

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON
DARI ISOPROPIL ALKOHOL
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama	: Wahyu Eko Saputro	Nama	: Satrio Danutirto
NIM	: 21521037	NIM	: 21521082

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

2025

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Wahyu Eko Saputro

Nama

: Satrio Danutirto

NIM : 21521037

NIM

: 21521082

Yogyakarta, 30 Juli 2025

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

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

Mahasiswa 1



Wahyu Eko Saputro

Mahasiswa 2

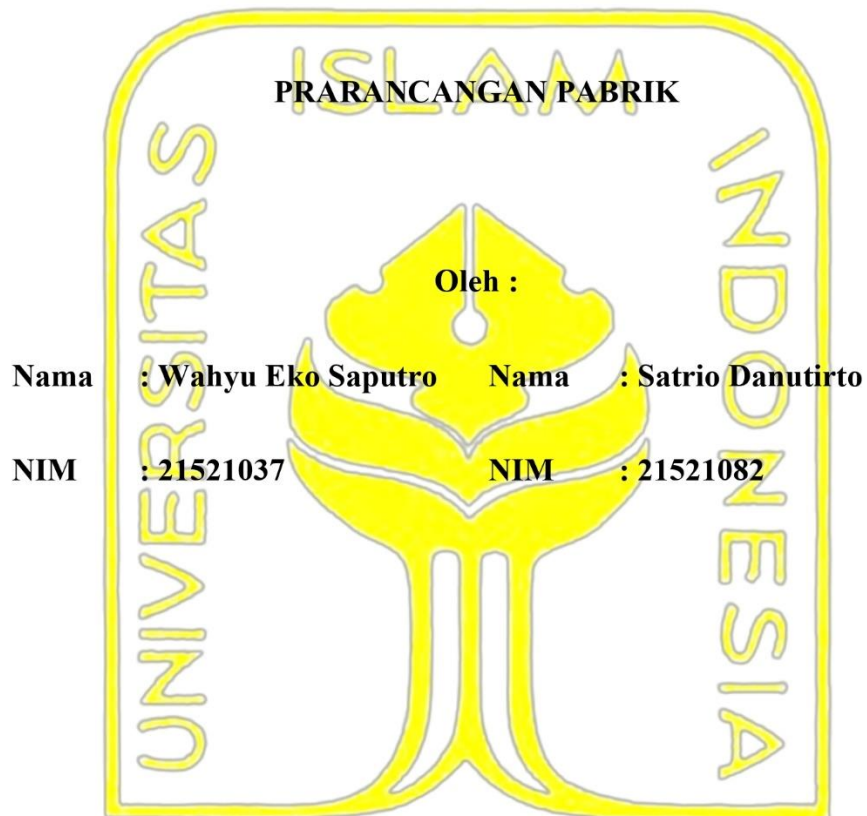


Satrio Danutirto

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL

DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



Yogyakarta, 30 Juli 2025

Pembimbing,

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

NIK: 175210103

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Wahyu Eko Saputro Nama : Satrio Danutirto

No. Mahasiswa : 21521037 No. Mahasiswa : 21521082

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh

Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 28 Juli 2025

Tim Penguji,

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S. T., M.Eng

Ketua Penguji

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

Penguji 1

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

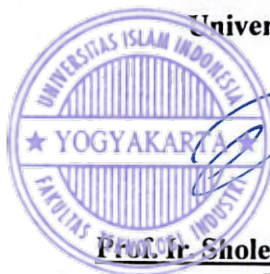
Penguji 2

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalmu'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul **“Prarancangan Pabrik Aseton Dari Isopropil Alkohol dengan Kapasitas 25.000 Ton/Tahun”** guna memenuhi sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada program studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Adapun dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini, kami dibantu oleh berbagai pihak yang turut andil dalam proses penyusunan Laporan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada hamba-Mu yang sedang menuntut ilmu ini beserta Rasul-Nya yang membawa kita ke zaman terang benderang.
2. Orang tua dan keluarga atas kasih sayang, perhatian, doa serta dukungan baik moril maupun material yang telah diberikan.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T, M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Program Studi Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi, Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing yang senantiasa meluangkan waktunya serta memberikan

arahan terkait bimbingan selama penyusunan Laporan Tugas Akhir ini berlangsung.

6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
7. Semua pihak yang telah membantu berjalannya proses penyusunan Laporan Tugas Akhir yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu.

Kami menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun sangat diharapkan untuk memperbaiki penulisan Laporan Tugas Akhir ini.

Besar harapan kami semoga Laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi kami pada khususnya.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 30 Juli 2025

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahillāhi rabbil ‘ālamīn, puji syukur yang tak terhingga saya panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat, taufik, hidayah, dan karunia-Nya yang tiada henti. Berkat izin dan pertolongan-Nya semata, akhirnya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini sebagai bagian dari syarat untuk menyelesaikan studi jenjang Sarjana.

Tugas akhir ini merupakan hasil dari proses panjang, penuh perjuangan dan dedikasi, yang saya tempuh selama delapan semester menempuh pendidikan tinggi di bidang teknik kimia. Perjalanan ini bukan sekadar ujian kemampuan akademik, namun juga ujian kedewasaan mental, kekuatan kesabaran, serta keikhlasan dalam menghadapi setiap tantangan dan rintangan yang datang silih berganti. Dalam kesempatan ini, penulis ingin mengungkapkan rasa terima kasih dan rasa syukur kepada semua pihak yang telah memberikan dukungan moral, materi, dan spiritual selama proses penyusunan tugas akhir khususnya kepada :

1. Kepada orang tuaku yang paling kucintai, Bapak Sularno dan Ibu Warsi. Beliau memang tidak sempat merasakan pendidikan sampai di bangku perkuliahan, namun beliau dapat mendidik, mendoakan, memberikan semangat dan motivasi tiada henti kepada penulis. Terima kasih atas segala bentuk bantuan, dukungan, semangat, dan doa yang diberikan selama ini. Terima kasih atas nasihat yang diberikan selama ini meski kadang pemikiran kita tidak sejalan, terima kasih atas kesabaran dan kebesaran hati menghadapi penulis. Penulis tak akan lupa atas semua pengorbanan dan

usaha agar anak sulung tercintanya dapat merasakan jenjang perkuliahan dan mendapatkan kesempatan hidup yang layak.

2. Adikku tercinta, Akbar Dwi Kurnia Putra. Terima kasih sudah hadir di pertengahan hidupku beranjak dewasa, walaupun selisih jarak yang terpaut hampir tiga belas tahun membuat penulis menjadi *flash back* tentang nikmatnya masa kecil dan sekolah. Teruslah semangat dalam menggapai sekolah favoritmu dan semoga tercapai segala keinginan. Terima kasih telah menjadi bagian dan alasan untuk terus melangkah.
3. Ibu Venitality Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing yang bukan hanya membimbing secara akademik, tetapi juga menjadi pengarah, penyemangat, dan motivator yang luar biasa. Terima kasih yang sebesar-besarnya atas waktu, kesabaran, dan perhatian yang Ibu berikan selama proses penulisan tugas akhir ini. Tanpa bimbingan dan dukungan Ibu yang tulus, tugas akhir ini belum bisa selesai. Setiap nasihat dan motivasi dari Ibu selalu menjadi penyemangat saat penulis merasa lelah. Terima kasih telah mempermudah setiap proses, selalu membuka pintu konsultasi dengan lapang, dan memahami setiap kesulitan yang penulis hadapi. Ibu bukan hanya membimbing dengan ilmu, tetapi juga dengan hati. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan kesehatan, keberkahan, serta balasan terbaik untuk setiap kebaikan yang Ibu berikan.
4. Satrio Danutirto, terima kasih telah menjadi partner terbaik dalam menyelesaikan dari masa penelitian hingga tugas akhir ini. Kamu bukan hanya sekadar partner tim, tapi juga sosok yang hadir dengan kesabaran,

ketulusan, dan keteguhan di setiap langkah perjalanan ini. Dari awal proses penyusunan, revisi demi revisi, hingga menghadapi tekanan dan kebingungan bersama, kamu selalu ada mendengarkan, membantu, dan mendorongku untuk tetap maju. Kamu adalah orang yang bisa melihatku apa adanya, bahkan ketika aku sendiri tidak yakin pada diriku. Kamu mengerti tanpa harus dijelaskan, dan menerima tanpa harus diminta. Banyak momen ketika aku merasa lelah, tidak cukup mampu, atau bahkan ingin menyerah, tapi kehadiranmu membuat semuanya terasa mungkin untuk dilalui. Aku tak bisa membayangkan seperti apa rasanya menyelesaikan sampai tahap akhir ini tanpamu. Dukungan dan kerja kerasmu berarti lebih dari apa yang bisa diungkapkan lewat kata-kata. Terima kasih, Satrio, untuk segala waktu, energi, dan perhatian yang kamu berikan sepanjang perjalanan ini. Ini bukan hanya tentang menyelesaikan perkuliahan, tapi tentang tumbuh dan bertahan bersama.

5. Barudakknwell. Rudin, Putra, Lukman, Manto, Encep, Miftah, Marinus, Furqon, Mella, Ica, Caca, Azka, Isna, dan Aulia. Kalian adalah warna dalam hari-hariku, sumber tawa, dan penguat semangat selama masa perkuliahan. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan yang penuh makna. Belajar bersama, bercanda, saling menyemangati semuanya membuat segalanya terasa lebih mudah dijalani. Terima kasih telah membawa energi positif dalam hidupku.
6. Teman-teman pejuan Kerja Praktek. Ismu, Juanita, Monica, Bunga, Ditti. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan luar biasa selama masa

kerja praktek di Pertamina RU IV Cilacap, kita bukan hanya sebatas berbagi tugas dan tanggung jawab, tetapi juga canda tawa, lelah, semangat, dan cerita yang tak terlupakan. Kehadiran kalian membuat masa-masa kerja praktik bukan sekadar kewajiban akademik, tapi pengalaman hidup yang akan selalu aku kenang. Terima kasih telah saling menopang, menyemangati, dan menjalani hari-hari penuh tantangan bersama. Semoga langkah kita ke depan tetap kuat, dan ikatan ini tak putus oleh jarak atau waktu. Untuk perjuangan kita yang telah lalu, dan impian besar yang menanti, kalian luar biasa.

7. Teman-teman Unit 197 KKN UII Periode 69. Wldhnaqis, Thoriq, Fajar, Agym, Latifah, Terra, Farah, dan Alvira. Terima kasih telah menjadi teman satu rumah yang saling mendukung dan menemani selama satu bulan penuh kebersamaan. Setiap momen yang kita jalani bersama penuh tawa, kerja sama, dan kehangatan yang sulit dilupakan. Semoga di tengah kesibukan masing-masing di masa depan, akan selalu ada ruang dan waktu untuk kembali bertemu dan mengenang hari-hari indah itu.
8. Penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada satu sosok yang selama ini diam-diam berjuang tanpa henti, seorang laki-laki sederhana dengan impian yang tinggi, namun sering kali sulit ditebak isi pikiran dan hati. Terima kasih kepada penulis tugas akhir ini yaitu diriku sendiri, Wahyu Eko Saputro. Anak sulung yang sedang melangkah menuju usia 23 tahun yang dikenal keras kepala namun terkadang sifatnya seperti anak kecil pada umumnya. Terima kasih telah turut hadir di dunia ini, telah bertahan sejauh ini, dan

terus berjalan melewati segala tantangan yang semesta hadirkan. Terima kasih karena tetap berani menjadi dirimu sendiri. Aku bangga atas setiap langkah kecil yang kau ambil, atas semua pencapaian yang mungkin tak selalu dirayakan orang lain. Walau terkadang harapanmu tidak sesuai dengan apa yang semesta berikan, tetaplah belajar menerima dan mensyukuri apapun yang kamu dapatkan. Jangan pernah lelah untuk tetap berusaha, berbahagialah dimanapun kamu berada. Rayakan apapun dalam dirimu dan jadikan dirimu bersinar dimanapun tempatmu bertumpu. Aku berdoa, semoga langkah dari kaki kecilmu selalu diperkuat, dikelilingi oleh orang-orang yang hebat, serta mimpimu satu persatu akan terjawab.

9. Almamater Universitas Islam Indonesia. Tercinta. Terima kasih atas segala pengalaman serta ilmu yang telah ditorehkan untuk penulis. Senang pernah menjadi bagian dari mahasiswa-mahasiswa yang beruntung dapat menimba ilmu disini.

Wahyu Eko Saputro

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah rabbil'alamin segala puji bagi Allah SWT atas segala nikmat, kekuatan, dan kemudahan tiada henti yang senantiasa hadir di setiap langkah perjalanan ini. Terima kasih kepada diri sendiri yang terus bertahan dan melangkah meski dihadapkan dengan ujian dan proses yang tidak mudah. Perjalanan di bangku kuliah ini bukan sekadar tentang neraca massa, diagram alir, termodinamika, atau perolehan gelar, tapi tentang belajar mengenal diri, bertumbuh, jatuh dan bangkit, juga tertawa dalam penat.

Di dalam proses perjuangan ini, Allah SWT senantiasa menghadirkan orang-orang baik sebagai penyemangat, penguat, dan alasan untuk terus bertumbuh hingga akhirnya saya dapat menuntaskan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas akhir ini menjadi garis akhir dari perjalanan di bangku kuliah S1 sekaligus awal dari *the beginning of a new chapter, filled with greater dreams and tougher battles to win*. Tak ada lembar yang bermakna dalam laporan tugas akhir ini selain lembar persembahan sebagai bentuk terima kasih yang tak terhingga untuk:

1. Bapak Margono, pria hebat yang selalu bekerja keras tiada henti untuk keluarganya, bapak selalu menyampaikan bahwa “Walaupun bapak cuma Tukang Kusen, anak-anaknya harus jadi orang (sukses) semua dan jangan pikirin soal biaya, itu urusan bapak, tugasmu fokus kejar cita-cita.” Terima kasih atas cucuran keringat dan kerja keras yang engkau tukarkan menjadi sebuah nafkah demi anakmu bisa sampai pada tahap ini. Walaupun bapak tidak pernah menanyakan kabar, saya tahu bapak percaya kepada anak laki-lakinya mampu berdiri dengan kakinya sendiri. Terima kasih telah menjadi

pria yang bertanggung jawab, terkadang seringkali mengintip bagaimana bapak bekerja rasanya terharu melihat semangat yang masih membara di umur yang tak lagi muda namun, karena itulah Danu banyak belajar bersikap seperti bapak. Karya ini saya persembahkan sebagai tanda terima kasih atas segala hal yang kau berikan yang tak terhitung jumlahnya.

