PRARANCANGAN PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Aisyah **Nama : Oktavia Cahya Ramadhan**
NIM : 22521095 **NIM : 22521104**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2026

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	**: Aisyah**	**Nama**	**: Oktavia Cahya Ramadhan**
NIM	**: 22521095**	**NIM**	**: 22521104**

Yogyakarta, 22 Mei 2026

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

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



Aisyah



Oktavia Cahya Ramadhan

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Nama	**: Aisyah**	**Nama**	**: Oktavia Cahya Ramadhan**
NIM	**: 22521095**	**NIM**	**: 22521104**

Yogyakarta, 22 Mei 2026

Pembimbing,

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Aisyah **Nama : Oktavia Cahya Ramadhan**
NIM : 22521095 **NIM : 22521104**

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, 06 Juli 2026

Tim Penguji,

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. _____
Ketua

Dr. Diana, S.T., M.Sc. _____
Anggota I

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng. _____
Anggota II

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

Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng.

KATA PENGANTAR



Puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat, hidayah, dan inayah-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir yang berjudul *"Prarancangan Pabrik Aseton Dan Fenol Dari Proses Oksidasi Cumene Dengan Kapasitas Aseton 24.000 Ton/Tahun"*. Penyusunan laporan ini merupakan bentuk penerapan ilmu Teknik Kimia yang telah diperoleh selama masa perkuliahan sekaligus sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam proses penyusunan Laporan Tugas Akhir ini, kami memperoleh banyak bantuan, dukungan, serta bimbingan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT yang senantiasa memberikan kemudahan, kelancaran dan petunjuk dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Bapak dan Ibu selaku kedua orang tua kami, yang selalu memberikan doa, dukungan dan motivasi tiada henti.
3. Bapak Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., IPM, ASEAN Eng., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, 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. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, terima kasih banyak telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa laporan Tugas Akhir ini masih memiliki berbagai kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi penyempurnaan laporan ini di masa mendatang. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi penulis maupun pembaca secara umum.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 22 Mei 2026

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin dengan segenap rasa syukur kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya, akhirnya tugas akhir ini dapat terselesaikan. Inilah buah dari perjuangan panjang selama delapan semester menempuh pendidikan tinggi, yang tidak hanya menguji kemampuan akademik, tetapi juga mental, kesabaran, dan keikhlasan dalam menjalaninya. Tugas akhir ini saya persembahkan untuk mereka yang telah menjadi bagian dari perjalanan panjang ini. Untuk mereka yang tidak hanya menemani, tapi juga percaya, meski saya sering meragukan diri sendiri. Tulisan ini saya persembahkan dengan sepenuh hati kepada:

1. Kedua orang tua saya, Ayah dan Ibu. Tidak ada kata yang mampu mewakili besarnya rasa terima kasih saya kepada kalian. Setiap usaha yang kalian lakukan, setiap lelah yang dijalani sejak pagi hingga malam, pengorbanan yang mungkin tidak pernah saya ketahui sebelumnya, serta doa yang tidak pernah putus demi memastikan anak – anak nya dapat tumbuh, belajar, dan meraih cita – cita setinggi mungkin. Terima kasih karena selalu percaya dan meyakinkan saya bahwa semua ini bisa dilewati. Di balik gelar ini, ada perjuangan Ayah dan Ibu. Segala pencapaian ini adalah milik kalian juga.
2. Adik- adik, Azizah, Rico, Akbar, dan Salman. Terima kasih karena selalu menjadi penghibur ditengah lelah dan tekanan kuliah. Candaan, keisengan, dan kebersamaan kalian membuat hari-hari terasa lebih ringan. Kalian adalah bagian dari rumah yang selalu membuat saya ingin pulang. Terima kasih karena telah

tumbuh bersama, dan menjadi semangat yang tak terlihat, namun begitu terasa disaat hampir menyerah. Pencapaian ini buat kalian juga, semoga suatu saat nanti, kalian tidak takut dengan rasa lelah dan gagal. Karena kalau saya bisa, kalian pasti lebih bisa.

3. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing tugas akhir. Terima kasih atas segala bimbingan, perhatian, kesabaran, serta waktu yang Ibu berikan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Setiap arahan, masukan, dan dukungan dari Ibu sangat berarti dan menjadi penyemangat di tengah rasa lelah dan kebingungan yang sering datang. Saya sangat bersyukur dipertemukan dengan pembimbing sebaik dan sepeduli Ibu. Terima kasih atas ilmu yang telah diberikan, semoga menjadi amal baik dan Ibu selalu diberikan kesehatan.
4. Oktavia Cahya Ramadhan, terima kasih sudah menjadi salah satu orang yang paling banyak menemani proses ini. Dari kerja praktik sampai tugas akhir, kita sama-sama melewati banyak hal yang tidak selalu mudah. Terima kasih karena tetap bertahan, tetap sabar, dan tetap ada untuk saling menguatkan serta mengerti di tengah rasa lelah dan tekanan yang datang. Terima kasih sudah memahami ketidaktelitianku dan selalu membantu di saat pikiran mulai penuh, tanpa pernah banyak mengeluh. Semua proses, diskusi, tawa, panik, dan perjuangan yang kita lewati bersama akan selalu jadi bagian yang paling berkesan dalam perjalanan ini.
5. KRS REBORN: Ara, Desy, Diva, Ghea, Jeni, Salsa, Okta dan Bima. Kalian adalah salah satu motivasi saya untuk terus bertahan dan berkembang di dunia perkuliahan ini. Kalian juga yang seringkali bisa memberikan solusi atau

membantu memecahkan masalah agar semuanya terselesaikan. Setiap diskusi, bantuan, dan dukungan yang kalian berikan sangat berarti dalam perjalanan saya menyelesaikan tugas akhir ini. Lingkungan positif yang kalian ciptakan menjadi alasan saya bisa bertahan dan terus berusaha. Semoga kalian selalu diberi kesehatan serta kemudahan di sepanjang hidup kalian.

6. Yufida, terima kasih sudah menjadi teman yang sangat baik, menjadi tempat bercerita, tempat bertanya, dan tidak hanya menjadi tempat berkeluh kesah tetapi juga menjadi tempat konsultasi psikolog gratis setiap kali saya stres, bingung, atau hampir menyerah. Kamu selalu bisa memberikan sudut pandang yang berbeda sehingga saya bisa berpikir positif di setiap keadaan. Terima kasih untuk pertemanan yang hampir 10 tahun.
7. Cipa dan Manda, teman seperjalanan Rosalia Indah, terima kasih sudah menjadi teman pulang pergi dari Yogyakarta ke Karawang dan sebaliknya. Terima kasih karena sudah mau berteman, berbagi cerita kehidupan, dan menemani perjalanan perkuliahan ini. Di tengah kesibukan masing-masing, kalian masih menyempatkan untuk bertemu, mendengarkan, memberi dukungan, solusi, tawa, tangis, dan semangat. Terimakasih sudah memberikan tempat untuk saya dikehidupan kalian.
8. Tim PKM Nanograsphy; Salsa, Dinur, Jeni, dan Bima yang menjadi tempat saya berkembang. Terima kasih sudah mengajak saya, sehingga saya mendapatkan pengalaman kompetisi yang berharga.
9. *Last but not least*, anak perempuan pertama dan harapan orang tuanya, Aisyah. Terima kasih sudah bertahan sejauh ini, sudah diam-diam berjuang melewati

banyak hal yang tidak selalu mudah. Terima kasih untuk setiap lelah, tangis, kekhawatiran, dan tekanan yang tetap berhasil dilewati dengan kuat, kamu tetap memilih untuk bangkit dan melangkah lagi. Apresiasi sebesar-besarnya atas setiap langkah kecil yang kamu ambil, atas semua pencapaian yang mungkin tidak dirayakan orang lain. Walau terkadang harapanmu tidak sesuai dengan apa yang semesta berikan, tetaplah belajar menerima dan mensyukuri apapun yang kamu dapatkan. Jangan lelah untuk tetap berusaha, berbahagialah dimanapun kamu berada. Rayakan apapun dalam dirimu dan jadikan dimanapun dirimu sebagai sosok yang bermanfaat untuk dirimu sendiri maupun orang lain. Semoga langkahmu selalu diperkuat, dikelilingi orang-orang baik dan hebat, serta mimpimu satu persatu akan terjawab. Aamiin.

Aisyah

Teknik Kimia UII 2022

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas segala rahmat, berkah, dan karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Proses penyusunan tulisan ini tentu tidak saya lalui sendiri. Banyak doa, dukungan, bantuan, waktu, dan kebaikan dari orang-orang di sekitar saya yang sangat berarti dalam perjalanan ini. Oleh karena itu, melalui halaman ini saya ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua saya, Mama dan Papa. Terima kasih karena tidak pernah berhenti berjuang untuk saya. Terima kasih untuk semua doa yang tidak pernah putus, untuk waktu, tenaga, perhatian, kesempatan, dan semua hal yang selalu diusahakan dengan penuh kasih. Terima kasih karena selalu percaya kepada saya, bahkan di saat saya meragukan diri sendiri. Saya bisa berada di titik ini karena doa, dukungan, dan perjuangan Mama dan Papa yang selalu menyertai langkah saya. Tidak ada tulisan yang cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya atas semua yang telah diberikan.
2. Adik saya, terima kasih karena selalu hadir dengan caramu sendiri. Terima kasih sudah banyak memahami saya, bahkan di saat saya tidak selalu bisa menjelaskan apa yang saya rasakan. Terima kasih untuk perhatian kecil, doa-doa baik, dan dukungan yang mungkin terlihat sederhana, tapi selalu berarti. Kehadiranmu memberi banyak warna di hari-hari yang melelahkan. Semoga suatu hari nanti kamu juga sampai pada titik yang kamu impikan, dengan kebahagiaan yang lebih besar dan langkah yang lebih ringan.

3. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing tugas akhir. Terima kasih yang sebesar-besarnya saya sampaikan kepada Ibu Ariany atas waktu, ilmu, arahan, dan kesabaran yang telah Ibu berikan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih atas setiap bimbingan dan pelajaran berharga yang saya peroleh selama proses ini. Merupakan pengalaman yang sangat berharga bagi saya dapat menjadi mahasiswa bimbingan Ibu.
4. Aisyah, terima kasih sudah menjadi teman sekaligus partner yang berjalan bersama saya selama proses ini. Terima kasih karena telah hadir di begitu banyak bagian perjalanan ini—di tengah rasa lelah, kebingungan, tekanan, revisi yang terasa tidak ada habisnya, sampai akhirnya kita bisa sampai di titik ini. Terima kasih untuk semua pengertian, bantuan, waktu, dan usaha yang selalu diberikan tanpa banyak diminta. Terima kasih karena sudah menjadi teman untuk saling menguatkan ketika keadaan tidak selalu mudah. Banyak hal terasa lebih ringan karena dijalani bersama. Kehadiran, dukungan, dan semua kebaikanmu menjadi bagian yang sangat berarti dalam perjalanan akhir perkuliahan saya.
5. Untuk seseorang yang selalu hadir selama proses ini, terima kasih karena sudah hadir dan memilih tetap tinggal di tengah perjalanan ini. Terima kasih karena sudah menjadi tempat saya beristirahat sejenak saat semuanya terasa ramai di kepala. Terima kasih untuk waktu yang selalu diluangkan, perhatian yang selalu diberikan, bantuan yang selalu diusahakan, dan banyak hal baik yang dihadirkan tanpa diminta. Terima kasih karena selalu percaya pada saya di saat saya sedang kehabisan keyakinan pada diri sendiri. Terima kasih karena

menemani tanpa banyak menuntut, mendengarkan tanpa banyak menghakimi, dan tetap ada di banyak fase yang tidak selalu mudah. Tulisan ini mungkin tidak akan pernah cukup untuk mewakili rasa terima kasih saya, tetapi semoga kamu tahu bahwa kehadiranmu sangat berarti dalam perjalanan saya sampai di titik ini.

6. KRS Reborn: Ais, Ara, Bima, Desy, Dipid, Ghe, Jeni, dan Sanil. Terima kasih untuk semua kebersamaan yang telah kita lewati selama masa perkuliahan ini. Terima kasih untuk tawa, cerita, bantuan, dukungan, candaan, dan semua momen yang mungkin terlihat sederhana tetapi akan selalu saya ingat. Di tengah padat dan beratnya masa kuliah, kalian menjadi bagian dari banyak kenangan baik yang membuat semuanya terasa lebih ringan untuk dijalani. Terima kasih sudah menjadi rumah kecil di perantauan proses ini. Semoga pertemanan ini terus bertahan, tumbuh, dan selalu punya jalan untuk kembali.
7. Ara, Dipid, dan Ghe. Terima kasih karena selalu membawa banyak tawa dan energi baik di setiap kesempatan. Terima kasih karena sudah hadir sebagai teman untuk saling menguatkan, saling mendukung, dan saling menemani di berbagai keadaan. Terima kasih untuk cerita-cerita, pengalaman, dan kenangan yang sudah kita bagi bersama. Kehadiran kalian menjadi salah satu bagian terbaik dari perjalanan kuliah ini.
8. Ghea Febriani Sanova. Terima kasih karena sudah menemani saya selama hampir empat tahun ini. Terima kasih karena selalu ada—di masa-masa baik maupun di masa-masa yang tidak mudah. Terima kasih untuk waktu, perhatian, dukungan, pengertian, dan ruang yang selalu diberikan. Terima kasih karena

sudah menjadi teman untuk bertumbuh bersama, saling menguatkan, dan saling menjaga dalam perjalanan yang panjang ini.

9. Bila, Difa, Luthfi, dan Zakia. Terima kasih sudah menjadi bagian dari perjalanan saya selama masa perkuliahan ini. Terima kasih untuk kebersamaan, cerita, tawa, dan waktu yang telah dibagikan. Banyak momen bersama kalian yang akan selalu saya kenang dengan baik.
10. Diri saya sendiri, terima kasih karena sudah bertahan sampai sejauh ini. Terima kasih karena tetap berjalan meskipun tidak selalu mudah. Terima kasih karena tidak menyerah di hari-hari yang berat, tetap mencoba di saat lelah, dan tetap melanjutkan langkah meskipun sering merasa ragu. Terima kasih karena sudah berusaha sebaik mungkin. Sampai di titik ini bukan hal yang mudah, dan kamu berhasil melewatinya.

Oktavia Cahya Ramadhan

Teknik Kimia UII 2022

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI iii
KATA PENGANTAR iv
LEMBAR PERSEMBAHAN vi
DAFTAR ISI xiv
DAFTAR TABEL xix
DAFTAR GAMBAR xxv
DAFTAR LAMPIRAN xxvi
ABSTRAK xxvii
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik 3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri 3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku 5
1.2.3 Kebutuhan Produk di Indonesia 6
1.3 Tinjauan Pustaka 13
1.3.1 Aseton 13
1.3.2 Proses Pembuatan Aseton 14
1.3.3 Pemilihan Proses 16
1.3.4 Kegunaan Produk 18
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika 19
1.4.1 Tinjauan Termodinamika 19
1.4.2 Tinjauan Kinetika 26
BAB II PERANCANGAN PRODUK 29
2.1 Spesifikasi Produk 29
2.1.1 Aseton 29
2.1.2 Fenol 30

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung 31
2.2.1 *Cumene* 31
2.2.2 *Cumene Hydroperoxide* 32
2.2.3 Oksigen 34
2.2.4 Nitrogen 35
2.2.5 Asam Sulfat 35
2.2.6 Natrium Hidroksida 36
2.3 Pengendalian Kualitas 37
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 38
2.3.2 Pengendalian Proses Produksi 39
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk 42
BAB III PERANCANGAN PROSES 43
3.1 Diagram Alir Proses dan Material 43
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif 43
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif 44
3.2 Uraian Proses 45
3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung 45
3.2.2 Proses Reaksi Oksidasi *Cumene* 47
3.2.3 Proses Reaksi Dekomposisi 48
3.2.4 Proses Netralisasi dan Pemisahan 49
3.3 Spesifikasi Alat 50
3.3.1 Reaktor 50
3.3.2 Alat Pemisah dan Alat Pendukung 53
3.3.3 Alat Penyimpan Bahan Baku dan Produk 62
3.3.4 Alat Transportasi Bahan 64
3.3.5 Alat Penukar Panas 73
3.4 Neraca Massa 92
3.3.1 Neraca Massa Total 93
3.3.2 Neraca Massa Setiap Alat 94
3.3.3 Neraca Massa *Recycle* 103

3.5 Neraca Panas 104
3.5.1 Neraca Panas Total 104
3.5.2 Neraca Panas Komponen 105
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 118
4.1 Lokasi Pabrik 118
4.1.1 Ketersedian Bahan Baku 119
4.1.2 Keterjangkauan Pemasaran Produk 120
4.1.3 Ketersedian Tenaga kerja 120
4.1.4 Penyediaan Utilitas 121
4.1.5 Karakteristik Daerah dan Masyarakat 122
4.1.6 Kondisi Iklim 122
4.1.7 Kebijakan Pemerintah 123
4.1.8 Tersedia Peluang Perluasan Pabrik 123
4.2 Tata letak Pabrik (*Layout* Pabrik) 124
4.2.1 Daerah Proses 124
4.2.2 Perluasan Pabrik 124
4.2.3 Keamanan 124
4.2.4 Instalasi dan Utilitas 125
4.2.5 Area Pengolahan 125
4.3 Tata Letak Peralatan Proses 129
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan produk 129
4.3.2 Sirkulasi Udara 130
4.3.3 Sumber Pencahayaan 130
4.3.4 Mobilitas Manusia dan Kendaraan 130
4.3.5 *Maintenance* 131
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses 131
4.3.7 Pertimbangan Ekonomi 133
4.4 Organisasi Perusahaan 133
4.4.1 Struktur Organisasi 134
4.4.2 Tugas dan Wewenang 136

4.4.3 Pengaturan Jam Kerja 143
4.4.4 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji 146
4.4.5 Fasilitas dan Hak Karyawan 149
BAB V UTILITAS 152
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) 152
5.1.1 Unit Penyediaan Air 152
5.1.2 Unit Pengolahan Air 159
5.2 Unit Penyedia *Cooling Water* 162
5.3 Unit Penyedia *Steam* 163
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan (*Instrument Air System*) 165
5.5 Unit Penyedia Listrik 166
5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar 171
5.7 Unit Pengolahan Limbah 172
5.8 Spesifikasi Alat Utilitas 172
5.8.1 Screener 173
5.8.2 Bak Utilitas 173
5.8.3 Klarifier 174
5.8.4 Tangki Utilitas 175
5.8.5 *Cooling Tower* 182
5.8.6 Pompa 182
5.8.7 Kompresor 192
5.8.8 Boiler 193
BAB VI EVALUASI EKONOMI 194
6.1 Penaksiran Harga Alat 195
6.2 Dasar Perhitungan 204
6.3 Komponen Biaya 204
6.3.1 Modal (Capital Investment) 204
6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*) 207
6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*) 209
6.4 Analisis Risiko Pabrik 210

6.5 Analisis Kelayakan 216
6.5.1 *Return On Investment* (ROI) 216
6.5.2 *Pay Out Time* (POT) 217
6.5.3 *Break Even Point* (BEP) 218
6.5.4 *Shut Down Point* (SDP) 219
6.5.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) 220
6.5.6 Hasil Evaluasi Ekonomi 221
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN 224
7.1 Kesimpulan 224
7.2 Saran 226
DAFTAR PUSTAKA 227
LAMPIRAN 233

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Aseton Berbagai Negara 4
Tabel 1.2 Data Impor Cumene 5
Tabel 1.3 Perusahaan Cumene di Dunia Tahun 2024 6
Tabel 1.4 Data Impor 7
Tabel 1.5 Data Konsumsi Aseton di Indonesia 10
Tabel 1.6 Data Negara Pengimpor Aseton Terbesar di Asia 12
Tabel 1.7 Pemilihan Proses Produksi Aseton 16
Tabel 1.8 Pemilihan Proses Produksi Aseton (Lanjutan) 17
Tabel 1.9 Nilai ΔHf°masing-masing komponen pada suhu 298K 20
Tabel 1.10 ΔHf masing-masing komponen pada suhu 393K 21
Tabel 1.11 ΔHf masing-masing komponen pada suhu 343K 21
Tabel 1.12 ΔGf° Masing-Masing Komponen 23
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor *Bubble Column* 50
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor *Bubble Column* (Lanjutan 1) 51
Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor CSTR 52
Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor CSTR (Lanjutan) 53
Tabel 3.5 Spesifikasi Dekanter 53
Tabel 3.6 Spesifikasi Dekanter (Lanjutan 1) 54
Tabel 3.7 Spesifikasi Dekanter (Lanjutan 2) 55
Tabel 3.8 Spesifikasi Menara Distilasi 1 55
Tabel 3.9 Spesifikasi Menara Distilasi 1 (Lanjutan) 56
Tabel 3.10 Spesifikasi Menara Distilasi 2 56
Tabel 3.11 Spesifikasi Menara Distilasi 2 (Lanjutan) 57
Tabel 3.12 Spesifikasi *Mixer* 3 57
Tabel 3.13 Spesifikasi *Mixer* 3 (Lanjutan) 58
Tabel 3.14 Spesifikasi Netralizer 58
Tabel 3.15 Spesifikasi Netralizer (Lanjutan) 59
Tabel 3.16 Spesifikasi *Mixer* 1 60
Tabel 3.17 Spesifikasi *Mixer* 2 61
Tabel 3.18 Spesifikasi Tangki 1 62
Tabel 3.19 Spesifikasi Tangki 2 62
Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki 2 (Lanjutan) 63
Tabel 3.21 Spesifikasi Tangki 3 63
Tabel 3.22 Spesifikasi Tangki 3 (Lanjutan) 64
Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa 1 64
Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa 1 (Lanjutan) 65
Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa 2 66
Tabel 3.26 Spesifikasi Pompa 3 67

Tabel 3.27 Spesifikasi Pompa 4 68
Tabel 3.28 Spesifikasi Pompa 5 69
Tabel 3.29 Spesifikasi Pompa 6 70
Tabel 3.30 Spesifikasi Pompa 7 71
Tabel 3.31 Spesifikasi *Expansion Valve* 72
Tabel 3.32 Spesifikasi Alat Transportasi Gas 72
Tabel 3.33 Spesifikasi Alat Transportasi Gas (Lanjutan) 73
Tabel 3.34 Spesifikasi *Heater* 1 73
Tabel 3.35 Spesifikasi *Heater* 1 (Lanjutan) 74
Tabel 3.36 Spesifikasi *Heater* 2 74
Tabel 3.37 Spesifikasi *Heater* 2 (Lanjutan) 75
Tabel 3.38 Spesifikasi *Heater* 3 76
Tabel 3.39 Spesifikasi *Heater* 4 77
Tabel 3.40 Spesifikasi *Heater* 6 78
Tabel 3.41 Spesifikasi *Heater* 5 79
Tabel 3.42 Spesifikasi *Heater* 7 80
Tabel 3.43 Spesifikasi *Cooler* 1 81
Tabel 3.44 Spesifikasi *Cooler* 2 82
Tabel 3.45 Spesifikasi *Cooler* 2 (Lanjutan) 83
Tabel 3.46 Spesifikasi *Cooler* 5 83
Tabel 3.47 Spesifikasi *Cooler* 5 (Lanjutan) 84
Tabel 3.48 Spesifikasi *Cooler* 3 84
Tabel 3.49 Spesifikasi *Cooler* 3 (Lanjutan) 85
Tabel 3.50 Spesifikasi *Cooler* 4 85
Tabel 3.51 Spesifikasi *Cooler* 4 (Lanjutan) 86
Tabel 3.52 Spesifikasi *Cooler* 6 87
Tabel 3.53 Spesifikasi *Condenser* 1 88
Tabel 3.54 Spesifikasi *Condenser* 2 89
Tabel 3.55 Spesifikasi Reboiler 1 90
Tabel 3.56 Spesifikasi Reboiler 1 (Lanjutan) 91
Tabel 3.57 Spesifikasi Reboiler 2 91
Tabel 3.58 Spesifikasi Reboiler 2 (Lanjutan) 92
Tabel 3.59 Neraca Massa Total 93
Tabel 3.60 Neraca Massa R-01 94
Tabel 3.61 Neraca Massa M-01 95
Tabel 3.62 Neraca Massa R-02 96
Tabel 3.63 Neraca Massa R-02 (Lanjutan) 97
Tabel 3.64 Neraca Massa M-02 98
Tabel 3.65 Neraca Massa NE-01 99
Tabel 3.66 Neraca Massa DC-01 100

Tabel 3.67 Neraca Massa MD-01 101
Tabel 3.68 Neraca Massa MD-02 102
Tabel 3.69 Neraca Massa M-03 103
Tabel 3.70 Neraca Massa *Recycle* 104
Tabel 3.71 Neraca Panas Total 104
Tabel 3.72 Neraca Panas R-01 105
Tabel 3.73 Neraca Panas M-01 106
Tabel 3.74 Neraca Panas R-02 106
Tabel 3.75 Neraca Panas M-02 107
Tabel 3.76 Neraca Panas NE-01 107
Tabel 3.77 Neraca Panas DC-01 108
Tabel 3.78 Neraca Panas DC-01 (Lanjutan) 108
Tabel 3.79 Neraca Panas MD-01 109
Tabel 3.80 Neraca Panas MD-02 109
Tabel 3.81 Neraca Panas HE-01 110
Tabel 3.82 Neraca Panas HE-02 110
Tabel 3.83 Neraca Panas HE-03 110
Tabel 3.84 Neraca Panas HE-04 111
Tabel 3.85 Neraca Panas HE-05 111
Tabel 3.86 Neraca Panas HE-06 111
Tabel 3.87 Neraca Panas HE-07 112
Tabel 3.88 Neraca Panas HE-07 (Lanjutan) 112
Tabel 3.89 Neraca Panas CL-01 112
Tabel 3.90 Neraca Panas CL-02 113
Tabel 3.91 Neraca Panas CL-03 113
Tabel 3.92 Neraca Panas CL-04 113
Tabel 3.93 Neraca Panas CL-05 114
Tabel 3.94 Neraca Panas CL-05 (Lanjutan) 114
Tabel 3.95 Neraca Panas CL-06 114
Tabel 3.96 Neraca Panas CD-01 115
Tabel 3.97 Neraca Panas CD-02 115
Tabel 3.98 Neraca Panas RB-01 116
Tabel 3.99 Neraca Panas RB-02 116
Tabel 3.100 Neraca Panas RB-02 (Lanjutan) 116
Tabel 4.1 Rincian Luas Bangunan dan Tanah 125
Tabel 4.2 Rincian Luas Bangunan dan Tanah (Lanjutan) 126
Tabel 4.3 Rincian Luas Bangunan dan Tanah (Lanjutan 2) 127
Tabel 4.4 Rincian Jam Kerja 143
Tabel 4.5 Rincian Jam Kerja Masing – Masing *Shift* 144
Tabel 4.6 Jadwal Jam Kerja 145

Tabel 4.7 Jadwal Jam Kerja (Lanjutan) 145
Tabel 4.8 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian 146
Tabel 4.9 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan 1) 147
Tabel 4.10 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan 2) 148
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik 154
Tabel 5.2 Kebutuhan Air *Service* 154
Tabel 5.3 Kebutuhan *Cooling Water* 155
Tabel 5.4 Kebutuhan Air Umpan Boiler 156
Tabel 5.5 Kebutuhan Air Proses 157
Tabel 5.6 Keterangan Diagram Alir Utilitas 159
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Proses 167
Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Alat Proses (Lanjutan) 168
Tabel 5.9 Kebutuhan Listrik Utilitas 168
Tabel 5.10 Kebutuhan Listrik Utilitas (Lanjutan) 169
Tabel 5.11 Total Kebutuhan Listrik 171
Tabel 5.12 Total Kebutuhan Bahan Bakar 171
Tabel 5.13 Spesifikasi *Screener* 173
Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Utilitas 1 173
Tabel 5.15 Spesifikasi Bak Utilitas 1 (Lanjutan) 174
Tabel 5.16 Spesifikasi Bak Utilitas 2 174
Tabel 5.17 Spesifikasi Klarifier 174
Tabel 5.18 Spesifikasi Klarifier (Lanjutan) 175
Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Utilitas 1 175
Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Utilitas 2 176
Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Utilitas 3 176
Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Utilitas 3 (Lanjutan) 177
Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki Utilitas 4 177
Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki Utilitas 4 (Lanjutan) 178
Tabel 5.25 Spesifikasi Tangki Utilitas 5 178
Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki Utilitas 6 179
Tabel 5.27 Spesifikasi Tangki Utilitas 7 179
Tabel 5.28 Spesifikasi Tangki Utilitas 7 (Lanjutan) 180
Tabel 5.29 Spesifikasi Tangki Utilitas 8 180
Tabel 5.30 Spesifikasi Tangki Utilitas 9 181
Tabel 5.31 Spesifikasi Tangki Utilitas 10 181
Tabel 5.32 Spesifikasi Tangki Utilitas 10 (Lanjutan) 182
Tabel 5.33 Spesifikasi *Cooling Tower* 182
Tabel 5.34 Spesifikasi Pompa Utilitas 1 182
Tabel 5.35 Spesifikasi Pompa Utilitas 1 (Lanjutan) 183
Tabel 5.36 Spesifikasi Pompa Utilitas 2 183

Tabel 5.37 Spesifikasi Pompa Utilitas 2 (Lanjutan) 184
Tabel 5.38 Spesifikasi Pompa Utilitas 3 184
Tabel 5.39 Spesifikasi Pompa Utilitas 3 (Lanjutan) 185
Tabel 5.40 Spesifikasi Pompa 4 185
Tabel 5.41 Spesifikasi Pompa Utilitas 5 186
Tabel 5.42 Spesifikasi Pompa Utilitas 6 186
Tabel 5.43 Spesifikasi Pompa Utilitas 6 (Lanjutan) 187
Tabel 5.44 Spesifikasi Pompa Utilitas 7 187
Tabel 5.45 Spesifikasi Pompa Utilitas 7 (Lanjutan) 188
Tabel 5.46 Spesifikasi Pompa Utilitas 8 188
Tabel 5.47 Spesifikasi Pompa Utilitas 9 189
Tabel 5.48 Spesifikasi Pompa Utilitas 10 189
Tabel 5.49 Spesifikasi Pompa Utilitas 10 (Lanjutan) 190
Tabel 5.50 Spesifikasi Pompa Utilitas 11 190
Tabel 5.51 Spesifikasi Pompa Utilitas 11 (Lanjutan) 191
Tabel 5.52 Spesifikasi Pompa Utilitas 12 191
Tabel 5.53 Spesifikasi Pompa Utilitas 13 192
Tabel 5.54 Spesifikasi Kompresor Udara Tekan 192
Tabel 5.55 Spesifikasi Kompresor Udara Tekan (Lanjutan) 193
Tabel 5.56 Spesifikasi Boiler 193
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1963 - 2030 196
Tabel 6.2 Indeks Harga Alat pada Tahun 1963 - 2030 (Lanjutan) 197
Tabel 6.3 Harga Alat Proses 199
Tabel 6.4 Harga Alat Proses (Lanjutan 1) 200
Tabel 6.5 Harga Alat Proses (Lanjutan 2) 201
Tabel 6.6 Harga Alat Utilitas 201
Tabel 6.7 Harga Alat Utilitas (Lanjutan 1) 202
Tabel 6.8 Harga Alat Utilitas (Lanjutan 2) 203
Tabel 6.9 *Physical Plant Cost* (PPC) 204
Tabel 6.10 *Physical Plant Cost* (PPC) (Lanjutan) 205
Tabel 6.11 *Direct Plant Cost* (DPC) 205
Tabel 6.12 *Fixed Capital Investment* (FCI) 205
Tabel 6.13 *Working Capital Investment* 206
Tabel 6.14 *Total Capital Investment* 206
Tabel 6.15 *Direct Manufacturing Cost* 207
Tabel 6.16 *Indirect Manufacturing Cost* 208
Tabel 6.17 *Fixed Manufacturing Cost* 208
Tabel 6.18 *Total Manufacturing Cost* 209
Tabel 6.19 *General Expenses* 209
Tabel 6.20 Total Biaya Produksi 209

Tabel 6.21 Analisa Risiko Pabrik..... 212
Tabel 6.22 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 2)..... 213
Tabel 6.23 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 3)..... 214
Tabel 6.24 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 4)..... 215
Tabel 6.25 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 5)..... 216
Tabel 6.26 *Annual Fixed Manufacturing Cost* (Fa)..... 218
Tabel 6.27 *Annual Variable Cost* (Va) 218
Tabel 6.28 *Annual Regulated Expenses* (Ra)..... 219
Tabel 6.29 *Annual Sales Cost* (Sa)..... 219
Tabel 6.30 Kesimpulan Analisa Kelayakan Ekonomi 223

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Aseton 8
Gambar 1.2 Struktur Aseton 13
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif 43
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif 44
Gambar 3.3 Diagram Alir Neraca Massa Total 93
Gambar 3.4 Diagram Alir Neraca Massa R-01 94
Gambar 3.5 Diagram Alir Neraca Massa M-01 95
Gambar 3.6 Diagram Alir Neraca Massa R-02 96
Gambar 3.7 Diagram Alir Neraca Massa M-02 97
Gambar 3.8 Diagram Alir Neraca Massa NE-01 98
Gambar 3.9 Diagram Alir Neraca Massa DC-01 99
Gambar 3.10 Diagram Alir Neraca Massa MD-01 100
Gambar 3.11 Diagram Alir Neraca Massa MD-02 101
Gambar 3.12 Diagram Alir Neraca Massa MD-03 102
Gambar 3.13 Diagram Alir Neraca Massa *Recycle* 103
Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi 118
Gambar 4.2 *Layout* Pabrik 128
Gambar 4.3 *Layout* Alat Proses 132
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan 136
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas 158
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Kenaikan Index 198
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi 222

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A A-1
LAMPIRAN B B-1
LAMPIRAN C C-1

ABSTRAK

Prarancangan pabrik aseton dan fenol dari proses oksidasi *cumene* dirancang dengan kapasitas aseton 24.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan aseton dalam negeri yang masih bergantung pada impor. Berdasarkan data kebutuhan nasional, pendirian pabrik ini berpotensi mengurangi impor sekaligus meningkatkan nilai tambah industri kimia di Indonesia. Pabrik direncanakan berlokasi di Cilegon, Banten, beroperasi selama 330 hari/tahun, dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dan jumlah tenaga kerja sebanyak 204 orang. Proses yang digunakan adalah oksidasi *cumene* (*Hock Process*) melalui pembentukan *cumene hydroperoxide* yang selanjutnya diuraikan menjadi aseton dan fenol. Proses ini dipilih karena memiliki selektivitas tinggi, kondisi operasi relatif moderat, dan menghasilkan fenol sebagai produk samping bernilai ekonomi. Bahan baku utama yang digunakan adalah *cumene* dan udara, dengan bahan pendukung H_2SO_4 dan NaOH. Kebutuhan utilitas meliputi air proses, *steam, cooling water, chilled water*, listrik, bahan bakar, udara tekan, serta unit pengolahan limbah. Risiko utama pabrik berasal dari sifat bahan yang mudah terbakar dan korosif serta potensi kebocoran selama proses, sehingga diperlukan sistem keselamatan dan pengendalian lingkungan yang memadai. Berdasarkan analisis ekonomi, pabrik membutuhkan *Total Capital Investment* (TCI) sebesar Rp6.390.468.692.353 dengan keuntungan sebesar Rp762.093.506.432/tahun, ROI 44,71%, POT 1,7 tahun, BEP 45,20%, SDP 15,35%, dan DCFRR 17,73%, sehingga pabrik dinilai layak untuk didirikan.

Kata kunci: aseton, *cumene hydroperoxide*, evaluasi ekonomi, oksidasi *cumene*, prarancangan pabrik

ABSTRACT

The acetone and phenol plant design using the cumene oxidation process is planned with a acetone production capacity of 24,000 tons/year to meet domestic acetone demand in Indonesia, which is still largely fulfilled through imports. The establishment of this plant is expected to reduce import dependency and increase the added value of the national chemical industry. The plant is planned to be located in Cilegon, Banten, operating for 330 days/year, under a Limited Liability Company (PT) structure with a total workforce of 204 employees. The selected process is the cumene oxidation (Hock) process, involving the formation of cumene hydroperoxide followed by decomposition into acetone and phenol. This process was chosen due to its high selectivity, relatively moderate operating conditions, and the economic value of phenol as a co-product. The main raw materials used are cumene and air, supported by sulfuric acid (H_2SO_4) and sodium hydroxide (NaOH). Utility requirements include process water, steam, cooling water, chilled water, electricity, fuel, compressed air, and wastewater treatment facilities. The main plant risks are associated with flammable and corrosive materials, as well as potential leakage during operation; therefore, proper safety and environmental control systems are required. Economic evaluation shows that the plant requires a Total Capital Investment (TCI) of IDR6,390,468,692,353, with a projected profit of IDR762,093,506,432/year, ROI of 44.71%, POT of 1.7 years, BEP of 45.20%, SDP of 15.35%, and DCFRR of 17.73%, indicating that the plant is economically feasible to be established.

Keywords: *acetone, cumene hydroperoxide, cumene oxidation, economic evaluation, plant design*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki potensi yang sangat besar dalam pengembangan sektor industri, didukung oleh ketersediaan sumber daya alam yang melimpah serta letak geografis yang strategis. Kondisi tersebut memberikan peluang luas bagi pertumbuhan berbagai jenis industri di dalam negeri. Dengan dukungan sumber daya yang memadai, kegiatan industri di Indonesia terus mengalami peningkatan, baik secara kuantitatif maupun kualitatif. Berdasarkan Undang-Undang Nomor 3 Tahun 2014 tentang Perindustrian, sektor industri ditetapkan sebagai salah satu pilar utama perekonomian nasional. Undang-undang tersebut memberikan peran strategis kepada pemerintah dalam upaya mendorong kemajuan industri nasional secara terencana, terpadu, dan berkelanjutan. Peran ini menjadi penting dalam mengarahkan laju pertumbuhan ekonomi agar dapat berkembang lebih cepat serta memperkuat daya saing nasional melalui peningkatan kapasitas produksi, efisiensi, dan inovasi teknologi.

Pada 5 Agustus 2025, Badan Pusat Statistuik (BPS) merilis data *Produk Domestik Bruto (PDB)* untuk pertumbuhan ekonomi triwulan II tahun 2025. Dalam laporan tersebut, PDB Indonesia tercatat tumbuh sebesar 5,12 persen, lebih tinggi dibandingkan periode yang sama tahun sebelumnya, yaitu 5,05

persen. Sektor industri pengolahan berkontribusi signifikan terhadap capaian tersebut dengan pertumbuhan sebesar 5,68 persen, terutama didorong oleh kinerja industri makanan dan minuman, industri logam dasar, serta industri kimia, farmasi, dan obat tradisional (Badan Pusat Statistik, 2025). Kondisi ini menunjukkan bahwa sektor industri pengolahan masih menjadi penggerak utama pertumbuhan ekonomi nasional.

Salah satu bahan kimia yang memiliki tingkat impor cukup tinggi di Indonesia adalah aseton. Aseton atau propanon merupakan senyawa pertama dan paling sederhana dalam golongan keton (Sedijani *et al*., 2024). Senyawa ini banyak dimanfaatkan sebagai bahan utama dalam berbagai sektor industri, seperti industri pewarna, plastik, serat sintetis, dan farmasi. Selain itu, aseton juga digunakan sebagai pelarut dalam produk pembersih, perekat, serta bahan kimia lainnya. Dalam kehidupan sehari-hari, aseton berfungsi untuk menghilangkan noda pada lantai, furnitur, dan peralatan keramik, termasuk noda tinta dan sisa perekat (Abbas *et al*., 2022).

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), impor aseton Indonesia pada tahun 2023 mencapai sekitar 19.309 ton dengan nilai sebesar US$ 16,70 juta. Pada tahun 2024, impor aseton tercatat sebesar 18.963 ton dengan nilai sekitar US$ 18,12 juta, sedangkan hingga Agustus 2025, nilai impornya telah mencapai US$ 10,73 juta dengan volume sekitar 14.198 ton (Badan Pusat Statistik, 2025). Data tersebut menunjukkan bahwa tingkat ketergantungan Indonesia terhadap pasokan aseton dari luar negeri masih cukup tinggi. Dengan mempertimbangkan kondisi tersebut, pendirian pabrik aseton di Indonesia

merupakan langkah strategis dan prospektif untuk memenuhi kebutuhan aseton dalam negeri. Selain berpotensi mengurangi ketergantungan terhadap impor, pengembangan industri aseton di dalam negeri juga membuka peluang bagi Indonesia untuk kembali menjadi negara pengekspor aseton di pasar internasional.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik merupakan langkah penting dalam perancangan karena menjadi dasar dalam menghitung kebutuhan bahan baku, menentukan ukuran peralatan proses, serta memperkirakan jumlah produk yang akan dihasilkan. Selain itu, kapasitas juga menentukan estimasi pendapatan, keuntungan, dan kelayakan investasi dari sisi ekonomi. Berikut beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas produksi pabrik aseton:

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Kapasitas pabrik yang akan didirikan sebaiknya dirancang berada di atas kapasitas minimum atau setidaknya setara dengan kapasitas pabrik sejenis yang telah beroperasi. Pertimbangan penentuan kapasitas produksi tersebut dapat dilakukan dengan mengacu pada data kapasitas pabrik aseton yang telah beroperasi di berbagai negara. Tabel 1.1 berikut menyajikan informasi mengenai kapasitas produksi beberapa pabrik aseton di dunia yang dapat dijadikan acuan dalam perancangan pabrik.

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Aseton Berbagai Negara

No.	Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
1	Allied Signal Corporation	Frankford, Philadelphia.	221.000	Krik & Othmer, 1998
2	Aristech Chemical Corporation	Haverhill, Ohio.	172.000	Krik & Othmer, 1998
3	BTL Specialty Resins Corporation	Blue Island, Illinois.	24.000	Krik & Othmer, 1998
4	Dow Chemical U.S.A.	Oyster Creek, Texas.	152.000	Krik & Othmer, 1998
5	General Electric Company	Mount Vernon, Indiana.	177.000	Krik & Othmer, 1998
6	Georgia Gulf Corporation	Plaquemine, Louisiana.	109.000	Krik & Othmer, 1998
7	Shell Oil Company	Deer Park, Texas.	166.000	Krik & Othmer, 1998
8	Texaco Corporation	El Dorado, Kansas.	25.000	Krik & Othmer, 1998
9	Altivia Ketones & Additives, LLC	Institute, West Virginia, Amerika Serikat	35.000	USITC, 2024
10	Sasol South Africa	Secunda, Afrika Selatan	45.000	USITC, 2024
11	Zhejiang Petrochemical Co.	Zhejiang, Tiongkok	60.000	SunSirs, 2024
12	Domo Chemicals	Leuna, Jerman	85.000	USITC, 2024
13	Jilin Petrochemical	Jilin, Tiongkok	50.000	SunSirs, 2024

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor krusial yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas suatu pabrik. Pabrik yang dirancang harus mampu memperoleh pasokan bahan baku secara berkelanjutan agar proses produksi dapat berjalan secara optimal dan efisien. Dalam hal ini, bahan baku utama untuk produksi aseton adalah *cumene*. Idealnya, kebutuhan *cumene* dipenuhi dari produksi dalam negeri guna mendukung kemandirian industri nasional dan mengurangi ketergantungan terhadap impor. Namun, hingga saat ini, Indonesia belum memiliki fasilitas produksi *cumene* berskala industri, sehingga pemenuhan kebutuhan bahan baku tersebut masih bergantung pada impor dari luar negeri. Oleh karena itu, untuk mengetahui potensi dan proyeksi ketersediaan *cumene* sebagai bahan baku di Indonesia, dapat dilakukan analisis berdasarkan data impor dari Badan Pusat Statistik (BPS) serta data kapasitas produksi pabrik *cumene* di tingkat global sebagaimana disajikan pada tabel 1.2 dan 1.3 berikut ini.

Tabel 1.2 Data Impor *Cumene*

Tahun	**Jumlah (Ton/Tahun)**
2021	2.890
2022	1.860
2023	2.927
2024	2.054
2025	1.001

(Badan Pusat Statistik, 2025)

Tabel 1.3 Perusahaan *Cumene* di Dunia Tahun 2024

No.	Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	INEOS Phenol GmbH	Antwerp, Belgia	670.000
2	INEOS Phenol	Gladbeck, Jerman	550.000
3	Kumho P&B Chemicals Inc.	Yeosu, Korea Selatan	500.000
4	CEPSA Química	Huelva, Spanyol	400.000
5	SABIC	Al-Jubail, Arab Saudi	420.000
6	INEOS Phenol	Pasadena, Texas, AS	900.000
7	Mitsui Chemicals Inc.	Chiba, Jepang	300.000
8	Taiwan Prosperity Chemical Corp.	Mailiao, Taiwan	360.000
9	Deepak Phenolics Ltd.	Dahej, India	200.000
10	SINOPEC (China Petroleum & Chemical Corporation)	Beijing, Tiongkok	700.000

(ICIS *Chemical Business*, 2024)

1.2.3 Kebutuhan Produk di Indonesia

a. *Supply*

1. Produksi

Sampai saat ini, Indonesia belum memiliki fasilitas produksi aseton berskala industri. Oleh karena itu, pemenuhan kebutuhan aseton di dalam negeri masih sepenuhnya bergantung pada impor dari luar negeri untuk mendukung berbagai kegiatan industri.

