-120/m ²)
7	Klaster Industri Kimia KEK	KEK Gresik Cluster Plan 2026	Sinergi dengan tenant klaster kimia lain; berbagi fasilitas (pelabuhan, fire brigade, medical)
8	Insentif daerah Gresik	Kab. Perda Gresik No. 8/2023	Keringanan PBB 50% selama 5 tahun pertama; pembebasan BPHTB untuk lahan industri

4.1.2.2. Regulasi, Perizinan, dan Tata Ruang

Lahan yang dituju berada pada zona industri berat dalam RTRW Kabupaten Gresik 2026-2046 (Perda No. 10/2023), sehingga tidak memerlukan proses alih fungsi lahan. Status kawasan sebagai KEK mempercepat proses AMDAL yang dikelola secara terpusat oleh pengelola KEK (PT Berkah Kawasan Manyar Sejahtera), sehingga waktu pengurusan izin lingkungan dapat dipangkas dari 24 bulan (jalur umum) menjadi 8-12 bulan. Izin konstruksi (IMB) dan operasi (IUI) diproses melalui sistem KLIK (Kemudahan Investasi Langsung Konstruksi) yang menjanjikan penyelesaian dalam 14 hari kerja.

4.1.2.3. Kondisi Geologi, Topografi, dan Iklim

Wilayah Manyar, Gresik berada pada dataran rendah pantai dengan elevasi 0-5 m dpl dan kemiringan $< 2\%$, cocok untuk konstruksi pabrik kimia berskala besar tanpa pekerjaan cut-and-fill yang signifikan. Sistem drainase JIPE dirancang sebagai *zero run-off* dengan kolam retensi terpusat, sehingga bebas banjir meskipun berada di dekat Selat Madura. Jenis tanah didominasi aluvial lempung berlanau dengan daya dukung tanah $\geq 15 \text{ ton/m}^2$ setelah perkuatan pile (standar JIPE). Kondisi iklim: curah hujan 1.200-1.800 mm/tahun; suhu rata-rata 27-31 °C; kelembaban relatif 70-85%; tidak rawan gempa (zona seismik I per SNI 1726).

4.1.2.4. Kondisi Sosial, Keamanan, dan Lingkungan

Kabupaten Gresik dikenal sebagai kabupaten industri yang kondusif dengan tingkat konflik sosial yang rendah berkat hubungan simbiosis antara industri dan masyarakat yang telah berlangsung sejak 1970-an (era Semen Gresik). Dukungan Pemda Gresik terhadap investasi industri sangat kuat, tercermin dari skor

Ease of Doing Business Gresik = 8,2/10 (Kemenko Perekonomian, 2025). Selain itu, keberadaan klaster industri KEK Gresik menciptakan ekosistem yang sudah terbiasa dengan kehadiran industri kimia berskala besar, sehingga risiko penolakan masyarakat sangat rendah.

4.1.2.5. Peluang Ekspansi dan Pengembangan Masa Depan

Lahan yang direncanakan (25 Ha) terletak di Blok K KEK Gresik yang masih memiliki lahan tersedia ± 1.200 Ha di sekitarnya. Hal ini membuka peluang ekspansi kapasitas produksi asam akrilat atau diversifikasi produk ke ester akrilat (metil/etil/butil akrilat) di masa depan tanpa perlu pindah lokasi. Rencana pengembangan prasarana JIPE meliputi penambahan pipa gas berdiameter lebih besar dan pembangkit listrik captive power 500 MW yang akan memperkuat infrastruktur utilitas kawasan.

4.1.3. Analisis Multi Kinerja dan Penentuan Lokasi Terpilih

Berdasarkan kajian faktor primer dan sekunder, dilakukan penilaian kuantitatif terhadap empat kandidat lokasi menggunakan *weighted scoring method*. Skor 1-10 diberikan pada masing-masing kriteria; skor akhir = jumlah nilai $\times$ bobot.

Tabel 4.3 Analisis Multi-Kriteria Pemilihan Lokasi Pabrik Asam Akrilat

No	Kriteria	Bobot (%)	KEK Gresik JIPE Skor (Nilai× Bobot)	KEK Sei Mangkei Sumut (Nilai×B obot)	Kaw. Ind. Dumai Riau (Nilai× Bobot)	Kaw. Ind. Batam Kepri (Nilai× Bobot)	Keterangan
1	Ketersediaan & harga bahan baku (gliserol)	20	9 (1,80)	8 (1,60)	9 (1,80)	5 (1,00)	Jawa Timur & Dumai: dekat biodiesel
2	Akses pelabuhan & distribusi produk	18	10 (1,80)	6 (1,08)	8 (1,44)	9 (1,62)	KEK Gresik: pelabuhan privat - 16m LWS
3	Infrastruktur utilitas (air, listrik, gas)	15	9 (1,35)	7 (1,05)	8 (1,20)	8 (1,20)	KEK: utilitas terintegrasi dalam kawasan

No	Kriteria	Bobot (%)	KEK Gresik JIPE Skor (Nilai× Bobot)	KEK Sei Mangkei Sumut (Nilai× Bobot)	Kaw. Ind. Dumai Riau (Nilai× Bobot)	Kaw. Ind. Batam Kepri (Nilai× Bobot)	Keterangan
4	Ketersediaan & kualitas TK terampil	15	9 (1,35)	7 (1,05)	7 (1,05)	8 (1,20)	Jawa Timur: lulusan Tek.Kim terbanyak
5	Kedekatan dengan pasar produk	7	9 (0,63)	5 (0,35)	6 (0,42)	7 (0,49)	Petrokimia Gresik + industri polimer
6	Insentif fiskal & kemudahan perizinan	10	10 (1,00)	9 (0,90)	7 (0,70)	9 (0,90)	KEK Gresik: tax holiday + KLIK
7	Kondisi geologi,	5	8 (0,40)	7 (0,35)	7 (0,35)	7 (0,35)	Semua dataran

No	Kriteria	Bobot (%)	KEK Gresik	KEK Sei Mangkei	Kaw. Ind.	Kaw. Ind.	Keterangan
			JIPE Skor (Nilai×Bobot)	Sumut (Nilai×Bobot)	Dumai Riau (Nilai×Bobot)	Batam Kepri (Nilai×Bobot)	Kritis
8	Stabilitas topografi, iklim sosial & dukungan Pemda	4	8 (0,32)	8 (0,32)	8 (0,32)	8 (0,32)	rendah; KEK zero run-off Semua relatif kondusif
9	Harga & ketersediaan lahan	3	7 (0,21)	9 (0,27)	8 (0,24)	8 (0,24)	Sumut & Batam lebih murah
10	Potensi ekspansi & pengembangan	3	9 (0,27)	8 (0,24)	7 (0,21)	7 (0,21)	KEK Gresik: lahan tersedia 1.200 Ha

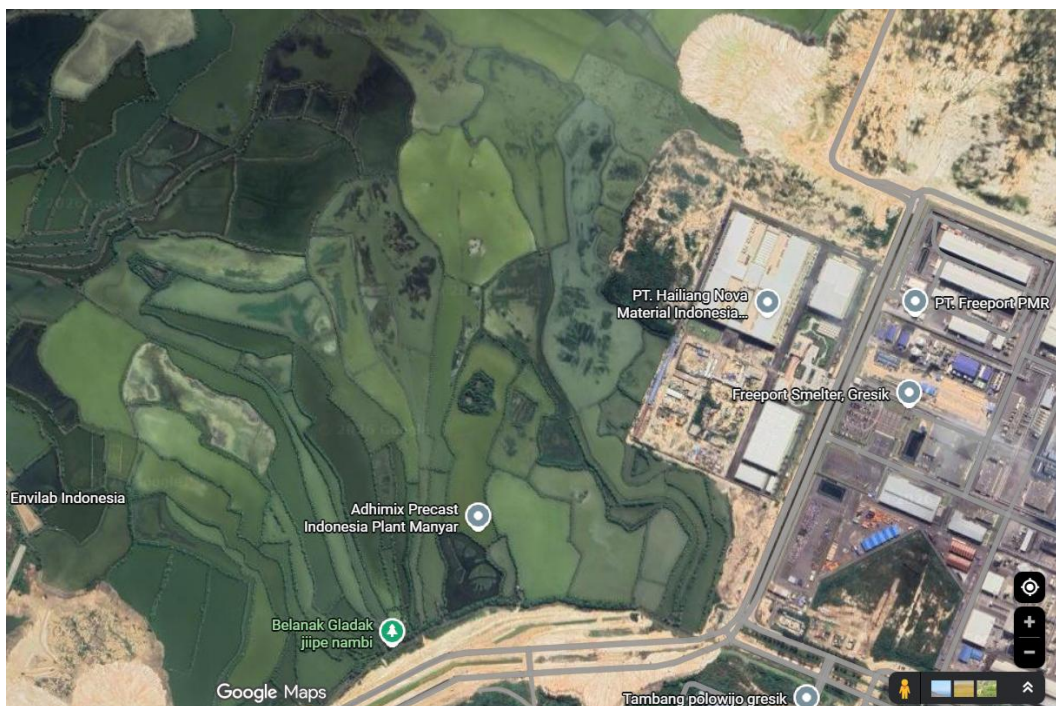
No	Kriteria	Bobot (%)	KEK Gresik	KEK Sei Mangkei Sumut	Kaw. Ind. Riau	Kaw. Ind. Batam Kepri	Keterangan
			(Nilai×Bobot)	(Nilai×Bobot)	(Nilai×Bobot)	(Nilai×Bobot)	
	TOTAL	100	9,13	7,21	7,73	7,53	TERPILIH
	SKOR						IH:
	TERBOBOT						KEK
	OT						Gresik
							JIIPE

4.1.4. Deskripsi Lokasi Terpilih : KEK Gresik (JIIPE), Blok K

Lokasi terpilih: Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Gresik Java Integrated Industrial and Ports Estate (JIIPE), Blok K, Klaster Industri Kimia, Desa Manyarejo, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Koordinat: 7°04'38" LS, 112°36'59" BT (Google Maps: -7,0774°; 112,6163°). Luas lahan yang direncanakan: ±25 hektar.

KEK Gresik JIIPE ditetapkan oleh PP No. 71 Tahun 2021 dan dikelola oleh PT Berkah Kawasan Manyar Sejahtera (anak perusahaan PT AKR Corporindo Tbk dan PT Pelindo III). Kawasan ini merupakan Proyek Strategis Nasional (PSN) yang telah memiliki 15 tenant aktif dari berbagai klaster industri (metal, elektronik, kimia, energi, logistik) per 2026. Blok K merupakan zona yang dikhususkan untuk

Klaster Industri Kimia, bersebelahan dengan PT Hailiang Nova Material Indonesia (industri material inovatif) di Blok K-3.



Gambar 4.1 Kawasan Industri KEK Gresik JIPE

Tabel 4.4 Profil Lokasi KEK Gresik (JIPE) Blok K

Parameter	Spesifikasi			Keterangan
Nama Kawasan	KEK	Gresik	— Java	PP No. 71/2021; Proyek Integrated Industrial and Ports Estate (JIPE) Strategis Nasional
Pengelola Kawasan	PT Berkah Manyar	Kawasan Sejahtera	Anak perusahaan PT AKR Corporindo Tbk + (BKMS)	PT Pelindo III
Alamat	Jl. Raya Manyar KM 11, Manyarejo, Kec.			Telp: +62-31-98540999; web: jiipe.com

Parameter	Spesifikasi	Keterangan
	Manyar, Kab. Gresik, Jawa Timur 61151	
Koordinat Lokasi	7°04'38" LS, 112°36'59" BT	Blok K, Klaster Kimia; ±550 m dari PT Hailiang Nova
Luas Lahan Direncanakan	±25 Ha (250.000 m ²)	Blok K tersedia ±80 Ha; potensi ekspansi terjamin
Jarak ke Pelabuhan KEK	±1,5 km (via pipeline produk)	Pelabuhan privat -16 m LWS; kapal 100.000 DWT
Jarak ke Jalan Tol KLBM	±2 km	Tol Krian-Legundi- Bunder-Manyar; akses Trans-Jawa
Jarak ke Surabaya (pusat)	±24 km	Via Tol Surabaya-Gresik; ±35 menit
Jarak ke Petrokimia Gresik	±15 km	Potensi pasar + sinergi utilitas
Zona RTRW	Industri Berat KEK	Perda Kab. Gresik No. 10/2023; tidak perlu alih fungsi lahan

Parameter	Spesifikasi	Keterangan
Daya Dukung Tanah	$\geq 15 \text{ ton/m}^2$ (setelah pile foundation)	Tanah aluvial; pondasi tiang pancang diameter 600 mm
Elevasi	0-3 m dpl	Zero run-off drainage; bebas banjir (desain JIPE)
Zona Seismik	Zona I (risiko rendah)	SNI 1726-2019; tidak rawan gempa
Status Insentif Fiskal	KEK aktif: Tax Holiday, bebas BM, bebas PPN impor	PMK 130/2020; PMK 148/2021; PP 71/2021

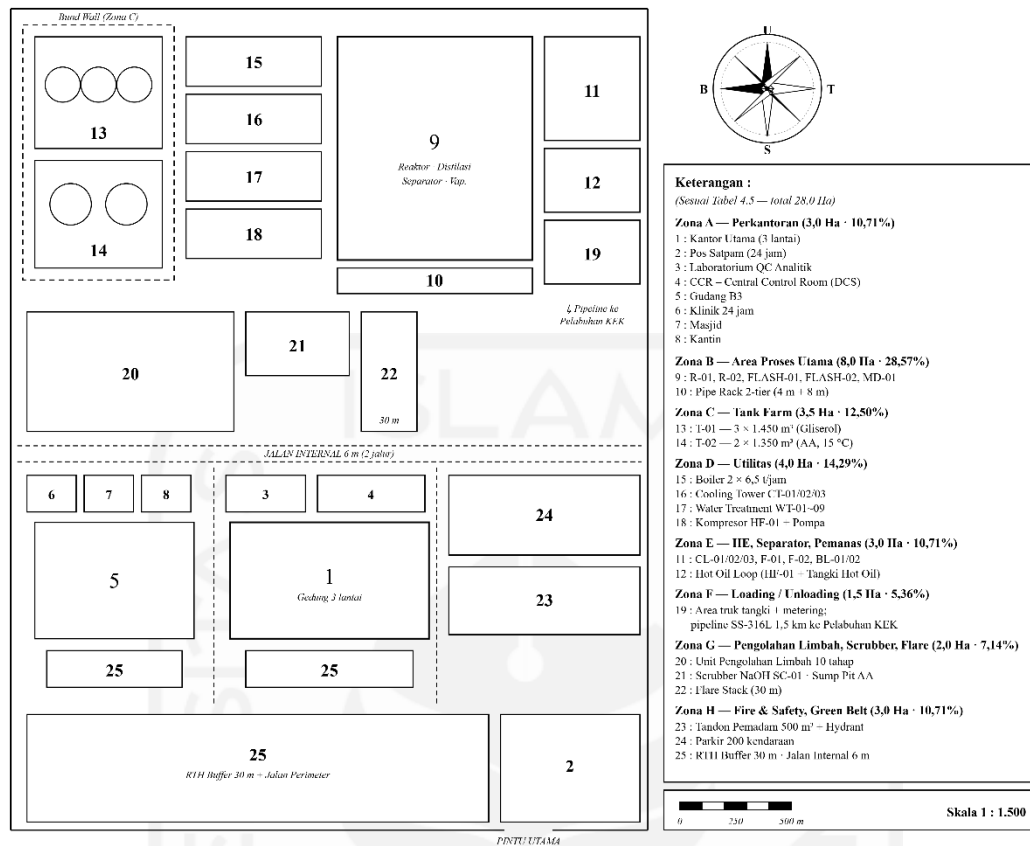
4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Rancangan tata letak pabrik mengacu pada prinsip-prinsip keselamatan proses (NFPA, API), efisiensi aliran material dan utilitas, kemudahan pemeliharaan, dan pemenuhan regulasi tata ruang kawasan KEK. Lahan seluas 28 Ha dibagi menjadi delapan zona fungsional (A-H) yang disusun berdasarkan arah aliran proses dari hulu (feed) ke hilir (produk), dengan memperhatikan arah angin dominan barat-timur untuk penempatan WWTP dan scrubber di sisi timur kawasan agar emisi tidak mengarah ke fasilitas perkantoran.

Tabel 4.5 Luas Tata Letak Pabrik Asam Akrilat — KEK Gresik

Zona	Fungsi Utama	Luas (Ha)	% Total	Unit/Fasilitas
A	Perkantoran, Lab QC, CCR, Gudang B3, Klinik, Masjid, Kantin	3,0	10,71%	Gedung 3 lantai; CCR terintegrasi DCS; Lab analitik AA; Klinik 24 jam
B	Area Proses Utama (Reaktor, Menara Distilasi, Pipe Rack)	8,0	28,57%	R-01, R-02, FLASH- 01, FLASH-02, MD- 01, pipe rack dua tingkat, 4 meter dan 8 meter
C	Tank Farm Bahan Baku dan Produk	3,5	12,50%	T-01 (3×1.450 m ³ gliserol, bund wall), T- 02 (2×1.350 m ³ AA, insulated)
D	Unit Utilitas	4,0	14,29%	Boiler 2×6,5 t/jam, CT-01/02/03, WT- 01~09, HF-01, Pompa
E	HE, Separator, Pemanas, Fired Heater	3,0	10,71%	CL-01, CL-02, CL-03, F-01, F-02, BL-01, BL-02, hot oil loop terdiri dari HF-01 dan tangki

Zona	Fungsi Utama	Luas (Ha)	% Total	Unit/Fasilitas
				hot oil
F	Loading/Unloading + Pipeline ke Pelabuhan	1,5	5,36%	Area truk tangki; Pipeline SS-316L 1,5 km ke dermaga KEK; metering station
G	WWTP + Scrubber + Flare Stack	2,0	7,14%	WWTP 10 tahap; Scrubber NaOH SC- 01; Flare Stack 30m; sump pit AA
H	Fire & Safety + Green Belt + Parkir + Jalan Internal	3	10,71%	Tandon pemadam 500 m ³ ; hydrant; RTH buffer 30m; parkir 200 kendaraan
—	TOTAL LUAS PABRIK	28,0	100%	Jalan internal 6 m (2 jalur); dapat dilalui truk pemadam; perimeter pagar 2.000 m

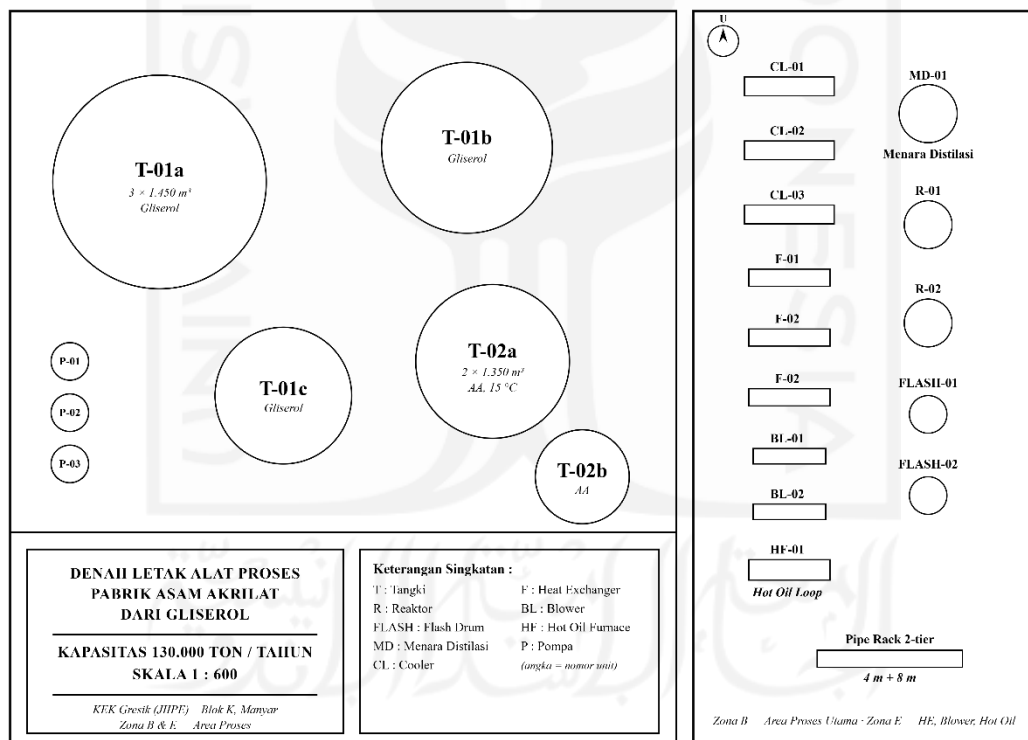


Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Asam Akrilat

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

Tata letak alat proses di Zona B dan Zona E dirancang mengikuti aliran proses dari kiri ke kanan sesuai dengan arah aliran fluida umpan menuju produk, serta dari bawah ke atas untuk mengurangi kebutuhan pompa pada sistem yang dibantu gravitasi. Reaktor R-01 dan R-02 ditempatkan di tengah sebagai inti proses, dengan jarak minimum 3 meter antar peralatan bertekanan untuk memudahkan inspeksi dan pemeliharaan. Menara Distilasi MD-01 ditempatkan di Baris C bersama unit kondensor eksternal dan reboiler pendukungnya untuk efisiensi sistem pendingin terpusat.

Prinsip utama yang diterapkan dalam tata letak alat meliputi empat hal. Pertama, reaktor R-02 yang sangat eksotermik dengan duty pendinginan sebesar 18.218,35 kilowatt ditempatkan di tengah area E, jauh dari bangunan dan jalur evakuasi. Kedua, tank farm T-02 yang menyimpan asam akrilat mudah terbakar dengan titik nyala 51 derajat Celsius dipisahkan dari area proses minimal 30 meter, dilengkapi bund wall dan sistem drainase terarah. Ketiga, sistem pipe rack utama dua tingkat menghubungkan seluruh area dengan kapasitas ekspansi untuk penambahan pipa di masa depan. Keempat, dua jalur evakuasi primer ditandai dengan marka hijau dan diarahkan berlawanan arah angin dari reaktor.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Nama dan Bentuk Badan Hukum

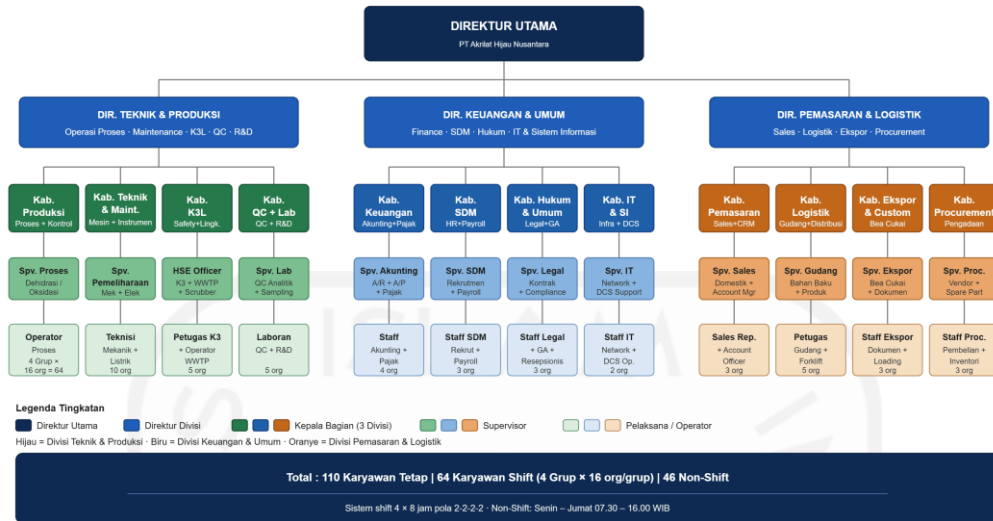
Pabrik didirikan sebagai Perseroan Terbatas dengan nama PT Akrilat Hijau Nusantara (PT AHN), berdomisili di KEK Gresik, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. PT AHN bergerak di bidang industri kimia organik (KBLI 20113) dan berstatus Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN), dengan modal dasar Rp 2.500 miliar (disetor penuh saat konstruksi). Sebagai perusahaan yang berinvestasi di KEK Gresik dengan nilai investasi > Rp 1 triliun, PT AHN berhak mengajukan permohonan Tax Holiday sesuai PP No. 71/2021 dan PMK No. 130/2020. Visi perusahaan: "Menjadi produsen asam akrilat bio-based terkemuka di Asia Tenggara yang berkelanjutan."

4.4.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi PT AHN menggunakan model line and staff organization dengan tiga tingkatan kepemimpinan: Direksi (tingkat strategis), Kepala Bagian (tingkat taktis), dan Supervisor/Pelaksana (tingkat operasional). Direktur Utama membawahi tiga direktur divisi sesuai fungsi utama perusahaan.

STRUKTUR ORGANISASI · PT AKRILAT HIJAU NUSANTARA

Pabrik Asam Akrilat dari Glicerol · KEK Gresik (JIIPE), Manyar · Total 110 Karyawan Tetap



Gambar 4.4 Struktur Organisasi PT Akrilat Hijau Nusantara

4.4.3. Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

Tabel 4.6 Status dan Sistem Hubungan Kerja Karyawan PT AHN

Kategori	Status HK	Sistem Penggajian			Keterangan
		Perjanjian	Kerja	Gaji pokok + tunjangan tetap;	
Karyawan Tetap (PKWTT)	Waktu Tertentu	Kerja	Tidak bulanan	Seluruh posisi	Grade I-IX; 110 orang
Karyawan Kontrak (PKWT)	Perjanjian Waktu	Kerja Tertentu,	Sesuai PKB; upah minimal	Tahap konstruksi dan ramp-up;	
		maks. 2+1 thn	Gresik	UMK	maks. 50 org
Karyawan Outsourcing	Via berlisensi	vendor	Dibayar vendor;	Security, cleaning, driver; ±15 org via PT vendor	
	Kemenaker		minimal UMK		

Kategori	Status HK	Sistem Penggajian	Keterangan
Magang/Trainee	Perjanjian magang; bukan pekerja	Uang saku Rp 2,5 juta/bln	Maks. 6 bulan; dari politeknik/S1 teknik kimia

Tabel 4.7 Penggolongan Jabatan dan Kualifikasi Karyawan PT AHN

Grade	Jabatan	Kualifikasi Minimum	Jumlah	Tanggung Jawab Utama
I	Direktur Utama	S2 Tek./Manaje men + 15 thn pengalaman industri kimia	1	Pimpinan tertinggi; mewakili perusahaan kepada KEK, Pemda, investor
II	Direktur Divisi (3 posisi)	S1 Teknik/Ekono mi + 12 thn; atau S2 + 8 thn	3	Teknik+Prod uksi; Keuangan+U mum; Pemasaran+L ogistik

Grade	Jabatan	Kualifikasi Minimum		Jumlah	Tanggung Jawab Utama
III	Kepala Bagian (7 posisi)	S1 Kimia/Mesin/Elektro	Teknik + 8 thn	7	Produksi; Teknik&Main t; K3L; Lab QC; Keuangan; SDM; Pemasaran
IV	Supervisor Proses/Teknik /Lab	D4/S1 Kimia sertifikat Umum	Tek. + 5 thn; K3	8	Koordinasi shift; laporan operasi; trouble-shooting lapangan
V	Process/Main tenance Engineer	S1 Kimia/Mesin/Elektro	Teknik + 2 thn	10	Optimasi proses; preventive maintenance; simulasi Aspen

Grade	Jabatan	Kualifikasi		Jumlah	Tanggung
		Minimum			Jawab Utama
VI	Operator	D3	Tek.	20	Operator shift
	Senior	Kimia + 5 thn; atau SMA + diklat 240 jam			utama; mentor operator; penanganan darurat
VII	Operator	SMA/SMK		36	Operasi
	Lapangan	Teknik + diklat internal 120 jam			lapangan; pembacaan instrumen; patrol; sampling
VIII	Teknisi	D3		12	Kalibrasi
	Instrumen & Listrik	Elektro/Elektro onika + 2 thn; sertifikat BNSP			instrumen; maintenance DCS/PLC; loop check
IX	Staf	SMA/D3 + 1		13	Administrasi;
	Administrasi & Pendukung	thn;			keuangan;

Grade	Jabatan	Kualifikasi Minimum	Jumlah	Tanggung Jawab Utama
		kemampuan		HR; logistik;
		komputer		QC analis
—	TOTAL	—	110	Belum
	KARYAWA			termasuk
	N TETAP			outsourcing
				±15 orang

4.4.4. Sistem Kerja Shift

Pabrik beroperasi kontinu 24 jam/hari, 333 hari/tahun (8.000 jam/tahun). Karyawan proses, operator, dan teknisi bekerja dalam sistem 4 grup — pola shift 2-2-2 (2 hari Pagi 06.00-14.00 WIB, 2 hari Siang 14.00-22.00 WIB, 2 hari Malam 22.00-06.00 WIB, 2 hari Libur), sedangkan karyawan kantor (Direksi, Kabag, staff admin, engineer non-shift) bekerja pada hari Senin–Jumat pukul 07.30–16.00 WIB.

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan :

1, 2, 3 dst : Hari ke-

A, B, C, D : Regu kerja

I, II, III : *shift* (I = Pagi 06.00–14.00 · II = Siang 14.00–22.00 · III = Malam 22.00–06.00)

 : Libur

Gambar 4.5 Jadwal Shift Karyawan

Tabel 4.8 Komposisi Personel Tiap Grup Shift

Posisi dalam Grup Shift	Jumlah/Grup	Total 4 Grup	Tugas Utama dalam Shift
Supervisor Shift (Grade IV)	1	4	Koordinasi operasi; pengambilan keputusan; eskalasi insiden; laporan shift

Posisi dalam Grup Shift	Jumlah/Grup	Total 4 Grup	Tugas Utama dalam Shift
Operator Senior Reaktor (Grade VI)	2	8	Monitor R-01 & R-02; DCS alarm; kondisi katalis; Q _{MPS} & Q _{CW}
Operator Senior Distilasi (Grade VI)	3	12	Monitor MD- 01/02/03; kualitas produk AA; kondenser & reboiler
Operator Utilitas (Grade VII)	3	12	Boiler, cooling tower, water treatment, kompresor, hot oil
Operator Lapangan (Grade VII)	4	16	Patrol setiap jam; valve operation; sampling; tanggap darurat
Teknisi Instrumen On-Shift (Grade VIII)	2	8	Kalibrasi on-shift; DCS/PLC trouble-shoot; loop check

Posisi dalam Grup Shift	Jumlah/Grup	Total 4 Grup	Tugas Utama dalam Shift
Staf Keselamatan (Grade VI — HSE)	1	4	Monitoring K3; first responder; pemakaian APD; gas detection response
Total per Grup	16	64	Karyawan shift aktif; ditambah 8 reserve (cuti/sakit pengganti)

4.4.5. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian PT AHN mengacu pada struktur kompensasi yang kompetitif di industri kimia Jawa Timur dengan basis gaji pokok + tunjangan tetap + tunjangan tidak tetap. Seluruh gaji pokok melebihi UMK Kabupaten Gresik 2026 = Rp 4.522.030/bulan. Komponen gaji terdiri dari: (1) gaji pokok sesuai Grade, (2) tunjangan jabatan untuk Grade III ke atas, (3) tunjangan shift Rp 50.000/hari untuk karyawan shift, (4) tunjangan makan Rp 30.000/hari kerja, dan (5) tunjangan perumahan untuk Grade VII-VIII yang tinggal di luar Gresik.

Tabel 4.9 Struktur Gaji Karyawan PT Akrilat Hijau Nusantara (2026)

Grade	Jabatan	Gaji	Tunj.	Tunj.	Tunj.	Total
		Pokok	Jabatan	Shift	Makan	THP
		(Rp/bln)	(Rp/bln)	(Rp/bln)	(Rp/bln)	(Rp/bln)
I	Direktur	50.000.00	15.000.00	—	900.000	65.900.00
	Utama	00	00			00
II	Direktur	35.000.00	10.000.00	—	900.000	45.900.00
	Divisi	00	00			00
III	Kepala	22.000.00	5.000.00	—	900.000	27.900.00
	Bagian	00	0			00
IV	Supervis	13.000.00	2.500.00	1.500.00	900.000	17.900.00
	or	00	0	0		00
V	Engineer	9.000.00	1.500.00	1.000.00	900.000	12.400.00
		0	0	0		00
VI	Operator	7.500.00	750.000	1.500.00	900.000	10.650.00
	Senior	0		0		00
VII	Operator	5.500.00	—	1.500.00	900.000	7.900.00
		0		0		0
VIII	Teknisi	6.500.00	500.000	1.500.00	900.000	9.400.00
		0		0		0
IX	Staf	4.800.00	—	—	900.000	5.700.00
	Admin	0				0

Tabel 4.10 Rekapitulasi Biaya Gaji Tahunan PT AHN

Grade	Jabatan	Jumlah	THP/ Orang/ Bulan	Total per Bulan	Total per Tahun
1	Direktur	1	Rp 65,90	Rp 65,90	Rp 0,791
	Utama		juta	juta	miliar
2	Direktur	3	Rp 45,90	Rp 137,70	Rp 1,652
	Divisi		juta	juta	miliar
3	Kepala Bagian	7	Rp 27,90	Rp 195,30	Rp 2,344
			juta	juta	miliar
4	Supervisor	8	Rp 17,90	Rp 143,20	Rp 1,718
			juta	juta	miliar
5	Engineer	10	Rp 12,40	Rp 124,00	Rp 1,488
			juta	juta	miliar
6	Operator	20	Rp 10,65	Rp 213,00	Rp 2,556
	Senior		juta	juta	miliar
7	Operator	36	Rp 7,90	Rp 284,40	Rp 3,413
			juta	juta	miliar
8	Teknisi	12	Rp 9,40	Rp 112,80	Rp 1,354
			juta	juta	miliar
9	Staf Admin	13	Rp 5,70	Rp 74,10	Rp 0,889
			juta	juta	miliar

Grade	Jabatan	Jumlah	THP/ Orang/ Bulan	Total per Bulan	Total per Tahun
—	TOTAL	110	—	Rp 1350 juta	Rp 16,20 miliar

4.4.6. Program Kesejahteraan Karyawan

PT Akrilat Hijau Nusantara berkomitmen memberikan program kesejahteraan karyawan yang komprehensif, melampaui kewajiban minimum perundang-undangan, sebagai investasi dalam kualitas sumber daya manusia. Program ini juga dirancang khusus untuk mendukung karyawan shift yang bekerja dalam kondisi tekanan dan risiko lebih tinggi dibandingkan karyawan kantor biasa.