2. Ibu Endah Untari, perempuan super sabar yang selalu mendoakan, memberikan semangat, dan pengorbanan yang selalu mendampingi setiap langkah dan ikhtiar anakmu untuk menjadi sumber kekuatan dan inspirasi, serta harapan yang tak pernah padam dalam setiap langkah anak bungsunya. Terima kasih atas segala kasih sayang, dukungan dan doa-doa di setiap langkah dan keputusan yang saya ambil. Karenamu Danu banyak belajar tentang keyakinan “Kun Fayakun” layaknya doamu di sepertiga malam menembus langit ke ketujuh yang selalu yakin anaknya mampu melewati setiap masalah dan cobaan. Tak lupa semua perhiasan yang kau jual untuk prosesku, akan ku ganti berkali-kali lipat suatu saat nanti, itu janjiku padamu. Jika diberi satu permintaan, aku ingin kau abadi selamanya bersamaku dan menjadi cahaya yang menerangi hari-hariku.
3. Kakak-kakak saya, Ari Sulistyowati, Mas Rahmat (Alm.), yang selalu memberikan semangat dan perhatian. Terima kasih sudah menjadi *role model*, terima kasih atas segala kasih sayang, dukungan dan doa-doa terbaiknya selama ini, terima kasih telah ada dihidupku sebagai kakak yang tegas, peduli walau sedikit menyebalkan. Terima kasih karena selalu merayakan adik tercintamu. Sayang kalian banyak-banyak.

4. Mbah Cipto Suharjo (Alm.), Mbah Panto Harjono (Alm.), Mbah Sutami (Almh.), andai waktu bisa ditarik kembali, saya ingin melihat kalian duduk di barisan depan saat hari wisuda nanti. Karena kalian lah aku mengerti arti ketulusan dan kebaikan yang selalu kalian ajarkan kepadaku. Rasanya ingin sekali bercengkrama dan berbagi cerita dengan kalian, meski hanya sebentar saja. Semoga kalian ditempatkan di sisi terbaik Allah SWT. Untuk Mbah Sumarni (Mbok), terima kasih telah mendoakan dan menyemangati cucu mu serta selalu menyambut hangat ketika cucu mu ini berkunjung setiap saat. Semoga senantiasa panjang umur dan sehat selalu, agar kelak bisa memenuhi permintaanmu yang belum terwujud hingga detik ini. Karya kecil ini aku persembahkan untuk kalian, orang-orang baik yang senantiasa membahagiakan siapa pun yang ada di sekelilingnya.
5. Kedua keponakanku yang sangat lucu dan menggemaskan Anara dan Alkana, yang selalu menghibur disaat penyelesaian tugas akhir dengan kerandoman tingkahnya. Bahagia selalu, tumbuhlah menjadi versi paling hebat yang kelak menjadi kebanggaan banyak orang.
6. Ibu Venitality Alethea Sari Augustia, ST, M.Eng. sebagai dosen pembimbing kami yang luar biasa. Terima kasih, Bu karena telah memberikan dukungan, bimbingan, dan inspirasi tanpa henti selama perjalanan ini. Walaupun jarang bimbingan namun, kami selalu berprogres setiap minggunya. Terima kasih untuk ilmu yang diberikan semoga menjadi amal baik dan semoga sehat selalu, Bu. Semoga Allah SWT membalas

segala kebaikan Ibu dengan limpahan pahala dan keberkahan yang tak henti-henti.

7. Wahyu Eko Saputro *partner* sekaligus teman pertama sejak masa-masa jadi maba. Terima kasih untuk semua perjuangan dan keseruan bersama yang sudah dilalui, lika-liku di dunia perkuliahan yang datang bertubi-tubi dari masa Maba sampai akhir perkuliahan ini. Terima kasih juga atas kehangatan yang keluargamu berikan, itu sangat amat berarti buatku karena disitu aku merasa pulang kerumah, ketika aku sakit pun kamu masih membantuku. Semoga yang kamu impikan segera tercapai dan semoga Allah mengangkat derajatmu. Senang rasanya bisa menjadi bagian kecil dari kisah perjalananmu di kota yang sama-sama kita sebut istimewa ini. Bahagia selalu kawanku.
8. Rudin Priyanto, Eko Putra dan Marinus Israldo, senang bisa dipertemukan dengan kalian bertiga walaupun latar belakang dan karakter kita berbeda namun, karena perbedaan itu yang menyatukan kita. (Yogyakarta-Klaten-Wonosobo) adalah saksi bahwa pertemanan kita akan selalu abadi. Susah, senang, sedih, marah kita lalui bersama namun, itulah yang membuat pertemanan kita semakin erat. Terima kasih karena kalian kisah petualangan ini lebih berwarna dan hidup. Walaupun banyak *healing*, akademik dan ibadah tetap nomor satu, karena motto kita “boleh nakal tapi tetap harus pintar”. Terima kasih juga untuk segala cerita serunya selama ini. Setelah ini, mungkin tidak ada lagi “info TA di cafe”. Semoga kita bisa

dipertemukan kembali di masa depan entah itu satu pekerjaan ataupun pekerjaan kita saling berdekatan. Senang bisa mengenal kalian.

9. Barudakknwell, Encep Anwar, Miftah Farich, Hizbullah Furqon, Isnaeni Wardatur, Aulia Okta, Vania Anandhita, Saffanah Azka. Terima kasih sudah menjadi warna, tawa, dan semangat dalam perjalanan ini. Kehadiran kalian membuat hari-hari selama kuliah terasa lebih hidup dan bermakna. Terima kasih karena sudah ikut tumbuh bersama, dalam suka maupun lelahnya. Terima kasih juga Rifqi Permanto, Lukman Aprianto, Mella Yonata, dan Adyna Salsabila yang selalu bersedia meluangkan waktu untuk membantu di tengah kebingungan melanda. Terima kasih karena sudah jadi "rumah" saat jauh dari rumah.
10. Kakak tingkat yang luar biasa, Mba Nisa, Mba Arin, Mba Zahra, terima kasih atas keteladanan, bimbingan dan ketersediaannya direpotkan kapan pun. Terima kasih karena selalu sabar menjawab, bahkan untuk hal-hal yang mungkin terdengar sepele. Mba Sifa, inspiratif yang selalu punya waktu untuk membantu dan menginspirasi dari mulai persiapan pengabdian sampai ke tahap akhir studi. Kebaikan kalian jadi pengingat bahwa kebaikan itu masih nyata, sederhana dan menguatkan.
11. Teman-teman Pengabdian Masyarakat LABMA UII (Wakatobi), Ade, Radifan, Nofal, Astri, Abin, Ulfa, Fika, Lulu yang saling support dan menjadi teman satu rumah selama satu bulan penuh kenangan. Semoga langkah kita selalu dipertemukan lagi, walau nanti sibuk dengan jalan masing-masing.

12. Tim Penelitian Biodiesel, Mba Sarah dan Rahmi. Terima kasih atas ruang untuk belajar dan berkembang. Terima kasih untuk pengalaman penelitian yang berharga.
13. LABMA dan IATMI SM UII sebagai rumah, tempat bertumbuh, belajar dan membentuk diri. Miniatur kerja yang menjadi bagian besar di cerita panjang saya selama berkuliah. Terima kasih kepada segenap pengurus yang tidak bisa saya sebutkan satu per satu.
14. Seluruh asisten Laboratorium OTK yang sudah tumbuh bersama. Terima kasih atas kerja sama, perjuangan dan pembelajaran yang berkesan selama praktikum OTK berlangsung.
15. Terakhir, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada diri sendiri, Satrio Danutirto. Terima kasih karena telah bertahan sejauh ini. Terima kasih karena tidak menyerah, bahkan ketika jalan di depan terasa gelap, ketika keraguan datang silih berganti, dan ketika langkah terasa begitu berat untuk diteruskan. Terima kasih karena tetap memilih untuk melanjutkan, walau sering kali tidak tahu pasti ke mana arah ini akan membawa. Terima kasih telah menjadi teman paling setia bagi diri sendiri, hadir dalam sunyi, dalam lelah, dalam diam yang penuh tanya. Terima kasih karena sudah percaya pada proses, meskipun hasil belum selalu sesuai harapan. Meskipun harus menghadapi kegagalan, kebingungan, bahkan perasaan ingin menyerah. Terima kasih karena tetap jujur pada rasa takut, namun tidak membiarkan rasa takut itu membatasi langkah. Karena keberanian bukanlah ketiadaan rasa takut, melainkan kemauan untuk tetap bergerak meski

ketakutan masih melekat erat. Dan yang paling penting, terima kasih karena sudah berani memilih: memilih untuk mencoba, memilih untuk belajar, dan memilih untuk menyelesaikan apa yang telah kamu mulai. Ketakutan terbesar dari seorang bungsu adalah gagal, gagal memenuhi ekspektasi semua orang yang telah mengorbankan banyak hal agar ia bisa terus maju. Menjadi satu-satunya harapan dalam keluarga bukanlah tugas yang ringan. Si bungsu sering kali merasa harus menjadi titik terang keberhasilan, menjadi pemutus rantai kesialan. Namun jauh di dalam hati, bungsu juga menyimpan rasa iba terhadap sang sulung. Sulung yang harus merelakan impiannya agar si bungsu dapat mewujudkan miliknya. Tapi menanggung beban harapan dari begitu banyak orang bukanlah hal mudah. Sekali gagal, cacian bisa datang tanpa ampun. Karena itu, bungsu harus berjuang sekuat tenaga agar bisa menang, agar semua pengorbanan sulung dan orang tua tidak sia-sia. Untuk semua bungsu di dunia ini, teruslah melangkah. Meski berat, aku yakin kita bisa. Dan untuk semua sulung yang telah mengorbankan impiannya demi adiknya, terima kasih dari lubuk hati yang terdalam.

Satrio Danutirto

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	xviii
DAFTAR TABEL	xxiii
DAFTAR GAMBAR.....	xxvi
DAFTAR LAMBANG	xxvii
ABSTRAK	xxx
<i>ABSTRACT</i>	xxxii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	9
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 Isopropil Alkohol	10
1.3.2 Aseton.....	11
1.3.3 Pemilihan Proses	14
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	16
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	16
1.4.2 Tinjauan Kinetika	19
BAB II	21
PERANCANGAN PRODUK	21
2.1 Spesifikasi Produk	21
2.1.1 Aseton.....	21
2.2 Spesifikasi Produk Samping	21
2.2.1 Hidrogen	21
2.3 Spesifikasi Bahan Baku	22
2.3.1 Isopropil Alkohol	22

2.4 Spesifikasi Bahan Pembantu	22
2.4.1 Katalis Zn	22
2.5 Pengendalian Kualitas	24
2.5.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	24
2.5.2 Pengendalian Proses Produksi	25
2.5.3 Pengendalian Kualitas Produk	27
BAB III.....	29
PERANCANGAN PROSES.....	29
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	29
3.1.1 Diagram Alir Proses Kualitatif.....	29
3.1.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif	30
3.2 Uraian Proses	31
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	31
3.2.2 Tahap Sintesis Aseton.....	32
3.2.3 Tahap Pemurnian Produk.....	32
3.3 Spesifikasi Alat.....	34
3.3.1 Reaktor.....	34
3.3.2 Separator	35
3.3.3 Absorber	37
3.3.4 Menara Distilasi	38
3.3.6 Akumulator	39
3.3.7 <i>Vaporizer</i>	40
3.3.8 Alat Tangki Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	41
3.3.9 Alat Transportasi Bahan	42
3.3.10 Alat Penukar Panas	48
3.4 Neraca Massa	55
3.4.1 Neraca Massa Total	55
3.4.2 Neraca Massa Tiap Alat	56
3.5 Neraca Panas	60
3.5.1 Neraca Panas Total.....	60
3.5.2 Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-01).....	61
3.5.3 Neraca Panas Separator (S-01).....	61
3.5.4 Neraca Panas <i>Heater</i> 1 (HE-01)	62

3.5.5 Neraca Panas Reaktor 1	62
3.5.6 Neraca Panas <i>Cooler</i> 1 (CL-01).....	62
3.5.7 Neraca Panas Kondensor 1 (CD-01).....	63
3.5.8 Neraca Panas Separator 2 (S-02).....	63
3.5.9 Neraca Panas Absorber (AB-01)	63
3.5.10 Neraca Panas <i>Heater</i> 2 (HE-02)	64
3.5.11 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)	64
3.5.12 Neraca Panas <i>Cooler</i> 3 (CL-03).....	65
3.5.13 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)	65
BAB IV	66
PERANCANGAN PABRIK.....	66
4.1 Lokasi Pabrik	66
4.1.1 Penyediaan Bahan Baku.....	67
4.1.2 Pemasaran Produk.....	67
4.1.3 Utilitas	68
4.1.4 Transportasi	68
4.1.5 Tenaga Kerja.....	69
4.1.6 Faktor Penunjang Lain	69
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	71
4.2.1 Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	72
4.2.2 Area proses dan Ruang Kontrol	73
4.2.3 Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi	73
4.2.4 Area Utilitas dan Power Station	73
4.2.5 Area Pengolahan Limbah.....	73
4.3 Tata Letak Alat Proses	76
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	76
4.3.2 Sirkulasi Udara	77
4.3.3 Pencahayaan.....	77
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	77
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi.....	77
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	78
4.3.7 Perluasan dan Pengembangan Produk	78
4.4 Organisasi Perusahaan	80

4.4.1 Bentuk Perusahaan	80
4.4.2 Struktur Organisasi	81
4.4.3 Tugas dan Wewenang	86
4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	92
4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	95
4.4.6 Ketenagakerjaan	99
BAB V	103
UTILITAS	103
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air	104
5.1.1 Kebutuhan Air	104
5.1.2 Sumber Air	110
5.1.3 Unit Pengolahan Air	111
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	122
5.3 Unit Pembangkit Listrik	124
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	129
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	130
5.6 Unit Pengolahan Limbah	131
5.7 Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i>	134
5.8 Spesifikasi Alat Utilitas	136
BAB VI	155
EVALUASI EKONOMI	155
6.1 Evaluasi Ekonomi	155
6.2 Penaksiran Harga Alat	156
6.3 Dasar Perhitungan	162
6.4 Perhitungan Biaya	162
6.5 Analisa Kelayakan	164
6.6 Hasil Perhitungan	168
6.7 Hasil Analisa Keuntungan	171
6.8 Analisa Resiko Pabrik	172
6.9 Hasil Analisa Kelayakan	175
BAB VII	184
KESIMPULAN DAN SARAN	184
7.1 Kesimpulan	184

7.2 Saran	185
DAFTAR PUSTAKA.....	187
LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR	191
LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM.....	223
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	224