2. Impor

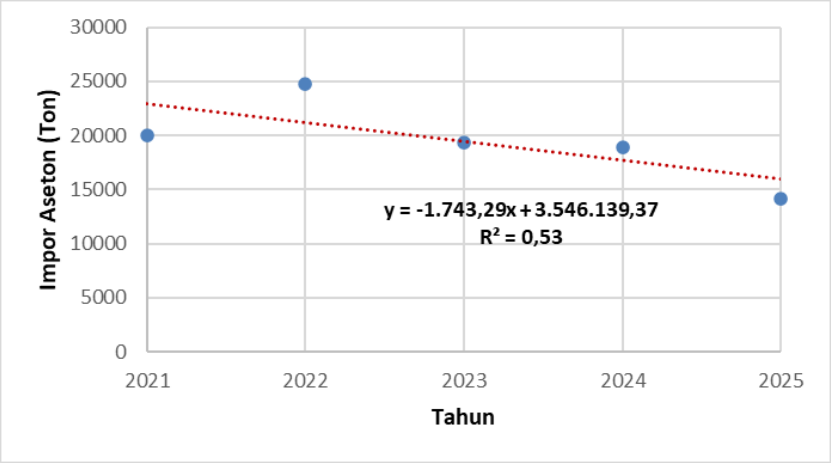
Kebutuhan aseton di Indonesia menunjukkan fluktuasi dari tahun ke tahun. Untuk memperoleh gambaran mengenai proyeksi kebutuhan aseton nasional, dapat dilakukan melalui analisis data impor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) sebagai indikator tingkat konsumsi domestik. Oleh karena itu, dalam penentuan kapasitas produksi pabrik aseton di Indonesia, digunakan data impor aseton selama lima tahun terakhir, yaitu periode 2021 hingga 2025. Data impor tersebut disajikan pada Tabel 1.4 berikut.

Tabel 1.4 Data Impor

Tahun	**Impor (Ton/Tahun)**
2021	19.988
2022	24.816
2023	19.309
2024	18.963
2025	14.198

(Badan Pusat Statistik, 2025)

Dari Tabel 1.4 di atas dapat digambarkan grafik hubungan antara tahun dan jumlah aseton yang di impor ke Indonesia seperti dibawah ini:



Gambar 1.1 Grafik Impor Aseton

Grafik pada Gambar 1.1 diatas dibuat menggunakan program *trendline* pada excel untuk mendapatkan persamaannya.

Persamaan yang didapatkan adalah :

y = -1.743,,29 x + 3.546.139,37

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan kapasitas produksi berdasarkan nilai impor pada tahun 2030.

y = -1.743,29 *(2030) + 3.546.139,37

= 7.260,67 ton/tahun

= 7.261 ton/tahun

Maka, nilai impor yang diperlukan untuk tahun 2030 adalah sebesar 7.261 ton/tahun.

Sehingga, besar *supply* aseton di indonesia dapat ditentukan menggunakan data produksi dan data impor aseton di Indonesia sebagai berikut :

Supply = Produksi + Impor

Supply = 0 + 7.261

Supply = 7.261 ton/tahun

b. *Demand*

1. Ekspor

Hingga saat ini, Indonesia belum melakukan kegiatan ekspor aseton karena belum terdapat fasilitas produksi aseton di dalam negeri. Oleh sebab itu, pemenuhan kebutuhan domestik sepenuhnya bergantung pada impor dari berbagai negara guna mencukupi permintaan pasar nasional.

2. Konsumsi

Dalam menentukan kebutuhan aseton nasional, data konsumsi aseton tahunan di Indonesia tidak tersedia secara langsung pada publikasi resmi maupun data statistik industri. Oleh karena itu, estimasi kebutuhan aseton dalam negeri tidak didapatkan secara langsung, tetapi mengacu pada kapasitas produksi industri yang menggunakan aseton sebagai bahan baku utama. Dengan demikian, besarnya konsumsi aseton diasumsikan sebanding dengan total kapasitas pabrik yang memproduksi

produk-produk turunan atau derivat aseton yang telah beroperasi di Indonesia.

Adapun data konsumsi di Indonesia pada masing-masing perusahaan dapat dilihat pada Tabel 1.5 berikut.

Tabel 1.5 Data Konsumsi Aseton di Indonesia

No.	Perusahaan	Produk Utama	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
1	PT Astari Niagara Internasional	Lembaran *Cast Acrylic*, *Recycled Cast Acrylic*, dan *Extruded Acrylic*	43.000	ASTARI Official Website, 2024
2	PT Margacipta Wirasentosa	*Cast Acrylic Sheet*	30.000	Margacipta Company History, 2024
Total			**73.000**	

Aseton digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan *methyl methacrylate* (MMA) melalui jalur *acetone cyanohydrin* (ACH), yang selanjutnya dapat dipolimerisasi menjadi *polymethyl methacrylate* (PMMA) atau lembaran kaca akrilik. Penggunaan aseton untuk tujuan ini diperkirakan mencapai sekitar 25% dari total kapasitas produksi (Grand View Research, 2023; ICIS, 2022).

Berdasarkan data pada Tabel 1.5 diatas mengenai kapasitas produksi perusahaan pengguna bahan baku MMA yang

berasal dari aseton, maka estimasi kebutuhan aseton dalam negeri dapat ditentukan dengan mengalikan 25% dari total kebutuhan.

Konsumsi = 25% × 73.000 ton/tahun

Konsumsi = 18.250 ton/tahun

Dengan demikian, konsumsi aseton di Indonesia dapat diasumsikan sebesar 18.250 ton/tahun, yang mencerminkan total kapasitas produksi industri yang menggunakan aseton sebagai bahan baku utama dalam proses pembuatan metil metakrilat (MMA) dan produk turunannya.

Sehingga, besar *demand* aseton di indonesia dapat ditentukan menggunakan data ekspor dan data konsumsi aseton di Indonesia sebagai berikut :

Demand = Ekspor + Konsumsi

Demand = 0 + 18.250

Demand = 18.250 ton/tahun

Berdasarkan hasil dari nilai *supply* dan *demand*, maka dapat ditentukan besarnya peluang untuk menentukan kapasitas perancangan pabrik Aseton pada tahun 2030 sebagai berikut :

Peluang kapasitas produksi= *Demand – Supply*

= 18.250 – 7.261

= 10.989 ton/tahun

Maka penentuan kapasitas pabrik ditetapkan sebesar 24.000 ton per tahun dengan pertimbangan bahwa kapasitas

minimum pabrik aseton yang telah beroperasi adalah 24.000 ton per tahun. Selain itu, penentuan kapasitas ini juga didukung oleh adanya peluang ekspor yang lebih besar, sehingga peningkatan kapasitas dianggap layak untuk mendukung efisiensi produksi dan peningkatan keuntungan ekonomi.

Dari peluang yang ada, terdapat hasil produk lebih dari kebutuhan sebesar 13.011 ton. Produk aseton tersebut akan digunakan sebagai produk ekspor ke beberapa negara yang butuh impor aseton. Negara pengimpor aseton terbesar di Asia pada tahun 2024 dapat dilihat pada Tabel 1.6 berikut.

Tabel 1.6 Data Negara Pengimpor Aseton Terbesar di Asia

Tahun	**Negara**	**Impor (Ton/Tahun)**
2024	China	338.557
2024	India	132.317
2024	Korea Selatan	3.119
2024	Thailand	1.192
2024	Vietnam	18.009

(UN Comtrade Database, 2024)

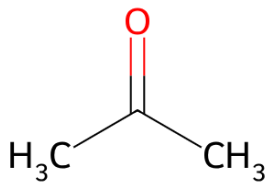
Pasar aseton global diperkirakan mencapai $5,46 miliar ≈ Rp95,55 triliun pada tahun 2025 dan diproyeksikan mencapai $6,60 miliar ≈ Rp115,56 triliun pada tahun 2030, dengan pertumbuhan CAGR (*Compound Annual Growth Rate*) sebesar 3,8% dari tahun 2025 hingga 2030. Peningkatan penggunaan aseton dalam industri seiring dengan perkembangan pesat sektor,

seperti industri cat dan pelapis serta farmasi di negara-negara berkembang kawasan Asia Pasifik, hal tersebut diperkirakan akan menjadi salah satu faktor utama yang mendorong pertumbuhan pasar aseton selama periode proyeksi (Grand View Research, 2025).

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Aseton

Aseton (C_3H_6O) atau dimetil keton adalah senyawa keton yang jika dalam ruangan berfase cair digunakan sebagai bahan pelarut dengan struktur kimia sebagai berikut:



Gambar 1.2 Struktur Aseton

Aseton dapat dibuat dengan berbagai proses dan bahan baku yang berbeda – beda. Aseton merupakan senyawa keton sederhana yang berbentuk cairan tidak berwarna dan mudah terbakar. Cairan ini larut sempurna dalam air serta sering digunakan sebagai pelarut industri maupun bahan baku pembuatan plastik, obat-obatan, dan serat sintetis. Secara komersial, aseton dapat diproduksi melalui beberapa metode, seperti dehidrogenasi isopropanol, oksidasi isopropanol, atau melalui

proses oksidasi kumena di mana kumena direaksikan dengan oksigen dari udara untuk menghasilkan kumena hidroperoksida, yang kemudian mengalami pemecahan menghasilkan aseton sebagai produk utama dan fenol sebagai produk samping.

1.3.2 Proses Pembuatan Aseton

Menurut (Kirk dan Othmer 1998) pembuatan Aseton dapat dilakukan dengan beberapa cara, diantaranya:

a. Dehidrogenasi isopropanol

Dehidrogenasi isopropanol adalah proses pembuatan aseton dengan dehidrogenasi menggunakan reaksi secara endotermis. Reaksinya sebagai berikut:

$$C_3H_8O \rightarrow C_3H_6O + H_2 \qquad (1.2)$$

Dehidrogenasi isopropanol ini berfase gas dengan tekanan 2 atm, suhu yang digunakan 350°C dengan konversi isopropanol sebesar 90%. Proses dehidrogenasi ini terjadi pada kondisi endotermis oleh karena itu kesetimbagan lebih menguntungkan untuk pembentukan aseton pada suhu yang lebih tinggi. Reaksi ini juga memerlukan katalis yaitu *Zinc Oxide-Zirconium Oxide* (ZnOZrO), *Copper-Chromium Oxide* (Cu-CrO) atau *Copper-Silicon Dioxide* ($CuSiO_2$) (Turton *et al*., 1998).

b. Oksidasi Isopropanol

Oksidasi Isopropanol adalah proses produksi aseton dengan mereaksikan isopropanol dengan udara atau oksiden pada kondisi suhu tinggi serta menggunakan katalis. Reaksinya sebagai berikut:

$$C_3H_8O + O_2 \rightarrow C_3H_6O + H_2O \quad (1.3)$$

Dalam proses oksidasi ini katalis yang digunakan sama dengan proses dehidrogenasi isopropanol, namum prosesnya secara eksotermis pada suhu 295°C. Pemakaian proses oksidasi dan dehidrogenasi ini menggunakan pemilihan katalis yang tepat, namun penggunaan oksidasi isopropanol ini lebih sedikit dibanding menggunakan dehidrogenasi isopropanol. Pengoksidasian isopropanol sebagian terjadi dengan fase cair katalitik pada suhu dan tekanan rendah agar dapat menghasilkan aseton dan air (Kirk dan Othmer 1998).

c. Oksidasi *Cumene*

Pada proses ini, Benzene dialkilasi menjadi *Cumene* yang kemudian dioksidasi dengan udara atau oksigen murni menjadi *Cumene Hydroperoxide*. *Cumene Hydroperoxide* kemudian ditambahkan dengan asam dan pemanasan akan menghasilkan aseton dan fenol. Reaksinya adalah :

$$C_9H_{12} + O_2 \rightarrow C_9H_{12}O_2 \rightarrow C_3H_6O + C_6H_5OH \quad (1.4)$$

Secara garis besar, proses ini dibagi menjadi tahap oksidasi *Cumene*, tahap pembelahan *Cumene Hydroperoxide*, netralisasi, dan distilasi Aseton. Proses oksidasi *Cumene* biasanya berlangsung pada

suhu 80- 130ºC dan tekanan 6 atm dengan penambahan Sodium Hidroksida sebagai *promotor/stabilizer*. Umpan masuk reaktor pengoksidasi adalah *fresh Cumene* dan *recycled Cumene* keluaran menara distilasi. Udara atau oksigen digelembungkan dari bawah reaktor. Hasil keluaran reaktor *Cumene Hydroperoxide* dialirkan menuju alat selanjutnya. Proses penambahan asam kemudian dilakukan pada suhu 60- 100ºC pada sebuah tangki berpengaduk dan akan terjadi reaksi pembelahan *Cumene Hydroperoxide* menjadi aseton dan fenol. Selanjutnya, setelah proses penambahan asam, dilakukan proses netralisasi. Berikutnya adalah proses pencucian dan distilasi (Kirk Orthmer,1998).

1.3.3 Pemilihan Proses

Tabel 1.7 Pemilihan Proses Produksi Aseton

No.	Parameter	Proses Pembuatan Aseton		
		Proses Oksidasi *Cumene*	**Proses Dehidrogenasi Isopropanol**	**Proses Oksidasi Isopropanol**
1	Proses	*Cumene* dioksidasi dengan udara menghasilkan *cumene* hidroperoksida, kemudian didekomposisi dengan asam menghasilkan aseton dan fenol sebagai produk samping	Isopropanol didehidrogenasi secara katalitik pada suhu tinggi menghasilkan aseton dan gas hidrogen	Isopropanol direaksikan dengan oksigen menggunakan katalis menghasilkan aseton tanpa produk samping bernilai tinggi
2	Kondisi Operasi	Reaksi Oksidasi T = 80-130 °C P = 1 – 3 atm Reaksi Dekomposisi T = 50 – 100 °C P = 1 - 2 atm	T = 300 - 450°C P = 1 - 2 atm Katalis: Cu, ZnO, atau Cr_2O_3	T = 250 - 350°C P = 1-5 atm Katalis:Cu dan Ag

Tabel 1.8 Pemilihan Proses Produksi Aseton (Lanjutan)

No.	Parameter	Proses Pembuatan Aseton		
2	Kondisi Operasi	**Proses Oksidasi *Cumene***	**Proses Dehidrogenasi Isopropanol**	**Proses Oksidasi Isopropanol**
3	Bahan Baku	*Cumene* (isopropylbenzene) dan udara/oksigen *Cumene* dibuat dari benzene dan propilena	Isopropanol (2-propanol) Isopropanol dibuat dari hidrasi propilena	Isopropanol dan oksigen/udara
4	Konversi (yield)	Konversi oksidasi *cumene* 40% Konversi dekomposisi CHP :98%	75-85%	85-95%
5	Produk	Produk Utama - Aseton - Fenol (produk ko-utama bernilai sangat tinggi)	Produk Utama - Aseton - Hidrogen (gas, bernilai sedang)	Produk Utama - Aseton
6	Tingkat Korosif	Korosif	Korosif	Korosif

(Kharlampidi *et al*., 2021)

Berdasarkan hasil perbandingan berbagai proses produksi aseton pada Tabel 1.7 yang meliputi proses oksidasi *cumene* (*Hock Process*), proses dehidrogenasi isopropanol, serta proses oksidasi langsung isopropanol, dipilih proses oksidasi *cumene* sebagai proses yang paling sesuai untuk dirancang. Pemilihan ini didasarkan pada beberapa pertimbangan:

1. Proses oksidasi *cumene* selain menghasilkan aseton, juga menghasilkan prosuk samping fenol yang memiliki nilai jual yang tinggi untuk mengoptimalkan pendapatan pabrik.
2. Aseton yang dihasilkan dari proses oksidasi *cumene* memiliki konversi yang lebih tinggi dari proses yang lain yaitu 98%

3. Dari sisi kondisi operasi, proses oksidasi *cumene* berlangsung pada suhu yang relatif rendah (80-130)°C untuk oksidasi, 50-100°C untuk dekomposisi) dan tekanan (1-3 atm untuk oksidasi, 1-2 atm untuk dekomposisi), sehingga lebih hemat energi, aman, dan stabil.

1.3.4 Kegunaan Produk

Aseton memiliki beragam kegunaan dalam berbagai sektor industri, menjadikannya salah satu pelarut organik yang paling penting dan banyak digunakan. Beberapa kegunaannya antara lain:

1. Sebagai pelarut serbaguna untuk berbagai bahan kimia, termasuk resin, plastik, dan serat sintetis. Aseton banyak digunakan dalam industri cat, pernis, dan perekat karena kemampuannya melarutkan banyak zat organik.
2. Digunakan dalam industri kosmetik dan farmasi, terutama sebagai bahan pelarut dalam pembuatan pembersih kuku, penghapus cat kuku, serta bahan baku dalam formulasi obat dan antiseptik.
3. Berperan sebagai bahan antara (*intermediate*) dalam sintesis senyawa kimia lain, seperti metil metakrilat, bisfenol A, dan metil isobutil keton, yang merupakan bahan penting untuk plastik dan resin.
4. Digunakan dalam laboratorium kimia sebagai pelarut untuk pembersihan peralatan karena sifatnya yang mudah menguap dan tidak meninggalkan residu.

5. Dimanfaatkan dalam industri tekstil dan elektronik, misalnya untuk membersihkan permukaan logam, kaca, dan komponen elektronik sebelum proses pelapisan atau perakitan.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

a. Panas Pembentukan Standar

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk memahami sifat reaksi, apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis, serta apakah reaksi tersebut terjadi secara spontan atau tidak spontan, dan apakah reaksi tersebut dapat dibalik (*reversible*) atau tidak (*irreversible*). Untuk menentukan reaksi bersifat eksotermis atau endotermis, dapat diketahui dengan perhitungan panas reaksi (ΔH) pada suhu 25℃ (298K) dengan tekanan 1 atm. Reaksi yang ditunjukkan pada Persamaan (1.5) merupakan reaksi yang berlangsung di reaktor 1. Sementara itu, Persamaan (1.6) menggambarkan reaksi lanjutan yang terjadi di Reaktor 2, di mana produk antara dari reaktor pertama mengalami reaksi berikutnya untuk membentuk produk akhir.

$$C_9H_{12} + O_2 \rightarrow C_9H_{12}O_2 \quad (1.5)$$

$$C_9H_{12}O_2 \rightarrow C_3H_6O + C_6H_5OH \quad (1.6)$$

Berdasarkan nilai (ΔHf°) dari masing-masing komponen, yang diperoleh dari Yaws (1999), hasilnya dapat dilihat pada Tabel 1.9 berikut:

Tabel 1.9 Nilai ΔHf°masing-masing komponen pada suhu 298K

Komponen	**ΔHf° 298K (kJ/mol)**
$C_6H_5CH(CH_3)_2$	4
O_2	0,00
$C_6H_5C(CH_3)_2OOH$	-78.4
C_6H_5OH	-96,4
C_3H_6O	-217,1

(Yaws, 1999)

ΔH° reaksi = Σ ΔHf°produk - Σ ΔHf°reaktan

- ΔH° reaksi pers. 1.5 pada suhu 25°C

  = (-78.4) kJ/mol – (4 - 0,00) kJ/mol

  = -82,4 kJ/mol

- ΔH° reaksi pers. 1.6 pada suhu 25°C

  = ((-96,4) + (-217,1)) kJ/mol – (-78,4) kJ/mol

  = - 235,1 kJ/mol

ΔH reaksi pers. 1.5 pada suhu 120°C

Mencari ΔHf masing – masing komponen pada suhu 120°C

$\Delta Hf = A + (B*T) + (C*T^2)$ (kJ/mol), T (K)

Tabel 1.10 ΔHf masing-masing komponen pada suhu 393K

Komponen	**A**	**B**	**C**	**ΔHf (393K) kJ/mol**
C_9H_{12}	35.148	-0.12408	0,0000658	-3.4527
O_2	0	0	0	0
$C_9H_{12}O_2$	-49.805	-0.115220	0,000064776	-85.0819

(Yaws, 1999)

ΔH reaksi = Σ ΔHf produk - Σ ΔHf reaktan

- ΔH reaksi pers. 1.5 pada suhu 120°C

  = -85.0819 - ((-3.4527) + 0)

  = - 81.6292 kJ/mol

- ΔH reaksi pers. 1.6 pada suhu 60°C

  Mencari ΔHf masing – masing komponen pada suhu 60°C

  $\Delta Hf = A + (B*T) + (C*T^2)$ (kJ/mol), T (K)

Tabel 1.11 ΔHf masing-masing komponen pada suhu 343K

Komponen	**A**	**B**	**C**	**ΔHf (343K) kJ/mol**
C_6H_5OH	-81.252	-0.061277	0,000035122	-97.7626
C_3H_6O	-199.050	-0.070678	0,000033967	-184.92
$C_9H_{12}O_2$	-49.805	-0.115220	0,000064776	-31.246

(Yaws, 1999)

ΔH reaksi = Σ ΔHf produk - Σ ΔHf reaktan

- ΔH reaksi pers. 1.6 pada suhu 60 °C

  = ((-184.92) + (-97.7626)) - (-31.246)

  = -251.437 kJ/mol

Apabila ΔH reaksi bernilai positif (+) : Reaksi bersifat endotermis

Apabila ΔH reaksi bernilai negatif (-) : Reaksi bersifat eksotermis

Berdasarkan perhitungan, ΔH pada reaksi pers. 1.5 dan pers. 1.6 bernilai negatif (-), sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi yang berlangsung dalam proses bersifat eksotermis.

b. Energi Bebas Gibbs (ΔGf°)

Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔGf°) digunakan untuk memprediksi apakah reaksi kimia cenderung berlangsung spontan atau tidak. Jika ΔGf°bernilai positif (+), itu menunjukkan bahwa reaksi tidak dapat terjadi secara spontan dan memerlukan energi tambahan yang cukup besar dari luar. Sebaliknya, jika ΔGf° bernilai negatif (-), reaksi dapat terjadi secara spontan dengan kebutuhan energi yang minimal. Berdasarkan data dari Yaws (1999), nilai ΔGf° untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 1.1 di bawah ini. Untuk mengetahui reaksi termasuk ke dalam reaksi *reversible* (bolak-balik) atau *irreversible* (searah), dilakukan perhitungan harga tetapan kesetimbangan (K), dengan persamaan:

$$\ln K = \frac{\Delta Gf^\circ}{RT} \qquad (1.7)$$

Dimana,

ΔG° : Energi Bebas Gibbs (kJ/mol)

R : Konstanta gas (kJ/mol.K)

T : Suhu (K)

K : Konstanta kesetimbangan reaksi

Data harga ΔGf° pada tiap senyawa di suhu 25°C (298K) dengan tekanan 1 atm :

Tabel 1.12 ΔGf° Masing-Masing Komponen

Komponen	**ΔGf° 298K (kJ/mol)**
$C_6H_5CH(CH_3)_2$	137,1
O_2	0,00
C6H5C(CH3)2OOH	96
C_6H_5OH	-32,5
C_3H_6O	-152,6

(Yaws, 1999)

Perubahan Energi Gibbs dalam reaksi dihitung menggunakan persamaan :

ΔG°reaksi = Σ ΔGf° produk - Σ ΔGf° reaktan maka,

- Energi Gibbs Reaksi Oksidasi *Cumene* atau pers. 1.5

  ΔG° = [96] kJ/mol - [137,1+ 0] kJ/mol

  ΔG° = -41,1 kJ/mol

- Energi Gibbs Reaksi Dekomposisi atau pers. 1.6

  ΔG° = [(-32,5)+(-152,6)] kJ/mol - [96] kJ/mol

$\Delta G° = -281,1 kJ/mol$

Lalu, Menghitung harga tetapan kesetimbangan pada suhu 298K dengan persamaan :

$$\ln K = \frac{\Delta Gf°}{RT} \quad (1.7)$$

- Reaksi persamaan (1.5)

$$\ln K = \frac{-(-41,1)}{0,008314\ kJ/mol \times 298K}$$

$\ln K = 16,3916$

$K = 13,146 \times 10^{6}$

- Reaksi persamaan (1.6)

$$\ln K = \frac{-281,1}{0,008314\ kJ/mol \times 298K}$$

$\ln K = 113,4578$

$K = 1,879 \times 10^{49}$

Lalu, menghitung harga tetapan kesetimbangan pada suhu aktual

- Reaksi persamaan (1.5)

$$\ln\left[\frac{K2}{K1}\right] = \left[\frac{-\Delta H298}{R}\right]\left[\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1}\right]$$

$$\ln\left[\frac{K383}{K298}\right] = \left[\frac{-(82{,}4\ \text{kJ/mol K}}{0{,}008314\ \text{kJ/mol K}}\right]\left[\frac{1}{383K} - \frac{1}{298}\right]$$

$$\ln\left[\frac{K383}{K298}\right] = -7{,}381$$

$$\left[\frac{K383}{K298}\right] = 6{,}23 \times 10^{-4}$$

$$K383 = 6{,}23 \times 10^{-4} \times (13{,}146 \times 10^{6})$$

$$K383 = 8.189{,}142$$

- Reaksi persamaan (1.6)

$$\ln\left[\frac{K2}{K1}\right] = \left[\frac{-\Delta H298}{R}\right]\left[\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1}\right]$$

$$\ln\left[\frac{K333}{K298}\right] = \left[\frac{-(235{,}1\ \text{kJ/mol K}}{0{,}008314\ \text{kJ/mol K}}\right]\left[\frac{1}{383K} - \frac{1}{298}\right]$$

$$\ln\left[\frac{K333}{K298}\right] = -9{,}973$$

$$\left[\frac{K333}{K298}\right] = 4{,}662 \times 10^{-5}$$

$$K333 = 4{,}662 \times 10^{-5} \times (1{,}879 \times 10^{49})$$

$$K333 = 8{,}763 \times 10^{44}$$

Karena harga ΔGf° pada kedua reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan, sehingga tidak ada energi panas berlebih yang dibutuhkan (konsumsi daya yang rendah) dan reaksi ini bersifat irreversible karena nilai tetapan kesetimbangan (K) jauh lebih besar dari 1. Berdasarkan hubungan $K = K_1 / K_2$, hal ini menunjukkan bahwa tetapan laju reaksi maju (K_1) jauh lebih besar dibandingkan tetapan laju reaksi balik (K_2). Akibatnya, kesetimbangan sangat bergeser ke arah produk dan sebagian besar reaktan telah bereaksi, sehingga peluang reaksi berbalik menjadi sangat kecil. Hal ini menyebabkan reaksi berlangsung hampir sepenuhnya ke arah produk tanpa terjadi perubahan yang signifikan kembali ke reaktan.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Dalam tahap awal perancangan reaktor, penentuan data kinetika reaksi menjadi langkah yang penting untuk memahami perilaku reaksi yang akan terjadi. Pada perancangan ini, fokus diarahkan pada reaksi oksidasi *cumene* dan reaksi dekomposisi *cumene hydroperoxide* menjadi aseton dan fenol, sehingga diperlukan data kinetika yang akurat untuk kedua reaksi tersebut. Dengan mengabaikan pengaruh transfer massa, konstanta laju reaksi dapat ditentukan menggunakan persamaan Arrhenius untuk menggambarkan hubungan antara suhu dan kecepatan reaksi.

$$-r = k\, C_A \quad (1.8)$$

Dimana,

(-rA) : laju reaksi, L/mol.s

: konstanta laju reaksi, L/mol.s

CA : konsentrasi reaksi A, mol/L

Nilai konstanta laju reaksi k_1 yang merupakan fungsi suhu dapat dicari dengan memodelkan data eksperimen menggunakan persamaan Arrhenius:

$$k = A \exp\left(-\frac{Ea}{RT}\right) \quad (1.9)$$

$$\ln k = -\frac{Ea}{R}\frac{1}{T} + \ln A \quad (1.10)$$

Dimana,

: Faktor Tumbukan

Ea : Energi Aktivitas, J/mol

R : Konstanta Gas, J/mol.K

T : Suhu, K

Berdasarkan referensi dari jurnal *Kinetics of liquid phase oxidation of cumene in bubble column (1970)* diketahui A (Faktor *Pre-exponential*) dan Ea (Energi Aktivasi) untuk reaksi oksidasi seperti dibawah ini:

$$k_1 = 1{,}57 \times 10^{14} \exp\left(-\frac{24.800}{RT}\right) \quad (1.11)$$

Sementara itu, untuk reaksi dekomposisi berdasarkan jurnal dari Seubold & Vaughan (1953), diketehui persamaan Arrheniusnya yaitu sebagai berikut:

$$k_2 = 1{,}65 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{18.600}{RT}\right) \quad (1.12)$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Aseton

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus molekul	: C_3H_6O atau $(CH_3)_2CO$
Berat molekul	: 58,08 g/mol
Densitas	: 0,791 g/cm^3
Titik didih	: 56,05 °C
Titik lebur	: -94,7 °C
Viskositas (20 °C)	: 0,32 cP
Specific gravity (20ºC)	: 0,792 (20°C/20°C)
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: khas, manis (*pungent*)
Tekanan uap (20°C)	: 24,7 kPa
Kelarutan dalam air	: Larut sempurna (*miscible*)
Kemurnian komersial	: 99 %

Impuritis : 1% air

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Cairan mudah terbakar dan sangat volatil
2. Cairan dapat menjadi pelarut organik yang sangat baik
3. Dapat menyebabkan iritasi mata yang serius

(Perry's, 1998)

2.1.2 Fenol

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus molekul : C_6H_5OH

Berat molekul : 94,11 g/mol

Densitas : 1,071 g/cm^3

Titik beku : 40,5 °C

Titik didih : 181,4 °C

Titik lebur : 40,5 °C

Viskositas : 3,44 cP

Specific gravity : 1,088

Fase : Cair

Warna : Tidak berwarna

Tekanan kritis : 6,12 Mpa

Kelarutan dalam air : 8,3 g/100 mL

Kemurnian komersial : 99,5%

Impuritas : 0,5 % CHP

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Fenol bersifat asam lemah karena dapat melepaskan ion H^+
2. Memiliki gugus hidroksil yang membuat senyawa ini polar
3. Menyerap kelembapan dari udara
4. Berubah warna saat terpapar cahaya

(Perry's, 1998)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 *Cumene*

a. Sifat Fisis

Rumus Molekul : C_9H_{12}

Berat Molekul : 120,19 g/mol

Wujud : Cair

Kenampakan : Tidak berwarna

Bau : Tidak berbau

Titik Didih : 152 °C

Titik Beku	: -96,9 °C
Densitas (20 °C)	: 0,862 kg/m³
Viskositas (20 °C)	: 0,791
Flash Point	: 31 °C
Auto-Ignition Temperature	: 424 °C
Kelarutan	: Tidak larut dalam air
Kemurnian Komersial	: 99 %
Impuritis	: 1 % air

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Senyawa hidrokarbon aromatis yang mudah terbakar
2. *Cumene* dapat teroksidasi dengan oksigen dari udara menghasilkan *cumene hydroperoxide* (CHP)
3. Karena adanya cincin benzena, *cumene* dapat mengalami reaksi substitusi aromatik elektrofilik

(Perry's, 1998)

2.2.2 *Cumene Hydroperoxide*

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus Molekul	: $C_9H_{12}O_2$
Berat Molekul	: 152,193 g/mol

Wujud	: Cair
Warna	: Bening
Densitas	: 1.02 g/cm³
Titik Didih	: 153 °C
Titik Leleh	: -9 °C
Specific Gravity (60 °F)	: 1,055524
Flash Point	: 79 °C
Auto-Ignition Temperature	: 380 °C
Kemurnian Komersial	: 80%
Impuritis	: 20% air

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Mengalami hidrolisis dengan asam encer untuk menghasilkan fenol dan aseton.
2. Karena adanya gugus –OOH, bersifat oksidator kuat
3. Bahan organik peroksida, mudah terurai menghasilkan gas dan panas.

(Central Drug House, 2025)

2.2.3 Oksigen

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus Molekul	: O_2
Wujud	: gas
Berat Molekul	: 32,00 g/gmol
Kenampakan	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik Didih	: −182,96 °C
Titik Beku	: −218,79 °C
Densitas	: 1,429 g/L (0 °C, 1 atm)
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air
Kemurnian Komersial	: 99,5 %
Impuritis	: 0,05 % gas inert

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Tidak mudah terbakar, tetapi sangat mendukung pembakaran.
2. Oksigen merupakan oksidator kuat yang bereaksi dengan berbagai unsur membentuk oksida.

(Britannica, 2024)

2.2.4 Nitrogen

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus Molekul	: N_2
Berat Molekul	: 28,01 g/mol
Wujud	: Gas
Kenampakan	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik Didih	: −195,8 °C
Titik Beku	: −210,0 °C
Densitas	: 1,2506 g/L (0 °C, 1 atm)
Kelarutan	: Sedikit larut dalam air
Kemurnian Komersial	: 99,9 %

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Sangat inert karena adanya ikatan rangkap tiga (N≡N) yang kuat.
2. Tidak mendukung pembakaran dan digunakan sebagai gas pelindung atau inert dalam proses industri.

(Britannica, 2024)

2.2.5 Asam Sulfat

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus Molekul	: H_2SO_4
Berat Molekul	: 98,08 g/mol

Wujud	: Cair
Warna	: Bening
Densitas	: 1,8 gr/cm³
Titik Didih	: 340 °C
Titik Leleh	: 10,49 °C
Specific Gravity (60 °F)	: 1,834
pH	: kurang dari 1.0
Kelarutan	: Larut, menimbulkan panas
Kemurnian Komersial	: 98%, impuritis 2% air

b. Sifat – Sifat Kimia

1. Merupakan senyawa asam kuat yang higroskopis dan sangat stabil
2. Dengan basa membentuk garam dan air.
3. Dengan alkohol membentuk eter dan air.

(Perry's, 1998)

2.2.6 Natrium Hidroksida

a. Sifat – Sifat Fisis

Rumus Molekul	: NaOH
Berat Molekul	: 40 gr/mol

Wujud	: Padat
Warna	: putih
Bau	: Tidak Berbau
Densitas	: 2,13 g/cm3
Titik Didih	: 1390°C
Titik Leleh	: 318,4°C
Kelarutan	: Larut dalam air
Kemurnian Komersial	: 48%, impuritis 52% air

b. Sifat – Sifat Kimia

1. NaOH membentuk basa kuat bila dilarutkan dalam air
2. Senyawa ini sangat mudah terionisasi membentuk ion natrium dan hidroksida

(Perry's Ed 7th, 1998)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan suatu teknik penting yang digunakan perusahaan untuk menilai mutu produk sebelum dipasarkan kepada konsumen. Melalui teknik ini, perusahaan dapat menilai kelayakan serta mutu produk berdasarkan batas kontrol yang telah ditentukan. Penerapan pengendalian kualitas memberikan berbagai keuntungan, seperti peningkatan mutu produk agar hasil yang dicapai lebih optimal, peningkatan produktivitas dengan

menekan jumlah produk cacat selama proses produksi, pengurangan biaya produksi yang tidak perlu, serta pencegahan ketidaksesuaian dalam proses agar produk tetap memenuhi standar dan spesifikasi perusahaan. Selain itu, penerapan pengendalian kualitas juga berkontribusi terhadap peningkatan keuntungan perusahaan.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Cumene, *cumene hydroperoxide*, oksigen (O_2), dan nitrogen (N_2) merupakan bahan utama yang digunakan dalam proses produksi dan akan menjadi bagian penting dalam pembentukan produk akhir. Dalam suatu perusahaan, bahan-bahan ini memiliki peranan yang sangat krusial karena menjadi dasar utama untuk menghasilkan produk yang sesuai dengan tujuan produksi. Pengendalian kualitas terhadap *cumene*, *cumene hydroperoxide*, O_2, dan N_2 bertujuan untuk memastikan bahwa seluruh bahan yang digunakan telah memenuhi standar spesifikasi yang ditetapkan. Sebelum proses produksi dimulai, dilakukan serangkaian pengujian untuk menilai kualitas bahan, antara lain pengukuran viskositas untuk menentukan tingkat kekentalan, analisis densitas guna mengetahui massa jenis, pemeriksaan komposisi kimia untuk memastikan kesesuaian kandungan zat aktif, pengujian volatilitas untuk menilai kestabilan bahan terhadap penguapan, serta uji kemurnian untuk memastikan bahan bebas dari kontaminasi. Seluruh tahap pengujian ini sangat penting agar bahan-bahan tersebut siap digunakan dan dapat diolah secara optimal dalam proses produksi.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Alat ukur dan instrumentasi merupakan elemen vital dalam sistem pengendalian proses produksi. Melalui penerapan sistem ini, setiap bagian penting dari pabrik yang memerlukan pemantauan rutin dapat dikontrol secara efektif dan efisien. Instrumentasi memiliki tiga fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisis, dan alat pengendali. Selain berfungsi untuk memantau kondisi operasi, instrumentasi juga berperan dalam mengatur berbagai variabel proses, baik secara manual maupun otomatis, serta memberikan peringatan kepada operator apabila terjadi kondisi yang kritis atau berpotensi membahayakan. Oleh karena itu, setiap instrumen harus selalu tersedia dan berfungsi dengan baik sesuai kebutuhan di lokasi pemasangannya. Keberadaan sistem instrumentasi yang andal berpengaruh besar terhadap kualitas hasil produksi yang dihasilkan. Pengendalian proses produksi di pabrik ini mencakup dua aspek utama, yaitu aliran sistem kontrol dan alat sistem kontrol.

a. Aliran Sistem Kontrol

Aliran sistem kontrol pada pabrik ini menggunakan aliran pneumatik. Aliran Pneumatik (udara tekan) digunakan untuk mengoperasikan *valve* yang dikendalikan dari *controller* menuju *actuator.* Udara bertekanan berfungsi sebagai media penggerak yang mengubah sinyal kontrol menjadi gerakan mekanik pada katup agar aliran fluida dapat diatur sesuai kebutuhan proses.

b. Alat Sistem Kontrol

1. Sensor

Berfungsi untuk mendeteksi dan mengidentifikasi variabel-variabel proses. Beberapa alat yang digunakan antara lain:

- *Manometer*, untuk mengukur tekanan, aliran fluida, dan level.
- *Thermocouple*, untuk mengukur suhu operasi.

2. *Controller*

Berfungsi mengatur dan menjaga variabel proses agar tetap pada kondisi operasi yang diinginkan. Jenis-jenis controller meliputi:

- *Level Control* (LC), mengatur dan memantau tinggi cairan dalam kolom atau vessel agar tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan. LC biasanya dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluar.
- *Level Intermediate Control* (LIC), berfungsi mengontrol posisi *interface* antara dua lapisan cairan agar pemisahan tetap optimal dan tidak terjadi kontaminasi silang antara fase ringan dan fase berat.
- *Temperature Control* (TC), memonitor suhu alat dan ketika terjadi perubahan maka timbul sinyal atau bunyi berupa suara dan cahaya yang dapat dilakukan pengendalian.
- *Pressure Control* (PC), berfungsi mempertahankan tekanan operasi pada *set point* yang ditetapkan, khususnya pada aliran

yang mengalami perubahan tekanan. PC biasanya mengendalikan *control valve* yang terletak setelah peralatan pengubah tekanan.

- *Flow Control* (FC), mengatur laju aliran bahan yang masuk ke suatu proses atau peralatan agar sesuai dengan kebutuhan operasi dan jika terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
- *Flow Ratio Control* (FRC), menjaga rasio refluks terhadap distilat atas (*reflux ratio*) tetap konstan sehingga kualitas produk dan kestabilan operasi kolom dapat dipertahankan.

3. *Actuator*

   Berfungsi untuk menyesuaikan kondisi variabel proses agar sesuai dengan nilai yang ditetapkan oleh *controller*. Jenis aktuator yang digunakan meliputi *automatic control valve* dan *manual hand valve*, yang memungkinkan pengendalian aliran baik secara otomatis maupun manual sesuai kebutuhan proses.

4. Indikator

   Berfungsi untuk memonitor ketinggian permukaan cairan di dalam alat proses agar volumenya tetap berada pada batas aman operasi. Jenis alat yang digunakan meliputi *automatic level transmitter* yang terhubung ke *control room* serta *manual level glass gauge* di lapangan, guna memungkinkan pemantauan tinggi cairan baik secara otomatis maupun manual.

Dengan penerapan sistem instrumentasi dan kontrol yang tepat, proses produksi dapat berjalan lebih stabil, efisien, dan menghasilkan produk dengan kualitas yang konsisten.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

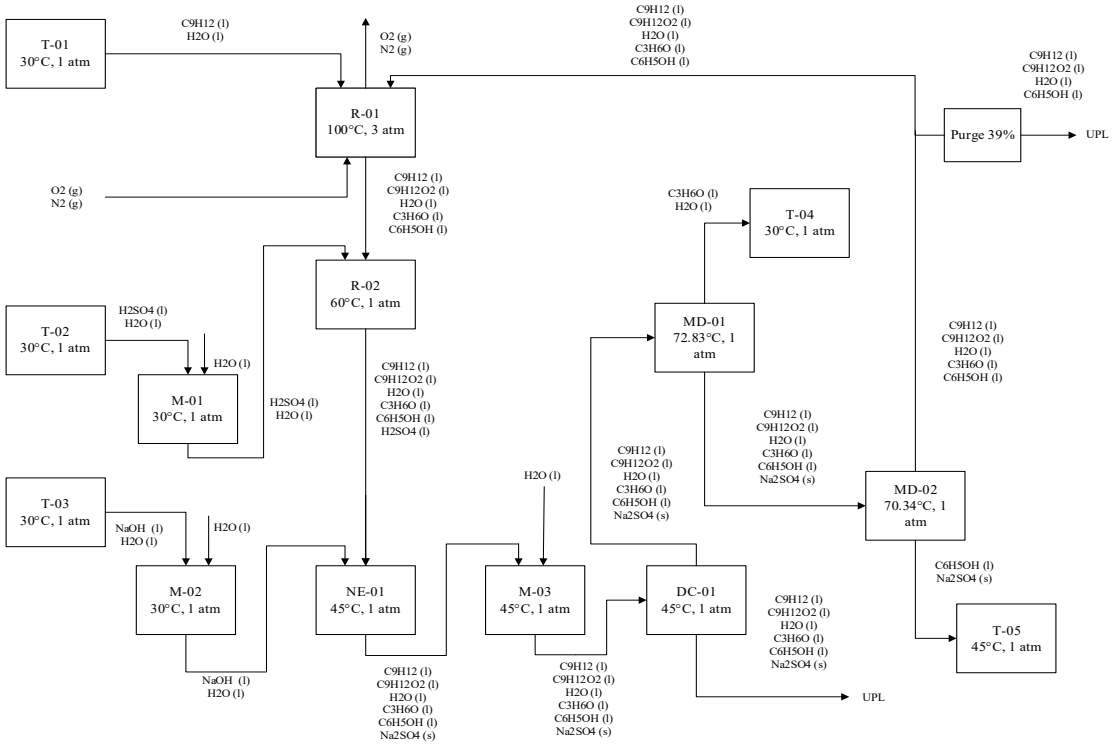
Kualitas aseton yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh setiap tahapan dalam proses produksinya. Untuk mencapai standar mutu yang diharapkan, diperlukan bahan baku berkualitas seperti *cumene*, *cumene hydroperoxide*, oksigen (O_2), dan nitrogen (N_2), disertai dengan pengawasan serta pengendalian yang ketat di setiap tahap proses. Pengendalian ini meliputi pemantauan parameter reaksi, kestabilan suhu dan tekanan, waktu reaksi, serta tingkat kemurnian produk akhir. Dengan penerapan sistem kontrol yang menyeluruh dan terukur, aseton yang dihasilkan dapat memiliki kualitas tinggi, memenuhi spesifikasi teknis, serta sesuai dengan kebutuhan industri maupun pasar.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

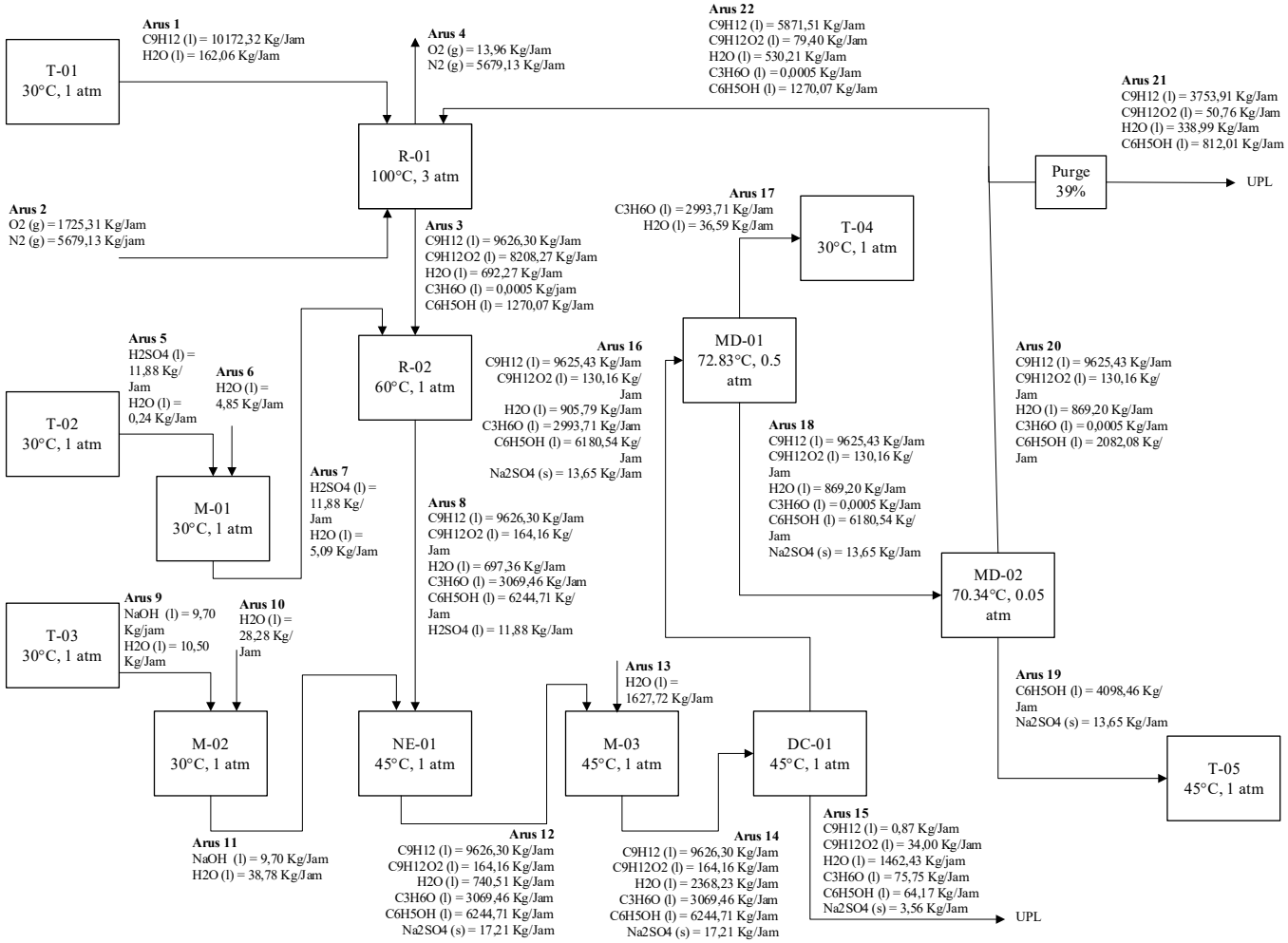
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pabrik produksi aseton ini memiliki kapasitas produksi sebesar 24.000 ton per tahun dan beroperasi secara kontinu selama 24 jam per hari dalam 330 hari per tahun. Waktu operasi tersebut dipilih untuk mencapai efisiensi produksi yang tinggi, sementara sisa hari dalam setahun digunakan untuk perawatan dan pemeriksaan peralatan. Proses produksinya melibatkan dua tahap reaksi utama. Pada tahap pertama, bahan baku berupa *cumene* dan udara digunakan dalam reaksi oksidasi untuk menghasilkan *cumene hydroperoxide* (CHP). Selanjutnya, pada tahap kedua, *cumene hydroperoxide* yang telah terbentuk direaksikan dengan asam sulfat untuk menghasilkan aseton dan fenol.