Tabel 4.11 Program Kesejahteraan Karyawan PT Akrilat Hijau Nusantara

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
1	BPJS Ketenagakerjaan (JKK+JK+JHT+JP)	JKK 1,74% + JK 0,30% + JHT 3,70% + JP 2,00% gaji pokok → ditanggung perusahaan penuh	PP No. 44/2015 (JKK+JK); PP No. 46/2015 (JHT); PP No. 45/2015 (JP); wajib untuk semua karyawan tetap

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
2	BPJS Kesehatan	4% gaji pokok kelas 1 untuk karyawan + keluarga inti (maks. 4 jiwa)	Perpres No. 82/2018; Permenkes (perusahaan) + No. 28/2014; berlaku sejak hari 1% (karyawan); pertama kerja
3	Tunjangan Raya (THR)	Hari 1× gaji pokok; dibayarkan H-7 sebelum Idul Fitri; proporsional untuk masa kerja < 1 tahun	Permenaker No. 6/2016; kewajiban minimum; PT AHN menambahkan tunjangan Natal 0,5× gaji untuk karyawan non- muslim
4	Cuti Tahunan	12 hari kerja/tahun (setelah 12 bulan masa kerja); cuti melahirkan 3 bulan; cuti menikah 3 hari	UU No. 6/2023 Cipta Kerja; cuti besar 2 bulan penuh setelah 6 tahun masa kerja

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
5	Tunjangan Shift dan Makan	Rp 50.000/hari shift + makan 1 porsi hot meal Rp 30.000/shift; tunjangan malam tambahan Rp 25.000 untuk shift 22.00-06.00	Permenaker No. 15/1994; inisiatif perusahaan; mendukung karyawan shift malam
6	Tunjangan Perumahan	Subsidi sewa Rp 500.000/bln untuk operator (Grade VII) dan teknisi (Grade VIII) yang tinggal di luar Kab. Gresik	Insentif retensi karyawan shift; meningkatkan kehadiran tepat waktu
7	Klinik Pabrik (24 Jam)	Dokter umum + paramedis on-site; konsultasi dan obat dasar gratis; ambulans	Permenaker No. 01/1998; standar ILO untuk industri kimia B3; MCU mencakup spirometri + audiometri + darah lengkap

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
8	Alat Pelindung Diri (APD)	on-standby; MCU tahunan untuk semua karyawan 2 stel seragam/tahun; helm safety, APD rusak tanpa biaya sepatu safety, karyawan kacamata, sarung tangan, respirator AA (Niosh-approved); SCBA untuk confined space; semua gratis	Permenaker No. 08/2010; OSHA 29 CFR 1910.132; penggantian
9	Program Pelatihan & Pengembangan	Anggaran pelatihan Rp 5 juta/org/thn; sertifikasi operator kilang, S2 HSE Level 1-3,	Komitmen pengembangan SDM; maks. 40 jam pelatihan/org/thn; karyawan berprestasi mendapat beasiswa

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
		ISO 45001 lead auditor, Aspen simulator; study tour ke pabrik kimia luar negeri tiap 3 tahun	
10	Dana (DPPK)	Pensiun Iuran pensiun 5% gaji pokok (perusahaan) + 2% (karyawan); manfaat pasti berdasarkan masa kerja	UU No. 11/1992 tentang Dana Pensiun; dimulai sejak awal operasi; investasi dikelola manajer investasi independen
11	Koperasi Karyawan	Simpan pinjam bunga 6%/thn (< bunga bank); toko kebutuhan sembako + ATK dengan diskon 10-15%; arisan kelompok	Inisiatif karyawan; difasilitasi perusahaan dengan modal awal Rp 500 juta; dikelola mandiri karyawan

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
12	Transportasi Antar-Jemput	4 armada bus (kapasitas 30 orang/unit); rute: Surabaya-Gresik (shift pagi 05.15, malam 21.15); halte resmi di 8 titik	Inisiatif perusahaan; mendukung karyawan dari Surabaya dan sekitarnya; tidak wajib (opsional)
13	Bantuan Duka & Musibah	Santunan kematian Rp 10 juta (diri sendiri) / Rp 5 juta (keluarga inti); bantuan bencana banjir/kebakaran Rp 3 juta/kejadian	Kebijakan HR PT AHN; dana sosial perusahaan Rp 200 juta/tahun
14	Program Beasiswa Anak Karyawan	Beasiswa SD-SMA untuk 2 anak karyawan berprestasi (nilai	Program CSR; seleksi tahunan; mendorong loyalitas dan motivasi karyawan

No.	Program Kesejahteraan	Nilai / Besaran	Dasar Hukum & Implementasi
		rapor $\geq 8,0$); nilai maks. Rp 500.000/bln/anak	

4.5. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Pabrik asam akrilat menangani senyawa-senyawa B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) yang memerlukan sistem manajemen K3 yang sangat ketat. Asam akrilat memiliki TLV-TWA 2 ppm (ACGIH 2026), titik nyala 51 °C, batas ledak 2,4–16% vol., dan rentan berpolimerisasi eksotermik jika terkontaminasi. PT AHN mengimplementasikan Sistem Manajemen K3 (SMK3) Plus yang mengintegrasikan standar PP No. 50/2012 dengan ISO 45001:2018.

Tabel 4.12 Sistem Manajemen K3 (SMK3) Plus

No.	Elemen K3	Standar Acuan	Implementasi di Pabrik AA
1	HAZOP (Hazard and Operability Study)	IEC 61882:2016; OSHA PSM 29 CFR 1910.119	42 node HAZOP mencakup R-01, R-02, semua kolom, tangki, sistem perpipaan; safeguard: 38 PSV, 12 sistem interlock DCS, 6 ESD level
2	LOTO (Lockout/Tagout)	OSHA 29 CFR	Prosedur wajib 100% untuk pekerjaan pemeliharaan; 4 jenis kunci LOTO

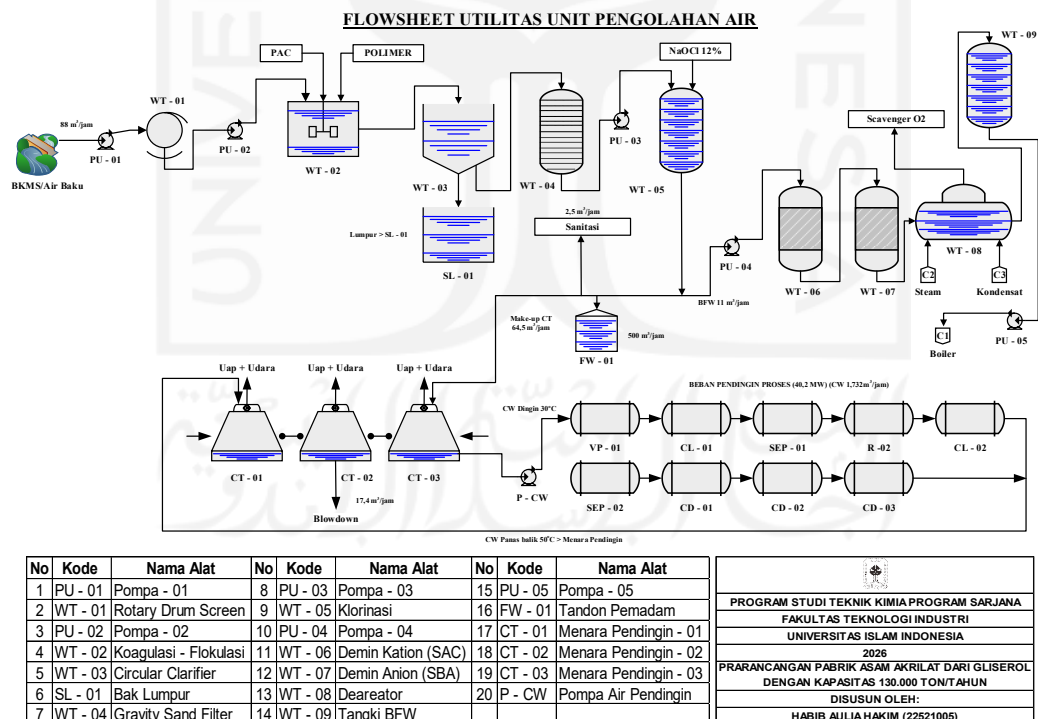
No.	Elemen K3	Standar Acuan	Implementasi di Pabrik AA
		1910.147; NFPA 70E	berbeda warna per jenis energi (mekanik, listrik, kimia, hidrolik)
3	PTW (Permit-to-Work)	BP Safety Management System; Shell DEP	5 kategori izin kerja: hot work, cold work, confined space, electrical live, excavation; disetujui supervisor shift + Kabag K3L
4	ESD (Emergency Shutdown System)	IEC 61511 SIL-2; API RP 556	Auto-trip R-01 pada $T > 380^{\circ}\text{C}$; R-02 pada $T > 300^{\circ}\text{C}$; high-high pressure pada $> 1,3$ bar; low-low level tangki
5	Deteksi Berbahaya Gas	NFPA 72; EN 50271; IEC 60079-29	Sensor elektrochemical AA di 24 titik (R-01, R-02, distilasi, tank farm); alarm Level 1 = 2 ppm; Level 2 = 10 ppm (evakuasi)
6	Penanganan Tumpahan AA	NFPA 30; EPA SPCC; PP 101/2014 B3	Bund wall 110% volume tangki terbesar; drainase ke sump pit berinsulasi; netralisasi NaOH 10%; laporan insiden ke BPLHD < 24 jam
7	Sistem Pemadam Kebakaran	NFPA 11, 13, 15, 30; SNI 03-3989	Foam system AFFF di tank farm; CO_2 total flooding di CCR; deluge pada R-02; hydrant jarak 25 m di seluruh kawasan

No.	Elemen K3	Standar Acuan	Implementasi di Pabrik AA
8	APD Wajib Area Proses	Permenaker No. 08/2010; ACGIH TLV	Respirator APF-10 untuk operasi rutin; SCBA mandiri 30 menit untuk confined space; flame retardant coverall Nomex untuk area R-02



BAB V UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung yang menjamin kelangsungan operasi pabrik asam akrilat berkapasitas 130.000 ton/tahun yang berlokasi di KEK Gresik (JIPE), Blok K, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Utilitas mencakup penyediaan dan pengolahan air, pembangkitan steam, penyediaan listrik, udara tekan instrumen, bahan bakar gas alam, pengolahan limbah, dan sistem *refrigeran/coolant*. Tarif utilitas mengacu pada harga aktual KEK Gresik 2026: air BKMS Rp 3.000/m³, gas PGN Jatim Rp 6.200/Nm³, dan listrik PLN UP3 Gresik Rp 1.445/kWh. Estimasi harga peralatan utilitas menggunakan korelasi biaya Turton et al. (2018) dengan faktor koreksi CEPCI 2026/2013 = 820/567 = 1,446 dan kurs Rp 16.200/USD dengan faktor CIF Indonesia 1,15.



5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air baku pabrik diperoleh dari Unit Air Terpadu KEK Gresik PT Berkah Kawasan Manyar Sejahtera (BKMS), pengelola KEK Gresik, yang menyediakan air industri terintegrasi sesuai standar kualitas industri proses. Air baku diolah menjadi tiga jenis produk: (a) Boiler Feed Water (BFW) untuk pembangkitan steam MPS 10 bar, (b) make-up air pendingin menara pendingin, dan (c) air sanitasi, perkantoran, dan pemadam kebakaran.

5.1.1. Kebutuhan Air Baku

Kebutuhan air umpan boiler (BFW) dihitung berdasarkan laju *steam* MPS total dan panas laten penguapan:

$$\dot{m}_{\text{BFW}} = Q_{\text{MPS, total}} / (\lambda_{\text{MPS}} \times \eta_{\text{BFW}}) = 3.940,7 \text{ kW} / (2.160 \text{ kJ/kg} \times 0,97) = 1,880 \text{ kg/s} \\ = 6,76 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan *make up* menara pendingin dihitung dari laju kehilangan air (evaporasi 2,5%; *blowdown* 1,0%; *drift* 0,2%):

$$\dot{m}_{\text{make-up}} = (0,025 + 0,010 + 0,002) \times 1.827,4 = 67,61 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel 5.1 Rekapitulasi Kebutuhan Air Baku

Parameter			Nilai / Keterangan
Air	umpan	boiler	BFW
(terdemineralisasi)			6,76 m ³ /jam; setelah deaerator; O ₂ < 0,007 mg/L; termasuk 3% blowdown boiler
Make-up menara pendingin CT			67,61 m ³ /jam; evaporasi 2,5% + blowdown 1,0% + drift 0,2% dari $\dot{m}_{\text{CW}} = 1.827,4 \text{ m}^3/\text{jam}$

Parameter	Nilai / Keterangan
Air sanitasi + perkantoran + laboratorium	2,5 m ³ /jam; 110 karyawan × 20 L/org/jam; standar SNI 03-7065
Cadangan pemadam kebakaran	10,0 m ³ /jam; tandon 500 m ³ ; laju pengisian darurat; NFPA 14
Total Air Baku	86,87 m ³ /jam; dibulatkan dengan margin 10%; basis desain BKMS KEK Gresik

5.1.2. Unit Pengolahan Air

Air baku BKMS diolah melalui sembilan unit proses secara seri menghasilkan BFW kualitas tinggi untuk boiler 10 bar sesuai standar ABMA (American Boiler Manufacturers Association). WT-01 s.d. WT-05 memproses seluruh aliran air baku (88,73 m³/jam); WT-06 s.d. WT-09 secara spesifik memproses aliran BFW (7,74 m³/jam).

5.1.2.1. WT – 01 (Unit Penyaringan (*Screening*))

Air baku dari BKMS disaring terlebih dahulu untuk menghilangkan partikel kasar (≥ 5 mm) sebelum proses koagulasi. Penyaringan dilakukan dengan rotary drum screen berputar yang membersihkan dirinya sendiri secara otomatis.

Tabel 5.2 Spesifikasi WT – 01 (*Rotary Drum Screen*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Penyaringan partikel kasar (≥ 5 mm) dari air baku BKMS sebelum proses pengolahan
Jenis	Rotary drum screen self-cleaning dengan backwash otomatis
Jumlah Unit	2 buah (1 operasi + 1 standby)
Kapasitas per Unit	95 m ³ /jam (margin di atas kebutuhan 88,73 m ³ /jam)
Ukuran Mesh	Saringan kasar 5 mm + saringan halus 1 mm
Material Body	Stainless Steel SS-304; drum dan frame
Motor Penggerak	0,75 kW; 1.400 rpm; proteksi IP-55; TEFC
Sistem Self-Cleaning	Backwash otomatis setiap 30 menit (timer) atau $\Delta P = 0,2$ bar (pressure differential)
Tekanan Operasi	1,5–3,0 bar (tekanan distribusi BKMS)
Dimensi	$P \times L \times T = 1,5 \text{ m} \times 1,2 \text{ m} \times 1,8 \text{ m}$; berat ≈ 40 kg (kosong)
Kode Desain	AWWA C501; standar filter air industri

Parameter	Nilai / Keterangan
Harga Peralatan	Rp 380.000.000 (USD 23.000; harga paket screen + frame + motor; 2026)
Referensi Perancangan	AWWA C501; Metcalf & Eddy (2014) Wastewater Engineering 5th Ed.

5.1.2.2. WT – 02 (Unit Koagulasi dan Flokulasi)

Koagulan PAC (Poly Aluminium Chloride) dan flokulan polimer anionik ditambahkan untuk menggumpalkan koloid dan partikel tersuspensi halus yang tidak dapat dihilangkan dengan penyaringan mekanis.

Tabel 5.3 Spesifikasi WT – 02 Tangki Koagulasi Flokulasi

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Penambahan PAC + polielektrolit anionik; pembentukan flok untuk pengendapan di clarifier
Jenis	Tangki berpengaduk bertingkat: rapid mix (koagulasi) + slow mix (flokulasi)
Jumlah Unit	2 tangki seri per lini (1 lini operasi + 1 lini standby)
Volume Tangki Rapid Mix	1,5 m ³ (retention time 1,5 menit); D = 1,0 m; H = 1,9 m
Volume Tangki Slow Mix	5,0 m ³ (retention time 5 menit); D = 1,5 m; H = 2,9 m

Parameter	Nilai / Keterangan
Agitator Rapid Mix	Turbine impeller D = 0,5 m; 100 rpm; motor 2,2 kW; SS-316L shaft
Agitator Slow Mix	Paddle impeller D = 0,8 m; 20 rpm; motor 0,75 kW; SS-316L shaft
Dosis Koagulan PAC	$30 \text{ mg/L} \times 88,73 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,66 \text{ kg/jam}$ PAC; tangki dosing $2 \times 500 \text{ L FRP}$; pompa diaphragm 0–5 L/jam
Dosis Flokulan Anionik	$2 \text{ mg/L} \times 88,73 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,177 \text{ kg/jam}$; larutan 0,5% w/w; tangki $2 \times 200 \text{ L FRP}$
pH Operasi Target	6,5–7,5 (optimal koagulasi PAC)
Material Tangki	FRP (Fiberglass Reinforced Plastic); tahan asam/basa lemah; pH 2–12
Kode Desain	AWWA B406 (PAC); MWH Water Treatment 3rd Ed.; Crittenden et al. (2012)
Harga Peralatan	Rp 620.000.000 (USD 38.000; 2 tangki FRP + agitator + sistem dosing)
Referensi Perancangan	Crittenden et al. (2012) MWH Water Treatment 3rd Ed.; AWWA B406

5.1.2.3. WT – 03 (Unit Sedimentasi (*Clarifier*))

Flok yang terbentuk di WT-02 diendapkan secara gravitasi di dalam clarifier sirkular. Aliran masuk dari pusat, effluent jernih keluar melalui weir perifer, dan lumpur mengendap dikeluarkan dari dasar.

Luas clarifier: $A = \dot{m} / \text{OFR} = 88 \text{ m}^3/\text{jam} / 1,5 \text{ m}/\text{jam} = 58,7 \text{ m}^2 \rightarrow \text{Diameter: } D = \sqrt{(4 \times 58,7 / \pi)} = 8,65 \text{ m} \approx 9,0 \text{ m}$

Tabel 5.4 Spesifikasi WT – 03 (*Circular Clarifier*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Pengendapan gravitasi flok (TSS removal $\geq 70\%$); turbiditas effluent < 5 NTU
Jenis	Circular clarifier; center feed; peripheral overflow weir
Jumlah Unit	1 buah
Kapasitas	88,73 m ³ /jam
Overflow Rate (OFR)	1,5 m/jam (standar AWWA M37)
Diameter Clarifier	D = 9,0 m (hasil perhitungan A = 58,7 m ²)
Kedalaman Efektif	3,5 m; slope dasar 1:12 ke pusat (hopper)
Volume Clarifier	$V = \pi/4 \times 9^2 \times 3,5 = 222 \text{ m}^3$; waktu tinggal $\approx 2,5$ jam

Parameter	Nilai / Keterangan
Sistem Rake Sludge	Motor gear 0,75 kW; kecepatan tip blade 15 m/menit; SS-316L rake
Sistem Sludge Removal	Pompa diaphragm 2 m ³ /jam; sludge ke bak penampung SL-01; kadar padatan 0,5–1,0%
Weir Overflow	V-notch weir SS-316L; panjang efektif $= \pi \times 9 = 28,3 \text{ m}$
Material	Carbon Steel SA-516 Grade 70 + epoxy coating internal; SS-316L untuk bagian bergerak
Kode Desain	AWWA M37; Metcalf & Eddy (2014) Tabel 6-3
Harga Peralatan	Rp 2.100.000.000 (USD 130.000; termasuk rake mekanis, drive, weir SS; 2026)
Referensi Perancangan	AWWA M37; Crittenden et al. (2012) MWH Water Treatment; Metcalf & Eddy (2014)

5.1.2.4. WT – 04 (Unit Filtrasi Pasir)

Partikel halus residual yang lolos dari clarifier disaring dengan filter pasir dual media (antrasit + pasir kuarsa). Sistem backwash otomatis memulihkan kapasitas filter.

Laju filtrasi = 5 m/jam; $A = 88 / (2 \times 5) = 8,8 \text{ m}^2$ per unit $\rightarrow D = \sqrt{(4 \times 8,8 / \pi)} = 3,35 \text{ m} \approx 3,5 \text{ m}$

Tabel 5.5 Spesifikasi WT – 04 (*Gravity Sand Filter*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Penyaringan partikel halus residual; turbiditas keluar < 1 NTU
Jenis	Gravity dual-media filter: antrasit (atas) + pasir kuarsa (bawah)
Jumlah Unit	2-unit paralel (1 service + 1 backwash/standby)
Laju Filtrasi	5 m/jam = $88,73 \text{ m}^3/\text{jam} \div (2 \text{ unit} \times 8,8 \text{ m}^2)$
Diameter Filter	$D = 3,5 \text{ m}$ per unit ($A = 9,6 \text{ m}^2$ terpasang)
Media Filter (atas ke bawah)	Antrasit ES 1,2 mm tebal 300 mm + Pasir kuarsa ES 0,55 mm tebal 600 mm + Kerikil penyangga 200 mm

Parameter	Nilai / Keterangan
Total Tinggi Media	1.100 mm + freeboard 500 mm + nozzle underdrain 500 mm = 2.100 mm ≈ 2,1 m
Sistem Underdrain	Nozzle SS-304; jarak 150 mm; anti- clogging double lateral
Backwash Air	36 m/jam selama 15 menit; konsumsi air ≈ 14 m ³ per siklus backwash
Backwash Udara	55 m/jam selama 5 menit; air-scour untuk melepas flok tertahan media
Frekuensi Backwash	≈ 1 kali per 24 jam (timer + ΔP trigger 0,5 bar)
Material Vessel	Carbon Steel SA-516 Grade 70 + epoxy lining internal; manhole 18 inch
Kode Desain	AWWA B100 (media filter); AWWA B101 (proses filtrasi)
Harga Peralatan	Rp 890.000.000 (USD 55.000; 2-unit vessel + media + nozzle + backwash system; 2026)
Referensi Perancangan	AWWA B100; AWWA B101; Crittenden et al. (2012); Davis & Cornwell (2013)

5.1.2.5. WT – 05 (Unit Klorinasi)

Klorinasi dengan larutan NaOCl (natrium hipoklorit) 12% membunuh mikroorganisme patogen dan alga sebelum air masuk ke sistem demineralisasi atau distribusi sanitasi.

Tabel 5.6 Spesifikasi WT – 05 (Klorinasi)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Desinfeksi air; eliminasi bakteri, virus, dan alga; klorin residual 0,2 mg/L
Jenis	Sistem dosing NaOCl 12% + tangki kontak
Jumlah Unit	1 sistem dosing + 1 tangki kontak (baffled)
Dosis Klorin	$0,5 \text{ mg/L} = 0,5 \text{ g/m}^3 \times 88,73 \text{ m}^3/\text{jam} = 44,4 \text{ g/jam} = 0,370 \text{ L/jam}$ larutan NaOCl 12%
Tangki Penyimpan NaOCl	2 × 500 L HDPE; pasokan 28 hari; isi ulang 1 kali/bulan
Pompa Dosing	2 × pompa diaphragm (1 op + 1 standby); 0–2 L/jam; 4 bar; PVDF wetted parts
Tangki Kontak	1 m ³ ; retention time ≈ 2 menit; baffled; material FRP

Parameter	Nilai / Keterangan
Residual Klorin Target	0,2 mg/L di outlet (sesuai WHO Drinking Water Quality Guidelines)
Analyzer Klorin	Klorin residual analyzer inline (amperometric); rentang 0–2 mg/L; alarm < 0,1 dan > 1,0 mg/L
Material Pipa	HDPE untuk pipa klorin; PVDF untuk pompa dosing
Kode Desain	WHO Guidelines for Drinking Water Quality 4th Ed.; SNI 01-3553-2006
Harga Peralatan	Rp 185.000.000 (USD 11.400; tangki dosing + pompa + analyzer; 2026)
Referensi Perancangan	WHO (2011) Guidelines DWQ 4th Ed.; Crittenden et al. (2012)

5.1.2.6. WT – 06 (Unit *Demineralisasi Kation* (SAC))

Demineralisasi menghilangkan ion-ion mineral yang menyebabkan scale pada boiler. Tahap pertama menggunakan resin penukar kation asam kuat (*Strong Acid Cation*, SAC) untuk menghilangkan kation Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , K^{+} , dan Fe^{2+} .

Tabel 5.7 Spesifikasi WT – 06 (*Strong Acid Cation Ion Exchange Column*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menghilangkan kation (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , K^{+} , Fe^{2+}) untuk produksi BFW kualitas boiler
Jenis	Strong Acid Cation (SAC) ion exchange; gel type
Jumlah Unit	2 unit (1 service + 1 regenerasi/standby; operasi bergantian)
Resin	Amberlite IR-120 Plus (Rohm & Haas) atau setara; kapasitas = 1.900 eq/m ³ (Na^{+} form)
Volume Resin per Unit	99 L (basis: total hardness 3 mEq/L; Q = 7,74 m ³ /jam BFW; t _{service} = 8 jam)
Volume Vessel per Unit	300 L; D = 0,50 m; H = 1,50 m; Carbon Steel + FRP lining internal
Laju Alir Layanan	7,74 m ³ /jam (aliran BFW)
Backwash	Air bersih 10 m/jam selama 8 menit; memisahkan partikel tertahan
Regenerasi	HCl 5% w/w; dosis 1,5 BV; flow 3 m/jam; waktu regenerasi ≈ 15 menit
Rinse	Air demin 3 BV; konduktivitas rinse water < 100 µS/cm

Parameter	Nilai / Keterangan
Frekuensi Regenerasi	≈1 kali per 8 jam per unit (bergantian antara 2 unit)
pH Efluent	1–2 (asam; harus dilanjutkan ke WT-07 anion exchanger)
Kode Desain	Dow Water & Process Solutions; Rohm & Haas Amberlite Tech. Guide
Harga Peralatan	Rp 450.000.000 (USD 27.800; 2 vessel + resin + sistem regenerasi HCl; 2026)
Referensi Perancangan	Rohm & Haas (2007) Amberlite IR-120 Tech. Sheet; Dow Ion Exchange Manual

5.1.2.7. WT – 07 (Unit *Demineralisasi Anion* (SBA))

Anion-anion (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^- , SiO_2) yang tersisa dari efluen WT-06 dihilangkan oleh resin penukar anion basa kuat.

Tabel 5.8 Spesifikasi WT – 07 (*Strong Base Anion Ion Exchange Column*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menghilangkan anion (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^- , SiO_2) dari efluent kation exchanger
Jenis	Strong Base Anion (SBA) Type I ion exchange; gel type

Parameter	Nilai / Keterangan
Jumlah Unit	2 unit (1 service + 1 regenerasi; bergantian dengan WT-06)
Resin	Amberlite IRA-400 (Type I SBA; Cl ⁻ form) atau setara; kapasitas = 1.300 eq/m ³
Volume Resin per Unit	113 L (basis: Q = 7,74 m ³ /jam BFW)
Volume Vessel per Unit	350 L; D = 0,55 m; H = 1,50 m; Carbon Steel + epoxy lining
Regenerasi	NaOH 4% w/w; dosis 2,0 BV; waktu ≈20 menit; rinse 3 BV
Frekuensi Regenerasi	≈1 kali per 8 jam (bergantian dengan WT-06; total downtime regenerasi ≈ 45 menit)
Kualitas Effluent	TDS < 1 mg/L; konduktivitas < 5 μS/cm; SiO ₂ < 0,1 mg/L; pH 7–8
Kode Desain	Dow Water & Process Solutions; ABMA boiler water quality requirements
Harga Peralatan	Rp 420.000.000 (USD 26.000; 2 vessel + resin + sistem regenerasi NaOH; 2026)

Parameter	Nilai / Keterangan
Referensi Perancangan	Rohm & Haas (2007) Amberlite IRA-400 Tech. Sheet; ABMA Guidelines

5.1.2.8. WT – 08 (Unit *Deaerator* BFW)

Deaerator menghilangkan oksigen terlarut (O₂) dan karbondioksida (CO₂) dari BFW sebelum masuk boiler. Operasi pada suhu 105°C (T_{sat} pada 1,16 bar abs) mengusir gas-gas terlarut secara termodinamis.

Tabel 5.9 Spesifikasi WT – 08 (*Spray Tray Deaerator*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menghilangkan O ₂ terlarut (< 0,007 mg/L = 7 ppb) dan CO ₂ terlarut (< 0,5 mg/L) dari BFW
Jenis	Spray + Tray deaerator (ASME HEI type); operating pressure 0,14 bar gauge $\approx$ 1,16 bar abs
Jumlah Unit	1 unit
Kapasitas	8,5 ton BFW/jam (termasuk margin 10% di atas kebutuhan 7,74 m ³ /jam)
Suhu Operasi	105°C (T _{sat} pada 1,16 bar abs)
Tekanan Operasi	0,14 bar gauge (1,16 bar abs); uap flash dari steam MPS injeksi

Parameter	Nilai / Keterangan
O2 Residual Effluent	< 0,007 mg/L (7 ppb) sesuai ABMA untuk boiler tekanan 7–14 bar
CO2 Residual Effluent	< 0,5 mg/L
Pemanas (steam injeksi)	Steam MPS 10 bar; Qdeaerator $\approx$ 58,4 kW
Volume Vessel Deaerator	5 m ³ ; D = 1,2 m; L = 5,0 m (horizontal); freeboard 400 mm
Material	Carbon Steel SA-285 Grade C; ASME VIII Div. 1; cathodic protection
Vent Kondenser	Kondenser vent gas CO ₂ /O ₂ ke atmosfer; pipa 1 inch SS-304; horizontal vent condenser
Kimia Pendukung	Scavenger O ₂ : injeksi erythorbic acid atau Na ₂ SO ₃ 5–10 mg/L ke pipa inlet
Level Control	3 level switches: LL-shutdown (5%); LO-alarm (20%); HH-overflow (85%)
Kode Desain	ASME PTC 12.3 (Deaerator Performance Test); HEI Standards for Deaerators; ABMA
Harga Peralatan	Rp 1.215.000.000 (USD 75.000; vessel + tray + spray nozzle + controls; 2026)

Parameter	Nilai / Keterangan
Referensi Perancangan	HEI (2017) Standards for Deaerators; ABMA Boiler Water Quality; Puckorius (2003)

5.1.2.9. WT – 09 (Tangki Penyimpan BFW)

Tabel 5.10 Spesifikasi WT – 09 (*Boiler Feed Water Storage Tank*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Penyimpanan BFW terdemineralisasi dan terdeaerasi; buffer supply ke boiler BLR-01/02
Jenis	Tangki vertikal tertutup dengan nitrogen blanket
Jumlah Unit	1 unit
Kapasitas	100 m ³ (hold-up ≈12,9 jam pada laju BFW 7,74 m ³ /jam)
Dimensi	D = 4,5 m; H = 7,0 m (vertikal); tebal shell = 8 mm; head ellipsoidal 2:1
Material	Stainless Steel SS-304 (mencegah re-kontaminasi ion besi yang merusak boiler)

Parameter	Nilai / Keterangan
Nitrogen Blanket	Injeksi N ₂ inert 99,9% di ruang gas tangki; mencegah kontak O ₂ atmosfer dengan BFW
Pressure Operasi	Atmosferik hingga 0,1 bar gauge (pressure vent valve)
Insulasi	Mineral wool 25 mm + cladding aluminium (menjaga suhu BFW $\approx$ 95–105°C dari deaerator)
Level Control	3 level transmitters (LL, LO, HH); alarm ke DCS
Pompa BFW ke Boiler	2 $\times$ pompa sentrifugal multistage (1 op + 1 standby); Q = 8,5 m ³ /jam; H = 120 m; P = 5,5 kW; SS-316L impeller
Tekanan Desain	3 bar (vacuum break + nitrogen system)
Kode Desain	ASME B96.1 (welded aluminium tanks); API 650 kategori M; ABMA
Harga Peralatan	Rp 1.100.000.000 (USD 67.900; vessel SS-304 + insulasi + N ₂ system + pompa; 2026)
Referensi Perancangan	API 650 (2021); ASME B96.1; ABMA Boiler Water Quality Guidelines (2014)

Tabel 5.11 Ringkasan Unit Pengolahan Air WT – 01 s.d. WT – 09

Kode	Unit	Kapasitas	Target Effluent	Harga
WT-01	Rotary Drum Screen	95 m ³ /jam	Partikel < 5 mm	Rp 380 juta
WT-02	Koagulasi- Flokulasi	88,73 m ³ /jam	Flok terbentuk; pH 6,5–7,5	Rp 620 juta
WT-03	Circular Clarifier	88,73 m ³ /jam	Turbiditas < 5 NTU	Rp 2.100 juta
WT-04	Gravity Sand Filter	88,73 m ³ /jam	Turbiditas < 1 NTU	Rp 890 juta
WT-05	Klorinasi NaOCl	88,73 m ³ /jam	Residual Cl ₂ 0,2 mg/L	Rp 185 juta
WT-06	SAC Ion Exchanger	7,74 m ³ /jam BFW	TDS↓; kation < 0,1 mg/L	Rp 450 juta
WT-07	SBA Ion Exchanger	7,74 m ³ /jam BFW	Cond. < 5 µS/cm; SiO ₂ < 0,1	Rp 420 juta
WT-08	Deaerator Spray-Tray	8,5 m ³ /jam BFW	O ₂ < 0,007 mg/L; T=105°C	Rp 1.215 juta
WT-09	BFW Storage Tank	100 m ³	BFW tersimpan; N ₂ blanket	Rp 1.100 juta
TOTAL				Rp 7.360 juta

5.1.3. Unit Penyediaan *Cooling Water* (Menara Pendingin)

Air pendingin (CW) melayani 7 unit proses dengan total beban pendingin 38.638,3 kW. Laju sirkulasi CW dihitung:

$$\dot{m}_{CW} = Q_{CW} / (C_{p,CW} \times \Delta T_{CW}) = 38.638,3 / (4,18 \times 20) = 461,52 \text{ kg/s} = 1.661,5 \text{ m}^3/\text{jam}$$

5.1.3.1. Distribusi Beban Pendingin

Tabel 5.12 Distribusi Kebutuhan Cooling Water per Unit

Unit	Q (kW)	Keterangan
CL-01	3.637,1	Efluen R-01, 340 menuju 120 derajat Celsius
FLASH-01	8.762,3	Kondensasi vapor dan panas sensibel
R-02	18.218,4	Eksotermik terbesar, via cooling water jaket reaktor
CL-02	3.118,3	Efluen R-02, 265 menuju 100 derajat Celsius
FLASH-02	3.796,6	Kondensasi asam akrilat dan panas sensibel
CD-01	516,8	Kondensor eksternal MD-01, Partial Vapor

Unit	Q (kW)	Keterangan
CL-03	588,9	Pendingin produk asam akrilat, 141 menuju 30 derajat Celsius
Total	38.638,3	Basis lengkap 7 unit

5.1.3.2. Spesifikasi Menara Pendingin

Tabel 5.13 Spesifikasi CT – 01 / CT – 02 / CT – 03 Induced Draft Counterflow Cooling Tower

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mendinginkan air pendingin sirkulasi dari 50 derajat Celsius menjadi 30 derajat Celsius, membuang 38,6 MW ke atmosfer
Jenis	Induced draft counterflow, mekanis, konstruksi FRP, 3 sel paralel
Jumlah Sel	3 sel paralel, CT-01, CT-02, CT-03, masing-masing independen
Kapasitas Total	1.661,5 m ³ /jam
Kapasitas per Sel	553,8 m ³ /jam
Suhu Masuk dan Keluar CW	50 derajat Celsius menuju 30 derajat Celsius, rentang pendinginan 20 K

Parameter	Nilai / Keterangan
Suhu Wet Bulb Desain	28 derajat Celsius, kondisi KEK Gresik, Jawa Timur
Approach Temperature	2 K, pendekatan sangat ketat
Evaporation Rate	13,84 meter kubik per jam per sel, 2,5 persen dari sirkulasi
Blowdown Rate	5,53 meter kubik per jam per sel, 1,0 persen dari sirkulasi
Drift Rate	1,10 meter kubik per jam per sel, 0,2 persen dari sirkulasi
Make Up Water Total	61,44 meter kubik per jam, 3,7 persen dari sirkulasi
Fill Material	PVC crossflow fill, luas spesifik 150 meter persegi per meter kubik, tahan pH 6,5 sampai 8,5, suhu maksimum 55 derajat Celsius
Fan Motor per Sel	22 kilowatt, variable speed drive, IP-55
Fan Diameter	3,0 meter per sel, FRP blade, adjustable pitch 10 sampai 20 derajat
Volume Basin per Sel	200 meter kubik beton, kedalaman 2,0 meter, liner Stainless Steel 304
Pompa CW per Sel	2 unit pompa sentrifugal 300 meter kubik per jam, 1 operasi dan 1

Parameter	Nilai / Keterangan
	cadangan, head 25 meter, motor 22 kilowatt
Chemical Treatment	Inhibitor korosi bromida dan fosfat, biocide sodium hipoklorit, dispersant polimer, pH 7,0 sampai 8,5
Kode Desain	CTI ATC-105, CTI STD-201, ISO 9614, ASHRAE 188
Harga Peralatan	Rp 3.678.000.000, setara USD 227.000, untuk 3 sel
Referensi Perancangan	CTI ATC-105, ASHRAE 188, Kroger, Turton dkk

5.2. Unit Pembangkit dan Penyediaan Steam

Pabrik ini menggunakan dua sistem steam dengan kelas tekanan-suhu berbeda: (1) Medium Pressure Steam saturated 10 bar/184°C untuk reboiler MD-01, deaerator, dan heat tracing; dan (2) sistem loop steam superheated bertekanan tinggi 40 bar/400°C sebagai media pemanas F-01 dan F-02, beroperasi sebagai loop resirkulasi tertutup analog dengan sistem hot oil Dowtherm A. Total kebutuhan $Q_{MPS, total} = 3.270,7$ kW. Laju steam:

$$\dot{m}_{steam} = Q_{MPS, total} / \lambda_{MPS} = 3.270,7 \text{ kW} / 2.160 \text{ kJ/kg} = 1,513 \text{ kg/s} = 5,45 \text{ ton/jam}$$

Kapasitas boiler terpasang (margin 15%):

$\dot{m}_{\text{boiler, desain}} = 5,45 \times 1,15 = 6,26 \text{ ton/jam} \rightarrow 2 \text{ unit} \times 6,5 \text{ ton/jam (1 operasi + 1 standby)}$

5.2.1. Distribusi Kebutuhan Steam

Tabel 5.14 Distribusi Kebutuhan Steam Medium Pressure per Unit Operasi

Unit Operasi	QMPS (kW)	T proses (°C)	Keterangan
RB-01, Reboiler MD-01	3.270,7	141,1	Reboiler kettle, delta T drive 184 dikurangi 141 setara 43 K
Total	3.270,7		Basis 1 reboiler

5.2.2. Spesifikasi Unit Boiler

5.2.2.1. BLR – 01 dan BLR – 02 (*Boiler FireTube*)

Tabel 5.15 Spesifikasi BLR – 01 dan BLR – 02 (*Fire Tube Boiler 3 Pass*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Membangkitkan steam medium pressure 10 bar jenuh dari air umpan boiler terdemineralisasi, melayani reboiler MD-01
Jenis	Fire tube 3 pass horizontal, scotch marine type

Parameter	Nilai / Keterangan
Jumlah Unit	2 unit identik, 1 operasi dan 1 cadangan, total kapasitas 13 ton per jam
Kapasitas per Unit	6,5-ton steam per jam
Jenis Steam	Saturated steam, kualitas x lebih besar sama dengan 0,98, suhu jenuh 184 derajat Celsius pada 10 bar
Tekanan Operasi	10,0 bar gauge, setara 11,0 bar absolut
Tekanan Desain	12,5 bar, faktor keamanan 1,25 kali tekanan operasi
Suhu Air Umpan Boiler Masuk	105 derajat Celsius, dari unit deaerator
Bahan Bakar	Gas alam PGN Jawa Timur, nilai kalor bawah 35.600 kilojoule per normal meter kubik
Konsumsi Gas per Unit	187,9 normal meter kubik per jam pada beban penuh
Efisiensi Boiler	88 persen, mengacu ASME PTC 4, excess air 15 persen
Kode Desain	ASME Section I, API 560
Referensi Perancangan	ASME PTC 4, ASME Section I, Turton dkk

5.2.2.2. Loop Steam Superheated Bertekanan Tinggi (Umpan F-01/F-02)

Unit F-01 dan F-02 dipanaskan menggunakan steam superheated bertekanan 40 bar dan suhu 400°C sebagai media pemanas sisi shell, dialirkan secara bertingkat (cascade): steam melepas panas terlebih dahulu di F-01 (400°C menuju 345,06°C), kemudian di F-02 (345,06°C menuju 327,24°C), sebelum direcirculasi menuju unit pemanas ulang HF-02. Karena suhu keluar F-02 (327,24°C) masih jauh di atas suhu jenuh pada 40 bar (sekitar 250,3°C), steam tidak mengalami kondensasi di sepanjang loop ini — sistem beroperasi sebagai loop resirkulasi superheated tertutup, analog dengan sistem hot oil Dowtherm A pada R-01, bukan sebagai boiler pembangkit steam segar dari air umpan.