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pabrik produksi aseton di dunia.....	3
Tabel 1.2 Data impor aseton di Indonesia (BPS, 2024).....	4
Tabel 1.3 Data persentase pertumbuhan impor aseton.....	5
Tabel 1.4 Data proyeksi impor aseton	6
Tabel 1.5 Data kapasitas produksi produk turunan aseton.....	6
Tabel 1.6 Perusahaan luar negeri yang memproduksi isopropil alkohol	9
Tabel 1.7 Perbandingan jenis proses (Kirk & Othmer, 1998).....	14
Tabel 1.8 kelebihan dan kekurangan jenis proses (Kirk & Othmer, 1998).....	14
Tabel 1.9 Harga entalpi, energi Gibbs dan konstanta kesetimbangan	17
Tabel 2.1 Analisis risiko proses	23
Tabel 3.1 Spesifikasi separator	35
Tabel 3.2 Spesifikasi menara distilasi.....	38
Tabel 3.3 Spesifikasi akumulator.....	39
Tabel 3.4 Spesifikasi vaporizer	40
Tabel 3.5 Spesifikasi penyimpanan bahan baku dan produk	41
Tabel 3.6 Spesifikasi pompa (bagian 1).....	42
Tabel 3.7 Spesifikasi pompa (bagian 2).....	44
Tabel 3.8 Spesifikasi pompa (bagian 3).....	45
Tabel 3.9 Spesifikasi blower (bagian 1).....	46
Tabel 3.10 Spesifikasi blower (bagian 2).....	47
Tabel 3.11 Spesifikasi expansion valve	48
Tabel 3.12 Spesifikasi heater (bagian 1).....	48
Tabel 3.13 Spesifikasi heater (bagian 2).....	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3.14 Spesifikasi cooler (bagian1).....	50
Tabel 3.15 Spesifikasi cooler (bagian 2).....	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3.16 Spesifikasi kondensor (bagian 1)	51
Tabel 3.17 Spesifikasi kondensor (bagian 2)	52
Tabel 3.18 Spesifikasi reboiler.....	54
Tabel 3.19 Neraca massa total	56
Tabel 3.20 Neraca massa mixing point (MP-01)	56
Tabel 3.21 Neraca massa vaporizer (VP-01)	57
Tabel 3.22 Neraca massa separator (S-01).....	57
Tabel 3.23 Neraca massa reaktor (R-01)	58
Tabel 3.24 Neraca massa separator (S-02).....	58
Tabel 3.25 Neraca massa absorber (AB-01)	59
Tabel 3.26 Neraca massa menara distilasi (MD-01).....	59
Tabel 3.27 Neraca massa menara distilasi (MD-02).....	60
Tabel 3.28 Neraca panas vaporizer (VP-01)	61
Tabel 3.29 Neraca panas separator 1 (S-01)	61
Tabel 3.30 Neraca panas heater 1 (HE-01).....	62
Tabel 3.31 Neraca panas heater 2 (HE-02).....	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3.32 Neraca panas reaktor 1 (R-01)	62
Tabel 3.33 Neraca panas cooler 1 (CL-01).....	62

Tabel 3.34 Neraca panas cooler 2 (CL-02).....	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3.35 Neraca panas kondensor 1 (CD-01).....	63
Tabel 3.36 Neraca panas separator 2 (S-02).....	63
Tabel 3.37 Neraca panas absorber (AB-01).....	63
Tabel 3.39 Neraca Panas menara distilasi 1 (MD-01)	64
Tabel 3.40 Neraca panas cooler 3 (CL-03).....	65
Tabel 3.41 Neraca panas menara distilasi 2 (MD-02).....	65
Tabel 4.1 Rencana rincian luas tanah dan bangunan	75
Tabel 4.2 Daftar jabatan perusahaan.....	93
Tabel 4.3 Rincian jumlah karyawan pabrik	94
Tabel 4.4 Jadwal shift karyawan.....	96
Tabel 4.5 Jadwal shift karyawan (lanjutan)	96
Tabel 4.6 Daftar gaji karyawan.....	98
Tabel 5.1 Kebutuhan air umum pabrik	105
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin.....	107
Tabel 5.3 Kebutuhan steam alat proses.....	109
Tabel 5.4 Kebutuhan air proses.....	110
Tabel 5.5 Total kebutuhan air utilitas	111
Tabel 5.6 Kebutuhan steam.....	122
Tabel 5.7 Spesifikasi alat boiler.....	122
Tabel 5.8 Spesifikasi teknis generator	125
Tabel 5. 9 Kebutuhan listrik alat proses.....	126
Tabel 5.10 Kebutuhan listrik alat utilitas	126
Tabel 5.11 Kebutuhan listrik total.....	128
Tabel 5.12 Spesifikasi kompresor udara tekan	129
Tabel 5.13 Spesifikasi tangki silika	130
Tabel 5.14 Spesifikasi tangki udara tekan	130
Tabel 5.15 Total konsumsi bahan bakar	131
Tabel 5.16 Dimensi tangki penyimpanan bahan bakar	131
Tabel 5.17 Sumber limbah pabrik.....	132
Tabel 5.18 Parameter bahan baku mutu utama	133
Tabel 5. 19 Rencana pemantauan lingkungan	134
Tabel 5.20 Kebutuhan Dowtherm A	135
Tabel 5.21 Spesifikasi tangki utilitas	148
Tabel 5.22 Spesifikasi tangki utilitas (lanjutan).....	149
Tabel 5.23 Spesifikasi pompa (bagian 1).....	150
Tabel 5.24 Spesifikasi pompa (bagian 2).....	151
Tabel 5.25 Spesifikasi pompa (bagian 3).....	151
Tabel 5.26 Spesifikasi pompa (bagian 4).....	152
Tabel 5.27 Spesifikasi pompa (bagian 5).....	153
Tabel 5. 28 Spesifikasi pompa (bagian 6).....	153
Tabel 6.1 Tabel indeks harga alat pada tahun 1996-2032.....	157
Tabel 6.2 Harga alat proses.....	159
Tabel 6.3 Harga alat utilitas	160

Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC).....	168
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC).....	169
Tabel 6. 6 Capital Investment (FCI)	169
Tabel 6.7 Working Capital Investment (WCI).....	169
Tabel 6.8 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	169
Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	170
Tabel 6.10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	170
Tabel 6.11 General Expense (GE)	170
Tabel 6.12 Total Production Cost (TPC)	171
Tabel 6.13 Analisa resiko pabrik	173
Tabel 6.14 Annual Fixed Cost (Fa).....	177
Tabel 6.15 Regulated Cost (Ra).....	177
Tabel 6.16 Variable Cost (Va).....	178
Tabel 6.17 Hasil analisa ekonomi	182

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur isopropil alkohol	11
Gambar 1.2 Struktur aseton	11
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif	29
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif	30
Gambar 3.3 Arus keseluruhan proses produksi aseton	55
Gambar 4.1 Peta rencana lokasi pabrik aseton	71
Gambar 4.2 Layout pabrik aseton	74
Gambar 4. 3 Tata letak alat proses	79
Gambar 4.4 Bagan struktur organisasi perusahaan	85
Gambar 5.1 Diagram unit pengolahan air	121
Gambar 6.1 Grafik indeks harga alat	159
Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi	180

DAFTAR LAMBANG

A	: Luas area permukaan perpindahan panas, ft ²
A	: Luas penampang, m ²
BEP	: <i>Break Event Point</i>
BM	: Berat molekul, g/mol
BWG	: <i>Birmingham Wire Gauge</i>
C ₃ H ₈ O	: Isopropil Alkohol
C ₃ H ₆ O	: Aseton
C	: Faktor korosi, in
CEPCI	: <i>Chemical Engineering Plant Cost</i>
COC	: <i>Cycle of Concentration</i>
C _p	: Kapasitas panas, J/(mol.K)
D	: Diameter, m
d _p	: Diameter partikel katalis, mm
dXA	: Perubahan kecil konversi awal
dW	: Perubahan kecil berat katalis, gram
DCFRR	: <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>
DMC	: <i>Direct Manufacturing Cost</i>
E	: Efisiensi Pengelasan
E _a	: Energi aktivasi kJ/kmol
f	: <i>Allowable Stress</i> , psia

Fa	: <i>Annual Fixed Cost</i>
FA0	: Laju Alir molar awal, mol/s
Fv	: Laju Alir Volumetrik, m ³
FCI	: <i>Fixed Capital Investment</i>
G	: Kecepatan superficial gas, kg/m ² .s
ΔG	: Energi bebas Gibbs
H	: Tinggi, m
H ₂	: Hidrogen
hc	: Koefisien perpindahan panas konveksi, W/m ² ·K
hr	: Koefisien perpindahan panas radiasi, W/m ² ·K
i	: Pertumbuhan rata-rata per tahun
Icr	: Jari-jari sudut dalam, in
ID	: <i>side diameter</i> , in
k	: Konduktivitas panas, (W/(m.K))
Ko	: Frekuensi tumbukan, m ³ gas/m ³ reaktor
LMTD	: <i>Long mean Temperature Different</i> , °F
M	: Massa, kg
n	: Mol umpan, kmol/jam
N	: Kecepatan pengadukan, rpm
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
P	: Power Motor, Hp
P	: Tekanan, atm
Pc	: <i>Critical Pressure</i> , atm

P_{IPA}	: Tekanan parsial isopropil alkohol, atm
P_r	: <i>Reduced Pressure</i> , atm
POT	: <i>Pay Out Time</i>
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
r	: Jari-jari, in
R	: Konstanta gas, $m^3 \cdot atm / kmol \cdot K$
R_d	: Faktor Pengotor
Re	: Bilangan Reynold
ROI	: <i>Return On Investment</i>
S	: <i>Allowable Stress</i> , psi
SDP	: <i>Shut Down Point</i>
TPC	: <i>Total Production Cost</i>
t	: Waktu, jam
T	: <i>Temperature</i> , $^{\circ}C$
T_c	: <i>Critical Temperature</i> , K
T_r	: <i>Reduced Temperature</i> , K
t_h	: Tebal <i>head</i> , in
t_s	: Tebal <i>shell</i> , in
t_{is}	: Tebal isolasi, in
U_c	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, $Btu / jam / ft^2 / ^{\circ}F$
U_d	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, $Btu / jam / ft^2 / ^{\circ}F$
v	: Kecepatan superficial, m/s
V	: Volume, m^3

V_g	: Laju alir volumetrik, cm^3/s
V_a	: <i>Annual Variable Cost</i>
V_H	: Volume <i>Head</i> , in^3
V_S	: Volume <i>Shell</i> , in^3
V_R	: Volume Reaktor, m^3
WCI	: <i>Working Capital Investment</i>
X	: Konversi, %
Z_i	: Jarak pengaduk, m
Z_L	: Tinggi pengaduk, m
ZnO	: <i>Zinc Oxide</i>
%P	: Persen Pertumbuhan per Tahun
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
ΔP_T	: Pressure Drop, psia
ε	: Emisivitas
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, Kg/m^3
Z	: Faktor kompresibilitas

ABSTRAK

Aseton merupakan senyawa keton paling sederhana yang banyak digunakan dalam industri cat, plastik, karet, dan kosmetik. Kebutuhan aseton di Indonesia saat ini masih dipenuhi melalui impor, sehingga pendirian pabrik aseton dalam negeri menjadi solusi strategis untuk mengurangi ketergantungan tersebut. Prarancangan pabrik aseton ini menggunakan bahan baku isopropil alkohol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun di Cilegon, Banten, dengan luas total 40.000 m² untuk memenuhi kebutuhan aseton di Indonesia. Proses utama yang digunakan adalah dehidrogenasi isopropil alkohol menggunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis *zinc oxide* pada tekanan ± 2 atm dan temperatur 350°C. Bahan baku isopropil alkohol yang dibutuhkan sebesar 25.854,285 ton/tahun, menghasilkan produk aseton sebesar 25.000 ton/tahun serta produk samping berupa hidrogen. Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun dalam 24 jam per hari. Kebutuhan utilitas mencakup air sebesar 25.641,19 kg/jam, steam sebesar 322,23 kg/jam, listrik sebesar 152,8720 kW, dan solar 30,70 kg/jam. Sumber limbah berasal dari proses produksi, laboratorium, domestik, dan unit utilitas, dengan karakteristik limbah berupa air, isopropil alkohol, bahan kimia, dan senyawa organik. Berdasarkan analisa resiko, pabrik ini dikategorikan *low risk*. Sejalan dengan hasil penilaian tersebut, pendekatan *low risk* juga diterapkan dalam analisis kelayakan ekonomi pabrik. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan profit setelah pajak sebesar Rp132,52 miliar/tahun dengan ROI setelah pajak 22,84%, POT 3,24 tahun, BEP 40,59%, SDP 20,31%, dan DCFRR 19,60%. Berdasarkan parameter ekonomi dan teknis tersebut, pabrik aseton dari isopropil alkohol dinyatakan layak untuk didirikan.

Kata kunci : Aseton, Dehidrogenasi, Evaluasi Ekonomi, Isopropil Alkohol, Prarancangan Pabrik

ABSTRACT

Acetone is the simplest ketone compound that is widely used in the paint, plastic, rubber, and cosmetics industries. The need for acetone in Indonesia is currently still met through imports, so the establishment of a domestic acetone factory is a strategic solution to reduce this dependence. The preliminary design of this acetone factory uses isopropyl alcohol as the raw material with a capacity of 25,000 tons/year planned to be built in Cilegon, Banten, with a total area of 40.000 m² to meet the acetone needs in Indonesia. The main process used is the dehydrogenation of isopropyl alcohol using a reactor fixed bed multitube with catalyst zinc oxide at a pressure of ± 2 atm and a temperature of 350°C. The raw material of isopropyl alcohol required is 25,854.285 tons/year, producing acetone products of 25,000 tons/year and by-products in the form of hydrogen. The factory operates for 330 days per year in 24 hours per day. Utility needs include water of 25,641.19 kg/hour, steam of 322.23 kg/hour, electricity of 152.8720 kW, and diesel of 30.70 kg/hour. Waste sources come from the production process, laboratory, domestic, and utility units, with waste characteristics in the form of water, isopropyl alcohol, chemicals, and organic compounds. Based on the risk analysis, this factory is categorized low risk. In line with the assessment results, the approach low risk also applied in the economic feasibility analysis of the plant. The results of the economic evaluation showed a profit after tax of Rp132.52 billion/year with an ROI after tax of 22.84%, POT 3.24 years, BEP 40.59%, SDP 20.31%, and DCFRR 19.60%. Based on these economic and technical parameters, the acetone plant from isopropyl alcohol is declared feasible to be established.

Keywords: Acetone, Dehydrogenation, Economic Evaluation, Isopropyl Alcohol, Plant Design Preliminary

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami peningkatan di segala bidang, terutama industri yang bersifat padat modal dan teknologi Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan negara-negara maju lainnya. Perkembangan industri sangat berpengaruh pada pertumbuhan ekonomi Indonesia dalam menghadapi pasar bebas nanti. Sektor industri kimia memegang peranan penting dalam memajukan perindustrian di Indonesia. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang berorientasi pada mengubah bahan baku menjadi produk yang mempunyai nilai tinggi sangat diperlukan untuk menambah devisa negara. Salah satu bahan industri kimia yang sangat diperlukan dalam industri kimia adalah aseton. Kebutuhan aseton di Indonesia semakin lama semakin meningkat, tetapi sampai saat ini masih belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya.

Aseton adalah suatu pelarut polar yang biasanya digunakan dalam reaksi organik dan termasuk keton sederhana. Nama lain dari aseton adalah dimetil keton, 2-propanon. Aseton banyak digunakan di berbagai industri seperti industri selulosa asetat, cat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, pernis, penyamakan kulit, pembuatan minyak pelumas, dan proses ekstraksi juga sebagai bahan baku pembuatan metil isobutil keton (Fessenden & Fessenden., 1990). Kebutuhan aseton di Indonesia sejak tahun 2012 sampai saat ini terus mengalami peningkatan namun

kondisi ini kurang didukung dengan kesediaan aseton yang ada di Indonesia. Hal ini disebabkan karena di Indonesia sendiri belum mendirikan suatu pabrik aseton sehingga Indonesia hanya melakukan impor dan mengandalkan aseton yang hanya dihasilkan dari produk samping industri kimia lain yang kuantitasnya tidak besar. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mendatangkan aseton dari negara lain seperti Amerika Serikat, Belanda, Cina, Korea, Jepang, Malaysia, dan Singapura dan beberapa negara lainnya (Badan Pusat Statistika, 2024).