Secara keseluruhan, proses produksi ini dapat dibagi menjadi beberapa tahap proses. Tahap pertama adalah persiapan bahan baku yang diperlukan dalam reaksi. Tahap kedua mencakup reaksi oksidasi, di mana *cumene* bereaksi dengan udara untuk membentuk *cumene hydroperoxide*. Tahap ketiga adalah reaksi dekomposisi, yaitu proses di mana *cumene hydroperoxide* direaksikan dengan asam sulfat untuk menghasilkan aseton dan fenol. Tahap keempat meliputi proses netralisasi dan pemisahan, di mana sisa asam dinetralkan menggunakan larutan natrium hidroksida, kemudian campuran dipisahkan melalui menara distilasi untuk memperoleh aseton dengan kemurnian tinggi serta fenol sebagai produk samping yang bernilai ekonomi tinggi.

3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

a. *Cumene*

Cumene dengan kemurnian 99% C_9H_{12} dan 1% H_2O disimpan pada kondisi 30°C dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan. *Cumene* kemudian dialirkan menuju *heater* 01 (HE-01) untuk dinaikan suhunya hingga 120°C dan tekanan 1 atm. Kemudian, *cumene* yang sudah dinaikkan suhunya dialirkan menuju reaktor 01 (R-01).

b. Udara

Udara yang diambil dari lingkungan terdiri dari campuran oksigen dan nitrogen. Udara tersebut dialirkan serta dinaikkan tekanannya menggunakan kompresor (K-01) yang dilengkapi dengan *bag filter* sebagai penyaring dari 1 am hingga 3 atm, kemudian dialirkan menuju HE-02 untuk dinaikkan suhunya hingga mencapai 120°C dan tekanan 1 atm. Kemudian, udara yang telah dinaikkan suhunya dialirkan menuju reaktor 01 (R-01).

c. Asam Sulfat

Asam sulfat dengan kemurnian 98% H_2SO_4 dan 2% H_2O. Asam sulfat disimpan pada kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan H_2SO_4, kemudian dialirkan ke dalam *mixer* 01 (M-01) untuk pengenceran hingga kemurnian mencapai 70% H_2SO_4 dan 30% H_2O. Setelah proses pengenceran, larutan asam sulfat kemudian dialirkan menuju *heater* 03 (HE-03) untuk dinaikkan suhunya hingga 60°C dan tekanan 1 atm. Kemudian, dialirkan ke reaktor 02 (R-02).

d. Natrium Hidroskida

Bahan baku natrium hidroksida dengan kemurnian 48% NaOH dan 52% H_2O disimpan dalam tangki penyimpanan dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk menjaga kestabilannya. Dari tangki penyimpanan, larutan NaOH dialirkan menuju *mixer* 02 (M-02) untuk dilakukan pengenceran dengan kemurnian 20% NaOH dan 80% H_2O. Setelah proses pengenceran, larutan NaOH kemudian dialirkan menuju *heater* 04 (HE-04) untuk dinaikkan suhunya hingga 45°C dan tekanan 1 atm. Kemudian, dialirkan menuju *neutralizer* 01 (NE-01).

3.2.2 Proses Reaksi Oksidasi *Cumene*

Reaksi oksidasi dilakukan di dalam reaktor *bubble column* (R-01) pada kondisi operasi suhu 120°C dan tekanan 1 atm. Aliran *cumene* yang keluar dari *heater* (HE-01) diumpankan secara kontinyu ke bagian atas reaktor, sedangkan udara panas dari *Heater* (HE-02) diumpankan secara kontinyu ke bagian bawah reaktor melalui gas distributor untuk menghasilkan gelembung-gelembung kecil guna memperluas area kontak antar-fase. Dari reaksi tersebut dihasilkan konversi sebesar 40%.

$$C_9H_{12} + O_2 \rightarrow C_9H_{12}O_2 \quad (3.1)$$

Reaksi oksidasi ini bersifat eksotermis, sehingga reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga kestabilan suhu operasi dan menghasilkan *cumene hydroperoxide* (CHP). Kemudian, hasil keluaran dari reaktor (R-01) dialirkan menuju *cooler* 01 (CL-01)

untuk diturunkan suhunya hingga 60°C dan 1 atm. Kemudian, diumpankan ke dalam reaktor 02 (R-02) untuk menjalani tahap proses selanjutnya. Sementara itu, gas sisa udara yang tidak terpakai akan dialirkan keluar dari bagian atas reaktor 01 (R-01) menuju lingkungan.

3.2.3 Proses Reaksi Dekomposisi

Hasil keluaran dari reaktor 01 (R-01) yang telah diturunkan tekanannya menuju *expansion valve* (EV-01) dari 3 atm hingga 1 atm. Selanjutnya, dialirkan menuju *cooler 01* (CL-01) untuk diturunkan suhunya yang akan dialirkan menuju R-02, yang beroperasi pada kondisi operasi 60°C dan 1 atm. Di dalam reaktor ini, reaksi dekomposisi *cumene hydroperoxide* berlangsung dengan konversi 98% menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis. Reaksi yang terjadi yaitu:

$$C_9H_{12}O_2 \rightarrow C_3H_6O + C_6H_5OH \quad (3.2)$$

Karena reaksi dekomposisi ini bersifat eksotermis, reaktor R-02 dilengkapi dengan koil pendingin untuk menjaga kestabilan suhu operasi. Reaksi tersebut menghasilkan aseton sebagai produk utama dan fenol sebagai produk samping. Hasil keluaran dari R-02 kemudian dialirkan menuju *cooler* 02 (CL-02) untuk diturunkan suhunya menjadi 45°C dan 1 atm, sebelum akhirnya dialirkan menuju *neutralizer* (NE-01) untuk menetralkan kandungan asam sulfat menggunakan natrium hidroksida (NaOH).

3.2.4 Proses Netralisasi dan Pemisahan

Campuran produk dari reaktor (R-02) dialirkan menuju *neutralizer* (NE-01) untuk menetralkan katalis asam sulfat (H_2SO_4) menggunakan larutan natrium hidroksida (NaOH) pada kondisi operasi 45°C dan 1 atm, yang menghasilkan garam natrium sulfat (Na_2SO_4) dan air. Selanjutnya, aliran dari neutralizer dicampurkan dengan air bersih di dalam *mixer* (M-03) yang berfungsi sebagai unit pencucian (*water wash*). Campuran tersebut kemudian dialirkan menuju *decanter* (DC-01) untuk memisahkan fasa akuatik dan fasa organik berdasarkan perbedaan densitas, di mana hasil bawah *decanter* berupa garam natrium sulfat, air, serta sebagian kecil *cumene*, CHP, aseton, dan fenol dialirkan menuju tangki penyimpanan untuk pengolahan lanjut. Sementara itu, hasil atas *decanter* yang merupakan fasa organik dan mengandung sebagian besar *cumene*, CHP, aseton, fenol, serta sisa air dialirkan menuju Menara Distilasi 01 (MD-01) melewati *heater* untuk menaikkan suhunya dari 45°C menjadi 86°C. Di dalam MD-01, aseton dan sebagian besar air akan menguap menuju bagian atas menara dan keluar sebagai produk distilat pada suhu 56°C dan tekanan 1 atm, yang kemudian aliran ini dialirkan meunju *heater* untuk disesuaikan suhunya menjadi 30°C pada tekanan 1 atm, sehingga diperoleh produk akhir dengan kemurnian 99% aseton dan 1% air yang siap untuk didistribusikan atau digunakan lebih lanjut.

Kemudian, hasil bawah MD-01 dialirkan menuju *heater* untuk menaikkan suhu dari 97°C menjadi 100°C sebelum memasuki Menara

Distilasi 02 (MD-02). Hasil atas MD-02 yang berupa *cumene*, CHP, serta sebagian kecil aseton dan air akan dikembalikan (*recycle*) menuju reaktor 01 (R-01) menggunakan pompa untuk dialirkan dan *heater* untuk menaikkan suhunya dengan kondisi operasi reaktor 120°C dan 1 atm. Sementara itu, hasil bawah MD-02 menghasilkan produk fenol dengan kemurnian 99,5% dan kandungan Na_2SO_4 0,04% yang dialirkan menuju tangki penyimpanan produk untuk siap didistribusikan atau digunakan lebih lanjut.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

a. Reaktor *Bubble Column*

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor *Bubble Column*

Ringkasan	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan *cumene* (C9H12) dengan oksigen (O_2) untuk menghasilkan *cumene hydroperoxide* (C9H12O2)
Jenis/Tipe	Reaktor Kolom Gelembung (*Bubble Column*)
Mode operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Harga	Rp10.522.698.264
Suhu Operasi	100^oC
Tekanan Operasi	3 atm
Kondisi Operasi	*Isothermal*
Konstruksi dan Material	
Bahan	*Stainless steel SA – 167 Grade II type 316*
Diameter *shell*	6,04 m

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor *Bubble Column* (Lanjutan 1)

Ringkasan	
Konstruksi dan Material	
Tebal *shell*	0,5 in
Tinggi total	24,15 m
Jenis head	*Thorispherical Flanged & Dished Head*
Spesifikasi Khusus	
Sparger	
Diameter *orifice*	0,0030 m
Diameter gelembung	0,0036 m
Jumlah *orifice*	4.757 buah
Luas *sparger*	0,0834 m^2
Diameter *sparger*	0,3260 m
Kecepatan superficial gas (Usg)	0,0254 m/s
hold up gas (ε)	0,98
Jaket Pendingin	
Jenis pendingin	Air
Ud	75 Btu/hr.ft^2.F
Luas area transfer panas	55 m^2
Tinggi	6,42 m
Diameter	6,16 m
Luas Selimut	55 m2
Tebal Isolasi	0,22 cm

b. Reaktor CSTR

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor CSTR

RINGKASAN	
Kode	R-02
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Fungsi	Reaksi dekomposisi CHP menjadi fenol (C_6H_5OH) dan aseton ($C3H6O$) menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis
Mode operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Harga	Rp11.690.173.684
Kondisi Operasi	
Tekanan Operasi :	1 atm
	14,7 psi
Suhu Operasi :	60°C
	333,15 K
Dimensi Reaktor	
Spesifikasi bahan	*Stainless Steel tipe 316*
Diameter *shell*	3,6 m
Tinggi *shell*	5,4 m
Volume *shell*	35,56 m^3
Volume *head*	0,39 m^3
Volume reaktor	36,53 m^3
Tinggi reaktor	6,74 m
Tinggi *head*	0,67 m
Tebal *shell* (ts)	0,3569 in
Tebal *head* (th)	0,442 in
Pengaduk	
Jenis *Impeller*	*Turbin 6 blade Flat Blade Turbines Impellers*
Diameter pengaduk	1,1990 m

Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor CSTR (Lanjutan)

Pengaduk	
Jarak / panjang pengaduk	1,1990 m
Lebar pengaduk	0,2997 m
Lebar *baffle*	0,2997 m
Jumlah Pengaduk	1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	46,5645 rpm
Power Pengadukan (P)	15 Hp
Koil Pendingin	
Susunan	*helix*
Jumlah lilitan	60 buah
IPS	1,5 in
Schedule number	40
OD	1,9 in
ID	1,61 in
Diameter *helix* (Dh)	2,518 m
Jarak lilitan (l)	0,048 m
Volume koil	0,87 m^3
Keliling koil	7,907 m
Panjang koil	471,291 m
Tinggi cairan+koil	3,66 m
Tebal isolator	0,2449 cm

3.3.2 Alat Pemisah dan Alat Pendukung

a. *Decanter* (DC-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Dekanter

Kode	DC-01	
Nama alat	Dekanter	
Fungsi	Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar netralizer	
Jenis Alat	*Horizontal Cylinder Vessel*	
Suhu Operasi	45	ºC

Tabel 3.6 Spesifikasi Dekanter (Lanjutan 1)

Kode	DC-01	
Tekanan Operasi	1	atm
Harga	Rp 3.650.708.275	
Dimensi Dekanter		
Bahan Konstruksi	*Stainless Steel 316*	
Diameter dekanter/tinggi *shell*	1,2610	m
Panjang	3,7829	m
Tebal dinding (*shell*)	0,1875	in
Tebal *head*	0,1875	in
Tinggi *head*	0,2751	m
Waktu tinggal	10	menit
Volume total	4,7219	m^3
Kecepatan volumetrik fase ringan (QL)	21,9645	m^3/jam
Kecepatan volumetrik fase berat (QH)	1,6450	m^3/jam
Diameter Pipa		
Pipa Umpan	2,38	in
Pipa Fase Berat	1,05	in
Pipa Fase Ringan	2,38	in
Tinggi Posisi		
Pipa Umpan	0,6305	m
Pipa Fase Berat	1,0874	m
Pipa Fae Ringan	1,1349	m
Dimensi Pipa Umpan		
Dipilih ID	2,067	in
Schedule number	40	in
OD	2,38	in
NPS	2	in
Dimensi Pipa Fase Ringan		
Dipilih ID	0,824	in
Schedule number	40	in
OD	1,05	in

Tabel 3.7 Spesifikasi Dekanter (Lanjutan 2)

Dimensi Pipa Fase Ringan		
NPS	0,75	in
Dimensi Pipa Fase Berat		
Dipilih ID	0,493	in
Schedule number	40	in
OD	0,675	in
NPS	0,375	in
Harga	Rp4.385.742.567	

a. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.8 Spesifikasi Menara Distilasi 1

Kode	MD - 01	
Fungsi	Memisahkan produk aseton dengan komponen lainnya	
Tipe	*Plate tower* (*sieve tray*) berbentuk *torispherical roof*	
Jumlah	1 alat	
Kondisi Operasi Umpan Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	86,99	^{o}C
Kondisi Operasi Puncak Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	56,18	^{o}C
Kondisi Operasi Dasar Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	96,68	^{o}C
Plate		
Jumlah *Plate*	30	buah
Panjang *Weir*	0,653	m
Diameter *Hole*	0,005	m
Tebal *Tray*	0,005	m
Jumlah Lubang	2.304	buah

Tabel 3.9 Spesifikasi Menara Distilasi 1 (Lanjutan)

Dimensi Menara		
Tinggi Menara	9,6866	m
Diameter	0,8706	m
Tebal *Shell*	0,1875	m
Dimensi *Head*		
Tebal *Head*	0,1875	m
Tinggi *Head*	0,2006	m
Harga	Rp1.013.111.631	

b. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.10 Spesifikasi Menara Distilasi 2

Kode	MD-02	
Fungsi	Memisahkan komponen untuk *recycle* dan produk fenol	
Tipe	*Plate tower* (*sieve tray*) berbentuk *torispherical roof*	
Jumlah	1 alat	
Kondisi Operasi Umpan Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	100	^oC
Kondisi Operasi Puncak Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	96,43	^oC
Kondisi Operasi Dasar Menara		
Tekanan	1	atm
Suhu	181,96	^oC
Plate		
Jumlah *Plate*	4	buah
Panjang *Weir*	2,0313	m
Diameter *Hole*	0,0025	m
Tebal *Tray*	0,005	m

Tabel 3.11 Spesifikasi Menara Distilasi 2 (Lanjutan)

Plate		
Jumlah Lubang	89.203	buah
Dimensi Menara		
Tinggi Menara	5,0707	m
Diameter	2,7085	m
Tebal *Shell*	0,1875	m
Dimensi *Head*		
Tebal *Head*	0,1875	m
Tinggi *Head*	0,5195	m
Harga	Rp5.569.587.517	

c. *Mixer* 3 (M-03)

Tabel 3.12 Spesifikasi *Mixer* 3

Kode	M-03	
Fungsi	Untuk menambahkan *washing water* sebelum masuk dekanter	
Jumlah	1 alat	
Jenis	*Mixer*	
Tekanan Operasi	1	atm
	14,7	psi
Suhu Operasi	45	^oC
	318,15	K
Dimensi *Mixer*		
Bahan	*Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*	
Diameter *shell*	1,7865	m
Tinggi *shell*	1,7865	m
Volume *shell*	4,2368	m^3
Volume *head*	0,0957	m^3
Volume *mixer*	5,2658	m^3
Tinggi *mixer*	2,4998	m
Tinggi *head* (OA)	0,3567	m
Tebal *shell*	0,1875	in

Tabel 3.13 Spesifikasi *Mixer* 3 (Lanjutan)

Dimensi *Mixer*		
Tebal *head*	0,2500	in
Pengaduk		
Jenis pengaduk:	Turbin 6 *blade*	
Diameter pengaduk :	0,5955	m
Jarak pengaduk :	0,7742	m
Lebar pengaduk :	0,0496	m
Lebar *baffle* :	0,1191	m
Jumlah pengaduk :	1	buah
Kecepatan pengadukan (N) :	265	rpm
Power pengadukan (P) :	2	Hp
Harga	Rp3.304.175.848	

d. *Neutralizer* (NE-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi Netralizer

Kode	NE-01	
Fungsi	Proses penggaraman antara NaOH dan H2SO4 keluaran Reaktor dekomposisi CHP R-02	
Jenis	Tangki silinder tegak dengan *head* dan *bottom torispherical dished head* beserta pengaduk	
Suhu operasi	45	^{o}C
Tekanan operasi	1	atm
Dimensi Alat		
Volume netralizer	13.199	l
ID netralizer	2,5619	m
H *shell*	2,5619	m
Tekanan Desain	19,7889	Psi
Tebal *Shell* (ts)	0,2500	in
OD netralizer	2,5908	m
Tebal *head* & *bottom* (th)	0,2883	in

Tabel 3.15 Spesifikasi Netralizer (Lanjutan)

Dimensi Alat		
Tinggi *head* & *bottom* (OA)	0,5237	m
Tinggi cairan di *shell* (Hls)	2,0382	m
Tinggi total netralizer (H)	3,6093	m
Dimensi Pengaduk		
Diameter pengaduk (Di)	0,8540	m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (Zi)	0,8540	m
Lebar *baffle* (J)	0,1452	m
Tebal *baffle* (W)	0,1708	m
Diameter batang penyangga (Dd)	0,5693	m
Jarak *baffle* dari dasar netralizer (*offset* 1)	0,4270	m
Jarak *baffle* dari permukaan cairan (*offset* 2)	0,0242	m
Jumlah *baffle*	4	buah
Panjang *baffle* (L)	1,5871	m
Kecepatan putaran pengaduk (N)	37	rpm
Power (Pa)	1	hP
Pendingin		
Jenis	Jaket pendingin	
Tinggi Jaket	2,570	m
Tebal Jaket	0,19	in
Diameter Jaket	2,7337	m
Tebal isolasi	0,0015	m
Harga	Rp6.575.309.675	

e. *Mixer* 1 (M-01)

Tabel 3.16 Spesifikasi *Mixer* 1

Kode	M-01	
Fungsi	Untuk Mengencerkan H2SO4 dengan air	
Jumlah	1 alat	
Jenis	*Mixer*	
Tekanan Operasi	1	atm
	14,7	psi
Suhu Operasi	30	^oC
	303,15	K
Dimensi *Mixer*		
Bahan	*Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*	
Diameter *shell*	0,1360	m
Tinggi *shell*	0,1360	m
Volume *shell*	0,0006	m^3
Volume *head*	0,000553	m^3
Volume *mixer*	0,0023	m^3
Tinggi *mixer*	0,2936	m
Tinggi *head* (OA)	0,0788	m
Tebal *shell*	0,1875	in
Tebal *head*	0,1875	in
Pengaduk		
Jenis pengaduk:	Turbin 6 *blade*	
Diameter pengaduk :	0,0408	m
Jarak pengaduk :	0,0530	m
Lebar pengaduk :	0,0034	m
Lebar *baffle* :	0,0082	m
Jumlah pengaduk :	1	buah
Kecepatan pengadukan (N) :	285	rpm
Power pengadukan (P) :	1	Hp
Harga	Rp460.381.816	

f. *Mixer* 2 (M-02)

Tabel 3.17 Spesifikasi *Mixer* 2

KESIMPULAN		
Kode	M-02	
Fungsi	Untuk Mengencerkan NaOH dengan air	
Jumlah	1 alat	
Jenis	*Mixer*	
Tekanan Operasi	1	atm
	14,7	psi
Suhu Operasi	30	^oC
	303,15	K
Dimensi *Mixer*		
Bahan	*Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*	
Diameter *shell*	0,2117	m
Tinggi *shell*	0,2117	m
Volume *shell*	0,0041	m^3
Volume *head*	0,001341	m^3
Volume mixer	0,0088	m^3
Tinggi mixer	0,3879	m
Tinggi head (OA) :	0,0881	m
Tebal shell :	0,1875	in
Tebal head :	0,1875	in
Pengaduk:		
Jenis pengaduk :	Turbin 6 blade	
Diameter pengaduk :	0,0706	m
Jarak pengaduk :	0,0917	m
Lebar pengaduk :	0,0059	m
Lebar *baffle* :	0,0141	m
Jumlah pengaduk :	1	buah
Kecepatan pengadukan (N) :	242	rpm
Power pengadukan (P) :	1	Hp
Harga	Rp837.057.848	

3.3.3 Alat Penyimpan Bahan Baku dan Produk

a. Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3.18 Spesifikasi Tangki 1

Tangki	T-01
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan Bahan Baku *Cumene* (99% C_9H_{12} dan 1% H_2O)
Lama Penyimpanan	30 Hari
Fasa	Cair
Jumlah Tangki	2
Jenis Tangki	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu: 30 ºC
	Tekanan: 1 atm
	Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA 285 *Grade* B
Spesifikasi	Volume Tangki (m^3): 4.268 Diameter (m): 24,384 Tinggi (m): 9,144 Jumlah *Course*: 5 Tebal *Shell* (in): 2
Head & *Bottom*	Jenis *Head*: *Dome Roof* Tebal *Head* (*in*): 0,625 Jenis *Bottom*: *Flat Bottom* Tebal *Bottom* (*in*): 2,5
Harga (Rp)	Rp40.557.655.525

Tabel 3.19 Spesifikasi Tangki 2

Tangki	T-02	T-03
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan kebutuhan bahan Asam Sulfat (H_2SO_4)	Menyimpan kebutuhan bahan Sodium Hidroksida (NaOH)
Lama Penyimpanan	7 Hari	7 Hari

Tabel 3.20 Spesifikasi Tangki 2 (Lanjutan)

Tangki	T-02	T-03
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu: 30 ^oC	Suhu: 30 ^oC
	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm
	Bahan Konstruksi : *Stainless steel* SA-167 *Grade* 11 type 316	Bahan Konstruksi : *Stainless steel* SA-167 *Grade* 11 type 316
Spesifikasi	Volume Tangki (m^3): 25 Diameter (m): 3 Tinggi (m): 3,6 Jumlah *Course*: 2 Tebal *Shell* (*in*): 0,25	Volume Tangki (m^3): 25 Diameter (m): 3 Tinggi (m): 3,6 Jumlah *Course*: 2 Tebal *Shell* (*in*): 0,25
Head & *Bottom*	Jenis *Head*:*Cone Roof* Tebal *Head* (*in*): 0,38 Jenis *Bottom*: *Flat Bottom* Tebal *Bottom* (*in*): 0,25	Jenis *Head*: *Cone Roof* Tebal *Head* (*in*): 0,31 Jenis *Bottom*: *Flat Bottom* Tebal *Bottom* (*in*): 0,25
Harga (Rp)	Rp1.233.558.934	Rp1.233.558.934

b. Alat Penyimpanan Produk

Tabel 3.21 Spesifikasi Tangki 3

Tangki	T-04	T-05
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan Produk Aseton (C_3H_6O)	Menyimpan Produk Fenol (C_6H_5OH)
Lama Penyimpanan	7 Hari	7 Hari
Fasa	Cair	Cair

Tabel 3.22 Spesifikasi Tangki 3 (Lanjutan)

Tangki	T-04	T-05
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu: 30 ºC	Suhu: 45 ºC
	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm
	Bahan Konstruksi : *Stainless steel* SA-167 *Grade* 11 type 316	Bahan Konstruksi : *Stainless steel* SA-167 *Grade* 11 type 316
Spesifikasi	Volume Tangki (m^3): 490 Diameter (m): 10,67 Tinggi (m): 5,49 Jumlah *Course*: 3 Tebal *Shell* (in): 0,375	Volume Tangki (m^3): 817 Diameter (m): 10,67 Tinggi (m): 9,14 Jumlah *Course*: 5 Tebal *Shell* (in): 0,5
Head & *Bottom*	Jenis *Head*: *Dome Roof* Tebal *Head* (in): 0,31 Jenis *Bottom*: *Flat Bottom* Tebal *Bottom* (*in*): 0,5	Jenis *Head*: *Cone Roof* Tebal *Head* (in): 0,5 Jenis *Bottom*: *Flat Bottom* Tebal *Bottom* (*in*): 0,88
Harga (Rp)	Rp6.707.476.704	Rp11.771.676.685

3.3.4 Alat Transportasi Bahan

a. Alat Transportasi Bahan Cair

Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa 1

Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan umpan C_9H_{12} dari T-01 menuju R-01	Mengalirkan H_2SO_4 dari T-02 menuju M-01	Mengalirkan umpan H_2O menuju M-01

Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa 1 (Lanjutan)

Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Radial flow impellers*	*Mixed flow impellers*	*Radial flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskositas (cP)	0,689	0,4106	19,242
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 15 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,78	Kapasitas (m^3/jam): 30 Kecepatan Aliran (ft/s): 3,31	Kapasitas (m^3/jam): 0,0074 Kecepatan Aliran (ft/s): 0,0389
Total *Head* (m)	28,09	10,316	0,2386
Ukuran Pipa	ID (in): 3,068 OD (in): 3,5 IPS (in): 3 *Flow Area* (in^2): 7,38	ID (in): 4,026 OD (in): 4,5 IPS (in): 4 *Flow Area* (in^2): 12,7	ID (in): 0,269 OD (in): 0,405 IPS (in): 0,25 *Flow Area* (in^2): 0,269
Daya Pompa (watt)	1.565	879	0,044
Daya Motor (watt)	2.237	1.119	37
Harga	Rp138.775.380	Rp165.208.786	Rp30.838.973

Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa 2

Kode Alat	P-04	P-05	P-06
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan H_2SO_4 dari M-01 menuju R-02	Mengalirkan keluaran dari R-02 menuju NE-01	Mengalirkan umpan NaOH dari T-03 menuju M-02
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Radial flow impellers*	*Radial flow impellers*	*Mixed flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskositas (cP)	0,815	13,977	1,072
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 0,00524 Kecepatan Aliran (ft/s): 0,0275	Kapasitas (m^3/jam): 0,0118 Kecepatan Aliran (ft/s): 0,0622	Kapasitas (m^3/jam): 25 Kecepatan Aliran (ft/s): 3
Total *Head* (m)	0,2267	6,139	6,9
Ukuran Pipa	ID (in): 0,269 OD (in): 0,405 IPS (in): 0,25 *Flow Area* (in^2): 0,269	ID (in): 0,269 OD (in): 0,405 IPS (in): 0,25 *Flow Area* (in^2): 0,269	ID (in): 4,026 OD (in): 4,5 IPS (in): 4 *Flow Area* (in^2): 12,7
Daya Pompa (watt)	0,0166	1,569	589
Daya Motor (watt)	37	37	746
Harga (Rp)	Rp30.838.973	Rp30.838.973	Rp165.208.786

Tabel 3.26 Spesifikasi Pompa 3

Kode Alat	P-07	P-08	P-09
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan umpan H_2O menuju M-02	Mengalirkan NaOH dari M-02 menuju NE-01	Mengalirkan keluaran dari NE-01 menuju M-03
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Radial flow impellers*	*Radial flow impellers*	*Mixed flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Carbon Steel SA-2283 grade C*	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskositas (cP)	1.107,8655	0,815	1,072
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 0,0154 Kecepatan Aliran (ft/s): 0,081	Kapasitas (m^3/jam): 0,03058 Kecepatan Aliran (ft/s): 0,1607	Kapasitas (m^3/jam): 25 Kecepatan Aliran (ft/s): 3
Total *Head* (m)	0,4035	0,4211	3,3541
Ukuran Pipa	ID (in): 0,269 OD (in): 0,405 IPS (in): 0,25 *Flow Area* (in^2): 0,269	ID (in): 0,269 OD (in): 0,405 IPS (in): 0,25 *Flow Area* (in^2): 0,269	ID (in): 0,269 OD (in): 0,405 IPS (in): 0,25 *Flow Area* (in^2): 0,269
Daya Pompa (watt)	0,123	0,1794	2,45
Daya Motor (watt)	37	37	37
Harga (Rp)	Rp30.838.973	Rp30.838.973	Rp30.838.973

Tabel 3.27 Spesifikasi Pompa 4

Kode Alat	P-10	P-11	P-12
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan umpan H_2O menuju M-03	Mengalirkan keluaran dari M-03 menuju DC-01	Mengalirkan keluaran bawah DC-01 menuju UPL
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Mixed flow impellers*	*Radial flow impellers*	*Mixed flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskositas (cP)	1,4342	1,988	0,3176
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 25 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,74	Kapasitas (m^3/jam): 0,2514 Kecepatan Aliran (ft/s): 1,85	Kapasitas (m^3/jam): 4,6068 Kecepatan Aliran (ft/s): 1,9438
Total *Head* (m)	2,5881	20,738	6,031
Ukuran Pipa	ID (in): 4,026 OD (in): 4,5 IPS (in): 4 *Flow Area* (in^2): 12,7	ID (in): 0,493 OD (in): 0,675 IPS (in): 0,375 *Flow Area* (in^2): 0,192	ID (in): 2,067 OD (in): 2,38 IPS (in): 2 *Flow Area* (in^2): 3,35
Daya Pompa (watt)	242	77	149,345
Daya Motor (watt)	1491	186	124
Harga (Rp)	Rp165.208.786	Rp39.650.109	Rp107.936.407

Tabel 3.28 Spesifikasi Pompa 5

Kode Alat	P-13	P-14	P-15
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran atas DC-01 menuju MD-01	Mengalirkan keluaran dari *bottom* MD-01 menuju RB-01	Mengalirkan keluaran dari distilat MD-01 kembali ke MD-01
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Radial Mixed flow impellers*	*Mixed flow impellers*	*Mixed flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskositas (cP)	0,3176	0,6867	0,6772
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 1,6195 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,6495	Kapasitas (m^3/jam): 20,839 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,319	Kapasitas (m^3/jam): 14,053 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,692
Total *Head* (m)	12,6203	6,522	24,97
Ukuran Pipa	ID (in): 1,049 OD (in): 1,32 IPS (in): 1 *Flow Area* (in^2): 0,864	ID (in): 4,026 OD (in): 4,5 IPS (in): 4 *Flow Area* (in^2): 12,7	ID (in): 3,068 OD (in): 3,5 IPS (in): 3 *Flow Area* (in^2): 7,38
Daya Pompa (watt)	109.874	465,07	1.370
Daya Motor (watt)	186	746	2.237
Harga (Rp)	Rp70.489.082	Rp165.208.786	Rp138.775.380

Tabel 3.29 Spesifikasi Pompa 6

Kode Alat	P-16	P-17	P-18
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran dari distilat MD-01 menuju tangki produk aseton (T-04)	Mengalirkan keluaran *bottom* MD-01 menuju MD-02	Mengalirkan keluaran dari *bottom* MD-02 menuju RB-02
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Mixed flow impellers*	*Mixed flow impellers*	*Radial flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskositas (cP)	0,6772	1,3663	1,4328
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 6,219 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,624	Kapasitas (m^3/jam): 5,984 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,525	Kapasitas (m^3/jam): 5,715 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,411
Total *Head* (m)	6,157	4,241	16,581
Ukuran Pipa	ID (in): 2,067 OD (in): 2,38 IPS (in): 2 *Flow Area* (in^2): 3,35	ID (in): 2,067 OD (in): 2,38 IPS (in): 2 *Flow Area* (in^2): 3,35	ID (in): 2,067 OD (in): 2,38 IPS (in): 2 *Flow Area* (in^2): 3,35
Daya Pompa (watt)	157,34	121,157	457,1116
Daya Motor (watt)	249	186	559
Harga (Rp)	Rp107.936.407	Rp107.936.407	Rp107.936.407

Tabel 3.30 Spesifikasi Pompa 7

Kode Alat	P-19	P-20	P-21
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran dari distilat MD-02 kembali ke MD-02	Mengalirkan keluaran distilat dari MD-02 (*recycle*) menuju R-01	Mengalirkan keluaran *bottom* MD-02 menuju tangki produk fenol (T-05)
Tipe	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*	*Single Stage Centrifugal Pump*
Impeller	*Mixed flow impellers*	*Radial flow impellers*	*Radial flow impellers*
Bahan Konstruksi	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316	*Stainles Steel* SA-167 Tipe 316
Viskosutas (cP)	1,3566	1,3566	1,441
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam): 0,8978 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,376	Kapasitas (m^3/jam): 0,2478 Kecepatan Aliran (ft/s): 1,8242	Kapasitas (m^3/jam): 5,713 Kecepatan Aliran (ft/s): 2,411
Total *Head* (m)	2,015	1,675	4,125
Ukuran Pipa	ID (in): 0,824 OD (in): 1,05 IPS (in): 0,75 *Flow Area* (in^2): 0,534	ID (in): 0,493 OD (in): 0,675 IPS (in): 0,375 *Flow Area* (in^2): 0,192	ID (in): 2,067 OD (in): 2,38 IPS (in): 2 *Flow Area* (in^2): 3,35
Daya Pompa (watt)	10,379	2.381	113,712
Daya Motor (watt)	37	37	186
Harga (Rp)	Rp59.475.163	Rp74.894.650	Rp107.936.407

Tabel 3.31 Spesifikasi *Expansion Valve*

Kode Alat	EV-01
Fungsi Peruntukan Alat	Menurunkan tekanan dari R-01 menuju R-02
Tipe	*Globe Valve Open*
Bahan Konstruksi	Stainles Steel SA-167 Tipe 316
Spesifikasi	Kapasitas (kg/jam): 20.072
Ukuran Pipa	ID (in): 4,026 OD (in): 4,5 IPS (in): 4 Flow Area (in^2): 12,7
Kondisi Operasi	Pin (atm): 3 Pout (atm): 1 Tin (^oC): 100 Tout (^oC): 98,23
Harga (Rp)	Rp33.004.897

b. Alat Transportasi Bahan Gas

Tabel 3.32 Spesifikasi Alat Transportasi Gas

Kode Alat	K-01	BL-01
Fungsi Peruntukan Alat	Menaikkan tekanan udara sebelum masuk ke R-01	Mengalirkan gas R-01 menuju lingkungan
Tipe	Reciprocating	Blower sentrifugal
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel SA-2283 grade C*	*Carbon Steel SA-2283 grade C*

Tabel 3.33 Spesifikasi Alat Transportasi Gas (Lanjutan)

Kode Alat	K-01	BL-01
Densitas Campuran (kg/m^3)	2,231	1,159
Kapasitas (ft^3/min)	2.365	2,924
Power (watt)	18.642	372,85
Harga	Rp482.409.655	Rp222.481.165

3.3.5 Alat Penukar Panas

a. *Heater* 1

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikan suhu keluaran T-01 menuju R-01

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp414.123.356

Tabel 3.34 Spesifikasi *Heater* 1

Operating Condition		
Position	*Annulus*	*Inner pipe*
Fluid	*Steam*	*Light Organics*
Fluid type	*Hot*	*Cold*
Temperature in, °C	130	30
Temperature out, °C	130	100
Tekanan, atm	1,67	3

Tabel 3.35 Spesifikasi *Heater* 1 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2.067
OD, in	3.5	OD, in	2.38
$\Delta P_{allow,}$ psi	1,878	$\Delta P_{allow,}$ psi	2,079
Hairpin, buah	5		
Panjang total, ft	200		
Luas transfer panas, ft^2	183,4		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,00314		

b. *Heater 2*

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikan suhu udara lingkungan menuju R-01

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp288.564.679

Tabel 3.36 Spesifikasi *Heater* 2

Operating Condition		
Position	*Shell*	*Tube*
Fluid	*Steam*	*Gas*
Fluid type	*Hot*	*Cold*

Temperature in, °C	130	30

Tabel 3.37 Spesifikasi *Heater* 2 (Lanjutan)

Operating Condition			
Temperature out, °C	130	100	
Tekanan, atm	1,67	3	
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID, in	12	ID, in	0,51
Baffle , in	4	OD,in	0,75
Passes	1	*Number*	109
		Length, ft	11
		Passes	2
		BWG	11
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	1,479	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,017
Luas transfer panas, ft^2	235,36		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0012		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0169		

c. *Heater 3*

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikan suhu keluaran M-01 menuju R-02

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp50.664.028

Tabel 3.38 Spesifikasi *Heater* 3

Operating Condition			
Position	*Annulus*	*Inner pipe*	
Fluid	*Steam*	*Light Organics*	
Fluid type	*Hot*	*Cold*	
Temperature in, °C	130	30,13	
Temperature out, °C	130	60	
Tekanan, atm	1,67	1	
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2,067
OD, in	3,5	OD, in	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,00000072	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,00000729
Hairpin, buah	1		
Panjang total, ft	40		
Luas transfer panas, ft^2	36,68		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	5,43		

d. *Heater 4*

Kode : HE-04

Fungsi : Menaikan suhu keluaran M-02 menuju NE-01

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp50.664.028

Tabel 3.39 Spesifikasi *Heater* 4

Operating Condition			
Position	*Annulus*	*Inner pipe*	
Fluid	*Steam*	*Light Organics*	
Fluid type	*Hot*	*Cold*	
Temperature in, °C	130	30	
Temperature out, °C	130	45	
Tekanan, atm	1,67	1	
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2,067
OD, in	3,5	OD, in	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,00000089	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,0000615
Hairpin, buah	1		
Panjang total, ft	40		
Luas transfer panas, ft^2	36,68		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	5,88		

e. *Heater 6*

Kode : HE-06

Fungsi : Menaikan suhu keluaran atas DC-01 menuju MD-01

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp845.868.983

Tabel 3.40 Spesifikasi *Heater* 6

Operating Condition			
Position	*Annulus*		*Inner pipe*
Fluid	*Steam*		*Light Organics*
Fluid type	*Hot*		*Cold*
Temperature in, °C	130		43,68
Temperature out, °C	130		72,83
Tekanan, atm	1,67		1
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2,067
OD, in	3,5	OD, in	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,358	$\Delta P_{allow,}$ psi	1,939
Hairpin, buah	5		
Panjang total, ft	200		
Luas transfer panas, ft^2	183,4		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0185		

f. *Heater 5*

Kode : HE-05

Fungsi : Menaikan suhu masuk H2O menuju M-03

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp26.433.406

Tabel 3.41 Spesifikasi *Heater* 5

Operating Condition			
Position	*Annulus*		*Inner pipe*
Fluid	*Steam*		*Light Organics*
Fluid type	*Hot*		*Cold*
Temperature in, °C	130		30
Temperature out, °C	130		45
Tekanan, atm	1,67		1
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	1,25	IPS, in	1
ID, in	1,380	ID, in	1,049
OD, in	1,66	OD, in	1,32
$\Delta P_{allow,}$ psi	1,8131	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,0478
Hairpin, buah	1		
Panjang total, ft	12		
Luas transfer panas, ft^2	0,87		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0151		

g. *Heater 7*

Kode : HE-07

Fungsi : Menaikan suhu keluaran distilat MD-02 menuju R-01

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp779.785.469

Tabel 3.42 Spesifikasi *Heater* 7

Operating Condition			
Position	*Annulus*		*Inner pipe*
Fluid	*Steam*		*Light Organics*
Fluid type	*Hot*		*Cold*
Temperature in, °C	130		37,11
Temperature out, °C	130		120
Tekanan, atm	1,67		1
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2,067
OD, in	3,5	OD, in	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,292	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,196
Hairpin, buah	4		
Panjang total, ft	160		
Luas transfer panas, ft^2	146,72		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,00675		

h. *Cooler 1*

Kode : CL-01

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran R-01 menuju R-02

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp350.242.626

Tabel 3.43 Spesifikasi *Cooler* 1

Operating Condition			
Position	*Shell*		*Tube*
Fluid	*Cooling Water*		*Light Organics*
Fluid type	*Cold*		*Hot*
Temperature in, °C	30		120
Temperature out, °C	40		60
Tekanan, atm	1		1
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID, in	12	ID, in	0,532
Baffle, in	4	OD, in	0,75
Passes	1	Number	109
		Length, ft	12
		Passes	2
		BWG	12
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	$1{,}33\times10^{-21}$	$\Delta P_{allow,}$ psi	3,6
Luas transfer panas, ft^2	256,76		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0102		

i. *Cooler 2*

Kode : CL-02

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran R-02 menuju NE-01

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp350.242.626

Tabel 3.44 Spesifikasi *Cooler* 2

Operating Condition			
Position	*Shell*		*Tube*
Fluid	*Cooling Water*		*Light Organics*
Fluid type	*Cold*		*Hot*
Temperature in, °C	30		120
Temperature out, °C	40		60
Tekanan, atm	1		1
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID, in	12	ID, in	0,532
Baffle , in	4	OD, in	0,75
Passes	1	Number	109
		Length, ft	12
		Passes	2
		BWG	12
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	$4{,}81\times10^{-21}$	$\Delta P_{allow,}$ psi	6,09

Tabel 3.45 Spesifikasi *Cooler* 2 (Lanjutan)

Mechanical Design	
Luas transfer panas, ft^2	256,76
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0146

j. *Cooler 5*

Kode : CL-05

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran *bottom* MD-01 menuju MD-02

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp83.705.785

Tabel 3.46 Spesifikasi *Cooler* 5

Operating Condition			
Position	*Shell*	*Tube*	
Fluid	*Cooling Water*	*Light Organics*	
Fluid type	*Cold*	*Hot*	
Temperature in, °C	30	95	
Temperature out, °C	40	57,31	
Tekanan, atm	1	0,05	
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID, in	12	ID, in	0,62
Baffle , in	4	OD, in	0,75
Passes	1	Number	109

Tabel 3.47 Spesifikasi *Cooler* 5 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
		Length, ft	16
		Passes	2
		BWG	16
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	3×10^{-21}	$\Delta P_{allow,}$ psi	4,47
Luas transfer panas, ft^2	342,35		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0214		

k. *Cooler 3*

Kode : CL-03

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran M-03 menuju DC-01

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp944.994.255

Tabel 3.48 Spesifikasi *Cooler* 3

Operating Condition		
Position	*Annulus*	*Inner pipe*
Fluid	*Water*	*Medium Organics*
Fluid type	*Cold*	*Hot*
Temperature in, °C	30	47
Temperature out, °C	40	45
Tekanan, atm	1	1

Tabel 3.49 Spesifikasi *Cooler* 3 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2,067
OD, in	3,5	OD, in	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,316	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,0563
Hairpin, buah	1		
Panjang total, ft	20		
Luas transfer panas, ft^2	36,68		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0289		

l. *Cooler 4*

Kode : CL-04

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran distilat MD-01 menuju T-04

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp50.664.028

Tabel 3.50 Spesifikasi *Cooler* 4

Operating Condition		
Position	*Annulus*	*Inner pipe*
Fluid	*Water*	*Medium Organics*
Fluid type	*Cold*	*Hot*
Temperature in, °C	30	100

Tabel 3.51 Spesifikasi *Cooler* 4 (Lanjutan)

Operating Condition			
Temperature out, °C	40		45
Tekanan, atm	1		1
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID, in	2,067
OD, in	3,5	OD, in	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	6,44	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,065
Hairpin, buah	2		
Panjang total, ft	80		
Luas transfer panas, ft^2	73,36		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0067		

m. *Cooler 6*

Kode : CL-06

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran distilat MD-02 menuju tangki produk fenol T-05