Total panas yang diserap proses pada loop ini adalah 17.069,5 kilowatt (F-01: 12.876,4 kW; F-02: 4.193,1 kW), dengan laju alir sirkulasi steam sebesar 21.240 kmol per jam atau 382.644,5 kilogram per jam (106,29 kilogram per detik). Unit pemanas ulang HF-02 memanaskan kembali steam dari 327,24°C menjadi 400°C untuk menutup siklus loop.

Tabel 5.16 Distribusi Kebutuhan Steam Superheated Bertekanan Tinggi

Unit Operasi	Q Steam (kW)	T Proses (°C)	Keterangan
F-01, Heat Exchanger Gliserol	12.876,4	30 → 320	Sisi shell: 400 → 345,06°C
F-02, Heat Exchanger Umpan R-02	4.193,1	44 → 265	Sisi shell: 345,06 → 327,24°C

Unit Operasi	Q Steam (kW)	T Proses (°C)	Keterangan
Total	17.069,5		Basis loop tertutup, 1 unit HF-02

Tabel 5.17 Spesifikasi HF-02 (Fired Heater Loop Steam Superheated)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memanaskan ulang (reheat) steam superheated dari suhu balik 327,24°C menjadi suhu suplai 400°C, menyuplai media pemanas F-01 dan F-02 dalam skema loop tertutup
Jenis	Direct fired heater tipe coil tunggal, cylindrical vertical, natural draft
Jumlah Unit	1-unit dengan bypass manual untuk inspeksi
Laju Alir Steam	21.240 kmol per jam setara 382.644,5 kilogram per jam (106,29 kg/detik)
Tekanan Operasi Coil	40 bar gauge
Tekanan Desain	50 bar, faktor keamanan 1,25
Suhu Masuk (Balik dari F-02)	327,24 derajat Celsius
Suhu Keluar (Suplai ke F-01)	400 derajat Celsius
Kapasitas Diserap	17.069,5 kilowatt

Parameter	Nilai / Keterangan
Q Dibakar	20.081,8 kilowatt
Efisiensi Heater	85 persen, basis API 560, excess air 15 persen
Bahan Bakar	Gas alam PGN Jawa Timur, nilai kalor bawah 35.600 kilojoule per normal meter kubik
Konsumsi Gas	2.030,7 normal meter kubik per jam
Material Koil	Alloy Steel ASTM A335 Grade P22 (2,25Cr-1Mo), sesuai untuk steam superheated 40 bar/400°C
Burner	Premix gas burner, kapasitas termal 24.000 kilowatt, modulasi 20 sampai 100 persen
Kontrol Pembakaran	O2 trim control, target oksigen 3 sampai 5 persen volume dalam flue gas
Kode Desain	API 560 Edisi 5, ASME Section I (steam coil), ASME Section VIII Divisi 1
Harga Peralatan	Rp 32.100.000.000, setara USD 1.981.500, basis Turton dkk (2018) untuk fired heater kapasitas besar

Parameter	Nilai / Keterangan
Referensi Perancangan	API 560, ASME Section I, ASME VIII
	Divisi 1, Turton dkk

5.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik dipenuhi dari jaringan PLN UP3 Gresik Tarif TM (Tegangan Menengah) 20 kV melalui trafo step-down 20 kV/380 V. Satu unit Emergency Diesel Generator (EDG-01) 750 kVA melayani beban kritis saat blackout PLN.

5.3.1. Kebutuhan Listrik

Tabel 5.18 Rekapitulasi Kebutuhan Listrik Pabrik

Komponen	Daya	Load Factor	Daya	Keterangan
Beban	Terpasang (kW)		Demand (kW)	
Motor pompa P-01 s.d. P-06 (12 unit)	36.4	0.8	29.1	Pompa proses; duty + standby
Blower udara BL-01 (VSD; 1 operasi)	160	0.9	144	FL-01 + BL- 01
Blower BL- 02 (uap gliserol)	160	0.85	136	Vapor gliserol VP-01→R-01

Komponen		Daya	Load Factor	Daya	Keterangan
Beban		Terpasang		Demand	
		(kW)		(kW)	
Blower	BL-03 (effluent R-01)	132	0.85	112.2	Vapor 340°C; high-T
Blower	BL-04 (vapor akrolein)	22	0.85	18.7	SEP-01→H-01→R-02
Blower	BL-05 overhead MD-01	11	0.85	9.4	Overhead vapor MD-01→CD-01
Blower	BL-06 overhead MD-02	5.5	0.85	4.7	Overhead vapor MD-02→CD-02
Kompresor	K-01 (1 op; VSD)	150	0.8	120	Kompresor udara umpan; anti-surge
Kompresor	K-02 (1 op; VSD)	2500	0.8	2000	Restorasi tekanan R-02→CL-02

Komponen	Daya	Load Factor	Daya	Keterangan
Beban	Terpasang		Demand	
	(kW)		(kW)	
Pompa CW (2 op × 55 kW; CT-01/02/03)	110	0.8	88	Pompa sirkulasi CW; 3 sel CT
Fan cooling tower CT-01/02/03 (VSD)	66	0.7	46.2	3 fan; VSD; hemat 30% energi
Pompa CW tambahan untuk CL-03	5.5	0.8	4.4	Pendingin produk AA CL-03
Kompresor udara instrumen KU-01	22	0.8	17.6	Oil-free rotary screw
Pompa BFW ke boiler	11	0.75	8.3	Multistage centrifugal
Pompa hot oil sirkulasi	15	0.85	12.8	Dowtherm A; T=300°C

Komponen		Daya	Load Factor	Daya	Keterangan
Beban		Terpasang		Demand	
		(kW)		(kW)	
Unit	WTP	45	0.8	36	Agitator +
WT-01–09					pompa dosing
(total)					+ pompa filter
DCS/PLC	+	20	1	20	Control room;
CCR	+				24 jam
instrumentasi					
+ MCC					
Penerangan	+	80	0.65	52	LED
HVAC kantor					industrial +
+ pabrik					split AC
Laboratorium		50	0.5	25	Peralatan lab
QC + kantor					analitik +
					komputer
Sistem		14	0.7	9.8	Chiller tangki
refrigerasi					T-02
chiller CH-01					
WWTP		40	0.8	32	Unit
					pengolahan
					limbah

Komponen	Daya	Load Factor	Daya	Keterangan
Beban	Terpasang		Demand	
	(kW)		(kW)	
N ₂ generator	12	0.5	6	Generator N ₂ ;
+ misc.				charger; misc.
utilities				
Subtotal	3667.4	—	2932.2	Sebelum
				koreksi
				power factor
Koreksi	—	—	2492.4 kW	Kapasitas
power factor			(nett)	nyata =
(pf=0,85)				demand × pf
Kapasitas	3078.8 kVA	—	—	Dibulatkan
terpasang				ke 3.000 kVA
trafo				standar
(margin)				

5.3.2. Spesifikasi Peralatan Kelistrikan

5.3.2.1. TR – 01 (Transformator Utama)

Tabel 5.19 Spesifikasi TR – 01 (Main Distribution Transformer)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Step-down tegangan PLN 20kV menjadi 380V/220V 3-phase; distribusi ke MCC
Jenis	Oil-immersed power transformer; ONAN cooling
Kapasitas	3.000 kVA ($S = P_{\text{nett}}/\text{pf}$)
Tegangan Primer	20 kV (tegangan menengah PLN UP3 Gresik)
Tegangan Sekunder	380V/220V; 3-phase 4-wire; 50Hz; koneksi Dyn11
Impedansi Hubung Singkat (Z%)	5,5–6% (standar IEC untuk kelas 3.000 kVA)
Cooling	ONAN (Oil Natural Air Natural); tangki konservator + silica gel breather
Material Inti	Cold-rolled grain-oriented silicon steel (CRGO); rugi inti rendah
Grounding	Neutral grounded solid; earth resistance $< 1 \Omega$; earthing rod $3 \times 1,8 \text{ m}$

Parameter	Nilai / Keterangan
Panel Incoming (RMU 20kV)	Ring Main Unit (RMU) dengan vacuum circuit breaker 630A; metering kWh+kVarh; load break switch
Panel Outgoing (LVMDB 380V)	Main Low Voltage Distribution Board (LVMDB); MCCB 3×2.000A; busbar tembaga
Tekanan Desain Tangki Minyak	0,35 bar; konservator terpisah; Buchholz relay
Kode Desain	IEC 60076-1 (Power Transformers); SNI IEC 60076-1:2015
Harga Peralatan	Rp 2.480.000.000 (USD 153.100)
Referensi Perancangan	IEC 60076 series; PLN SPLN D3.002-1 (2007)

5.3.2.2. TR – 02 (Transformator Cadangan)

TR-02 berfungsi sebagai cadangan TR-01 dengan switchover otomatis (ATS) < 100 ms saat gangguan TR-01 atau pemeliharaan, identik spesifikasi dengan TR-01.

Tabel 5.20 Spesifikasi TR – 02 (*Standbay Transformer*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Cadangan TR-01; switchover otomatis (ATS) < 100 ms saat gangguan TR-01 atau pemeliharaan
Jenis	Oil-immersed; identik dengan TR-01; konfigurasi parallel standby
Kapasitas	3.000 kVA (identik TR-01)
Sistem ATS	Automatic Transfer Switch (ATS) 100 ms transfer time; interlocking mekanis + elektrik
Enclosure ATS	NEMA 4X (IP66); stainless steel; montage di antara TR-01 dan TR-02
Kode Desain	IEC 60076-1; NEMA ICS-2 (automatic transfer equipment)
Harga Peralatan	Rp 2.070.000.000 (USD 127.800; trafo + ATS; identik TR-01)
Referensi Perancangan	IEC 60076; NEMA ICS-2

5.3.2.3. EDG – 01 (*Emergency Diesel Generator*)

EDG-01 melayani beban kritis saat blackout PLN: DCS/PLC, pompa BFW, kompresor udara instrumen, penerangan darurat, dan WWTP vital.

Tabel 5.21 Spesifikasi EDG – 01 (*Emergency Diesel Generator Set*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Melayani beban kritis saat blackout PLN: DCS/PLC, pompa ESD, penerangan darurat, WWTP vital, instrumentasi
Jenis	4-stroke diesel genset; synchronous AC generator; open or acoustic enclosure
Kapasitas	750 kVA
Total Beban Kritis Dilayani	DCS/PLC+CCR (20kW) + pompa ESD reaktor (8kW) + penerangan darurat (15kW) + WWTP vital (20kW) + instrumentasi (10kW) = 73 kW
Bahan Bakar	Solar Bio HSD B35; tangki harian 10.000 L
Waktu Start Otomatis	< 10 detik setelah blackout PLN terdeteksi oleh ATS
Governor	Electronic isochronous governor; frekuensi 50Hz±0,5%; tegangan 380V±1%
Pendinginan Mesin	Radiator + fan paksa; closed coolant system (air + glycol 30%)
Kapasitas Tangki Bahan Bakar	10.000 L (>72 jam pada beban 73kW)

Parameter	Nilai / Keterangan
Kebisingan	< 75 dB(A) pada jarak 7 m
Ruang Genset	Ruang tertutup ventilasi paksa; exhaust stack vertikal 10m
Pemeliharaan	Uji beban 30 menit setiap bulan; service tahunan sesuai manual OEM
Kode Desain	ISO 8528-1 (Reciprocating IC Engine Genset); NFPA 110 (emergency power systems)
Harga Peralatan	Rp 1.350.000.000
Referensi Perancangan	ISO 8528-1 (2018); NFPA 110:2022; IEC 60034 (rotating machines)

5.4. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan instrumen digunakan untuk menggerakkan pneumatic control valve (CV-01–CV-04), on-off block valve (8 unit), instrumen lapangan, dan sistem purging berkala. Kualitas udara yang diperlukan adalah ISO 8573-1 Kelas 1.2.1 (oil-free; dew point -40°C ; partikel $< 0,1 \mu\text{m}$).

5.4.1. Kebutuhan Udara Tekan

Tabel 5.22 Rekapitulasi Kebutuhan Udara Instrumen

Konsumen Udara	Jumlah	Kebutuhan (Nm ³ /jam)	Keterangan
Control valve pneumatik CV- 01-04	4	40	10 Nm ³ /jam per valve; tekanan 4- 6 bar
On-off block valve aktuator	8	64	8 Nm ³ /jam per valve
Instrumen lapangan PT, FT, LT, AT (24 unit)	24	72	3 Nm ³ /jam per instrumen; purge + signal
SCBA charging station (darurat)	1 set	50	Emergency use
Purging vessel/reaktor (berkala)	—	30	Periodic; 100 Nm ³ /jam selama 3 jam/hari
Margin kebocoran pipa + losses 20%	—	51	Losses instrumen + pipa distribusi
Total Kebutuhan Udara	—	307	Desain: 2×450 Nm³/jam

5.4.2. Spesifikasi Unit Udara Tekan

5.4.2.1. KU – 01 dan KU – 02 Kompresor Udara Instrumen

Tabel 5.23 Spesifikasi KU – 01 / KU – 02 (Oil Free Rotary Screw Air Compressor)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menghasilkan udara tertekan kualitas instrument air (oil-free) untuk pneumatik dan purging
Jenis	Oil-free rotary screw; 2-stage dengan inter/aftercooling; air-cooled
Jumlah Unit	2 unit identik (1 operasi + 1 standby; switchover otomatis saat $P < 6$ bar)
Kapasitas per Unit	450 Nm ³ /jam (7,5 Nm ³ /menit) pada kondisi standar 20°C, 1 atm, 0% RH
Tekanan Discharge	7,0 bar gauge = 8,0 bar abs
Tekanan Kerja Distribusi	6,0 bar gauge (setelah pressure drop header ≈ 1 bar)
Rasio Kompresi	8:1 (2-stage: stage 1 = 1 $\rightarrow$ 2,8; stage 2 = 2,8 $\rightarrow$ 8 bar abs)
Suhu Gas Discharge	$< 50^{\circ}\text{C}$ (setelah aftercooler)
Daya Motor Penggerak	22 kW; IE3 high efficiency; 380V/50Hz; 2.950 rpm; TEFC enclosure IP-55

Parameter	Nilai / Keterangan
Pendinginan	Air-cooled aftercooler dan interstage cooler; moisture separator; drain trap otomatis
Kualitas Udara Outlet Kompresor	ISO 8573-1 Kelas 4 (sebelum dryer); oil-free
Kebisingan	< 70 dB(A) pada 1 m (enclosure akustik terpasang)
Dimensi	P×L×T ≈ 1,8 m×0,8 m×1,5 m; berat ≈500 kg
Kode Desain	ISO 1217:2009 (Displacement compressors); ASME B19.1 (safety standards)
Harga Peralatan	Rp 1.620.000.000 (USD 50.000/unit × 2 unit; Turton App. A; CEPCI 1,446)
Referensi Perancangan	ISO 1217:2009; ASME B19.1; Compressed Air and Gas Institute (CAGI) data sheet

5.4.2.2. DR – 01 dan DR – 02 Dryer Udara Instrumen

Tabel 5.24 Spesifikasi DR – 01 / DR – 02 (Combined Air Dryer (Refrigerated + Desiccant))

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mengeringkan udara tertekan dari dew point +7°C (aftercooler) ke dew point –40°C; mencegah kondensasi di pipa instrumen
Jenis	Kombinasi: refrigerated pre-dryer + heatless twin-tower desiccant dryer
Jumlah Unit	2 unit (1 per kompressor; seri dengan KU-01 dan KU-02)
Kapasitas per Unit	500 Nm ³ /jam
Pressure Dew Point Outlet	PDP ≤ –40°C (ISO 8573-1 Kelas 2)
Refrigerated Pre-Dryer	Refrigerant R-134a; evaporasi 3°C; moisture separator; PDP +3°C
Desiccant Dryer	Heatless twin-tower; desiccant silica gel + activated alumina; cycle 2×10 menit
Purge Air (regenerasi)	15% dari kapasitas = 67 Nm ³ /jam saat regenerasi satu menara
Filter Coalescing Downstream	0,01 µm oil coalescing + 0,01 µm particle filter; ISO 8573-1 Kelas 1.2.1

Parameter	Nilai / Keterangan
Tangki Penyangga (Air Receiver)	2×5 m ³ ; Carbon Steel ASME VIII; MAWP 8,5 bar; PSV set 8,0 bar
Distribusi Udara	Header DN 50 mm SS-316L; 6 bar; tekanan drop < 0,5 bar ke titik terjauh
Kode Desain	ISO 8573:2010 series; NEMA 4X untuk panel kontrol
Harga Peralatan	Rp 1.040.000.000 (USD 32.100/unit × 2 unit; dryer + receiver)
Referensi Perancangan	ISO 8573-1:2010; Parker Hannifin Dry Air Technology Guide; Atlas Copco Air Dryer Manual

5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah gas alam dari PT Perusahaan Gas Negara (PGN) Jawa Timur melalui jaringan distribusi SSWJ (*South Sumatera–West Java*) yang telah terhubung ke kawasan KEK Gresik dengan tekanan distribusi 4 bar. Gas alam digunakan untuk:

- a) Boiler BLR-01 dan BLR-02 (pembangkitan steam MPS 10 bar),
- b) Fired Heater HF-01 (pemanasan Dowtherm A untuk sistem hot oil R-01/H-01/F-02), dan
- c) Furnace F-01 (penguapan gliserol langsung).

5.5.1. Perhitungan Konsumsi Gas Alam

Gas alam digunakan sebagai bahan bakar pada tiga titik konsumsi, yaitu boiler BLR-01 dan BLR-02 (steam medium pressure), fired heater HF-01 (sistem hot oil Dowtherm A untuk R-01), dan fired heater HF-02 (loop steam superheated untuk F-01/F-02). Seluruh titik konsumsi menggunakan satu tarif gas yang seragam, yaitu Rp 6.200 per normal meter kubik dari PGN Jawa Timur.

Tabel 5.25 Rekapitulasi Konsumsi dan Biaya Gas Alam

Peralatan	Q Input (kW)	V Gas (Nm ³ /jam)	Konsumsi/ Tahun (juta Nm ³)	Tarif (Rp/Nm ³)	Biaya/Tahun (Rp Miliar)
Boiler BLR-01 dan BLR-02	3.716,7	375,8	3,007	6.200	18,64
Fired Heater HF-01 (Dowtherm A, R-01)	1.615,4	163,4	1,307	6.200	8,10
Fired Heater HF-02 (Loop	20.081,8	2.030,7	16,246	6.200	100,72

Peralatan	Q Input (kW)	V Gas (Nm³/jam)	Konsumsi/ Tahun (juta Nm³)	Tarif (Rp/Nm³)	Biaya/Tahun (Rp Miliar)
Steam HP, F-01/F-02)					
Total	25.413,9	2.569,9	20,560	6.200	127,47

5.5.2. Spesifikasi Sistem Distribusi Gas

Spesifikasi sistem penyediaan dan distribusi gas alam meliputi sumber gas dari jaringan PGN Jawa Timur, stasiun metering dan regulating, header gas utama, regulator individual per peralatan, sistem deteksi kebocoran gas, katup penutup darurat, serta sistem grounding dan pengaman tekanan, mengacu pada kode desain ASME B31.8, SNI 7655, dan NFPA 54.

Tabel 5.26 Spesifikasi Sistem Penyediaan dan Distribusi Gas Alam

Parameter	Nilai / Keterangan
Sumber Gas	Jaringan PGN Jatim distribusi SSWJ; titik sambung (custody transfer) di boundary fence KEK Gresik
Tekanan Suplai PGN	4,0 bar gauge di meter induk (sesuai spesifikasi koneksi KEK)
Stasiun Metering + Regulating	1 unit; Fisher regulator 4→2 bar; orifice flowmeter ASME MFC-3M

Parameter	Nilai / Keterangan
	(custody transfer); SCADA readout ke DCS
Header Gas Utama	CS ASTM A106 Grade B; DN 125 mm (5 inch); 4 bar; butt-welded joint; ASME B31.3; isolasi pipa
Jalur ke F-01 (Furnace Gliserol)	DN 80 mm (3 inch); 2 bar → 0,15 bar (tekanan burner F-01); Fisher regulator + solenoid ESD valve NC; $\dot{V} = 1.628,1 \text{ Nm}^3/\text{jam}$
Regulator ke Boiler	2×Fisher regulator individual (satu per boiler); 2 bar → 0,1 bar (tekanan burner)
Regulator ke HF-01	Fisher regulator 2 bar → 0,15 bar; + manual isolation valve + solenoid ESD valve (NC)
Gas Detector Kebocoran	4×existing + 2×tambahan di area F-01; alarm 10% LEL; ESD shutdown 25% LEL
Emergency Shutdown Valve F-01	Solenoid valve NO (normally open); menutup otomatis pada: gas alarm L2; fire alarm; manual ESD pushbutton; NFPA 86

Parameter	Nilai / Keterangan
Bonding dan Grounding	Seluruh pipa gas di-bond ke earth grid; resistance < 10Ω; inspeksi 2 kali/tahun
Katup Pengaman	PRV di setiap segmen; set pressure 4,5 bar; discharge ke flare header; ASME B31.3
Kode Desain	ASME B31.8 (Gas Transmission & Distribution Piping); SNI 7655:2010; NFPA 54 (National Fuel Gas Code); NFPA 86
Harga Sistem Distribusi	Rp 1.350.000.000
Referensi Perancangan	ASME B31.8 (2020); NFPA 54:2021; PGN Technical Connection Requirement; SNI 7655:2010; NFPA 86 (2019)

5.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah cair pabrik mengandung senyawa organik (asam asetat, asam formiat, aseton, residu asam akrilat) dengan COD tinggi 6.000–10.000 mg/L. WWTP dirancang dengan 10 tahap pengolahan untuk mengolah 18.952,4 kg/jam limbah cair hingga memenuhi baku mutu PermenLHK P.68/Menlhk/Setjen/Kum.1/8/2016 sebelum dibuang ke saluran pembuangan kawasan KEK.

5.6.1. Sumber dan Karakteristik Limbah

Tabel 5.27 Karakteristik Aliran Limbah Cair Pabrik

Aliran	Sumber	Laju (kg/jam)	COD (mg/L est.)	Komponen Utama
Arus 13	SEP-01 outlet cair	17.830,4	≈8.000	H ₂ O + asetol 3.089,8 kg/jam + C ₃ H ₈ O ₃ sisa 69,6 kg/jam
Arus 39	Limbah gabungan MP-03 (CD- 01+CD- 02+distilat MD-03)	1.122,0	≈1.500	H ₂ O + AA trace + asam asetat + asam formiat
Sanitasi+lab	≈2.500 L/jam	≈2.500	BOD≈200	Air karyawan; diolah terpisah
Total	Semua	18.952,4	≈6.000– 10.000	Masuk EQ- 01

5.6.2. Spesifikasi Unit WWTP (10 Tahap)

5.6.2.1. EQ – 01 (Bak Ekualisasi)

Tabel 5.28 Spesifikasi EQ – 01 (Equalization Basin)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Homogenisasi laju alir dan beban organik; mencegah shock loading ke unit downstream
Jenis	Open concrete basin; aerasi kasar (coarse bubble diffuser)
Jumlah Unit	1 unit
Kapasitas	150 m ³ (HRT = 150 m ³ / 18,95 m ³ /jam = 7,9 jam)
Dimensi	L × W × H = 7,5 m × 5,0 m × 4,0 m (kedalaman efektif 3,5 m + freeboard 0,5 m)
Material	Beton bertulang K-350 (40 MPa); FRP lining internal tahan pH 2–12
Aerasi Kasar	4 × coarse bubble diffuser; udara 8 Nm ³ /jam; pompa udara 1,5 kW; mencegah sedimentasi + penjagaan aerobik

Parameter	Nilai / Keterangan
Level Control	Float switch level transmitter; pompa efluent $2 \times 10 \text{ m}^3/\text{jam}$ VSD ke NZ-01; alarm LL dan HH
pH Online Monitoring	Inline pH transmitter; alarm jika pH < 3 atau > 10; logging ke DCS
Kode Desain	Metcalf & Eddy (2014); Permen LH No. 3/2010 tentang BAPELH
Harga Peralatan	Rp 580.000.000 (USD 35.800; konstruksi beton + FRP lining + aerasi; 2026)

5.6.2.2. NZ – 01 (Tangki Netralisasi) dan CF – 01 (Koagulasi Flokulasi)

Tabel 5.29 Spesifikasi NZ – 01 (*Neutralization Tank*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Menaikkan pH limbah asam (pH 3–4) ke pH 6,5–8,0 untuk optimasi proses biologis
Jenis	Tangki berpengaduk; pH controller cascade; dosing NaOH
Kapasitas	5 m^3 (HRT 15 menit; $22 \text{ m}^3/\text{jam}$ basis limbah + make-up)

Parameter	Nilai / Keterangan
Reagen	NaOH 25% (kaustik soda industri); tangki penyimpanan 5 m ³ FRP; dosing pump 0–20 L/jam
Dosis NaOH Estimasi	1–3 kg NaOH per m ³ limbah = 19–57 kg/jam (tergantung pH inlet)
pH Control	Cascade: sensor pH in (EQ-01 outlet) + sensor pH out (NZ-01 outlet); control valve NaOH
Kode Desain	IEC 61511 (safety loop); Metcalf & Eddy (2014)
Harga Peralatan	Rp 285.000.000 (USD 17.600; tangki FRP + agitator + dosing; 2026)

Tabel 5.30 Spesifikasi CF – 01 (Koagulasi Flokuasi WWTP)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Penambahan PAC + flokulan; pengendapan koloid dan TSS dalam limbah; TSS removal $\geq 70\%$
Jenis	Tangki 2-chamber: rapid mix + slow mix; inline setelah NZ-01
Kapasitas	22 m ³ /jam; HRT 15 menit; 2 tangki @ 2,75 m ³ FRP

Parameter	Nilai / Keterangan
Dosis PAC	40 mg/L = 0,88 kg/jam; tangki dosing 500 L FRP + pompa diaphragm 0–10 L/jam
Dosis Polielektrolit Anionik	3 mg/L = 0,066 kg/jam; larutan 0,1% w/w
Agitator Rapid Mix	Turbine; D = 0,35 m; 100 rpm; 1,1 kW; SS-316L
Agitator Slow Mix	Paddle; D = 0,5 m; 20 rpm; 0,37 kW
Harga Peralatan	Rp 320.000.000 (USD 19.800; 2 tangki FRP + agitator + dosing; 2026)

5.6.2.3. CL1 – 01 (*Primary Clarifier*)

Tabel 5.31 Spesifikasi CL1 – 01 (Primary Clarifier WWTP)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Pengendapan gravitasi padatan tersuspensi (TSS removal $\geq 70\%$); turbiditas effluent < 50 mg/L TSS
Jenis	Circular clarifier; center feed; peripheral overflow weir
Kapasitas	22 m ³ /jam
Overflow Rate (OFR)	1,5 m/jam $\rightarrow A = 22/1,5 = 14,7 \text{ m}^2 \rightarrow$ $D = \sqrt{(4 \times 14,7/\pi)} = 4,3 \text{ m}$

Parameter	Nilai / Keterangan
Kedalaman	3,0 m; slope dasar 1:12 ke pusat
Material	Beton bertulang K-300 + epoxy lining internal
Sludge Handling	Pompa ke bak sludge SL-01; dewatering dengan centrifuge; sludge cake ke TPS B3
Kode Desain	Metcalf & Eddy (2014); PermenLHK P.68/2016
Harga Peralatan	Rp 820.000.000 (USD 50.600; konstruksi beton + rake + drive; 2026)

5.6.2.4. UASB – 01 (Reaktor Anaerobik)

Volume UASB: $V = (Q \times \text{COD}_{\text{in}} \times f_{\text{red}}) / \text{OLR} = (22 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 6.000 \text{ g/m}^3 \times 0,80) / (8 \text{ kg COD/m}^3 \cdot \text{hari} \times 1.000 \text{ g/kg}) = 31,7 \text{ m}^3 \approx 50 \text{ m}^3$ (dengan margin 60%)

Tabel 5.32 Spesifikasi UASB – 01 (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Degradasi anaerobik COD organik tinggi (80% removal); produksi biogas CH_4
Jenis	Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB); tipe reaktor Lettinga

Parameter	Nilai / Keterangan
Kapasitas	22 m ³ /jam limbah masuk
Volume Reaktor	50 m ³ (margin 60% terhadap perhitungan teoritis 31,7 m ³)
Dimensi	D = 3,5 m; H = 5,3 m; slope dasar ke pusat; gas-solid-liquid separator (GSS) internal
OLR (Organic Loading Rate)	8 kg COD/(m ³ ·hari) = standar untuk limbah industri kimia organik
HRT (Hydraulic Retention Time)	50 m ³ / (22/24 m ³ /jam) = 54 jam ≈ 2,3 hari
SRT (Sludge Retention Time)	20–60 hari (granular sludge; wash-out rate < 0,005/hari)
Biogas Produksi	0,35 Nm ³ CH ₄ /kg COD removed × 0,80 × (22×24×6) = 88 Nm³/hari CH₄ ≈ 3,5 GJ/hari
Pengelolaan Biogas	Flare + potensi pemanfaatan sebagai bahan bakar tambahan boiler (kajian teknis lanjutan)
pH Operasi	6,8–7,5 (kondisi optimal pertumbuhan metanogen)
Suhu Operasi	30–37 °C (mesofilik); pemanas external Q ≈ 10 kW bila perlu

Parameter	Nilai / Keterangan
Material	Beton bertulang K-350 + HDPE liner internal; pipa gas SS-304; nozzle distribusi HDPE
Kode Desain	Metcalf & Eddy (2014); van Haandel & van der Lubbe (2012) Handbook Biological Wastewater Treatment
Harga Peralatan	Rp 1.650.000.000 (USD 101.900; vessel beton + GSS separator + biogas handling; 2026)
Referensi Perancangan	van Haandel & van der Lubbe (2012); Metcalf & Eddy (2014) 5th Ed.; Lettinga et al. (1980)

5.6.2.5. AR – 01 (Reaktor Aerobik – *Activated Sludge*)

Tabel 5.33 Spesifikasi AR – 01 (Aerobic Biological Reactor)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Degradasi aerobik COD sisa (effluent UASB); nitrifikasi; target COD keluar < 150 mg/L
Jenis	Conventional activated sludge (CAS); continuous flow; rectangular basin

Parameter	Nilai / Keterangan
Kapasitas	22 m ³ /jam; F/M = 0,1–0,2 kg BOD/(kg MLSS·hari)
Volume Reaktor	100 m ³ (estimasi basis SRT 12 hari; MLSS 4.000 mg/L; Y = 0,5 kg VSS/kg BOD)
Dimensi	L × W × H = 7,0 m × 5,0 m × 3,0 m (efektif); freeboard 0,5 m
MLSS Target	3.000–4.500 mg/L
SRT Target	10–15 hari (complete nitrification; T = 28–32 °C)
DO Target	> 2 mg/L (optimal nitrifikasi)
Sistem Aerasi	Fine bubble membrane diffuser; kapasitas transfer O ₂ = 1,5 kg O ₂ /jam; blower 5,5 kW; inline DO sensor
RAS (Return Activated Sludge)	50–100% dari Q influent; pompa 11–22 m ³ /jam; VSD
WAS (Waste Activated Sludge)	Kelebihan sludge ke centrifuge dewatering; cake ke TPS B3; sludge index SVI < 150 mL/g
Material	Beton bertulang K-350 + epoxy lining; blower SS-316L; diffuser EPDM membran

Parameter	Nilai / Keterangan
Kode Desain	Metcalf & Eddy (2014); PermenLHK P.68/2016; ATV-A131 (Activated Sludge Design)
Harga Peralatan	Rp 1.150.000.000 (USD 71.000; beton basin + aerasi sistem + pompa RAS/WAS; 2026)