Permasalahan ini harus segera diatasi, agar Indonesia tidak bergantung pada negara lain dalam pemenuhan kebutuhan dalam negerinya. Indonesia harus mulai membangun industri pembuatan aseton dalam negeri sehingga peningkatan kebutuhan aseton dalam negeri dapat berjalan seimbang dengan pertumbuhan industrinya, serta pengeluaran untuk impor dapat dikurangi atau bahkan tidak diperlukan lagi. Adanya industri aseton dalam negeri dapat dimanfaatkan sebagai peluang emas untuk menambah devisa negara yaitu dengan mengekspor hasil produksi dan dapat membuka lapangan kerja baru bagi bangsa Indonesia. Dengan didirikannya pabrik aseton ini diharapkan akan membawa dampak positif, antara lain :

1. Dapat mengurangi impor aseton yang berarti menghemat devisa negara.
2. Memiliki peluang untuk melakukan ekspor ke negara lain sehingga dapat menambahkan pendapatan negara.
3. Menjadikan peluang lapangan kerja baru dan menurunkan angka pengangguran.
4. Dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi.

5. Membantu pabrik-pabrik di Indonesia yang memakai aseton sebagai bahan bakunya, karena selain lebih murah juga kontinuitasnya lebih terjaga.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam perancangan suatu pabrik, kapasitas produksi mempunyai peran penting karena jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal. Dalam penentuan kapasitas produksi ada beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan yaitu berdasarkan analisa *Supply* dan *Demand* yang meliputi prediksi data impor, data produksi, data ekspor, dan data konsumsi kebutuhan produk dimasa yang akan datang.

Analisis pasar untuk produksi aseton dilakukan dengan mempertimbangkan kebutuhan pasar (ekspor dan impor) dan ketersediaan produk yang ada di pasar sehingga dapat diketahui kondisi produksi aseton yang optimum. Di dunia, terdapat beberapa pabrik yang memproduksi aseton ditunjukkan pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Pabrik produksi aseton di dunia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas, ton/tahun
INEOS Phenol	Beveran, BE	1.140.000
Sunoco	Frankford, USA	576.000
Shell Chemicals	Deer Park, TX	469.000
Down Chemical	Oyster Creek, TX	256.000
Georgia Gulf	Pasadena, TX	181.000
Domo Chemicals	Leuna, DE	60.000
JLM Industries	Blue Island, IL	25.000
Goodyear Tire & Rubber	Bayport, TX	8.000

Kapasitas produk dapat diartikan sebagai jumlah maksimum produk keluar yang dapat diproduksi dalam satuan massa tertentu. Penentuan kapasitas produksi didasarkan pada kebutuhan aseton yang masih impor. Apabila dibandingkan dengan besarnya kebutuhan, maka kapasitas pabrik harus lebih besar untuk mengantisipasi kenaikannya. Berdasarkan kenaikan kebutuhan dari aseton dan untuk mengurangi adanya impor dari negara lain maka perlu didirikan pabrik aseton untuk menekan angka impor sekaligus memenuhi kebutuhan aseton. Selain data produksi aseton di industri dunia, dalam pertimbangan kapasitas pabrik juga diperlukan data impor aseton di Indonesia yang terdapat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data impor aseton di Indonesia (BPS, 2024)

Tahun	Jumlah Impor, ton/tahun
2014	17.711
2015	18.801
2016	18.807
2017	21.539
2018	22.351
2019	21.729
2020	16.746
2021	19.988
2022	24.816
2023	19.309

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa nilai impor aseton Indonesia pada tahun 2014 hingga 2023 mengalami fluktuasi dengan nilai 16.746 - 24.816 ton/tahun.

Karena $R^2 < 0,9$ maka metode interpolasi linier untuk memprediksi kapasitas tidak bisa digunakan. Sehingga metode yang akan digunakan untuk memprediksi data pembangunan pabrik aseton di tahun 2032 adalah menggunakan metode persentase pertumbuhan rata-rata pertahun atau metode *discounted* (Mankiw, 2014) dimana,

$$\%pertumbuhan = \frac{\text{nilai impor akhir} - \text{nilai impor sebelumnya}}{\text{nilai impor sebelumnya}} \times 100 \quad (1.1)$$

Tabel 1.3 Data persentase pertumbuhan impor aseton

Tahun	Impor (ton/tahun)	% pertumbuhan
2014	17.711	
2015	18.801	6,15%
2016	18.807	0,03%
2017	21.539	14,53%
2018	22.351	3,77%
2019	21.729	-2,78%
2020	16.746	-22,93%
2021	19.988	19,36%
2022	24.816	24,15%
2023	19.309	-22,19%
Rata-rata % pertumbuhan		2,23%

Sehingga perkiraan jumlah impor beberapa tahun mendatang dapat dihitung dengan menggunakan hasil rata-rata persentase pertumbuhan. Perhitungan prediksi impor aseton adalah sebagai berikut :

$$\text{Nilai impor} = (\text{nilai impor akhir} \times \%pertumbuhan) + \text{nilai impor akhir} \quad (1.2)$$

Tabel 1.4 Data proyeksi impor aseton

Tahun	Impor (ton/tahun)
2025	20.181
2026	20.631
2027	21.092
2028	21.563
2029	22.044
2030	22.536
2031	23.039
2032	23.553

Dalam penentuan kapasitas juga diperlukan data konsumsi aseton, karena data konsumsi aseton setiap tahunnya tidak ditemukan, maka konsumsi aseton dalam negeri diasumsikan dari data jumlah kapasitas pabrik dari produk derivat atau turunan senyawa aseton yang dimana aseton sebagai bahan bakunya dari pabrik yang ada di Indonesia.

Tabel 1.5 Data kapasitas produksi produk turunan aseton

No	Perusahaan	Produk	Kapasitas (Ton/Tahun)	Kandungan Aseton (Ton/Tahun)
1	PT Propan Raya Industrial Coating Chemicals	• Cat	• 44.000	• 4.400→(10%)
2	PT Nippon Paint Indonesia	• Cat • Cat Dekoratif Industri	• 100.000 • 50.000	• 10.000→(10%) • 7.500→(15%)
3	PT Kansai Paint Indonesia	• Cat • Pernis	• 18.200 • 3.400	• 1.820→(10%) • 510→(15%)
4	PT Avia Avian Tbk	• Cat • Resin • Plamur • Pernis	• 147.000 • 26.500 • 3.000 • 49.000	• 14.700→(10%) • 795→(3%) • 105→(3,5%) • 7.350→(15%)

		• Lem	• 3.500	• 262,5→(7,5%)
5	PT ICI Paints Indonesia (Dulux)	• Cat	• 50.000	• 7.500→(15%)
6	PT Dynic Textile Prestige	• Lem & Resin	• 20.000	• 1.400→(7%)
Total			514.600	56.342,5

(<https://tkdn.kemenperin.go.id/>)

Tabel 1.5 di atas menyajikan estimasi kebutuhan aseton dari enam perusahaan industri kimia dan cat terkemuka di Indonesia berdasarkan jenis produk dan kapasitas produksinya. Perhitungan kebutuhan aseton didasarkan pada persentase kandungan aseton rata-rata yang digunakan dalam formulasi masing-masing produk, seperti cat, resin, plamur, pernis, dan lem.

PT Propan Raya Industrial Coating Chemicals memiliki kapasitas produksi cat sebesar 44.000 ton per tahun, dengan kandungan aseton sekitar 10%, sehingga membutuhkan sekitar 4.400 ton aseton per tahun. PT Nippon Paint Indonesia, yang memproduksi cat dekoratif dan cat industri, memiliki kapasitas masing-masing 100.000 ton dan 50.000 ton per tahun. Dengan asumsi kandungan aseton sebesar 10% untuk cat dekoratif dan 15% untuk cat industri, maka total kebutuhan aseton perusahaan ini diperkirakan mencapai 17.500 ton per tahun.

PT Kansai Paint Indonesia memproduksi cat dan pernis dengan kapasitas masing-masing sebesar 18.200 ton dan 3.400 ton per tahun. Dengan kandungan aseton 10% untuk cat dan 15% untuk pernis, kebutuhan aseton totalnya mencapai 2.330 ton per tahun. Sementara itu, PT Avia Avian Tbk memiliki portofolio produk yang lebih beragam, mencakup cat, resin, plamur, pernis, dan lem, dengan total kapasitas 229.000 ton per tahun. Menggunakan variasi kandungan aseton antara 3%

hingga 15% tergantung jenis produk, total kebutuhan aseton perusahaan ini diperkirakan mencapai 23.212,5 ton per tahun.

PT ICI Paints Indonesia (Dulux) memiliki kapasitas produksi cat sebesar 50.000 ton per tahun, dan dengan kandungan aseton rata-rata sebesar 15%, estimasi kebutuhan aseton tahunannya mencapai 7.500 ton. Terakhir, PT Dynic Textile Prestige yang memproduksi lem dan resin memiliki kapasitas sekitar 20.000 ton per tahun, dengan kandungan aseton sekitar 7%, menghasilkan kebutuhan aseton sebesar 1.400 ton per tahun.

Dengan tingginya volume produksi dan keragaman produk, perusahaan-perusahaan ini menjadi konsumen utama aseton dalam industri hilir kimia di Indonesia. Oleh karena itu, ketersediaan dan stabilitas pasokan aseton sangat memengaruhi kelangsungan operasional dan efisiensi produksi mereka.

Dari tabel diatas, setelah mengetahui kebutuhan aseton dari masing-masing perusahaan, maka dapat diasumsikan dengan menjumlahkan keseluruhan kapasitas kebutuhan aseton, maka besar konsumsi rata-rata di Indonesia sebesar 56.342,5 ton/tahun.

Berdasarkan data ekspor dan data konsumsi di Indonesia pada tabel di atas, dapat ditentukan besar demand aseton di Indonesia sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Demand &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= 0 + 56.342,5 \end{aligned}$$

$$Demand = 56.342,5 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil dari *supply* dan *demand*, maka dapat ditentukan besar peluang untuk menentukan kapasitas pabrik aseton pada tahun 2032 sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= 56.342,5 - 23.553 \\ &= 32.789,5 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pra rancangan pabrik aseton, ketersediaan bahan baku menjadi faktor krusial yang harus diperhatikan untuk memastikan kelancaran proses produksi. Bahan baku utama untuk memproduksi aseton adalah isopropil alkohol. Untuk isopropil alkohol karena tidak diproduksi dalam negeri maka kebutuhan isopropil alkohol didapatkan dengan impor dari luar negeri.

Tabel 1.6 Perusahaan luar negeri yang memproduksi isopropil alkohol

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)	Komposisi	Sumber
Suneco Chem	Dongying, Shandong, China	30.000	99,92%	https://www.sunecochem.com/
China National Chemical Corp	China	70.000	99,91%	https://www.researchandmarkets.com/
Shell Chemicals	Pulau Bukom, Singapura	75.000	99,9%	https://www.shell.com/

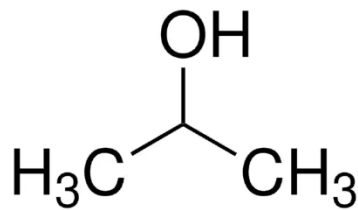
Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik luar negeri yang sudah beroperasi serta ketersediaan bahan baku yang mendukung proses produksi dan perhitungan yang dilakukan dengan mempertimbangkan hasil perhitungan perkiraan impor aseton pada tahun 2032, maka akan diperoleh kapasitas produksi aseton yang direncanakan adalah 25.000 ton/tahun. Kapasitas produksi ini dipilih dengan alasan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Isopropil Alkohol

Isopropil Alkohol merupakan jenis alkohol terbesar ke dua yang di produksi setelah metanol. Hingga saat ini, produksi isopropil alkohol terus berkembang dengan proses yang terus maju. Isopropil Alkohol yaitu alkohol sekunder yang dikenal sebagai nama lain seperti Isopropil Alkohol, 2-Propanol, 2-Hidroksil Propan, Sec-Propanol, dan sering disingkat dengan nama IPA. Isopropil Alkohol pada 25°C yang berwujud cair dan tidak berwarna.

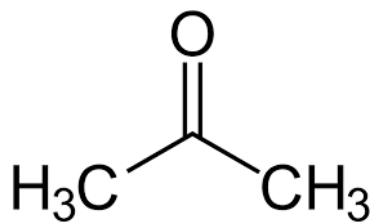
Isopropil Alkohol (Isopropanol, 2-Propanol, Dimetil Karbinol, (C_3H_7OH)) dengan berat molekul 60,09 g/mol (C_3H_8O) merupakan cairan yang tidak berwarna, volatil, dan mudah terbakar. Memiliki bau yang menyerupai campuran antara etil alkohol dan aseton. Sekitar 50% isopropil alkohol telah digunakan sebagai solvent.



Gambar 1.1 Struktur isopropil alkohol

1.3.2 Aseton

Aseton (CH_3COCH_3) atau dimetil keton adalah senyawa keton yang jika dalam ruangan berfase cair yang digunakan sebagai bahan pelarut dengan struktur kimia sebagai berikut:



Gambar 1.2 Struktur aseton

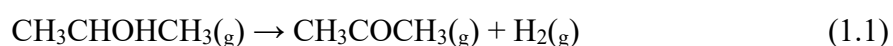
Aseton dapat dibuat menggunakan 3 proses yaitu, proses dehidrogenasi isopropil alkohol, proses oksidasi isopropil alkohol, dan *Cumene Hydroperoxide*. Uraian mengenai 3 proses tersebut diantaranya :

a. Proses Dehidrogenasi Isopropil Alkohol

Reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol bersifat endotermis, dan jika ingin mendapatkan konversi yang cukup tinggi, dibutuhkan suhu yang cukup tinggi pula. Pada pembuatan aseton dengan proses dehidrogenasi katalitik isopropanol (isopropil alkohol) digunakan katalis kombinasi ZnO dan ZrO dalam prosesnya. Proses dehidrogenasi ini berjalan pada fase gas dengan suhu 350°C dan tekanan ± 2 atm. Isopropil alkohol sebelum masuk

ke dalam reaktor diubah ke dalam fase gas terlebih dahulu dengan *vaporizer*. Produk utama yang dihasilkan oleh reaktor adalah aseton dan produk samping berupa gas hidrogen, serta sisa isopropil alkohol yang tidak bereaksi (Kirk dan Othmer, 1998).