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Harga : Rp66.083.514

Tabel 3.52 Spesifikasi *Cooler* 6

Operating Condition			
Position	*Annulus*	*Inner pipe*	
Fluid	*Water*	*Medium Organics*	
Fluid type	*Cold*	*Hot*	
Temperature in, °C	30	46,19	
Temperature out, °C	40	45	
Tekanan, atm	1	1	
Mechanical Design			
Annulus		*Inner pipe*	
IPS, in	3	IPS, in	2
ID, in	3,068	ID	2,067
OD, in	3,5	OD	2,38
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,000052	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,00017
Hairpin, buah	1		
Panjang total, ft	40		
Luas transfer panas, ft^2	36,68		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	1,6		

n. *Condenser 1*

Kode : CD-01

Fungsi : Mengembunkan uap hasil distilat MD-01

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp731.324.225

Tabel 3.53 Spesifikasi *Condenser* 1

Operating Condition			
Position	*Shell*	*Tube*	
Fluid	*Chilled water*	*Light Organics*	
Fluid type	*Cold*	*Hot*	
Temperature in, °C	7	86,99	
Temperature out, °C	12	56,18	
Tekanan, atm	1	1	
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID	12	ID	0,51
Baffle, in	4	OD	0,75
Passes	1	Number	109
		Length, ft	11
		Passes	2
		BWG	11
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,809	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,0714
Luas transfer panas, ft^2	235,36		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0064		

o. *Condenser 2*

Kode : CD-02

Fungsi : Mengembunkan uap hasil distilat MD-02

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp2.057.400.079

Tabel 3.54 Spesifikasi *Condenser* 2

Operating Condition			
Position	*Shell*		*Tube*
Fluid	*Cooling Water*		*Light Organics*
Fluid type	*Cold*		*Hot*
Temperature in, °C	30		100
Temperature out, °C	40		96,43
Tekanan, atm	1		0,05
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID	33	ID	0,652
Baffle, in	11	OD	0,75
Passes	1	Number	974
		Length, ft	18
		Passes	2
		BWG	18
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	1,41	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,309
Luas transfer panas, ft^2	3.441,53		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0088		

p. Reboiler 1

Kode : RB-01

Fungsi : Mengembunkan cairan hasil *bottom* MD-01

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp1.019.888.904

Tabel 3.55 Spesifikasi Reboiler 1

Operating Condition			
Position	*Shell*	*Tube*	
Fluid	*Medium Organics*	*Steam*	
Fluid type	*Cold*	*Hot*	
Temperature in, °C	86,99	130	
Temperature out, °C	96,68	130	
Tekanan, atm	1	1,67	
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID	15,25	ID	0,482
Baffle, in	5,083	OD	0,75
Passes	1	Number	170
		Length, ft	10
		Passes	2
		BWG	10
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,771	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,392
Luas transfer panas, ft^2	333,71		

Tabel 3.56 Spesifikasi Reboiler 1 (Lanjutan)

Mechanical Design	
$Rd_{min,}$ hr.ft^2.F/Btu	0,0018
$Rd_{cal,}$ hr.ft^2.F/Btu	0,0099

q. Reboiler 2

Kode : RB-02

Fungsi : Mengembunkan cairan hasil *bottom* MD-02

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Harga : Rp1.852.541.185

Tabel 3.57 Spesifikasi Reboiler 2

Operating Condition			
Position	*Shell*		*Tube*
Fluid	*Medium Organics*		*Steam*
Fluid type	*Cold*		*Hot*
Temperature in, °C	100		130
Temperature out, °C	181,96		130
Tekanan, atm	1		1,67
Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
ID	19,25	ID	0,51
Baffle, in	6,42	OD	0,75
Passes	1	Number	301

Tabel 3.58 Spesifikasi Reboiler 2 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Shell		*Tube*	
		Length, ft	11
		Passes	2
		BWG	11
		Pitch, in	1
$\Delta P_{allow,}$ psi	0,098	$\Delta P_{allow,}$ psi	0,0635
Luas transfer panas, ft^2	649,95		
$Rd_{min,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0018		
$Rd_{cal,}$ $hr.ft^2.F/Btu$	0,0099		

3.4 Neraca Massa

Hasil perhitungan neraca massa pada perancangan pabrik aseton dari proses oksidasi *cumene* adalah sebagai berikut:

Kapastias produksi : 24.000 ton/tahun

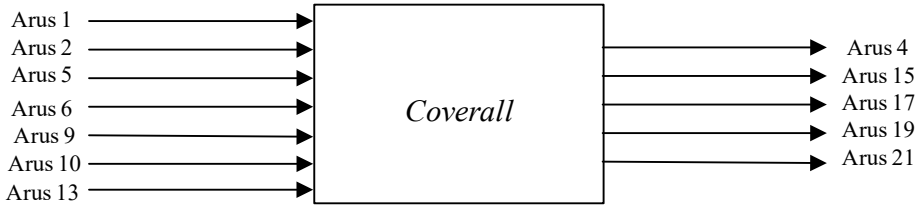
Waktu operasi : 330 hari/tahun

Produksi aseton $= \frac{\text{Kapasitas Produksi}}{\text{Waktu operasi}}$

$$= \frac{24.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 3030{,}30 \text{ kg/jam}$$

3.3.1 Neraca Massa Total



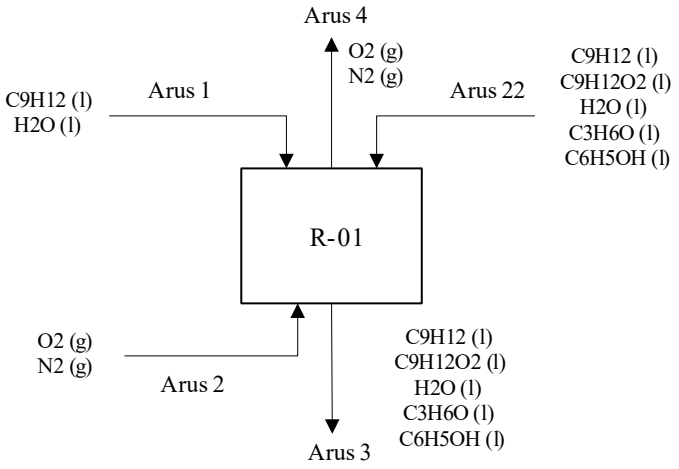
Gambar 3.3 Diagram Alir Neraca Massa Total

Tabel 3.59 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/Jam)							Keluar (Kg/Jam)				
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 6	Arus 9	Arus 10	Arus 13	Arus 4	Arus 15	Arus 17	Arus 19	Arus 21
Cumene	10172,3167	-	-	-	-	-	-	-	0,8690	-	-	3753,9154
Air	162,0589	-	0,2424	4,8482	10,5045	28,2813	1627,7202	-	1462,4326	36,5941	-	339
Oksigen	-	1725,3053	-	-	-	-	-	13,9635	-	-	-	-
Nitrogen	-	5679,1298	-	-	-	-	-	5679,1298	-	-	-	-
CHP	-	-	-	-	-	-	-	-	34,0007	-	0,0012	50,7549
Aseton	-	-	-	-	-	-	-	-	75,7543	2993,7082	-	-
Fenol	-	-	-	-	-	-	-	-	64,1734	-	4098,4621	812,0098
Asam Sulfat	-	-	11,8781	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-	-	9,6964	-	-	-	-	-	-	-
Natrium Sulfat	-	-	-	-	-	-	-	-	3,5644	-	13,6468	-
Sub Total	10334,3756	7404,4350	12,1206	4,8482	20,2009	28,2813	1627,7202	5693,0933	1640,7945	3030,3023	4112,1090	4955,6833
Total	19431,9825							19431,9825				

3.3.2 Neraca Massa Setiap Alat

a. Reaktor Kolom Gelembung (R-01)

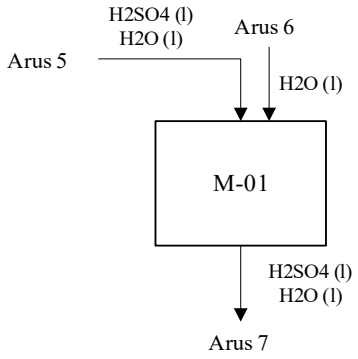


Gambar 3.4 Diagram Alir Neraca Massa R-01

Tabel 3.60 Neraca Massa R-01

Komponen	Masuk (Kg/Jam)			Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 22	Arus 3	Arus 4
Cumene	10172,3167	-	5871,5119	9626,2972	-
Air	162,0589	-	530,2086	692,2675	-
Oksigen	-	1725,3053	-	-	13,9635
Nitrogen	-	5679,1298	-	-	5679,1298
CHP	-	-	79,3999	8208,2731	-
Aseton	-	-	0,0005	0,0005	-
Fenol	-	-	1270,0679	1270,0679	-
Asam Sulfat	-	-	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-	-	-
Natrium Sulfat	-	-	-	-	-
Sub Total	10334,3756	7404,4350	7751,1888	19796,9061	5693,0933
Total	25489,9994			25489,9994	

b. *Mixer* 1 (M-01)

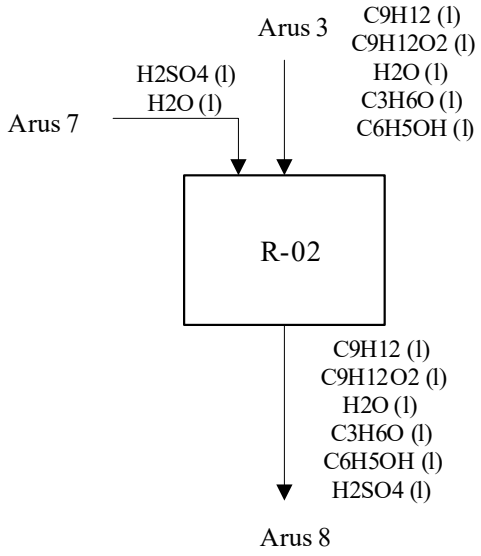


Gambar 3.5 Diagram Alir Neraca Massa M-01

Tabel 3.61 Neraca Massa M-01

Komponen	**Masuk (Kg/Jam)**		**Keluar (Kg/Jam)**
	Arus 5	**Arus 6**	**Arus 7**
Cumene	-	-	-
Air	0,2424	4,8482	5,0906
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	-	-	-
Aseton	-	-	-
Fenol	-	-	-
Asam Sulfat	11,8781	-	11,8781
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	-	-	-
Sub Total	12,1206	4,8482	16,9688
Total	16,9688		16,9688

c. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (R-02)



Gambar 3.6 Diagram Alir Neraca Massa R-02

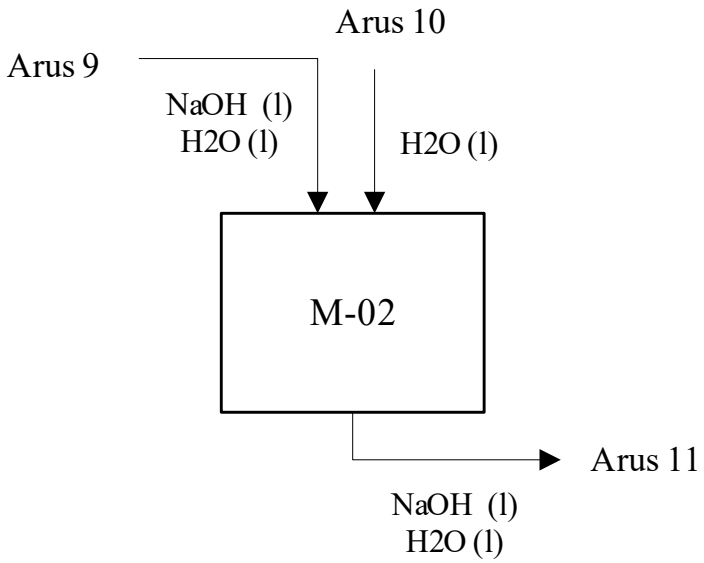
Tabel 3.62 Neraca Massa R-02

Komponen	**Masuk (Kg/Jam)**		**Keluar (Kg/Jam)**
	Arus 3	**Arus 7**	**Arus 8**
Cumene	9626,2972	-	9626,2972
Air	692,2675	5,0906	697,3581
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	8208,2731	-	164,1655
Aseton	0,0005	-	3069,4626
Fenol	1270	-	6244,7134

Tabel 3.63 Neraca Massa R-02 (Lanjutan)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 3	Arus 7	Arus 8
Asam Sulfat	-	11,8781	11,8781
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	-	-	-
Sub Total	19796,9061	16,9688	19813,8749
Total	**19813,8749**		**19813,8749**

d. *Mixer* 2 (M-02)

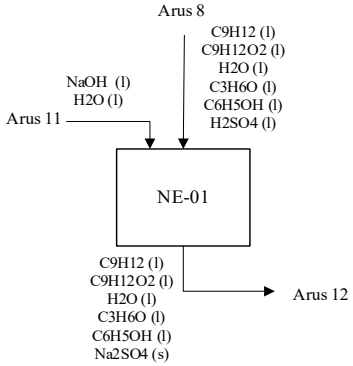


Gambar 3.7 Diagram Alir Neraca Massa M-02

Tabel 3.64 Neraca Massa M-02

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Cumene	-	-	-
Air	10,5045	28,2813	38,7858
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	-	-	-
Aseton	-	-	-
Fenol	-	-	-
Asam Sulfat	-	-	-
Natrium Hidroksida	9,6964	-	9,6964
Natrium Sulfat	-	-	-
Sub Total	20,2009	28,2813	48,4822
Total	48,4822		48,4822

e. *Neutralizer* (NE-01)

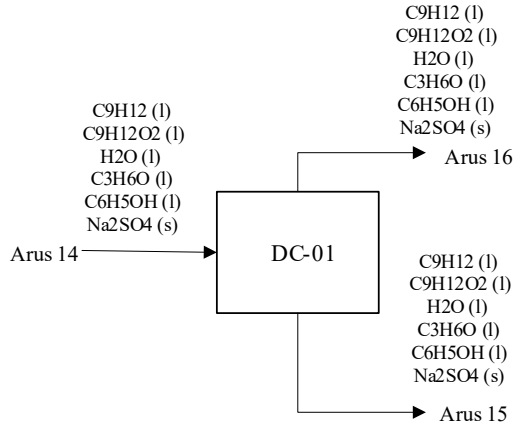


Gambar 3.8 Diagram Alir Neraca Massa NE-01

Tabel 3.65 Neraca Massa NE-01

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 8	Arus 11	Arus 12
Cumene	9626,2972	-	9626,2972
Air	697,3581	38,7858	740,5073
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	164,1655	-	164,1655
Aseton	3069,4626	-	3069,4626
Fenol	6244,7134	-	6244,7134
Asam Sulfat	11,8781	-	-
Natrium Hidroksida	-	9,6964	-
Natrium Sulfat	-	-	17,2112
Sub Total	19813,8749	48,4822	19862,3571
Total	19862,3571		19862,3571

f. *Decanter* (DC-01)

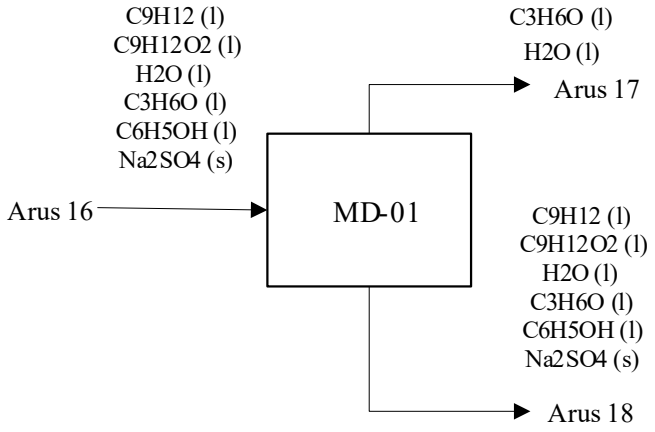


Gambar 3.9 Diagram Alir Neraca Massa DC-01

Tabel 3.66 Neraca Massa DC-01

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
Cumene	9626,2972	0,8690	9625,4281
Air	2368,2275	1462,4326	905,7949
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	164,1655	34,0007	130,1647
Aseton	3069,4626	75,7543	2993,7082
Fenol	6244,7134	64,1734	6180,5400
Asam Sulfat	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	17,2112	3,5644	13,6468
Sub Total	21490,0773	1640,7945	19849,2828
Total	21490,0773	21490,0773	

g. Menara Distilasi 1 (MD-01)

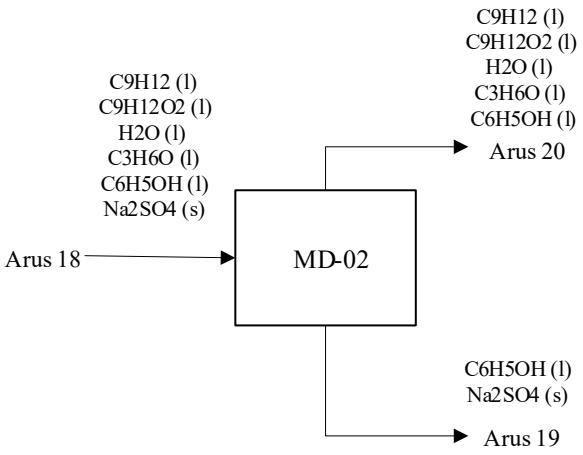


Gambar 3.10 Diagram Alir Neraca Massa MD-01

Tabel 3.67 Neraca Massa MD-01

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
Cumene	9625,4281	-	9625,4273
Air	905,7949	36,5941	869,2018
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	130,1647	-	130,1648
Aseton	2993,7082	2993,7082	0,0005
Fenol	6180,5400	-	6180,5399
Asam Sulfat	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	13,6468	-	13,6468
Sub Total	19849,2828	3030,3023	16818,9812
Total	19849,2828	19849,2828	

h. Menara Distilasi 2 (MD-02)

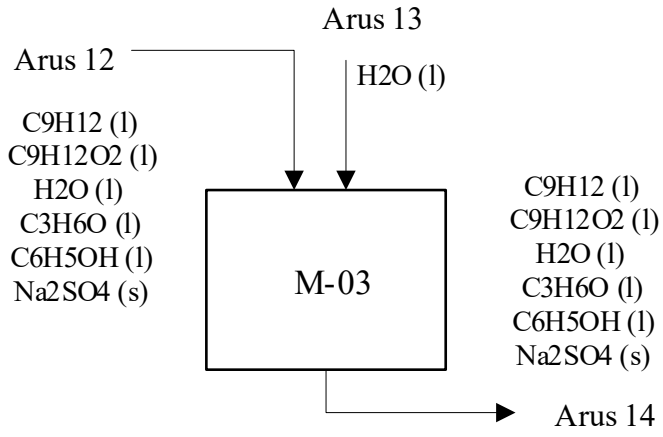


Gambar 3.11 Diagram Alir Neraca Massa MD-02

Tabel 3.68 Neraca Massa MD-02

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
Cumene	9625,4273	-	9625,4273
Air	869,2018	-	869,2018
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	130,1648	0,0012	130,1548
Aseton	0,0005	-	0,0005
Fenol	6180,5399	4098,46213	2082,0777
Asam Sulfat	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	13,6468	13,6468	-
Sub Total	16818,9812	4112,1090	12706,8722
Total	16818,9812	16818,9812	

i. Mixer 3 (M-03)

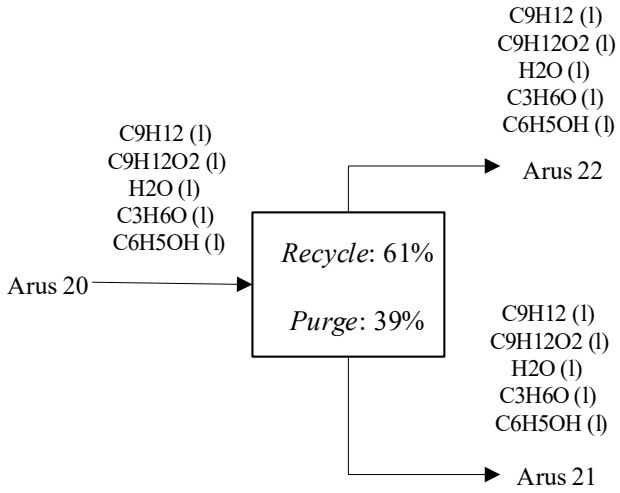


Gambar 3.12 Diagram Alir Neraca Massa MD-03

Tabel 3.69 Neraca Massa M-03

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Cumene	9626,2972	-	9626,2972
Air	740,5073	1627,7202	2368,2275
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	164,1655	-	164,1655
Aseton	3069,4626	-	3069,4626
Fenol	6244,7134	-	6244,7134
Asam Sulfat	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	17,2112	-	17,2112
Sub Total	19862,3571	1627,7202	21490,0773
Total	21490,0773		21490,0773

3.3.3 Neraca Massa *Recycle*



Gambar 3.13 Diagram Alir Neraca Massa *Recycle*

Tabel 3.70 Neraca Massa *Recycle*

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 20	Arus 21	Arus 22
Cumene	9625,4273	3753,9154	5871,511945
Air	869,2018	338,9932	530,21
Oksigen	-	-	-
Nitrogen	-	-	-
CHP	130,1548	50,7549	79,3999
Aseton	0,0005	-	0,0005
Fenol	2082,0777	812,0098	1270,0679
Asam Sulfat	-	-	-
Natrium Hidroksida	-	-	-
Natrium Sulfat	-	-	-
Sub Total	12706,8722	4955,6834	7751,1888
Total	12706,8722	12706,8722	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.71 Neraca Panas Total

Neraca Panas Total		
Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
C_9H_{12}	6.624.747,112	9.614.997,340
H_2O	1.809.054,007	2.045.698,984
O_2	159.715,754	285.583,527
N_2	594.156,853	1.738.236,469
$C_9H_{12}O_2$	2.019.746,647	802.913,864
C_3H_6O	137.193.964,280	1.251.555,746

C_6H_5OH	2.542.338,739	59.431.779,851
H_2SO_4	1.059,577	995,195
NaOH	3.902,640	467,881
Na_2SO_4	12.287,449	66.585,127
Panas Reaksi	-	15.482.111,183
Pendingin	15.730.528,937	140.572.448,429
Pemanas	64.601.871,600	-
Panas Pencampuran	14,768	14,768
Total	231.293.388,364	231.293.388,364

3.5.2 Neraca Panas Komponen

a. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.72 Neraca Panas R-01

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
C_9H_{12}	1.848.416,674	1.739.249,764
$C_9H_{12}O_2$	275.379,302	385.188,896
C_3H_6O	17.347,851	10.637,639
C_6H_5OH	275.795,594	275.795,594
H_2O	0,106	310.019,111
N_2	566.830,838	566.830,838
O_2	153.954,908	2.607,254
ΔH reaksi	-	4.575.133,575
Q pendingin	4.727.737,397	-
Total	**7.865.462,670**	**7.865.462,670**

b. *Mixer* 1 (M-01)

Tabel 3.73 Neraca Panas M-01

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
H_2SO_4	85,032	85,032
H_2O	106,758	106,758
Q Dilusi	14,075	14,075
Total	**205,865**	**205,865**

c. Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.74 Neraca Panas R-02

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
C_9H_{12}	530.059,782	621.630,513
$C_9H_{12}O_2$	637.331,472	12.795,273
C_3H_6O	0,037	242.447,254
C_6H_5OH	98.796,516	485.766,093
H_2SO_4	604,217	604,217
H_2O	102.053,187	102.053,187
ΔH reaksi		10.406.089,447
Q pendingin	10.502.540,773	
Total	**11.871.385,984**	**11.871.385,984**

d. *Mixer* 2 (M-02)

Tabel 3.75 Neraca Panas M-02

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
NaOH	813,395	813,395
H_2O	43,097	43,097
Q Dilusi	0,693	0,693
Total	**857,185**	**857,185**

e. Netralizer (NE-01)

Tabel 3.76 Neraca Panas NE-01

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
C_9H_{12}	352.790,391	352.790,391
$C_9H_{12}O_2$	7.257,539	7.257,539
C_3H_6O	136.939,513	136.939,513
C_6H_5OH	275.508,703	275.508,703
H_2SO_4	342,773	-
NaOH	3.753,309	-
Na_2SO_4	-	211,124
H_2O	58.755,722	62.003,287
ΔH reaksi	-	500.888,161

Q pendingin	500.250,767	-
Total	**1.335.598,717**	**1.335.598,717**

f. *Decanter* (DC-01)

Tabel 3.77 Neraca Panas DC-01

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**	
		Atas	**Bawah**
C_9H_{12}	621.630,513	621.574,394	-
$C_9H_{12}O_2$	12.795,273	10.145.212	2.650,060

Tabel 3.78 Neraca Panas DC-01 (Lanjutan)

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**	
		Atas	**Bawah**
C_3H_6O	242.447,254	236.463,655	5.983,599
C_6H_5OH	485.766,093	480.774,147	4.991,946
Na_2SO_4	421,570	334,263	87,306
H_2O	346.572,512	132.556,359	214.016,153
Total	**1.709.633.213**	**1.709.633.213**	

g. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.79 Neraca Panas MD-01

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
ΔH *reboiler*	2.524.794,946	-
ΔH umpan	3.168.433,587	-
ΔH distilat	-	249.344,600
ΔH kondensor	-	1.529.429,814
ΔH *bottom*	-	3.914.454,120
Total	**5.693.228,534**	**5.693.228,534**

h. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.80 Neraca Panas MD-02

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
ΔH *reboiler*	4.036.880,028	-
ΔH umpan	3.915.159,359	-
ΔH distilat	-	3.474.631,583
ΔH kondensor	-	2.966.470,389
ΔH *bottom*	-	1.510.937,416
Total	**7.952.039,387**	**7.952.039,387**

i. *Heater* 1 (HE-01)

Tabel 3.81 Neraca Panas HE-01

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	98.765,510	-
Q *out*	-	2.136.737,245
Q *steam*	2.037.971,735	-
Total	**2.136.737,245**	**2.136.737,245**

j. *Heater* 2 (HE-02)

Tabel 3.82 Neraca Panas HE-02

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	33.086,862	-
Q *out*	-	1.498.266,133
Q *steam*	1.465.179,271	-
Total	**1.498.266,133**	**1.498.266,133**

k. *Heater* 3 (HE-03)

Tabel 3.83 Neraca Panas HE-03

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	159.173	-
Q *out*	-	1.117,167
Q *steam*	957,994	-

Total	**1.117,167**	**1.117,167**

l. *Heater* 4 (HE-04)

Tabel 3.84 Neraca Panas HE-04

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	371,271	-
Q *out*	-	1.480,063
Q *steam*	1.108,792	-
Total	**1.480.063**	**1.480.063**

m. *Heater* 5 (HE-05)

Tabel 3.85 Neraca Panas HE-05

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	371,271	-
Q *out*	-	1.480,063
Q *steam*	1.108,792	-
Total	**1.480,063**	**1.480,063**

n. *Heater* 6 (HE-06)

Tabel 3.86 Neraca Panas HE-06

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	120.649,848	-

Q *out*	-	17.077,298
Q *steam*	-103.572,549	-
Total	**17.077,298**	**17.077,298**

o. *Heater* 7 (HE-07)

Tabel 3.87 Neraca Panas HE-07

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *in*	1.371.028,046	-
Q *out*	-	1.093.810,196

Tabel 3.88 Neraca Panas HE-07 (Lanjutan)

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *steam*	-277.217,850	-
Total	**1.093.810,196**	**1.093.810,196**

p. *Cooler* 1 (CL-01)

Tabel 3.89 Neraca Panas CL-01

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *in*	2.458.274,291	-
Q *out*	-	805.164,649
Q pendingin	-	1.653.109,642

Total	**2.458.274,291**	**2.458.274,291**

q. *Cooler* 2 (CL-02)

Tabel 3.90 Neraca Panas CL-02

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	747.477,058	-
Q *out*	-	405.873,325
Q pendingin	-	341.603,733
Total	**747.477,058**	**747.477,058**

r. *Cooler* 3 (CL-03)

Tabel 3.91 Neraca Panas CL-03

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	2.218.586,249	-
Q *out*	-	2.413.713,658
Q pendingin	-	-195.127,409
Total	**2.218.586,249**	**2.218.586,249**

s. *Cooler* 4 (CL-04)

Tabel 3.92 Neraca Panas CL-04

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)

Q *in*	886.553,596	-
Q *out*	-	264.897,404
Q pendingin	-	621.656,192
Total	**886.553,596**	**886.553,596**

t. *Cooler* 5 (CL-05)

Tabel 3.93 Neraca Panas CL-05

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *in*	290.407,652	-
Q *out*	-	50.679,908

Tabel 3.94 Neraca Panas CL-05 (Lanjutan)

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q pendingin	-	239.727,744
Total	**290.407,652**	**290.407,652**

u. *Cooler* 6 (CL-06)

Tabel 3.95 Neraca Panas CL-06

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *in*	3.761,481	-
Q *out*	-	3.536,514

Q pendingin	-	224,967
Total	**3.761,481**	**3.761,481**

v. Kondensor 1 (CD-01)

Tabel 3.96 Neraca Panas CD-01

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *in*	136.300.349,672	-
Q *out*	-	99.314,294
Q pendingin	-	136.201.035,377
Total	**136.300.349,672**	**136.300.349,672**

w. Kondensor 2 (CD-02)

Tabel 3.97 Neraca Panas CD-02

Komponen	**Masuk (kJ/Jam)**	**Keluar (kJ/Jam)**
Q *in*	2.017.046,319	-
Q *out*	-	1.854.428,127
Q pendingin	-	162.618,191
Total	**2.017.046,319**	**2.017.046,319**

x. *Reboiler* 1 (RB-01)

Tabel 3.98 Neraca Panas RB-01

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	1.548.326,021	-
Q *out*	-	2.415.613,786
Q *steam*	867.287,766	-
Total	**2.415.613,786**	**2.415.613,786**

y. *Reboiler* 2 (RB-02)

Tabel 3.99 Neraca Panas RB-02

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *in*	251.216,773	-
Q *out*	-	257.472,539

Tabel 3.100 Neraca Panas RB-02 (Lanjutan)

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q *steam*	6.255,766	-
Total	**257.472,539**	**257.472,539**

BAB IV
PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberlangsungan suatu industri, baik dari aspek komersial maupun potensi pengembangannya di masa mendatang. Banyak faktor yang perlu dipertimbangkan, terutama yang berkaitan dengan proses produksi dan distribusi produk. Lokasi pabrik harus mampu meminimalkan biaya transportasi dan biaya produksi, serta mempertimbangkan faktor lain seperti ketersediaan bahan baku, utilitas, akses pasar, tenaga kerja, dan prospek pengembangan. Selain itu, kedekatan dengan sumber air seperti sungai, laut, atau danau juga penting untuk kelancaran proses produksi. Berdasarkan berbagai pertimbangan tersebut, pabrik aseton direncanakan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Provinsi Banten.



Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi

Lokasi pabrik ditetapkan seperti pada gambar 4.1 diatas berdasarkan pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Ketersedian Bahan Baku

Dalam sebuah pabrik, bahan baku adalah sesuatu yang harus diperhitungkan sejak awal proses produksi. Bahan baku merupakan faktor penting yang perlu dipertimbangkan sejak awal dalam memilih lokasi pabrik, khususnya apabila jumlah bahan baku yang digunakan sangat besar, karena kedekatan dengan sumber bahan baku dapat mengurangi biaya pengiriman. Bahan baku utama aseton diperoleh dari Sinopec yang merupakan salah satu perusahaan petrokimia terbesar di dunia yaitu *cumene* dengan kapasitas 550.000 ton per tahun. Katalis H2SO4 didapatkan dari PT Indonesian Acid Industry yang berlokasi di Jakarta Timur dengan kapasitas produksi tahunan sebesar 82.500 ton (www.indoacid.com). Bahan pembantu untuk unit *neutralizer* dan utilitas berupa natrium hidroksida (NaOH) diperoleh dari PT Sulfindo Adiusaha di Serang, Banten. Pemilihan lokasi pabrik di Cilegon didasarkan pada kedekatannya dengan fasilitas pelabuhan seperti Pelabuhan Ciwandan dan Pelabuhan Merak yang mendukung kegiatan impor bahan baku dan distribusi produk. Bahan baku utama berupa *cumene* diperoleh dari pemasok petrokimia di kawasan Asia dan diangkut menggunakan kapal *tanker*, sehingga proses pengadaan bahan baku menjadi lebih efisien. Selain itu, ketersediaan bahan penunjang seperti natrium

hidroksida dari industri kimia di kawasan Cilegon turut mendukung kelancaran distribusi bahan melalui transportasi darat dalam kawasan industri terintegrasi.

4.1.2 Keterjangkauan Pemasaran Produk

Pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan pasar dan memiliki akses transportasi yang memadai merupakan strategi untuk mempermudah distribusi produk kepada konsumen. Cilegon merupakan kawasan industri kimia yang berkembang pesat sehingga produksi aseton ditujukan untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri. Dengan dukungan transportasi darat yang baik serta keberadaan Pelabuhan Merak, distribusi produk menjadi lebih efisien. Aseton yang dihasilkan digunakan sebagai pelarut (*solvent*) pada industri cat, resin, farmasi, dan kosmetik di berbagai wilayah Pulau Jawa. Selain menghasilkan aseton sebagai produk utama, proses produksi juga menghasilkan fenol sebagai produk samping yang memiliki nilai ekonomis tinggi dan banyak dimanfaatkan pada industri resin, plastik, serta bahan kimia lainnya sehingga turut meningkatkan nilai jual produk pabrik.

4.1.3 Ketersedian Tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan seluruh sumber daya manusia yang tersedia untuk bekerja dan menjadi aspek penting dalam proses produksi guna mencapai keberhasilan perusahaan. Jumlah tenaga kerja di Indonesia cukup

banyak dan beragam, sehingga pemenuhan kebutuhan tenaga kerja tidak terlalu sulit dilakukan. Provinsi Banten, khususnya kawasan Cilegon, termasuk daerah dengan tingkat kepadatan penduduk yang tinggi serta memiliki ketersediaan tenaga kerja terampil dengan berbagai kualifikasi, baik tingkat tinggi, menengah, maupun terampil. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil sangat diperlukan untuk mengoperasikan mesin-mesin produksi, pelaksanaan pemasaran, serta manajemen perusahaan. Dengan demikian, kebutuhan tenaga kerja untuk pabrik aseton di Cilegon dapat dipenuhi dari penduduk sekitar lokasi pabrik maupun dari wilayah atau kota-kota sekitarnya, sesuai dengan kebutuhan dan kriteria yang ditetapkan oleh perusahaan.

4.1.4 Penyediaan Utilitas

Dalam pengoperasian pabrik, air, listrik, dan bahan bakar merupakan utilitas yang diperlukan untuk keberlangsungan proses produksi. Supaya produksi dapat berjalan dengan lancar, pemeliharaan peralatan serta ketersediaan utilitas tersebut harus diperhatikan dengan baik. Kawasan Cilegon, Banten merupakan kawasan industri yang dirancang untuk memenuhi keperluan pasokan bahan baku dan utilitas. Kebutuhan air yang diperlukan untuk pabrik aseton ini dapat dipenuhi dari aliran sungai di Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau dengan kapasitas 2.000 liter per detik, serta dari penyediaan air baku oleh PT Krakatau Tirtha yang memiliki

kapasitas sebesar 63.072.000 m^3 (setara dengan 63.072.000 ton per tahun). Untuk kebutuhan listrik, pabrik dapat memanfaatkan pasokan dari generator cadangan maupun dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang tersedia di daerah tersebut. Sementara itu, kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) dapat diperoleh dari Pertamina yang memiliki fasilitas distribusi di wilayah Cilegon. Dengan tersedianya utilitas tersebut, kelancaran operasional pabrik dapat terjain.

4.1.5 Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Masyarakat di sekitar kawasan Cilegon, Banten memiliki karakteristik sosial yang beragam dan umumnya telah terbiasa dengan keberadaan kegiatan industri, mengingat daerah ini telah ditetapkan oleh Pemerintah sebagai wilayah perindustrian. Dengan demikian, pendirian pabrik aseton di lokasi ini tidak akan menimbulkan masalah lingkungan maupun kendala adaptasi sosial bagi masyarakat sekitar. Keberadaan pabrik justru diharapkan dapat memberikan kontribusi positif berupa peningkatan kesempatan kerja dan pengembangan ekonomi daerah, sehingga tercipta hubungan yang saling mendukung antara industri dan masyarakat sekitar.

4.1.6 Kondisi Iklim

Cilegon beriklim tropis. Suhu rata-rata antara 24°C – 33°C, dengan curah hujan tertinggi pada bulan Desember-Februari dan curah hujan terendah pada bulan Juli-September. Salah satu kawasan industri di

Indonesia yang mampu mengendalikan dan mengatasi dampak lingkungan adalah Cilegon.

4.1.7 Kebijakan Pemerintah

Kebijakan pemerintah sangat baik, terutama untuk sektor wilayah Cilegon. Kebijakan untuk pembangunan industri telah berhasil menciptakan lingkungan yang kondusif untuk investasi di daerah tersebut dan juga menyeimbangkan antara kesempatan kerja dan hasil pembangunan. Peraturan daerah Kota Cilegon tentang rencana Tata Ruang Wilayah Kota Cilegon 2010-2030 memuat peraturan kebijakan tersebut dalam BAB I, Pasal 1.

4.1.8 Tersedia Peluang Perluasan Pabrik

Lokasi pendirian pabrik direncanakan memiliki ketersediaan lahan yang cukup untuk mendukung kemungkinan perluasan fasilitas di masa mendatang. Perencanaan tata letak (*layout*) pabrik dilakukan dengan mempertimbangkan ruang pengembangan unit produksi, utilitas, maupun fasilitas pendukung tanpa mengganggu operasi yang sedang berjalan. Adanya peluang perluasan pabrik ini diharapkan dapat mengakomodasi peningkatan kapasitas produksi, pengembangan teknologi, serta penyesuaian terhadap kebutuhan pasar. Dengan demikian, pabrik dapat beroperasi secara berkelanjutan dan adaptif terhadap perkembangan industri.

4.2 Tata letak Pabrik (*Layout* Pabrik)

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan yang mengintergrasikan aliran komponen produksi pabrik, sehingga tercipta hubungan yang efisien dan efektif antara karyawan, peralatan dan proses material dari bahan baku menjadi produk serta sarana prasarana seperti utilitas, taman, mushola, tempat parkir dan lain-lain. Untuk mencapai kondisi yang optimal, beberapa hal perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik, yaitu:

4.2.1 Daerah Proses

Daerah proses adalah area yang digunakan untuk menempatkan peralatan yang terikat dengan proses produksi dan dipisahkan dari area lainnya.

4.2.2 Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik harus dipertimbangkan sejak awal, agar tidak terjadi masalah perluasan di masa yang akan datang.

4.2.3 Keamanan

Dalam menentukan tata letak pabik, keamanan terhadap kebakaran, ledakan, asap atau gas bercaun harus diperhatikan secara ketat. Untuk mencapai hal ini, peralatan pemadam kebakaran harus dipasang di sekitar area yang dianggap berbahaya. Tangki penyimpanan barang atau komponen yang mudah meledak harus ditempatkan di lokasi tertentu. Selain itu, harus

ada jarak antara bangunan untuk membantu dan memungkinkan karyawan menyelamatkan diri.

4.2.4 Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi utilitas yang baik termasuk udara, steam, air dan listrik dapat meningkatkan produktivitas. Alat proses harus ditempatkan secara strategis sehingga petugas dapat dengan mudah menemukan dan menggunakannya serta memfasilitasi kelancaran proses produksi dan perawatan.

4.2.5 Area Pengolahan

Limbah Pabrik harus memperhatikan kelestarian lingkungan dengan cara mengelola limbah hasil produksinya secara tepat. Untuk itu, area pengolahan limbah sangat diperlukan agar limbah tidak berbahaya bagi ekosistem di sekitar pabrik.

Tabel 4.1 Rincian Luas Bangunan dan Tanah

No.	**Area**	**Panjang (m)**	**Lebar (m)**	**Luas (m^2)**
1	Kantor Utama	50	15	750
2	Pos 1	10	5	50
3	Pos 2	10	5	50
4	*Mess*	40	35	1.400
5	Parkir Kendaraan	30	45	1.350

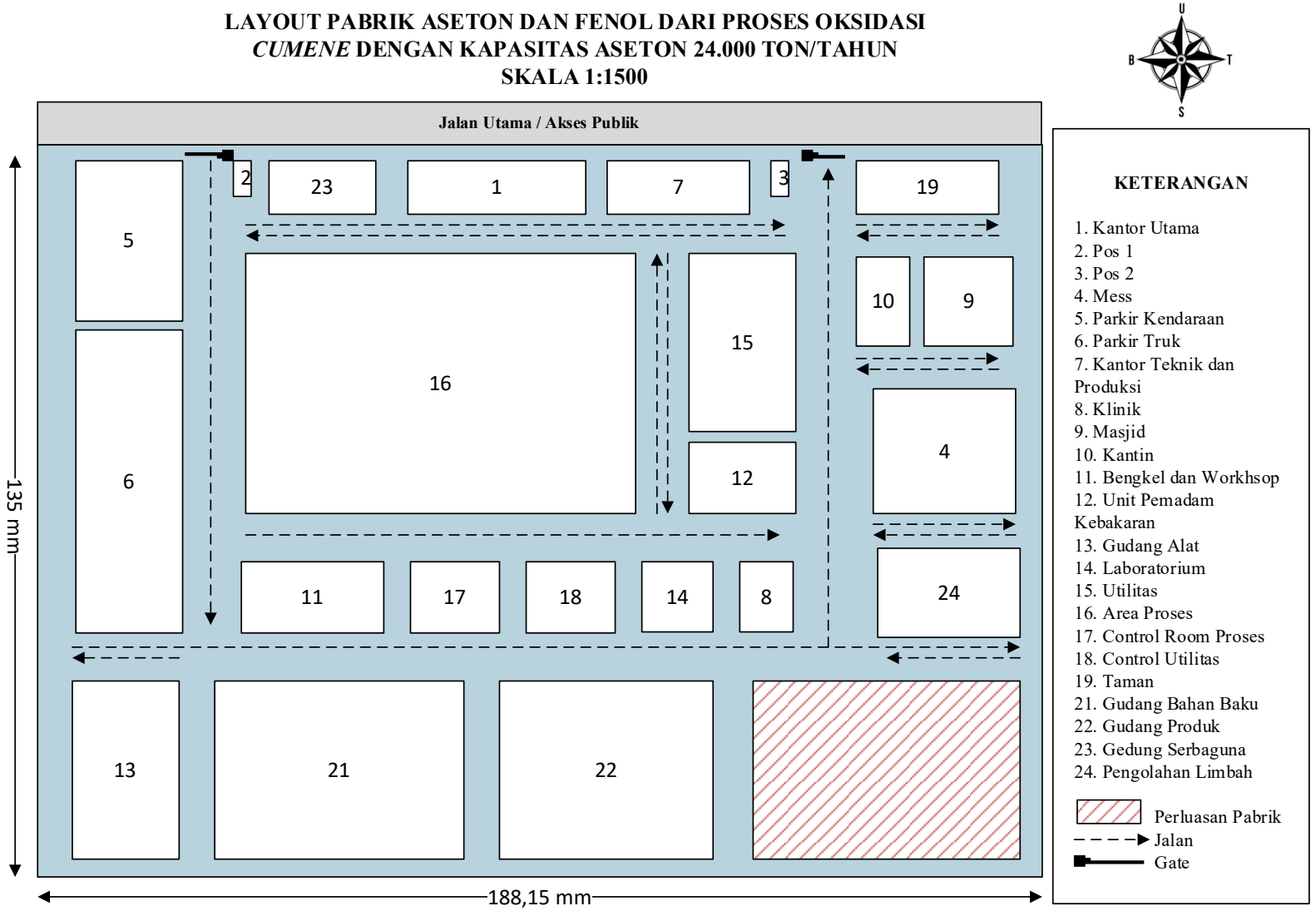
Tabel 4.2 Rincian Luas Bangunan dan Tanah (Lanjutan)

No.	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m^2)
6	Parkir Truk	30	85	2.550
7	Kantor Teknik dan Produksi	40	15	600
8	Klinik	15	20	300
9	Masjid	25	25	625
10	Kantin	25	15	375
11	Bengkel dan *Workshop*	40	20	800
12	Unit Pemadam Kebakaran	30	20	600
13	Gudang Alat	30	50	1.500
14	Laboratorium	20	20	400
15	Utilitas	30	50	1.500
16	Area Proses	109,55	73	7.997,15
17	*Control Room* Proses	25	20	500
18	*Control* Utilitas	25	20	500
19	Taman	40	15	600
20	Perluasan Pabrik	75	50	3.750
21	Gudang Bahan Baku	70	50	3.500
22	Gudang Produk	60	50	3.000
23	Gedung Serbaguna	30	15	450

Tabel 4.3 Rincian Luas Bangunan dan Tanah (Lanjutan 2)

No.	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m^2)
24	Pengolahan Limbah	40	25	1.000
25	Jalan	100	228.23	22.823
Luas Total (m^2)				**56.970,15**
Luas Tanah (m^2)				**68.364,18**

LAYOUT PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI
***CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN**
SKALA 1:1500



Gambar 4.2 *Layout* Pabrik

4.3 Tata Letak Peralatan Proses

Tata letak peralatan merupakan proses pengaturan posisi peralatan dalam suatu pabrik dengan mempertimbangkan aspek teknis, keselamatan, dan efisiensi proses. Peralatan dengan tekanan dan suhu operasi tinggi perlu dipisahkan atau diberi jarak tertentu untuk mengurangi risiko ledakan maupun kebakaran serta melindungi peralatan di sekitarnya. Tata letak yang baik dapat memperlancar aliran proses, memudahkan operasional dan perawatan, menghasilkan produk sesuai spesifikasi, serta meningkatkan efisiensi operasional dan ekonomi pabrik. Oleh karena itu, penyusunan tata letak peralatan proses harus dilakukan secara cermat dan sistematis dengan mempertimbangkan berbagai faktor penting sebagai berikut:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk harus dirancang secara jelas, terarah, dan efisien agar proses produksi dapat berlangsung dengan lancar. Aliran yang baik dapat mengurangi waktu pemindahan bahan, menekan biaya transportasi, dan meningkatkan efisiensi kerja. Selain itu, pengaturan aliran yang tepat juga dapat meminimalkan risiko kesalahan operasional, kontaminasi, dan kerusakan produk, serta mempermudah pengawasan dan pengendalian proses selama produksi berlangsung.

4.3.2 Sirkulasi Udara

Sirkulasi udara di area proses produksi perlu diperhatikan dengan baik untuk menjaga keselamatan dan kenyamanan kerja. Aliran udara yang lancar dapat mencegah penumpukan udara pada titik tertentu yang berpotensi menyebabkan akumulasi zat kimia berbahaya. Oleh karena itu, sistem ventilasi serta arah aliran udara harus dirancang secara efektif agar kondisi area proses tetap aman bagi pekerja.