5.6.2.6. CL2 – 01, SF – 01, AC – 01, dan CL3 – 01 (Tahap Pemolesan)

Tabel 5.34 Spesifikasi CL2 – 01 (Secondary Clarifier WWTP)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Pemisahan sludge aktif dari air olahan; recycle sludge ke AR-01; SS effluent < 30 mg/L
Jenis	Circular clarifier; D = 5,3 m; H = 4,0 m; OFR = 1,0 m/jam
Kapasitas	22 m ³ /jam; $A = 22/1,0 = 22 \text{ m}^2 \rightarrow D = 5,3 \text{ m}$
Rake Mekanis	Motor 0,37 kW; blade SS-316L; tip speed 10 m/menit
Harga Peralatan	Rp 750.000.000 (USD 46.300; beton + rake + drive; 2026)

Tabel 5.35 Spesifikasi SF – 01 (Sand Filter WWTP)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Pemolesan (polishing) partikel halus; turbiditas < 5 NTU sebelum karbon aktif
Jenis	Gravity sand filter; dual media; 2 unit paralel
Kapasitas per Unit	11 m ³ /jam; laju filtrasi 5 m/jam; A = 2,2 m ² ; D = 1,7 m
Media	Antrasit 300 mm + pasir kuarsa 600 mm + gravel 200 mm
Backwash	Air 36 m ³ /jam 15 menit + udara 5 menit; frekuensi 1×/24 jam
Harga Peralatan	Rp 420.000.000 (USD 25.900; 2 vessel CS + media; 2026)

Tabel 5.36 Spesifikasi AC – 01 (Activated Carbon Adsorber)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Adsorpsi senyawa organik terlarut sisa (AA, asetol, warna); COD keluar < 100 mg/L
Jenis	Granular activated carbon (GAC) fixed-bed; 2 kolom seri

Parameter	Nilai / Keterangan
EBCT (Empty Bed Contact Time)	10 menit; $V_{\text{bed}} = 22/6 = 3,7 \text{ m}^3$; 2 kolom @ $1,85 \text{ m}^3$ per kolom
Dimensi per Kolom	$D = 1,5 \text{ m}$; $H_{\text{media}} = 1,0 \text{ m}$; $H_{\text{total}} = 2,5 \text{ m}$ (termasuk freeboard + underdrain)
Jenis Karbon Aktif	GAC mesh 8×30 ; iodine number $> 1.000 \text{ mg/g}$; bilangan molases < 200
Regenerasi	Termal 900°C oleh vendor luar; interval ≈ 6 bulan; karbon bekas dikirim ke PT vendor regenerasi
Harga Peralatan	Rp 680.000.000 (USD 42.000; 2 kolom SS + media GAC; 2026)

Tabel 5.37 Spesifikasi CL3 – 01 (Klorinasi Final WWTP)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Desinfeksi akhir; memenuhi baku mutu mikrobiologi (total coliform $< 200 \text{ MPN/100 mL}$)
Dosis Klorin	$5 \text{ mg/L} \times 22 \text{ m}^3/\text{jam} = 110 \text{ g/jam} = 0,917 \text{ L/jam NaOCl } 12\%$
Tangki Kontak	5 m^3 ; HRT 13 menit; baffled; FRP; residual Cl_2 target $0,5\text{--}2,0 \text{ mg/L}$

Parameter	Nilai / Keterangan
Analyzer	Cl ₂ residual continuous analyzer (amperometric); 0–5 mg/L; alarm + data logger
Target Effluent Final	COD ≤ 200 mg/L; BOD ≤ 50 mg/L; TSS ≤ 100 mg/L; pH 6–9; total coliform < 200 MPN/100 mL
Kode Desain	PermenLHK P.68/2016 Lamp. XIV; WHO Wastewater Quality Guidelines
Harga Peralatan	Rp 160.000.000 (USD 9.900; tangki FRP + dosing + analyzer; 2026)

Tabel 5.38 Ringkasan 10 Tahap WWTP

Kode	Unit	Kapasitas	Removal Target	Dimensi Utama	Harga
EQ-01	Bak	22 m ³ /jam	Homogenisasi	150 m ³ ;	Rp 580
	Ekualisasi			HRT 7,9 jam	juta
NZ-01	Netralisasi	22 m ³ /jam	pH 6,5–8,0	5 m ³	Rp 285
					juta
CF-01	Koagulasi- Flokulasi	22 m ³ /jam	TSS via flok	2 × 2,75 m ³	Rp 320
					juta

Kode	Unit	Kapasitas	Removal Target	Dimensi Utama	Harga
CL1-01	Primary Clarifier	22 m ³ /jam	TSS ≥ 70%	D = 4,3 m	Rp 820 juta
UASB-01	Reaktor Anaerobik	22 m ³ /jam	COD 80%	50 m ³ ; D = 3,5 m	Rp 1.650 juta
AR-01	Reaktor Aerobik	22 m ³ /jam	COD sisa; nitrifikasi	100 m ³	Rp 1.150 juta
CL2-01	Secondary Clarifier	22 m ³ /jam	SS < 30 mg/L	D = 5,3 m	Rp 750 juta
SF-01	Sand Filter	22 m ³ /jam	Turbiditas < 5 NTU	2 × D = 1,7 m	Rp 420 juta
AC-01	Karbon Aktif	22 m ³ /jam	COD < 100 mg/L	2 × D = 1,5 m	Rp 680 juta
CL3-01	Klorinasi Final	22 m ³ /jam	Coliform < 200 MPN	5 m ³	Rp 160 juta
TOTAL	—	—	COD ≤ 200; BOD ≤ 50; TSS ≤ 100 mg/L	—	Rp 6.815 juta

5.7. Unit Pengadaan Dowtherm A dan Sistem Refrigerasi

Unit ini mencakup dua subsistem: (1) sistem hot oil Dowtherm A untuk pemanas suhu tinggi yang melayani R-01, H-01, dan F-02, dan (2) sistem refrigerasi kompresi uap untuk pendinginan tangki produk asam akrilat T-02 pada 15–20°C.

5.7.1. Unit Penyediaan *Hot Oil Dowtherm A*

R-01 (reaktor dehidrasi, +1.982,3 kW), H-01 (pemanas akrolein, +1.334,4 kW), dan F-02 (preheater udara, +2.576,1 kW) memerlukan fluida pemanas pada suhu tinggi yang tidak dapat dipenuhi steam MPS ($T_{sat} = 184^{\circ}\text{C}$, lebih rendah dari suhu operasi R-01 sebesar 340°C). Sistem hot oil menggunakan Dowtherm A (campuran eutetik 73,5% difenil oksida + 26,5% bifenil; $T_b = 257^{\circ}\text{C}$; $T_{max, stabilitas} = 400^{\circ}\text{C}$) sebagai fluida transfer panas. $Q_{HO, total} = Q_{R-01} + Q_{H-01} + Q_{F-02} = 1.982,3 + 1.334,4 + 2.576,1 = 5.892,8 \text{ kW}$

Tabel 5.39 Distribusi Kebutuhan Hot Oil per Unit

Unit	Q (kW)	T proses ($^{\circ}\text{C}$)	Keterangan
R-01 (Reaktor Dehidrasi)	1.982,3	340/340	Endotermik; isotermal
H-01 (Pemanas Akrolein)	1.334,4	60→265	Vapor $\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$ sebelum MP-02
F-02 (Preheater Udara)	2.576,1	25→265	1.436,94 kmol/jam; duty terbesar HO
Total Hot Oil	5.892,8	—	

5.7.1.1. HF – 01 (*Fired Heater Dowtherm A*)

HF-01 memanaskan Dowtherm A dari suhu balik 290 derajat Celsius menjadi suhu suplai 310 derajat Celsius, menyuplai hot oil khusus untuk reaktor dehidrasi R-01. Duty yang diserap oleh sistem hot oil adalah 1.373,1 kilowatt, sedangkan duty yang harus dibakar dihitung dari duty diserap dibagi efisiensi heater, menghasilkan 1.615,4 kilowatt, setara konsumsi gas 163,4 normal meter kubik per jam.

Tabel 5.40 Distribusi Kebutuhan Hot Oil per Unit

Unit	Q (kW)	T Proses (°C)	Keterangan
R-01, Reaktor Dehidrasi	1.373,1	340/340	Endotermik, isothermal
Total Hot Oil	1.373,1		Basis 1 unit

Tabel 5.41 Spesifikasi HF – 01 (*Fired Heater Dowtherm A*)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Memanaskan Dowtherm A dari suhu balik 290 derajat Celsius menjadi suhu suplai 310 derajat Celsius, menyuplai hot oil ke R-01
Jenis	Direct fired thermal fluid heater, cylindrical vertical, single pass coil, natural draft

Parameter	Nilai / Keterangan
Jumlah Unit	1-unit dengan bypass manual untuk inspeksi
Kapasitas Diserap	1.373,1 kilowatt
Q Dibakar	1.615,4 kilowatt
Efisiensi Heater	85 persen, basis API 560, excess air 15 persen
Bahan Bakar	Gas alam PGN Jawa Timur, nilai kalor bawah 35.600 kilojoule per normal meter kubik
Konsumsi Gas	163,4 normal meter kubik per jam
Fluida Proses	Dowtherm A, fasa cair, suhu film maksimum 330 derajat Celsius
Material Koil	Alloy Steel ASTM A213 Grade T-11, diameter luar 60,3 milimeter
Tekanan Operasi Koil	5,0 bar gauge
Tekanan Desain	7,5 bar, faktor keamanan 1,5
Burner	Premix gas burner, kapasitas termal 2.000 kilowatt, modulasi 20 sampai 100 persen
Kontrol Pembakaran	O2 trim control, target oksigen 3 sampai 5 persen volume dalam flue gas

Parameter	Nilai / Keterangan
Pompa Sirkulasi Hot Oil	2 unit pompa sentrifugal suhu tinggi, 1 operasi dan 1 cadangan
Kode Desain	API 560 Edisi 5, ASME Section VIII Divisi 1
Harga Peralatan	Rp 2.680.000.000, setara USD 165.400
Referensi Perancangan	API 560, ASME VIII Divisi 1, Dow Chemical Dowtherm Fluids User Guide, Turton dkk

5.7.2. Unit Sistem Refrigerasi Produk (Pendingin Tangki AA)

Asam akrilat memiliki $T_m=13^{\circ}\text{C}$ dan rentan berpolimerisasi pada $T>30^{\circ}\text{C}$ tanpa inhibitor memadai. Tangki produk T-02 dijaga pada $15\text{--}20^{\circ}\text{C}$ menggunakan sistem refrigerasi kompresi uap dengan refrigeran R-134a.

5.7.2.1. CH – 01 dan CH – 02 (*Vapor Compression Chiller*)

Tabel 5.42 Spesifikasi CH – 01 / CH – 02 (Vapor Compression Chiller)

Parameter	Nilai / Keterangan
Fungsi	Mendinginkan tangki T-02 (asam akrilat produk) pada suhu $15\text{--}20^{\circ}\text{C}$; mencegah pembekuan ($T_m=13^{\circ}\text{C}$) dan polimerisasi ($T>30^{\circ}\text{C}$)

Parameter	Nilai / Keterangan
Jenis	Vapor compression chiller; water-cooled condenser; semihermetic scroll compressor
Jumlah Unit	2 unit identik (1 operasi + 1 standby otomatis saat $T_{\text{tangki}} > 21^{\circ}\text{C}$)
Kapasitas Pendinginan per Unit	45 kW (12,8 TR)
Refrigeran	R-134a (1,1,1,2-tetrafluoroethane); ODP=0; GWP=1.430; ASHRAE 34 kelas A1
Suhu Evaporasi (T_{evap})	5°C ; mendinginkan chilled water (CW sekunder) ke 10°C
Suhu Kondensasi (T_{cond})	45°C ; kondenser didinginkan oleh CW dari CT ($T_{\text{in}}=30^{\circ}\text{C}$; $T_{\text{out}}=38^{\circ}\text{C}$)
Daya Motor Kompresor	14 kW per unit; scroll compressor R-134a compatible
COP	$Q_{\text{evap}}/W_{\text{comp}} = 45/14 = 3,21$
Chilled Water Loop (CW sekunder)	$T_{\text{in}}=18^{\circ}\text{C}$; $T_{\text{out}}=12^{\circ}\text{C}$; laju= $45/(4,18 \times 6) = 1,80 \text{ kg/s} = 6,5 \text{ m}^3/\text{jam}$; ke coil dalam tangki T-02
Coil Pendingin dalam T-02	Coil SS-316L; total $A=45.000/(50 \times 5) \approx 180 \text{ m}^2$; dipasang dalam tangki T-02

Parameter	Nilai / Keterangan
Kontrol Suhu T-02	Thermostat setpoint 17°C; hysteresis ±2°C; on-off control chiller
Sistem Inhibitor Polimerisasi	Injeksi MEHQ 200ppm otomatis tiap 7 hari; pompa dosing 100mL/jam; tangki 50L SS-316L
Isolasi Tangki T-02	Polyurethane foam 100mm + aluminium cladding; Qgains, tangki ≈3kW per tangki (steady-state)
Alarm dan Safety	Talarm H (22°C); Talarm HH (25°C) → start chiller cadangan + alert DCS; Talarm LL (14°C) → stop chiller; manual override
Kode Desain	ASHRAE 15 (Safety Standard for Refrigeration Systems 2022); ASHRAE 34 (Refrigerant Designation)
Harga Peralatan	Rp 1.620.000.000 (2 unit; USD 50.000/unit; chiller + coil + pompa CW sek.; 2026)
Referensi Perancangan	ASHRAE 15:2022; ASHRAE 34:2022; ASHRAE Systems Handbook (2020); Dow Chemical AA Handling Guide

5.8. Ringkasan Kebutuhan dan Biaya Utilitas

Tabel berikut merangkum seluruh kebutuhan dan biaya utilitas pabrik, menggabungkan bagian yang telah diperbarui pada subbagian sebelumnya dengan bagian yang tidak berubah, yaitu air proses dan sanitasi, kelistrikan, bahan kimia utilitas, serta bahan bakar genset darurat.

Tabel 5.43 Rekapitulasi Kebutuhan dan Biaya Utilitas (KEK Gresik 2026)

Jenis Utilitas	Kebutuhan per	Harga Satuan	Biaya per Tahun
	Jam	(2026)	(Rp Miliar)
Gas alam, Boiler BLR-01/02	375,8 Nm ³ /jam	3,007 juta Nm ³	18,64
Gas alam, HF-01 hot oil	163,4 Nm ³ /jam	1,307 juta Nm ³	8,10
Gas alam, HF-02 loop steam HP	2.030,7 Nm ³ /jam	16,246 juta Nm ³	100,72
Total Gas Alam	2.569,9 Nm³/jam	20,560 juta Nm³	127,47
Air BFW	6,76 m ³ /jam	54.080 m ³	0,162
Air pendingin CT make up	61,44 m ³ /jam	491.520 m ³	1,474
Air sanitasi dan lain lain	12,5 m ³ /jam	100.000 m ³	0,300
Total Air	80,70 m³/jam	645.600 m³	1,936
Industri			

Jenis Utilitas		Kebutuhan per Jam	Harga Satuan (2026)	Biaya per Tahun (Rp Miliar)
Listrik PLN UP3		487,8 kW	3.902.400 kWh	5,64
Gresik TM				
Inhibitor dan kimia utilitas	MEHQ	100 ton per tahun	100 ton per tahun	0,50
Bahan kimia		1 paket per tahun	1 paket per tahun	0,80
WWTP				
Solar HSD, genset darurat		12.000 L per tahun	12.000 L per tahun	0,144
TOTAL				136,49
UTILITAS				

Total biaya utilitas tahunan sebesar Rp 136,49 miliar, dengan gas alam sebagai komponen biaya terbesar (93,4% dari total), didominasi oleh kebutuhan bahan bakar HF-02 untuk loop steam superheated F-01/F-02.

BAB VI EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi bertujuan menilai kelayakan finansial Pabrik Asam Akrilat dari Gliserol berkapasitas 130.000 ton per tahun yang berlokasi di KEK Gresik (JIPE), Blok K, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Analisis dilakukan terhadap: (1) estimasi modal investasi (FCI dan TCI), (2) biaya produksi tahunan (COM), (3) pendapatan (Revenue), dan (4) indikator profitabilitas: ROI, PP, NPV, IRR, dan BEP/SDP. Seluruh perhitungan menggunakan basis berikut:

Tabel 6.1 Parameter Basis Evaluasi Ekonomi

Parameter Basis	Nilai
Kapasitas produksi	130.000-ton asam akrilat per tahun (basis 8.000 jam operasi per tahun)
Harga jual asam akrilat	USD 1.800 per ton FOB Asia-Pasifik (ICIS Chemical Business Q1 2026)
Harga beli gliserol	Rp 8.500 per kilogram (harga spot crude glycerol biodiesel grade, Jawa Timur 2026)
Kurs referensi	Rp 16.200 per USD (Bank Indonesia April 2026)
Faktor CEPCI	CEPCI 2026 = 820; CEPCI 2013 = 567; faktor koreksi = $820/567 = 1,446$
Faktor CIF Indonesia	1,15 (bea masuk + freight untuk peralatan impor)

Parameter Basis	Nilai
Tarif gas (PGN Jawa Timur SSWJ)	Rp 6.200 per Nm ³
Tarif air (BKMS KEK Gresik)	Rp 3.000 per m ³
Tarif listrik (PLN UP3 Gresik TM)	Rp 1.445 per kWh
Metode estimasi modal	Bare Module Method (Turton dkk, 2018); akurasi $\pm 30\%$ (AACE Class 4)
Tingkat pengembalian minimum (MARR)	12% per tahun (WACC industri kimia Indonesia 2026)
Umur proyek	15 tahun operasi (+3 tahun konstruksi)
Nilai sisa (Salvage Value)	$10\% \times \text{FCI} = \text{Rp } 144,285 \text{ miliar}$ (pada akhir tahun ke-15)
Masa depresiasi	10 tahun; metode garis lurus; nilai sisa 10% FCI

6.1. Modal Investasi

Modal investasi pabrik mencakup Fixed Capital Investment (FCI) dan Modal Kerja (WC). FCI dihitung menggunakan Bare Module Method (Turton dkk, 2018) dari biaya peralatan terinstalasi (Purchased Equipment Cost, PEC) yang dikoreksi oleh faktor bare module $f_{BM} = 4,74$ untuk peralatan proses inti (ISBL) dan $f_{OSBL} = 1,7$ untuk peralatan utilitas/offsite (OSBL).

6.1.1. Purchased Equipment Cost (PEC)

Tabel berikut merangkum PEC untuk seluruh 34 item peralatan pabrik.

Item bertanda ✓ adalah peralatan proses inti (ISBL, basis fBM); item bertanda ○ adalah peralatan utilitas/offsite (OSBL, basis fOSBL).

Tabel 6.2 Rekapitulasi Harga Peralatan Proses (PEC)

No	Nama Peralatan	PEC (Rp Miliar)	Basis
1	R-01, Reaktor Dehidrasi Gliserol, multitube SS-316L, 9.334 tube, LHHW	36,700	✓ ISBL
2	R-02, Reaktor Oksidasi Akrolein, multitube SS-316L, 1.529 tube, LHHW	3,634	✓ ISBL
3	F-01, Heat Exchanger Gliserol, Shell and Tube	4,636	✓ ISBL
4	F-02, Heat Exchanger Umpan R-02, Shell and Tube	1,102	✓ ISBL
5	FLASH-01, Separator Gas-Cair	6,185	✓ ISBL
6	FLASH-02, Separator Gas-Cair	9,057	✓ ISBL
7	MP-01, Static Mixer	0,746	✓ ISBL
8	MD-01, Menara Distilasi, packed column, 30 stage	74,750	✓ ISBL
9	CD-01, Kondensor Eksternal MD-01	0,366	✓ ISBL
10	RB-01, Reboiler Kettle MD-01	11,395	✓ ISBL

No	Nama Peralatan	PEC (Rp Miliar)	Basis
11	ACC-01, Accumulator Reflux Drum MD-01	3,240	✓ ISBL
12	CL-01, Pendingin Efluen R-01	4,128	✓ ISBL
13	CL-02, Pendingin Efluen R-02	5,117	✓ ISBL
14	CL-03, Pendingin Produk Akhir	4,599	✓ ISBL
15	BL-01, Blower Udara Umpan	5,832	✓ ISBL
16	BL-02, Blower Overhead MD-01	1,404	✓ ISBL
17	P-01, Pompa Umpan Gliserol, 2 unit	0,300	✓ ISBL
18	P-02, Pompa Umpan Distilasi, 2 unit	0,300	✓ ISBL
19	P-03, Pompa Produk Akhir, 2 unit	0,300	✓ ISBL
20	T-01, Tangki Gliserol, 3-unit 1.450 m ³	14,256	○ OSBL
21	T-02, Tangki Produk, 2 unit 1.350 m ³	18,468	○ OSBL
22	T-03, Tangki Limbah, 2-unit 160 m ³	3,888	○ OSBL
23	WT-01 s.d. WT-09, Paket Water Treatment	7,544	○ OSBL
24	CT-01/02/03, Cooling Tower 3 sel	3,678	○ OSBL
25	BLR-01/02, Boiler Fire Tube 2 unit	16,166	○ OSBL
26	Pompa Cooling Water, BFW, dan Hot Oil	3,772	○ OSBL
27	CH-01/02, Chiller Produk Tangki T-02	1,620	○ OSBL
28	HF-01, Fired Heater Dowtherm A (R-01)	2,680	○ OSBL

No	Nama Peralatan	PEC (Rp Miliar)	Basis
29	HF-02, Fired Heater Loop Steam Superheated (F-01/F-02)	32,100	○ OSBL
30	WWTP, 10 Tahap Pengolahan Limbah	21,554	○ OSBL
31	SC-01, Scrubber, Flare Stack, dan Genset Darurat	10,966	○ OSBL
32	DCS/PLC/CCR, Instrumentasi, dan Kelistrikan MCC	35,446	○ OSBL
33	Piping, ASME B31.3, Terinstal	33,140	○ OSBL
34	FL-01, Bag Filter Udara Umpan	1,000	○ OSBL
TOTAL PEC (34 item)		398,069	
Subtotal ISBL (✓, basis fBM)		173,791	
Subtotal OSBL (○, basis fOSBL, tanpa bangunan)		206,278	
Bangunan dan Konstruksi Sipil (lump sum)		18,000	

6.1.2. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI dihitung dari PEC menggunakan faktor Bare Module fBM = 4,74 yang mengandung faktor instalasi, instrumentasi, perpipaan, bangunan, kelistrikan, engineering, dan konstruksi (Turton dkk, 2018). Kontingensi 18% dan fee kontraktor 3% dari BMC ditambahkan:

$BMC (ISBL) = PEC \text{ ISBL} \times f_{BM} = Rp \ 173,791 \text{ miliar} \times 4,74 = Rp \ 823,769 \text{ miliar}$

$BMC (OSBL) = PEC \text{ OSBL} \times f_{OSBL} = Rp \ 206,278 \text{ miliar} \times 1,7 = Rp \ 350,673 \text{ miliar}$

$Total \ BMC = BMC(ISBL) + BMC(OSBL) + \text{Bangunan} = 823,769 + 350,673 + 18,000 = Rp \ 1.192,442 \text{ miliar}$

$FCI = Total \ BMC \times (1+0,18+0,03) = Rp \ 1.192,442 \text{ miliar} \times 1,21 = Rp \ 1.442,855 \text{ miliar} = USD \ 89,065 \text{ juta}$

Sebagai ilustrasi tambahan, komposisi Total BMC di atas juga dapat didekati melalui pendekatan faktor Lang Individual (Peters & Timmerhaus) yang memecah kelipatan biaya instalasi PEC menjadi sembilan komponen persentase berikut, sebagai gambaran proporsi biaya tidak langsung terhadap PEC:

Tabel 6.3 Perhitungan Total BMC dengan Pendekatan Lang Individual (Peters & Timmerhaus)

Komponen	Perhitungan	Rp Miliar	USD Juta
a. Biaya instalasi (45% PEC)	$0,45 \times PEC$	179,131	11,058
b. Instrumentasi dan kontrol (18% PEC)	$0,18 \times PEC$	71,652	4,423
c. Sistem perpipaan (66% PEC)	$0,66 \times PEC$	262,726	16,218

Komponen	Perhitungan	Rp Miliar	USD Juta
d. Kelistrikan (11% PEC)	$0,11 \times \text{PEC}$	43,788	2,703
e. Bangunan dan konstruksi sipil (18% PEC)	$0,18 \times \text{PEC}$	71,652	4,423
f. Lahan dan offsite utilities (10% PEC)	$0,10 \times \text{PEC}$	39,807	2,457
g. Fasilitas servis dan utilitas (70% PEC)	$0,70 \times \text{PEC}$	278,648	17,201
h. Engineering dan supervisi (33% PEC)	$0,33 \times \text{PEC}$	131,363	8,109
i. Biaya konstruksi lapangan (41% PEC)	$0,41 \times \text{PEC}$	163,208	10,075

Pendekatan sembilan komponen di atas bersifat ilustratif untuk menunjukkan proporsi biaya tidak langsung yang tercakup dalam faktor Bare Module 4,74, dan bukan merupakan basis perhitungan FCI utama; perhitungan FCI

resmi tetap menggunakan pendekatan ISBL/OSBL terpisah pada Tabel 6.4 di bawah, konsisten dengan metodologi Turton dkk (2018) yang membedakan faktor bare module untuk peralatan proses inti dan peralatan utilitas/offsite.

Tabel 6.4 Perhitungan Fixed Capital Investment (FCI)

Komponen	Perhitungan/ Keterangan	USD (juta)	Rp (miliar)
Biaya Modal			
1. Purchased Equipment Cost (PEC)	Tabel 6.2	24,572	398,069
2a. PEC ISBL (19 item proses inti)	basis fBM	10,728	173,791
2b. BMC ISBL (PEC ISBL × 4,74)	Turton dkk, 2018	50,850	823,769
2c. PEC OSBL (15 item utilitas/offsite)	basis fOSBL	12,733	206,278
2d. BMC OSBL (PEC OSBL × 1,7)	Peters & Timmerhaus	21,647	350,673
2e. Bangunan dan Konstruksi Sipil	lump sum, sudah termasuk instalasi	1,111	18,000

Komponen	Perhitungan/ Keterangan	USD (juta)	Rp (miliar)
Biaya Modal			
2f. TOTAL BMC	Basis kontingensi, fee, dan FCI (ISBL+OSBL+Ba ngunan)	73,608	1.192,442
3. Kontingensi (18% BMC)	$0,18 \times \text{BMC}$	13,250	214,640
4. Fee Kontraktor (3% BMC)	$0,03 \times \text{BMC}$	2,208	35,773
Fixed Capital Investment (FCI)	$\text{BMC} \times 1,21$	89,065	1.442,855
5. Modal Kerja WC (15% FCI)	$0,15 \times \text{FCI}$	13,360	216,428
Total Capital Investment (TCI)	$\text{FCI} + \text{WC}$	102,425	1.659,283
Salvage Value (10% $\times$ FCI)	Pada akhir tahun ke-15	8,907	144,285
Depresiasi ($\text{FCI} \times 90\% / 10$ thn)	Metode garis lurus; 10 thn; nilai sisa 10%	8,016	129,857

FCI sebesar Rp 1.442,86 miliar (USD 89,07 juta) menghasilkan TCI sebesar Rp 1.659,28 miliar (USD 102,43 juta). Nilai TCI ini tetap memenuhi ambang batas minimal Rp 1 triliun yang dipersyaratkan untuk memperoleh fasilitas Tax Holiday KEK sesuai PP Nomor 71 Tahun 2021.

6.2. Biaya Produksi (Cost of Manufacturing, COM)

COM dihitung menggunakan metode Turton dkk (2018) yang membagi biaya produksi menjadi tiga komponen utama: (A) Biaya variabel (bahan baku + utilitas + katalis), (B) Biaya tenaga kerja dan overhead (LMO), dan (C) Biaya tetap (fixed charges). Tarif utilitas menggunakan harga aktual KEK Gresik 2026.

6.2.1. Biaya Bahan Baku (Raw Materials)

Bahan baku utama adalah gliserol ($C_3H_8O_3$) dari industri biodiesel Jawa Timur. Kebutuhan gliserol = $32.117,3 \text{ kg/jam} \times 8.000 \text{ jam/thn} = 256.938 \text{ ton/thn}$. Biaya gliserol = $32.117,3 \text{ kg/jam} \times \text{Rp } 8.500/\text{kg} \times 8.000 \text{ jam/thn} = \text{Rp } 2.183,976 \text{ miliar}$.

6.2.2. Biaya Utilitas

Tabel 6.5 Biaya Utilitas

Jenis Utilitas	Kebutuhan per Jam	Harga Satuan (2026)	Biaya per Tahun
Gas alam (Boiler BLR-01/02)	375,8 Nm ³ /jam	3,007 juta Nm ³	18,64
Gas alam (HF-01, hot oil R-01)	163,4 Nm ³ /jam	1,307 juta Nm ³	8,10

Jenis Utilitas	Kebutuhan per Jam	Harga Satuan (2026)	Biaya per Tahun
Gas alam (HF-02, loop steam HP F-01/F-02)	2.030,7 Nm ³ /jam	16,246 juta Nm ³	100,72
Total Gas Alam	2.569,9 Nm³/jam	20,560 juta Nm³	127,47
Air BFW	6,76 m ³ /jam	54.080 m ³	0,162
Air pendingin CT make-up	61,44 m ³ /jam	491.520 m ³	1,474
Air sanitasi dan lain-lain	12,5 m ³ /jam	100.000 m ³	0,300
Total Air	80,70 m³/jam	645.600 m³	1,936
Industri			
Listrik PLN UP3 Gresik TM	487,8 kW	3.902.400 kWh	5,640
Inhibitor MEHQ + kimia utilitas	100 ton/thn	100 ton/thn	0,500
Bahan kimia WWTP (PAC, NaOH, NaOCl)	1 paket/thn	1 paket/thn	0,800
Solar (genset darurat)	12.000 L/thn	12.000 L/thn	0,144

Jenis Utilitas	Kebutuhan per Jam	Harga Satuan (2026)	Biaya per Tahun
TOTAL	—	—	Rp 136,49
UTILITAS			miliar/thn

6.2.3. Biaya Katalis

Katalis R-01 ($\text{SiW}_{20}\text{-Al/Zr}_{10}$): $13.485 \text{ kg/thn (siklus 2 tahun)} \times \text{USD } 25/\text{kg}$
 $= \text{Rp } 5,461 \text{ miliar}$. Katalis R-02 (Mo-V-Cu-Ox): $2.000 \text{ kg/thn (siklus 3 tahun)} \times$
 $\text{USD } 15/\text{kg} = \text{Rp } 0,486 \text{ miliar}$.

6.2.4. Rekapitulasi Cost of Manufacturing (COM)

Tabel 6.6 Rekapitulasi Biaya Produksi (COM)

No.	Komponen Biaya Produksi	Rp (miliar/thn)	% COM	Keterangan
A. Biaya Bahan Baku, Katalis, dan Utilitas				
1	Gliserol ($\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$)	2.183,976	76,74%	Bahan baku utama; 256.938 ton/thn; Rp 8.500/kg
2	Katalis R-01 $\text{SiW}_{20}\text{-Al/Zr}_{10}$	5,461	0,19%	Impor; 13.485 kg/thn; USD 25/kg

No.	Komponen		Rp (miliar/thn)	% COM	Keterangan
	Biaya Produksi				
3	Katalis R-02		0,486	0,02%	Impor; 666,7 kg/thn; USD 45/kg
	Mo-V-Cu-Ox				
4	Gas alam		127,470	4,48%	BLR + HF-01 + HF-02
	PGN Jatim				
5	Air industri		1,936	0,07%	BFW + CT
	BKMS				make-up + sanitasi
6	Listrik PLN		5,640	0,20%	487,8 kW
	TM				demand
7	Inhibitor		1,300	0,05%	MEHQ, PAC,
	MEHQ + kimia utilitas				NaOH, biocide, fosfat
Subtotal A			2.326,270	81,74%	
(RM +					
Utilitas					
Katalis)					
B. Biaya TK, Pemeliharaan, Overhead (LMO)					
8	Gaji	+	16,200	0,57%	110 org × Rp
	tunjangan	+			10.519.481/bl

No.	Komponen		Rp	% COM	Keterangan
	Biaya		(miliar/thn)		
	Produksi				
	BPJS	(110 orang)			$n \times 14$ bln (termasuk THR)
9	Biaya pemeliharaan preventif + korektif (6% FCI)		86,571	3,04%	$0,06 \times \text{FCI}$
10	Overhead pabrik (60% × (Labor+Maint.))		61,663	2,17%	Admin pabrik, K3L, lingkungan, logistik
	Subtotal B		164,434	5,78%	
	(LMO)				
C. Biaya Tetap (Fixed Charges)					
11	Depresiasi		129,857	4,56%	Nilai sisa 10% FCI; masa manfaat 10 tahun
	(FCI×90%/10 thn)				

No.	Komponen		Rp (miliar/thn)	% COM	Keterangan
	Biaya	Produksi			
12	Asuransi		7,214	0,25%	Premi industri properti kimia B3 (0,5% FCI)
13	Pajak Bumi dan Bangunan (diskon 50% KEK)		7,214	0,25%	PBB diskon 50% s.d. 5 thn (Perda Gresik)
	Subtotal C		144,286	5,07%	
	(Fixed Charges)				
	Sub-total		2.634,989	92,59%	
	sebelum G&A				
14	Administrasi dan G&A (8% subtotal)		210,799	7,41%	Kantor pusat, pemasaran, hukum, R&D
	TOTAL		2.845,789	100,00%	Basis 130.000
	COM				ton/thn;
					8.000
					jam/thn

No.	Komponen		% COM	Keterangan
	Biaya Produksi	Rp (miliar/thn)		
	COM per ton	Rp 21,890	USD	
	AA	juta/ton	1.351,28 /ton	

6.3. Pendapatan (Revenue)

Revenue = 130.000 ton/thn × USD 1.800/ton × Rp 16.200/USD = Rp 3.790,800 miliar

Harga jual asam akrilat mengacu pada ICIS Chemical Business Q1 2026 FOB Asia-Pasifik. Asam akrilat berbasis bio (dari gliserol terbarukan) memiliki potensi premium 5-10% di atas AA konvensional berbasis propilen setelah mendapat sertifikasi ISCC PLUS (International Sustainability and Carbon Certification) yang dapat diajukan pada tahun ke-2 operasi. Tabel berikut menyajikan proyeksi pendapatan pada berbagai skenario harga AA:

Tabel 6.7 Proyeksi Pendapatan pada Berbagai Skenario Harga AA

Skenario	Perubahan Harga	Harga AA (USD/ton)	Revenue (Rp miliar/thn)	EBT	Status
				Estimasi (Rp miliar/thn)	
Pesimistis	-30,0%	1.260	2.653,560	-192,229	RUGI
Konservatif	-20,0%	1.440	3.032,640	186,851	UNTUNG

Skenario	Perubahan Harga	Harga AA (USD/ton)	Revenue (Rp miliar/thn)	EBT	Status
				Estimasi (Rp miliar/thn)	
Di bawah base	-10,0%	1.620	3.411,720	565,931	UNTUNG
Base Case	+0,0%	1.800	3.790,800	945,011	UNTUNG
Optimistis	+10,0%	1.980	4.169,880	1.324,091	UNTUNG
Optimistis+	+20,0%	2.160	4.548,960	1.703,171	UNTUNG
Premium Bio-AA	+30,0%	2.340	4.928,040	2.082,251	UNTUNG

6.3.1. Korelasi Harga Jual, Harga Beli, dan Keuntungan

Analisis ini menghitung margin keuntungan kotor per satuan produk, menggunakan pendekatan rendemen sebagaimana lazim digunakan pada evaluasi ekonomi pabrik berbasis konversi bahan baku menjadi produk, seperti pabrik gula. Pendekatan ini melengkapi analisis COM dan Revenue pada subbagian sebelumnya dengan tinjauan pada tingkat satuan kilogram produk, sebelum memperhitungkan biaya tenaga kerja, utilitas, dan biaya tetap.