Reaksi utama yang terjadi adalah sebagai berikut :

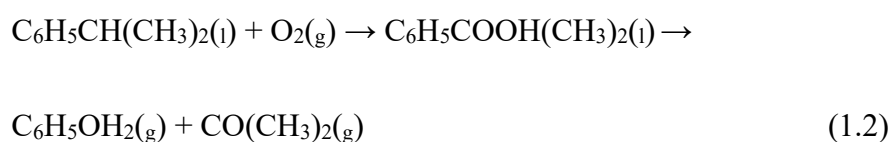


Secara teori, konversi isopropanol pada suhu 350°C dapat mencapai 90%. Reaksi yang berlangsung secara endotermis mengakibatkan semakin tinggi suhu, kesetimbangan akan bergeser ke arah produk. Untuk suhu reaksi 315-482°C digunakan katalis *Zinc Oxide-Zirconium Oxide* (ZnO-ZrO), *Copper-Chromium Oxide* (Cu-CrO) atau *Copper-Silicon Dioxide* (Cu-SiO₂).

b. Proses *Cumene Hydroperoxide*

Pada proses *cumene hydroperoxide*, bahan baku berupa isopropil benzene dioksidasi menjadi *cumene hydroperoxide* kemudian dipecah menjadi fenol dan aseton. Pada proses ini tahapan yang terjadi diantaranya oksidasi cumene, netralisasi, distilasi aseton, dan *cumene hydroperoxide*.

Reaksinya adalah sebagai berikut :



Pada proses oksidasi *cumene* menjadi *cumene hydroperoxide* dengan udara atmosfer atau udara yang mengandung banyak oksigen. Reaksi

berlangsung pada suhu antara 80–130°C dengan tekanan 6 atm, serta digunakan katalis Na_2CO_3 .

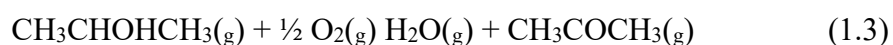
Proses *cumene hydroperoxide* ini menggunakan tiga atau empat reaktor oksidasi. Prosedur ini dapat menghasilkan konsentrasi *cumene hydroperoxide* 9-12% di reaktor pertama, 15-20% di reaktor kedua, 24-29% di reaktor ketiga, dan 32-39% di reaktor keempat. Hasil keluaran reaktor kemudian masuk ke evaporator untuk 4 diuapkan hingga kadar menjadi *cumene hydroperoxide* 75- 85%.

Massa reaksi yang di peroleh dalam proses ini adalah campuran fenol, aseton, dan berbagai produk lain seperti kumilfenol, asetofenon, dimetil-fenilkarbinol, ametilstirena, dan hidroksiaseton lalu dinetralkan dengan larutan natrium fenoksida atau basa lainnya, setelah itu dapat ditambahkan untuk memfasilitasi penghilangan garam anorganik. Produk kemudian dapat melalui tahap pemisahan dan pencucian, atau langsung ke menara distilasi (Kirk dan Othmer, 1998).

c. Proses Oksidasi Isopropil Alkohol

Reaksi antara isopropil alkohol dicampurkan dengan udara yang selanjutnya diumpankan ke reaktor pada suhu 295°C. Reaksi oksidasi isopropil alkohol menggunakan katalis seperti yang digunakan pada proses dehidrogenasi isopropil alkohol. Pemakaian proses oksidasi dan dehidrogenasi ini menggunakan katalis yang tepat, tetapi penggunaan oksidasi isopropil alkohol ini lebih sedikit dibanding menggunakan dehidrogenasi isopropil alkohol.

Reaksi utamanya :



Reaksi ini bersifat eksotermis sehingga diperlukan pengontrolan suhu yang sangat cermat untuk mencegah turunnya yield yang dihasilkan. Proses oksidasi isopropil alkohol sebagian terjadi pada fase cair non-katalitik, pada suhu dan tekanan rendah agar dapat menghasilkan aseton dan hidrogen peroksida.

1.3.3 Pemilihan Proses

Tabel 1.7 Perbandingan jenis proses (Kirk & Othmer, 1998)

Parameter	Jenis Proses		
	Dehidrogenasi Isopropil Alkohol	<i>Cumene Hydroperoxide</i>	Oksidasi Isopropil Alkohol
Reaktan	Isopropil Alkohol	Isopropil Benzene (Cumene)	Isopropil Alkohol
Suhu Reaksi	350°C	80-130°C	80-140°C
Tekanan Reaksi	2 atm	6 atm	3-4 atm
Fase Reaksi	Gas	Gas	Cair
Katalis	ZnO-ZrO, Cu-CrO/Cu-SiO ₂	Na ₂ CO ₃	ZnO-ZrO, Cu-CrO/Cu-SiO ₂
Konversi	85-92%	75-85%	15%
Jenis Reaksi	Edotermik	Eksotermik	Eksotermik

Tabel 1.8 kelebihan dan kekurangan jenis proses (Kirk & Othmer, 1998)

Parameter	Jenis Proses		
	Dehidrogenasi Isopropil Alkohol	<i>Cumene Hydroperoxide</i>	Oksidasi Isopropil Alkohol
Kelebihan	• Pengontrolan suhu <i>reactor</i> lebih mudah. • Aseton di hasilkan	• Suhu yang digunakan cukup rendah. • Bahan baku mudah didapat	• Suhu yang digunakan cukup tinggi. • Bahan baku mudah didapat

	sebagai produk utama.		
	• Konversi isopropil alkohol tinggi 90%		
Kekurangan	• Reaksi berlangsung pada suhu yang tinggi (endotermis) • Karena berlangsung pada suhu yang tinggi maka memerlukan katalis	• Aseton yang dihasilkan lebih dikit dari pada fenol • Bahan baku tidak langsung menjadi aseton tetapi melalui proses pembentukan produk antara dahulu	• Pengontrolan suhu reaktor rumit • Produk aseton yang dihasilkan merupakan produk samping

Berdasarkan analisis kelebihan dan kekurangan dari berbagai jenis proses produksi aseton menurut Kirk & Othmer (1998), proses dehidrogenasi isopropil alkohol dipilih karena menawarkan sejumlah keunggulan yang signifikan. Proses ini memungkinkan pengontrolan suhu reaktor yang lebih mudah, menghasilkan aseton sebagai produk utama, dan mencapai konversi isopropil alkohol yang tinggi hingga 90%. Selain itu, bahan baku isopropil alkohol mudah diperoleh, menjadikan proses ini lebih ekonomis dan terjangkau.

Meskipun memiliki kekurangan berupa reaksi yang berlangsung pada suhu tinggi dan bersifat endotermis, kekurangan ini masih dapat diatasi dengan rekayasa reaktor dan pemanfaatan katalis yang sesuai. Dibandingkan dengan proses lain seperti *cumene-hydroperoxide* atau oksidasi isopropil alkohol yang menghasilkan aseton sebagai produk samping atau memerlukan tahapan

intermediet, dehidrogenasi isopropil alkohol lebih langsung dan efisien untuk tujuan produksi aseton.

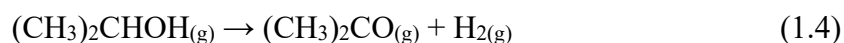
Dengan demikian, proses dehidrogenasi isopropil alkohol merupakan pilihan yang tepat dan kompetitif untuk produksi aseton, terutama ketika efisiensi, kemurnian produk, dan kemudahan pengendalian reaktor menjadi prioritas utama.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak, serta arah reaksi (*reversible/irreversible*). Secara termodinamika Reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol mempunyai ΔH positif yang bersifat endotermis atau reaksi yang membutuhkan panas dari luar, oleh karena itu konversi pada reaksi kimia yang terjadi akan terus meningkat sesuai dengan kenaikan suhu reaksi. Berikut harga entalpi, energi Gibbs dan konstanta kesetimbangannya.

Reaksi utamanya yaitu :



Dari persamaan reaksi diatas, maka dapat dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H^0_r = H^0_f \text{produk} - H^0_f \text{reaktan}$$

Tabel 1.9 Harga entalpi, energi Gibbs dan konstanta kesetimbangan

Komponen	ΔH°_f , kJ/mol	ΔG°_f , kJ/mol
C ₃ H ₆ O	-217,57	-153,05
H ₂	0,00	0,00
C ₃ H ₈ O	-272,59	-173,59

(Yaws Mc Graw hill handbook, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_{r\ 298K} &= \Delta H^{\circ}_f \text{produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{reaktan} \\
 &= (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta H^{\circ}_f \text{H}_2) - (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_8\text{O}) \\
 &= [1 (-217,57 \text{ kJ/mol}) + 1(0 \text{ kJ/mol})] - [1 (-272,59 \text{ kJ/mol})] \\
 &= 55,02 \text{ kJ/mol} \\
 &= 55.020 \text{ Joule/mol}
 \end{aligned}$$

Reaksi dehidrogeasi isopropil alkohol menjadi aseton seperti pada reaksi yang tertulis diatas mempunyai ΔH reaksi sebesar +55,02 kJ/mol. Jadi reaksi tersebut adalah reaksi endothermis, yaitu reaksi yang menyerap panas, sehingga secara umum reaksi kimia jenis ini akan meningkat konversinya dengan naiknya suhu reaksi. Hal ini terjadi karena kenaikan suhu akan mengakibatkan kenaikan harga Kp sehingga reaksi akan bergeser ke arah produk.

Perhitungan energi bebas Gibss (ΔG°_f) digunakan untuk menentukan konstanta keseimbangan reaksi pada suhu operasi. Persamaannya adalah sebagai berikut :

$$\Delta G^{\circ}_r = - R.T.\ln K$$

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

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H^0_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Keterangan :

ΔG^0_r = Energi Gibbs (kal/gmol)

K_A = Konstanta Keseimbangan pada suhu referensi

K_B = Konstanta keseimbangan pada suhu operasi

T_1 = Temperatur operasi

T_2 = Temperatur referensi

R = tetapan gas (8,314 kJ/kmol.K)

$$\begin{aligned} \Delta G_{298K} &= \Delta G^0_f \text{produk} - \Delta G^0_f \text{reaktan} \\ &= (\Delta G^0_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta G^0_f \text{H}_2) - (\Delta G^0_f \text{C}_3\text{H}_8\text{O}) \\ &= [1 (-153,05 \text{ kJ/mol}) + 1(0 \text{ kJ/mol})] - [1 (-173,59 \text{ kJ/mol})] \\ &= 20,54 \text{ kJ/mol} \\ &= 20.540 \text{ Joule/mol} \end{aligned}$$

Setelah dilakukan perhitungan, diperoleh nilai energi bebas Gibbs reaksi sebesar 20,54 kJ/mol. Hasil tersebut bernilai positif yang menunjukkan bahwa reaksi pada proses ini tidak spontan.

Dari persamaan (2) dapat ditentukan harga K pada 298,15 K (25°C) sebagai berikut :

$$\begin{aligned} K_{298} &= e^{\frac{-\Delta G^0_r}{RT}} \\ K_{298} &= e^{\frac{-20540 \frac{J}{mol}}{8,314 \frac{J}{mol.K} \times 298K}} \\ K_{298} &= e^{-8,2904} \end{aligned}$$

$$K_{298} = 0,000251$$

$$K_{298} = 2,51 \times 10^{-4}$$

Dari persamaan (3) dapat dicari nilai K_2 pada 623K (350°C) sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H^0_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_2}{0,000251} = -\frac{55,02 \frac{KJ}{mol}}{0,008314 \frac{KJ}{mol.K}} \left(\frac{1}{623} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$\frac{K_2}{0,000251} = e^{11,5848}$$

$$K_2 = 107.452,0521 \times 0,000251$$

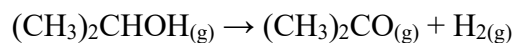
$$K_2 = 26,97$$

$$K_2 > 1 \longrightarrow \text{Reaksi } irreversible$$

Pada suhu 350°C, harga K_p lebih besar dari 1 sehingga reaksi dehidrogenasi isopropanol dianggap berjalan kearah produk saja (*irreversibel*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Apabila ditinjau dari kinetika reaksi, percepatan reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol menjadi aseton didapat dari buku (Turton, 1998), aseton diproduksi oleh reaksi endotermik dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Reaksi endotermik yang telah berlangsung dengan bentuk fase gas pada katalis padat, yang didapat kinetika reaksi sebagai berikut:

$$-r_{IPA} = k_o \exp \left[-\frac{E_a}{RT} \right] C_{IPA} \left(\frac{kmol}{m^3.s} \right)$$

Dimana :

$$k_o = \text{Konstanta Pre} - \text{eksponensial} (3,51 \times 10^5 \frac{m^3 gas}{m^3 reactor s'})$$

$$Ea = 72,38 \frac{MJ}{kmol}$$

$$C_{IPA} = \frac{kmol}{m^3 gas}$$

$$R = \text{Konstanta gas} (\frac{L.atm}{mol.K})$$

$$T = \text{Suhu (K)}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Aseton

Rumus molekul	: CH_3COCH_3
Fase (30°C, 1 atm)	: Cair
Kemurnian	: 99% (1% IPA)
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 58,079 g/mol
Berat jenis	: 786 kg/m ³ (25°C)
Viskositas	: 0,36 cP (20°C)
Titik lebur	: -95°C
Titik didih	: 56°C
Kapasitas panas	: 125,45 J/mol/K
Kelarutan	: <i>miscible</i> dalam air

2.2 Spesifikasi Produk Samping

2.2.1 Hidrogen

Rumus molekul	: H_2
Fase	: Gas (30°C, 1 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 2,0159 g/mol
Berat jenis	: 83,42 kg/m ³ (21,1°C)
Titik lebur	: -259,2°C
Titik didih normal	: -252,77°C

2.3 Spesifikasi Bahan Baku

2.3.1 Isopropil Alkohol

Rumus molekul	: $\text{CH}_3\text{CHOHCH}_3$
Berat molekul	: 60,095 g/mol
Fase	: Cair (30°C, 1 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Komposisi	: 99,9%
Berat jenis	: 780 kg/m ³ (25°C)
Titik lebur	: -87,90°C
Titik didih	: 82,45°C
Viskositas	: 1,96 cP (25°C)
Kapasitas panas	: 161,2 J/mol/K (25°C)
Kelarutan	: <i>miscible</i> dalam air

2.4 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.4.1 Katalis Zn

Rumus molekul	: ZnO
Fase	: Padat (pelet)
Warna	: Putih
Diameter	: 3,175 mm
Bulk Density	: 1.577,28 kg/m ³
True Density	: 5.817,35 kg/m ³
Porositas	: 0,5
Berat molekul	: 81,37 g/mol
Titik lebur	: 1.949°C

(Sumber : Safety Data Sheet)

Tabel 2.1 Analisis risiko proses

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Resiko	
			Rendah	Tinggi
Kondisi Operasi				
1	Suhu	350°C		✓
2	Tekanan	2 atm	✓	
Bahan baku yang digunakan				
1	Isopropil Alkohol	Flammability : Mudah Terbakar, kategori 2		✓
		Toxicity : Beracun, kategori 3		✓
		Reactivity :Tidak reaktif dalam kondisi normal	✓	
		Corrosivity : tidak korosif	✓	
2	Katalis ZnO	Flammability : Mudah Terbakar, kategori 3		✓
		Toxicity : Beracun, kategori 4		✓
		Reactivity :Tidak reaktif dalam kondisi normal	✓	
		Corrosivity : Kategori 1		✓
Sifat Produk yang Dihasilkan				
1	Aseton	Flammability : Mudah Terbakar, kategori 2		✓
		Toxicity : Beracun, kategori 3		✓
		Reactivity :Tidak reaktif dalam kondisi normal	✓	
		Corrosivity : tidak korosif	✓	
2	Hidrogen	Flammability : Mudah Terbakar, kategori 1	✓	
		Toxicity : Tidak beracun, kategori 0	✓	
		Reactivity :Tidak reaktif dalam kondisi normal	✓	
		Corrosivity : tidak korosif	✓	

(Sumber : MSDS)

Berdasarkan data diatas, maka pabrik Aseton dapat dikategorikan ke dalam pabrik dengan resiko rendah.