4.3.3 Sumber Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4.3.4 Mobilitas Manusia dan Kendaraan

Perancangan tata letak peralatan harus memperhatikan kemudahan akses bagi operator agar proses operasional, perawatan, dan penanganan gangguan dapat dilakukan dengan cepat dan efisien. Selain itu, aspek keselamatan kerja menjadi prioritas utama melalui pengaturan mobilitas pekerja dan kendaraan, seperti jarak antar peralatan, lebar jalan, serta jalur akses dan evakuasi, sehingga aktivitas di area pabrik dapat berlangsung dengan aman dan lancar.

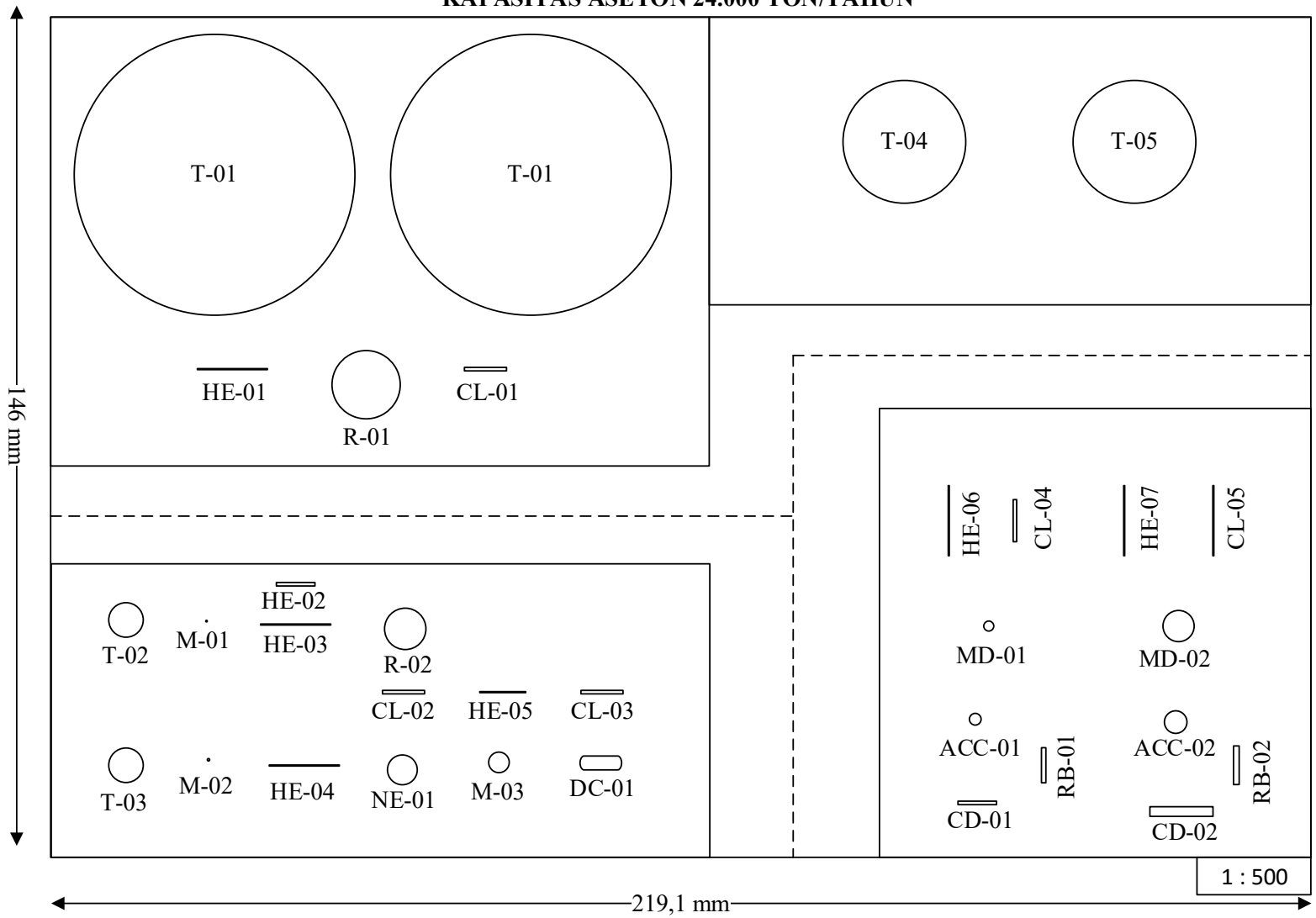
4.3.5 *Maintenance*

Maintenance memiliki peran penting dalam menjaga kondisi sarana dan peralatan pabrik melalui kegiatan pemeliharaan dan perbaikan agar proses produksi tetap berjalan optimal serta target produksi dan spesifikasi bahan baku dapat tercapai. Perawatan preventif dilakukan secara rutin untuk mencegah kerusakan dan menjaga kebersihan area kerja, sedangkan perawatan berkala dilakukan sesuai jadwal dan petunjuk teknis peralatan guna mempertahankan kinerja fasilitas pabrik.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Penentuan jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara tepat dengan mempertimbangkan aspek operasional dan keselamatan kerja. Peralatan yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi perlu ditempatkan terpisah untuk mengurangi risiko kebakaran, ledakan, atau kebocoran yang dapat membahayakan unit lain di sekitarnya. Selain itu, pengaturan jarak juga harus memperhatikan kemudahan akses operator, perpindahan material, serta ruang perawatan agar proses produksi dapat berlangsung aman, lancar, dan efisien

LAYOUT ALAT PROSES PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN



Gambar 4.3 *Layout* Alat Proses

Keterangan Gambar :

T	: Tangki	HE	: *Heater*
R	: Reaktor	CL	: *Cooler*
M	: *Mixer*	ACC	: Akumulator
NE	: Netralizer	RB	: Reboiler
DC	: Dekanter	CD	: Kondensor

4.3.7 Pertimbangan Ekonomi

Penataan peralatan proses di pabrik bertujuan untuk mendukung kelancaran dan keamanan proses produksi sekaligus meningkatkan efisiensi ekonomi. Tata letak yang optimal dapat menekan biaya investasi dan operasional melalui pengurangan kebutuhan perpipaan, pemindahan bahan, dan konsumsi energi, namun tetap harus mengutamakan aspek keselamatan dan kesehatan kerja.

4.4 Organisasi Perusahaan

Pada perancangan Pabrik Aseton, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk perusahaan yang modalnya didapatkan dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab atas jumlah modal yang ditanamkan dan beberapa sebagai pemilik perusahaan. Bentuk Perseroan Terbatas (PT) dipilih karena beberapa alasan, antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal usaha dengan cara penjualan saham.

2. Kegiatan operasional pada PT terjamin, karena tidak terpengaruh oleh kepenitingan pemegang saham atau direksi.
3. Tanggung jawab para pemegang saham terbatas, karena kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi.
4. Pemilik dan pengurus perusahaan tidak berkaitan, dimana pemilik PT adalah para pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi atau karyawan.
5. Manajemen perusahaan yang dinilai efisiensi, akrena para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli dalam bidangnya.
6. PT dapat menciptakan lapangan pekerjaan yang luas, karena PT dapat menarik modal dai masyarakat sehingga dengan demikian PT dapat memeprluas usahanya.

4.4.1 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan perusahaan, dibutuhkan sumber daya manusia yang kompeten serta sistem organisasi dengan pembagian tugas, tanggung jawab, dan wewenang yang jelas. Struktur organisasi disusun sesuai kebutuhan perusahaan untuk mendukung efektivitas pengelolaan dan koordinasi kerja di setiap divisi. Secara umum, terdapat dua bentuk struktur organisasi yang umum digunakan, yaitu:

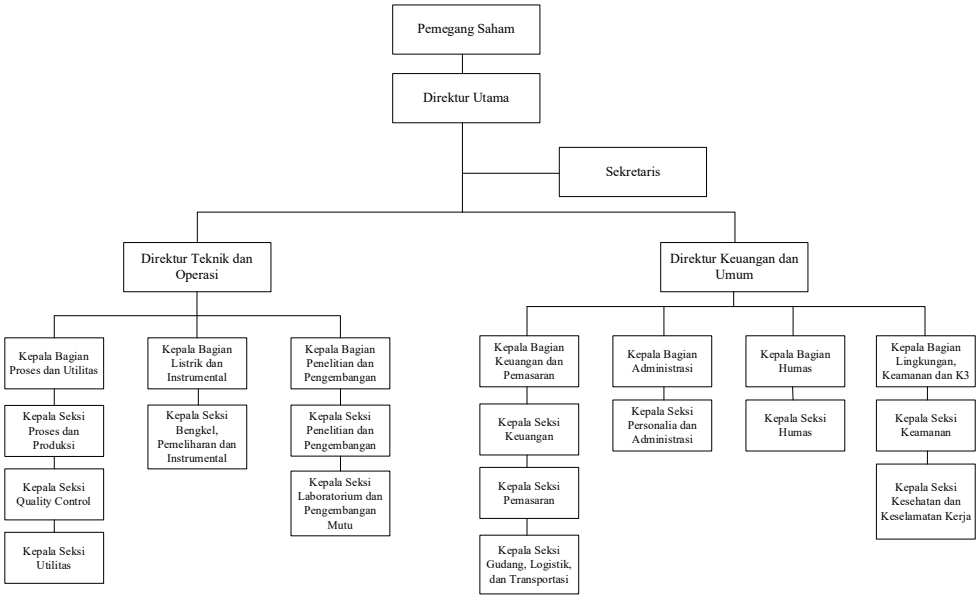
1. Garis (*line*) merupakan kelompok yang menjalankan tugas utama organisasi untuk mencapai tujuan perusahaan.

2. Staf merupakan kelompok yang bertugas memberikan saran dan dukungan berdasarkan keahlian mereka kepada unit operasional.

Pemegang saham diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan kegiatan operasional perusahaan dipimpin oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Operasi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi membawahi bagian produksi, proses, utilitas, pengendalian, dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum mengelola bidang pembelian, pemasaran, administrasi, personalia, humas, keamanan, serta penelitian dan pengembangan. Setiap direktur membawahi kepala bagian yang kemudian mengawasi beberapa seksi dan kelompok kerja yang dipimpin kepala regu. Kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas seksi. Agar proses produksi berjalan lancar, diperlukan staf ahli yang memiliki keahlian di bidangnya masing-masing. Staf ahli bertugas memberikan saran dan masukan kepada pengawas untuk memastikan pencapaian tujuan perusahaan. Manfaat dari adanya struktur organisasi ini meliputi:

1. Menjelaskan batasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
2. Sebagai pedoman bagi pejabat perusahaan.
3. Memastikan penempatan pegawai sesuai dengan keahliannya.
4. Membantu dalam perencanaan pengembangan manajemen.

5. Mengatur ulang langkah kerja serta prosedur jika terbukti kurang efektif atau tidak memenuhi standar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.2 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok individu yang menyatukan modal untuk mendirikan dan menjalankan operasional perusahaan. Pemegang saham menempati posisi yang lebih tinggi daripada direktur utama. Dalam struktur Perseroan Terbatas (PT), kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Melalui RUPS, para pemegang saham memiliki wewenang untuk:

1. Meminta laporan pertanggungjawaban dari Dewan Komisaris.
2. Mengangkat maupun memberhentikan anggota Dewan Komisaris dan Direktur, serta menyetujui pengunduran diri pemegang saham berdasarkan musyawarah.
3. Mengesahkan laporan kerja perusahaan dan neraca laba rugi tahunan.
4. Menetapkan penggunaan keuntungan tahunan, baik untuk dibagikan kepada pemegang saham, disimpan, maupun ditanamkan kembali.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan dari para pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas Direksi.
3. Membantu Direksi dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh atas keberhasilan perusahaan sesuai

dengan target yang ditetapkan dalam RUPS. Direktur Utama memimpin dan mengoordinasikan seluruh kegiatan perusahaan serta bertanggung jawab atas kebijakan dan pengambilan keputusan strategis. Tugas dan wewenang Direktur Utama meliputi:

1. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Merumuskan serta melaksanakan kebijakan umum perusahaan sesuai arahan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
3. Menjaga stabilitas organisasi dan membangun hubungan yang baik antara pemegang saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
4. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan RUPS.
5. Mengkoordinasikan kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.
6. Mengusulkan kerja sama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
7. Mewakili perusahaan dalam menjalin hubungan atau perjanjian dengan pihak ketiga.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh beberapa direktorat dan staf pendukung, yaitu:

a) Sekretaris

Sekretaris bertugas membantu Direktur Utama dalam bidang administrasi dan koordinasi manajerial. Sekretaris bertanggung jawab terhadap pengelolaan surat-menyurat, pengarsipan dokumen perusahaan, serta penyusunan laporan kegiatan manajemen. Selain itu, Sekretaris juga mengoordinasikan jadwal kegiatan Direksi, menyiapkan rapat pimpinan, serta mendokumentasikan hasil rapat sebagai bahan evaluasi dan dasar pengambilan keputusan manajerial.

b) Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi memiliki tanggung jawab dalam merencanakan, mengoordinasikan, dan mengawasi seluruh kegiatan produksi serta teknis perusahaan. Jabatan ini berperan memastikan proses produksi berlangsung sesuai standar operasional, spesifikasi teknis, dan target kapasitas yang telah ditentukan. Selain itu, Direktur Produksi dan Teknik juga bertanggung jawab menjaga efisiensi proses, keandalan peralatan, serta mutu produk yang dihasilkan. Dalam pelaksanaan tugasnya, direktur dibantu oleh Kepala Bagian

Teknik, Kepala Bagian Produksi, serta Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan.

c) Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab mengatur dan mengawasi kegiatan administrasi, keuangan, serta pelayanan umum perusahaan agar operasional perusahaan dapat berjalan dengan baik, efektif, dan efisien. Selain itu, direktur ini juga mengelola pengawasan keuangan, administrasi, personalia, humas, dan keamanan perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Keuangan dan Umum membawahi Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran, Kepala Bagian Administrasi, serta Kepala Bagian Humas dan Keamanan.

d) Kepala Bagian

Secara umum, tugas Kepala Bagian adalah mengoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan arahan pimpinan perusahaan. Kepala Bagian juga dapat bertindak sebagai staf direktur dan bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Adapun Kepala Bagian terdiri dari:

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Bertugas mengoordinasikan dan mengawasi kegiatan proses produksi serta penyediaan utilitas pabrik agar operasional berjalan

lancar, aman, dan sesuai target produksi. Kepala bagian ini membawahi Seksi Proses dan Produksi, Seksi Utilitas serta Seksi *Quality Control*.

2) Kepala Bagian Listrik dan Instrumental

Bertanggung jawab mengatur dan mengawasi sistem kelistrikan, instrumentasi, serta kegiatan pemeliharaan peralatan pabrik agar seluruh fasilitas dapat beroperasi dengan baik dan aman. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Pemeliharaan dan Bengkel serta Seksi Listrik dan Instrumentasi.

3) Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bertugas melaksanakan dan mengawasi kegiatan penelitian, pengembangan proses, serta peningkatan mutu produk untuk mendukung kemajuan perusahaan. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Penelitian dan Pengembangan serta Seksi Laboratorium dan Pengembangan Mutu.

4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bertanggung jawab mengelola keuangan perusahaan serta mengatur kegiatan pemasaran dan distribusi produk agar operasional perusahaan berjalan efektif dan target penjualan

tercapai. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Keuangan, Seksi Pemasaran, dan Seksi Gudang, Logistik, serta Transportasi.

5) Kepala Bagian Administrasi

Bertugas mengatur kegiatan administrasi perusahaan serta pengelolaan sumber daya manusia agar kegiatan operasional berjalan tertib dan efisien. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Personalia dan Administrasi.

6) Kepala Bagian Humas

Bertanggung jawab menjaga hubungan baik perusahaan dengan pihak internal maupun eksternal serta mengawasi keamanan lingkungan pabrik. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Humas.

7) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja, Keamanan dan Lingkungan

Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan bertanggung jawab atas keamanan pabrik, kesehatan karyawan dan keselamatan pekerja di perusahaan. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Kesehatan Keselamatan Kerja dan Seksi Keamanan.

4.4.3 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik aseton direncanakan beroperasi secara terus-menerus selama 330 hari dalam setahun, dengan waktu kerja 24 jam setiap hari. Hari-hari yang tersisa, selain hari libur, akan dimanfaatkan untuk kegiatan pemeliharaan, perbaikan, atau penghentian sementara (*shut down*). Berdasarkan pengaturan kerja, karyawan di bagi ke dalam dua kelompok kerja, yaitu:

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak terlibat secara langsung dalam kegiatan proses produksi. Kelompok ini meliputi direktur, sekretaris, kepala bagian, Kepala Seksi, serta pegawai administrasi dan perkantoran lainnya. Sistem kerja karyawan *non-shift* dilaksanakan selama 5 hari kerja dalam satu minggu dengan total jam kerja 40 jam per minggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional ditetapkan sebagai hari libur. Adapun rincian jam kerja karyawan *non-shift* adalah sebagai berikut:

Tabel 4.4 Rincian Jam Kerja

Hari	Jam Kerja (WIB)	Jam Istirahat (WIB)
Senin – Kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jum’at	08.00 – 17.00	11.30 – 13.00

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang terlibat langsung dalam kegiatan produksi maupun bagian tertentu yang mendukung keamanan dan kelancaran operasional pabrik selama 24 jam. Kelompok ini meliputi operator produksi, staf teknik, petugas gudang, serta personel lain yang bertugas menjaga keberlangsungan proses dan keamanan pabrik. Sistem kerja karyawan *shift* dibagi menjadi tiga jadwal kerja dalam satu hari dengan pengaturan sebagai berikut:

Tabel 4.5 Rincian Jam Kerja Masing – Masing *Shift*

Hari	**Jam Kerja (WIB)**	**Jam Istirahat (WIB)**
Shift 1	08.00 – 16.00	12.00 – 13.00
Shift 2	16.00 – 00.00	18.30 – 19.30
Shift 3	00.00 – 08.00	04.00 – 05.00

Sistem kerja karyawan *shift* dibagi ke dalam empat kelompok (A, B, C, dan D), dimana setiap harinya hanya tiga kelompok yang bekerja sementara satu kelompok lainnya mendapat giliran libur. Setiap kelompok menjalani siklus kerja selama delapan hari, yang mencakup enam hari kerja dan dua hari libur dalam setiap siklusnya. Pada hari libur nasional atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, kelompok yang dijadwalkan bekerja tetap masuk kerja. Namun, pekerjaan pada hari tersebut dihitung sebagai lembur dan akan mendapatkan insentif

tambahan sesuai ketentuan yang berlaku. Setiap *shift* dipimpin oleh seorang kepala shift yang bertanggung jawab atas kelancaran operasional selama jam kerja berlangsung. Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut:

Tabel 4.6 Jadwal Jam Kerja

Kelompok	**Tanggal**														
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Tabel 4.7 Jadwal Jam Kerja (Lanjutan)

Kelompok	**Tanggal**														
	16	**17**	**18**	**19**	**20**	**21**	**22**	**23**	**24**	**25**	**26**	**27**	**28**	**29**	**30**
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
B	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
D	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan:

P : *Shift* Pagi M : *Shift* Malam

S : *Shift* Siang L : Libur

4.4.4 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

1. Gaji Bulanan

   Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

2. Gaji Lembur

   Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok yang sudah ditentukan.

Tabel 4.8 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
2	Direktur Teknik dan Operasi	1	Rp23.000.000	Rp23.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp23.000.000	Rp23.000.000
4	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
5	Kepala Bagian Listrik dan Instrumental	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
6	Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
8	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
9	Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja, Keamanan dan Lingkungan	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000
10	Kepala Bagian Humas	1	Rp13.000.000	Rp13.000.000

11	Kepala Seksi Proses dan Produksi	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
12	Kepala Seksi *Quality Control*	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
14	Kepala Seksi Bengkel, Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000

Tabel 4.9 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan 1)

No.	**Jabatan**	**Jumlah**	**Gaji/Bulan**	**Total Gaji**
15	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
16	Kepala Seksi Personalia dan Administrasi	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
17	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengembangan Mutu	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
18	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
19	Kepala Seksi keamanan	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
20	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
21	Kepala Seksi Humas	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
22	Kepala Seksi Kesehatan Keselamatan Kerja	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
23	Kepala Seksi Gudang, Logistik dan Transportasi	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
24	Karyawan Produksi dan Proses	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000
25	Karyawan *Quality Control*	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000
26	Karyawan Utilitas	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
27	Karyawan Pemeliharaan Bengkel	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000

28	Karyawan Keuangan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
29	Karyawan Personalia dan Administrasi	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
30	Karyawan Laboratorium	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
31	Karyawan Perencanaan dan Pemasaran	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
32	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000

Tabel 4.10 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan 2)

No.	**Jabatan**	**Jumlah**	**Gaji/Bulan**	**Total Gaji**
33	Karyawan Humas	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
34	Karyawan Kesehatan Keselamatan Kerja (K3)	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
35	Karyawan Logistik dan Transportasi	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000
36	Operator Produksi	52	Rp6.000.000	Rp312.000.000
37	Operator Utilitas	68	Rp6.000.000	Rp408.000.000
38	Operator *Control Room*, Laboratorium, dan K3	32	Rp8.000.000	Rp192.000.000
39	Sekretaris	3	Rp7.000.000	Rp21.000.000
40	Laboran	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
41	Dokter	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000
42	Perawat	3	Rp5.800.000	Rp17.400.000
43	Supir	4	Rp5.800.000	Rp23.2.000.000
44	Satpam	8	Rp5.800.000	Rp46.400.000

45	*Cleaning service*	8	Rp5.800.000	Rp46.400.000
	Total	**204**	**Rp428.200.000**	**Rp1.480.400.000**

4.4.5 Fasilitas dan Hak Karyawan

Fasilitas yang memadai dapat meningkatkan produktivitas karyawan di perusahaan. Perusahaan memiliki fasilitas untuk memastikan kondisi fisik dan mental karyawan tetap baik, dan mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-hari sehingga kegiatan perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Kesejahteraan perusahaan pada karyawan, antara lain :

1. Pakaian Kerja dan Alat Perlindungan Diri

   Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun untuk mengurangi kesenjangan antar karyawan. Selain itu perusahaan juga menyediakan masker sebagai alat pelindung diri. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, *safety shoes* dan *helm* pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

2. Hak Cuti

   a) Cuti Tahunan

   Setiap karyawan berhak atas cuti tahunan maksimal selama 14 hari dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak digunakan dalam

tahun berjalan, maka cuti tersebut akan hangus dan tidak dapat diakumulasikan ke tahun berikutnya.

b) Cuti Massal

Perusahaan juga memberikan cuti massal selama 4 hari kerja setiap tahunnya yang bertepatan dengan perayaan Hari Raya.

c) Cuti Hamil

Karyawan wanita yang akan melahirkan berhak mendapatkan cuti selama 3 bulan dengan gaji penuh, dengan ketentuan bahwa jarak kelahiran anak pertama dan kedua minimal dua tahun.

3. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional merupakan hari libur kerja. Sementara itu, karyawan yang bekerja dalam sistem *shift* tetap masuk kerja pada hari libur nasional, namun hari tersebut dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

4. Kerja Lembur

Lembur hanya dilakukan jika ada pekerjaan yang bersifat mendesak dan harus segera diselesaikan, serta harus mendapat persetujuan dari kepala bagian terlebih dahulu.

5. Jamsostek

Seluruh karyawan tercakup dalam program Jamsostek yang mencakup asuransi jiwa dan asuransi kecelakaan kerja. Program ini bertujuan memberikan rasa aman bagi karyawan selama menjalankan tugasnya.

6. Fasilitas Pendukung Karyawan

Perusahaan juga menyediakan berbagai fasilitas untuk mendukung kenyamanan dan produktivitas kerja karyawan, antara lain:

a) Sarana transportasi berupa bus karyawan.

b) Fasilitas poliklinik dengan tenaga medis profesional.

c) Tempat ibadah yang dilengkapi dengan air dan listrik.

d) Koperasi karyawan.

e) Kantin karyawan.

f) Penghargaan berupa tanda mata bagi karyawan yang telah bekerja selama 10 tahun berturut-turut.

BAB V
UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang dalam suatu pabrik yang berfungsi menyediakan berbagai kebutuhan operasional guna mendukung kelancaran proses produksi. Meskipun tidak terlibat secara langsung dalam proses pembentukan produk utama, keberadaan unit utilitas sangat penting untuk menjaga kondisi operasi agar tetap sesuai dengan kebutuhan proses. Unit utilitas umumnya meliputi unit penyediaan air proses, *cooling water*, steam, listrik, udara bertekanan (*compressed air*), bahan bakar, serta pengolahan limbah. Ketersediaan utilitas yang memadai akan menunjang stabilitas operasi peralatan proses, meningkatkan efisiensi energi, serta menjaga keamanan dan kontinuitas operasi pabrik secara keseluruhan.

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

Unit ini akan mengolah dan menyediakan air bersih untuk keperluan keseluruhan air di pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu bagian dari unit utilitas yang berfungsi menyediakan air untuk memenuhi kebutuhan proses maupun utilitas di pabrik. Selain penyediaan, unit ini juga bertugas mengolah air baku agar memenuhi spesifikasi yang dipersyaratkan untuk berbagai keperluan, seperti air proses, *cooling water*, air umpan *boiler*, kebutuhan

domestik, dan kebutuhan *service*. Pengolahan air dilakukan untuk mencegah terjadinya korosi, pembentukan kerak, serta gangguan operasi pada peralatan pabrik.

Pada perancangan pabrik aseton ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Cidanau dengan kapasitas 2.000 liter per detik. Alasan pemilihan Sungai Cidanau sebagai sumber air pada perancangan pabrik aseton adalah sebagai berikut:

1. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan aliran Sungai Cidanau sehingga memudahkan distribusi air ke area pabrik.
2. Ketersediaan debit air Sungai Cidanau yang cukup besar sehingga mampu memenuhi kebutuhan operasional pabrik secara kontinu.
3. Proses pengolahan air sungai yang relatif mudah dilakukan sebelum digunakan untuk kebutuhan proses maupun utilitas pabrik.

Air di pabrik aseton ini digunakan untuk berbagai keperluan, diantaranya:

a. Air Domestik (*Domestic Water*)

Air domestik merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari tenaga kerja dan fasilitas penunjang di lingkungan pabrik. Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air kantor dan

tempat tinggal karyawan serta kegiatan kebersihan dan perkantoran lainnya.

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Jumlah (Kg/Jam)
1	Air Kantor	850
2	Air Rumah Tangga	600
Total		1.740

b. Air Servis (*Sercive Water*)

Air service merupakan air utilitas yang digunakan untuk menunjang kegiatan operasional umum di pabrik. Air ini umumnya digunakan untuk kebutuhan bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, masjid, kebun, serta keperluan umum lainnya di lingkungan pabrik.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air *Service*

No	Keterangan	Jumlah (Kg/Jam)
1	Bengkel	8,33
2	Poliklinik	12,50
3	Laboratorium	12,50
4	Pemadam Kebakaran	166,67
5	Kantin, masjid, kebun	250
Total		450

c. *Cooling Water*

Cooling water merupakan air utilitas yang digunakan sebagai media pendingin pada berbagai peralatan proses di pabrik. Fungsi utama *cooling water* adalah menyerap panas dari proses sehingga suhu operasi peralatan tetap terjaga sesuai kondisi yang diinginkan. Setelah digunakan, *cooling water* dialirkan menuju *cooling tower* untuk melepaskan panas dan didinginkan kembali sebelum disirkulasikan ulang ke sistem proses. Air ini digunakan untuk *cooler heat exchanger*, kondenser, koil dan jaket pendingin.

Tabel 5.3 Kebutuhan *Cooling Water*

Nama Alat	**Kode**	**Jumlah (Kg/Jam)**
Heat Exchanger	CL-01	18.898,14
	CL-02	4.565,71
	CL-03	9.474,06
	CL-04	410,96
	CL-05	4.814,18
	CL-06	3,33
Condenser	CD-01	17.262,13
	CD-02	42.348,24
Reaktor	R-01	97.165,65
	R-02	166.015,71
Netralizer	NE-01	841,99
Total		361.800,10

d. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan sebagai bahan baku dalam pembentukan *steam* di dalam *boiler*. Air ini harus melalui

proses pengolahan terlebih dahulu untuk mengurangi kandungan mineral, gas terlarut, dan impuritis lainnya agar tidak menyebabkan korosi, pembentukan kerak, maupun penurunan efisiensi pada sistem *boiler*. Air ini digunakan untuk *heater heat exchanger* dan juga *reboiler* pada menara distilasi.

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Umpan *Boiler*

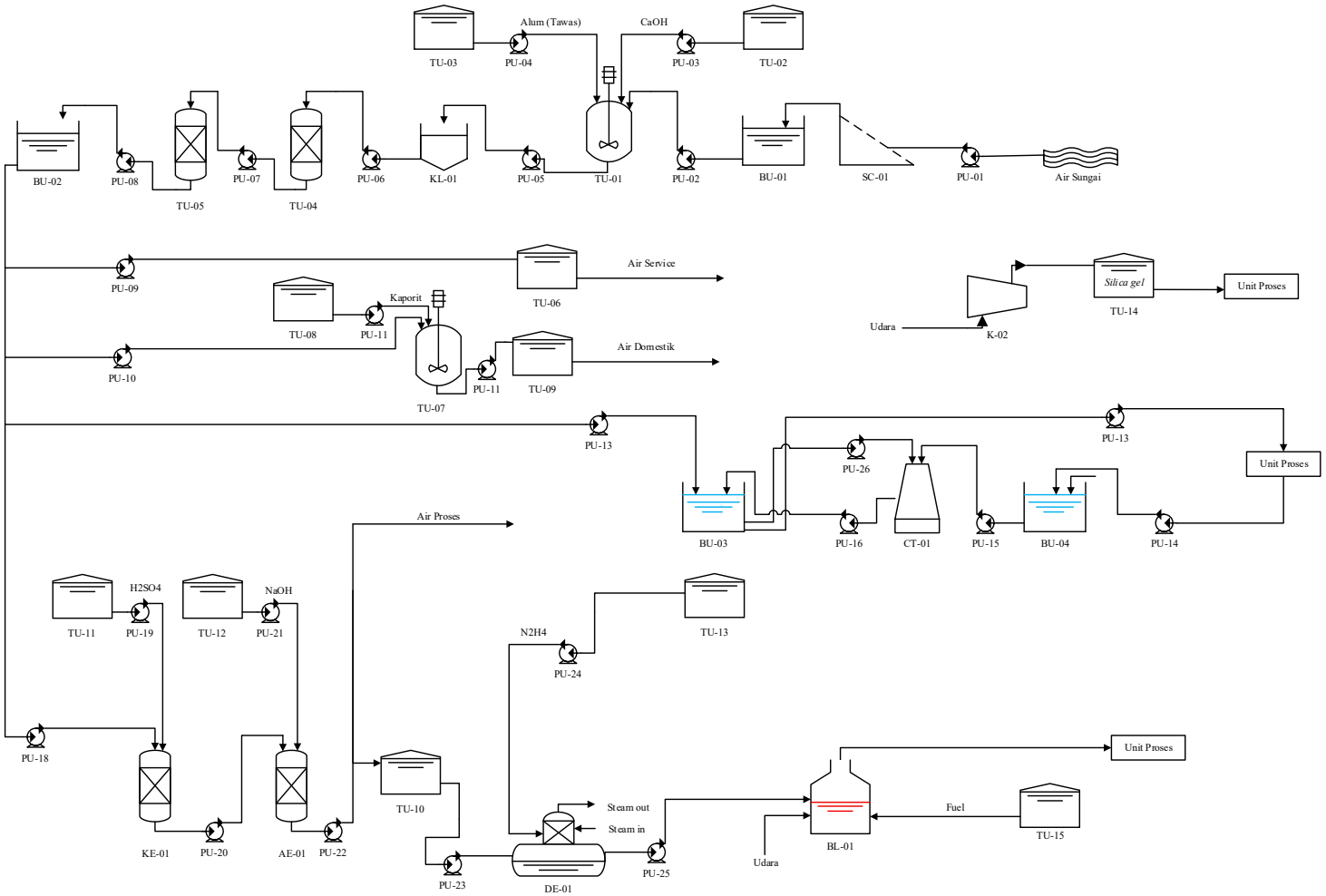
Nama Alat	**Kode**	**Jumlah (Kg/Jam)**
Heat Exchanger	HE-02	262,31
	HE-01	1.045,92
	HE-03	0,39
	HE-04	0,40
	HE-05	410,86
	HE-06	15,41
	HE-07	377,08
Reboiler	RB-01	15.050,72
	RB-02	4.981,02
Total		22.144,11

e. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan secara langsung dalam kegiatan proses produksi di pabrik. Air ini dapat berfungsi sebagai bahan baku, pelarut, media pencampur, media reaksi, maupun media pencucian pada peralatan dan produk proses. Oleh karena itu, kualitas air proses harus memenuhi spesifikasi tertentu agar tidak memengaruhi jalannya proses maupun kualitas produk yang dihasilkan. Pada pabrik ini, air proses dibutuhkan untuk proses di *mixer*.

Tabel 5.5 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	**Kode**	**Jumlah (Kg/Jam)**
Mixer	M-01	4,84
	M-02	28,28
	M-03	1.627,72
Total		1.660,84



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

Tabel 5.6 Keterangan Diagram Alir Utilitas

Keterangan			
Kode	**Nama Alat**	**Kode**	**Nama Alat**
SC-01	*Screening*	CT-01	*Cooling Tower*
BU-01	Bak Sedimentasi	BU-04	*Hot Basin*
TU-01	Floakulator	KE-01	Kation *Exchanger*
TU-02	Tangki CaOH	AE-01	Anion *Exchanger*
TU-03	Tangki Alum	TU-10	Tangki Air Demineralisasi
KL-01	Klarifier	TU-11	Tangki H2SO4
TU-04	*Sand Filter*	TU-12	Tangki NaOH
TU-05	Karbon *Filter*	TU-13	Tangki *Hydrazine*
BU-02	Bak Air Bersih	DE-01	Deaerator
TU-06	Tangki Air *Service*	BL-01	*Boiler*
TU-07	Tangki Klorinasi	K-02	Kompresor Udara Tekan
TU-08	Tangki Kaporit	TU-14	Tangki *Silica gel*
TU-09	Tangki Air Domestik	TU-15	Tangki Bahan Bakar
BU-03	*Cold Basin*	PU 01-31	Pompa

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air merupakan bagian dari unit utilitas yang berfungsi mengolah air baku agar memenuhi spesifikasi yang dibutuhkan untuk berbagai keperluan di pabrik. Proses pengolahan dilakukan untuk menghilangkan kandungan padatan tersuspensi, mineral, zat organik, maupun gas terlarut yang dapat menyebabkan korosi, pembentukan

kerak, dan gangguan operasi pada peralatan proses maupun utilitas. Berikut tahapan-tahapan pengolahan air:

a. Penyaringan (*Screening*)

Screening merupakan tahap awal pada unit pengolahan air yang berfungsi memisahkan padatan atau kotoran berukuran besar dari air baku. Proses ini dilakukan menggunakan *screen* untuk mencegah terjadinya penyumbatan maupun kerusakan pada pompa dan peralatan pengolahan air pada tahap selanjutnya.

b. Pra-Sedimentasi

Setelah proses *screening*, air baku dialirkan menuju bak sedimentasi awal (*pre-sedimentation*) untuk mengendapkan partikel kasar, pasir, dan lumpur yang memiliki ukuran serta densitas lebih besar. Proses ini bertujuan mengurangi beban pengolahan pada tahap selanjutnya.

c. Koagulasi dan Flokulasi

Pada tahap koagulasi, alum ditambahkan sebagai koagulan untuk membantu partikel-partikel halus dan koloid menjadi tidak stabil dan mulai bergabung. Penambahan $Ca(OH)_2$ dilakukan untuk mengatur pH agar proses berlangsung optimal. Selanjutnya, pada tahap flokulasi, partikel-partikel tersebut membentuk gumpalan (flok) yang lebih besar sehingga mudah diendapkan dan dipisahkan dari air.

d. Sedimentasi (Klarifikasi)

Dengan alat klarifier yang berfungsi memisahkan padatan tersuspensi dan flok hasil proses koagulasi–flokulasi melalui mekanisme pengendapan gravitasi. Pada unit ini, flok akan mengendap membentuk lumpur di bagian dasar, sedangkan air yang lebih jernih dialirkan menuju tahap pengolahan berikutnya.

e. *Sand Filter*

Sand filter merupakan unit filtrasi yang menggunakan media pasir untuk menyaring partikel padat tersuspensi dan kotoran halus yang masih terdapat dalam air setelah proses sedimentasi atau klarifikasi. Proses penyaringan terjadi ketika air dialirkan melewati lapisan pasir sehingga partikel-partikel padat tertahan pada media *filter*. Penggunaan *sand filter* bertujuan menurunkan kekeruhan air serta meningkatkan kualitas air sebelum digunakan pada proses maupun unit utilitas lainnya.

f. *Carbon Filter*

Carbon filter merupakan unit filtrasi yang menggunakan karbon aktif sebagai media penyerap untuk menghilangkan zat organik, bau, warna, klorin, serta senyawa pengotor lainnya yang masih terkandung dalam air. Proses pemurnian terjadi melalui mekanisme adsorpsi pada permukaan karbon aktif sehingga kualitas air menjadi lebih baik dan sesuai untuk kebutuhan proses maupun utilitas pabrik.

g. Klorinasi

Klorinasi dengan kaporit merupakan proses desinfeksi air menggunakan kaporit (kalsium hipoklorit) sebagai sumber klorin untuk membunuh atau menghambat pertumbuhan mikroorganisme seperti bakteri, virus, dan alga di dalam air. Pada proses ini, kaporit dilarutkan ke dalam air sehingga menghasilkan senyawa klorin aktif yang berfungsi sebagai desinfektan. Klorinasi bertujuan menjaga kualitas air serta mencegah kontaminasi biologis pada sistem utilitas maupun proses di pabrik.

5.2 Unit Penyedia *Cooling Water*

Unit penyedia *cooling water* merupakan bagian dari unit utilitas yang berfungsi menyediakan air pendingin untuk menyerap panas dari peralatan proses, seperti *heat exchanger*, kondensor, dan jaket serta koil pendingin. Sistem ini umumnya menggunakan *cooling tower* sebagai media pelepas panas sehingga *cooling water* dapat didinginkan dan disirkulasikan kembali ke proses secara kontinyu. Keberadaan unit penyedia *cooling water* bertujuan menjaga temperatur operasi peralatan agar tetap sesuai dengan kondisi proses yang diinginkan. Berikut tahapan-tahapan penyediaan air pendingin:

a. *Cold Basin*

Cold basin pada unit ini berfungsi sebagai tempat penampungan *cooling water* yang telah didinginkan sebelum disirkulasikan kembali ke sistem proses. Selain itu, *cold basin* juga menerima aliran *make-up water* dari unit pengolahan air untuk menggantikan kehilangan air selama proses sirkulasi dan menjaga kestabilan volume *cooling water* dalam sistem.

b. *Hot Basin*

Hot basin merupakan bagian pada unit ini yang berfungsi menampung sementara *cooling water* bersuhu tinggi yang berasal dari peralatan proses atau kondensor sebelum didistribusikan ke media pendinginan di dalam *cooling tower*. Dari *hot basin*, air panas dialirkan dan disebarkan ke bagian atas *cooling tower* untuk mengalami proses pendinginan melalui kontak dengan udara sebelum akhirnya terkumpul kembali pada *cold basin*.

c. *Cooling Tower*

Cooling tower merupakan peralatan utilitas yang berfungsi menurunkan temperatur *cooling water* dengan cara melepaskan panas ke udara atmosfer. Pada alat ini, *cooling water* panas dari proses didistribusikan ke dalam *cooling tower* dan dikontakkan dengan aliran udara sehingga sebagian panas dilepaskan melalui proses perpindahan panas dan evaporasi. Air yang telah didinginkan kemudian ditampung pada *cold basin* untuk disirkulasikan kembali ke peralatan proses.

5.3 Unit Penyedia *Steam*

Unit penyedia *steam* merupakan bagian dari unit utilitas yang berfungsi menghasilkan uap air (*steam*) sebagai media pemanas pada berbagai peralatan proses di pabrik. *Steam* dihasilkan di dalam boiler melalui pemanasan air umpan (*boiler feed water*) hingga mencapai fase uap bertekanan dan bertemperatur tinggi. *Steam* tersebut kemudian didistribusikan ke unit proses

untuk menyediakan kebutuhan energi panas dalam proses produksi. Berikut tahapan-tahapan penyediaan *steam*:

a. Demineralisasi

Demineralisasi adalah proses penghilangan kandungan mineral atau ion terlarut dalam air, seperti kation (Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+}) dan anion (Cl^{-}, SO_4^{2-}, NO_3^{-}), sehingga diperoleh air dengan kemurnian tinggi. Proses ini umumnya dilakukan menggunakan sistem *ion exchange* yang terdiri dari *kation exchanger* dan *anion exchanger*. Air hasil demineralisasi digunakan untuk kebutuhan utilitas yang memerlukan kualitas air tinggi, seperti *boiler feed water*, agar dapat mencegah terjadinya korosi, pembentukan kerak, dan gangguan operasi pada peralatan proses.

b. *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses penghilangan gas-gas terlarut dalam air, terutama oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2), yang dapat menyebabkan korosi pada peralatan proses seperti *boiler* dan pipa. Proses ini umumnya dilakukan di dalam *deaerator* dengan cara memanaskan air umpan serta melakukan kontak langsung antara air dan uap (*steam*), sehingga gas-gas terlarut dapat terlepas dan dipisahkan dari air. Hasil dari proses *deaerasi* adalah air umpan *boiler* dengan kandungan gas terlarut yang sangat rendah sehingga lebih aman digunakan dalam sistem pembangkit *steam*.

c. *Boiler*

Boiler adalah alat yang berfungsi untuk menghasilkan uap (*steam*) dengan cara memanaskan air umpan (*boiler feed water*) menggunakan

sumber panas dari bahan bakar seperti gas, batu bara, atau minyak, maupun dari sumber panas lainnya. Di dalam *boiler*, air diubah menjadi uap bertekanan dan bertemperatur tinggi yang kemudian digunakan sebagai media pemanas pada berbagai peralatan proses, seperti *heat exchanger* dan *reboiler*. *Boiler* merupakan salah satu unit utama dalam sistem utilitas karena menyediakan energi panas bagi operasi pabrik.

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

Unit penyedia udara tekan (*compressed air system*) merupakan bagian dari unit utilitas yang berfungsi menghasilkan udara bertekanan untuk kebutuhan instrumentasi dan operasional peralatan di pabrik. Udara atmosfer dikompresi menggunakan *compressor*, kemudian dikeringkan untuk mengurangi kandungan uap air dan didistribusikan ke unit proses. Udara tekan yang digunakan berada pada tekanan 7 bar dan suhu 27 ˚C dimana setiap alat kontrol membutuhkan udara tekan sebanyak 1,6992 m^3/jam sesuai standar kebutuhan udara dari PT Indo Acidatama Tbk. Udara tekan ini umumnya digunakan untuk menggerakkan alat kontrol seperti katup pneumatik, aktuator, serta kebutuhan *instrument air* dan *service air* pada sistem pabrik. Jumlah alat kontrol yang digunakan sebanyak 61 buah sehingga total kebutuhan udara tekan sebesar 124,38 m^3/jam, dimana sudah digunakan faktor keamanan 20%. Berikut tahapan-tahapan penyediaan udara tekan:

a. Kompresi

Kompresi pada unit penyedia udara tekan adalah proses peningkatan tekanan udara atmosfer menggunakan *compressor* sehingga diperoleh udara

bertekanan tinggi yang dapat digunakan untuk kebutuhan proses dan instrumentasi di pabrik. Pada tahap ini, volume udara dikurangi sehingga tekanan dan temperatur udara meningkat akibat kerja mekanis dari *compressor*.

b. Pengeringan

Pengeringan pada unit penyedia udara tekan adalah proses pengurangan kandungan uap air dalam udara bertekanan setelah proses kompresi untuk menghasilkan udara kering (*dry air*). Proses ini dilakukan menggunakan media *silica gel*, yang bekerja dengan cara menyerap kelembapan dari udara. Pengeringan bertujuan mencegah terbentuknya kondensat air yang dapat menyebabkan korosi, kerusakan peralatan, serta gangguan pada sistem instrumentasi dan peralatan pneumatik di pabrik.