Kebutuhan bahan baku gliserol untuk menghasilkan 1 kilogram asam akrilat dihitung dari rasio laju alir umpan terhadap laju alir produk:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Bahan Baku} &= \frac{\text{Laju Alir Gliserol Masuk}}{\text{Laju Alir Produk Asam Akrilat}} \\ &= \frac{32.117,3 \text{ kg/jam}}{16.250,2 \text{ kg/jam}} = 1,9765 \text{ kg gliserol/kg AA}\end{aligned}$$

Harga Beli Bahan Mentah (HBM) per kilogram produk dihitung dari kebutuhan bahan baku per kilogram produk dikalikan harga beli gliserol:

$$\text{HBM} = 1,9765 \times \text{Rp } 8.500 = \text{Rp } 16.800,25/\text{kg produk}$$

Harga Jual (HPR) per kilogram produk dikonversi dari harga jual per ton dalam USD ke Rupiah per kilogram:

$$\text{HPR} = \frac{\text{USD } 1.800/\text{ton} \times \text{Rp } 16.200/\text{USD}}{1.000 \text{ kg/ton}} = \text{Rp } 29.160,00/\text{kg produk}$$

Marjin Keuntungan Kotor (MKK) per kilogram produk dihitung dari selisih harga jual dan harga beli bahan mentah:

$$\begin{aligned}\text{MKK} &= \text{HPR} - \text{HBM} = \text{Rp } 29.160,00 - \text{Rp } 16.800,25 \\ &= \text{Rp } 12.359,75/\text{kg produk}\end{aligned}$$

Nisbah MKK terhadap harga jual menyatakan persentase marjin kotor terhadap harga jual:

$$\text{Nisbah MKK} = \frac{\text{MKK}}{\text{HPR}} \times 100\% = \frac{12.359,75}{29.160,00} \times 100\% = 42,39\%$$

Tabel 6.8 Ringkasan Korelasi Harga Jual, Harga Beli, dan Keuntungan

Parameter	Nilai	Satuan
Kebutuhan bahan baku per kg produk	1,9765	kg gliserol/kg AA

Parameter	Nilai	Satuan
Harga beli gliserol	8.500	Rp/kg
Harga Beli Bahan Mentah (HBM) per kg produk	16.800,25	Rp/kg AA
Harga jual asam akrilat	1.800	USD/ton
Harga Jual (HPR) per kg produk	29.160,00	Rp/kg AA
Margin Keuntungan Kotor (MKK) per kg produk	12.359,75	Rp/kg AA
Nisbah MKK terhadap HPR	42,39	%
MKK tahunan, basis 130.000 ton/tahun	1.606,77	Rp Miliar/tahun

Nisbah MKK sebesar 42,39% menunjukkan bahwa hampir separuh dari harga jual asam akrilat merupakan margin kotor di atas biaya bahan baku gliserol saja, sebelum dikurangi biaya tenaga kerja, utilitas, pemeliharaan, dan biaya tetap lain yang tercakup dalam COM pada bagian 6.2. Margin kotor tahunan sebesar Rp 1.606,77 miliar menegaskan ruang labaan yang luas bagi pabrik untuk menyerap fluktuasi harga gliserol maupun harga jual asam akrilat, konsisten dengan hasil analisis sensitivitas pada bagian 6.9.

6.4. Laporan Laba Rugi (Income Statement)

Laporan laba rugi tahunan disusun berdasarkan kondisi operasi penuh (100% kapasitas = 130.000 ton/tahun). Pajak penghasilan badan (PPh) dihitung pada tarif 22% sesuai UU HPP Nomor 7 Tahun 2021. Dengan TCI = Rp 1.659,283 miliar (> Rp 1 triliun), proyek memenuhi threshold Tax Holiday KEK (PP Nomor 71/2021), sehingga PPh = 0% selama masa tax holiday dan EAT = EBT.

Tabel 6.9 Proyeksi Laporan Laba Rugi Tahunan

Pos Keuangan	Rp (miliar/thn)	USD (juta/thn)	Keterangan
Pendapatan bersih (Revenue)	3.790,80	233,99	130.000 ton × USD 1.800/ton × Rp 16.200
Biaya Bahan Baku + Utilitas + Katalis	2.326,27	143,60	Komponen A (variabel)
Biaya TK + Pemeliharaan + Overhead (LMO)	164,43	10,15	Komponen B
Biaya Tetap + (Depresiasi + Asuransi + PBB)	144,29	8,91	Komponen C; depresiasi Rp 129,857 miliar
Administrasi dan G&A (8% subtotal)	210,80	13,01	Komponen D

Pos Keuangan		Rp (miliar/thn)	USD (juta/thn)	Keterangan
Total	COM	2.845,79	175,66	Jumlah semua komponen A+B+C+D
(Biaya Produksi)				
Laba Sebelum Pajak (EBT = EBIT)		945,01	58,33	Revenue – Total COM
EBITDA = EBT + Depresiasi		1.074,87	66,35	
Pajak PPh Badan 22% (tanpa Tax Holiday)		207,90	12,83	UU HPP No. 7/2021
Pajak PPh (dengan Tax Holiday KEK)		0	0	PP No. 71/2021; TCI > Rp 1 triliun
Laba Bersih (EAT) — Tanpa Tax Holiday		737,11	45,50	EBT – PPh 22%
Laba Bersih (EAT) — Dengan Tax Holiday KEK		945,01	58,33	EBT – 0 = EBT

Pos Keuangan		Rp (miliar/thn)	USD (juta/thn)	Keterangan
Cash	Flow	866,97	53,52	Arus kas bersih
Operasi = EAT +				untuk
Depresiasi				pengembalian
(tanpa TH)				TCI
Cash	Flow	1.074,87	66,35	
Operasi (dengan				
TH) = EAT + Dep				
Net Profit Margin		19,44%	—	EAT/Revenue ×
(NPM =				100%
EAT/Revenue),				
tanpa TH				
Net Profit Margin,		24,93%	—	EAT/Revenue ×
dengan Tax				100%
Holiday				
EBITDA Margin		28,35%	—	EBITDA/Revenue
				e × 100%

6.5. Analisis Profitabilitas

Kelayakan proyek dievaluasi menggunakan enam indikator profitabilitas standar industri kimia: ROI, PP, NPV, IRR, BEP (metode Turton), dan BEP/SDP (metode Aries dan Newton). Semua indikator dihitung pada dua skenario: (A) tanpa

Tax Holiday (PPh 22%) dan (B) dengan Tax Holiday KEK (PPh 0% selama masa tax holiday).

6.5.1. Return on Investment (ROI)

$ROI = EAT / TCI \times 100\% = Rp\ 737,109 \text{ miliar} / Rp\ 1.659,283 \text{ miliar} \times 100\% = 44,42\%$ (tanpa Tax Holiday)

$ROI \text{ (Tax Holiday)} = EBT / TCI \times 100\% = Rp\ 945,011 \text{ miliar} / Rp\ 1.659,283 \text{ miliar} \times 100\% = 56,95\%$ (dengan Tax Holiday KEK)

ROI 44,42% jauh melampaui MARR minimum >15% yang umum digunakan untuk industri kimia. Dengan Tax Holiday KEK, ROI meningkat menjadi 56,95%, memberikan margin keamanan yang jauh lebih memadai dibandingkan proyek sejenis pada umumnya.

6.5.2. Payback Period (PP)

$PP = TCI / (EAT + \text{Depresiasi}) = Rp\ 1.659,283 \text{ miliar} / Rp\ 866,966 \text{ miliar} = 1,914$ tahun ($\approx 23,0$ bulan), tanpa Tax Holiday

$PP \text{ (Tax Holiday)} = TCI / (EBT + \text{Dep.}) = Rp\ 1.659,283 \text{ miliar} / Rp\ 1.074,868 \text{ miliar} = 1,544$ tahun ($\approx 18,5$ bulan)

PP 1,914 tahun jauh di bawah batas maksimum 5 tahun yang umum ditetapkan untuk proyek industri kimia berskala besar. Termasuk masa konstruksi 3 tahun, pengembalian modal dicapai pada tahun ke-5 hingga ke-6 proyek secara total, sebagaimana ditunjukkan pada proyeksi arus kas 18 tahun.

6.5.3. Net Present Value (NPV)

NPV dihitung dengan metode discounted cash flow (DCF) menggunakan WACC = 12%/tahun, umur proyek 15 tahun, dengan nilai sisa Rp 144,285 miliar (10% FCI) pada akhir tahun ke-15:

$$NPV = -TCI + CF_{op} \times \frac{1 - (1 + WACC)^{-15}}{WACC} + Salvage \times (1 + WACC)^{-15}$$

Perhitungan NPV tanpa Tax Holiday :

$$NPV = -TCI + CF_{op} \times ((1 - (1 + WACC)^{-15}) / WACC) + Salvage \times (1 + WACC)^{-15}$$

$$NPV = -1.659,283 + 866,966 \times 6,810865 + 144,285 \times 0,182696$$

$$NPV = \text{Rp } 4.271,86 \text{ miliar} >> 0$$

Perhitungan NPV dengan Tax Holiday :

$$NPV = -TCI + CF_{op} \times ((1 - (1 + WACC)^{-15}) / WACC) + Salvage \times (1 + WACC)^{-15}$$

$$NPV = -1.659,283 + 1.074,868 \times 6,810865 + 144,285 \times 0,182696$$

$$NPV = \text{Rp } 5.687,86 \text{ miliar} >> 0$$

NPV Rp 4.271,86 miliar mengonfirmasi bahwa proyek ini menciptakan nilai ekonomi yang sangat signifikan. Artinya, pada tingkat diskonto 12%, nilai sekarang dari seluruh aliran kas operasi selama 15 tahun jauh melebihi total investasi. Dengan Tax Holiday KEK, NPV meningkat menjadi Rp 5.687,86 miliar karena cash flow operasi tahunan lebih besar akibat tidak adanya beban PPh.

6.5.4. Internal Rate of Return (IRR)

IRR merupakan tingkat diskonto yang menjadikan NPV proyek sama dengan nol. IRR dihitung secara iteratif menggunakan metode interpolasi linear (bisection) berdasarkan formula berikut:

$$NPV = -TCI + NCF \times \frac{1 - (1 + r)^{-15}}{r} + \text{Salvage} \times (1 + r)^{-15} = 0$$

IRR Tanpa Tax Holiday (NCF = Rp 866,966 miliar)

Percobaan pada r = 52%:

$$PVIFA (52\%, 15) = [1 - (1,52)^{-15}] / 0,52 = 1,90854$$

$$PVIF (52\%, 15) = (1,52)^{-15} = 0,00764$$

$$NPV (52\%) = -1.659,283 + 866,966 \times 1,90854 + 144,285 \times 0,00764 = \text{Rp } 5,11$$

miliar (positif)

Percobaan pada r = 53%:

$$PVIFA (53\%, 15) = [1 - (1,53)^{-15}] / 0,53 = 1,87067$$

$$PVIF (53\%, 15) = (1,53)^{-15} = 0,00707$$

$$NPV (53\%) = -1.659,283 + 866,966 \times 1,87067 + 144,285 \times 0,00707 = \text{Rp } -26,03$$

miliar (negatif)

Interpolasi linear:

$$IRR = 52\% + [5,11 / (5,11 + 26,03)] \times (53\% - 52\%)$$

IRR = 52,16%

IRR Dengan Tax Holiday KEK (NCF = Rp 1.074,868 miliar)

Percobaan pada r = 64%:

$$NPV (64\%) = -1.659,283 + 1.074,868 \times PVIFA (64\%, 15) + 144,285 \times PVIF$$

$$(64\%, 15) = \text{Rp } 19,28 \text{ miliar (positif)}$$

Percobaan pada r = 65%:

$$NPV (65\%) = -1.659,283 + 1.074,868 \times PVIFA (65\%, 15) + 144,285 \times PVIF$$

$$(65\%, 15) = \text{Rp } -6,47 \text{ miliar (negatif)}$$

Interpolasi linear:

$$\text{IRR(TH)} = 64\% + [19,28/(19,28+6,47)] \times (65\%-64\%)$$

$$\text{IRR(TH)} = 64,75\%$$

IRR tanpa Tax Holiday sebesar 52,16% jauh melampaui WACC sebesar 12%/tahun, dengan excess return 40,16% di atas biaya modal. Dengan Tax Holiday KEK, IRR meningkat menjadi 64,75%.

6.5.5. Break Even Point (BEP) Metode Turton

BEP dihitung dari biaya tetap dibagi selisih revenue dan biaya variabel pada kapasitas 100%, mengikuti klasifikasi Turton dkk (2018), dengan $VC = \text{Subtotal A} + \text{Biaya Pemeliharaan} = 2.326,270 + 86,571 = \text{Rp } 2.412,841$ miliar, dan $FC = \text{COM} - VC = 2.845,789 - 2.412,841 = \text{Rp } 432,948$ miliar:

$$\text{BEP} = FC / (\text{Revenue} - VC) = 432,948 / (3.790,800 - 2.412,841) = 432,948 / 1.377,959 = 31,42\% \text{ kapasitas}$$

$$\text{BEP volume} = 31,42\% \times 130.000 \text{ ton/tahun} = 40.845,4 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{BEP revenue} = 31,42\% \times \text{Rp } 3.790,800 \text{ miliar} = \text{Rp } 1.191,05 \text{ miliar}$$

BEP 31,42% kapasitas (40.845,4 ton AA/tahun) berarti pabrik sudah mulai menghasilkan laba ketika beroperasi kurang dari sepertiga kapasitas desain. Nilai ini jauh di bawah ambang batas kelayakan umum industri kimia yaitu 60% kapasitas, sehingga proyek memiliki ketahanan finansial yang sangat baik terhadap penurunan produksi maupun permintaan pasar. Dominasi biaya variabel terutama gliserol sebagai bahan baku utama (76,74% dari total COM) menjadikan struktur

biaya pabrik ini sehat dan proporsional: saat produksi turun, beban biaya turun secara proporsional sehingga titik impas tetap mudah dicapai.

6.6. Break Even Point dan Shut Down Point, Metode Aries dan Newton

Sebagai pembanding terhadap metode Turton pada subbagian sebelumnya, BEP dan SDP juga dihitung menggunakan metode grafis Aries dan Newton, yang mengklasifikasikan biaya produksi tahunan ke dalam tiga kelompok: Fa (Annual Fixed Expense), Ra (Annual Regulated Expense), dan Va (Annual Variable Expense), terhadap Sa (Annual Sales). Berbeda dengan metode Turton yang membagi biaya murni menjadi tetap dan variabel, metode Aries dan Newton memperlakukan Ra (biaya tenaga kerja, pemeliharaan, dan overhead pabrik) sebagai kuasi tetap, terbagi 30% tetap dan 70% variabel terhadap kapasitas produksi, karena sebagian komponen ini seperti lembur dan intensitas pemeliharaan tetap dipengaruhi oleh tingkat produksi.

Tabel 6.10 Ringkasan Variabel Fa, Ra, Va, Sa Metode Aries dan Newton

Variabel	Definisi	Nilai (Rp Miliar/Tahun)	Sumber
Fa	Annual Fixed Expense	355,085	Biaya Tetap (Depresiasi+Asuransi+PBB) + Administrasi dan G&A
Ra	Annual Regulated Expense	164,434	Subtotal B, Tenaga Kerja, Pemeliharaan, Overhead

Variabel	Definisi	Nilai (Rp Miliar/Tahun)	Sumber
Va	Annual Variable Expense	2.326,270	Subtotal A, Bahan Baku, Katalis, Utilitas
Sa	Annual Sales	3.790,800	Revenue, 130.000 ton/thn × USD 1.800/ton × Rp 16.200

$$\text{BEP} = (\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}) / (\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra})$$

$$\text{BEP} = (355,085 + 0,3 \times 164,434) / (3.790,800 - 2.326,270 - 0,7 \times 164,434)$$

$$\text{BEP} = 29,97\%$$

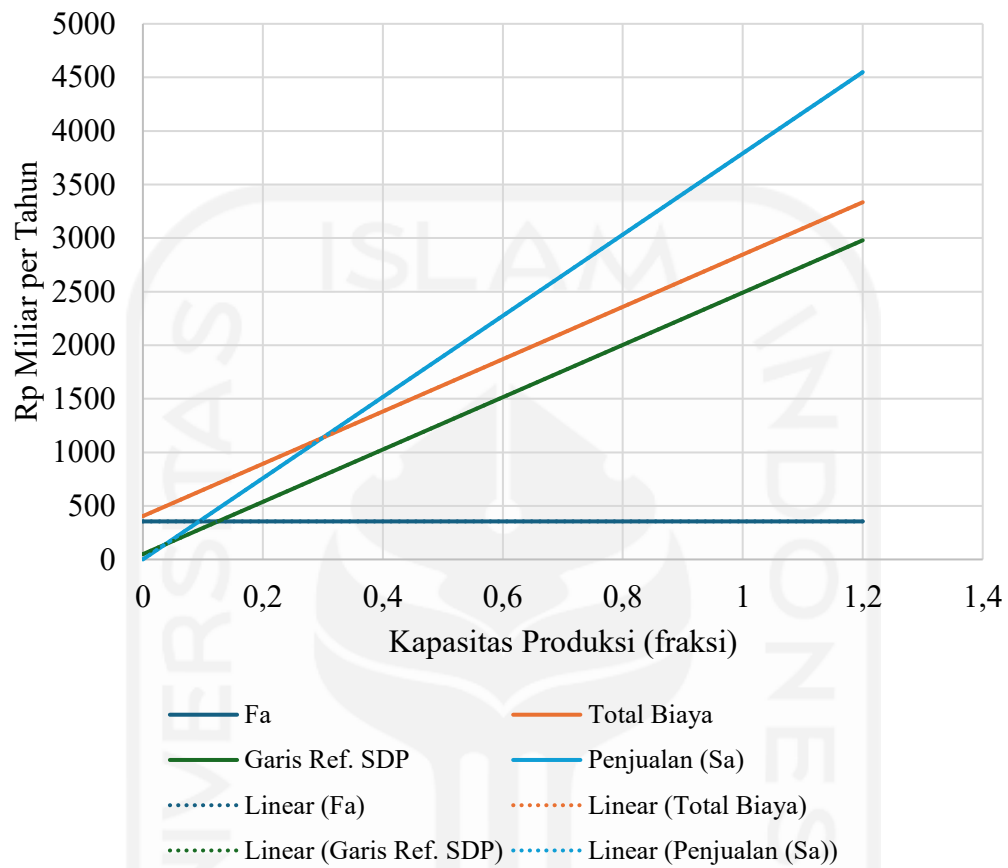
$$\text{SDP} = 0,3 \text{ Ra} / (\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra})$$

$$\text{SDP} = (0,3 \times 164,434) / (3.790,800 - 2.326,270 - 0,7 \times 164,434)$$

$$\text{SDP} = 3,66\%$$

BEP sebesar 29,97% kapasitas menunjukkan titik pulang pokok operasional, yaitu tingkat produksi minimum agar pendapatan menutup seluruh biaya produksi. SDP sebesar 3,66% kapasitas menunjukkan titik henti produksi, yaitu tingkat produksi minimum agar pendapatan menutup biaya yang masih harus dikeluarkan meskipun pabrik berhenti beroperasi (Fa dan bagian tetap dari Ra). Kedua nilai berada jauh di bawah kapasitas operasi normal dan konsisten dengan hasil metode Turton pada

bagian 6.5.5, mengonfirmasi kelayakan operasional pabrik pada berbagai skenario penurunan permintaan.



Gambar 6.1 Grafik BEP dan SDP - Metode Aries dan Newton

6.7. Ringkasan Indikator Profitabilitas

Tabel 6.11 Ringkasan Indikator Profitabilitas

Indikator Profitabilitas	Nilai (Tanpa Tax Holiday)	Nilai (Dengan Tax Holiday KEK)	Kriteria Kelayakan	Status
ROI (Return on Investment)	44,42%	56,95%	> 15%	LAYAK
PP (Payback Period)	1,91 thn	1,54 thn	< 5 thn	LAYAK
NPV (WACC 12%, 15 thn)	4.271,86	5.687,86	Rp miliar > 0	LAYAK
IRR (Internal Rate of Return)	52,16%	64,75%	> 12% WACC	LAYAK
BEP (kapasitas), Metode Turton	31,42%	31,42%	< 60%	LAYAK
BEP (kapasitas), Metode Aries-Newton	29,97%	29,97%	< 60%	LAYAK
SDP (kapasitas), Metode Aries-Newton	3,66%	3,66%	jauh di bawah BEP	LAYAK

6.8. Proyeksi Arus Kas (Cash Flow) 18 Tahun

Proyeksi arus kas disusun untuk 18 tahun (3 tahun konstruksi + 15 tahun operasi). Masa konstruksi: investasi keluar bertahap 40%/35%/25% dari TCI per tahun. Masa operasi: ramp-up tahun Op-1=70%, Op-2=85%, Op-3=95%, Op-4 s.d. Op-15=100%. Depresiasi berlaku mulai Op-1 selama 10 tahun (Op-1 s.d. Op-10). Skenario yang disajikan menggunakan basis tanpa Tax Holiday, dengan pajak penghasilan 22%.

Tabel 6.12 Proyeksi Arus Kas (Cash Flow) 18 Tahun

Tahun	Tipe	Kapasitas	Revenue	CO M	EB T	PP h	EA T	Depresiasi	NC F	Kumulatif
						22%				
1	Konstruksi								-66	-663,7
	tr.1								3,7	
2	Konstruksi								-58	-1.244
	tr.2								0,7	,5
3	Konstruksi								-41	-1.659
	tr.3								4,8	,3
4	Op.1	70%	2.653	1.99	66	14	51	129,9	645,	-1.013
			,6	2,1	1,5	5,5	6,0		8	,4
5	Op.2	85%	3.222	2.41	80	17	62	129,9	756,	-257,1
			,2	8,9	3,3	6,7	6,5		4	

Tahun	Tipe	Kapasitas	Revenue	CO M	EB T	PP h	EA T	Depresiasi	NC F	Kumulatif
22										
%										
6	Op.3	95%	3.601	2.70	89	19	70	129,9	830,	573,1
			,3	3,5	7,8	7,5	0,3		1	
7	Op.4	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	1.440,
			,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	0
8	Op.5	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	2.307,
			,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	0
9	Op.6	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	3.174,
			,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	0
10	Op.7	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	4.040,
			,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	9
11	Op.8	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	4.907,
			,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	9
12	Op.9	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	5.774,
			,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	9
13	Op.1	100%	3.790	2.84	94	20	73	129,9	867,	6.641,
	0		,8	5,8	5,0	7,9	7,1		0	8
14	Op.1	100%	3.790	2.84	94	20	73	0	737,	7.378,
	1		,8	5,8	5,0	7,9	7,1		1	9

Tahun	Tipe	Kapasitas	Revenue	CO M	EB T	PP h	EA T	Depresiasi	NCF	Kumulatif
22										
%										
15	Op.1	100%	3.790	2.84	94	20	73	0	737,	8.116,
	2		,8	5,8	5,0	7,9	7,1		1	0
16	Op.1	100%	3.790	2.84	94	20	73	0	737,	8.853,
	3		,8	5,8	5,0	7,9	7,1		1	1
17	Op.1	100%	3.790	2.84	94	20	73	0	737,	9.590,
	4		,8	5,8	5,0	7,9	7,1		1	3
18	Op.1	100%	3.790	2.84	94	20	73	0	881,	10.471
	5		,8	5,8	5,0	7,9	7,1		4	,6

Pada tahun ke-18, NCF sebesar Rp 881,4 miliar merupakan penjumlahan EAT sebesar Rp 737,1 miliar dan Salvage Value sebesar Rp 144,3 miliar. Arus kas kumulatif mencapai nilai positif pada tahun operasi ketiga (tahun ke-6 proyek secara keseluruhan), konsisten dengan Payback Period 1,91 tahun operasi yang dihitung pada bagian 6.5.2.

6.9. Analisis Sensitivitas

Analisis sensitivitas mengevaluasi ketahanan kelayakan proyek terhadap perubahan variabel kritis: (1) harga jual AA, (2) harga beli gliserol, dan (3) FCI (cost overrun). Variasi mencakup $\pm 30\%$ dari nilai dasar.

6.9.1. Sensitivitas terhadap Harga Jual AA

Tabel 6.13 Sensitivitas Harga Jual AA terhadap ROI, NPV, dan Status Kelayakan

Skenario	Δ (%)	Harga AA	Revenue	EAT	ROI	NPV	Status
		(USD/ton)	(Rp miliar)	(Rp miliar)	(%)	(Rp miliar)	
Pesimis	-30%	1.260	2.653,6	-149,9	-9,04%	-1.769,7	Tidak Layak
Konservatif	-20%	1.440	3.032,6	145,7	8,78%	244,2	Layak
Di bawah base	-10%	1.620	3.411,7	441,4	26,60%	2.258,0	Sangat Layak
Base Case	+0%	1.800	3.790,8	737,1	44,42%	4.271,9	Sangat Layak
Optimis	+10%	1.980	4.169,9	1.032,8	62,24%	6.285,7	Sangat Layak
Optimis+	+20%	2.160	4.549,0	1.328,5	80,06%	8.299,6	Sangat Layak
Premium Bio-AA	+30%	2.340	4.928,0	1.624,2	97,88%	10.313,4	Sangat Layak

6.9.2. Sensitivitas terhadap Harga Beli Gliserol

Tabel 6.14 Sensitivitas Harga Gliserol terhadap ROI

Skenario	Δ (%)	Harga	COM	EAT	ROI (%)	Status
		Gliserol (Rp/kg)	(Rp Miliar)	(Rp Miliar)		
-30%	-30%	5.950	2.190,6	1.248,2	75,22%	Sangat Layak
-20%	-20%	6.800	2.409,0	1.077,8	64,96%	Sangat Layak
-10%	-10%	7.650	2.627,4	907,5	54,69%	Sangat Layak
+0%	0%	8.500	2.845,8	737,1	44,42%	Sangat Layak
+10%	+10%	9.350	3.064,2	566,8	34,16%	Sangat Layak
+20%	+20%	10.200	3.282,6	396,4	23,89%	Sangat Layak
+30%	+30%	11.050	3.501,0	226,1	13,62%	Layak Marjinal

6.9.3. Sensitivitas terhadap Overrun Biaya Modal (FCI)

Pada analisis ini, perubahan FCI berdampak langsung pada: TCI ($= 1,15 \times \text{FCI}$), Depresiasi ($= 0,09 \times \text{FCI}$), Maintenance ($= 0,06 \times \text{FCI}$), Asuransi dan PBB ($= 0,01 \times \text{FCI}$), sehingga COM dan EAT juga berubah.

Tabel 6.15 Sensitivitas FCI (Cost Overrun) terhadap ROI dan PP

Skenario	FCI (Rp Miliar)	TCI (Rp Miliar)	Depresiasi/Th n	EAT (Rp Miliar)	ROI (%)	PP (Tahun)	Status
-30%	1.010,0	1.161,5	90,90	808,6	69,62%	1,29	Layak
-20%	1.154,3	1.327,4	103,89	784,8	59,12%	1,49	Layak
-10%	1.298,6	1.493,4	116,87	760,9	50,95%	1,70	Layak
0%	1.442,9	1.659,3	129,86	737,1	44,42	1,91	Layak
+10%	1.587,1	1.825,2	142,84	713,3	39,08%	2,13	Layak
+20%	1.731,4	1.991,1	155,83	689,5	34,63%	2,36	Layak
+30%	1.875,7	2.157,1	168,81	665,6	30,86%	2,59	Layak

Proyek tetap layak secara ekonomi pada seluruh skenario overrun biaya modal hingga 30% di atas estimasi dasar, dengan ROI tetap di atas 30% bahkan pada skenario overrun terburuk.

6.9.4. Spider Chart Sensitivitas (ROI %)

Tabel berikut merangkum perubahan ROI (%) untuk setiap variabel kritis pada variasi $\pm 30\%$ dari nilai dasar, sebagai representasi tabular dari spider chart sensitivitas. Basis ROI = 44,42% (tanpa Tax Holiday).

Tabel 6.16 Spider Chart Sensitivitas (ROI %)

Variabel Kritis	-30%	-20%	-10%	Base (0%)	+ 10%	+ 20%	+ 30%
Harga Jual AA	-9,04%	8,78%	26,60%	44,42%	62,24%	80,06%	97,88%
Harga Gliserol	75,22%	64,96%	54,69%	44,42%	34,16%	23,89%	13,62%
FCI (Cost Overrun)	69,62%	59,12%	50,95%	44,42%	39,08%	34,63%	30,86%

Kemiringan garis pada tabel spider chart menunjukkan bahwa ROI proyek paling sensitif terhadap perubahan harga jual asam akrilat (rentang 106,92 poin persentase dari -30% hingga +30%), diikuti oleh harga beli gliserol (rentang 61,60 poin persentase), dan yang paling tidak sensitif adalah overrun biaya modal FCI (rentang 38,76 poin persentase). Hal ini konsisten dengan struktur biaya pabrik yang didominasi biaya variabel (81,74% dari COM), sehingga profitabilitas proyek jauh lebih dipengaruhi oleh dinamika harga pasar (harga jual dan harga bahan baku) dibandingkan oleh akurasi estimasi biaya modal pada tahap prarancangan.

6.10. Keunggulan Finansial Lokasi KEK Gresik

Pemilihan lokasi di KEK Gresik (JIPE) memberikan keunggulan finansial yang dapat dikuantifikasi dibandingkan kawasan industri non-KEK, yang secara langsung meningkatkan profitabilitas proyek:

Tabel 6.17 Keunggulan Finansial Lokasi

Keunggulan Finansial KEK Gresik	Nilai Kuantitatif	Dampak Terhadap P&L / Neraca
Tax Holiday PPh 0% (maks. 20 tahun; TCI > Rp 1 triliun ✓)	PPh dihemat Rp 207,90 miliar/thn	EAT naik dari Rp 737,11 miliar → Rp 945,01 miliar/thn; ROI naik dari 44,42% → 56,95%
Tarif gas PGN Jatim lebih rendah vs Banten (Rp 6.200 vs Rp 6.500/Nm ³)	Hemat ≈Rp 6,17 miliar/thn	EAT naik ≈Rp 4,81 miliar/thn (setelah pajak); NPV naik ≈Rp 32,8 miliar
Pembebasan bea masuk mesin impor (5-15%)	Hemat ≈Rp 5,26-15,77 miliar (investasi awal)	FCI lebih rendah; ROI lebih tinggi
Pembebasan PPN impor katalis dan bahan kimia (11%)	Hemat ≈Rp 0,65 miliar/thn	COM turun; EAT naik (katalis impor R-01/R-02)
Lahan lebih murah vs Jawa Barat/Jabodetabek	Hemat ≈Rp 30 miliar (lahan 25 Ha; selisih	FCI lebih rendah dari estimasi awal

(USD 35-60 vs USD 90-120/m ²)	min. USD 55/m ² = Rp 8,91 miliar/Ha)	
Keringanan PBB 50% selama 5 tahun pertama (Perda Kab. Gresik)	Hemat Rp 7,21 miliar/thn × 5 thn = Rp 36,07 miliar	Cash flow awal membaik; periode ramp-up lebih ringan
Utilitas terintegrasi KEK (tidak perlu investasi infrastruktur tambahan)	Hemat investasi infrastruktur ≈Rp 10,5-26,3 miliar	FCI lebih rendah; waktu konstruksi lebih singkat

Berdasarkan evaluasi ekonomi komprehensif, pabrik asam akrilat berkapasitas 130.000 ton/tahun dari gliserol yang berlokasi di KEK Gresik (JIPE), Blok K, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dinyatakan **LAYAK SECARA EKONOMI** dengan seluruh indikator profitabilitas melampaui kriteria kelayakan minimum. Ringkasan nilai kunci:

Tabel 6.18 Ringkasan Parameter Kunci Evaluasi Ekonomi

Parameter Kunci	Nilai	Keterangan
Total Capital Investment (TCI)	Rp 1.659,283 miliar (USD 102,425 juta)	Memenuhi threshold Tax Holiday KEK
Cost of Manufacturing (COM)	Rp 2.845,789 miliar (USD 1.351,28/ton)	Kompetitif vs harga jual USD 1.800/ton
Revenue	Rp 3.790,800 miliar/thn	130.000 ton × USD 1.800/ton × Rp 16.200

Parameter Kunci	Nilai	Keterangan
Laba Bersih (EAT)	Rp 737,109 miliar/thn (tanpa TH); Rp 945,011 miliar/thn (TH KEK)	Setelah PPh 22%; tanpa Tax Holiday
Return on Investment (ROI)	44,42% (tanpa TH); 56,95% (TH KEK)	> 15% ✓
Payback Period (PP)	1,914 thn (tanpa TH); 1,544 thn (TH KEK)	< 5 tahun ✓
Net Present Value (NPV)	Rp 4.271,86 miliar (WACC 12%, 15 thn); Rp 5.687,86 miliar (TH KEK)	> 0 ✓
Internal Rate of Return (IRR)	52,16% (tanpa TH); 64,75% (TH KEK)	> 12% WACC ✓
Break-Even Point (BEP), Metode Turton	31,42% kapasitas 40.845,4 ton/thn	= < 60% ✓
Break-Even Point (BEP), Metode Aries-Newton	29,97% kapasitas 3,66% kapasitas	SDP < 60% ✓

BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan proses, perancangan peralatan, perancangan utilitas, dan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan pada Prarancangan Pabrik Asam Akrilat dari Gliserol Kapasitas 130.000 Ton per Tahun, termasuk hasil simulasi Aspen Plus V14 dengan model kinetika Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW) pada kedua reaktor, disimpulkan bahwa pabrik yang direncanakan layak untuk didirikan dan dioperasikan. Pabrik direncanakan berlokasi di Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Gresik, JIPE, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, dengan kapasitas produksi sebesar 130.000-ton asam akrilat per tahun dan jumlah tenaga kerja sebanyak 110 orang. Kesimpulan yang diperoleh dari hasil perancangan adalah sebagai berikut:

- a. Pabrik asam akrilat dirancang dengan kapasitas produksi sebesar 130.000 ton per tahun berdasarkan hasil proyeksi kebutuhan asam akrilat Indonesia. Kapasitas tersebut diharapkan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, serta membuka peluang ekspor sehingga dapat meningkatkan nilai tambah industri kimia nasional.
- b. Proses produksi yang dipilih adalah dehidrasi gliserol menjadi akrolein menggunakan katalis $\text{SiW}_{20}\text{-Al/Zr}_{10}$ pada reaktor R-01 (340°C , 9.334 tube), dilanjutkan dengan oksidasi akrolein menjadi asam akrilat menggunakan katalis Mo-V-Cu-Ox pada reaktor R-02 (265°C , 1.529 tube). Proses ini dipilih karena memanfaatkan gliserol sebagai bahan

baku terbarukan yang tersedia melimpah sebagai produk samping industri biodiesel di Indonesia.

- c. Hasil analisis kinetika dan termodinamika menunjukkan reaksi dehidrasi gliserol bersifat endotermik ($\Delta H_r = +37,6$ kJ/mol, duty reaktor +1.373,11 kW) dan irreversibel, sedangkan reaksi oksidasi akrolein bersifat eksotermik ($\Delta H_r = -247,2$ kJ/mol, duty reaktor -18.218,35 kW, beban panas terbesar di seluruh pabrik) dan irreversibel. Kedua reaktor dimodelkan dengan format kinetika LHHW, memberikan konversi tinggi yang konsisten dengan tinjauan literatur.
- d. Hasil simulasi proses menggunakan Aspen Plus V14 menunjukkan kinerja yang sangat baik dengan konversi gliserol sebesar 100,00% dan konversi akrolein sebesar 100,00%, serta kemurnian produk asam akrilat sebesar 98,59% mol. Produksi asam akrilat yang dihasilkan mencapai 16.250,2 kg per jam, setara dengan kapasitas 130.000 ton per tahun, diperoleh sebagai aliran bottom menara distilasi tunggal (MD-01, 30 stage teoritis) karena asam akrilat merupakan komponen dengan titik didih tertinggi dalam campuran.
- e. Neraca massa dan neraca panas yang diperoleh menunjukkan bahwa proses telah memenuhi prinsip konservasi massa dan energi, dengan neraca massa tertutup pada seluruh unit operasi (selisih di bawah 0,001%) dan neraca panas terverifikasi konsisten dengan duty hasil simulasi Aspen Plus, sehingga rancangan proses dinyatakan valid secara teknis. Reaktor R-01 dan R-02 tidak mengalami pressure drop

signifikan, dan seluruh peralatan beroperasi tanpa memerlukan unit kompresor restorasi tekanan tambahan.