2.5 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik aseton ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.5.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku isopropil alkohol dan bahan-bahan lain seperti katalis dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik.

a. Kemurnian Isopropil Alkohol

Isopropil alkohol harus memiliki kemurnian 99% untuk mencegah terjadinya kontaminasi produk akhir. *Impurity* seperti air, metanol, atau senyawa organik lain harus dijaga pada tingkat minimum untuk menjaga efisiensi reaksi dehidrasi dan mengurangi pengotor dalam aseton yang dihasilkan.

b. Kandungan Air

Kandungan air dalam isopropil alkohol mempengaruhi reaksi dehidrogenasi yang diharapkan menghasilkan aseton, karena air cenderung akan mengurangi hasil persentase produk. Oleh karena itu, kandungan dalam isopropil alkohol harus di kendalikan dengan batas

maksimum 1%. Pengukuran kandungan air dilakukan dengan *karl fischer titration* atau *gas chromatography* (GC) untuk mendeteksi kadar air.

c. Pengujian Fisik Bahan Baku

Isopropil alkohol yang digunakan harus memenuhi persyaratan fisik tertentu seperti densitas, titik didih, dan warna. Pengujian ini dapat dilakukan melalui density meter, refraktometer, viskositas meter.

d. Frekuensi Pengujian Bahan Baku

Pengujian kualitas isopropil alkohol dilakukan secara berkala, baik pada saat penerimaan bahan baku dari pemasok, maupun sebelum bahan baku dimasukkan ke dalam reaktor. Setiap batch isopropil alkohol akan diuji untuk memastikan kualitasnya sesuai dengan spesifikasi.

2.5.2 Pengendalian Proses Produksi

Alat ukur dan instrument merupakan bagian penting dalam mengendalikan proses produksi. Dengan adanya system tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrument memiliki 3 fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisa, dan alat kendali. Selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, instrument juga berfungsi untuk mengatur variable proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya. Instrument harus ada dan harus berfungsi sebagaimana mestinya sesuai dengan kebutuhan dimana instrument tersebut ditempatkan. Instrument merupakan salah satu faktor yang sangat menentukan mutu dari

suatu hasil produksi. Pengendalian proses pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

a. Pengendalian Suhu (*Temperature Control*)

Reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol menjadi aseton berlangsung pada suhu tinggi 350°C. Suhu reaktor dikendalikan dengan *temperature sensor* (RTD atau *thermocouple*) yang dipasang di berbagai titik dalam reaktor. Sistem *PID controller* digunakan untuk menjaga suhu reaktor agar tetap stabil.

b. Pengendalian Tekanan (*Pressure Control*)

Tekanan dalam reaktor harus dijaga pada tekanan tertentu untuk memastikan efisiensi reaksi dan keamanan operasi. *Pressure transmitter* dipasang untuk memonitor tekanan di dalam reaktor agar tetap pada kisaran 2 atm. Sistem alarm dan *safety valve* dipasang untuk mencegah kenaikan tekanan yang berlebihan.

c. Pengendali Aliran (*Flow Rate Control*)

Pengendalian aliran isopropil alkohol ke dalam reaktor sangat penting untuk menjaga rasio umpan yang tepat. *Flow meter* (misalnya Coriolis meter) dipasang untuk memonitor aliran isopropil alkohol secara real-time. *Flow control valve* akan mengatur aliran isopropil alkohol sesuai dengan set point yang ditentukan oleh sistem kontrol berbasis PLC (*Programmable Logic Controller*).

d. Pengendali Level (*Level Control*)

Di bagian distilasi atau pemisahan, pengendalian level cairan sangat penting agar proses pemisahan berjalan optimal. Level *transmitter* dipasang di berbagai titik dalam kolom distilasi, dan *control valve* digunakan untuk mengatur aliran cairan berdasarkan level yang terdeteksi.

e. Sistem Kontrol Terintegrasi

Semua sensor dan instrumen kontrol dihubungkan dengan *Distributed Control System* (DCS) yang dapat memonitor dan mengendalikan keseluruhan proses secara otomatis. Sistem ini dilengkapi dengan antarmuka pengguna (HMI) yang memungkinkan operator untuk mengawasi kondisi proses secara real-time dan melakukan penyesuaian jika diperlukan.

2.5.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas dari produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh proses-proses sebelumnya. Untuk memperoleh mutu produk standar, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian yang baik terhadap proses yang ada sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan sesuai dengan kebutuhan di pasaran.

a. Kemurnian Aseton

Produk aseton yang dihasilkan harus memiliki kemurnian minimal 99% untuk digunakan dalam industri petrokimia. Pengujian kemurnian dilakukan dengan menggunakan *Gas Chromatography* (GC). Instrumen ini

mampu memisahkan dan mengidentifikasi komponen-komponen dalam campuran gas, serta memberikan hasil komposisi yang akurat.

b. Pengujian Kontaminan

Produk aseton harus bebas dari kontaminan seperti air atau senyawa lain yang dapat menurunkan kualitas produk. Analisis GC-MS dan *infrared spectroscopy* digunakan untuk mendeteksi adanya kontaminan dalam produk aseton. Batas maksimal kontaminan ditetapkan kurang dari 0,1% untuk menjaga kualitas produk.

c. Pengendalian Tekanan dan Suhu Produk

Setelah produk aseton dipisahkan dan dimurnikan, perlu dikendalikan tekanan dan suhu selama penyimpanan dan distribusi. *Pressure and temperature transmitter* dipasang di tangki penyimpanan untuk memonitor kondisi penyimpanan. Produk disimpan pada suhu rendah dan tekanan tertentu untuk menjaga kestabilannya.

d. Sertifikasi Kualitas

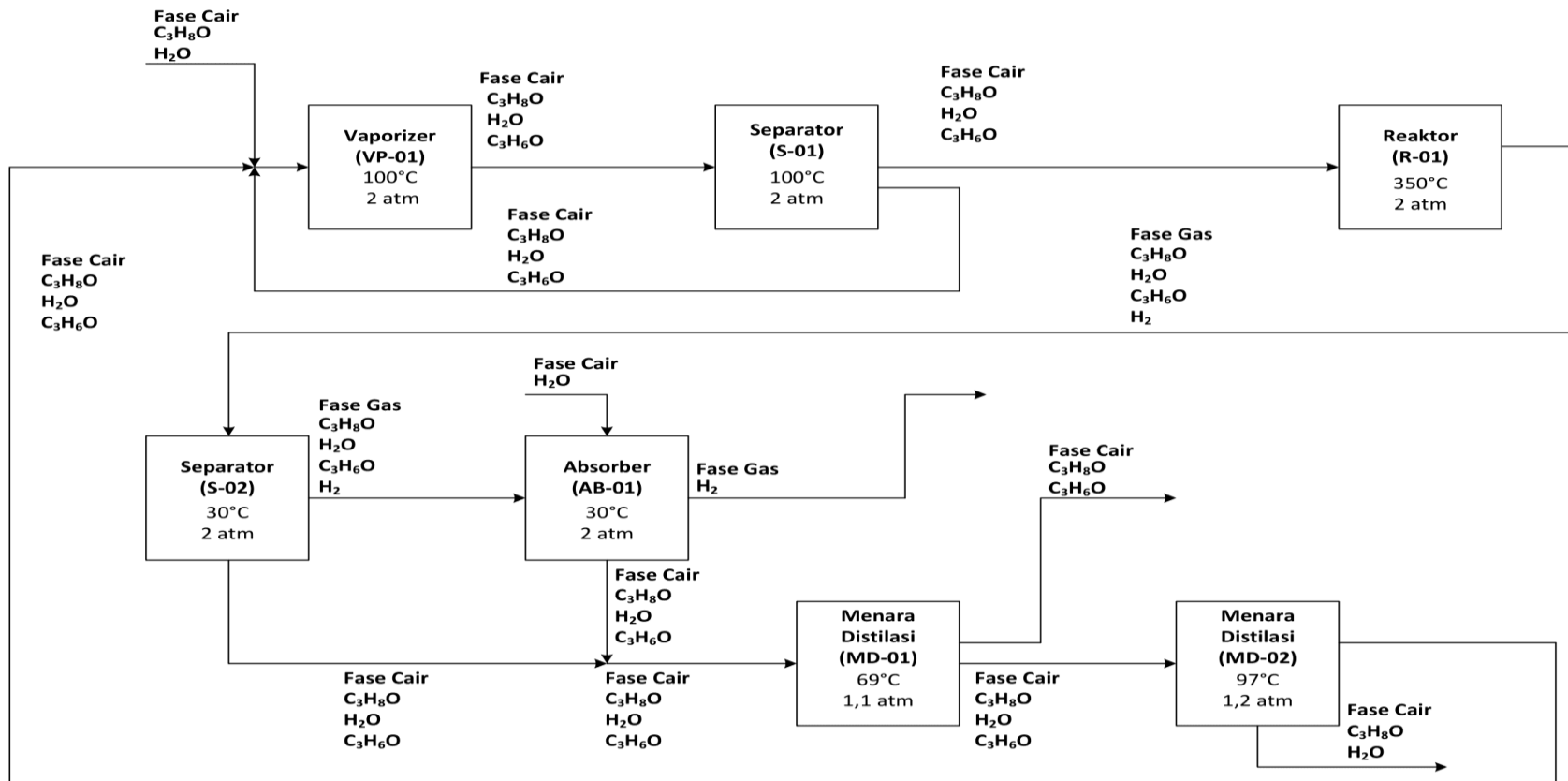
Setiap *batch* produk aseton harus disertifikasi oleh laboratorium pengujian internal sebelum didistribusikan kepada konsumen. Sertifikasi ini mencakup parameter-parameter seperti kemurnian, tekanan, suhu, dan kandungan kontaminan

BAB III

PERANCANGAN PROSES

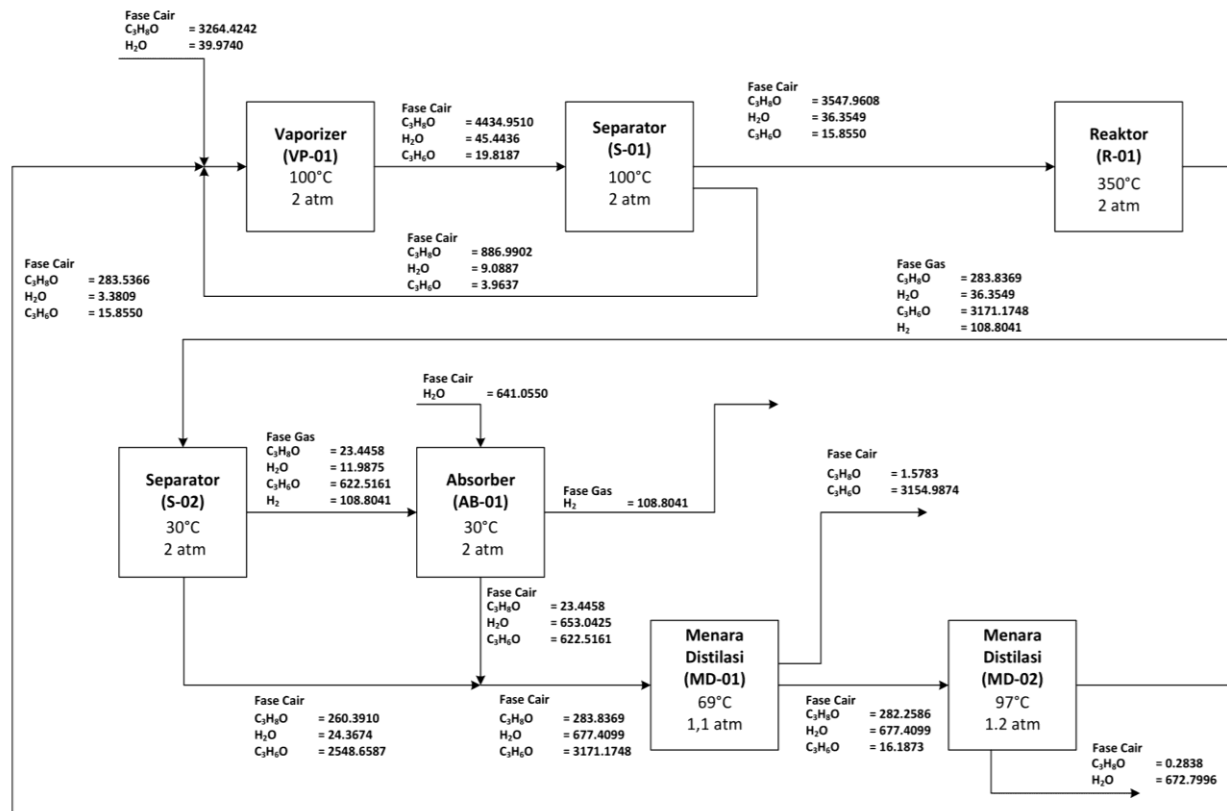
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Proses Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

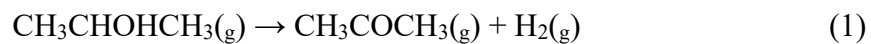
3.1.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pembuatan aseton dari isopropanol dengan proses dehidrogenasi berjalan secara endotermis dengan bantuan katalis ZnO. Persamaan reaksi overall adalah sebagai berikut :



Proses dehidrogenasi berlangsung pada fase gas dengan suhu 350°C dan tekanan 2 atm. Konversi isopropil alkohol mencapai 92%. Karena reaksi berjalan secara endotermis, maka akan terjadi penurunan suhu. Berdasarkan teori kesetimbangan, penurunan suhu pada reaksi endotermis akan menyebabkan penurunan konversi. Oleh karena itu, pada proses ini digunakan reaktor yang dijalankan secara isothermal dengan bantuan pemanas reaktor berupa *superheated steam* untuk mempertahankan suhu dan konversi.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap ini bertujuan untuk menyiapkan bahan baku berupa isopropil alkohol sebelum di reaksi di reaktor. Isopropil Alkohol dengan kemurnian 99% disimpan di Tangki Isopropil Alkohol (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Umpan isopropil alkohol dialirkan dan dinaikkan tekanannya hingga 2 atm dengan pompa (P-01). Arus isopropil alkohol kemudian dialirkan terlebih dahulu ke *mixing point* (MP-01) untuk dicampurkan dengan arus *recycle* dari *Separator* 1 (S-01) dan arus *recycle* dari hasil atas Menara Distilasi 2 (MD-02). Arus keluaran dari *Mixing point* (MP-01) dimasukkan ke *Vaporizer* (VP-01) untuk diuapkan sebanyak 80% massa pada suhu 93,43°C. Menurut buku

Process Heat Transfer oleh Kern (1983) suatu zat dapat diuapkan maksimal 80% dalam suatu *Vaporizer*.