5.5 Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik direncanakan dipenuhi dari pasokan listrik PLN sebagai sumber utama. Sebagai sumber cadangan, disediakan generator yang digunakan saat terjadi gangguan pasokan listrik dari PLN, terutama untuk menjaga operasional peralatan penting seperti boiler, kompresor, dan pompa tetap berjalan. Generator bekerja dengan prinsip pembakaran solar dan udara melalui proses kompresi yang menghasilkan energi panas. Energi panas tersebut kemudian diubah menjadi energi mekanik untuk menggerakkan generator sehingga menghasilkan tenaga listrik. Listrik yang dihasilkan selanjutnya didistribusikan ke panel distribusi dan dialirkan

menuju unit-unit pemakai. Adapun kebutuhan listrik pada pabrik dapat dibagi menjadi beberapa bagian, yaitu:

1. *Power Plant* dan Utilitas

   a. Kebutuhan untuk *Plant*

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	**Kode**	**Daya**	
		Hp	**Watt**
Mixer	M-01	0,05	37,29
	M-02	0,05	37,29
	M-03	2,00	1.491,40
Pompa	P-01	3,00	2237,10
	P-02	1,50	1.118,55
	P-03	0,05	37,29
	P-04	0,05	37,29
	P-05	0,05	37,29
	P-06	1,00	745,70
	P-07	0,05	37,29
	P-08	0,05	37,29
	P-09	0,05	37,29
	P-10	2,00	1.491,40
	P-11	0,25	186,43
	P-12	0,17	124,28
	P-13	3,00	2.237,10
	P-14	0,75	559,28
	P-15	0,05	37,29
	P-16	0,25	186,43

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Alat Proses (Lanjutan)

Alat	Kode	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	P-17	1,00	745,70
	P-18	0,33	248,57
	P-19	0,25	186,43
	P-20	0,05	37,29
	P-21	0,25	186,43
Reaktor	R-02	15,00	11.185,50
Netralizer	NE-01	1,00	745,70
Blower	BL-01	0,50	372,85
	BL-02	0,50	372,85

Total kebutuhan listrik untuk proses *plant* adalah sebesar 23,303 kW.

b. Kebutuhan untuk Utilitas

Tabel 5.9 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode	Daya	
		Hp	Watt
Tangki Floakulator	TU-01	0,50	372,85
Klarifier	KL-01	1,50	1118,55
Cooling Tower	CT-01	40,00	29828,00
Tangki Klorinasi	TU-07	1,00	745,70
Kompressor	K 01	17,00	12676,90
Turbin	T-01	0,75	559,28
Pompa	PU-01	30,00	22371,00
	PU-02	25,00	18642,50
	PU-03	0,13	93,21

Tabel 5.10 Kebutuhan Listrik Utilitas (Lanjutan)

Alat	Kode	Daya	
		Hp	**Watt**
Pompa	PU-04	0,05	37,29
	PU-05	40,00	29828,00
	PU-06	7,50	5592,75
	PU-07	10,00	7457,00
	PU-08	20,00	14914,00
	PU-09	0,05	37,29
	PU-10	0,05	37,29
	PU-11	0,05	37,29
	PU-12	0,17	124,28
	PU-13	25,00	18642,50
	PU-14	25,00	18642,50
	PU-15	15,00	11185,50
	PU-16	25,00	18642,50
	PU-17	7,50	5592,75
	PU-18	1,00	745,70
	PU-19	0,50	372,85
	PU-20	0,75	559,28
	PU-21	0,17	124,28
	PU-22	1,50	1118,55
	PU-23	1,50	1118,55
	PU-24	0,05	37,29
	PU-25	0,17	124,28
	PU-26	7,50	5592,75

Total kebutuhan listrik untuk utilitas adalah sebesar 229,89 kW.

2. Alat Kontrol

   Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang dibutuhkan sebesar 69,63 kW.

3. Penerangan

   Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga power yang dibutuhkan sebesar 41,78 kW.

4. Peralatan Kantor

   Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dsb) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga power yang dibutuhkan sebesar 41,78 kW.

5. Bengkel, Laboratorium, dll

   Power yang dibutuhkan untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, sehingga power yang dibutuhkan sebesar 41,78 kW.

6. Perumahan

   Untuk kebutuhan listrik 30 unit rumah diperkirakan membutuhkan sekitar 30 kW.

Maka, total kebutuhan listrik yang di butuhkan adalah:

Tabel 5.11 Total Kebutuhan Listrik

Kegunaan	Kebutuhan (kW)
Power plant dan Utilitas	278,52
Alat Kontrol	69,63
Penerangan	41,78
Peralatan Kantor	41,78
Bengkel, Laboratoium, dll	41,78
Perumahan	30
Total	503,48

5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada unit proses maupun unit utilitas di pabrik. Bahan bakar yang digunakan diperoleh dari PT Pertamina. Adapun kebutuhan bahan bakar yang digunakan adalah sebagai berikut:

Tabel 5.12 Total Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan	Jenis Bahan Bakar	Jumlah (m^3/hari)
Boiler	*Industrial Diesel Oil*	257,82
Generator	*Industrial Diesel Oil*	5,12
Total		262,94

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Unit ini bertujuan untuk menangani buangan proses yang dihasilkan selama operasi pabrik sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar. Buangan yang dihasilkan dari proses produksi ditangani terlebih dahulu sebelum dilepas ke lingkungan atau disimpan untuk penanganan lebih lanjut. Buangan yang dihasilkan pada pabrik aseton dari oksidasi *cumene* adalah sebagai berikut:

1. Limbah cair domestik berasal dari kegiatan sanitasi seperti air bekas pencucian, kebutuhan kamar mandi, dan aktivitas utilitas lainnya. Limbah ini tidak mengandung bahan kimia proses dalam jumlah besar sehingga dapat dialirkan menuju unit pengolahan limbah domestik sebelum dibuang.
2. Air buangan yang berasal dari unit demineralisasi dan regenerasi resin penukar ion bersifat asam atau basa. Oleh karena itu dilakukan proses penetralan hingga mencapai pH netral menggunakan larutan H_2SO_4 atau NaOH sebelum dialirkan menuju penampungan akhir.
3. Aliran samping proses yang berasal dari aliran bawah decanter dan aliran purge recycle dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Pada unit ini, limbah diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu limbah cair sesuai peraturan yang berlaku sebelum dilepas ke lingkungan.

5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

Dalam unit utilitas terdapat beberapa peralatan yang digunakan untuk mendukung dan menjalankan fungsi operasional unit utilitas. Adapun peralatan yang digunakan memiliki spesifikasi sebagai berikut:

5.8.1 Screener

Tabel 5.13 Spesifikasi *Screener*

Parameter	*Screener*
Fungsi	Menyaring kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting dan sampah lainnya
Jenis Bahan	Alumunium
Lebar (m)	2,29
Panjang (m)	2,29
Jumlah	20 buah
Harga	Rp947.197

5.8.2 Bak Utilitas

Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Utilitas 1

Parameter	**BU-01**	**BU-02**
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Menampung sementara raw water setelah disaring di *sand filter*
Jenis & Bahan	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton bertulang dan lapisan poerselin
Panjang (m)	22,45	10,42
Lebar (m)	22,45	10,42

Tabel 5.15 Spesifikasi Bak Utilitas 1 (Lanjutan)

Parameter	**BU-01**	**BU-02**
Tinggi (m)	11,22	5,21
Harga	Rp9.302.356.033	Rp2.872.430.089

Tabel 5.16 Spesifikasi Bak Utilitas 2

Parameter	**BU-03**	**BU-04**
Fungsi	Menampung air untuk keperluan proses pendingin dan hasil dari *cooling tower*	Menampung air dari hasil proses
Jenis & Bahan	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton bertulang
Panjang (m)	14,92	14,92
Lebar (m)	14,92	14,92
Tinggi (m)	7,46	7,46
Harga	Rp4.980.494.196	Rp4.145.781.722

5.8.3 Klarifier

Tabel 5.17 Spesifikasi Klarifier

Parameter	KL-01
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap awal
Jenis	*Clarifier/conical bottom*
Bahan	*Carbon Steel*
Diamter (m)	14,23

Tabel 5.18 Spesifikasi Klarifier (Lanjutan)

Parameter	KL-01
Tinggi (m)	16
Pengaduk	*Marine propeller 3 blade*
Kecepatan Pengaduk	37 rpm
Power Pengaduk	1,5 Hp
Harga	Rp52.267.654.263

5.8.4 Tangki Utilitas

Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Utilitas 1

Parameter	**TU-01**	**TU-02**
Alat	Tangki flokulator	Tangki larutan CaOH
Jenis	Tangki silinder berpengaduk	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan	Menyimpan larutan CaOH untuk 1 minggu operasi
Bahan	*Carbon Steel*	*Stainless steel*
Tinggi (m)	8,96	4,86
Diameter (m)	8,96	4,86
Volume (m^3)	564,93	180,33
Pengaduk	*Marine propeller 3 blade*	-
Kecepatan Pengaduk	37 rpm	-
Power Pengaduk	0,5 Hp	-
Harga	Rp28.087.696.372	Rp1.605.829.398

Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Utilitas 2

Parameter	**TU-03**	**TU-04**
Alat	Tangki larutan alum (tawas)	*Sand filter*
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Fungsi	menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu operasi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Jenis Bahan	*Stainless steel 316*	*Spheres*
Tinggi (m)	0,53	1,21
Diameter (m)	0,53	7,83
Volume (m^3)	0,24	58,21
Pengaduk	-	-
Kecepatan Pengaduk	-	-
Power Pengaduk	-	-
Harga	Rp55.069.595	Rp841.463.416

Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Utilitas 3

Parameter	**TU-05**	**TU-06**
Alat	Karbon *filter*	Tangki air *service*
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menyaring pengotor berupa senyawa organik terlarut, klorin dan oksida lainnya yang tersisa pada air hasil keluaran *sand filter*	Menampung kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (*service water*) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll.

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Utilitas 3 (Lanjutan)

Parameter	**TU-05**	**TU-06**
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Tinggi (m)	2,39	2,71
Diameter (m)	4,57	2,71
Volume (m^3)	39,18	15,55
Pengaduk	-	-
Kecepatan Pengaduk	-	-
Power Pengaduk	-	-
Harga	Rp687.268.549	Rp460.381.816

Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki Utilitas 4

Parameter	**TU-07**	**TU-08**
Alat	Tangki klorinasi	Tangki penyimpanan kaporit
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk	Tangki silinder tegak
Fungsi	Mencampur Klorin dalam bentuk kaporit kedalam air	Menampung kebutuhan kaporit yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi
Jenis Bahan	*Stainless steel 316*	*Stainless steel 316*
Tinggi (m)	1,39	0,35
Diameter (m)	1,39	0,35
Volume (m^3)	2,09	0,04
Pengaduk	*Marine propeller 3 blade*	-

Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki Utilitas 4 (Lanjutan)

Parameter	**TU-07**	**TU-08**
Kecepatan Pengaduk	155 rpm	-
Power Pengaduk	1 Hp	-
Harga	Rp2.365.789.813	Rp22.027.838

Tabel 5.25 Spesifikasi Tangki Utilitas 5

Parameter	**TU-09**	**TU-10**
Alat	Tangki air *domestic*	Tangki *demin water*
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Tinggi (m)	4,00	3,67
Diameter (m)	4,00	3,67
Volume (m2)	50,11	38,81
Pengaduk	-	-
Kecepatan Pengaduk	-	-
Power Pengaduk	-	-
Harga	Rp2.262.669.016	Rp733.527.009

Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki Utilitas 6

Parameter	**TU-11**	**TU-12**
Alat	Tangki H2SO4	Tangki NaOH
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menyimpan H2SO4	Menyimpan NaOH
Jenis Bahan	*Stainless steel*	*Stainless steel*
Tinggi (m)	2,31	1,53
Diameter (m)	2,31	1,53
Volume (m^3)	9,69	2,81
Pengaduk	-	-
Kecepatan Pengaduk	-	-
Power Pengaduk	-	-
Harga	Rp1.229.153.366	Rp517.654.196

Tabel 5.27 Spesifikasi Tangki Utilitas 7

Parameter	**TU-13**	**TU-14**
Alat	Tangki N2H4	Tangki *silica gel*
Jenis	Tangki siilinder tegak	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menyimpan larutan N2H4	Mengurangi kadar air pada udara tekan dan menyimpan udara yang sudah dalam keadaan kering
Jenis Bahan	*Stainless steel 316*	*Carbon steel*
Tinggi (m)	3,69	1,24
Diameter (m)	3,69	1,24
Volume (m^3)	39,45	2,23

Tabel 5.28 Spesifikasi Tangki Utilitas 7 (Lanjutan)

Parameter	**TU-13**	**TU-14**
Pengaduk	-	-
Kecepatan Pengaduk	-	-
Power Pengaduk	-	-
Harga	Rp740.135.360	Rp180.628.272

Tabel 5.29 Spesifikasi Tangki Utilitas 8

Parameter	**TU-15**
Alat	Tangki bahan bakar
Jenis	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menyimpan bahan bakar
Jenis Bahan	*Carbon steel*
Tinggi (m)	10,64
Diameter (m)	10,64
Volume (m^3)	946,57
Pengaduk	-
Kecepatan Pengaduk	-
Power Pengaduk	-
Harga	Rp3.605.957.098

Tabel 5.30 Spesifikasi Tangki Utilitas 9

Parameter	**DE-01**
Alat	Tangki deaerator
Jenis	Tangki silinder horizontal
Fungsi	Menghilangkan gas CO2 dan O2 yang terikat dalam *feed water*
Jenis Bahan	*Carbon steel*
Tinggi (m)	3,67
Diameter (m)	3,67
Volume (m^3)	38,81
Pengaduk	-
Kecepatan Pengaduk	-
Power Pengaduk	-
Harga	Rp733.527.009

Tabel 5.31 Spesifikasi Tangki Utilitas 10

Parameter	**KE-01**	**AE-01**
Alat	Tangki kation *exchanger*	Tangki anion *exchanger*
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ionion positif (Na+, Ca2+, Ba) yang ada dalam air	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih

Tabel 5.32 Spesifikasi Tangki Utilitas 10 (Lanjutan)

Parameter	**KE-01**	**AE-01**
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Tinggi (m)	2,29	2,29
Diameter (m)	2,29	2,29
Volume (m^3)	9,38	9,38
Pengaduk	-	-
Kecepatan Pengaduk	-	-
Power Pengaduk	-	-
Harga	Rp337.025.923	Rp337.025.923

5.8.5 *Cooling Tower*

Tabel 5.33 Spesifikasi *Cooling Tower*

Parameter	CT-01
Fungsi	Untuk menurunkan suhu air pendingin
Jenis	*Cooling tower induced draft*
Diameter (m)	4,01
Tinggi (m)	3,31
Power Fan	40 Hp
Harga	Rp1.905.115.971

5.8.6 Pompa

Tabel 5.34 Spesifikasi Pompa Utilitas 1

Parameter	**PU-01**	**PU-02**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*

Tabel 5.35 Spesifikasi Pompa Utilitas 1 (Lanjutan)

Parameter	**PU-01**	**PU-02**
Fungsi	Mengalirkan air sungai hasil screening (SC-01) ke bak sedimentasi (BU-01)	Mengalirkan air dari bak sedimentasi (BU-01) ke floakulator (TU-01)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	552,30	552,30
Head Pump (m)	13,69	11,37
Daya (watt)	22.371	18.643
Pengaduk	*Axial flow impeller*	*Axial flow impeller*
Kecepatan Putar (rpm)	9.948	11.433
IPS (in)	16	16
OD (in)	16	16
ID (in)	15,25	15,25
Harga	Rp374.473.248	Rp374.473.248

Tabel 5.36 Spesifikasi Pompa Utilitas 2

Parameter	**PU-03**	**PU-04**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan CaOH (TU-02) ke floakulator (TU-01)	Mengalirkan Alum (TU-03) ke floakulator (TU-01)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	1,0445	0,2373

Tabel 5.37 Spesifikasi Pompa Utilitas 2 (Lanjutan)

Parameter	**PU-03**	**PU-04**
Head Pump (m)	9,7434	15,9774
Daya (watt)	93	37
Pengaduk	*Radial flow impeller*	*Radial flow impeller*
Kecepatan Putar (rpm)	558	184
IPS (in)	0,75	0,375
OD (in)	1,05	0,675
ID (in)	0,824	0,493
Harga	Rp63.880.731	Rp94.719.704

Tabel 5.38 Spesifikasi Pompa Utilitas 3

Parameter	**PU-05**	**PU-06**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari floakulator (TU-01) ke klarifier (KL-01)	Mengalirkan air dari klarifier (KL-01) ke sand filter (TU-04)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	552,30	552,30
Head Pump (m)	18,5893	3,4261
Daya (watt)	29.828	5.593
Pengaduk	*Axial flow impeller*	*Axial flow impeller*
Kecepatan Putar (rpm)	7.908	28.114
IPS (in)	16	16

Tabel 5.39 Spesifikasi Pompa Utilitas 3 (Lanjutan)

Parameter	**PU-05**	**PU-06**
OD (in)	16	16
ID (in)	15,25	15,25
Harga	Rp374.473.248	Rp374.473.248

Tabel 5.40 Spesifikasi Pompa 4

Parameter	**PU-07**	**PU-08**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari sand filter (TU-04) ke carbon filter (TU-05)	Mengalirkan air dari carbon filter (TU-05) ke bak penampungan (BU-02)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	552,30	552,30
Head Pump (m)	4,6374	7,5244
Daya (watt)	7.457	14.914
Pengaduk	*Axial flow impellers*	*Axial flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	22.404	15.584
IPS (in)	16	16
OD (in)	16	16
ID (in)	15,25	15,25
Harga	Rp374.473.248	Rp374.473.248

Tabel 5.41 Spesifikasi Pompa Utilitas 5

Parameter	**PU-09**	**PU-10**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari bak penampungan (BU-02) ke tangki air service (TU-06)	Mengalirkan air dari bak penampungan (BU-02) ke tangki klorinasi (TU-07)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	0,6335	2,0413
Head Pump (m)	2,9108	2,8377
Daya (watt)	37	37
Pengaduk	*Mixed flow impellers*	*Mixed flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	1.076	1.969
IPS (in)	0,75	1,25
OD (in)	1,05	1,66
ID (in)	0,824	1,38
Harga	Rp63.880.731	Rp63.880.731

Tabel 5.42 Spesifikasi Pompa Utilitas 6

Parameter	**PU-11**	**PU-12**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan Kaporit (TU-08) ke tangki klorinasi (TU-07)	Mengalirkan air dari tangki klorinasi (TU-07) ke tangki air domestik (TU-09)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*

Tabel 5.43 Spesifikasi Pompa Utilitas 6 (Lanjutan)

Parameter	**PU-11**	**PU-12**
Kapasitas (m^3/jam)	1,0039 x 10-5	2,0413
Head Pump (m)	1,3855	5,7172
Daya (watt)	37	124
Pengaduk	*Radial flow impellers*	*Mixed flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	7	1.164
IPS (in)	0,125	1,25
OD (in)	1,405	1,66
ID (in)	1,269	1,38
Harga	Rp33.041.757	Rp85.908.569

Tabel 5.44 Spesifikasi Pompa Utilitas 7

Parameter	**PU-13**	**PU-14**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari bak penampungan (BU-02) ke cold basin (BU-03)	Mengalirkan hot water dari proses ke hot basin (BU-04)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	487,34	487,38
Head Pump (m)	11,0577	11,0577
Daya (watt)	18.643	18.643
Pengaduk	*Axial flow impellers*	*Axial flow impellers*

Tabel 5.45 Spesifikasi Pompa Utilitas 7 (Lanjutan)

Parameter	**PU-13**	**PU-14**
Kecepatan Putar (rpm)	10.967	10.967
IPS (in)	14	14
OD (in)	14	14
ID (in)	13,25	13,25
Harga	Rp343.634.274	Rp343.634.274

Tabel 5.46 Spesifikasi Pompa Utilitas 8

Parameter	**PU-15**	**PU-16**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari hot basin (BU-04) ke cooling tower (CT-01)	Mengalirkan air dari cooling tower (CT-01) ke cold basin (BU-03)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	487,34	487,34
Head Pump (m)	6,7251	11,0577
Daya (watt)	11.186	18.643
Pengaduk	*Axial flow impellers*	*Axial flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	15.925	10.967
IPS (in)	14	14
OD (in)	14	14
ID (in)	13,25	13,25
Harga	Rp343.634.274	Rp343.634.274

Tabel 5.47 Spesifikasi Pompa Utilitas 9

Parameter	**PU-17**	**PU-18**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari cold basin (BU-03) ke unit proses	Mengalirkan air dari bak penampungan (BU-02) ke kation exchanger (KE-01)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	487,34	37,98
Head Pump (m)	3,2614	3,2529
Daya (watt)	5.593	746
Pengaduk	*Axial flow impellers*	*Axial flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	27.403	7.665
IPS (in)	14	6
OD (in)	14	6,625
ID (in)	13,25	6,065
Harga	Rp213.670.030	Rp248.914.571

Tabel 5.48 Spesifikasi Pompa Utilitas 10

Parameter	**PU-19**	**PU-20**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan H2SO4 dari (TU-11) ke kation exchanger (KE-01)	Mengalirkan air dari kation exchanger (KE-01) ke anion exchanger (AE-01)
Jenis Bahan	*Stainless steel 316*	*Carbon steel*

Tabel 5.49 Spesifikasi Pompa Utilitas 10 (Lanjutan)

Parameter	**PU-19**	**PU-20**
Kapasitas (m^3/jam)	9,69	37,98
Head Pump (m)	4,5367	2,9350
Daya (watt)	373	559
Pengaduk	*Mixed flow impellers*	*Axial flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	3.017	8.280
IPS (in)	2,5	6
OD (in)	2,88	6,625
ID (in)	2,469	6,065
Harga	Rp213.670.030	Rp174.019.921

Tabel 5.50 Spesifikasi Pompa Utilitas 11

Parameter	**PU-21**	**PU-22**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari (TU-12) ke anion exchanger (AE-01)	Mengalirkan air dari anion exchanger (AE-01) ke tangki demin water (TU-10)
Jenis Bahan	*Stainless steel 316*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	2,81	37,94
Head Pump (m)	4,7710	4,2918
Daya (watt)	124	1.119
Pengaduk	*Mixed flow impellers*	*Mixed flow impellers*

Tabel 5.51 Spesifikasi Pompa Utilitas 11 (Lanjutan)

Parameter	**PU-21**	**PU-22**
Kecepatan Putar (rpm)	1.564	6.223
IPS (in)	1,75	6
OD (in)	1,66	6,625
ID (in)	1,38	6,065
Harga	Rp63.880.731	Rp213.670.030

Tabel 5.52 Spesifikasi Pompa Utilitas 12

Parameter	**PU-23**	**PU-24**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari demin water (TU-10) ke daerator (DE-01)	Mengalirkan N2H4 dari tangki (TU-13) ke daerator (DE-01)
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Stainless steel 316*
Kapasitas (m^3/jam)	37,9418	0,0007
Head Pump (m)	4,3386	3,6719
Daya (watt)	1.119	37
Pengaduk	*Mixed flow impellers*	*Radial flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	6.173	30
IPS (in)	6	0,25
OD (in)	6,625	0,405
ID (in)	6,065	0,269
Harga	Rp63.880.731	Rp213.670.030

Tabel 5.53 Spesifikasi Pompa Utilitas 13

Parameter	**PU-25**	**PU-26**
Jenis	*Single stage centrifugal pump*	*Single stage centrifugal pump*
Fungsi	Mengalirkan air dari daerator (DE-01) ke boiler (BL-01)	Mengalirkan air pendingin ke condensor (CD-01) siklus refrigeran
Jenis Bahan	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	37,94	21,09
Head Pump (m)	0,6062	1,8233
Daya (watt)	124	249
Pengaduk	*Axial flow impellers*	*Axial flow impellers*
Kecepatan Putar (rpm)	27.011	8.818
IPS (in)	6	4
OD (in)	6,625	4,5
ID (in)	6,065	4,026
Harga	Rp165.208.786	Rp165.208.786

5.8.7 Kompresor

Tabel 5.54 Spesifikasi Kompresor Udara Tekan

Parameter	**K-01**
Jenis	*Single Stage Reciprocating Compressor*
Fungsi	Mengompresi udara menjadi udara bertekanan
Jenis Bahan	*Carbon steel*
Kapasitas (m^3/jam)	124,38

Tabel 5.55 Spesifikasi Kompresor Udara Tekan (Lanjutan)

Parameter	**K-02**
Efisiensi	80%
Daya (Hp)	15
Harga	Rp1.233.558.934

5.8.8 Boiler

Tabel 5.56 Spesifikasi Boiler

Parameter	**BL-01**
Fungsi	Membuat saturated steam
Jenis Bahan	*Carbon steel*
Kapasitas (kg/jam)	32.341
Efisiensi	80%
Harga	Rp4.698.537.868

BAB VI
EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik, analisis ekonomi berperan penting untuk memprediksi kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi. Analisis ini digunakan untuk menentukan besarnya keuntungan yang dapat diperoleh serta waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi. Melalui analisis ekonomi juga dapat ditentukan titik impas (*break even point*), yaitu kondisi ketika total pendapatan sebanding dengan total biaya produksi. Selain itu, evaluasi ekonomi bertujuan untuk menilai apakah pabrik yang dirancang layak untuk didirikan dan dioperasikan dari segi ekonomi. Adapun beberapa parameter yang dipertimbangkan dalam evaluasi ekonomi antara lain:

1. *Return On invesment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Event Point* (BEP)
4. *Shut Down Point* (SDP)
5. *Disounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)

Sebelum dilakukan analisis terhadap kelima faktor tersebut perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri (Total Capital Invesment), meliputi :
   a. Modal Tetap (*Fixed Capital Invesment*)
   b. Modal Kerja (*Working Capital Invesment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), meliputi :
   a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
   b. Biaya Pengeluaran Umum (*General expenses*)
3. Total Pendapatan

   Untuk mengetahui titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

   a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
   b. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)
   c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang berlaku pada suatu periode tertentu. Setiap tahunnya, harga peralatan dapat mengalami fluktuasi, baik peningkatan maupun penurunan, tergantung pada situasi ekonomi, sehingga sulit untuk menentukan harga secara pasti. Untuk memperkirakan harga peralatan, dapat dilakukan dengan mengacu pada indeks harga peralatan operasi pada tahun yang bersangkutan.

Analisis harga peralatan dilakukan untuk tahun 2026 guna memperkirakan biaya pembelian peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu 2030. Dalam evaluasi ekonomi, harga peralatan dan kebutuhan pabrik lainnya dihitung berdasarkan tahun analisis tersebut. Indeks harga yang digunakan dalam teknik kimia dikenal sebagai Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1963 - 2030

No.	Tahun	Indeks (Y_1)	No.	Tahun	Indeks (Y_1)
1	1963	102.4	35	1997	386.5
2	1964	103.3	36	1998	389.5
3	1965	104.2	37	1999	390.6
4	1966	107.2	38	2000	394.1
5	1967	109.7	39	2001	443.7
6	1968	113.7	40	2002	453.2
7	1969	119	41	2003	462.8
8	1970	125.7	42	2004	472.3
9	1971	132.3	43	2005	481.8
10	1972	137.2	44	2006	491.3
11	1973	144.1	45	2007	500.8
12	1974	165.4	46	2008	510.4
13	1975	182.4	47	2009	519.9
14	1976	192.1	48	2010	529.4
15	1977	204.1	49	2011	538.9
16	1978	218.8	50	2012	548.4
17	1979	238.7	51	2013	558.0
18	1980	261.2	52	2014	567.5
19	1981	297	53	2015	577.0
20	1982	314	54	2016	586.5
21	1983	317	55	2017	596.1
22	1984	322.7	56	2018	605.6
23	1985	325.3	57	2019	615.1
24	1986	318.4	58	2020	624.6
25	1987	323.8	59	2021	634.1
26	1988	342.5	60	2022	643.7

Tabel 6.2 Indeks Harga Alat pada Tahun 1963 - 2030 (Lanjutan)

No.	Tahun	Indeks (Y_1)	No.	Tahun	Indeks (Y_1)
27	1989	355.4	61	2023	653.2
28	1990	357.6	62	2024	662.7
29	1991	361.3	63	2025	672.2
30	1992	358.2	64	2026	681.7
31	1993	359.2	65	2027	691.3
32	1994	368.1	66	2028	700.8
33	1995	381.1	67	2029	710.3
34	1996	381,7	68	2030	719,8

Untuk memperkirakan harga peralatan, terdapat dua metode pendekatan yang dapat digunakan. Harga peralatan pada tahun pendirian pabrik dapat dihitung berdasarkan harga referensi tahun tertentu yang dikalikan dengan rasio indeks harga. Metode ini dikemukakan oleh Aries dan Newton (1955) dan dinyatakan dalam persamaan berikut:

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

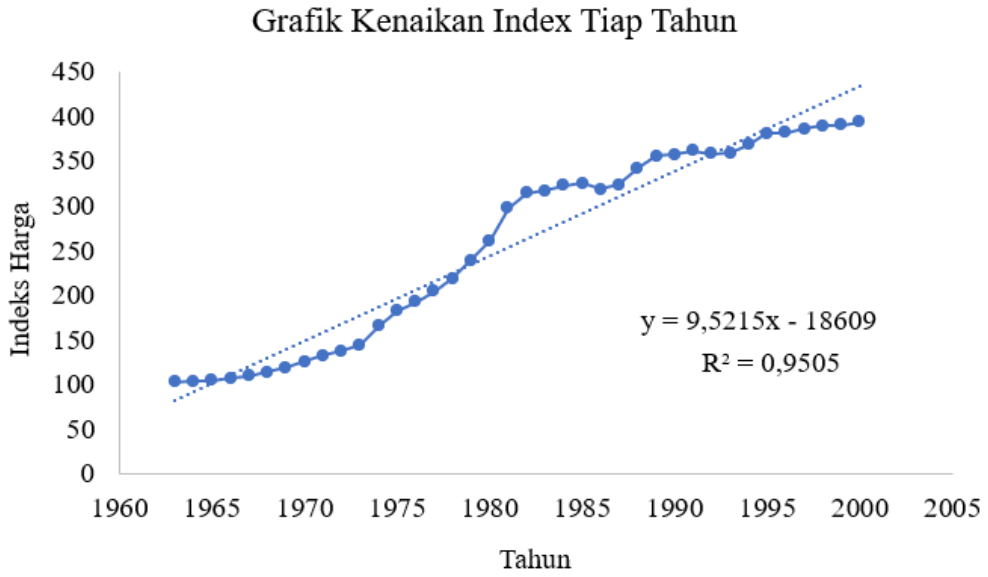
Dimana :

Ex : Harga peralatan pada tahun pembangunan pabrik (2030)

Ey : Harga peralatan pada tahun referensi (2014)

Nx : Indeks harga pada tahun 2030

Ny : Indeks harga pada tahun 2014



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Kenaikan Index

Berdasarkan analisis regresi linear yang ditunjukkan dalam grafik, diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$y = 9{,}5215x - 18609 \qquad (6.2)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut, nilai indeks CEPC (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) pada tahun referensi 2014 adalah 567,5 sedangkan nilai indeks pada tahun perancangan 2030 diperkirakan mencapai 719,8. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6.3 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ny	Nx	Ey	Ex
Tangki C_9H_{12}	T-01	2	567,5	719,8	$920.600	$2.335.476,74
Tangki H_2SO_4	T-02	1	567,5	719,8	$56.000	$71.033,40
Tangki NaOH	T-03	1	567,5	719,8	$56.000	$71.033,40
Tangki C_3H_6O	T-04	1	567,5	719,8	$327.500	$386.244,12
Tangki C_6H_5OH	T-05	1	567,5	719,8	$534.400	$677.861,60
Reaktor	R-01	1	567,5	719,8	$477.700	$605.940,28
Reaktor	R-02	1	567,5	719,8	$530.700	$673.168,32
Netralizer	NE-01	1	567,5	719,8	$298.500	$378.633,40
Dekanter	DC-01	1	567,5	719,8	$199.100	$252.549,11
Menara Distilasi	MD-01	1	567,5	719,8	$109.860	$139.351,69
	MD-02	1	567,5	719,8	$252.843	$320.719,77
Mixer	M-02	1	567,5	719,8	$20.900	$26.510,68
	M-01	1	567,5	719,8	$38.000	$48.201,24
	M-03	1	567,5	719,8	$75.000	$190.268,04
Heater	HE-01	1	567,5	719,8	$18.800	$23.846,93
	HE-02	1	567,5	719,8	$13.100	$16.616,74
	HE-03	1	567,5	719,8	$2.300	$2.917,44
	HE-04	1	567,5	719,8	$2.300	$2.917,44
	HE-05	1	567,5	719,8	$38.400	$48.708,62
	HE-06	1	567,5	719,8	$2.800	$3.551,67
	HE-07	1	567,5	719,8	$35.400	$44.903,26
Cooler	CL-01	1	567,5	719,8	$15.900	$20.168,41
	CL-02	1	567,5	719,8	$15.900	$20.168,41
	CL-03	1	567,5	719,8	$42.900	$54.416,66

Tabel 6.4 Harga Alat Proses (Lanjutan 1)

Nama Alat	**Kode Alat**	**Jumlah**	**Ny**	**Nx**	**Ey**	**Ex**
Cooler	CL-04	1	567,5	719,8	$2.300	$2.917,44
	CL-05	1	567,5	719,8	$3.000	$3.805,36
	CL-06	1	567,5	719,8	$2.300	$2.917,44
Akumulator	ACC-01	1	567,5	719,8	$42.533	$53.950,99
	ACC-02	1	567,5	719,8	$119.121	$151.099,54
Kondensor	CD-01	1	567,5	719,8	$33.200	$42.112,66
	CD-02	1	567,5	719,8	$93.400	$118.473,56
Reboiler	RB-01	1	567,5	719,8	$46.300	$58.729,40
	RB-02	1	567,5	719,8	$84.100	$106.676,95
Pompa	P-01	1	567,5	719,8	$6.300	$13.191,92
	P-02	1	567,5	719,8	$7.500	$15.475,13
	P-03	1	567,5	719,8	$1.400	$3.551,67
	P-04	1	567,5	719,8	$1.400	$3.551,67
	P-05	1	567,5	719,8	$1.400	$3.551,67
	P-06	1	567,5	719,8	$1.400	$3.551,67
	P-07	1	567,5	719,8	$7.500	$15.475,13
	P-08	1	567,5	719,8	$1.400	$3.551,67
	P-09	1	567,5	719,8	$1.400	$3.551,67
	P-10	1	567,5	719,8	$7.500	$3.551,67
	P-11	1	567,5	719,8	$1.800	$2.283,22
	P-12	1	567,5	719,8	$4.900	$10.528,16
	P-13	1	567,5	719,8	$3.200	$4.059,05
	P-14	1	567,5	719,8	$7.500	$15.475,13
	P-15	1	567,5	719,8	$6.300	$13.191,92
	P-16	1	567,5	719,8	$4.900	$6.215,42
	P-17	1	567,5	719,8	$4.900	$6.215,42
	P-18	1	567,5	719,8	$4.900	$6.215,42
	P-19	1	567,5	719,8	$2.700	$3.424,82
	P-20	1	567,5	719,8	$3.400	$4.312,74
	P-21	1	567,5	719,8	$4.900	$10.528,16

Tabel 6.5 Harga Alat Proses (Lanjutan 2)

Nama Alat	**Kode Alat**	**Jumlah**	**Ny**	**Nx**	**Ey**	**Ex**
Expansion Valve	EV-01	1	567,5	719,8	$1.800	$1.900,56
Blower	BL-02	1	567,5	719,8	$10.100	$12.811,38
Kompresor	K-01	1	567,5	719,8	$21.900	$27.779,13
Bag Filter	FB-01	1	567,5	719,8	$15.000	$25.369,07
	FB-02	1	567,5	719,8	$15.000	$25.369,07
TOTAL					**$7.491.940**	**$10.045.923**
					Rp130.104.285.711	**Rp174.456.485.679**

Tabel 6.6 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	**Kode Alat**	**Jumlah**	**Ny**	**Nx**	**Ey**	**Ex**
Bak Sedimentasi	BU-01	1	567,5	719,8	$422.300	$535.668
Floakulator	TU-01	1	567,5	719,8	$1.275.100	$1.617.405
Klarifier	KL-01	1	567,5	719,8	$2.372.800	$3.009.787
Sand Filter	TU-04	1	567,5	719,8	$38.200	$48.455
Karbon *Filter*	TU-05	1	567,5	719,8	$31.200	$39.576
Bak sementara	BU-02	1	567,5	719,8	$130.400	$165.406
Tangki Air *Service*	TU-06	1	567,5	719,8	$20.900	$26.511
Tangki Klorinasi	TU-07	1	567,5	719,8	$107.400	$136.232
Tangki air bersih	TU-09	1	567,5	719,8	$123.400	$156.527
Hot Basin	BU-04	1	567,5	719,8	$226.100	$286.797
Cooling Tower	CT-01	1	567,5	719,8	$103.900	$131.792
Screener	SC-01	1	567,5	719,8	$43,00	$55

Tabel 6.7 Harga Alat Utilitas (Lanjutan 1)

Nama Alat	**Kode Alat**	**Jumlah**	**Ny**	**Nx**	**Ey**	**Ex**
Kation Exchanger	KE-01	1	567,5	719,8	$15.300	$19.407
Anion Exchanger	AE-01	1	567,5	719,8	$15.300	$19.407
Tangki Kaporit	TU-08	1	567,5	719,8	$1.000	$1.268
Daerator	DE-01	1	567,5	719,8	$33.300	$42.240
Boiler	BL-01	1	567,5	719,8	$213.300	$270.561
Demin Water	TU-10	1	567,5	719,8	$33.300	$42.240
Tangki H_2SO_4	TU-11	1	567,5	719,8	$55.800	$70.780
Tangki NaOH	TU-12	1	567,5	719,8	$23.500	$29.809
Tangki CaOH	TU-02	1	567,5	719,8	$72.900	$92.470
Tangki Alum	TU-03	1	567,5	719,8	$2.500	$3.171
Cold Basin	BU-03	1	567,5	719,8	$226.100	$286.797
Tangki *Hydrazine*	TU-13	1	567,5	719,8	$33.600	$42.620
Kompresor	K-02	1	567,5	719,8	$56.000	$71.033
Tangki *Silica Gel*	TU-14	1	567,5	719,8	$8.200	$10.401
Tangki Bahan Bakar	TU-15	1	567,5	719,8	$163.700	$207.646
Turbin	TR-01	1	567,5	719,8	$970	$1.230
Generator	G-01	1	567,5	719,8	$173.000	$219.442

Tabel 6.8 Harga Alat Utilitas (Lanjutan 2)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ny	Nx	Ey	Ex
Pompa	PU-01	1	567,5	719,8	$17.000	$21.564
	PU-02	1	567,5	719,8	$17.000	$21.564
	PU-03	1	567,5	719,8	$2.900	$3.679
	PU-04	1	567,5	719,8	$4.300	$5.454
	PU-05	1	567,5	719,8	$17.000	$21.564
	PU-06	1	567,5	719,8	$17.000	$21.564
	PU-07	1	567,5	719,8	$17.000	$21.564
	PU-08	1	567,5	719,8	$17.000	$21.564
	PU-09	1	567,5	719,8	$2.900	$3.679
	PU-10	1	567,5	719,8	$2.900	$3.679
	PU-11	1	567,5	719,8	$1.500	$1.903
	PU-12	1	567,5	719,8	$3.900	$4.947
	PU-13	1	567,5	719,8	$15.600	$19.788
	PU-14	1	567,5	719,8	$15.600	$19.788
	PU-15	1	567,5	719,8	$15.600	$19.788
	PU-16	1	567,5	719,8	$15.600	$19.788
	PU-17	1	567,5	719,8	$15.600	$19.788
	PU-18	1	567,5	719,8	$15.600	$12.304
	PU-19	1	567,5	719,8	$9.700	$14.334
	PU-20	1	567,5	719,8	$11.300	$12.304
	PU-21	1	567,5	719,8	$9.700	$10.021
	PU-22	1	567,5	719,8	$7.900	$3.679
	PU-23	1	567,5	719,8	$2.900	$12.304
	PU-24	1	567,5	719,8	$9.700	$3.679
	PU-25	1	567,5	719,8	$2.900	$12.304
	PU-26	1	567,5	719,8	$9.700	$9.513
Total					**$6.273.013**	**$7.841.612**
					Rp 108.936.516.457	**Rp 136.176.642.153**

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan ekonomi dalam studi ini meliputi parameter parameter sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 24.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari/tahun

Umur alat : 10 Tahun

Kurs mata uang : Rp17.366/USD

Tahun pendirian pabrik : 2030

UMR Kota Cilegon : Rp5.783.710 (tahun 2030)

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (Capital Investment)

Capital invesment atau investasi modal adalah jumlah pengeluaran yang dilakukan untuk mendirikan dan mengoperasikan fasilitas pabrik. *Capital Invesment* terdiri dari:

1. *Fixed capital Investment*

   Fixed capital investment merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas suatu pabrik secara fisik (belum beroperasi). *Fixed Capital Investment* terdiri dari *Physical Plant Cost* dan *Direct Plant Cost*.

Tabel 6.9 *Physical Plant Cost* (PPC)

Komponen	Biaya
PEC	Rp327.616.604.722
DEC	Rp131.046.641.889

Tabel 6.10 *Physical Plant Cost* (PPC) (Lanjutan)

Komponen	**Biaya**
Biaya Pemasangan	Rp133.572.244.968
Biaya Instrumentasi dan Kontrol	Rp17.084.822.031
Biaya Pemipaan	Rp267.144.489.936
Biaya Instalasi Listrik	Rp46.594.969.175
Biaya Bangunan	Rp170.910.450.000
Biaya Pengembangan Lahan	Rp124.253.251.133
Services Facilities	Rp93.189.938.350
Biaya Land	Rp123.055.524.000
Start Up Expenses Cost	Rp723.215.167
Total PPC	**Rp1.436.192.151.369**

Tabel 6.11 *Direct Plant Cost* (DPC)

Komponen	**Biaya**
Physical Plant Cost	Rp1.436.192.151.369
Engineering and Construction	Rp71.759.607.568
Total DPC	**Rp1.506.951.758.937**

Tabel 6.12 *Fixed Capital Investment* (FCI)

Komponen	**Biaya**
Direct Plant Cost (DPC)	Rp1.506.951.758.937
Cotractor's fee	Rp301.390.351.787
Contingency	Rp376.737.939.734
Total FCI	**Rp2.185.080.050.459**

2. *Working capital Investment*

Working Capital Investment merupakan modal yang diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik dalam

jangka waktu tertentu. Modal ini meliputi berbagai kebutuhan operasional seperti pembelian bahan baku, pembayaran gaji karyawan, biaya utilitas, serta pengeluaran operasional lainnya. Sumber pendanaan pendirian pabrik dapat berasal dari berbagai pihak, seperti pinjaman bank, modal pribadi, maupun investasi dari investor. Tujuan utama penanaman modal tersebut adalah memperoleh keuntungan dari dana yang telah diinvestasikan. Adapun beberapa ciri investasi yang baik antara lain:

- Dapat menghasilkan laba secara maksimal
- Memiliki periode pengembalian modal yang relatif cepat
- Didukung oleh aspek legalitas yang kuat, teknologi yang memadai, serta memenuhi standar keamanan dan keberlanjutan.

Tabel 6.13 *Working Capital Investment*

Komponen Biaya	**Biaya**
Raw material inventory	Rp104.266.301.568
In process inventory	Rp28.197.174.227
Product inventory	Rp156.650.967.927
Available Cash	Rp156.650,967.927
Extended Credit	Rp3.759.623.230.245
Total *Working Capital Investment*	**Rp4.205.388.641.894**

Tabel 6.14 *Total Capital Investment*

Komponen Biaya	**Biaya**
Total Fixed Capital Investment (FCI)	Rp2.185.080.050.459
Total Working Capital Investment	Rp4.205.388.641.894
Total *Capital Invesment*	**Rp6.390.468.692.353**

6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk proses pembuatan produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*. *Indirect Cost, Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain :

1. *Direct Manufacturing Cost*

   Direct Manufacturing Cost adalah biaya langsung yang terkait dengan proses produksi, seperti pembelian bahan baku utama, biaya utilitas (listrik, air, uap), serta upah tenaga kerja langsung yang terlibat dalam pengoperasian unit proses.

Tabel 6.15 *Direct Manufacturing Cost*

Komponen Biaya	**Biaya**
Raw Material	Rp1.251.195.618.821
Biaya Pekerja Operasi	Rp17.764.800.000
Biaya *Direct Supervisory*	Rp1.776.480.000
Utilitas	Rp17.031.299.882
Biaya Perawatan dan Perbaikan	Rp131.104.803.028
Plant Supplies	Rp19.665.720.454
Royalty and Patent	Rp196.657.205
Total *Direct Manufacturing Cost*	**Rp1.438.735.379.389**

2. *Indirect Manufacturing Cost*

   Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak secara langsung terlibat dalam proses produksi

suatu unit produk, namun tetap diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik. Biaya ini mencakup, antara lain, biaya pemeliharaan mesin, listrik umum, serta biaya administrasi pabrik.

Tabel 6.16 *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen Biaya	**Biaya**
Payroll Overhead	Rp1.776.480.000
Biaya Laboratorium	Rp1.776.480.000
Plant Overhead	Rp7.105.920.000
Packaging and Shipping	Rp15.252.146.146
Total *Indirect Manufacturing Cost*	**Rp25.911.026.146**

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik secara rutin, baik saat proses produksi sedang berlangsung maupun saat pabrik tidak beroperasi. Biaya ini bersifat konstan dan tidak dipengaruhi oleh jumlah produksi atau lamanya waktu operasional. Contohnya meliputi sewa bangunan, gaji karyawan tetap, serta penyusutan peralatan.

Tabel 6.17 *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen Biaya	**Biaya**
Depreciation	Rp327.762.007.569
Property Taxes	Rp43.701.601.009
Insurances	Rp43.701.601.009
Total *Fixed Manufacturing Cost*	**Rp415.165.209.587**

Tabel 6.18 *Total Manufacturing Cost*

Komponen Biaya	Biaya
Total Direct Manufacturing Cost	Rp1.438.735.379.389
Total Indirect Manufacturing Cost	Rp25.911.026.146
Total Fixed Manufacturing Cost	Rp415.165.209.587
Total *Manufacturing Cost*	**Rp1.879.811.615.122**

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General Expenses atau pengeluaran umum merupakan biaya yang berkaitan dengan kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan, namun tidak termasuk ke dalam kategori *manufacturing cost*. Biaya ini diperlukan untuk menunjang kelancaran aktivitas perusahaan di luar proses produksi. Contoh *general expenses* meliputi biaya administrasi, pemasaran, dan asuransi.