- f. Pemanasan umpan reaktor R-01 dan R-02 memanfaatkan skema integrasi panas berupa loop steam superheated bertekanan tinggi (40 bar, 400°C) yang disirkulasikan secara tertutup antara unit F-01 dan F-02, dipanaskan ulang oleh fired heater HF-02, sehingga tidak diperlukan furnace direct-fired. Skema ini menurunkan Fixed Capital Investment secara signifikan karena unit heat exchanger jauh lebih murah dibandingkan furnace direct-fired berkapasitas setara.
- g. Sistem utilitas yang meliputi penyediaan air, steam medium pressure dan steam superheated bertekanan tinggi, listrik, gas alam, hot oil Dowtherm A, cooling water, serta pengolahan limbah telah dirancang untuk memenuhi kebutuhan operasi pabrik secara berkesinambungan, dengan total biaya utilitas tahunan sebesar Rp 136,49 miliar, didominasi oleh kebutuhan gas alam untuk fired heater HF-02.
- h. Evaluasi ekonomi menggunakan metode Bare Module Turton dkk (2018) menghasilkan Fixed Capital Investment sebesar Rp 1.442,86 miliar (USD 89,07 juta) dan Total Capital Investment sebesar Rp 1.659,28 miliar (USD 102,43 juta), dengan Cost of Manufacturing sebesar Rp 2.845,79 miliar per tahun dan Revenue sebesar Rp 3.790,80 miliar per tahun.
- i. Indikator profitabilitas menunjukkan Return on Investment sebesar 44,42% (tanpa Tax Holiday) dan 56,95% (dengan Tax Holiday KEK),

Payback Period 1,91 dan 1,54 tahun, Net Present Value Rp 4.271,86 miliar dan Rp 5.687,86 miliar pada WACC 12% selama 15 tahun, Internal Rate of Return 52,16% dan 64,75%, serta Break Even Point 31,42% kapasitas produksi (metode Turton) dan 29,97% dengan Shut Down Point 3,66% (metode Aries dan Newton). Seluruh indikator jauh melampaui kriteria kelayakan minimum industri kimia.

- j. Analisis korelasi harga jual dan harga beli menunjukkan Marjin Keuntungan Kotor (MKK) sebesar Rp 12.359,75 per kilogram produk, atau 42,39% dari harga jual, sebelum memperhitungkan biaya tenaga kerja, utilitas, pemeliharaan, dan biaya tetap lainnya. Marjin kotor tahunan sebesar Rp 1.606,77 miliar menegaskan ruang labaan yang luas bagi pabrik untuk menyerap fluktuasi harga gliserol maupun harga jual asam akrilat di pasar internasional.
- k. Pemilihan lokasi di KEK Gresik (JIPE) memberikan keunggulan finansial yang terkuantifikasi secara langsung terhadap profitabilitas proyek, meliputi fasilitas Tax Holiday PPh badan (menghemat Rp 207,90 miliar per tahun), tarif gas alam yang lebih rendah dibandingkan kawasan industri non-KEK (menghemat $\approx$ Rp 6,17 miliar per tahun), pembebasan bea masuk mesin impor dan PPN impor katalis, keringanan Pajak Bumi dan Bangunan sebesar 50% selama 5 tahun pertama, serta ketersediaan utilitas terintegrasi kawasan yang mengurangi kebutuhan investasi infrastruktur tambahan.

Berdasarkan parameter-parameter tersebut, pabrik asam akrilat dari gliserol kapasitas 130.000 ton/tahun dinyatakan layak untuk direalisasikan secara teknis maupun ekonomis.

7.2. Saran

Berdasarkan hasil perancangan yang telah dilakukan, beberapa saran yang dapat diberikan untuk pengembangan lebih lanjut adalah sebagai berikut:

- a. Perlu dilakukan optimasi lebih lanjut terhadap konstanta adsorpsi model LHHW pada kedua reaktor melalui validasi eksperimental skala laboratorium atau pilot plant, mengingat parameter tersebut pada tahap prarancangan ini masih dikalibrasi terhadap target konversi dan selektivitas rancangan.
- b. Perlu dilakukan kajian sizing rinci untuk unit-unit yang pada tahap prarancangan ini masih menggunakan pendekatan estimasi proporsional, khususnya heat exchanger F-01, F-02, dan fired heater HF-02, mengingat perubahan skema pemanasan dari furnace direct-fired menjadi loop steam superheated tertutup.
- c. Perlu dilakukan kajian integrasi energi (heat integration atau pinch analysis) yang lebih menyeluruh antara loop steam superheated (F-01/F-02/HF-02) dan sirkuit cooling water R-02, mengingat skala panas yang terlibat cukup signifikan (R-02 melepas $\approx 18,2$ MW, sementara F-01/F-02 membutuhkan $\approx 17,1$ MW), berpotensi membuka peluang penghematan energi lebih lanjut.

- d. Perlu dilakukan analisis keselamatan proses yang lebih rinci, seperti HAZOP, Quantitative Risk Assessment (QRA), dan Layer of Protection Analysis (LOPA), khususnya pada reaktor R-02 mengingat karakteristik reaksi oksidasi yang sangat eksotermik dan berpotensi hotspot, serta pada unit HF-02 sebagai fired heater bertekanan tinggi.
- e. Perlu dilakukan evaluasi sensitivitas ekonomi yang lebih luas terhadap perubahan harga bahan baku gliserol, harga jual asam akrilat, biaya gas alam, dan fluktuasi nilai tukar mata uang, guna mengetahui ketahanan proyek terhadap perubahan kondisi pasar, khususnya pada skenario tanpa Tax Holiday.
- f. Pada tahap pengembangan berikutnya, perlu dilakukan simulasi dinamis dan perancangan sistem kontrol proses yang lebih detail agar kestabilan operasi pabrik dapat terjamin pada kondisi start-up, shut-down, maupun kondisi gangguan operasi, khususnya pada reaktor R-02 dan loop steam superheated HF-02.
- g. Perlu dilakukan studi kelayakan lanjutan pada tahap Detail Engineering Design (DED) untuk memperoleh estimasi biaya investasi yang lebih akurat, termasuk penawaran harga langsung dari vendor untuk peralatan non-standar seperti HF-02, serta mendukung implementasi proyek pada skala industri.
- h. Mengingat dampak signifikan status Tax Holiday KEK terhadap seluruh indikator profitabilitas, pengajuan dan kepastian status tersebut sejak tahap awal proyek sangat disarankan sebagai prioritas.

DAFTAR PUSTAKA

- American Petroleum Institute. (2020). *Welded Tanks for Oil Storage*. API Publishing Services.
- Ataman Chemicals. (2026). *Acrylic Acid*.
https://www.atamanchemicals.com/acrylic-acid_u33614/
- Badan Pusat Statistik. (2026, February). *Data Ekspor Impor Nasional*.
<https://www.bps.go.id/id/exim>
- Bauer, W. (2003). Acrylic Acid and Derivatives. In *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. Wiley.
<https://doi.org/10.1002/0471238961.0103182502012105.a01.pub2>
- Braga, E., Mustafa, G., Pontes, D., & Pontes, L. (2020). Economic analysis and technicalities of acrylic acid production from crude glycerol. *Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly*, 26(1), 59–69.
<https://doi.org/10.2298/CICEQ180111025B>
- Estenfelder, M., & Lintz, H.-G. (2002). Simultaneous Determination of Reaction Kinetics and Oxygen Activity in Single-Phase Oxidic Catalysts and Their Mixture during Partial Oxidations. *Journal of Catalysis*, 209(1), 177–185.
<https://doi.org/10.1006/jcat.2002.3598>
- Etzkorn, W. G., & Harkreader, G. G. (1993). *Anhydrous Diluents for The Propilen Oxidation Reaction to Acrolein and Acrolein Oxidation to Acrylic Acid*.
<https://patents.google.com/patent/US5198578A/en>

- Fauconet, M. (2016). *Method for Producing Bioresourced Acrylic Acid from Glycerol* (Patent US 9,371,261 B2).
<https://patents.google.com/patent/US9371261B2/en?q=9%2c371%2c261>
- Flynn, A. Marie., Akashige, Toshihiro., Theodore, Louis., & Kern, D. Quentin. (2019). *Kern's process heat transfer*. Scrivener Publishing : Wiley.
- Green, D. W. ., & Southard, M. Z. . (2019). *Perry's chemical engineers' handbook*. McGraw Hill Education.
- IHS Markit. (2020). *Chemical Economics Handbook® (CEH)*.
<https://www.spglobal.com/energy/en/products-solutions/chemicals/chemical-economics-handbooks-ceh>
- Indonesian Comercial Newsletter (ICN). (2010). *Industri Metanol di Indonesia*.
<http://www.datacon.co.id/Gasalam2010Methanol.html>
- Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (1979). *Encyclopedia of Chemical Technology* (3rd ed., Vols. 15–20). The Inter Science Encyclopedia, Inc.
- Nippon Shokubai. (2024). *Inauguration Ceremony Held for a New Acrylic Acid Facility in Indonesia*. <https://shokubai.co.id/>
- Pastor, T. P., & Vattappilly, J. (2020). Section VIII–Division I: Rules for Construction of Pressure Vessels. In *Online Companion Guide to the ASME Boiler & Pressure Vessel Codes*. ASME Press.
https://doi.org/10.1115/1.861981_ch21
- Peters, M. S. ., Timmerhaus, K. D. ., & West, R. E. . (2003). *Plant design and economics for chemical engineers*. McGraw-Hill.

- Solventis. (2010). *Methyl Acrylate*. <https://solventis.net/products/acrylates/methyl-acrylate/>
- Talebian-Kiakalaieh, A., & Amin, N. A. S. (2017). Kinetic study on catalytic conversion of glycerol to renewable acrolein. *Chemical Engineering Transactions*, 56, 655–660. <https://doi.org/10.3303/CET1756110>
- Tsuneki, H., Nonoguchi, M., & Nishi, K. (2016, August 23). *PROCESS FOR PRODUCING ACROLEIN, ACRYLIC ACID AND DERIVATIVES THEREOF*. United States Patent. <https://patents.google.com/patent/US9422377B2/en>
- Turton, Richard., Shaeiwitz, J. A. ., Bhattacharyya, Debangsu., & Whiting, W. B. . (2018). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. Prentice Hall.
- Wu, S. T., She, Q. M., Tesser, R., Serio, M. Di, & Zhou, C. H. (2020). Catalytic glycerol dehydration-oxidation to acrylic acid. *Catalysis Reviews*, 62(4), 481–523. <https://doi.org/10.1080/01614940.2020.1719611>
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook: physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals*. <https://api.semanticscholar.org/CorpusID:92688430>

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

Perhitungan Reaktor

REAKTOR 1 (R-01)

Fixed Bed Multitube Reactor – Reaksi Dehidrasi Gliserol

1. Identitas dan Kondisi Operasi

Parameter	Nilai/Keterangan
Kode Alat	R-01
Fungsi	Dehidrasi katalitik gliserol ($C_3H_8O_3$) menjadi akrolein (C_3H_4O) sebagai reaksi utama, disertai tiga reaksi samping
Jenis/Tipe	Fixed Bed Multitube Reactor (RPlug), Isotermal
Model Kinetika	Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1 (satu) buah
Katalis	SiW ₂₀ -Al/Zr ₁₀ (asam silikotungstat pada support alumina-zirkonia)
Suhu Operasi (target isotermal)	340 °C (613,15 K)

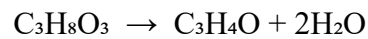
Parameter	Nilai/Keterangan
Suhu Umpan Masuk (aktual, Aspen)	319,8146 °C (592,9646 K)
Suhu Keluar (aktual, Aspen)	340,0015 °C (613,1515 K)
Suhu Media Pemanas (Hot Oil Dowtherm A)	340 °C (613,15 K)
Tekanan Operasi (inlet)	1,01325 bar = 101,325 kPa = 1,0 atm
Tekanan Desain	1,5 atm = 151,99 kPa = 22,04 psi
Pressure Drop	Tidak signifikan ($P_{\text{keluar}} \approx P_{\text{masuk}} \approx 1,01325 \text{ bar}$)
Fasa Proses	Vapor only
Jumlah Tube	9.334 tube
Panjang Tube	3,0 m (9,84 ft)
Diameter Tube (ID)	45 mm = 1,772 in
Diameter Tube (OD)	50 mm = 1,969 in

Tujuan Perancangan:

- Menentukan jenis reaktor
- Menghitung neraca massa
- Menentukan persamaan diferensial dan menyelesaikannya dengan metode Euler
- Menghitung berat katalis
- Menghitung ukuran reaktor (shell dan head)
- Menghitung tebal isolator

2. Reaksi-Reaksi di dalam R-01

Reaksi utama yang terjadi di dalam reaktor:



Disertai tiga reaksi samping, dengan seluruh reaksi dimodelkan sebagai reaksi kinetik searah (irreversible), konsisten dengan tinjauan termodinamika pada

Bab I ($K \gg 1$ untuk seluruh reaksi):

No.	Persamaan Reaksi	Jenis	ΔH_r (kJ/mol)
1 (Utama)	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + 2\text{H}_2\text{O}$	Endotermik	+37,6 (613 K)
2 (Samping)	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}$	—	—
3 (Samping)	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4\text{O} + \text{CO} + \text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$	—	—
4 (Samping)	$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_8\text{O}$	—	—

3. Neraca Massa Reaktor R-01

Konversi gliserol aktual (Aspen Plus, blok R-03/LHHW, konvergensi RPlug metode Hybrid): $X = 100,00\%$ (residual gliserol pada arus keluar tidak terdeteksi pada presisi numerik Aspen Plus).

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ (Gliserol)	32.002,9152	0,0000

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H ₂ O (Air)	114,3970	11.854,7301
C ₃ H ₄ O (Akrolein)	—	16.740,7952
C ₃ H ₆ O ₂ (Asetol)	—	2.726,3280
C ₂ H ₄ O (Asetaldehida)	—	286,7739
CO (Karbon Monoksida)	—	182,3400
H ₂ (Hidrogen)	—	1,8604
C ₃ H ₈ O (n-Propanol, trace)	—	324,4846
Total	32.117,3122	32.117,3123

Neraca massa di atas diambil langsung dari hasil konvergen Aspen Plus (arus 4 → arus 5 pada Main Flowsheet), dengan closure neraca massa sebesar 32.117,31 kg/jam pada kedua sisi (selisih relatif < 0,0001%, berada jauh di bawah ambang toleransi integrasi numerik reaktor RPlug 1×10^{-8} yang digunakan).

4. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

Dipilih Fixed Bed Multitube Reactor dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- Umur katalis panjang 12-15 bulan
- Reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

- f. Konstruksi reaktor fixed bed multitube lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatan relatif murah

5. Perancangan Reaktor R-01

5.1. Neraca Massa dan Elemen Berat Katalis

Reaktor R-01 dimodelkan pada Aspen Plus dengan basis laju reaksi per berat katalis (Rate basis: Cat (wt)), sehingga neraca massa gliserol (komponen A) diturunkan dalam elemen berat katalis ΔW , mengikuti bentuk baku reaktor unggun tetap (Fogler). Neraca dibangun pada elemen ΔW yang dibatasi oleh dua bidang, W dan W+ ΔW :

$$F_{A,W} - F_{A,W+\Delta W} - (-r_A')\Delta W = 0$$

Pada kondisi tunak (steady state), tidak ada akumulasi, sehingga ruas kanan persamaan neraca sama dengan nol. Membagi kedua ruas dengan ΔW :

$$\frac{F_{A,W} - F_{A,W+\Delta W}}{\Delta W} = (-r_A')$$

Diambil limit $\Delta W \rightarrow 0$, sesuai definisi turunan pertama:

$$\frac{dF_A}{dW} = \lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{F_{A,W+\Delta W} - F_{A,W}}{\Delta W} = -(-r_A')$$

$$\frac{dF_A}{dW} = -(-r_A')$$

Dari stoikiometri, $F_A = F_{A0}(1-x)$, sehingga $dF_A = -F_{A0} \cdot dx$, dengan $-r_A'$ adalah laju reaksi per satuan berat katalis (kmol/(kg·s)). Substitusi ke persamaan di atas:

$$\frac{dx}{dW} = \frac{-r_A'}{F_{A0}} \quad W = \rho_B \cdot S \cdot z$$

Berat katalis W dikonversi ke panjang reaktor z melalui densitas bulk katalis ρ_B dan luas penampang tube S ($W = \rho_B \cdot S \cdot z$, sehingga $dW = \rho_B \cdot S \cdot dz$), sehingga design equation dalam bentuk panjang reaktor menjadi, dengan aturan rantai (chain rule):

$$\frac{dx}{dz} = \frac{dx}{dW} \cdot \frac{dW}{dz} = \frac{-r_A'}{F_{A0}} \cdot \rho_B \cdot S$$

dengan F_{A0} adalah laju alir molar gliserol basis (mol/s per tube), S luas penampang dalam tube (m^2), ρ_B densitas bulk katalis (kg/m^3), dan x konversi gliserol.

Persamaan dx/dW dapat diintegrasikan dengan batas $W=0$ saat $x=0$, hingga $W=W$ saat $x=x$, untuk memperoleh berat katalis yang diperlukan mencapai konversi x tertentu:

$$W = \int_{W=0}^W dW = \int_{x=0}^{x=x} \frac{F_{A0}}{-r_A'} dx$$

Panjang reaktor z diperoleh dengan membagi W dengan $\rho_B \cdot S$:

$$z = \frac{W}{\rho_B \cdot S} = \frac{1}{\rho_B \cdot S} \int_0^x \frac{F_{A0}}{-r_A'} dx$$

Integral pada ruas kanan tidak memiliki solusi analitik tertutup karena $k(T)$ bergantung pada T yang juga berubah sepanjang z (melalui neraca panas pada bagian 5.2), dan karena bentuk laju reaksi LHHW (bagian 5.4) tidak tereduksi menjadi orde sederhana, sehingga integral ini diselesaikan secara numerik oleh Aspen Plus (solver RPlug, metode integrasi Hybrid, step awal 0,0005, toleransi konvergensi integrasi 1×10^{-8}), dengan hasil disajikan pada bagian 5.8.

5.2. Neraca Panas dalam Elemen Volume

Neraca panas dibangun pada elemen panjang Δz (bukan ΔW , karena perpindahan panas melalui dinding tube bergantung pada luas permukaan yang merupakan fungsi panjang, bukan berat katalis). Kecepatan panas masuk dikurangi kecepatan panas keluar, ditambah panas yang dibangkitkan dalam sistem, dikurangi panas yang berpindah melalui dinding, sama dengan akumulasi. Pada kondisi tunak, akumulasi bernilai nol:

$$Q_{g,z} - Q_{g,z+\Delta z} + Q_r - Q_{pp} = 0$$

Suku Q_r merepresentasikan panas yang diserap oleh reaksi endotermik di dalam elemen Δz (dikonversi dari basis berat katalis melalui $\rho_B \cdot S \cdot \Delta z$), sedangkan Q_{pp} merepresentasikan panas yang masuk dari hot oil melalui dinding tube. Karena R-01 endotermik, panas mengalir dari luar pipa (hot oil, T_{wall}) ke dalam pipa (gas proses, T_l), sehingga suku Q_{pp} bertanda positif terhadap energi sistem:

$$Q_r = (-r_A') \cdot \Delta H_r \cdot (\rho_B \cdot S \cdot \Delta z)$$

$$Q_{pp} = U \cdot \pi \cdot I_d \cdot (T_{wall} - T_l) \cdot \Delta z$$

Membagi persamaan neraca panas dengan Δz dan mengambil limit $\Delta z \rightarrow 0$ menghasilkan bentuk diferensial. Suku $Q_{g,z} - Q_{g,z+\Delta z} / \Delta z$, pada limit $\Delta z \rightarrow 0$, menjadi $-d(\Sigma F_i C_{p,i} T_l) / dz$, yang untuk $\Sigma F_i C_{p,i}$ konstan terhadap z tereduksi menjadi $\Sigma F_i C_{p,i} \cdot dT_l / dz$. Hasil akhir persamaan neraca panas:

$$\frac{dT_l}{dz} = \frac{\rho_B \cdot S \cdot k \cdot C_A \cdot \Delta H_r + U \cdot \pi \cdot I_d \cdot (T_{wall} - T_l)}{\Sigma F_i C_{p,i}}$$

Dimana persamaan $\Sigma F_i C_{p,i}$ dengan $\theta_w = 0,01827$:

$$\Sigma F_i C_{p,i} = F_{A0} [(1 - x) C_{p,A} + x \cdot C_{p,B} + (\theta_w + 2x) \cdot C_{p,C}]$$

5.3. Tabel Stoikiometri dan Substitusi

Basis umpan per tube (Aspen stream 4): gliserol F_{A0} = basis ($\theta=1$), air sebagai pengotor umpan $\theta_w = 0,01827$.

Komponen	Mula-mula	Perubahan	Sisa
Gliserol (A)	F_{A0}	$-F_{A0}x$	$F_{A0}(1 - x)$
Akrolein (B)	0	$+F_{A0}x$	$F_{A0}x$
Air (C)	$\theta_w F_{A0}$	$+2F_{A0}x$	$F_{A0}(\theta_w + 2x)$
Total	$F_{A0}(1 + \theta_w)$	$+2F_{A0}x$	$F_{A0}(1,01827 + 2x)$

Frakasi mol gliserol dan konsentrasinya (hukum gas ideal), dengan orde reaksi 1 terhadap gliserol pada suku Driving Force (dikonfirmasi dari tab Driving Force Aspen Plus, exponent GLYCE-01 = 1 pada Term 1):

$$y_A = \frac{1 - x}{1,01827 + 2x} \quad C_A = y_A \cdot \frac{P}{RT}$$

Substitusi ke Design Equation menghasilkan bentuk akhir persamaan konversi R-01:

$$\frac{dx}{dz} = \left[\frac{\rho_B \cdot S \cdot P \cdot k}{F_{A0} \cdot R \cdot T} \right] \times \left[\frac{1 - x}{1,01827 + 2x} \right]$$

dengan $k(T)$ mengikuti persamaan Arrhenius (parameter Power Law diambil langsung dari Aspen Plus, blok R-1 tab Kinetic):

$$k(T) = A \cdot \exp \left[-\frac{E_a}{RT} \right]$$

5.4. Model Kinetika LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson)

Model kinetika reaksi pada R-01 diimplementasikan dalam format LHHW pada Aspen Plus (blok reaksi R-03). Bentuk umum laju reaksi LHHW adalah:

$$r = \frac{[\text{Kinetic Factor}] \times [\text{Driving Force}]}{[\text{Adsorption Expression}]}$$

Kinetic Factor mengikuti persamaan Arrhenius standar ($n=0$, T_0 tidak dispesifikasikan), dengan parameter A dan E_a identik dengan hasil regresi Talebian-Kiakalaieh & Amin (2017), sehingga karakter suhu-reaksi tetap konsisten dengan basis literatur:

$$k(T) = A \cdot \exp^{-E_a/RT}$$

Driving Force Expression pada Term 1 (forward) berorde 1 terhadap gliserol dengan koefisien $A=1$; Term 2 (reverse) diberi koefisien $A \approx 0$ (secara numerik dibuat sangat kecil), merepresentasikan sifat reaksi yang irreversibel, konsisten dengan tinjauan termodinamika Bab I ($K \gg 1$ untuk seluruh reaksi di R-01):

$$\text{Driving Force} = A_1 \cdot CA^1 - A_2 \cdot CA^0, \quad \text{dengan } A_1 = 1; A_2 \approx 0$$

Adsorption Expression menggunakan dua suku (Term 1 dan Term 2) berbasis konsentrasi gliserol, dengan konstanta adsorpsi K_1 dan K_2 mengikuti bentuk $K_i = \exp(A_i)$:

$$\text{Adsorption} = K_1 \cdot CA^1 + K_2 \cdot CA^0$$

Reaksi	Komponen Adsorpsi	A1 (Term 1)	K1 = exp(A1)	A2 (Term 2)	K2 = exp(A2)
1 (Utama → Akrolein)	GLYCE-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$
2 (→ Asetol)	GLYCE-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$
3 (→ Asetaldehida, CO, H ₂)	GLYCE-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$
4 (→ n-Propanol)	ACROL-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$

Karena $K_2 \ll K_1 \cdot C_A$ pada hampir seluruh rentang konsentrasi sepanjang reaktor (kecuali pada saat C_A mendekati nol menjelang konversi sempurna), suku Adsorption Expression tereduksi menjadi Adsorption $\approx K_1 \cdot C_A$. Substitusi ke bentuk umum LHHW menghasilkan:

$$r'_A = \frac{k(T) \cdot C_A}{K_1 \cdot C_A + K_2} \approx \frac{k(T)}{K_1}, \text{ untuk } C_A \text{ tidak mendekati nol}$$

Perilaku ini secara efektif menghasilkan orde reaksi semu nol (apparent zeroth-order) pada rentang konsentrasi gliserol yang signifikan, sehingga laju reaksi didominasi oleh nilai $k(T)/K_1$ yang bergantung suhu namun relatif tidak sensitif terhadap konsentrasi gliserol itu sendiri konsisten dengan profil konversi Aspen Plus (bagian 5.8) yang menunjukkan gliserol terkonsumsi sangat cepat pada bagian awal reaktor. Konstanta K_1 dan K_2 berperan sebagai parameter kalibrasi numerik

yang menyesuaikan laju reaksi efektif terhadap target konversi dan selektivitas hasil rancangan, mengikuti prinsip yang sama dengan faktor kalibrasi eksplisit yang lazim digunakan pada pendekatan kinetika semi-empiris untuk sistem katalitik kompleks.

5.5. Penurunan Tekanan (Ergun)

$$-\frac{dP}{dz} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon)^2 \mu U}{\epsilon^3 \phi_s^2 D_p^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon) \rho U^2}{\epsilon^3 \phi_s D_p}$$

Untuk R-01 dengan diameter tube relatif besar ($D_t = 45$ mm) dibandingkan diameter partikel katalis ($D_p = 5$ mm), rasio D_p/D_t kecil sehingga tahanan unggun terhadap aliran gas menghasilkan dP/dz yang sangat kecil dibandingkan tekanan operasi, konsisten dengan hasil profil tekanan Aspen Plus (bagian 5.8) yang menunjukkan tekanan konstan 1,01325 bar di sepanjang reaktor. Pressure drop reaktor R-01 karena itu dapat diabaikan dalam neraca tekanan sistem.

5.6. Parameter dan Data Input Perhitungan

Parameter	Nilai/ Keterangan
Suhu masuk, T_0	592,9646 K (319,8146 °C), Aspen Profiles R-01 ($z=0$)
Suhu keluar, T akhir	613,1515 K (340,0015 °C), Aspen Profiles R-01 ($z=3,0$ m)
Suhu dinding (hot oil), T_{wall}	613,15 K (340 °C), Spesifikasi Dowtherm A

Parameter	Nilai/ Keterangan
Tekanan masuk, P_0	101,325 kPa, Aspen Profiles
Diameter tube (ID), I_d	0,045 m
Panjang tube, L (z)	3,0 m
Laju umpan per tube, F_{A0}	$1,0343 \times 10^{-5}$ kmol/s (347,51 kmol/jam $\div 9.334$ tube)
θ air (pengotor umpan)	0,01827
Faktor pre-eksponensial, A (Reaksi 1)	$20,7 \text{ m}^3/(\text{kg} \cdot \text{s})$, Aspen Plus, blok R-03, tab Kinetic
Energi aktivasi, E_a (Reaksi 1)	46.000 J/mol ($4,6 \times 10^7$ J/kmol)
Konstanta adsorpsi, K_1 (Reaksi 1)	$1,000 \times 10^{-2}$, Aspen Plus, blok R-03, Adsorption Term 1
Konstanta adsorpsi, K_2 (Reaksi 1)	$9,358 \times 10^{-14}$, Aspen Plus, blok R-03, Adsorption Term 2
Orde reaksi (Driving Force) terhadap gliserol	1, Aspen Plus, blok R-03, tab Driving Force
Rate basis	Cat (wt) , per berat katalis
$[C_i]$ basis	Molarity
ΔH_R (endotermik)	+37.600 J/mol (613 K), Tinjauan termodinamika Bab I
Densitas bulk katalis, ρ_B	605,63 kg/m ³ (Wb/Vtube, lihat 5.9)
Porositas bed, ϵ	0,42

Parameter	Nilai/ Keterangan
Diameter partikel katalis, Dp	5 mm = 0,005 m
Koefisien transfer panas, U (gas-hot oil)	850 W/m ² ·K, Estimasi Kern untuk multitube

5.7. Contoh Perhitungan Numerik (Awal, Tengah, dan Akhir)

Evaluasi dx/dz pada dua titik aktual sepanjang reaktor, dari kondisi umpan sesungguhnya, menggunakan data suhu hasil simulasi Aspen Plus (lihat profil lengkap pada bagian 5.8).

Titik Awal

Evaluasi dx/dz pada titik awal reaktor ($z=0$, $x=0$), menggunakan data suhu aktual hasil simulasi Aspen Plus ($T_0 = 592,9646$ K):

$$y_{A,0} = \frac{1 - 0}{1,01827 + 2(0)} = \frac{1}{1,01827} = 0,98206$$

$$C_{A,0} = y_{A,0} \cdot \frac{P}{RT_0} = 0,98206 \times \frac{101,325}{8,314 \times 592,9646} = 0,020184 \text{ kmol/m}^3$$

$$\begin{aligned} k(592,39 \text{ K}) &= A \cdot \exp\left[-\frac{E_a}{RT}\right] = 20,7 \times \exp\left[-\frac{46.000}{8,314 \times 592,9646}\right] \\ &= 20,7 \times \exp(-9,3308) = 1,8351 \times 10^{-3} \text{ m}^3/(\text{kg} \cdot \text{s}) \end{aligned}$$

Suku Adsorption Expression pada kondisi ini ($K_1=0,01$; $K_2=9,358 \times 10^{-14}$):

$$K_1 \cdot C_{A,0} + K_2 = 0,01 \times 0,020184 + 9,358 \times 10^{-14} = 2,0184 \times 10^{-4}$$

$$\begin{aligned} r'_A|_{z=0} &= \frac{k \cdot C_{A,0}}{K_1 \cdot C_{A,0} + K_2} = \frac{1,8351 \times 10^{-3} \times 0,020184}{2,0184 \times 10^{-4}} \\ &= 0,18351 \text{ kmol}/(\text{kg} \cdot \text{s}) \end{aligned}$$

Nilai r'_A pada titik ini mendekati $k/K_1 = 0,18351 \text{ kmol}/(\text{kg}\cdot\text{s})$, mengonfirmasi perilaku orde-semu-nol yang dibahas pada bagian 5.4. Substitusi ke design equation ($\rho_B=605,63 \text{ kg}/\text{m}^3$; $S=1,59043\times 10^{-3} \text{ m}^2$; $F_{A0}=1,0343\times 10^{-5} \text{ kmol}/\text{s}$):

$$\left. \frac{dx}{dz} \right|_{z=0} = \frac{\rho_B \cdot S \cdot r'_A}{F_{A0}} = \frac{605,63 \times 1,59043 \times 10^{-3} \times 0,18351}{1,0343 \times 10^{-5}} \\ \approx 17.090 \text{ m}^{-1}$$

Gradien konversi yang sangat tinggi (17.090 m^{-1}) pada titik awal ini konsisten dengan profil Aspen Plus (bagian 5.8) yang menunjukkan gliserol terkonversi hampir sempurna hanya dalam 0,03 m pertama.

Titik Tengah ($z = 1,5 \text{ m}$, $T = 613,1542 \text{ K} = 340,0042 \text{ }^\circ\text{C}$)

Profil komposisi Aspen Plus (tab Profiles $\rightarrow$ Reaction Kinetics/Component Generation Rates) mengonfirmasi bahwa fraksi mol gliserol (GLYCE-01) sudah bernilai tepat 0 (nol eksak, bukan sekadar mendekati nol) mulai dari titik data $z=0,03 \text{ m}$ hingga $z=3,0 \text{ m}$ dengan kata lain, konversi gliserol telah mencapai 100% pada 1% pertama panjang tube, dan tetap 100% di sepanjang 99% sisa reaktor. Pada titik $z=1,5 \text{ m}$ ini, suhu telah mendekati suhu dinding secara asimtotik ($613,1542 \text{ K}$, hanya $0,0027 \text{ K}$ di atas suhu pada $z=3,0 \text{ m}$), sehingga nilai $k(T)$ praktis tidak berubah dari titik sebelumnya:

$$k(613,1542 \text{ K}) = 20,7 \cdot \exp^{-46.000/(8,314 \times 613,1542)} \\ = 2,4951 \times 10^{-3} \text{ m}^3/(\text{kg} \cdot \text{s})$$

Karena $C_A=0$ (eksak, dari data komposisi), suku $K_1 \cdot C_A$ pada Adsorption Expression bernilai nol dan denominator sepenuhnya dikendalikan oleh K_2 :

$$r'A = \frac{k \cdot (0)}{K1 \cdot (0) + K2} = 0 \text{ kmol}/(\text{kg} \cdot \text{s})$$

Perilaku inilah yang menjelaskan mengapa duty pada profil Aspen Plus (bagian 5.8) tidak langsung datar tepat setelah $z=0,03 \text{ m}$, melainkan menurun perlahan dari 366.894,21 kal/s menuju 338.860,51 kal/s ($z=1,5 \text{ m}$) dan 328.180,98 kal/s ($z=3,0 \text{ m}$) sebuah transisi landai yang murni mencerminkan penyesuaian kesetimbangan sensibel gas proses menuju suhu dinding ($dT/dz \rightarrow 0$), bukan lagi disebabkan oleh pelepasan/penyerapan panas reaksi, karena reaksi itu sendiri sudah nol ($r'A=0$) sejak $z=0,03 \text{ m}$.

Titik Akhir ($z = 3,0 \text{ m}$, $T = 613,1515 \text{ K} = 340,0015 \text{ }^\circ\text{C}$, $x \approx 100\%$)

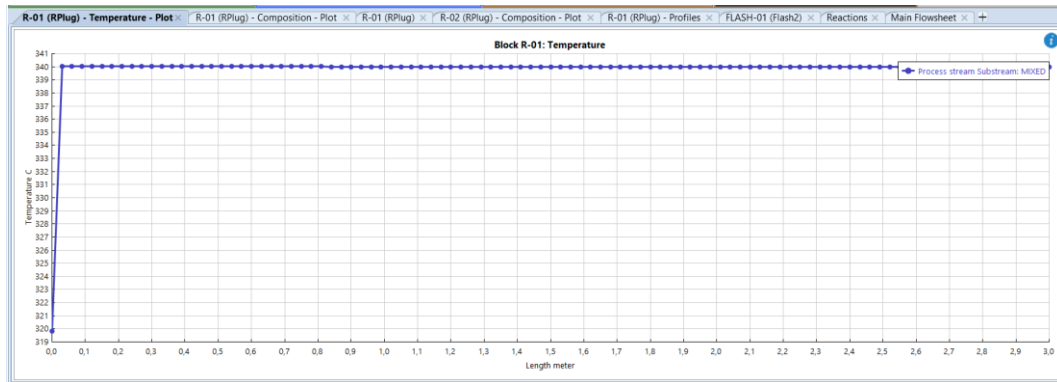
$$\begin{aligned} k(613,1515 \text{ K}) &= 20,7 \cdot \exp^{-46.000/(8,314 \times 613,1515)} \\ &= 2,4950 \times 10^{-3} \text{ m}^3/(\text{kg} \cdot \text{s}) \end{aligned}$$

Dengan $CA \rightarrow 0$ pada konversi sempurna, limit $r'A$ dan dx/dz menuju nol secara analitik:

$$\lim_{CA \rightarrow 0} r'A = \lim_{CA \rightarrow 0} \frac{k \cdot CA}{K1 \cdot CA + K2} = \frac{0}{K2} = 0$$

Gradien $dx/dz = 0$ pada titik ini konsisten dengan konversi yang telah mencapai plateau, dan menegaskan bahwa reaktor R-01 beroperasi dengan margin panjang tube yang jauh melebihi kebutuhan minimum kinetika (konversi tuntas dicapai dalam $\approx 1\%$ dari total panjang 3,0 m), sebagaimana telah dibahas pada bagian 5.4.