Hasil keluaran *vaporizer* dialirkan ke Separator (S-01) untuk dipisahkan antara fase cair dan gas. Hasil atas Separator (S-01) berupa gas dialirkan menuju *Heater* (HE-01) untuk dinaikkan suhunya sebelum masuk reaktor (R-01) menggunakan *superheated steam*. Di *Heater* 1 (HE-01), suhu dinaikkan dari 93,43°C - 350°C. Hasil bawah Separator (S-01) di-*recycle* untuk dicampurkan lagi dengan umpan isopropil alkohol di *mixing point* 1 (MP-01).

3.2.2 Tahap Sintesis Aseton

Bahan baku isopropil alkohol yang telah melalui proses *pre treatment* dan sudah sesuai dengan kondisi operasi reaktor (R-01) kemudian dialirkan menuju reaktor. Tahap sintesis aseton terjadi di *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-01). Reaktor bekerja pada suhu 350°C dengan pemanas berupa *superheated steam* dan ZnO sebagai katalis. Konversi isopropil alkohol di dalam reaktor sebesar 92%. Di dalam reaktor, isopropil alkohol dialirkan pada tube-tube berisikan katalis ZnO kemudian terurai menjadi aseton dan H₂. Hasil keluaran reaktor berupa produk aseton, H₂, air, dan sisa isopropil alkohol berfase gas.

3.2.3 Tahap Pemurnian Produk

Hasil keluaran Reaktor (R-01) dialirkan menuju *Cooler* 1 yaitu (CL-01) untuk diturunkan suhunya dari 350°C hingga 100°C. Selanjutnya gas di kondensasi menggunakan Kondensor (CD-01) pada suhu 30°C menghasilkan campuran berfase cair-gas. Kemudian campuran cair-gas ini dipisahkan

menggunakan *Separator 2* (S-02). Hasil atas dari *Separator 2* (S-02) dialirkan ke Absorber (AB-01) untuk menyerap sisa gas isopropil alkohol dan aseton dengan air sebagai solventnya. Sedangkan hasil bawah *Separator 2* (S-02) dialirkan ke *Mixing point 2* (MP-02).

Air tidak dapat menyerap gas hidrogen dan diasumsikan tidak ada gas hidrogen yang terbawa sebagai hasil bawah. Hasil atas Absorber 1 (AB-01) berupa gas hidrogen dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL) yang akan diproses *direct* pipa menuju pabrik yang membutuhkan hidrogen sebagai bahan baku. Hasil bawah Absorber 1 (AB-01) berupa aseton, air, dan isopropil alkohol kemudian dicampur dengan hasil bawah *Separator 2* (S-2) di *Mixing Point* (MP-02). Campuran tersebut dipisahkan menggunakan Menara Distilasi 1 (MD-01). Umpan Menara Distilasi 1 (MD-01) dipanaskan terlebih dahulu di *Heater* (HE-02) dinaikkan suhunya menjadi 68,65°C. Kemudian dialirkan ke Expansion Valve 1 (EV-01) untuk diturunkan tekanannya dari 2 atm ke 1,1 atm.

Hasil atas Menara Distilasi 1 (MD-01) diinginkan produk berupa aseton dengan kemurnian 99% massa. Kemudian didinginkan dengan *Cooler* (CL-03) hingga suhu 30°C dan dialirkan ke Tangki Aseton (T-02). Hasil bawah MD-01 berupa air, isopropil alkohol, dan aseton yang dipisahkan dengan Menara Distilasi 2 (MD-02). Hasil atas Menara Distilasi 2 (MD-02) berupa campuran isopropil alkohol, air dengan sedikit aseton yang kemudian di *recycle* menuju *Mixing point 1* (MP-01). Sedangkan hasil bawah Menara Distilasi 2 (MD-02) dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor

a. Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan isopropil alkohol menjadi aseton menggunakan metode dehidrogenasi dengan bantuan katalis ZnO.
Jenis/ Tipe	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 15.300

b. Kondisi Operasi

Suhu	: 350°C
Tekanan	: 2 atm
Kondisi Operasi	:

c. Kontruksi dan Material

Bahan kontruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i>	: 27,66 in
Tebal <i>Shell</i>	: 0,50 in
Tinggi Total	: 4,0352 m
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical</i>

d. Insulasi

Bahan	: Magnesia
--------------	------------

Konduktivitas Panas : 0,0925 Btu/jam. °F/ft

Tebal Isolasi : 7,9385 in

e. Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis : Cu-ZnO dengan penyangga alumina (Al_2O_3)

Bentuk Katalis : Butiran Bola

Ukuran Katalis : 3,175 mm

Tinggi Tumpukan : 2,9261 m

Porositas Tumpukan : 0,5

WHSV : 2/jam

Bahan Kontruksi Tube : *Stainless Steel SA-240 Grade 304L*

Diameter Tube : 1,32 in

Panjang Tube : 12 ft

Jumlah Tube : 157

Tipe Tube : *Triangular pitch*

Jenis Hot Fluid : *Superheated Steam*

Kebutuhan Hot Fluid : 23.140,74 kg/jam

3.3.2 Separator

Tabel 3.1 Spesifikasi separator

Kode	S-01	S-02
Fungsi Peruntukan	Memisahkan campuran	Memisahkan campuran
Alat	uap an cair keluaran <i>vaporizer</i> (VP-01)	uap an cair keluaran kondensor 01 (CD-01)

Kode	S-01	S-02
	dengan hasil atas berupa fase gas umpan reaktor (R-01) dan hasil bawah berupa fase campuran air yang tidak teruapkan dalam <i>vaporizer</i> (VP-01)	dengan hasil atas berupa fase gas umpan absorber 01 (AB-01) dan hasil bawah berupa fase campuran aseton, isopropil alkohol, dan air
Jenis	Separator <i>vapor-liquid</i>	Separator <i>vapor-liquid</i>
Material	Carbon Steel SA 283 grade C	Stainless Steel SA-240 Grade 304L
Operating Condition		
Suhu	93,43°C	30°C
Tekanan	2 atm	2 atm
Mechanical Design		
<i>Shell</i>		
Panjang	2,36 m	2,96 m
Tebal	0,01 m	0,01 m
Diameter Luar	0,66 m	0,66 m
<i>Head</i>		
Panjang	0,28 m	0,28 m
Tebal	0,01 m	0,01 m
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9.000	\$ 22.500

3.3.3 Absorber

Nama dan Kode	: Absorber 01 (AB-01)
Fungsi	: Menyerap kembali aseton dan isopropil alkohol dari hasil arus <i>separator</i> 02 (S-02) menggunakan solvent air. Menghasilkan pemisahan H ² dari kandungan senyawa input absorber
Jenis	: <i>Packed tower absorber</i>
Material	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade 304L</i>
<i>Operating Condition</i>	
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 2 atm
<i>Mechanical Design</i>	
a. Tinggi	: 3,68 m
b. Tebal	: 0,44 in
c. Diameter	: 0,55m
<i>Head</i>	
a. Tebal	: 0,44 in
b. Tinggi	: 0,15 m
c. Jenis <i>Packing</i>	: <i>Pall Rings</i>
d. Tinggi <i>Packing</i>	: 1,74 m
e. Diameter <i>Packing</i>	: 16 mm
Jumlah	: 1

Harga : \$ 64.000

3.3.4 Menara Distilasi

Tabel 3.2 Spesifikasi menara distilasi

Kode	MD-01	MD-02
Fungsi Peruntukan Alat	Memisahkan campuran aseton, isopropil alkohol, dan air dengan hasil atas berupa gas produk utama aseton dengan impuritis sedikit isopropil alkohol dan hasil bawah isopropil alkohol dan air	Memisahkan isopropil alkohol dari air untuk nantinya akan di <i>recycle</i> menuju feed bahan baku hasil atas berupa fase gas dan bawah fase cair.
Jenis	<i>Multicomponent distillation</i>	<i>Multicomponent distillation</i>
Tipe	<i>Tray distillation column</i>	<i>Tray distillation column</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Operating Condition		
Umpan		
Suhu	68,99°C	96,87°C
Tekanan	1,100 atm	1,1535 atm
Distilat		
Suhu	56,20°C	82,58°C
Tekanan	1,081 atm	1,1115 atm
Bottom		
Suhu	96,87°C	100,01°C
Tekanan	1,192 atm	1,2723 atm

Kode	MD-01	MD-02
<i>Mechanical Design</i>		
<i>Shell</i>		
Diameter	1,174 m	0,700 m
Tinggi	6,133 m	6,109 m
Tebal	0,25 in	0,1875 in
<i>Head</i>		
Jenis	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal	0,25 in	0,1875 in
<i>Tray</i>		
Jenis Tray	<i>Sieve Tray</i>	<i>Sieve Tray</i>
Feed Plate	4	2
Jumlah Plate Aktual	13	13
Susunan hole	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>
Diameter hole	0,003 m	0,003 m
Jumlah Tray	13	13
Tray Spacing	0,30 m	0,30 m
Jumlah	1	1
Harga	\$ 290.774	\$ 197.034

3.3.6 Akumulator

Tabel 3.3 Spesifikasi akumulator

Kode	ACC-01	ACC-02
Fungsi Peruntukan	Menampung keluaran kondensor 02 (CD-02) di menara distilasi 01 (MD-01)	Menampung keluaran kondensor 03 (CD-03) di menara distilasi 02 (MD-02)
Alat		

Kode	ACC-01	ACC-02
Jenis	<i>Cylinder Tank</i>	<i>Cylinder Tank</i>
	<i>Horizontal</i>	<i>Horizontal</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Operating Condition		
Suhu	56,18°C	81,20°C
Tekanan	1,081 atm	1,1115 atm
Mechanical Design		
Kapasitas Tangki	2,33 m ³	0,16 m ³
Diameter Tangki	1,00 m	1,00 m
Panjang Tangki	3,00 m	3,00 m
Jumlah	1	1
Harga	\$ 3.700	\$ 1.400

3.3.7 Vaporizer

Tabel 3.4 Spesifikasi vaporizer

Kode	VP-01
Fungsi	Menguapkan campuran dari Mixing point sebelum diumpankan ke Reaktor (R-01)
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Flow Area	0,302 ft ²
Operating Condition	
Tipe Fluida	<i>Cold Fluid</i> <i>Hot Fluid</i>
Fluida	Produk <i>Dowtherm A</i>

Kode	VP-01	
In	46,45°C	120°C
Out	93,43°C	100°C
Tekanan	2 atm	
Flow Area	0,167 ft ²	0,078 ft ²
<i>Mechanical Design</i>		
Luas Transfer Panas	427,93 ft ²	
Panjang Tube	20 ft	
ID	0,62 in	
OD	0,75 in	
Jumlah Tube	109 buah	
Kebutuhan Steam	7.215,26 kg/jam	
Jumlah	1	
Harga	\$ 13.300	

3.3.8 Alat Tangki Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3.5 Spesifikasi penyimpanan bahan baku dan produk

Tangki	T-01	T-02
Fungsi Peruntukan	Menyimpan kebutuhan	Menyimpan produk
Alat	bahan baku isopropil alkohol	aseton
Lama Penyimpanan	30 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>
Kondisi Operasi	Suhu : 30	Suhu : 30

Tangki	T-01	T-02
	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi		
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Volume Tangki	3.651,41 m ³	3.497,60 m ³
Diameter	24,38 m	24,38 m
Tinggi	9,144 m	9,144 m
Jumlah Course	5	5
Tebal Shell	0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875	0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875
Head	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal Head	0,1875 in	0,1875 in
Harga	\$ 416.100	\$ 404.500

3.3.9 Alat Transportasi Bahan

a. Pompa

Tabel 3.6 Spesifikasi pompa (bagian 1)

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Memompa cairan bahan baku isopropil alkohol ke Mixing point	Memompa cairan Condensor (CD-01) ke Separator (SP-02)	Memompa cairan dari Mixing point ke (HE-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
<i>Mechanical Design</i>			

Kode	P-01	P-02	P-03
Kapasitas	22,33 gal/menit	6,69 gal/menit	19,15 gal/menit
Rate			
Volumetrik	0,05 ft ³ /s	0,01 ft ³ /s	0,04 ft ³ /s
Kecepatan			
Aliran	2,14 ft/s	1,43 ft/s	1,84 ft/s
	Ukuran Pipa		
ID	2,07 in	1,38 in	2,07 in
OD	2,38 in	1,66 in	2,38 in
IPS	2	1,66	2
Flow Area			
Pipe	3,35 in ²	1,5 in ²	3,35 in ²
Efisiensi			
Pompa	45%	42%	42%
Power			
Pompa	0,602 HP	0,050 HP	0,157 HP
Efisiensi			
Motor	0,75 HP	0,08 HP	0,25 HP
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 10.800	\$ 7.800	\$ 10.800

Tabel 3.7 Spesifikasi pompa (bagian 2)

Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Memompa cairan dari (HE-01) ke (MD-01)	Memompa cairan dari (RB-01) ke (MD-02)	Memompa cairan dari (ACC-02)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Konstruksi			
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	26,64 gal/menit	61,56 gal/menit	5,85 gal/menit
Rate			
Volumetrik	0,06 ft ³ /s	0,14 ft ³ /s	0,01 ft ³ /s
Kecepatan			
Aliran	2,55 ft/s	2,69 ft/s	2,17 ft/s
Ukuran Pipa			
ID	2,07 in	3,07 in	1,05 in
OD	2,38 in	3,5 in	1,32 in
IPS	2	3	1
Flow Area			
Pipe	3,35 in ²	7,35 in ²	0,86 in ²
Efisiensi			
Pompa	55%	60%	42%
Power			
Pompa	0,183 HP	0,350 HP	0,057 HP

Kode	P-04	P-05	P-06
Efisiensi			
Motor	0,25 HP	0,50 HP	0,13 HP
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 10.800	\$ 14.400	\$ 6.600

Tabel 3.8 Spesifikasi pompa (bagian 3)

Kode	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Memompa cairan dari (RB-02) ke UPL	Memompa cairan dari (ACC-02)	Memompa arus (MD-02) dari (ACC-02) menuju (VP-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Konstruksi			
<i>Mechanical Design</i>			
Kapasitas	5,57 gal/menit	3,72 gal/menit	2,20 gal/menit
Rate			
Volumetrik	0,01 ft ³ /s	0,01 ft ³ /s	0,005 ft ³ /s
Kecepatan			
Aliran	2,07 ft/s	1,38 ft/s	0,82 ft/s
Ukuran Pipa			
ID	1,05 in	1,05 in	1,05 in
OD	1,32 in	1,32 in	1,32 in
IPS	1	1	1

Kode	P-07	P-08	P-09
Flow Area			
Pipe	0,86 in ²	0,86 in ²	0,86 in ²
Efisiensi			
Pompa	42%	45%	42%
Power			
Pompa	0,045 HP	0,034 HP	0,056 HP
Efisiensi			
Motor	0,08 HP	0,08 HP	0,08 HP
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 6.600	\$ 6.600	\$ 6.600

b. Blower

Tabel 3.9 Spesifikasi *blower* (bagian 1)