Tabel 6.19 *General Expenses*

Komponen Biaya	Biaya
Biaya Administrasi	Rp56.394.348.454
Sales	Rp93.990.580.756
Research	Rp37.596.232.302
Finance	Rp127.809.373.847
Total *General Expenses*	**Rp315.790.535.359**

Tabel 6.20 Total Biaya Produksi

Komponen	Biaya
Total *General Expenses*	Rp315.790.535.359
Total *Manufacturing Cost*	Rp1.879.811.615.122
Total	**Rp2.195.602.150.482**

6.4 Analisis Risiko Pabrik

Analisis risiko merupakan salah satu aspek penting dalam evaluasi kelayakan dan keberlangsungan operasional suatu pabrik. Risiko yang dianalisis tidak hanya mencakup keselamatan kerja, tetapi juga potensi kerugian ekonomi, gangguan proses produksi, serta dampak terhadap lingkungan. Oleh sebab itu, penilaian risiko dilakukan secara menyeluruh untuk mengidentifikasi potensi bahaya dan menentukan tingkat pengendalian serta tindakan pencegahan yang diperlukan. Adapun beberapa faktor utama yang dipertimbangkan dalam analisis risiko antara lain:

a. Kondisi Operasi

   Faktor ini meliputi kompleksitas proses produksi, penggunaan sistem kontrol otomatis, serta kestabilan proses secara keseluruhan. Proses dengan banyak unit operasi atau kondisi yang berubah-ubah memiliki risiko gangguan lebih besar apabila sistem pengendaliannya kurang baik.

b. Jenis Bahan Baku dan Produk

   Bahan baku dan produk yang mudah terbakar, beracun, atau reaktif dapat meningkatkan risiko pabrik. Oleh karena itu, karakteristik bahan perlu diketahui untuk menentukan sistem penanganan dan pengamanan yang sesuai.

c. Tekanan dan Suhu Operasi

   Proses yang berlangsung pada suhu dan tekanan tinggi memiliki risiko seperti kebocoran, ledakan, atau kerusakan peralatan. Evaluasi

dilakukan untuk mengetahui tingkat risiko serta upaya pengendalian yang digunakan.

d. Regulasi Pemerintah

Risiko pabrik juga dipengaruhi oleh aturan pemerintah terkait keselamatan kerja dan lingkungan. Semakin ketat peraturan yang berlaku, maka konsekuensi akibat pelanggaran juga semakin besar.

e. Keberadaan dan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik mempengaruhi besarnya dampak terhadap lingkungan sekitar. Pabrik yang berada dekat pemukiman atau kawasan sensitif memerlukan perhatian lebih terhadap potensi dampak yang dapat ditimbulkan.

f. Asal Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku berpengaruh terhadap kelancaran operasi pabrik. Ketergantungan pada bahan baku impor atau sumber yang tidak stabil dapat meningkatkan risiko gangguan pasokan dan kerugian ekonomi.

Setiap faktor tersebut dinilai berdasarkan tingkat bahaya dan dampak yang ditimbulkan, kemudian diklasifikasikan ke dalam kategori risiko rendah (*low risk*) atau risiko tinggi (*high risk*). Hasil analisis risiko disajikan dalam bentuk tabel berikut.

Tabel 6.21 Analisa Risiko Pabrik

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	*Risk*	
			Low	***High***
1	Kondisi Operasi	Suhu maksimum operasi mencapai 183°C yang masih relatif berada di suhu yang rendah dibandingkan banyak proses kimia di industri yang bersuhu sangat tinggi	✓	
		Tekanan operasi berada pada kisaran 1 atm atau tekanan atmosfer sehingga relatif aman terhadap kegagalan mekanik.	✓	
Bahan Baku yang Digunakan				
2	*Cumene*	Toksisitas: dapat menyebabkan iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan apabila terpapar dalam jumlah tinggi.		✓
		Explosion Limits: uap *cumene* dapat membentuk campuran mudah terbakar pada kondisi tertentu.		✓
		Flammability: *cumene* bersifat mudah terbakar dengan titik nyala sekitar 44°C sehingga memerlukan pengendalian operasi yang baik pada suhu tinggi.		✓
		Stabilitas: stabil pada kondisi operasi normal dan terkendali.	✓	
3	Udara	Toksisitas: tidak bersifat toksik dalam kondisi normal.	✓	

Tabel 6.22 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 2)

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	*Risk*	
			Low	***High***
Bahan Baku yang Digunakan				
3	Udara	*Explosion Limits*: tidak memiliki batas ledakan, tetapi mendukung proses pembakaran.	✓	
		Flammability: tidak mudah terbakar.	✓	
		Stabilitas: stabil pada kondisi operasi normal.	✓	
4	Asam Sulfat	Toksisitas: sangat korosif dan dapat menyebabkan kerusakan serius pada jaringan tubuh.		✓
		Explosion Limits: tidak mudah meledak, tetapi dapat bereaksi hebat dengan bahan tertentu.	✓	
		Flammability: tidak mudah terbakar.	✓	
		Stabilitas: stabil pada kondisi normal.	✓	
5	Natrium Hidroksida	Toksisitas: bersifat sangat korosif dan dapat menyebabkan luka bakar serius		✓
		Explosion Limits: NaOH tidak memiliki batas ledakan karena bukan bahan yang mudah terbakar.	✓	
		Flammability: NaOH adalah basa kuat sifatnya sangat korosif, bukan mudah terbakar.	✓	
		Stabilitas: stabil dalam kondisi penyimpanan normal.	✓	

Tabel 6.23 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 3)

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	*Risk*	
			Low	***High***
Bahan Intermediet				
6	*Cumene Hydroperoxide* (CHP)	Toksisitas: bersifat berbahaya dan dapat menyebabkan iritasi serius pada kulit serta mata.		✓
		Explosion Limits: memiliki potensi dekomposisi eksplosif terutama pada suhu tinggi.		✓
		Flammability: bahan organik yang dapat terbakar dan terurai menghasilkan panas.		✓
		Stabilitas: tidak stabil pada suhu tinggi dan sensitif terhadap kontaminasi logam atau panas.		✓
Produk yang dihasilkan				
7	Aseton	Toksisitas: dapat menyebabkan iritasi dan pusing jika terhirup dalam jumlah besar.	✓	
		Explosion Limits: uap aseton mudah membentuk campuran eksplosif dengan udara.		✓
		Flammability: sangat mudah terbakar dengan titik nyala sekitar −20°C.		✓
		Stabilitas: stabil pada kondisi normal, tetapi harus dijauhkan dari oksidator kuat.	✓	
8	*Phenol*	Toksisitas: bersifat toksik dan dapat terserap melalui kulit.		✓

Tabel 6.24 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 4)

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	*Risk*	
			Low	***High***
Produk yang dihasilkan				
8	*Phenol*	*Explosion Limits*: uap phenol dapat membentuk campuran mudah terbakar dengan udara.		✓
		Flammability: dapat terbakar pada suhu tinggi.		✓
		Stabilitas: stabil pada kondisi penyimpanan normal.	✓	
Logistik dan Transportasi				
9	Logistik dan Transportasi	Transportasi bahan kimia berbahaya memiliki potensi kebocoran dan kecelakaan meskipun telah mengikuti standar B3.		✓
Regulasi Pemerintah				
10	Lingkungan & K3	Permen LHK Republik Indonesia Nomor P.68/2016, menetapkan Suhu maksimal 40°C untuk air limbah sebelum dialirkan ke lingkungan.		✓
11		Permenakertrans No. 5 Tahun 2018 menetapkan Nilai Ambang Batas (NAB) paparan bahan kimia di tempat kerja sehingga memerlukan pengendalian paparan yang ketat.		✓
12		PP No. 22 Tahun 2021 mewajibkan AMDAL serta pengelolaan limbah B3 sehingga meningkatkan tuntutan pengendalian risiko lingkungan.		✓

Tabel 6.25 Analisa Risiko Pabrik (Lanjutan 5)

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	*Risk*	
			Low	***High***
13	Keberadaan Pabrik	Pabrik direncanakan di Cilegon, Banten, dekat laut untuk memudahkan akses bahan baku impor dan ekspor hasil produksi	✓	
14	Asal Bahan Baku	*Cumene* diperoleh dari China, dengan pelabuhan terdekat Pelabuhan Merak		✓

Berdasarkan hasil penilaian:

- Jumlah poin *low risk* : 17
- Jumlah poin *high risk* : 19

6.5 Analisis Kelayakan

Evaluasi kelayakan bertujuan untuk menentukan apakah proyek pendirian pabrik aseton layak direalisasikan dari sisi finansial. Penilaian dilakukan dengan menggunakan sejumlah parameter ekonomi utama yang mencerminkan tingkat keuntungan, efisiensi pengembalian modal, serta kemampuan pabrik untuk bertahan dalam kondisi pasar yang tidak menguntungkan. Adapun parameter-parameter yang digunakan dalam analisa ini adalah sebagai berikut:

6.5.1 *Return On Investment* (ROI)

Return on Investment (ROI) merupakan indikator tingkat keuntungan tahunan yang diperoleh dari investasi yang telah

dikeluarkan. ROI digunakan untuk menilai efisiensi investasi, terutama dalam konteks pendirian dan operasional pabrik. Pada umumnya resiko pabrik ditentukan berdasarkan nilai ROI sebelum pajak, jika ROI kurang dari 44% maka termasuk pabrik beresiko rendah dan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai ROI lebih dari 44% (Aries & Newton, 1955). Persamaan yang digunakan untuk menghitung *percent return on investment* adalah sebagai berikut:

$$\%\, ROI = \frac{Laba\ Tahunan}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\% \tag{6.3}$$

ROI Sebelum Pajak : 44,71%
ROI Setelah Pajak : 34,88%

6.5.2 *Pay Out Time* (POT)

POT adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan total modal yang diinvestasikan dari keuntungan bersih tahunan. Semakin pendek POT, semakin cepat investor mendapatkan kembali modalnya. Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui berapa lama waktu yang diperlukan agar seluruh investasi awal dapat kembali. Pada pabrik dengan tingkat risiko rendah, batas maksimum POT yang dapat diterima adalah 5 tahun. Sementara itu, untuk pabrik dengan tingkat risiko tinggi, nilai POT maksimum yang dianjurkan adalah 2 tahun. POT dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$POT = \frac{Total\ Capital\ Investment}{Laba\ Tahunan + Depresiasi} \tag{6.4}$$

POT Sebelum Pajak : 1,7 tahun

POT Setelah Pajak : 2 tahun

6.5.3 *Break Even Point* (BEP)

BEP menunjukkan seberapa besar kapasitas produksi minimum yang harus dicapai agar perusahaan tidak mengalami kerugian.

$$BEP = \frac{Fa \ + 0{,}3\ Ra}{Sa - Va \ - 0{,}7Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

Dimana :

Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum

Ra : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va : Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa : Annual Sales Value pada produksi maksimum

Tabel 6.26 *Annual Fixed Manufacturing Cost* (Fa)

Komponen	**Biaya**
Depreciation	Rp327.762.007.569
Property Taxes	Rp43.701.601.009
Insurances	Rp43.701.601.009
Total	**Rp415.165.209.587**

Tabel 6.27 *Annual Variable Cost* (Va)

Komponen	**Biaya**
Raw Material	Rp1.251.195.618.821
Packaging and shipping	Rp15.252.146.146
Biaya bahan utilitas	Rp17.031.299.882
Royalities and patens	Rp196.657.205
Total	**Rp1.283.675.722.053**

Tabel 6.28 *Annual Regulated Expenses* (Ra)

Komponen	Biaya
Gaji Karyawan	Rp17.764.800.000
payroll overhead	Rp1.776.480.000
plant overhead	Rp7.105.920.000
supervise	Rp1.776.480.000
laboratory	Rp1.776.480.000
general expenses	Rp315.790.535.359
maintennace	Rp345.990.695.359
plant supplies	Rp19.665.720.454
Total	**Rp711.647.111.173**

Tabel 6.29 *Annual Sales Cost* (Sa)

Komponen	Biaya
Annual Sales	Rp3.172.645.107.446
Total	**Rp3.172.645.107.446**

Didapatkan nilai BEP sebesar 45,20%

6.5.4 *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah kondisi kritis dimana aktivitas produksi harus dihentikan karena operasi pabrik tidak lagi memberikan keuntungan secara ekonomi. Penghentian produksi dapat terjadi akibat beberapa faktor, seperti meningkatnya *variable cost* secara signifikan atau keputusan manajerial yang didasarkan pada ketidakefisienan proses produksi. Pada titik ini, biaya yang dibutuhkan untuk mempertahankan operasional pabrik lebih tinggi dibandingkan dengan biaya yang harus

dikeluarkan untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Dengan kata lain, melanjutkan produksi justru akan menyebabkan kerugian yang lebih besar daripada menghentikannya. Secara umum, shut down point menggambarkan persentase kapasitas minimum yang harus dicapai oleh pabrik agar tetap layak beroperasi. Jika dalam satu tahun pabrik tidak mampu memenuhi kapasitas minimum tersebut, maka penghentian produksi menjadi langkah yang paling rasional dari sisi ekonomi. Adapun rumus atau persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai Shut Down Point (SDP) umumnya dinyatakan dalam bentuk:

$$SDP = \frac{0{,}3Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} \times 100\% \tag{6.6}$$

Didapatkan SDP sebesar 15,35%

6.5.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) merupakan estimasi tingkat keuntungan tahunan yang diperoleh dari suatu proyek, yang dihitung. DCFRR memperhitungkan bahwa investasi yang dilakukan tidak akan langsung kembali setiap akhir tahun, melainkan secara bertahap selama masa hidup proyek. Oleh karena itu, perhitungan ini sangat berguna untuk mengevaluasi kelayakan proyek jangka panjang, termasuk dalam industri kimia. Secara umum, proyek dianggap layak secara ekonomi jika nilai DCFRR melebihi batas minimum yang ditetapkan, yaitu sebesar 1,5 kali suku bunga bank. Adapun persamaan dasar untuk menghitung DCFRR adalah mencari tingkat diskonto

(*discount rate*, biasanya dilambangkan sebagai i) yang memenuhi persamaan berikut:

$$(FC + WC)(1+i)^n = CF\,[\,(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \ldots + (1+i) + 1 \qquad (6.7)$$

Keterangan:

n	: Umur Pabrik	WC	: *Working Capital*
CF	: *Cash Flow* Setelah Pajak	SV	: *Salvage Value* (10%FCI)
FC	: Keuntungan Setelah Pajak	i	: *Interest/ Discounted Cash Flow*

Sebagai tolak ukur, digunakan 1,5 kali suku bunga acuan Bank Indonesia (BI-Rate). Berdasarkan hasil Rapat Dewan Gubernur BI pada 20-21 Januari 2026, suku bunga ditetapkan sebesar 4,75%. Maka:

DCFRR minimum = 1,5 × 4,75% = 7,125%

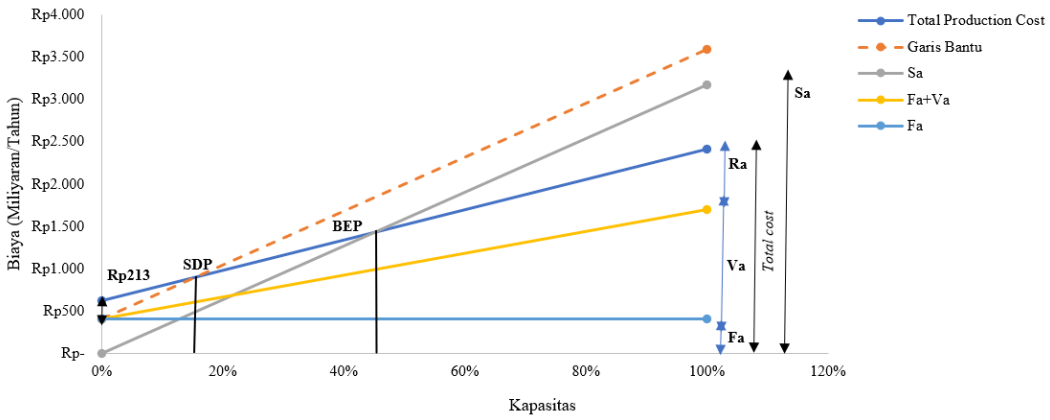
DCFRR > DCFRR minimum

17,73% > 7,125%

Maka proyek layak secara finansial, dengan keuntungan tinggi terhadap risiko yang dihadapi.

6.5.6 Hasil Evaluasi Ekonomi

Grafik evaluasi ekonomi berikut menggambarkan hubungan antara kapasitas produksi (dalam persentase) terhadap biaya operasional (dalam rupiah per tahun). Beberapa garis penting yang ditampilkan mencakup biaya tetap (FA), biaya variabel (VA), regulated cost (RA), pendapatan penjualan (SA), serta dua indikator utama kelayakan ekonomi, yaitu *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP). Visualisasi ini memberikan gambaran sejauh mana pabrik mampu beroperasi secara finansial dengan aman.



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

Garis pendapatan (SA) meningkat secara linier dari titik nol hingga mencapai Rp3.173 miliar pada kapasitas penuh 100%, mencerminkan bahwa harga jual produk diasumsikan konstan pada berbagai tingkat produksi. Biaya tetap (FA) ditunjukkan sebagai garis horizontal sebesar Rp415 miliar , menandakan bahwa nilai ini tidak berubah terlepas dari tingkat aktivitas produksi. Sementara itu, biaya variabel (VA) meningkat secara proporsional terhadap kapasitas hingga mencapai Rp1.699 miliar. Total biaya produksi FA, VA, dan RA naik hingga mencapai Rp4.524 miliar pada kapasitas maksimal 100%.

Break Even Point (BEP) terjadi pada kapasitas 45,20%, dengan total pendapatan dan biaya masing – masing sebesar Rp1.434 triliun. Pada titik ini, besar biaya produksi sama dengan besar pendapatan penjualan, sehingga pabrik tidak mengalami laba maupun rugi. Posisi BEP yang berada didalam range 40 - 60% menunjukkan efisiensi yang cukup baik karena pabrik tidak perlu beroperasi secara penuh untuk mencapai titik impas. Adapun *Shut Down Point* (SDP) berada pada

kapasitas 15,35% yang menandakan batas minimum kritis pabrik harus dihentikan operasionalnya karena pendapatan tidak lagi mampu menutupi biaya tetap.

Secara keseluruhan, grafik ini menunjukkan bahwa pabrik memiliki prospek ekonomi yang cukup menjanjikan. Margin keuntungan yang cukup besar terlihat dari jarak antara garis pendapatan (Sa) dan total biaya (Fa,Va,Ra) pada kapasitas tinggi. Selain itu, BEP yang moderat dan SDP yang rendah menandakan bahwa pabrik memiliki ketahanan yang baik terhadap dinamika pasar dan dapat beroperasi dalam kondisi yang menantang.

Tabel 6.30 Kesimpulan Analisa Kelayakan Ekonomi

Kriteria	**Terhitung**	**Persyaratan**	**Keterangan**
ROI	Sebelum Pajak: 44,71%	Nilai ROI sebelum pajak untuk kategori pabrik *high risk* minimal 44 %	Memenuhi
	Setelah Pajak: 34,88%		
POT	Sebelum Pajak: 1,7 tahun	Nilai POT untuk kategori pabrik *high risk* maksimal 2 tahun.	Memenuhi
	Setelah Pajak: 2 tahun		
BEP	45,20%	Range 40-60%	Memenuhi
SDP	15,35%		
DCFRR	16,10%	> 1,5 bunga bank = 7,13%	Memenuhi

BAB VII
KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik aseton dan fenol dari proses oksidasi *cumene* dengan kapasitas aseton 24.000 ton/tahun, maka dapat disimpulkan bahwa:

1. Prarancangan pabrik aseton dan fenol dari proses oksidasi *cumene* dengan kapasitas aseton 24.000 ton/tahun dinilai layak untuk didirikan di Indonesia karena kebutuhan aseton domestik masih cukup tinggi dan sebagian besar masih dipenuhi melalui impor.
2. Pabrik direncanakan berlokasi di Cilegon, Banten dengan waktu operasi 330 hari per tahun dan jumlah tenaga kerja sebanyak 220 orang. Pemilihan lokasi didasarkan pada kemudahan akses bahan baku, utilitas, transportasi, dan distribusi produk.
3. Proses yang digunakan adalah *cumene oxidation* (*Hock Process*) melalui pembentukan *cumene hydroperoxide* yang kemudian diuraikan menjadi aseton dan fenol. Proses ini dipilih karena memiliki selektivitas tinggi, kondisi operasi relatif moderat, serta menghasilkan fenol sebagai produk ko-utama yang bernilai ekonomi.
4. Bahan baku utama yang digunakan adalah *cumene* dan udara, dengan bahan pendukung berupa asam sulfat (H_2SO_4) dan natrium hidroksida (NaOH).

Utilitas yang dibutuhkan meliputi air proses, *steam, cooling water, chilled water*, listrik, bahan bakar, udara tekan, serta unit pengolahan limbah.

5. Risiko utama pabrik berasal dari sifat bahan yang mudah terbakar, korosif, dan berpotensi menimbulkan ledakan, terutama pada *cumene hydroperoxide*, aseton, dan fenol, serta risiko kebocoran selama penyimpanan, perpindahan, dan proses operasi. Oleh karena itu diperlukan sistem pengendalian proses, proteksi kebakaran, pengolahan limbah, dan penerapan K3 yang memadai.
6. Berdasarkan analisis ekonomi, pabrik membutuhkan Total Capital Investment (TCI) sebesar Rp6.390.468.692.353.
7. Pabrik memberikan estimasi keuntungan sebesar Rp977.042.956.964 per tahun.
8. Parameter evaluasi ekonomi menunjukkan:
   - *Return on Investment* (ROI) = 44,71 %
   - *Pay Out Time* (POT) = 1,7 tahun
   - *Break Even Point* (BEP) = 45,20%
   - *Shut Down Point* (SDP) = 15,35%
   - *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) = 17,73%

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Aseton dengan proses oksidasi *cumene* dengan kapasitas 24.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

Perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian sebuah pabrik industri, antara lain:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
3. Perlu dipertimbangkan penambahan unit pemurnian fenol hingga mencapai spesifikasi fenol komersial dengan kemurnian yang lebih tinggi. Peningkatan kemurnian fenol akan meningkatkan harga jual produk secara signifikan sehingga dapat memberikan nilai tambah dan meningkatkan profitabilitas pabrik secara keseluruhan.
4. Produk Aseton ini dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang.

DAFTAR PUSTAKA

Abbas, A., Shiddiq, M., & Malik, U. (2022). Identifikasi kandungan senyawa kimia pada produk pembersih berbasis pelarut organik menggunakan metode spektroskopi. *Jurnal Fisika Unand*, *11*(2), 145–151.

Alibaba Group. (n.d.). *Alibaba.com: Global trade starts here*. http://www.alibaba.com/. Diakses pada 20 April 2026.

Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. McGraw-Hill Book Company.

Astari Niagara Internasional. (2024). *Astariglas*. https://www.astariglas.com. Diakses pada 25 Oktober 2025.

Badan Pusat Statistik. (2025). *Badan Pusat Statistik Republik Indonesia*. https://www.bps.go.id/id. Diakses pada 20 Oktober 2025.

Bank Indonesia. (2026). *BI-Rate tetap 5,75%: Mempertahankan stabilitas, mendukung pertumbuhan ekonomi*. https://www.bi.go.id/id/publikasi/ruang-media/news-release/Pages/sp_278425.aspx. Diakses pada 23 Mei 2026.

Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. (2002). *Transport phenomena* (2nd ed.). John Wiley & Sons.

BMKG. (2026). *Prakiraan cuaca gresik*. https://www.bmkg.go.id/cuaca/prakiraan-cuaca/35.25. Diakses pada 25 April 2026.

Brown, G. G. (1959). *Unit operations*. CBS. New Delhi.

Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Equipment design*. John Wiley & Sons, Inc.

Central Drug House. (2025). *Central Drug House*. https://www.cdhfinechemical.com. Diakses pada 2 Juni 2026.

Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Chemical engineering design: Chemical engineering volume 6* (4th ed.). Elsevier Butterworth-Heinemann.

Delta Cooling Towers, Inc. (n.d.). *TM series induced draft towers*. https://deltacooling.com/products/cooling-towers/tm-series-induced-draft-towers. Diakses pada 28 April 2026.

Encyclopedia Britannica. (2024). *Britannica*. https://www.britannica.com. Diakses pada 2 November 2025.

Fogler, H. Scott. 2006. Elements of Chemical Reaction Envgineering 4th edition.

Froment, G. F., Bischoff, K. B., & De Wilde, J. (2011). *Chemical reactor analysis and design* (3rd ed.). John Wiley & Sons, Inc.

Geankoplis, C. (1978). Transport Process and Unit Operations, 3ed edition. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.

Grand View Research. (2024). *Grand View Research*. https://www.grandviewresearch.com. Diakses pada 20 Oktober 2025.

Hattori, K., Tanaka, Y., Suzuki, H., Ikawa, T., & Kubota, H. (1970). Kinetics of liquid phase oxidation of *cumene* in bubble column. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, *3*(1), 72–78.

Holman, J. P. (1989). *Heat transfer*. McGraw-Hill Book Company.

ICIS Chemical Business. (2024). *ICIS*. https://www.icis.com. Diakses pada 19 Oktober 2026.

Kementerian Perindustrian Republik Indonesia. (n.d.). *Direktori produk TKDN*. https://tkdn.kemenperin.go.id. Diakses pada 30 Oktober 2025.

Kenyon, R. L. (1950). *Industrial engineering chemical*. McGraw-Hill.

Kern, D. Q. (1965). *Process heat transfer*. McGraw-Hill Book Company, Inc.

Kharlampidi, K. E., Nasyrov, I. S., & Batyrshin, N. N. (2021). Modern trends in the development of *cumene* oxidation process to hydroperoxide. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, *55*(4), 621–632.

Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (1998). *Encyclopedia of chemical technology* (4th ed.). John Wiley & Sons.

Knifton, J. F., Sanderson, J. R., & Grice, N. J. (1990). *Method for production of phenol/acetone from cumene hydroperoxide* (European Patent Application No. EP 0 367 408 A2). European Patent Office.

Kuma, K., & Suzuki, T. (2005). *Process for production of cumene hydroperoxide* (International Patent No. WO 2005/085191 A1). World Intellectual Property Organization.

Levenspiel, O. (1972). *Chemical reaction engineering* (2nd ed.). John Wiley and Sons, Inc.

Margacipta Wirasentosa. (2024). *Margacipta*. https://www.margacipta.com. Diakses pada 25 Oktober 2025.

Matches. (n.d.). *Reactor cost estimate*. http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html. Diakses pada 14 Februari 2026.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering* (5th ed.). McGraw-Hill International Editions.

McKetta, J. J. (2002). *Encyclopedia of chemical processing and design*. Marcel Dekker Inc.

Nelson, M. E. (2013). *Method for purifying acetone* (European Patent Specification No. EP 2 370 389 B1). European Patent Office.

Perry, R. H., & Green, D. W. (1997). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed.). McGraw-Hill Book Company.

Pertamina. (2026, 3 April). *Kapal tanker dan peran vitalnya dalam industri minyak Indonesia*. https://onesolution.pertamina.com/Insight/Page/kapal-tanker-dan-peran-vitalnya-dalam-industri-minyak-indonesia. Diakses pada 18 Mei 2026.

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers* (4th ed.). McGraw-Hill.

Ries, H., & Newton, R. F. (1955). Principles of Engineering Economy. New York: Ronald Pres

Sanderson, J. R., Marquis, E. T., & Knifton, J. F. (1992). *Purification of cumene recycle stream* (European Patent Application No. EP 0 475 562 A2). European Patent Office.

Sedijani, P., Santoso, D., & Yuanita, L. (2024). Karakterisasi dan klasifikasi senyawa turunan karbon: Studi gugus fungsi keton pada industri manufaktur. *Jurnal Kimia dan Pendidikan Sains*, *6*(1), 22–29.

Seubold, F. H., Jr., & Vaughan, W. E. (1953). Acid-catalyzed decomposition of *cumene* hydroperoxide. *Journal of the American Chemical Society*, *75*(16), 3790–3793.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2018). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (8th ed.). McGraw-Hill Education.

SunSirs. (2024). *SunSirs: Commodity data provider*. https://www.sunsirs.com. Diakses pada 2 Mei 2026.

Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical engineering design*. Butterworth-Heinemann.

Treybal, R. E. (1981). *Mass-transfer operations*. McGraw-Hill Book Company, Inc.

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (1998). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. Prentice Hall.

Ullmann, F. (1990). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry* (Vol. A16). VCH.

Ulrich, G. D. (1984). *A guide to chemical engineering process design and economics*. John Wiley and Sons.

Undang-Undang Nomor 7 Tahun 2021 tentang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP).

United Nations Comtrade Database. (2024). *International trade statistuc database.* United nations. https://comtradeplus.un.org/. Diakses pada 10 Oktober 2025.

United States International Trade Commission. (2024). *USITC: International trade publications*. https://www.usitc.gov. Diakses pada 2 Mei 2026.

Walas, S. M. (1990). *Chemical process equipment: Selection and design*. Butterworth-Heinemann.

Weber, P. (1935). *Chlorination of normal pentane and isopentane* (Doctoral dissertation, Purdue University).

World Health Organization. (2003). *Domestic water quantity, service level and health*. WHO.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook*. McGraw-Hill.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

R-01 (*BUBBLE COLUMN REACTOR*)

Di dalam reaktor terjadi reaksi *cumene* (cair) dan oksigen (gas) yang membentuk *cumene* hidroperoksida. Berikut adalah persamaan reaksinya:

$C_6H_5CH(CH_3)_2 + O_2 \rightarrow C_6H_5C(CH_3)_2OOH$

Cumene Oksigen *Cumene* hidroperoksida

A. Neraca Massa Reaktor

1. Input Reaktor

Arus 1

Tabel A.1 Arus 1 Neraca Massa

Komponen	**Laju alir massa (kg/jam)**	**Fraksi berat**	**BM (kg/kmol)**	**Laju alir molar (kmol/jam)**	**Fraksi mol**
C9H12	16043,8286	0,99	120	133,6986	0,9369
H2O	162,0589	0,01	18	9,0033	0,0631
Total	16205,8875	1	138	142,7018	1

Arus 2

Tabel A.2 Arus 2 Neraca Massa

Komponen	**Laju alir massa (kg/jam)**	**Fraksi berat**	**BM (kg/kmol)**	**Laju alir molar (kmol/jam)**	**Fraksi mol**
N2	5679,1298	0,77	28	202,8261	0,79
O2	1725,3053	0,23	32	53,9158	0,21
Total	7404,4350	1	60	256,7419	1

Arus 22 (*recycle*)

Tabel A.3 Arus 22 Neraca Massa

Komponen	**Laju alir massa (kg/jam)**	**Fraksi berat**	**BM (kg/kmol)**	**Laju alir molar (kmol/jam)**	**Fraksi mol**
C3H6O	0,0005	0.0000	58	0,0000081	0,0000001
H2O	530,2086	0.0684	18	29,4560	0,3187
C9H12	5871,5119	0.7575	120	48,9293	0,5294
C9H12O2	79,3999	0.0102	152	0,5224	0,0057
C6H5OH	1270,0679	0.1639	94	13,5114	0,1462
Total	7751,1888	1	442	92,4190	1

2. Output Reaktor

Arus 3

Tabel A.4 Arus 3 Neraca Massa

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat	BM (kg/kmol)	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
C9H12	9626,2972	0,3776	120	80,2191	0,2060
C9H12O2	8208,2731	0,3220	152	54,0018	0,1387
H2O	692,2675	0,0272	18	38,4593	0,0988
C3H6O	0,0005	0,0000	58	0,0000	0,0000
C6H5OH	1270,0679	0,0498	94	13,5114	0,0347
Total	25489,9994	1	348	389,4540	1

Arus 4

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat	BM (kg/kmol)	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
N2	13,9635	0,0025	28	204,6707	0,9955
O2	5679,1298	0,9975	32	0,9214	0,0045
Total	5693,0933	1	60	205,5920	1

B. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor kolom gelembung dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Gelembung gas dalam kolom memperbesar luas kontak antara oksigen dan *cumene* sehingga transfer massa O_2 ke fase cair menjadi lebih efektif.

2. Aliran gelembung sudah cukup untuk mencampur fluida sehingga tidak diperlukan agitator, membuat konsumsi energi dan kebutuhan perawatan lebih rendah.
3. Sistem mudah dioperasikan secara kontinyu dengan pengaturan laju alir gas dan cairan yang stabil.
4. Sirkulasi alami di dalam kolom membantu meratakan suhu dan menghindari terbentuknya *hotspot* pada reaksi eksotermis.
5. Konstruksi yang sederhana membuat biaya investasi dan operasi menjadi lebih ekonomis.

C. Perancangan Reaktor

Asumsi :

1. Volume cairan dan gas selama reaksi tetap
2. Kondisi isothermal

1. Menentukan Sifat-Sifat Fisis Umpan

1. Umpan Cair

a. Densitas

Untuk menghitung densitas suatu campuran digunakan rumus:

$$\rho = A.B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$ (Yaws,1999)

Dimana,

T = Temperatur (K)

A dan B = Konstanta

Tabel A.5 Data Konstanta Densitas Yaws

Komponen	A	B	n	Tc
Cumene	0,2824	0,2618	0,29	631,15
Air	0,3471	0,274	0,28571	647,13
CHP	0,26351	0,278	0,286	605
Aseton	0,27726	0,2576	0,29903	508,2

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 100 ºC = 373,15 K

Tabel A.6 Data Perhitungan Densitas

Komponen	(1-T/Tc)^n	-(1-T/Tc)^n	xi (fraksi massa)	ρ (kg/m3)	xi.ρ
Cumene	0,754	-0,754	0,970	775,374	752,384
Air	0,766	-0,766	0,026	935,100	24,017
CHP	0,741	-0,741	0,003	680,161	1,938
Aseton	0,641	-0,641	0,001	661,706	0,739
Total			1,000		779,078

Sehingga densitas umpan cairan adalah 779,078 kg/m^3

b. Viskositas

Viskositas dapat dihitung dengan persamaan:

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + C.T + DT^2$$ (Yaws, 1999)

Dimana,

T = Temperatur (K)

A, B, C, dan D = Konstanta

Tabel A.7 Data Konstanta Viskositas Yaws

Komponen	A	B	C	D
Cumene	-5,9339	963,84	0,011916	-0,000011108
Air	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631
CHP	-19,503	3000	0,0436	-0,0000358
Aseton	-7,2126	903,05	0,018385	-0,000020353

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 100 ^{o}C = 373,15 K

Tabel A.8 Data Perhitungan Viskositas

Komponen	μi	xi (fraksi massa)	μc = μi.fr masa
Cumene	0,3059	0,9704	0,2968
Air	0,2300	0,0257	0,0059
CHP	0,5439	0,0028	0,0015
Aseton	0,1467	0,0011	0,0002
Total	1	1	0,3044

Dari perhitungan didapatkan viskositas campuran adalah 0,3044 cP = 0,0003044 kg/m.s

c. Kecepatan volumetris cairan

Kecepatan volumetris cairan dapat dihitung dengan membagi massa cairan dengan densitas campurannya (ρc).

$$Qc = \frac{\text{Massa cairan}}{\rho c}$$

$$= \frac{16.632{,}090 \text{ kg/jam}}{779{,}078 \text{ kg/m}^3}$$

= 21,348 m^3/jam

= 0,006 m^3/s

d. Surface tension

Tegangan permukaan dapat dihitung dengan persamaan:

$$\sigma i = A.(1 - \frac{T}{Tc})^n$$ (Yaws, 1999)

Tabel A.9 Konstanta Tegangan Permukaan Yaws

Komponen	**A**	**Tc**	**n**
Cumene	63,8	631,15	1,3056
Air	132,674	647,13	0,955
CHP	53,184	442,7	1,1406
Aseton	62,2	508,2	1,124

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 100 °C = 373,15 K

Tabel A.10 Data Perhitungan Tegangan Permukaan

komponen	**σi**	**fraksi massa**	**σc = σi . fraksi massa**
Cumene	17,858	0,9704	17,328
Air	54,309	0,0257	1,395
CHP	4,375	0,0028	0,012
Aseton	11,712	0,0011	0,013
Total		1	18,749

Dari perhitungan didapatkan nilai tegangan permukaan dari fase cair adalah 18,749 dyne/cm = 0,0187 N/m = 0,0187 kg/s^2

2. Umpan Gas

a. Faktor kompresibilitas

Tabel A.11 Konstanta Kompresibilitas Yaws

Komponen	ωi	yi	ωi.yi	Tci	Tc.yi (K)	Pci	Pc.yi (bar)
Oksigen	0,022	0,210	0,00462	154,58	32,4618	50,43	10,5903
Nitrogen	0,04	0,790	0,0316	126,1	99,619	33,94	26,8126
Total		1,000	0,03622		132,0808		37,4029

(Yaws, 1999)

Faktor kompresibilitas dapat dihitung dengan rumus:

$$Z = 1 + \left(\frac{B.Pc}{R.Tc}\right).\left(\frac{Pr}{Tr}\right)$$ (SVA, 2018)

$$\left(\frac{B.Pc}{R.Tc}\right) = Bo + \omega.B1$$ (SVA, 2018)

Diketahui,

T = 120 ºC = 393,15 K

P = 1 atm

R = 0,08206 atm. m^3/kmol.K

Tr = T/Tc = 2,977

Pr = P/Pc = 0,027

Bo = 0,083 - $\left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}}\right)$ = 0,009

B1 = 0,139 - $\left(\frac{0,172}{Tr^{4,2}}\right)$ = 0,137

$\left(\frac{B.Pc}{R.Tc}\right)$ = 0,014

Sehingga didapatkan faktor kompresibilitas dari perhitungan:

$Z = 1 + (0,014).\left(\frac{0,027}{2,977}\right)$

= 1

b. Densitas

Densitas gas yang masuk bisa dihitung dengan persamaan:

$$\rho\ gas = \frac{Bm\ gas.P}{z.R.T}$$

Diketahui,

T = 120 ºC = 393,15 K

P = 1 atm

R = 0,08206 atm. m^3/kmol.K

Z = 1

Tabel A.12 Data Densitas Gas

Komponen	BM	yi	BM g (kg/kmol) = Bm . yi
Oksigen	32,000	0,210	6,720
Nitrogen	28,000	0,790	22,120
Total		1,000	28,840

Dari data diatas, maka didapatkan nilai densitas gas yang masuk sebesar 0,894 kg/m^3

c. Viskositas

Viskositas gas dapat dihitung dengan persamaan:

$$\mu = A + B.T + CT^2 \qquad \text{(Yaws, 1999)}$$

Tabel A.13 Konstanta Viskositas Gas Yaws

Komponen	A	B	C
Oksigen	44,24	0,562	-0,0001
Nitrogen	42,606	0,475	-0,0001

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 100 ºC = 373,15 K

Tabel A.14 Data Viskositas Gas

Komponen	**μi (micropoise)**	**fr masa**	**μg = μi.fr masa (micropoise)**
Oksigen	249,919	0,210	52,483
Nitrogen	211,886	0,790	167,390
Total		1,000	219,873

Dari hasil perhitungan di dapatkan viskositas gas yang masuk sebesar 219,873 μP = 0,0220 cP = 0,000022 kg/m.s

d. Kecepatan volumetris gas

Kecepatan volumetris gas dapat dihitung dengan membagi massa gas dengan densitas campurannya (ρ gas).

$$Qg = \frac{\text{Massa gas}}{\rho \text{ gas}}$$

$$= \frac{7.515{,}326 \text{ kg/jam}}{0{,}894 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8.408{,}12 \text{ m}^3\text{/jam}$$

2. Menentukan Dimensi Reaktor

Kondisi Operasi:

T = 100 °C

= 373,15 K

P = 3 atm

Tabel A.15 Komponen Kinetika

Perhitungan komponen kinetika		
gc	1	kg.m/N.s2
g	9,8	m/s2
μ c	0,00035	kg/m.s
σ c	0,0202	N/m = kg/s2
ρ c	795,753	kg/m3
ρ g	2,825	kg/m3

a. Menghitung konstanta kecepatan reaksi

Konstanta kecepatan reaksi dapat dihitung dengan rumus, *Kinetics of liquid phase oxidation of cumene in bubble column (1970)*:

$$k_1 = 1{,}57.10^{14} exp\left(\frac{-24.800}{R.T}\right)$$

Dimana,

E (energi aktivasi) = 24.800 cal/mol

A (faktor tumbukan) = 1,57E+14 /min

T (suhu) = 373,15 K

R (konstanta gas ideal) = 1,987 cal/mol.K

Sehingga didapatkan konstanta kecepatan reaksi sebesar, k = 0,4673 /min.

b. Menghitung DaL (Diffusivitas oksigen terlarut ke dalam cairan)

Nilai diffusivitas dapat dihitung dengan persamaan:

$$D_L = \frac{1{,}173.10^{-13}(\phi M)^{0,5}.T}{\mu.V_m^{0,6}}$$ (*Coulson, 2005; p.333*)

Dimana,

T (suhu) = 373,15 K

μc (viskositas cairan) = 0,00035 kg/m.s

VA (molar volume terlarut) = 0,0256 m^3/kmol (*Coulson,2005; table 8.6 p.334*)

BM (berat molekul cairan) = 113,565 kg/kmol

Φ (parameter asosiasi) = 1 (*Coulson, 2005; p.333*)

Sehingga didapatkan nilai diffusivitas oksigen yang terlarut ke dalam cairan sebesar 0,0000119 m^2/s = 0,0429 m^2/jam

c. Menghitung KaL (Koefisien transfer massa oksigen di fase cair)

Koefisien transfer massa oksigen di fase cair dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$k_L = 0{,}42\sqrt[3]{\frac{\mu_L.g}{\rho_L}}\sqrt{\frac{\rho_L.D_{AL}}{\mu_L}}$$ (*Frontment, p. 763*)

Dimana,

μc (viskositas cairan) = 0,00035 kg/m.s

g (konstanta gravitasi) = 9,8 m/s^2

ρc (densitas cairan) = 795,753 kg/m^3

DaL (diffusivitas O2) = 0,0000119 m^2/s

Sehingga didapatkan nilai koefisien transfer massa oksigen di fase cair sebesar 0,0355 m/s = 128 m/jam

d. Hatta number

Bilangan Hatta (M_H) akan menentukan faktor yang berpengaruh dalam proses yang berjalan, menurut Levenspiel,1976 jika:

1. $M_H > 2$ = Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh
2. $0,02 < M_H < 2$ = Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah faktor yang berpengaruh
3. $M_H < 0,02$ = Reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

Nilai M_H dapat dihitung dengan persamaan:

$$M_H^2 = \frac{kC_B D_{Al}}{K_{Al}^2}$$ (Levenspiel, 1976)

Dimana,

CB = 7 kmol/m^3

DaL = 0,0429 m^2/jam

KaL = 128 m/jam

Sehingga didapatkan nilai M_H sebesar 0,0006948 < 0,02, maka reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh selama proses berlangsung di dalam reaktor.

e. Menentukan konstanta Henry (Ha)

Konstanta Henry didapat dengan melakukan esktrapolasi dari data yang ada pada tabel A.3-18 *Henry's Law Constants for Gases in Water*, sebagai berikut:

T (°C) (x)	Ha untuk O2 (atm/mol.frac) (y)
30	4,75
40	5,35

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 100 °C, maka didapatkan nilai

Ha untuk oksigen sebesar 8,95 atm/mol.frac = 0,1654 atm.m^3/kmol

f. Luas penampang reaktor

Luas penampang reaktor dapat dihitung menggunakan persamaan:

ar $= \frac{\pi}{4} dr^2$

$= \frac{3,14}{4} (6,0364\ m)^2$

$= 28,6036\ m^2$

g. Kecepatan superficial gas (Usg)

Kecepatan superficial gas dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\text{Usg} = \frac{Q}{A} = \frac{\text{Kecepatan volumetric gas}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

$$= \frac{8,408\ m^3/jam}{(3600 \cdot 28,6036\ m^2)}$$

$= 0,0254$ m/s

h. Menghitung hold up gas (ε)

Nilai hold up gas dapat dihitung dengan persamaan Van Dierendonck:

$$\varepsilon = 1{,}2.\left(\frac{\mu_L U_{SG}}{\sigma_L}\right)^{1/4}\left[\frac{U_{SG}}{\left(\frac{\sigma_L . g}{\rho_L}\right)^{1/4}}\right]^{1/2} \qquad (\textit{Froment, 1990})$$

Dimana,

Usg = 0,0254 m/s

μL = 0,00035 kg/m.s

σL = 0,0202 kg/s^2

ρL = 795,753 kg/m^3

g = 9,8 m/s^2

Sehingga didapatkan nilai *hold up* gas sebesar 0,0784. Nilai tersebut sudah sesuai dengan kisaran dari Van Dierendonck, yaitu ε ≤ 0,45 untuk 0,03 < U_{SG} < 0,4 m/s (Frontment, 1990).

i. Menghitung volume cairan

Volume cairan dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\mathrm{Vc} = \frac{\mathrm{Fc\ (CA\ in - CA\ out)}}{\mathrm{k\ .\ CA\ out}}$$

Dimana,

Fc (Kecepatan volumetrik cair) = 20,325 m^3/jam

CA in (konsentrasi oksigen masuk) = 3,809 kmol/ m^3

CA out (konsentrasi oksigen keluar) = 3,176 kmol/ m^3

k (kecepatan reaksi) = 0,0280 / jam

Sehingga didapatkan nilai Vc = 144,6734 m^3

j. Menghitung volume reaktor

Volume reaktor dihitung dengan persamaan:

$$V = \frac{Vc}{(1-\varepsilon)}$$

$$= \frac{144{,}6734\ m^3}{(1-0{,}0784)}$$

$$= 144{,}67\ m^3$$

Faktor keamanan = 20%

V design reaktor = V . 120%

$= 144{,}67\ m^3 . 1{,}2$

$= 173\ m^3$

k. Menentukan diameter dan tinggi tangki

Diameter dan tingi tangki di tentukan dengan perbandingan rasio H/D, dimana sesuai dengan buku *Perry's ed 7 p. 23-49*, reaktor kolom gelembung memiliki *range* rasio H/D 4-12.