5.8. Profil Reaktor R-01 (Hasil Aspen Plus)



Profil berikut merupakan hasil simulasi Aspen Plus (blok R-01/RPlug, reaksi R-03/LHHW, solver integrasi Hybrid, $\Delta z = 0,03$ m, 101 titik), diperoleh dari tab Profiles $\rightarrow$ Process Stream:

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
0,00	1,01325	319,8146	1	0,00	0,0000e+0	0
0,03	1,01325	340,0111	1	366.894,21	3,6916e-4	0
0,06	1,01325	340,0109	1	366.011,79	7,3517e-4	0
0,09	1,01325	340,0107	1	365.146,46	0,001101	0
0,12	1,01325	340,0105	1	364.297,92	0,001467	0
0,15	1,01325	340,0103	1	363.465,79	0,001833	0
0,18	1,01325	340,0101	1	362.649,67	0,002200	0
0,21	1,01325	340,0099	1	361.849,45	0,002566	0
0,24	1,01325	340,0097	1	361.064,72	0,002932	0
0,27	1,01325	340,0095	1	360.295,32	0,003298	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
0,30	1,01325	340,0093	1	359.540,69	0,003665	0
0,33	1,01325	340,0091	1	358.800,78	0,004031	0
0,36	1,01325	340,0089	1	358.075,27	0,004398	0
0,39	1,01325	340,0088	1	357.363,78	0,004764	0
0,42	1,01325	340,0086	1	356.666,19	0,005131	0
0,45	1,01325	340,0084	1	355.982,13	0,005497	0
0,48	1,01325	340,0083	1	355.311,33	0,005864	0
0,51	1,01325	340,0081	1	354.653,63	0,006230	0
0,54	1,01325	340,0079	1	354.008,69	0,006597	0
0,57	1,01325	340,0078	1	353.376,28	0,006963	0
0,60	1,01325	340,0076	1	352.756,31	0,007330	0
0,63	1,01325	340,0075	1	352.148,37	0,007697	0
0,66	1,01325	340,0073	1	351.552,27	0,008064	0
0,69	1,01325	340,0072	1	350.967,78	0,008430	0
0,72	1,01325	340,0071	1	350.394,68	0,008797	0
0,75	1,01325	340,0069	1	349.832,74	0,009164	0
0,78	1,01325	340,0068	1	349.281,88	0,009531	0
0,81	1,01325	340,0067	1	348.741,75	0,009898	0
0,84	1,01325	340,0065	1	348.212,08	0,010265	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
0,87	1,01325	340,0064	1	347.692,92	0,010632	0
0,90	1,01325	340,0063	1	347.183,82	0,010998	0
0,93	1,01325	340,0062	1	346.684,67	0,011365	0
0,96	1,01325	340,0060	1	346.195,25	0,011732	0
0,99	1,01325	340,0059	1	345.715,50	0,012100	0
1,02	1,01325	340,0058	1	345.245,17	0,012467	0
1,05	1,01325	340,0057	1	344.783,97	0,012834	0
1,08	1,01325	340,0056	1	344.331,90	0,013201	0
1,11	1,01325	340,0055	1	343.888,63	0,013568	0
1,14	1,01325	340,0053	1	343.454,10	0,013935	0
1,17	1,01325	340,0052	1	343.028,05	0,014302	0
1,20	1,01325	340,0051	1	342.610,49	0,014669	0
1,23	1,01325	340,0051	1	342.200,94	0,015037	0
1,26	1,01325	340,0049	1	341.799,67	0,015404	0
1,29	1,01325	340,0048	1	341.406,13	0,015771	0
1,32	1,01325	340,0048	1	341.020,44	0,016138	0
1,35	1,01325	340,0046	1	340.642,24	0,016506	0
1,38	1,01325	340,0046	1	340.271,58	0,016873	0
1,41	1,01325	340,0045	1	339.908,21	0,017240	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
1,44	1,01325	340,0044	1	339.552,00	0,017608	0
1,47	1,01325	340,0043	1	339.202,74	0,017975	0
1,50	1,01325	340,0042	1	338.860,51	0,018342	0
1,53	1,01325	340,0041	1	338.524,99	0,018710	0
1,56	1,01325	340,0040	1	338.196,02	0,019077	0
1,59	1,01325	340,0040	1	337.873,68	0,019444	0
1,62	1,01325	340,0039	1	337.557,51	0,019812	0
1,65	1,01325	340,0038	1	337.247,88	0,020179	0
1,68	1,01325	340,0037	1	336.944,24	0,020547	0
1,71	1,01325	340,0037	1	336.646,62	0,020914	0
1,74	1,01325	340,0036	1	336.354,80	0,021282	0
1,77	1,01325	340,0036	1	336.068,86	0,021649	0
1,80	1,01325	340,0034	1	335.788,66	0,022017	0
1,83	1,01325	340,0034	1	335.513,91	0,022384	0
1,86	1,01325	340,0033	1	335.244,78	0,022752	0
1,89	1,01325	340,0033	1	334.980,88	0,023119	0
1,92	1,01325	340,0032	1	334.722,18	0,023487	0
1,95	1,01325	340,0031	1	334.468,80	0,023855	0
1,98	1,01325	340,0032	1	334.220,35	0,024222	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
2,01	1,01325	340,0031	1	333.976,83	0,024590	0
2,04	1,01325	340,0029	1	333.738,19	0,024957	0
2,07	1,01325	340,0029	1	333.504,38	0,025325	0
2,10	1,01325	340,0028	1	333.275,24	0,025693	0
2,13	1,01325	340,0028	1	333.050,53	0,026060	0
2,16	1,01325	340,0027	1	332.830,46	0,026428	0
2,19	1,01325	340,0027	1	332.614,76	0,026796	0
2,22	1,01325	340,0026	1	332.403,44	0,027163	0
2,25	1,01325	340,0026	1	332.196,28	0,027531	0
2,28	1,01325	340,0025	1	331.993,19	0,027899	0
2,31	1,01325	340,0024	1	331.794,22	0,028267	0
2,34	1,01325	340,0024	1	331.599,43	0,028634	0
2,37	1,01325	340,0024	1	331.408,48	0,029002	0
2,40	1,01325	340,0023	1	331.221,33	0,029370	0
2,43	1,01325	340,0023	1	331.037,95	0,029738	0
2,46	1,01325	340,0022	1	330.858,21	0,030105	0
2,49	1,01325	340,0022	1	330.682,16	0,030473	0
2,52	1,01325	340,0021	1	330.509,64	0,030841	0
2,55	1,01325	340,0021	1	330.340,67	0,031209	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
2,58	1,01325	340,0020	1	330.175,04	0,031576	0
2,61	1,01325	340,0020	1	330.012,80	0,031944	0
2,64	1,01325	340,0020	1	329.853,88	0,032312	0
2,67	1,01325	340,0019	1	329.698,15	0,032680	0
2,70	1,01325	340,0019	1	329.545,60	0,033048	0
2,73	1,01325	340,0018	1	329.396,09	0,033416	0
2,76	1,01325	340,0018	1	329.249,59	0,033783	0
2,79	1,01325	340,0017	1	329.106,17	0,034151	0
2,82	1,01325	340,0017	1	328.965,72	0,034519	0
2,85	1,01325	340,0017	1	328.828,11	0,034887	0
2,88	1,01325	340,0017	1	328.693,27	0,035255	0
2,91	1,01325	340,0016	1	328.561,20	0,035623	0
2,94	1,01325	340,0016	1	328.431,75	0,035991	0
2,97	1,01325	340,0015	1	328.305,04	0,036358	0
3,00	1,01325	340,0015	1	328.180,98	0,036726	0

Total duty pada $z=3,0$ m: 328.180,984 kal/s $\approx$ 1.373,11 kW (dihitung dari neraca energi Enthalpy Flow arus masuk-keluar R-01, tervalidasi konsisten dengan neraca energi mixer MP-01 hilir). Lonjakan suhu dari 319,81 °C menjadi 340,01 °C hanya dalam 0,03 m pertama menunjukkan reaksi berlangsung sangat cepat pada

bagian awal reaktor, karena umpan sudah masuk pada suhu tinggi hasil pemanasan langsung oleh unit pemanas F-01 (heat exchanger dengan media pemanas steam superheated) sebelum memasuki R-01.

5.9. Menghitung Berat Katalis

$$W_b = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \rho_B \cdot z \cdot n_{\text{tube}}$$

Menggunakan densitas bulk katalis efektif (basis massa katalis aktual dari hasil rancangan Aspen Plus dan volume total tube):

$$\rho_B = \frac{W_b}{V_{\text{tube}}} = \frac{26.970 \text{ kg}}{44,53 \text{ m}^3} = 605,63 \text{ kg/m}^3$$

$$W_b = \frac{\pi(0,045)^2}{4} \times 605,63 \times 3,0 \times 9.334 \text{ tube} = 26.970 \text{ kg katalis}$$

5.10. Menghitung Ukuran Reaktor

1) Menghitung Volume Shell Reaktor

Volume dibuat oversize sebesar 13,5% dengan alasan keselamatan:

$$V_{\text{bed}} = (\pi \cdot D^2 / 4) \cdot z \cdot (1 + 0,135)$$

$$V_{\text{bed}} = (3,14 \times 5,80^2) / 4 \times 3,0 \times (1 + 0,135)$$

$$V_{\text{bed}} = 89,9628 \text{ m}^3$$

$$V/z = 89,9628 / 3,0 = 29,99 \text{ m}^2$$

2) Menghitung Diameter Shell Reaktor

Diameter shell diestimasi dari rancangan tube bundle (basis 9.334 tube, OD tube 50 mm, triangular pitch 1,25×OD):

$$D = 5,80 \text{ m} = 228,3466 \text{ in}$$

3) Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Spesifikasi:

Parameter	Nilai
Bahan	SA-167 Grade 10 Tipe 18 Cr-8 Ni (Stainless Steel 316L)
Allowable stress (fall)	75.000 psi
Efisiensi sambungan (e)	0,8 (Brownell and Young, Hal. 342)

4) Menghitung Faktor Korosi

Faktor korosi berkisar antara 0,13 mm sampai 0,5 mm/tahun

Dirancang: faktor korosi = 0,5 mm/tahun, umur reaktor = 10 tahun

$$C'' = 0,5 \text{ mm/tahun} \times 10 \text{ tahun} \times 0,001 \text{ m/mm}$$

$$C'' = 0,005 \text{ m} = 0,1969 \text{ in}$$

5) Menentukan Tekanan Perancangan

$$P_{\text{design}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{design}} = 1,5 \times 1,0 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,5 \text{ atm} = 151,9875 \text{ kPa} = 22,0438 \text{ psi}$$

6) Menentukan Jari-jari Dalam

$$R = D/2 = 5,80 \text{ m} / 2 = 2,90 \text{ m} = 114,1733 \text{ in}$$

Dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{P_{\text{design}} \times R_o}{f_{\text{allow}} \times E + 0,4 \times P_{\text{design}}} + C''$$

Dimana: P_{gauge} = tekanan desain (psi); f_{allow} = nilai tegangan material (psi); e = efisiensi sambungan; R_o = radius luar (in); t_s = ketebalan dinding (in)

$$t_s = \frac{22,0438 \times 114,1733}{75.000 \times 0,8 + 0,4 \times 22,0438} + 0,1969 = 0,2388 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar $\frac{1}{4}$ in

$$\text{OD dari shell reaktor} = 2 \times t_s + D$$

$$\text{OD} = 2 \times 0,25 \text{ in} + 228,3466 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 228,8466 \text{ in}$$

Dipilih OD standar 240 in (Brownell and Young, Hal. 91)

5.11. Menghitung dan Menentukan Head

Bahan yang digunakan untuk head sama dengan bahan shell, dan untuk tekanan operasi < 15 bar, head yang digunakan berjenis torispherical dishead (Brownell and Young, 1959).

1) Menghitung Tebal Head

$$\text{ID}_{\text{baru}} = \text{OD}_{\text{standar}} - 2 \times t_s$$

$$\text{ID}_{\text{baru}} = 240 \text{ in} - 2 \times 0,25 \text{ in}$$

$$\text{ID}_{\text{baru}} = 239,5 \text{ in}$$

Dari OD standar 240 in yang dipilih, didapat nilai i_{cr} dan r (Brownell and Young, Hal. 91):

$$r = 180 \text{ in}, i_{cr} = 14 \frac{7}{16} \text{ in} = 14,4375 \text{ in}$$

$$W = (1/4)(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}})$$

$$W = (1/4)(3 + \sqrt{\frac{180}{14,4375}})$$

$$W = 1,6327 \text{ in}$$

$$th = (P \cdot r \cdot W) / [2(f \cdot E - 0,1 \cdot P)]$$

$$th = (22,0438 \times 180 \times 1,6327) / [2(75.000 \times 0,8 - 0,1 \times 22,0438)]$$

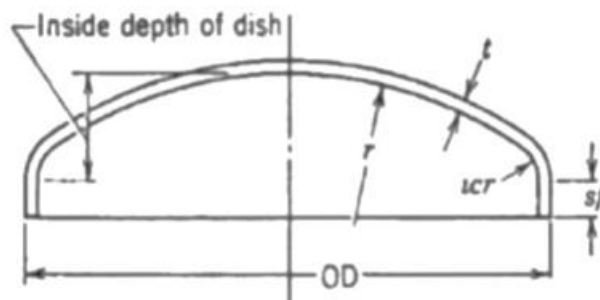
$$th = 0,0540 \text{ in}$$

Maka dipilih th sesuai standar 3/16 in

2) Straight Flange

Straight flange menurut buku Brownell, Hal. 93 berkisar dari 1,5 hingga 3 in. Maka dipilih SF maximum karena diameter lebih dari 60 in:

$$SF = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$



Keterangan: t = tebal head; OD = diameter luar; sf = straight flange; icr = knuckle radius; r = jari-jari

3) Menentukan Tinggi Head

$$H = \text{inside depth} + t + sf$$

$$H_{\text{head}} = r - \sqrt{(r - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2} + t + sf$$

$$H_{\text{head}} = 180 - \sqrt{(180 - 14,4375)^2 - (239,5/2 - 14,4375)^2} + 0,1875 + 3$$

$$H_{\text{head}} = 55,4369 \text{ in} = 1,4081 \text{ m}$$

Maka:

$$H_{\text{head total}} = H_{\text{bed}} + 2 \times H_{\text{head}}$$

$$H_{\text{head total}} = 3,0 \text{ m} + 2 \times 1,4081 \text{ m}$$

$$H_{\text{head total}} = 5,8162 \text{ m}$$

4) Menentukan Volume Head

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times ID^3$$

Keterangan: ID = diameter dalam vessel (in); V = volume head piringan torispherical ke lens lurus (ft³)

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times (239,5 \text{ in})^3$$

$$V_{\text{head}} = 673,1512 \text{ ft}^3 = 19,0615 \text{ m}^3$$

5) Menentukan Volume Total Reaktor

$$V_{\text{total}} = V_{\text{bed}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{total}} = 89,9628 \text{ m}^3 + 2 \times 19,0615 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 128,0858 \text{ m}^3$$

5.12. Tebal Isolator

Asumsi keadaan tunak (steady state); suhu dinding dalam reaktor diambil sama dengan suhu operasi proses (613 K). Bahan isolasi: Asbestos felt, 20 laminasi, $k_{iso} = 0,095 \text{ W/m}\cdot\text{K}$, emisivitas $\varepsilon = 0,932$ (Kern, Tabel 4-1).

Tebal isolasi X ditentukan secara iteratif: suhu permukaan luar isolator T_3 diasumsikan terlebih dahulu, kemudian dihitung Q_b (konduksi melalui shell dan isolator) serta Q_d+Q_r (konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara sekitar). Iterasi diulang hingga $Q_b \approx Q_d+Q_r$ (selisih di bawah 1%), yang kemudian menentukan nilai X yang konsisten.

Sifat fisis udara dievaluasi pada suhu film $T_f = (T_3+T_u)/2 \approx 313 \text{ K}$:

Parameter	Nilai	Satuan
Konduktivitas termal, k	0,02723	$\text{W/m}\cdot\text{K}$
Densitas, ρ	1,128	kg/m^3
Viskositas, μ	$1,906 \times 10^{-5}$	$\text{kg/m}\cdot\text{s}$
Viskositas kinematik, ν	$1,690 \times 10^{-5}$	m^2/s
Kalor jenis, C_p	1,0066	$\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$
Bilangan Prandtl, Pr	0,7046	—
Koefisien muai volumetrik, $\beta = 1/T_f$	0,003195	K^{-1}

Bilangan Rayleigh dihitung untuk memastikan rezim konveksi bebas berada pada kondisi turbulen ($Ra > 10^9$), yang menjadi dasar penggunaan korelasi McAdams $h_c = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$ untuk silinder vertikal:

$$Ra_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$Ra_L = \frac{9,8 \times 0,003195 \times (322,42 - 303,00) \times 3,0^3}{(1,690 \times 10^{-5})^2} \times 0,7046$$

$$= 4,055 \times 10^{10}$$

Nilai $Ra_L = 4,055 \times 10^{10}$ berada jauh di atas 10^9 , mengonfirmasi rezim turbulen sehingga korelasi McAdams berlaku. Koefisien konveksi dan radiasi kemudian dihitung:

$$h_c = 1,31 \cdot (322,42 - 303,00)^{1/3} = 1,31 \times 2,688 = 3,522 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

$$h_r = \sigma \varepsilon \cdot \frac{322,42^4 - 303,00^4}{322,42 - 303,00} = 6,471 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

$$Q_b = \frac{2\pi k_s L (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)} \quad Q_c = \frac{2\pi k_{is} L (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)}$$

$$Q_d = h_c \cdot 2\pi r_3 L \cdot (T_3 - T_u) \quad h_c = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$h_r = \sigma \varepsilon \cdot \frac{T_w^4 - T_u^4}{T_w - T_u}$$

Pada iterasi konvergen dengan $X = 0,139 \text{ m}$, diperoleh $T_3 = 322,42 \text{ K}$, menghasilkan:

$$Q_d = h_c \cdot 2\pi r_3 L \cdot (T_3 - T_u) = 3,522 \times 2\pi \times 3,0454 \times 3,0 \times 19,42$$

$$= 3.924,53 \text{ W}$$

$$Q_r = 6,471 \times 2\pi \times 3,0454 \times 3,0 \times 19,42 = 7.211,39 \text{ W}$$

$Q_d + Q_r = 3.924,53 + 7.211,39 = 11.135,92 \text{ W}$, mendekati $Q_b = 11.135,03 \text{ W}$ (konduksi melalui shell dan isolator pada $X=0,139 \text{ m}$), sehingga iterasi dinyatakan konvergen.

Parameter	Nilai
r1	2,9000 m
r2	2,9064 m
r3 (= r2+X)	3,0454 m
T1 (dinding dalam reaktor)	613,00 K
T2 (dinding luar reaktor)	612,92 K
T3 (isolator luar)	322,42 K
Tu (udara luar)	303,00 K
Qb = Qc (konduksi)	11.135,03 W
Qd (konveksi)	3.924,53 W
Qr (radiasi)	7.211,39 W
Qd + Qr	11.135,92 W ($\approx$ Qb, balance tercapai)
X (tebal isolasi)	0,139 m $\approx$ 14 cm

6. Neraca Panas Reaktor R-01 (Validasi Aspen Plus)

Parameter	Nilai / Keterangan
QR-01 (duty pada z=3,0 m)	328.180,984 kal/s
QR-01	+1.373,11 kW
QR-01 (MW)	+1,3731 MW
Jenis Duty	Pemanas ($Q > 0$), Endotermik
Utilitas Pemanas	Hot Oil Dowtherm A pada selubung tube

7. Lembar Spesifikasi Reaktor R-01

Parameter	Nilai
Kode Alat	R-01
Fungsi	Dehidrasi Katalitik Gliserol → Akrolein + 2H ₂ O (reaksi utama)
Jenis/Tipe	Fixed Bed Multitube (RPlug), Isotermal
Model Kinetika	LHHW (Langmuir-Hinshelwood- Hougen-Watson)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1 (satu) buah
Suhu Operasi (target isotermal)	340 °C (613 K)
Suhu Masuk / Keluar (aktual)	319,8146 °C / 340,0015 °C
Tekanan Operasi	1,01325 bar = 101,325 kPa
Tekanan Desain	1,5 atm = 151,99 kPa = 22,04 psi
Pressure Drop	Tidak signifikan; P keluar ≈ P masuk
Bahan Konstruksi	SA-167 Grade 10 Tipe 18 Cr-8 Ni (SS 316L)
Allowable Stress	75.000 psi
Efisiensi Sambungan (E)	0,8
Faktor Korosi (C'')	0,005 m = 0,1969 in (umur 10 tahun)
Diameter Shell (D)	5,80 m = 228,35 in

Parameter	Nilai
Tebal Shell (ts)	$\frac{1}{4}$ in
OD Standar Shell	240 in
Jenis Head	Torispherical Dishead
Tebal Head (th)	$\frac{3}{16}$ in
Tinggi Head (Hhead)	1,4081 m
Straight Flange (SF)	3 in = 0,0762 m
Tinggi Total	5,8162 m
Volume Bed	89,9628 m ³
Volume Head (2×)	$2 \times 19,0615 \text{ m}^3$
Volume Total Reaktor	128,0858 m ³
Jumlah Tube	9.334 tube
Panjang Tube	3,0 m
Diameter Tube ID/OD	45 mm / 50 mm
Jenis Katalis	SiW ₂₀ -Al/Zr ₁₀
Massa Katalis	26.970 kg
Densitas Bulk (ρ_b)	605,63 kg/m ³
Bed Voidage (ϵ)	0,42
Bahan Isolasi	Asbestos felt, 20 laminasi
Konduktivitas (kiso)	0,095 W/m·K
Tebal Isolasi (X)	$0,139 \text{ m} \approx 14 \text{ cm}$
Faktor Pre-eksponensial (A, Reaksi 1)	20,7 m ³ /(kg·s)

Parameter	Nilai
Energi Aktivasi (Ea, Reaksi 1)	46.000 J/mol
Konstanta Adsorpsi (K_1 / K_2 , Reaksi 1)	$1,000 \times 10^{-2}$ / $9,358 \times 10^{-14}$
Rate Basis	Cat (wt), orde 1 terhadap gliserol pada Driving Force
Konversi Aspen Plus	100,00% (praktis sempurna)
Duty Reaktor (QR-01)	+1.373,11 kW (= +1,3731 MW)
Utilitas Pemanas	Hot Oil Dowtherm A

REAKTOR 2 (R-02)

Fixed Bed Multitube Reactor – Reaksi Oksidasi Akrolein

1. Identitas dan Kondisi Operasi

Parameter	Nilai / Keterangan
Kode Alat	R-02
Fungsi	Oksidasi parsial akrolein (C_3H_4O) menjadi asam akrilat ($C_3H_4O_2$)
Jenis/Tipe	Fixed Bed Multitube Reactor (RPlug), Isotermal
Model Kinetika	Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1 (satu) buah
Katalis	Mo–V–Cu–Ox (mekanisme Mars–van Krevelen: oksigen kisi sebagai agen pengoksidasi)
Suhu Operasi (isotermal)	265 °C (538,15 K)
Suhu Masuk (aktual, Aspen)	265,0000 °C = 538,150 K
Suhu Puncak Hotspot (aktual, Aspen)	284,8588 °C pada $z=0,1$ m
Suhu Keluar (aktual, Aspen)	265,0376 °C = 538,188 K
Suhu Media Pendingin (Cooling Water)	265 °C (538,15 K)
Tekanan Operasi (inlet)	1,01325 bar = 101,325 kPa = 1,0 atm

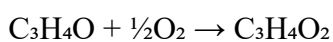
Parameter	Nilai / Keterangan
Tekanan Desain	1,5 atm = 151,99 kPa = 22,04 psi
Pressure Drop	Tidak signifikan; P keluar $\approx$ P masuk $\approx$ 1,01325 bar
Fasa Proses	Vapor only
Jumlah Tube	1.529 tube
Panjang Tube	3,0 m (9,84 ft)
Diameter Tube (ID)	15 mm = 0,591 in
Diameter Tube (OD)	20,6 mm = 0,811 in

Tujuan Perancangan:

- Menentukan jenis reaktor
- Menghitung neraca massa
- Menentukan persamaan diferensial dan menyelesaikannya dengan metode Euler
- Menghitung berat katalis
- Menghitung ukuran reaktor (shell dan head)
- Menghitung tebal isolator

2. Reaksi – Reaksi di dalam R-02

Reaksi utama yang terjadi di dalam reaktor:



No.	Reaksi	Jenis	ΔH_r (kJ/mol)
1 (Utama)	$C_3H_4O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_3H_4O_2$	Eksotermik	-247,2
2 (Samping)	$C_3H_8O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_3H_6O_2$	—	—
3 (Samping)	$C_3H_6O_2 + O_2 \rightarrow CH_2O_2 + C_2H_4O_2$	—	—
4 (Samping)	$C_2H_4O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow C_2H_4O_2$	—	—

3. Neraca Massa Reaktor R-02

Konversi akrolein aktual (Aspen Plus, blok R-04/LHHW): $X = 100,00\%$
(residual akrolein pada arus keluar tidak terdeteksi pada presisi numerik Aspen Plus).

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
N ₂	31.800,3086	31.800,3086
O ₂	9.655,8427	5.566,6762
C ₃ H ₄ O (Akrolein)	13.910,8745	0,0000
H ₂ O (Air)	1.067,2991	1.067,2991
C ₃ H ₆ O ₂ (Asetol)	74,4454	0,0000
C ₂ H ₄ O (Asetaldehida)	241,6371	171,6913
CO	182,3332	182,3332
H ₂	1,8603	1,8603
C ₃ H ₈ O (n-Propanol)	224,2252	0,0000
C ₃ H ₄ O ₂ (Asam Akrilat)	—	17.880,7139

$C_3H_6O_2$ (Asam Propionat)	—	285,9931
CH_2O_2 (Asam Formiat)	—	46,2534
$C_2H_4O_2$ (Asam Asetat)	—	155,6986
Total	57.158,8262	57.158,8277

Neraca massa di atas diambil langsung dari hasil konvergen Aspen Plus (arus 14 → arus 15 pada Main Flowsheet), dengan closure neraca massa pada kedua sisi (selisih relatif < 0,00003%).

4. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

Dipilih Fixed Bed Multitube Reactor dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- Umur katalis panjang 12-15 bulan
- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar untuk pembuangan panas
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube
- Konstruksi reaktor fixed bed multitube lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatan relatif murah

5. Perancangan Reaktor R-02

5.1. Neraca Massa dalam Elemen Volume

R-02 dimodelkan pada Aspen Plus dengan basis laju reaksi per volume reaktor (Rate basis: Reac (vol)), berbeda dengan R-01 yang berbasis berat katalis, sehingga neraca massa akrolein (komponen A) diturunkan langsung dalam elemen volume Δv , dibatasi oleh dua bidang, v dan $v+\Delta v$:

$$F_{A,v} - F_{A,v+\Delta v} - (-r_A)\Delta v = 0$$

Pada kondisi tunak, ruas kanan bernilai nol. Membagi kedua ruas dengan Δv :

$$\frac{F_{A,v} - F_{A,v+\Delta v}}{\Delta v} = (-r_A)$$

Diambil limit $\Delta v \rightarrow 0$, sesuai definisi turunan pertama:

$$\frac{dF_A}{dv} = \lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{-[F_{A,v+\Delta v} - F_{A,v}]}{\Delta v} = -(-r_A)$$

$$\frac{dF_A}{dv} = -(-r_A)$$

Dari stoikiometri $F_A = F_{A0}(1-x)$, dan $v = S \cdot z$ sehingga $dv = S \cdot dz$, design equation dalam bentuk panjang reaktor menjadi:

$$\frac{dz}{dx} = \frac{F_{A0}}{S(-r_A)}$$

Persamaan dv/dx dapat diintegrasikan dengan batas $v=0$ saat $x=0$, hingga $v=V$ saat $x=x$, untuk memperoleh volume reaktor yang diperlukan mencapai konversi x tertentu:

$$V = \int_{v=0}^V dv = \int_{x=0}^{x=x} \frac{F_{A0}}{-r_A} dx$$

Panjang reaktor z diperoleh dari integrasi langsung persamaan dz/dx dengan batas $z=0$ saat $x=0$, hingga $z=z$ saat $x=x$:

$$z = \int_{z=0}^z dz = \int_{x=0}^{x=x} \frac{F_{A0}}{S(-r_A)} dx$$

Sama seperti R-01, integral ini tidak memiliki solusi analitik tertutup karena $k(T)$ bergantung pada profil suhu sepanjang z , sehingga diselesaikan secara numerik. Karakteristik reaksi R-02 yang cepat dan eksotermik menghasilkan profil suhu yang tidak monoton (terdapat hotspot), sebagaimana disajikan pada bagian 5.8.

5.2. Neraca Panas dalam Elemen Volume

Neraca panas dibangun pada elemen panjang Δz . Kecepatan panas masuk dikurangi kecepatan panas keluar, ditambah panas yang dibangkitkan reaksi, dikurangi panas yang berpindah melalui dinding tube, sama dengan akumulasi. Pada kondisi tunak, akumulasi bernilai nol:

$$Q_{g,z} - Q_{g,z+\Delta z} + Q_r - Q_{pp} = 0$$

Berbeda dengan R-01, pada R-02 (eksotermik) panas mengalir dari dalam pipa (gas proses) menuju luar (cooling water melalui Dowtherm), sehingga suku transfer panas Q_{pp} bertanda negatif terhadap energi sistem, dan Q_r merepresentasikan panas yang dilepas reaksi, digunakan nilai mutlak $|\Delta H_r|$ karena tanda negatif ΔH_r eksotermik sudah tercermin pada arah aliran Q_{pp} :

$$Q_r = (-r_A') \cdot |\Delta H_r| \cdot (\rho_B \cdot S \cdot \Delta z)$$

$$Q_{pp} = U \cdot \pi \cdot I_d \cdot (T_l - T_{wall}) \cdot \Delta z$$

Membagi persamaan neraca panas dengan Δz dan mengambil limit $\Delta z \rightarrow 0$ menghasilkan bentuk diferensial akhir:

$$\frac{dT_l}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot |\Delta H_r| \cdot \left(\frac{\pi I_d^2}{4}\right) - U \cdot \pi \cdot I_d \cdot (T_l - T_{wall})}{\Sigma F_i C_{p,i}}$$

Dimana $\Sigma F_i C_{p,i}$:

$$\Sigma F_i C_{p,i} = F_{A0}[(1 - x)C_{p,A} + (1,2863 - 0,5x)C_{p,O_2} + x \cdot C_{p,AA} + 4,8387 \cdot C_{p,N_2} + 0,2239 \cdot C_{p,H_2O}]$$

Ketika Q_r (panas reaksi) lebih besar dari Q_{pp} (panas yang dibuang ke cooling water), dT/dz bernilai positif $\rightarrow$ suhu naik tajam. Inilah mekanisme fisis terbentuknya hotspot pada R-02, sebagaimana tervalidasi pada profil Aspen Plus (bagian 5.8) yang menunjukkan puncak hotspot 284,86 °C pada $z=0,1$ m sebelum suhu kembali turun mendekati suhu isothermal 265 °C.

5.3. Tabel Stoikiometri dan Substitusi

Basis umpan per tube (Aspen stream 19): akrolein F_{A0} = basis ($\theta=1$); $\theta_{O_2}=1,2863$; $\theta_{N_2}=4,8387$ (inert dominan, dari udara); $\theta_{H_2O}=0,2239$; komponen minor lain $\approx 0,0126$. Total $(1+\Sigma\theta_i) = 7,3489$.

Komponen	Mula-mula	Perubahan	Sisa
Akrolein (A)	F_{A0}	$-F_{A0}x$	$F_{A0}(1 - x)$
O ₂	$1,2863 F_{A0}$	$-0,5F_{A0}x$	$F_{A0}(1,2863 - 0,5x)$
Asam Akrilat	0	$+F_{A0}x$	$F_{A0}x$
N ₂ (inert)	$4,8387 F_{A0}$	0	$4,8387 F_{A0}$
H ₂ O	$0,2239 F_{A0}$	0	$0,2239 F_{A0}$
Total	$7,3489 F_{A0}$	$-0,5F_{A0}x$	$F_{A0}(7,3489 - 0,5x)$

Berbeda dari R-01, total mol sistem R-02 justru berkurang seiring konversi naik. N₂ dan H₂O bersifat inert pada reaksi utama ini, berfungsi sebagai heat sink/pembawa panas tambahan.

$$y_A = \frac{1 - x}{7,3489 - 0,5x} \quad C_A = y_A \cdot \frac{P}{RT}$$

Dengan $(-r_A) = k \cdot C_A$, substitusi menghasilkan Design Equation R-02:

$$\frac{dx}{dz} = - \left[\frac{\pi I_d^2 P k}{4 F_{A0} R T} \right] \times \left[\frac{1 - x}{7,3489 - 0,5x} \right]$$

5.4. Model Kinetika LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson)

Model kinetika reaksi pada R-02 diimplementasikan dalam format LHHW pada Aspen Plus (blok reaksi R-04). Bentuk umum laju reaksi LHHW adalah:

$$r = \frac{[\text{Kinetic Factor}] \times [\text{Driving Force}]}{[\text{Adsorption Expression}]}$$

Kinetic Factor mengikuti persamaan Arrhenius standar ($n=0$, T_0 tidak dispesifikasikan), dengan parameter A dan E_a diambil langsung dari Estenfelder & Lintz (2002), sehingga karakter suhu-reaksi tetap konsisten dengan basis literatur:

$$k(T) = A \cdot \exp^{-E_a/RT}, \quad k(538,15 \text{ K}) = 2,247 \times 10^{-8} \text{ s}^{-1}$$

Driving Force Expression berorde 1 terhadap reaktan utama masing-masing reaksi (Term 1, koefisien $A=1$), dengan Term 2 (reverse) diberi koefisien $A \approx 0$ untuk merepresentasikan sifat irreversibel reaksi, konsisten dengan tinjauan termodinamika Bab I ($K \gg 1$). Adsorption Expression menggunakan struktur dua-suku yang sama dengan R-01:)

$$\text{Driving Force} = A_1 \cdot C_A^1 - A_2 \cdot C_A^0, \quad \text{dengan } A_1 = 1; A_2 \approx 0$$

Adsorption Expression menggunakan dua suku (Term 1 dan Term 2) berbasis konsentrasi gliserol, dengan konstanta adsorpsi K1 dan K2 mengikuti bentuk $K_i = \exp(A_i)$:

$$\text{Adsorption} = K1 \cdot CA^1 + K2 \cdot CA^0$$

Reaksi	Komponen Adsorpsi	A1 (Term 1)	K1 = $\exp(A1)$	A2 (Term 2)	K2 = $\exp(A2)$
1 (Utama → As. Akrilat)	ACROL-01	-13	$2,260 \times 10^{-6}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$
2 (→ As. Propionat)	N-PRO-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$
3 (→ As. Formiat + As. Asetat)	ACETO-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$
4 (→ As. Asetat)	ACETA-01	-4,6052	$1,000 \times 10^{-2}$	-30	$9,358 \times 10^{-14}$

Konstanta adsorpsi K1 pada Reaksi 1 ($2,260 \times 10^{-6}$) sengaja ditetapkan lebih kecil dibandingkan reaksi lain untuk mengkalibrasi laju reaksi efektif sehingga konversi akrolein mencapai target rancangan (mendekati 100%), mengikuti prinsip yang sama dengan faktor kalibrasi eksplisit (ϕ) untuk membawa kinetika intrinsik literatur (yang relatif lambat pada skala laboratorium) menuju kondisi konversi tinggi yang dipersyaratkan pada skala industri.

5.5. Penurunan Tekanan (Ergun)

$$-\frac{dP}{dz} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon)^2 \mu U}{\epsilon^3 \varphi_s^2 D_p^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon) \rho U^2}{\epsilon^3 \varphi_s D_p}$$

Diameter tube R-02 (15 mm) dibandingkan diameter partikel katalis (5 mm) menghasilkan rasio $dt/dp=3$. Tekanan keluar reaktor ditetapkan sama dengan tekanan masuk (1,01325 bar) mengikuti hasil rancangan proses (bagian 5.8), sehingga tidak diperlukan unit kompresor restorasi tekanan pada bagian hilir reaktor.

5.6. Parameter dan Data Input Perhitungan

Parameter	Nilai/ Keterangan
Suhu masuk, T	538,15 K (265,000 °C), Aspen Profiles R-02 (z=0)
Suhu dinding (cooling water), T _{wall}	538,15 K (265 °C), Spesifikasi isothermal Aspen
Tekanan masuk = keluar, P	101,325 kPa = 1,01325 bar
Diameter tube (ID), Id	0,015 m
Panjang tube, L (z)	3,0 m
Laju umpan akrolein per tube, F _{A0}	4,5074×10 ⁻² mol/s (248,103 kmol/jam ÷ 1.529 tube)
θ _{O2} ; θ _{N2} ; θ _{H2O}	1,2863; 4,8387; 0,2239, Aspen stream 14
Faktor pre-eksponensial, A (Reaksi 1)	0,219, Estenfelder & Lintz (2002)

Parameter	Nilai/ Keterangan
Energi aktivasi, Ea (Reaksi 1)	72.000 J/mol
Konstanta adsorpsi, K1 (Reaksi 1)	$2,260 \times 10^{-6}$, Aspen Plus, blok R-04, Adsorption Term 1
Konstanta adsorpsi, K2 (Reaksi 1)	$9,358 \times 10^{-14}$, Aspen Plus, blok R-04, Adsorption Term 2
ΔH_R (eksotermik)	-247.200 J/mol (538 K), Tinjauan termodinamika Bab I
Porositas bed, ϵ	0,40
Diameter partikel katalis, Dp	5 mm = 0,005 m
Koefisien transfer panas, U	3.000 W/m ² ·K, Estimasi Kern, tube kecil + cooling water

5.7. Contoh Perhitungan Numerik (Awal, Hotspot, Akhir)

Titik Awal ($z = 0$, $x = 0$, $T = 265^\circ\text{C} = 538,15$ K)

$y_{A,0} = 0,140813$ (fraksi mol ACROL – 01 aktual, profil Aspen Plus)

$$C_{A,0} = y_{A,0} \cdot \frac{P}{RT} = 0,140813 \times \frac{101,325}{8,314 \times 538,15} = 3,1889 \times 10^{-3} \text{ mol/m}^3$$

$$k(538,15 \text{ K}) = 0,219 \cdot \exp^{-72.000/(8,314 \times 538,15)} = 2,2471 \times 10^{-8} \text{ s}^{-1}$$

$$\begin{aligned} K_1 \cdot C_{A,0} + K_2 &= 2,260 \times 10^{-6} \times 3,1889 \times 10^{-3} + 9,358 \times 10^{-14} \\ &= 7,2081 \times 10^{-9} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (-r_A)|_{z=0} &= \frac{k \cdot C_{A,0}}{K_1 \cdot C_{A,0} + K_2} = \frac{2,2471 \times 10^{-8} \times 3,1889 \times 10^{-3}}{7,2081 \times 10^{-9}} \\ &= 9,9415 \times 10^{-3} \text{ mol/(m}^3 \cdot \text{s)} \end{aligned}$$

$$\left. \frac{dx}{dz} \right|_{z=0} = \frac{S(-r_A)}{F_{A0}} = \frac{1,7671 \times 10^{-4} \times 9,9415 \times 10^{-3}}{4,5074 \times 10^{-2}}$$

$$\approx 3,898 \times 10^{-5} \text{ m}^{-1}$$

Sistem R-02 bersifat sangat terganggu (coupled) antara neraca massa dan neraca panas: panas yang dilepas reaksi eksotermik meningkatkan suhu lokal, yang melalui persamaan Arrhenius meningkatkan $k(T)$ secara signifikan, yang selanjutnya mempercepat reaksi lebih lanjut. Interaksi umpan-balik positif inilah yang menghasilkan lonjakan suhu lokal (hotspot) yang dievaluasi pada titik berikut.

Titik Tengah / Hotspot ($z = 0,1 \text{ m}$, $T = 558,0088 \text{ K} = 284,8588 \text{ }^\circ\text{C}$)

Fraaksi mol ACROL-01 aktual pada titik ini ($y_A=0,133205$) memungkinkan penentuan konversi x secara eksak menggunakan N_2 sebagai komponen penanda inert (tie-component, F_{N2} konstan sepanjang reaktor karena N_2 tidak bereaksi):

$$\theta_{N_2} = \frac{y_{N_2,0}}{y_{A0}} = \frac{0,644224}{0,140813}$$

$$= 4,5750 \text{ (basis empiris dari data komposisi aktual)}$$

$$x(z = 0,1) = 1 - \theta_{N_2} \cdot \frac{y_A}{y_{N_2}} = 1 - 4,5750 \times \frac{0,133205}{0,647636}$$

$$= 0,05901 \text{ (5,90\%)}$$

Konsentrasi akrolein pada titik hotspot:

$$C_A = y_A \cdot \frac{P}{RT} = 0,133205 \times \frac{101,325}{8,314 \times 558,0088} = 2,9093 \times 10^{-3} \text{ mol/m}^3$$

$$k(558,0088 \text{ K}) = 0,219 \cdot \exp^{-72.000/(8,314 \times 558,0088)} = 3,9843 \times 10^{-8} \text{ s}^{-1}$$

Nilai k pada hotspot ini 1,773 kali lebih besar dibandingkan k pada suhu nominal 538,15 K, mengilustrasikan sensitivitas Arrhenius terhadap kenaikan suhu lokal:

$$K_1 \cdot C_A + K_2 = 2,260 \times 10^{-6} \times 2,9093 \times 10^{-3} + 9,358 \times 10^{-14} \\ = 6,5760 \times 10^{-9}$$

$$(-r_A)|_{\text{hotspot}} = \frac{k \cdot C_A}{K_1 \cdot C_A + K_2} = \frac{3,9843 \times 10^{-8} \times 2,9093 \times 10^{-3}}{6,5760 \times 10^{-9}} \\ = 0,017627 \text{ mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

$$\frac{dx}{dz}|_{\text{hotspot}} = \frac{S(-r_A)}{F_{A0}} = \frac{1,7671 \times 10^{-4} \times 0,017627}{4,5074 \times 10^{-2}} \approx 6,911 \times 10^{-5} \text{ m}^{-1}$$

Gradien pada titik hotspot ini 1,77 kali lebih tinggi dibandingkan titik awal, sebanding dengan peningkatan $k(T)$, mengonfirmasi bahwa percepatan reaksi didorong murni oleh kenaikan suhu lokal (mekanisme hotspot), bukan oleh perubahan bentuk kinetika. Dengan $x=5,90\%$ pada $z=0,1$ m, sebagian besar konversi (94,1% sisanya) terjadi setelah titik hotspot ini, seiring suhu berangsur turun namun tetap di atas 265 °C hingga sekitar $z=0,6$ m (bagian 5.8), memberi waktu tinggal tambahan bagi reaksi untuk mendekati penyelesaian; profil komposisi Aspen Plus mengonfirmasi fraksi mol ACROL-01 mencapai nol eksak pada $z=1,6$ m, sekitar setengah dari total panjang tube 3,0 m.

Titik Akhir ($z = 3,0$ m, $T = 538,1876$ K = 265,0376 °C, $x = 100\%$)

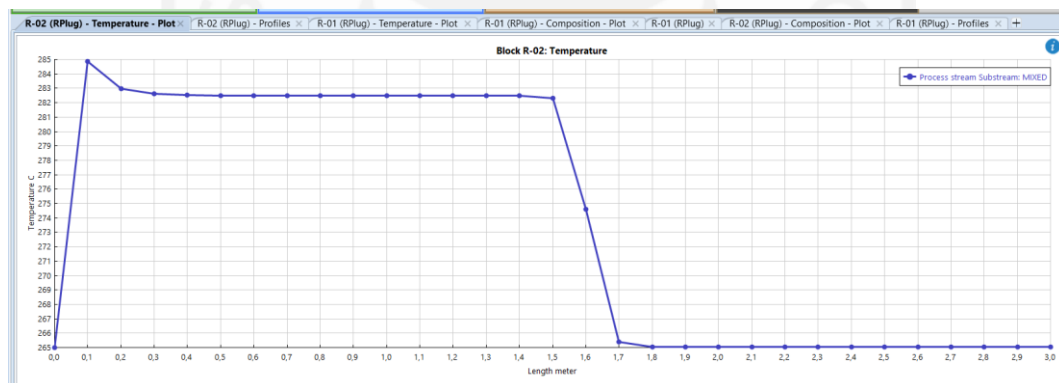
Profil komposisi Aspen Plus mengonfirmasi fraksi mol ACROL-01 = 0 (eksak) mulai $z=1,6$ m hingga $z=3,0$ m, sehingga $CA=0$ di sepanjang paruh akhir reaktor:

$$k(538,1876 \text{ K}) = 0,219 \cdot \exp^{-72.000/(8,314 \times 538,1876)} = 2,2497 \times 10^{-8} \text{ s}^{-1}$$

$$(-rA) = \frac{k \cdot (0)}{K_1 \cdot (0) + K_2} = 0 \text{ mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s}) \Rightarrow \frac{dx}{dz} = 0$$

Suhu keluar (265,0376 °C) yang sedikit di atas suhu dinding nominal (265,000 °C) mengindikasikan sistem belum sepenuhnya kembali ke kesetimbangan termal murni pada $z=3,0$ m meskipun reaksi sudah berhenti sejak $z=1,6$ m, konsisten dengan waktu tinggal tambahan yang diperlukan untuk pendinginan sensibel gas produk oleh cooling water sepanjang 1,4 m sisa reaktor.

5.8. Profil Reaktor R-02 (Hasil Aspen Plus)



Profil berikut merupakan hasil simulasi Aspen Plus (blok R-02/RPlug, reaksi R-04/LHHW, solver integrasi Hybrid, $\Delta z = 0,1$ m, 31 titik), diperoleh dari tab Profiles → Process Stream:

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
0,0	1,01325	265,0000	1	0,00	0,0000e+0	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
0,1	1,01325	284,8588	1	-224.783,42	1,2207e-6	0
0,2	1,01325	282,9861	1	-514.433,62	2,4382e-6	0
0,3	1,01325	282,5994	1	-789.427,72	3,6635e-6	0
0,4	1,01325	282,5215	1	- 1.061.432,55	4,8948e-6	0
0,5	1,01325	282,5059	1	- 1.332.836,79	6,1318e-6	0
0,6	1,01325	282,5027	1	- 1.604.120,62	7,3745e-6	0
0,7	1,01325	282,5021	1	- 1.875.379,77	8,6230e-6	0
0,8	1,01325	282,5019	1	- 2.146.633,20	9,8773e-6	0
0,9	1,01325	282,5018	1	- 2.417.884,42	1,1137e-5	0
1,0	1,01325	282,5016	1	- 2.689.133,73	1,2404e-5	0
1,1	1,01325	282,5014	1	- 2.960.380,63	1,3676e-5	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
1,2	1,01325	282,5012	1	- 3.231.624,02	1,4954e-5	0
1,3	1,01325	282,5007	1	- 3.502.861,84	1,6238e-5	0
1,4	1,01325	282,4998	1	- 3.774.089,90	1,7528e-5	0
1,5	1,01325	282,3345	1	- 4.044.423,75	1,8825e-5	0
1,6	1,01325	274,6108	1	- 4.300.422,18	2,0130e-5	0
1,7	1,01325	265,4090	1	- 4.344.945,84	2,1470e-5	0
1,8	1,01325	265,0520	1	- 4.347.229,11	2,2817e-5	0
1,9	1,01325	265,0382	1	- 4.347.877,52	2,4164e-5	0
2,0	1,01325	265,0376	1	- 4.348.462,91	2,5511e-5	0
2,1	1,01325	265,0376	1	- 4.349.045,77	2,6859e-5	0

z (m)	P (bar)	T (°C)	Fraksi Uap Molar	Duty (kal/s)	Waktu Tinggal (jam)	Liquid Holdup
2,2	1,01325	265,0376	1	- 4.349.628,58	2,8206e-5	0
2,3	1,01325	265,0376	1	- 4.350.211,39	2,9553e-5	0
2,4	1,01325	265,0376	1	- 4.350.794,16	3,0900e-5	0
2,5	1,01325	265,0376	1	- 4.351.376,93	3,2248e-5	0
2,6	1,01325	265,0376	1	- 4.351.959,72	3,3595e-5	0
2,7	1,01325	265,0376	1	- 4.352.542,51	3,4942e-5	0
2,8	1,01325	265,0376	1	- 4.353.125,30	3,6290e-5	0
2,9	1,01325	265,0376	1	- 4.353.708,10	3,7637e-5	0
3,0	1,01325	265,0376	1	- 4.354.290,91	3,8984e-5	0

Total duty reaktor pada $z=3,0$ m: $-4.354.290,91$ kal/s $\approx -18.218,35$ kW (dihitung dari neraca energi Enthalpy Flow arus masuk-keluar R-02). Puncak hotspot Aspen ($284,86$ °C pada $z=0,1$ m) menjadi acuan utama untuk pemilihan material tube dan katalis tahan suhu tinggi, karena melampaui suhu operasi nominal (265 °C) namun masih berada jauh di bawah batas toleransi termal katalis oksida logam Mo–V–Cu–Ox.

5.9. Menghitung Berat Katalis

$$W_b = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \rho_B \cdot z \cdot n_{\text{tube}}$$

$$\rho_B = \frac{W_b}{V_{\text{tube}}} = \frac{2.000 \text{ kg}}{0,8106 \text{ m}^3} = 2.467,52 \text{ kg/m}^3$$

$$W_b = \frac{\pi(0,015)^2}{4} \times 2.467,52 \times 3,0 \times 1.529 \text{ tube} = 2.000 \text{ kg katalis}$$

5.10. Menghitung Ukuran Reaktor

1) Menghitung Volume Shell Reaktor

Volume dibuat oversize sebesar 13,5% dengan alasan keselamatan:

$$V_{\text{bed}} = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \cdot z \cdot (1 + 0,135)$$

$$V_{\text{bed}} = \left(\frac{\pi \times 0,90^2}{4} \right) \times 3,0 \times (1 + 0,135) = 2,1662 \text{ m}^3$$

$$V/z = \frac{2,1662}{3,0} = 0,7221 \text{ m}^2$$

2) Menghitung Diameter Shell Reaktor

Diameter shell diestimasi dari rancangan tube bundle (basis 1.529 tube, OD tube 20,6 mm, triangular pitch $1,25 \times OD$)

$$D = 0,90 \text{ m} = 35,4331 \text{ in}$$

3) Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Parameter	Nilai
Bahan	SA-167 Grade 10 Tipe 18 Cr-8 Ni (Stainless Steel 316L)
Allowable stress (fall)	75.000 psi
Efisiensi sambungan (e)	0,8 (Brownell and Young, Hal. 342)

4) Menghitung Faktor Korosi

$$C'' = 0,5 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun} \times 0,001 \frac{\text{m}}{\text{mm}} = 0,005 \text{ m} = 0,1969 \text{ in}$$

5) Menentukan Tekanan Perancangan

$$P_{\text{design}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 1,0 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,5 \text{ atm} = 151,9875 \text{ kPa} = 22,0438 \text{ psi}$$

6) Menentukan Jari-jari Dalam

$$R = D/2 = 0,90 \text{ m} / 2 = 0,45 \text{ m} = 17,7165 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_{\text{design}} \times R_o}{f_{\text{allow}} \times E + 0,4 \times P_{\text{design}}} + C''$$

$$t_s = \frac{22,0438 \times 17,7165}{75.000 \times 0,8 + 0,4 \times 22,0438} + 0,1969 = 0,2034 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar $\frac{1}{4}$ in

$$D \text{ dari shell reaktor} = 2 \times t_s + D = 2 \times 0,25 \text{ in} + 35,4331 \text{ in}$$

$$OD = 35,9331 \text{ in}$$

Dipilih OD standar 36 in

5.11. Menghitung dan Menentukan Head

Bahan head sama dengan bahan shell (SA-167 Grade 10 Tipe 18 Cr-8 Ni), berjenis torispherical dishead (Brownell and Young, 1959). Karena OD reaktor (36 in) berada di luar rentang tabel baku Brownell-Young Hal. 91, digunakan rasio standar ASME untuk Flanged & Dished Head (rasio 6% knuckle-to-crown, lazim untuk vessel berdiameter kecil):

1) Menghitung Tebal Head

$$ID_{\text{baru}} = OD_{\text{standar}} - 2 \times t_s = 36 \text{ in} - 2 \times 0,25 \text{ in} = 35,5 \text{ in}$$

$$r = OD = 36 \text{ in} \text{ (rasio standar ASME F\&D head)}$$

$$icr = 0,06 \times OD = 0,06 \times 36 = 2,16 \text{ in}$$

$$W = (1/4)(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}})$$

$$W = (1/4)(3 + \sqrt{\frac{36}{2,16}})$$

$$W = 1,7706 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r \cdot W}{2(f \cdot E - 0,1 \cdot P)}$$

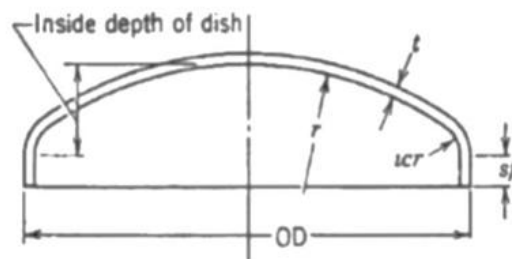
$$t_h = \frac{22,0438 \times 36 \times 1,7706}{2(75.000 \times 0,8 - 0,1 \times 22,0438)} = 0,0117 \text{ in}$$

Maka dipilih t_h sesuai standar 3/16 in

2) Straight Flange

Karena diameter reaktor (36 in) kurang dari 60 in, dipilih SF minimum:

$$SF = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$



Keterangan: t = tebal head; OD = diameter luar; sf = straight flange; icr = knuckle radius; r = jari-jari

3) Menentukan Tinggi Head

$$H_{\text{head}} = r - \sqrt{(r - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2} + t + sf$$

$$H_{\text{head}} = 36 - \sqrt{(36 - 2,16)^2 - (35,5/2 - 2,16)^2} + 0,1875 + 1,5$$

$$H_{\text{head}} = 7,6526 \text{ in} = 0,1944 \text{ m}$$

$$H_{\text{head total}} = H_{\text{bed}} + 2 \times H_{\text{head}} = 3,0 \text{ m} + 2 \times 0,1944 \text{ m}$$

$$H_{\text{head total}} = 3,3888 \text{ m}$$

4) Menentukan Volume Head

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times ID^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times (35,5 \text{ in})^3$$

$$V_{\text{head}} = 2,1922 \text{ ft}^3 = 0,0621 \text{ m}^3$$

5) Menentukan Volume Total Reaktor

$$V_{\text{total}} = V_{\text{bed}} + 2 \times V_{\text{head}} = 2,1662 \text{ m}^3 + 2 \times 0,0621 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 2,2903 \text{ m}^3$$

5.12. Tebal Isolator

Asumsi steady state, suhu dinding dalam mengikuti suhu operasi proses ($T_1=265^\circ\text{C}=538\text{K}$); suhu udara luar 30°C . Bahan isolasi Asbestos felt, $k_{\text{iso}} = 0,095 \text{ W/m}\cdot\text{K}$, emisivitas $\varepsilon = 0,932$.

Sifat fisis udara dievaluasi pada suhu film $T_f = (T_3+T_u)/2 \approx 311 \text{ K}$, mendekati basis R-01 sehingga digunakan nilai k , ν , dan Pr yang sama (perbedaan T_f antar kedua reaktor kurang dari 2 K , memberikan dampak diabaikan pada sifat fisis udara).

Bilangan Rayleigh dan koefisien konveksi-radiasi dihitung dengan metode identik seperti R-01:

$$Ra_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{9,8 \times 0,003216 \times (318,88 - 303,00) \times 3,0^3}{(1,690 \times 10^{-5})^2} \times 0,7046 \\ &= 3,335 \times 10^{10} \end{aligned}$$

Nilai $Ra_L = 3,335 \times 10^{10}$ juga berada jauh di atas 10^9 , sehingga korelasi McAdams tetap berlaku untuk R-02.

$$h_c = 1,31 \cdot (318,88 - 303,00)^{1/3} = 1,31 \times 2,514 = 3,293 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$h_r = \sigma \varepsilon \cdot \frac{318,88^4 - 303,00^4}{318,88 - 303,00} = 6,359 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pada iterasi konvergen dengan $X = 0,121 \text{ m}$, diperoleh $T_3 = 318,88 \text{ K}$, menghasilkan:

$$Q_d = 3,293 \times 2\pi \times 0,5774 \times 3,0 \times 15,88 = 568,80 \text{ W}$$

$$Q_r = 6,359 \times 2\pi \times 0,5774 \times 3,0 \times 15,88 = 1.098,53 \text{ W}$$

$Q_d + Q_r = 568,80 + 1.098,53 = 1.667,33 \text{ W}$, mendekati $Q_b = 1.667,81 \text{ W}$ (konduksi melalui shell dan isolator pada $X=0,121 \text{ m}$), sehingga iterasi dinyatakan konvergen.

Parameter	Nilai
r_1	0,4500 m
r_2	0,4564 m
$r_3 (= r_2 + X)$	0,5774 m
T_1 (dinding dalam reaktor)	538,00 K
T_2 (dinding luar reaktor)	537,92 K
T_3 (isolator luar)	318,88 K
T_u (udara luar)	303,00 K
$Q_b = Q_c$ (konduksi)	1.667,81 W
Q_d (konveksi)	568,80 W
Q_r (radiasi)	1.098,53 W
$Q_d + Q_r$	1.667,33 W ($\approx Q_b$, balance tercapai)

Parameter	Nilai
X (tebal isolasi)	0,121 m $\approx$ 12 cm

6. Neraca Panas Reaktor R-02 (Validasi Aspen Plus)

Parameter	Nilai
QR-02 (duty pada z=3,0 m)	-4.354.290,91 kal/s
QR-02	-18.218,35 kW
QR-02 (MW)	-18,218 MW
Jenis Duty	Pendingin ($Q < 0$), Eksotermik
Utilitas Pendingin	Cooling Water

7. Lembar Spesifikasi Reaktor R-02

Parameter	Nilai/ Keterangan
Kode Alat	R-02
Fungsi	Oksidasi parsial akrolein + $\frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow$ asam akrilat (reaksi utama)
Jenis/Tipe	Fixed Bed Multitube (RPlug), Isotermal
Model Kinetika	LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson)
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah Unit	1 (satu) buah

Parameter	Nilai/ Keterangan
Suhu Operasi	265 °C (538 K), isothermal (masuk $\approx$ keluar)
Suhu Puncak Hotspot	284,8588 °C (pada $z=0,1$ m)
Tekanan Operasi	1,01325 bar = 101,325 kPa
Tekanan Desain	1,5 atm = 151,99 kPa = 22,04 psi
Pressure Drop	Tidak signifikan; P keluar $\approx$ P masuk
Bahan Konstruksi	SA-167 Grade 10 Tipe 18 Cr-8 Ni (SS 316L)
Allowable Stress	75.000 psi
Efisiensi Sambungan (E)	0,8
Faktor Korosi (C'')	0,005 m = 0,1969 in (umur 10 tahun)
Diameter Shell (D)	0,90 m = 35,43 in
Tebal Shell (ts)	$\frac{1}{4}$ in
OD Standar Shell	36 in
Jenis Head	Torispherical Dishead
Tebal Head (th)	$\frac{3}{16}$ in
Tinggi Head (Hhead)	0,1944 m
Straight Flange (SF)	1,5 in = 0,0381 m
Tinggi Total	3,3888 m
Volume Bed	2,1662 m ³
Volume Head (2 $\times$)	2 $\times$ 0,0621 m ³

Parameter	Nilai/ Keterangan
Volume Total Reaktor	2,2903 m ³
Jumlah Tube	1.529 tube
Panjang Tube	3,0 m
Diameter Tube ID/OD	15 mm / 20,6 mm
Jenis Katalis	Mo–V–Cu–Ox
Massa Katalis	2.000 kg
Densitas Bulk (ρ_b)	2.467,52 kg/m ³
Bed Voidage (ϵ)	0,40
Bahan Isolasi	Asbestos felt, 20 laminasi
Konduktivitas (kiso)	0,095 W/m·K
Tebal Isolasi (X)	0,121 m $\approx$ 12 cm
Faktor Pre-eksponensial (A, Reaksi 1)	0,219
Energi Aktivasi (Ea, Reaksi 1)	72.000 J/mol
Konstanta Adsorpsi (K1 / K2, Reaksi 1)	$2,260 \times 10^{-6}$ / $9,358 \times 10^{-14}$
Konversi Aspen Plus	100,00% (praktis sempurna)
Duty Reaktor (QR-02)	-18.218,35 kW (= -18,218 MW)
Utilitas Pendingin	Cooling Water

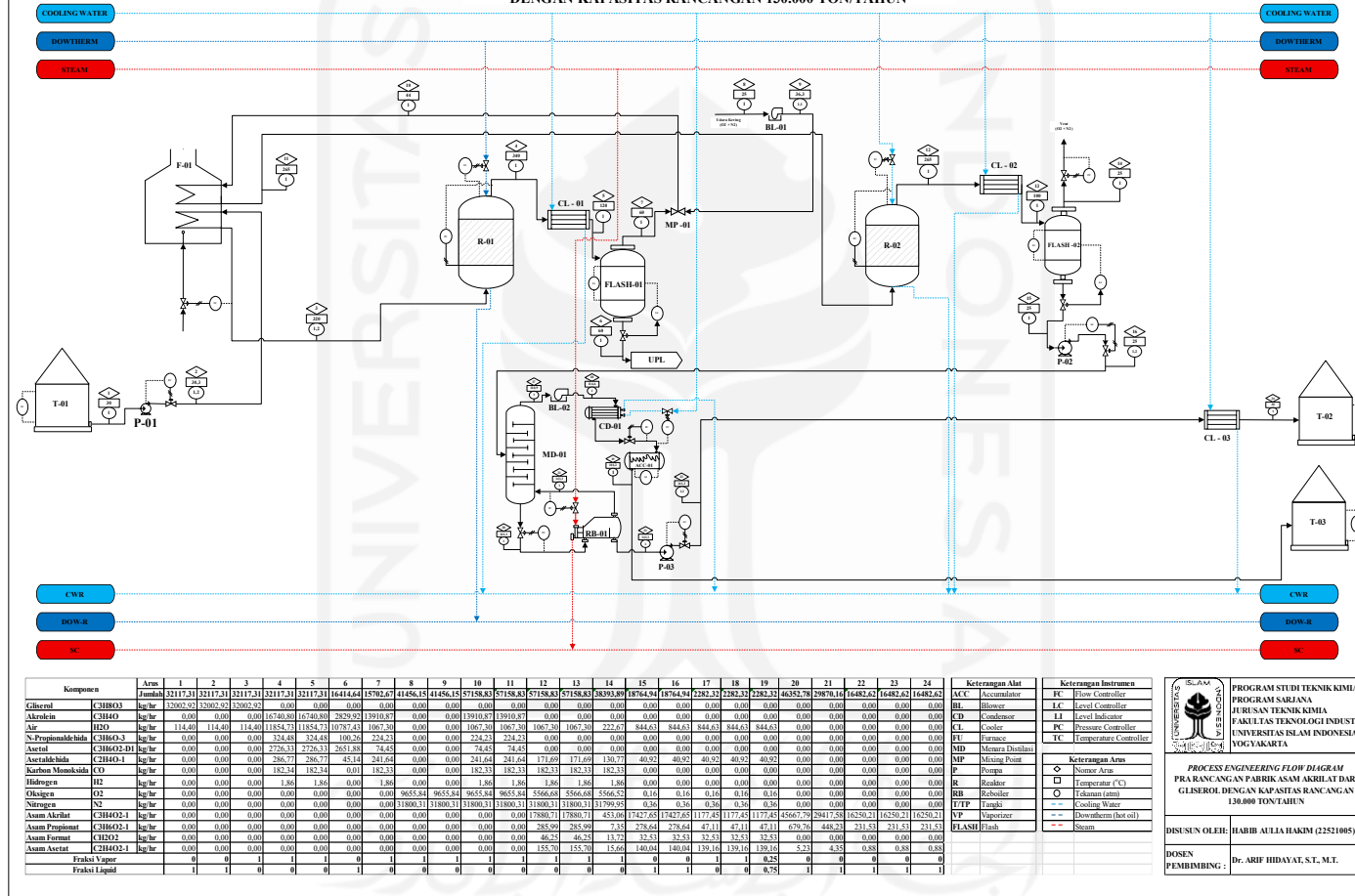
REKAPITULASI PERBANDINGAN R-01 DAN R-02

Parameter	R-01 (Dehidrasi)	R-02 (Oksidasi)
Reaksi Utama	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + 2\text{H}_2\text{O}$	$\text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$
Model Kinetika	LHHW	LHHW
Jenis Reaksi	Endotermik	Eksotermik
ΔH_r pada T operasi	+37,6 kJ/mol (613 K)	-247,2 kJ/mol (538 K)
Suhu Operasi	340 °C (613 K)	265 °C (538 K)
Panjang Tube (z)	3,0 m	3,0 m
Diameter Tube	45 mm	15 mm
Jumlah Tube	9.334	1.529
Pressure Drop	Tidak signifikan	Tidak signifikan
Diameter Shell (D)	5,80 m	0,90 m
OD Standar Shell	240 in	36 in
Tebal Shell (ts)	$\frac{1}{4}$ in	$\frac{1}{4}$ in
Tebal Head (th)	$\frac{3}{16}$ in	$\frac{3}{16}$ in
Straight Flange	3 in (maks., $D > 60$ in)	1,5 in (min., $D < 60$ in)
Tinggi Total	5,8162 m	3,3888 m
Volume Total Reaktor	128,0858 m ³	2,2903 m ³
Berat Katalis	26.970 kg	2.000 kg
Densitas Bulk Katalis	605,63 kg/m ³	2.467,52 kg/m ³
Tebal Isolasi	0,139 m $\approx$ 14 cm	0,121 m $\approx$ 12 cm

Parameter Kinetika (A, Ea) — Reaksi 1	A=20,7 m ³ /(kg·s), Ea=46.000 J/mol	A=0,219, Ea=72.000 J/mol
Konstanta Adsorpsi (K1, K2) — Reaksi 1	K ₁ =1,00×10 ⁻² , K ₂ =9,36×10 ⁻¹⁴	K ₁ =2,26×10 ⁻⁶ , K ₂ =9,36×10 ⁻¹⁴
Rate Basis (Aspen)	Cat (wt), per berat katalis	Reac (vol), per volume reaktor
Konversi Aspen Plus	100,00%	100,00%
Duty Reaktor	+1.373,11 kW (pemanas)	-18.218,35 kW (pendingin)
Utilitas	Hot Oil Dowtherm A	Cooling Water
Profil Suhu Sepanjang Reaktor	Melonjak cepat mendekati T _{wall} dalam 0,03 m pertama, kemudian plateau	Melonjak (hotspot 284,86 °C pada z=0,1 m), lalu turun kembali ke T _{wall}
Peran Inert dalam Umpan	Tidak ada inert signifikan (hanya sedikit air)	N ₂ dominan, berfungsi sebagai heat sink/buffer termal
Risiko Utama	Konversi tidak merata jika suhu terlalu rendah	Thermal runaway / kerusakan katalis jika hotspot tidak terkendali

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM AKRILAT DARI GLISEROL
DENGAN KAPASITAS RANCANGAN 130.000 TON/TAHUN



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa : Habib Aulia Hakim
 Nomor Induk Mahasiswa : 22521005
 Semester/ Tahun Akademik : Genap, 2025/2026
 Judul Pra Rancangan Pabrik : Pra Rancangan Pabrik Asam Akrilat dari Gliserol
 Kapasitas 130.000 Ton/Tahun
 Nama Dosen Pembimbing : Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

No.	Tanggal	Materi / Luaran Perancangan	Paraf Dosen
1	09-03-2026	Konsultasi: Penentuan kapasitas prarancangan pabrik (Bab I)	
2	12-03-2026	Konsultasi: Pemilihan proses & tinjauan pustaka (Bab I)	
3	16-03-2026	Konsultasi: Spesifikasi bahan & analisis risiko MSDS (Bab II)	
4	19-03-2026	Konsultasi: Diagram alir proses kualitatif (Bab III)	
5	23-03-2026	Persetujuan: Diagram alir kualitatif final	
6	26-03-2026	Konsultasi: Perhitungan neraca massa (Bab III)	
7	30-03-2026	Konsultasi: Revisi neraca massa	
8	02-04-2026	Persetujuan: Tabel neraca massa final	
9	06-04-2026	Konsultasi: Perancangan reaktor R-01/R-02 (Bab III)	
10	09-04-2026	Konsultasi: Revisi perhitungan & spesifikasi reaktor	

11	13-04-2026	Persetujuan: Spesifikasi reaktor final	
12	16-04-2026	Konsultasi: Alat pemisah & unit operasi lain (Bab III)	
13	20-04-2026	Persetujuan: Spesifikasi alat pemisah final	
14	23-04-2026	Konsultasi: Pembuatan PEFD (Bab III)	
15	27-04-2026	Persetujuan: PEFD final	
16	30-04-2026	Konsultasi: Alat penyimpanan & transportasi bahan (Bab III)	
17	04-05-2026	Konsultasi: Alat penukar panas (Bab III)	
18	07-05-2026	Persetujuan: Spesifikasi alat penukar panas final	
19	11-05-2026	Konsultasi: Perhitungan neraca panas (Bab III)	
20	14-05-2026	Persetujuan: Tabel neraca panas final	
21	18-05-2026	Konsultasi: Lokasi, tata letak & struktur organisasi (Bab IV)	
22	21-05-2026	Konsultasi: Perancangan unit utilitas (Bab V)	
23	25-05-2026	Persetujuan: Unit utilitas final	
24	28-05-2026	Konsultasi: Evaluasi ekonomi (Bab VI)	
25	01-06-2026	Konsultasi: Revisi evaluasi ekonomi	
26	04-06-2026	Persetujuan: Evaluasi ekonomi final	

27	08-06-2026	Konsultasi: Penyusunan naskah lengkap	
28	11-06-2026	Konsultasi: Revisi naskah keseluruhan	
29	15-06-2026	Konsultasi: Finalisasi naskah	
30	22-06-2026	Persetujuan: Naskah Tugas Akhir siap diujikan	

Yogyakarta, 22 Juni 2026

Dosen Pembimbing



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