Dengan menggunakan persamaan:

V tangki = V shell + 2 . V head

Dimana,

$$V\ shell = \frac{1}{4}\pi D^2 H$$

$$= \frac{1}{4}\pi D^2 D$$

$$= \frac{1}{4}\pi D^3$$

V head = 0,000049 D^3 (*Brownell p.88, eq, 5.11*)

Sehingga didapatkan persamaan volume tangki sebagai berikut:

V tangki $= \frac{1}{4}\pi D^3 + 2\ (0{,}000049\ D^3)$

$129{,}98\ m^3 = (0{,}785098\ D^3)$

$D^3 = 219{,}9515\ m^3$

D = 6,0364 m

Dengan nilai diameter yang sudah di dapatkan, nilai tinggi reaktor dihitung dengan penggunaan rasio, dengan rasio H/D = 4 didapatkan nilai tinggi (H) = 24,1455 m.

b) Perancangan Sparger

Sparger digunakan untuk membentuk gelembung di dalam reaktor.

Tipe = *Ring Sparger* dengan susunan *triangular pitch* dengan:

1. Jumlah lubang tiap satuan lebih besar dari pada susunan square pitch
2. Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin

Susunan = radial sedikit miring ke samping

a. Diameter orrifice (do)

Diameter orifice umumnya berukuran 1,5 - 6 mm menurut Treyball, 1981. Sehingga diambil ukuran do = 3 mm = 0,003 m.

b. Diameter gelembung (db)

Diameter gelembung dapat dihitung dengan persamaan:

$$d_b = \left[\frac{6 \,.\, do \,.\, \sigma L \,.\, gc}{g \,.\, (\rho L - \rho g)}\right]^{1/3}$$ (Treyball, 1984)

Dimana,

σL = 0,0202 kg/s^2

ρL = 795,753 kg/m^3

ρg = 2,825 kg/m^3

g = 9,8 m/s^2

gc = 1 kg.m/N.s^2

do = 0,003 m

Sehingga didapatkan nilai db sebesar 0,0036 m = 3,6051 mm.

c. Kecepatan terminal gelembung (Vt)

Kecepatan terminal gelembung dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$V_t = \sqrt{\frac{2 \,.\, \sigma L \,.\, gc}{db \,.\, \rho L} + \frac{g \,.\, db}{2}}$$ (Treyball, 1984)

Dimana,

σL = 0,0202 kg/s^2

ρL = 795,753 kg/m^3

g = 9,8 m/s^2

gc = 1 kg.m/N.s^2

db = 0,0036 m

sehingga didapatkan nilai Vt = 0,1782 m/s = 641,6344 m/jam.

d. Laju volumetic tiap orifice (Qgo)

Laju volumetic dihitung menggunakan persamaan:

$$Qgo = \frac{1}{4}\pi \,.\, db^2 \,.\, Vt$$

Dimana,

db = 0,0036 m

Vt = 0,1782 m/s

Sehingga didapatkan nilai Qgo = 1,5303 x 10^{-4} m^3/s

e. Luas permukaan setiap orifice (Lo)

Luas permukaan dihitung menggunakan persamaan:

$$Lo = \frac{1}{4}\pi \,.\, do^2$$

Dimana,

do = 3 mm = 0,003 m

sehingga didapatkan nilai Lo = 7,07 x 10^{-6} m^2 = 7,065 mm^2

f. Kecepatan gas keluar setiap orifice (Vo)

Kecepatan orifice dihitung dengan membagi laju volumetirc setiap orifice dengan luas permukaannya, sehingga didapatkan kecepatan (Vo) = 21,7 m/s.

g. Jumlah orifice (No)

Jumlah orifice dihitung dengan membagi laju alir volumetric fase gas dengan laju alir volumetric setiap orifice, maka didapatkan jumlah orifice sebanyak 4.757 buah.

h. Luas penampang yang diperlukan untuk satu orifice (An)

Luas penampang dapat dihitung menggunakan persamaan:

$A_n = 0{,}5 \,.\sqrt{3}\,.Pt^2$

Dimana,

Pt = (1,25-2) do = 0,0045 m

Sehingga luas penampang didapatkan hasil sebesar An = 1,7537 x 10^{-5} m^2

i. Luas sparger (Asp)

Luas sparger didapatkan dengan mengalikan jumlah orifice dengan luas penampang untuk satu orifice, sehingga didapatkan nilai Asp = 0,0834 m^2

j. Diameter Sparger (Dsp)

$$\text{Dsp} = \sqrt{\frac{4.\text{Asp}}{\pi}}$$

Dimana,

Asp = 0,0834 m^2

Sehingga didapatkan nilai Dsp = 0,3260 m.

k. Volume gelembung (Vb)

Volume gelembung dapat dihitung dengan persamaan:

$$Vb = \frac{\pi}{6}\,.db^3$$

Dimana,

Db = 0,0036 m

Sehingga didapatkan nilai Vb = 2,4520 x 10^{-8} m^3/s

l. Waktu tinggal reaksi (t)

Waktu tinggal reaksi didapatkan dari volume gas dan cair dibagi dengan kecepatan aliran fase gas dan cair, yaitu t = 0,1174 jam = 7,0449 menit = 422,6965 detik.

3. Dimensi Reaktor (*Mechanical Design*)

a. Tipe reaktor

Jenis = Tangki tertutup, silinder tegak

Alasan pemilihan = *Process vessel*, menjaga tekanan dan suhu tetap

Head reaktor = *Flanged and thorisperical dished head*

Alasan pemilihan = karena bentuk ini sesuai untuk tekanan operasi yang rendah (P < 15 bar)

P = 3 atm

T = 100 °C

b. Pemilihan bahan konstruksi

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316*

Alasan pemilihan = Tahan terhadap korosi, panas dan asam (Brownell and Young, 1959, p.253)

Spesifikasi (ASME, 1956):

Tensile strength = 75.000.000 psi

Max allowable stress, f = 18750 psi

Efisiensi pengelasan, E = 85%

Faktor korosi, c = 0,125 in

c. Pressure drop

Nilai pressure drop dihitung dengan menggunakan persamaan:

$DP\ total = DPo + DPh + DP\sigma$

Dimana,

DPo = $0{,}5 \cdot \frac{\rho g \cdot Vo^3}{0{,}9}$ = 736,3603 kg/m^2

DPσ = $\frac{6 \cdot \sigma L}{Db}$ = 33,6643 kg/m^2

DPh = ρc . g. H cair = 39.439,9318 kg/m^2

Sehingga didapatkan pressure drop totalnya sebesar 40.209,9565 kg/m^2

= 0,3968 atm.

d. Menentukan tebal shell

Tebal shell dihitung berdasarkan ASME Code untuk cylindrical:

ts = $\frac{P.ri}{f.E-0{,}6.P} + c$ (*Brownell, pers. 13-1, p.254*)

= $\frac{14{,}7\ psi \cdot 118{,}83\ in}{18750\ psi \cdot 0{,}85-0{,}6 \cdot 14{,}7\ psi}$ + 0,125 in

= 0,48 in

ts standar = 0,5 in

e. Menentukan tebal head atas dan bawah

OD shell = ID shell +(2 . ts standar) (Brownell &Young, 1959)

= 237,66 in + (2 . 0,47) in

= 238,61 in

Dari tabel 5-7 Brownell (p.101 pdf) untuk OD = 238,61 in didapatkan nilai icr dan r dari hasil interpolasi:

icr = 14,4375 in

r = 180 in

Dengan menggunakan persamaan 13.12 pada buku Brownell:

$$th = \frac{0{,}885 \,.\, pr_c}{fE - 0{,}1p}$$

Didapatkan,

th = 0,4683 in

th standar = 0,5 in

OD head = ID shell +(2 . th standar) (Brownell &Young, 1959)

= 237,66 in + (2 . 0,5) in

= 238,66 in

f. Menentukan tinggi head atas dan bawah

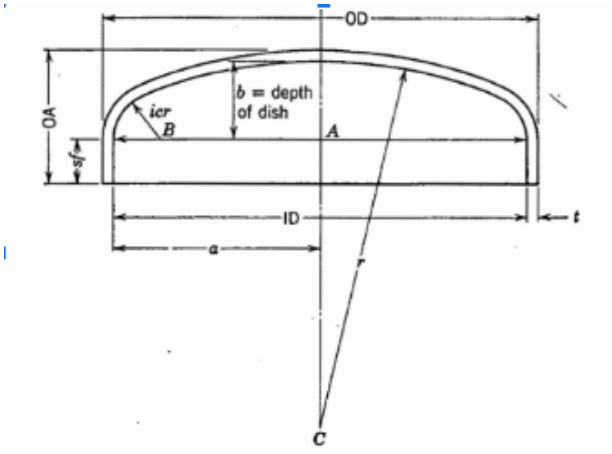


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

Dari tabel 5-6 Brownell untuk nilai th = 0,5 in, didapatkan nilai sf = 1,5 - 2,5 in.

Untuk tinggi head didapatkan dengan menjumlahkan tebal head, nilai sf, dan nilai depth of dish (b).

Dimana,

th = 0,5 in

sf = 2 in

b = 51,4972 in

sehingga didapatkan tinggi head (OA) = 53,9972 in = 1,3715 m.

g. Tinggi reaktor keseluruhan

Tinggi keseluruhan reaktor didapat dengan menjumlahkan tinggi shell dengan tinggi head atas dan juga bawah.

Tinggi reaktor = tinggi shell + 2 . OA

= 24,1465 m + 2 . 1,3715 m

= 26,8895 m.

D. Perancangan Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air, dengan perancangan sebagai berikut:

1. Beban panas

   Q yang harus diserap = 4.727.737,397 kJ/jam

   Diketahui,

   Suhu air masuk = 30 ^{o}C

   Suhu air keluar = 45 ^{o}C

   Suhu air rata-rata = 37,5 ^{o}C

   Cp air (37,5 ^{o}C) = 75,3 kJ/kmol.K

   Densitas air (37,5 ^{o}C) = 1,016 kg/m3

   Viskositas air = 0,6970 cP

   Mol pendingin = Q / cp . ΔT = 4.190 kmol/jam

   Massa air pendingin = 75,420 kg/jam

2. *Log mean temperature difference* (LMTD)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T - t1) - (T - t2)}{ln\left(\frac{T - t1}{T - t2}\right)}$$

   Diketahui,

   t1 = 303,15 K

   t2 = 318,15 K

   T = 393,15 K

   (T-t1) = 70 K

   (T-t2) = 55 K

   Maka,

   LMTD = 62 K

= 112 ^{o}F

3. Menentukan jenis pendingin yang di gunakan (koil/jaket)

a) Luas selubung reaktor

$$\text{Luas selubung reaktor} = \pi \,.\, D \,.\, H + \frac{1}{4} \,.\, D^2$$

Dimana,

D = 6,037 m

H = 24,146 m

Maka,

Luas selubung reaktor = 466,8061 m^2

b) Heat transfer area (At)

$$At = \frac{Q}{Ud \,.\, \Delta T \; LMTD}$$

Diketahui,

Ud = 75 btu/jam.ft^2.^{o}F (*Table.8, Kern, p. 840*)

Q = 4.727.737,397 kJ/jam

= 4.988.046,618 btu/jam

LMTD = 62 K

= 112 ^{o}F

Maka,

At = 594 ft^2

= 55 m^2

Karena luas transfer panas (At) < luas selubung reaktor maka dipilih pendingin berbentuk jaket.

4. Menghitung diameter jaket

   ID jaket = OD shell +(2 .TJ)

   Dimana,

   OD = 238,61 in

   = 6,06 m

   TJ (jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket) = 2 in

   Maka,

   ID jaket = 242,61 in

   = 6,16 m

5. Menghitung tebal jaket

$$ts = \frac{P\,.ri}{(f\,.E) - (0{,}6\,.P)} + C$$

   Dimana,

   P = 44,1 psi

   Jari-jari, ri = 121,30 in

   E = 0,8

   f = 18.750 psi

   C = 0,125 in

   Maka,

   ts = 0,4823 in

   ts standar = 0,5 in

6. Menghitung tebal isolator

   Digunakan persamaan panas konveksi sebagai berikut:

$$qk = \frac{2\pi(T - ts)}{\frac{1}{kL} ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{kBL} ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)}$$

Diketahui,

ID = 239 in = 19,92 ft

OD = 240 in = 20 ft

Δt = 4,5 ^oF

h = 2,1628 btu/jam.ft^2.^oF

L =25,45 ft

Maka,

Tebal isolasi (Xis) = 0,0069 ft

= 0,22 cm

Tabel A.16 Ringkasan R-01

Ringkasan	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan *cumene* (C9H12) dengan oksigen (O_2) untuk menghasilkan *cumene hydroperoxide* (C9H12O2)
Jenis/Tipe	Reaktor Kolom Gelembung (*Bubble Column*)
Mode operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Harga	Rp10.522.698.264
Suhu Operasi	100^{o}C
Tekanan Operasi	3 atm
Kondisi Operasi	*Isothermal*
Konstruksi dan Material	
Bahan	*Stainless steel SA – 167 Grade II type 316*
Diameter *shell*	6,04 m

Ringkasan	
Konstruksi dan Material	
Tebal *shell*	0,5 in
Tinggi total	24,15 m
Jenis head	*Thorispherical Flanged & Dished Head*
Spesifikasi Khusus	
Sparger	
Diameter *orifice*	0,0030 m
Diameter gelembung	0,0036 m
Jumlah *orifice*	4.757 buah
Luas *sparger*	0,0834 m^2
Diameter *sparger*	0,3260 m
Kecepatan superficial gas (Usg)	0,0254 m/s
hold up gas (ε)	0,98
Jaket Pendingin	
Jenis pendingin	Air
Ud	75 Btu/hr.ft^2.F
Luas area transfer panas	55 m^2
Tinggi	6,42 m
Diameter	6,16 m
Luas Selimut	55 m2
Tebal Isolasi	0,22 cm

R-02 (CSTR)

Pada reaktor ini, CHP diuraikan menjadi fenol (C_6H_5OH) dan aseton (CH_3COCH_3) menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis pada kondisi operasi 60°C dan tekanan 1 atm, melalui reaksi:

$C_6H_5C(CH_3)_2OOH \rightarrow C_6H_5OH + (CH_3)_2CO$

Cumene hidroperoksida Fenol Aseton

i. Neraca Massa Reaktor

1. Input

Arus 3

Tabel A.17 Arus 3 Neraca Massa

Komponen	**Laju alir massa (kg/jam)**	**Fraksi berat**	**BM (kg/kmol)**	**Laju alir molar (kmol/jam)**	**Fraksi mol**
C9H12	9627,2549	0,5276	120	80,2271	0,5080
C9H12O2	8177,0680	0,4481	152	53,7965	0,3406
H2O	424,7321	0,0233	18	23,5962	0,1494
C3H6O	18,5782	0,0010	58	0,3203	0,0020
Total	18247,6332	1	348	157,9402	1

Arus 7

Tabel A.18 Arus 7 Neraca Massa

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat	BM (kg/kmol)	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
H2SO4	10,9486	0,4	98	0,1117	0,3
H2O	4,6922	0,6	18	0,2607	0,7
Total	15,6408	1	116	0,3724	1

2. Output

Arus 8

Tabel A.19 Arus 8 Neraca Massa

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat	BM (kg/kmol)	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
C9H12	9627,2549	0,5271	120	80,2271	0,3802
C9H12O2	163,5414	0,0090	152	1,0759	0,0051
C3H6O	3076,3713	0,1684	58	53,0409	0,2513
C6H5OH	4955,7336	0,2713	94	52,7206	0,2498
H2SO4	10,9486	0,0006	98	0,1117	0,0005
H2O	429,4243	0,0235	18	23,8569	0,1130
Total	18263,2740	1	540	211.0331344	1

ii. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor tangki alir berpengaduk (CSTR) dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Reaksi dekomposisi CHP berlangsung dalam fase cair homogen dengan katalis asam, sehingga CSTR cocok karena mampu menjaga pencampuran yang merata dan kondisi reaksi seragam di seluruh volume reaktor.
2. Reaksi bersifat eksotermis, sehingga diperlukan kontrol suhu yang baik.
3. Pengadukan kontinu menjaga distribusi konsentrasi tetap homogen, sehingga dapat meminimalkan pembentukan produk samping akibat reaksi lanjutan.
4. CHP bersifat tidak stabil dan berpotensi berbahaya, sehingga penggunaan CSTR dengan kontrol suhu dan pencampuran yang baik dapat meningkatkan aspek keselamatan proses dan mencegah *runaway reaction*.
5. Konstruksi yang sederhana membuat biaya investasi dan operasi menjadi lebih ekonomis.

iii. Dimensi Reaktor

1. Menghitung densitas campuran

   Untuk menghitung densitas suatu campuran digunakan rumus:

   $\rho = A.B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$ (Yaws,1999)

   Dimana,

   T = Temperatur (K)

   A dan B = Konstanta

Tabel A.20 Konstanta Densitas Yaws

Komponen	A	B	n	Tc
Cumene	0,2824	0,2618	0,29	631,15
CHP	0,26351	0,278	0,286	605
Aseton	0,27726	0,2576	0,29903	508,2
Fenol	0,4148	0,3216	0,3212	694,25
Asam sulfat	0,42169	0,19356	0,2857	925,00
Air	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 60 ^{o}C = 333,15 K

Tabel A.21 Data Densitas

Komponen	(1-T/Tc)^n	-(1-T/Tc)^n	xi (fraksi massa)	ρ (kg/m3)	xi.ρ
Cumene	0,804	-0,804	0,527	829,971	437,509
CHP	0,795	-0,795	0,448	729,551	326,644
Aseton	0,727	-0,727	0,001	743,330	0,756
Fenol	0,811	-0,811	0,000	1040,438	0,000
Asam sulfat	0,880	-0,880	0,001	1789,603	1,073
Air	0,813	-0,813	0,024	994,817	23,391
Total			1,000		789,373

Sehingga densitas umpan campuran adalah 789,373 kg/m^3

2. Menghitung kecepatan alir *volumetric*

Kecepatan volumetris cairan dapat dihitung dengan membagi massa umpan dengan densitas campurannya (ρc).

$$Fv = \frac{\text{Massa umpan}}{\rho c}$$

$$\frac{18.263{,}274\ \text{kg/jam}}{789{,}373\ \text{kg/m}^3} =$$

= 23,1364 m^3/jam

= 23,1364 liter/jam

3. Menghitung konsentrasi umpan mula-mula

   Konsentrasi umpan mula-mula dapat dihitung menggunakan persamaan:

   $$C_{ao} = \frac{n_a}{F_v}$$

   Dimana,

   na (mol CHP mula-mula) = 53,7965 kmol/jam

   Fv = 23,1364 liter/jam

   Maka,

   $C_{CHP\ mula\text{-}mula}$ (Cao) = 0,002 kmol/liter

   = 2,325 mol/liter

4. Menghitung konsentrasi umpan

   Konsentrasi umpan dapat dihitung menggunakan persamaan:

   $$C_a = C_{ao}.(1 - \mathrm{X})$$

   Dimana,

   X (konversi) = 98%

   Cao = 2,325 mol/liter

   Maka,

   Ca = 0,047 mol/liter

5. Kinetika reaksi

Konstanta kecepatan reaksi dapat dihitung dengan rumus:

$$k_1 = 1{,}65.10^{10} exp\left(\frac{-18.600}{R.T}\right)$$

Dimana,

E (energi aktivasi) = 18.600 cal/mol

A (faktor tumbukan) = 1,65E+10 mol/cc.min

T (suhu) = 333,15 K

R (konstanta gas ideal) = 1,987 cal/mol.K

Sehingga didapatkan kecepatan reaksi sebesar, k = 0,010s^{-1} = 37,238 jam^{-1}

-r =k.Ca

= 0,00048103 mol/liter.s

= 1,732 kmol/m^3.jam

6. Menghitung waktu tinggal

Waktu tinggal dapat dihitung dengan persamaan:

$$\tau = \frac{Xn}{k\,.\,(1 - Xn)}$$

Dimana,

X = 98%

k = 37,238 jam^{-1}

Maka,

t = 1,32 jam

= 78,95 menit

7. Menghitung volume reaktor

Volume reaktor dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$V = \frac{Fvo\ .\ Xa}{k\ .(1 - Xa)} = Fvo\ .\tau$$

Dimana,

Fvo = 23,1364 liter/jam

t = 1,32 jam

Maka,

V = 30.444,5 liter

= 30,44 m^3

8. Menghitung dimensi tangki

Jenis = Reaktor CSTR berbentuk silinder tegak

Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-240 Grade M tipe 316 (*Table 3.3 Brownell and young, 1959, p.43*)

Alasan pemilihan = Memiiki reaksi yang bersifat korosif, tahan terhadap bahan pembersih dan sterilisasi berbasis basa, serta mampu bertahan pada suhu hingga sekitar 500°C tanpa kehilangan sifat mekanik atau ketahanan korosinya.

a. Menghitung diameter dan tinggi reaktor

V = 30,44 m^3

V + overdesign 20% =36,53 m^3

Digunakan rasio H:D = 1,5:1

Dengan rumus mencari diameter:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Maka,

D = 3,597 m = 11,802 ft = 141,614 in

H = 5,395 m = 17,703 ft = 212,421 in

b. Menghitung tinggi cairan dalam reaktor

<u>Menghitung V head</u>

V head = V dish + Vsf

Dimana,

V dish = 0,000049 . D^3

= 0,000049 . (3,597 m)^3

= 0,002 m^3 = 0,081 ft^3

Vsf = $\frac{\pi}{4} D^2 sf$

= (0,785) . (141,614 in)^2 . 1,5 in

= 23.614,209 in^3

= 0,387 m^3

Maka,

V head = 0,002 m^3 + 0,387 m^3

= 0,389 m^3

Menghitung V reaktor

V reaktor = V shell + 2 . V head

= 36,53 m^3 + 2 (0,389 m^3)

= 37,312 m^3

Menghitung V bottom

V bottom = 0,5 . V head

= 0,5 . 0,389 m^3

= 0,195 m^3

Menghitung V cairan

V cairan = V shell – V bottom

= 36,53 m^3 – 0,195 m^3

= 36,339 m^3

Menghitung tinggi cairan

H cairan = $\frac{4V}{\pi D^2}$

= $\frac{4\ (36{,}339\ \mathrm{m}^3\ )}{3{,}14\ .\ (3{,}597\ \mathrm{m})^2}$

= 3,578 m

Maka, volume cairan di dalam shell = V cairan – V head – Vsf = 35,563 m^3

c. Menentukan tekanan design

Tekanan design dihitung menggunakan overdesign 20%

P design = 1,2 . P operasi

Dimana,

P operasi = P hidrostatis + P reaksi

= 1,224 psi + 17,640 psi

= 18,864 psi

Maka,

P design = 1,2 . 18,864 psi

= 22,637 psi

= 1,539 atm

9. Menentukan tebal shell

Tebal shell dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{Pd\ .ri}{(f\ .E) - (0{,}6\ .Pd)} + C$$

Dimana,

Pd = 22,637 psi

Jari-jari, ri = 70,81 in

E = 0,8

f = 18.750 psi

C = 0,125 in

Maka,

ts = 0,3570 in

ts standart = 0,375 in

OD = ID + 2 . ts

= 141,614 in + 2 . 0,375 in

= 142,364 in

Sehingga berdasarkan *table 5.7 Brownell*, didapatkan:

OD standart = 144 in

Ts = 0,375 in

icr = 6

rc = 132 in

10. Menentukan head reaktor

a. Jenis head

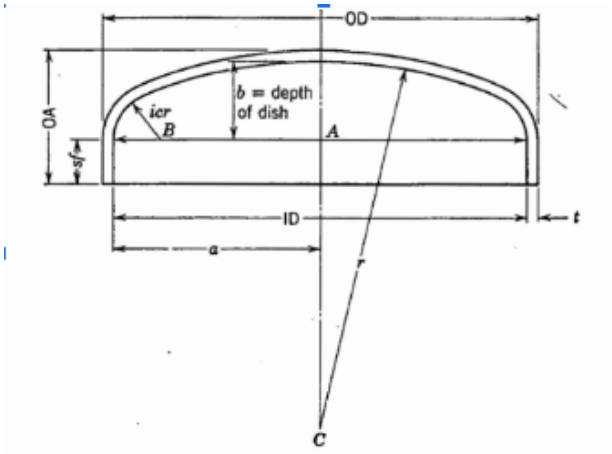


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

Jenis head yang digunakan adalah *torispherical flanged and dishead head*, karena tipe tersebut bisa digunakan untuk tekanan operasi hingga 12 bar, cocok untuk proses dengan bahan baku volatil di dalamnya, serta harganya cukup ekonomis.

b. Tebal head

Tebal head dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$th = \frac{P\ .\ rc\ .W}{2\ (f\ .E) - (0{,}2\ .P)} + C$$

Dimana,

P design = 22,637 psi

rc = 132 in

icr = 6 in

E = 0,8

f = 18.750 psi

C = 0,125 in

W $= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{rc/icr}\right)$

= 1,923

Maka,

th = 0,422 in

berdasarkan table 5.6 Brownell and Young:

th standart = 0,4375 in

sf = 2 in

= 0,1667 ft

c. Tinggi head

Tinggi head = tebal head + b + sf

Dimanaa,

th = 0,4375 in

sf = 2 in

b $= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2}$

= 23,9442 in

Maka,

Tinggi head (OA) = 26,3817 in

= 0,6701 m

11. Menentukan tinggi reaktor

Tinggi reaktor = Tinggi shell + 2 . Tinggi head

= 5,40 m + 2 . 0,6701 m

= 6,7357 m

= 22,0998 ft

12. Spesifikasi pengaduk

a. Viskositas campuran

Viskositas dapat dihitung dengan persamaan:

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + C.T + DT^2$$ (Yaws, 1999)

Dimana,

T = Temperatur (K)

A, B, C, dan D = Konstanta

Tabel A.22 Konstanta Viskositas Yaws

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
Cumene	-5,9339	963,84	0,011916	-0,000011108
CHP	-19,503	3000	0,0436	-0,0000358
Aseton	-7,2126	903,05	0,018385	-0,000020353
Fenol	1,5349	426,2	-0,0091577	6,2322E-06
Asam Sulfat	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05
Air	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 60 ºC = 333,15 K

Tabel A.23 Data Perhitungan Viskositas

Komponen	**µi**	**xi (fraksi massa)**	**µc = µi.fr masa**
Cumene	0,497	0,527	2,62E-01
CHP	1,13	0,448	0,50688364
Aseton	0,231	0,001	0,000235018
Fenol	2,85	0,000	0
Asam Sulfat	8,35	0,001	0,005005455
Air	0,467	0,024	0,010985395
Total	13,5	1	0,784979355

Dari perhitungan didapatkan viskositas campuran adalah 0,7850 cP.

b. Jumlah pengaduk

Jumlah pengaduk didapatkan dengan membagi tinggi cairan didalam shell dengan diameternya.

Dimana,

H cairan = 3,578 m

D = 3,60 m

Maka, didapatkan jumlah pengaduk yang diperlukan sebanyak satu buah.

c. Dimensi pengaduk

Dari *table 3.4.1. Geonkoplis, p.144* diperoleh data untuk dimensi pengaduk sebagai berikut:

Diameter pengaduk (Da) = D/3

= 3,60 m /3

= 1,20 m = 47,20 in = 3,93 ft

Panjang impeller dari dasar (E) = D/3

= 3,60 m /3

= 1,20 m = 47,20 in = 3,93 ft

Lebar impeller (L) = Da/4

= 1,20 m /4

= 0,30 m = 11,80 in = 0,98 ft

Lebar baffle (J) = D/12

= 3,60 m /12

= 0,30 m = 11,80 in = 0,98 ft

Tinggi impeller (W) = Da/5

= 1,20 m /5

= 0,24 m = 9,44 in = 0,77 ft

Tinggi cairan (H) = 1,1 . D

= 1,1 . 3,60 m

= 3,96 m = 155,78 in = 12,98 ft

Maka, dipilih pengaduk jenis *flat blade turbine impeller* dengan 6 *blade*.

d. Kecepatan pengaduk

WELH = h cairan . sg

= h cairan . $\left(\frac{\rho\ cairan}{\rho\ air}\right)$

= 3,578 m . 0,7935

= 2,839 m = 9,314 ft

Putaran pengaduk (N) = $\frac{600}{\pi Di(ft)}\sqrt{\frac{WELH}{2Di(in)}}$

= 46,56 rpm = 0,78 rps

N standart = 56 rpm = 0,93 rps

Re = $\frac{\rho\ .\ N\ .\ Di^2}{\mu}$

= 1.121.927,71

Re > 10^4, maka termasuk aliran turbulen sehingga membutuhkan baffle.

Banyak baffle = 4

Power number (NP) = 8 (grafik 10.5, Walas)

Power pengadukan (P) = $Np.\rho.N^3.Di^5$

= 7.314,36 watt = 9,81 hP

C. Perancangan Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air, dengan perancangan sebagai berikut:

1. Beban panas

   Q yang harus diserap = 10.418.293,76 kJ/jam

   Diketahui,

   Suhu air masuk = 30 °C

   Suhu air keluar = 45 °C

Suhu air rata-rata = 37,5 ^{o}C

Cp air (37,5 ^{o}C) = 75,3 kJ/kmol.K

Densitas air (37,5 ^{o}C) = 1,016 kg/m^3

Viskositas air = 0,6970 cP

Konduktivitas air = 3,0237 W/m.K

Mol pendingin = Q / cp . ΔT = 9.218,78 kmol/jam

Massa air pendingin = 166.015,71 kg/jam

Kecepatan volumetris (V) = 163,41 m^3/jam

2. *Log mean temperature difference* (LMTD)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T - t1) - (T - t2)}{ln\left(\frac{T - t1}{T - t2}\right)}$$

Diketahui,

t1 = 303,15 K

t2 = 318,15 K

T = 333,15 K

(T-t1) = 30 K

(T-t2) = 15 K

Maka,

LMTD = 22 K

= 39 ^{o}F

3. Menentukan jenis pendingin yang di gunakan (koil/jaket)

a. Luas selubung reaktor

$$\text{Luas selubung reaktor} = \pi \,.\, D \,.\, H + \frac{1}{4} \,.\, D^2$$

Dimana,

D = 3,60 m

H = 5,40 m

Maka,

Luas selubung reaktor = 64,17 m^2

b. Heat transfer area (At)

$$At = \frac{Q}{Ud \,.\, \Delta T \; LMTD}$$

Diketahui,

Ud = 75 btu/jam.ft^2.^oF

(*Table.8, Kern, p. 840*)

Q = 10.418.293,76 kJ/jam

= 9.874.598,37 btu/jam

LMTD = 22 K

= 39 ^oF

Maka,

At = 3.380,02 ft^2

= 314,01 m^2

Karena luas transfer panas (At) > luas selubung reaktor maka dipilih pendingin berbentuk koil.

4. Menentukan spesifikasi pipa

Susunan koil = helix

Ukuran pipa = 1,5 – 2,5 in (Perry, p 11-20)

= 1,5 in (dipilih)

spesifikasi pipa koil berdasarkan *kern, p. 844*:

Nominal pipe size (IPS) = 1,5 in

OD = 1,9 in

ID = 1,61 in

Flow area (ao) = 2,04 in^2

Schedule number = 40

Surface area per lin ft (Ao) = 0,498 ft^2/ft = 0,15 m^2/m

5. Menghitung koefisien transfer panas dalam koil (hi) (data air pendingin)

$$\frac{hi.ID}{k} = 0{,}027.\,Re^{0,8}.\,Pr^{1/3}\left[1 + 3{,}5\frac{ID}{Dh}\right]$$ (Kern, 1983, hal 103)

Dimana,

Gt = massa air/ao

= 35.038,65 $kg/m^2.s$

Re = Gt.ID/μ air

= 2.055.695,04

Pr = Cp air.μ air/k air

= 0,96

Maka,

hi = 41.206,21 $btu/hr.ft^2.F$

hio = hi.(ID/OD)

= 41.221,65 btu/hr.ft^2.F

6. Menghitung koefisien konveksi di luar koil (ho) (data fluida)

$$ho = 0{,}87.\left(\frac{k}{D}\right).\left(\frac{Lp^2.N.\rho}{\mu}\right)^{2/3}.\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}.\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0{,}4}$$

Dimana,

k = 0,0940 btu/ft.hr.F

OD = 0,1583 ft

Pc = 49,2788 lb/ft^3

Lp = 11,80 ft

N = 8

μ = 0,785 cP

μw = 46,8 cP

cp = 31.328,134 btu/lb.F

Re = 2.054.732,48

Maka,

ho = 96.508,93 btu/hr.ft^2.F

7. Clean overall coeficient heat transfer (Uc)

Uc = hio . ho / (hio + ho)

Dimana,

hio = 34.929,93 btu/hr.ft^2.F

ho = 96.508,93 btu/hr.ft^2.F

Maka,

Uc = 25.647,28 btu/hr.ft^2.F

8. Dirt overall coeficient heat transfer (Ud) correction

Ud = (Uc.hd)/(Uc + hd)

Dimana,

Uc = 25.647,28 btu/hr.ft^2.F

Rd = 0,003 ft^2.hr.F/btu (*Kern, p. 845*)

hd = 1/Rd

= 333,33 btu/hr.ft^2.F

Maka,

Ud = 329,06 btu/hr.ft^2.F

9. Luas kontak perpindahan panas (At)

At = Q/(Ud.T lmtd)

Dimana,

Q = 9.874.598,37 btu/jam

Ud = 329,06 btu/hr.ft^2.F

T lmtd = 39 F

Maka,

At = 770,390 ft^2

= 71,57 m^2

10. Desain koil pendingin

a. Diameter helix (Dh)

Diameter helix koil berada pada rentang 0,7 – 0,95 ID reaktor (*Rase, 1977, p. 361*).

ID reaktor = 3,60 m

Dh = 0,7 . ID reaktor (dipilih)

= 0,7 . 3,60 m

= 2,52 m

b. Jarak antar lilitan (l)

Jarak antar lilitan koil berada pada rentang 1 – 1,5 OD (Perry, 1999).

OD = 0,0483 m

l = 1 . OD (dilipih)

= 1 . 0,0483 m

= 0,0483 m

c. Penentuan Panjang koil

Lc = At/Ao

Dimana,

At = 71,57 m^2

Ao = 0,15 m^2/m

Maka,

Lc = 471,51 m

d. Keliling koil (Klc)

Klc = $2\pi.(b^2 + \frac{x^2}{8})^{1/2}$

Dimana,

x = 1,26 m

a = 0,02 m

b = 1,26

Maka,

Klc = 7,91 m

e. Jumlah set koil (Nc)

Nc = Lc/Klc

Dimana,

Lc = 471,51 m

Klc = 7,91 m

Maka,

Nc = 59,63 ≈ 60 buah

f. Volume cairan dalam tangki

V total = V cairan + V koil

Dimana,

V cairan = 36,34 m^3

V koil = $\frac{1}{4}\pi . OD^2 . L_c$

= 0,87 m^3

Maka,

V total = 37,21 m^3

g. Tinggi cairan setelah ditambahkan koil

H cairan+koil = $\frac{\text{V total}}{\text{Luas penampang reaktor}}$

Dimana,

V total = 37,21 m^3

Luas penampang = 10,16 m2

Maka,

H cairan+koil = 3,6632 m

11. Menghitung tebal isolator

Digunakan persamaan panas konveksi sebagai berikut:

$$qk = \frac{2\pi(T - ts)}{\frac{1}{kL} ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{kBL} ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)}$$

Diketahui,

ID = 141,61 in = 11,80 ft

OD = 144 in = 12 ft

Δt = 4,5 ^oF

h = 2,0755 btu/jam.ft^2.^oF

L =0,9860 ft

Maka,

Tebal isolasi (Xis) = 0,0074 ft

= 0,2249 cm

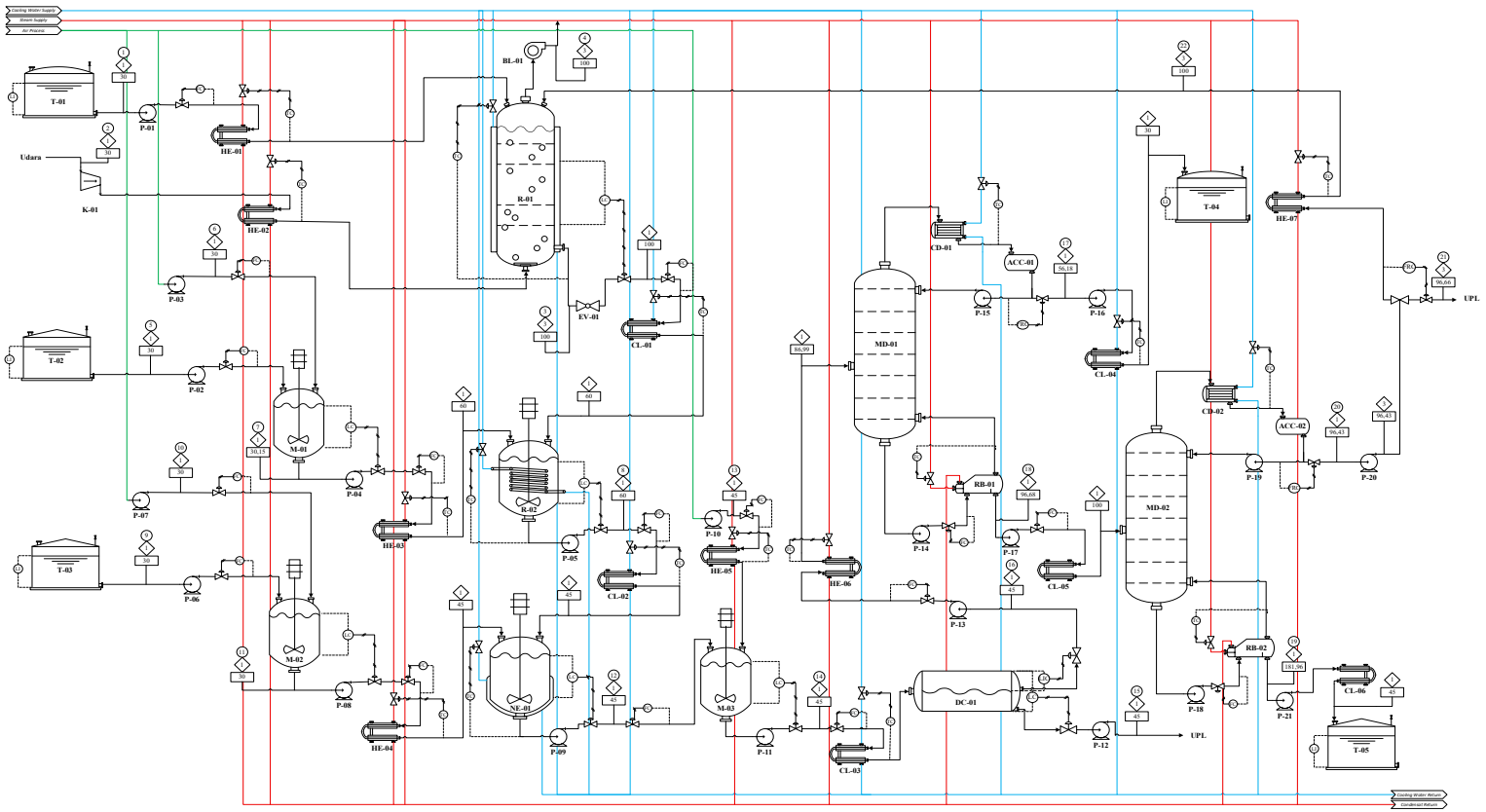
Tabel A.24 Ringkasan R-02

RINGKASAN	
Kode	R-02
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Fungsi	Reaksi dekomposisi CHP menjadi fenol (C_6H_5OH) dan aseton (CH_3COCH_3) menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis
Mode operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Harga	Rp11.690.173.684
Kondisi Operasi	
Tekanan Operasi :	1 atm
	14,7 psi

Suhu Operasi :	60 °C
	333,15 K
Dimensi Reaktor	
Spesifikasi bahan	Stainless Steel tipe 316
Diameter shell	3,6 m
Tinggi shell	5,4 m
Volume shell	35,56 m^3
Volume head	0,39 m^3
Volume reaktor	36,53 m^3
Tinggi reaktor	6,74 m
Tinggi Head	0,67 m
Tebal shell (ts)	0,3569 in
Tebal head (th)	0,442 in
Pengaduk	
Jenis Impeller	Turbin 6 blade Flat Blade Turbines Impellers
Diameter pengaduk	1,1990 m
Jarak / panjang pengaduk	1,1990 m
Lebar pengaduk	0,2997 m
Lebar baffle	0,2997 m
Jumlah Pengaduk	1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	46,5645 rpm
Power Pengadukan (P)	9,8087 hP
Koil Pendingin	
Susunan	helix
Jumlah lilitan	60 buah
IPS	1,5 in
Schedule number	40

OD	1,9 in
ID	1,61 in
Diameter helix (Dh)	2,518 m
Jarak lilitan (l)	0,048 m
Volume koil	0,87 m^3
Keliling koil	7,907 m
Panjang koil	471,291 m
Tinggi cairan+koil	3,66 m
Tebal isolator	0,2249 cm

LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
C9H12	10172,32	-	9626,30	-	-	-	-	9626,30	-	-	-	9626,30	-	9626,30	0,87	9625,43	-	9625,43	-	9625,43	3753,92	5871,51
H2O	162,06	-	692,27	-	0,24	4,85	5,09	697,36	10,50	28,28	38,79	740,51	1627,72	2368,23	1462,43	905,79	36,59	869,20	-	869,20	338,99	530,21
O2	-	1725,31	-	13,96	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N2	-	5679,13	-	5679,13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C9H12O2	-	-	8208,27	-	-	-	-	164,17	-	-	-	164,17	-	164,17	34,00	130,16	-	130,16	0,0012	130,15	50,75	79,40
C3H6O	-	-	0,0005	-	-	-	-	3069,46	-	-	-	3069,46	-	3069,46	75,75	2993,71	2993,71	0,0005	-	0,0005	-	0,0005
C6H5OH	-	-	1270,07	-	-	-	-	6244,71	-	-	-	6244,71	-	6244,71	64,17	6180,54	-	6180,54	4098,46	2082,08	812,01	1270,07
H2SO4	-	-	-	-	11,88	-	11,88	11,88	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-	9,70	-	9,70	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Na2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17,21	-	17,21	3,56	13,65	-	13,65	13,65	-	-	-
Total	10334,38	7404,44	19796,91	5693,09	12,12	4,85	16,97	19813,87	20,20	28,28	48,48	19862,36	1627,72	21490,08	1640,79	19849,28	3030,30	16818,98	4112,11	12706,87	4955,68	7751,19

Keterangan	
T	Tangki
M	*Mixer*
R	Reaktor
NE	Netralizer
DC	Dekanter
MD	Menara Distilasi
HE	*Heater*
CL	*Cooler*
BL	*Blower*
CD	*Condensor*
RB	*Reboiler*
ACC	*Accumulator*
P	Pompa
EV	*Expansion Valve*
FC	*Flow Control*
FRC	*Flow Ratio Control*
TC	*Temperature Control*
LC	*Level Control*
LIC	*Level Intermediate Control*
LI	*Level Indicator*
○	Nomor Arus
◇	Tekanan
□	Suhu
→	Arus Proses
⇢	Arus *Back Up*
	Control Valve
⇝	Sinyal *Penumatic*
	Arus *Cooling Water*
	Arus *Process Water*
	Arus *Steam*

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2026

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DAN FENOL DARI PROSES OKSIDASI *CUMENE* DENGAN KAPASITAS ASETON 24.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
Aisyah — **22521095**
Oktavia Cahya Ramadhan — **22541104**

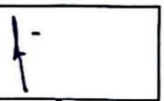
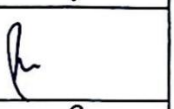
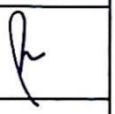
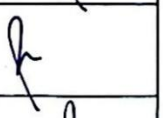
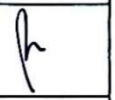
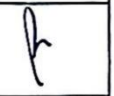
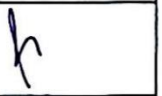
Dosen Pembimbing:
Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa	: Aisyah
NIM	: 22521095
Nama Mahasiswa	: Oktavia Cahya Ramadhan
NIM	: 22521104
Semester/Tahun Akademik	: VIII/2025-2026
Nama Dosen Pembimbing	: Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	3 Oktober 2025	Perkenalan dan diskusi proses pabrik dan proses pembandingnya	
2	9 Oktober 2025	Konsultasi kapasitas pabrik dan kondisi operasi bahan	
3	18 Oktober 2025	Konsultasi diagram alir kualitatif, tinjauan termodinamika, dan spesifikasi bahan baku	
4	25 Oktober 2025	Konsultasi data konsumsi produk dan tinjauan kinetika	
5	6 November 2025	Konsultasi alur proses pabrik, perhitungan neraca massa awal, dan kinetika	
6	21 November 2025	Konsultasi rasio bahan dan campurannya, serta tingkat kelarutan garam hasil netralisasi	
7	4 Desember 2025	Konsultasi neraca massa, dan arus *recycle* pada proses	
8	11 Desember 2025	Konsultasi *light key* dan *heavy key* di neraca massa serta kemurnian produk	
9	8 Januari 2026	Konsultasi neraca massa dan perancangan awal reaktor	
10	30 Januari 2026	Konsultasi NM *recycle*, perancangan reaktor, dan neraca panas reaktor	

11	6 Februari 2026	Konsultasi perancangan netralizer decanter dan neraca panasnya	
12	20 Februari 2026	Konsultasi perancangan mixer dan menara distilasi	
13	27 Februari 2026	Konsultasi optimasi neutralizer, spesifikasi bahan, dan panas pelarutan di mixer	
14	13 Maret 2026	Konsultasi perancangan menara distilasi dan tangki penyimpanan	
15	3 April 2026	Konsultasi perancangan reboiler dan kondensor	
16	17 April 2026	Konsultasi perancangan pompa, *heater*, dan *cooler*	
17	23 April 2026	Konsultasi perancangan *jet ejector*, *expansion valve*, *blower*, dan *filter bag*	
18	30 April 2026	Konsultasi kebutuhan unit-unit utilitas dan struktur organisasi pabrik	
19	8 Mei 2026	Konsultasi harga alat dan bahan, layout pabrik, dan PEFD keseluruhan	
20	22 Mei 2026	Konsultasi layout pabrik dan perhitungan ekonomi	