Kode	BL-01	BL-02	BL-03
Fungsi	Mengalirkan fluida keluaran atas separator (S-01) menuju <i>heater</i> (HE-01)	Mengalirkan fluida keluaran <i>heater</i> (HE-02) menuju reaktor <i>fixed bed</i> (R-01)	Mengalirkan fluida keluaran reaktor <i>fixed bed</i> (R-01) menuju <i>Cooler</i> (CL-01)
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan			
Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
<i>Operating Condition</i>			
Suhu	94,55°C	350°C	350°C
Tekanan	2 atm	2 atm	2 atm

Kode	BL-01	BL-02	BL-03
Kapasitas	926,60 m ³ /menit	1.570,33 m ³ /menit	2.961,11 m ³ /menit
Efisiensi	80%	80%	80%
Daya	0,125 HP	0,25 HP	0,50 HP
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 2.500	\$ 3.700	\$ 5.700

Tabel 3.10 Spesifikasi *blower* (bagian 2)

Kode	BL-04	BL-05
Fungsi	Mengalirkan fluida keluaran atas separator (S-02) menuju absorber (AB-01)	Mengalirkan fluida keluaran atas absorber (hidrogen) menuju ke output atas
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Carbon Stell SA-283</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Konstruksi	<i>Grade C</i>	
<i>Operating Condition</i>		
Suhu	30°C	30°C
Tekanan	2 atm	2 atm
Kapasitas	823,21 m ³ /menit	676,58 m ³ /menit
Efisiensi	80%	80%
Daya	1 HP	0,08 HP
Jumlah	1	1
Harga	\$ 2.400	\$ 2.100

c. Expansion Valve

Tabel 3.11 Spesifikasi *expansion valve*

Kode	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran (HE-03) dari 2 atm menjadi 1.1 atm untuk diumpankan ke (MD-01)
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>
Kapasitas	4.132,42 gal/menit
<i>Mechanical Design</i>	
ID	1,38 in
OD	1,66 in
A't	1,5 ft ²
Panjang	12,19 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1
Harga	\$ 2.000

3.3.10 Alat Penukar Panas

a. Heater

Tabel 3.12 Spesifikasi *heater* (bagian 1)

Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Memaskan fluida keluaran atas separator (S-01) menuju Reaktor (R-01)	Memaskan fluida keluaran <i>mixing point</i> 2 menuju umpan masuk menara distilasi (MD-01)
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Material	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
<i>Operating Condition</i>		

Kode	HE-01		HE-02	
Posisi	Annulus	Inner Pipe	Annulus	Inner Pipe
Fluida	Superheated Steam	IPA, H ₂ O, Aseton	Dowtherm A	IPA, H ₂ O, Aseton
Tipe				
Fluida	Hot Fluid	Cold Fluid	Cold Fluid	Hot Fluid
In	390°C	93,43°C	120°C	30°C
Out	250°C	350°C	90°C	68,65°C
Tekanan	19,74 atm	2 atm	1 atm	2 atm
	Mechanical Design			
	Outer Pipe	Inner Pipe	Outer Pipe	Inner Pipe
Panjang	12	12	12	12
Hairpins	3	3	4	4
ID	4,026 in	3,068 in	4,026 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in	4,5 in	3,5 in
A	66,02 ft ²		110,04 ft ²	
Kebutuhan				
Pemanas	1.996,86 kg/jam		7.861,41 kg/jam	
ΔPcal				
/ΔPallow	0,29/10 psi	0,06/10 psi	0,67/10 psi	0,01/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,011/0,003		0,011/0,003	
Harga	\$ 21.000		\$ 1.600	

b. Cooler

Tabel 3.13 Spesifikasi *cooler* (bagian1)

Kode	CL-01		CL-02	
Fungsi	Menurunkan suhu fluida keluaran reaktor <i>fixed bed</i> (R-01) menuju <i>cooler</i> (CL-02)		Menurunkan suhu fluida keluaran atas menara distilasi (MD-01) menuju tangki penyimpanan (T-02)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>		<i>Double Pipe</i>	
Material	<i>Stainless Steel</i> SA-240 Grade 304L		<i>Carbon Stell</i> SA-283 Grade C	
<i>Operating Condition</i>				
Posisi	Annulus	Pipe	Annulus	Pipe
Fluida	<i>Dowtherm A</i>	IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂	H ₂ O	IPA, H ₂ O, Aseton dan H ₂
Tipe				
Fluida	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>
In	90°C	350°C	30°C	56,20°C
Out	120°C	100°C	45°C	30°C
Tekanan	1 atm	2 atm	1 atm	1 atm
<i>Mechanical Design</i>				
	Outer Pipe	Inner Pipe	Outer Pipe	Inner Pipe
Panjang	12	12	12	12
<i>Hairpins</i>	1	1	4	4
ID	4,026 in	3,068 in	4,026 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in	4,5 in	3,5 in
A	94,24 ft ²		83,26 ft ²	

Kode	CL-01		CL-02	
Kebutuhan				
Pendingin	22.429,68 kg/jam		2.270,66 kg/jam	
ΔP_{cal}				
$/\Delta P_{allow}$	6,69/10 psi	0,22/10 psi	0,30/10 psi	0,9/10 psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,004/0,003		0,006/0,003	
Harga	\$ 1.700		\$ 2.200	

c. Kondensor

Tabel 3.14 Spesifikasi kondensor (bagian 1)

Kode	CD-01		CD-02	
Fungsi	Untuk mengembunkan (mengubah fase isopropil alkohol, aseton dan air) dari fase gas menjadi fase cair sebelum masuk SP-02		Mengembunkan seluruh uap hasil atas menara distilasi (MD-01) menuju akumulator (ACC-01)	
Jenis	Shell and Tube		Shell and Tube	
Material	Stainless Steel SA-240 Grade 304L		Carbon Stell SA-283 Grade C	
	Operating Condition			
Posisi	Shell	Tube	Shell	Tube
Tipe Fluida	Hot Fluid	Cold Fluid	Hot Fluid	Cold Fluid
In	100°C	30°C	56,20°C	30°C
Out	30°C	90°C	56,18°C	45°C
Tekanan	2 atm	1 atm	1,081 atm	1 atm
Flow Area	0,375 ft²	0,193 ft²	1,408 ft²	0,805 ft²

Mechanical Design

Kode	CD-01		CD-02	
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12	12	12	12
Hairpins	1	1	1	1
ID	12 in	0,62 in	23,25 in	0,62 in
OD		0,75 in		0,75 in
BWG		16		16
A	355,69 ft ²		891,50 ft ²	
Pitch	1 in		1 in	
Jumlah				
Tube	92 buah		384 buah	
Kebutuhan				
Pendingin	22.429,68 kg/jam		4.612,60 kg/jam	
ΔP_{cal}				
$/\Delta P_{allow}$	0,0012/10 psi	4,94/10 psi	0,0005/10 psi	4,94/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,0055/0,003		0,0126/0,003	
Harga	\$ 20.500		\$ 45.700	

Tabel 3.15 Spesifikasi kondensor (bagian 2)

Kode	CD-03
Fungsi	Mengembunkan seluruh uap hasil atas menara distilasi (MD-02) menuju akumulator (ACC-02)

Kode	CD-03	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
	<i>Operating Condition</i>	
Posisi	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tipe Fluida	<i>Hot Fluid</i>	<i>Cold Fluid</i>
In	82,58°C	30°C
Out	81,20°C	45°C
Tekanan	1,1115 atm	
Flow Area	0,167 ft ²	0,078 ft ²
	<i>Mechanical Design</i>	
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12	12
<i>Hairpins</i>	1	1
ID	8 in	0,62 in
OD		0,75 in
BWG		16
A	282,05 ft ²	
Pitch	1 in	
Jumlah Tube	37 buah	
Kebutuhan		
Pendingin	307,81 kg/jam	
ΔPcal / ΔPallow	0,0004/10 psi	2,72/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,0066/0,003	

Kode	CD-03
Harga	\$ 3.100

d. Reboiler

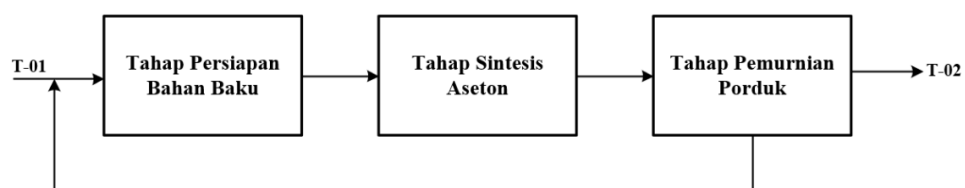
Tabel 3.16 Spesifikasi *reboiler*

Kode	RB-01		RB-02	
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi MD-01		Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi MD-02	
Jenis	Shell and Tube		Shell and Tube	
Material	Carbon Stell SA-283 Grade C		Carbon Stell SA-283 Grade C	
Operating Condition				
Posisi	Tube	Shell	Tube	Shell
Tipe				
Fluida	Hot Fluid	Cold Fluid	Hot Fluid	Cold Fluid
In	120°C	96,87°C	120°C	100,01°C
Out	100°C	98,36°C	100°C	100,02°C
Tekanan	1 atm	1,1918 atm	1 atm	1,2723 atm
Flow Area	2,84 ft²	1,80 ft²	0,97 ft²	0,55 ft²
Mechanical Design				
	Tube	Shell	Tube	Shell
Panjang	12	12	12	12
Hairpins	1	1	1	1
ID	0,62 in	33 in	0,62 in	19,25 in
OD	0,8		0,8	
BWG	16			16

Kode	RB-01	RB-02
A	2.016,39 ft ²	617,17 ft ²
Pitch	1 in	1 in
Jumlah		
Tube	856 buah	262 buah
Kebutuhan		
Pemanas	1.994,15 kg/jam	1.556,22 kg/jam
ΔP_{cal}		
/ ΔP_{allow}	2,148/10 psi	0,0001/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,003/0,003	0,009/0,003
Harga	\$ 52.300	\$ 26.400

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total



Gambar 3.3 Arus keseluruhan proses produksi aseton

Basis satuan massa yang digunakan pada neraca massa *overall* adalah kg/jam. Berikut adalah analisis neraca massa *overall*.

Tabel 3.17 Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	1	7	8	14	17
C₃H₈O	3.321,89	0,00	0,00	1,58	14,13
H₂O	33,55	584,23	0,00	0,00	643,47
C₃H₆O	0,00	0,00	0,00	3.154,99	15,48
H₂	0,00	0,00	110,02	0,00	0,00
Sub Total	3.355,44	584,23	110,02	3.156,57	673,08
Total	3.939,67		3.939,67		

3.4.2 Neraca Massa Tiap Alat

Basis satuan massa yang digunakan adalah kg/jam. Berikut adalah analisis neraca massa tiap alat.

3.4.2.1 Neraca Massa *Mixing Point* (MP-01)

Tabel 3.18 Neraca massa *mixing point* (MP-01)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	16	1	3	2
C₃H₈O	265,83	3.321,89	896,93	4.484,65
H₂O	36,33	33,55	17,47	87,36
C₃H₆O	0,61	0,00	0,15	0,76
H₂	0,00	0,00	0,00	0,00
Sub Total	302,77	3.355,44	914,55	4.572,77
Total	4.500,21			4.572,77

3.4.2.2 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Tabel 3.19 Neraca massa vaporizer (VP-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	2	2
C₃H₈O	4.484,65	4.484,65
H₂O	87,36	87,36
C₃H₆O	0,76	0,76
H₂	0,00	0,00
Sub Total	4.572,77	4.572,77
Total	4.572,77	4.572,77

3.4.2.3 Neraca Massa Separator (S-01)

Tabel 3.20 Neraca massa separator (S-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	2	4	3
C₃H₈O	4.484,65	3.587,72	896,93
H₂O	87,36	69,89	17,47
C₃H₆O	0,76	0,61	0,15
H₂	0,00	0,00	0,00
Sub Total	4.572,77	3.658,21	914,55
Total	4.572,77	4.572,77	

3.4.2.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.21 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	4	5
C₃H₈O	3.587,72	287,02
H₂O	69,89	69,89
C₃H₆O	0,61	3.191,29
H₂	0,00	110,02
Sub Total	3.658,21	3.658,21
Total	3.658,21	3.658,21

3.4.2.5 Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel 3.22 Neraca massa separator (S-02)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	5	6	10
C₃H₈O	287,02	22,43	264,59
H₂O	69,89	45,13	24,76
C₃H₆O	3.191,29	601,54	2.589,75
H₂	110,02	110,02	0,00
Sub Total	3.658,21	779,12	2.879,10
Total	3.658,21	3.658,21	

3.4.2.6 Neraca Massa Absorber (AB-01)

Tabel 3.23 Neraca massa absorber (AB-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>		<i>Output (kg/jam)</i>	
	6	7	8	9
C₃H₈O	22,43	0,00	0,00	22,43
H₂O	45,13	0,00	0,00	629,36
C₃H₆O	601,54	584,23	0,00	601,54
H₂	110,02	0,00	110,02	0,00
Sub Total	779,12	584,23	110,02	1.253,33
Total	1.363,35		1.363,35	

3.4.2.7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.24 Neraca massa menara distilasi (MD-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>		<i>Output (kg/jam)</i>	
	11		12	13
C₃H₈O	287,02		1,58	285,44
H₂O	654,12		0,00	654,12
C₃H₆O	3.191,29		3.154,99	36,30
H₂	0,00		0,00	0,00
Sub Total	4.132,43		3.156,57	975,86
Total	4.132,43		4.132,43	

3.4.2.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3.25 Neraca massa menara distilasi (MD-02)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	13	14	15
C₃H₈O	285,44	265,83	14,13
H₂O	654,12	36,33	643,47
C₃H₆O	36,30	0,61	15,48
H₂	0,00	0,00	0,00
Sub Total	975,86	302,77	673,08
Total	975,86	975,86	

3.5 Neraca Panas

Neraca panas setiap alat dihitung dalam satuan kJ/jam dengan suhu referensi 25°C atau 298,15 K.

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.26 Neraca panas total

Alat	<i>Input (kJ/kg)</i>	<i>Output (kJ/kg)</i>
<i>Vaporizer</i>	338.174,97	338.174,97
Separator-01	338.174,97	338.174,97
<i>Heater-01</i>	699.736,43	699.736,43
Reaktor	7.152.068,67	7.152.068,67
<i>Cooler-01</i>	2.412.529,65	2.412.529,65
Kondensor-01	476.176,99	476.176,99
Separator-02	45.393,08	45.393,08

Absorber	28.475,90	28.475,90
Heater-02	513.516,50	513.516,50
Menara Distilasi-01	4.932.604,40	4.932.604,40
Cooler-03	131.958,00	131.958,00
Menara Distilasi-02	938.536,49	938.536,49
Total	17.007.346,05	17.007.346,05

3.5.2 Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel 3.27 Neraca panas vaporizer (VP-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida dari Tangki		Fluida keluaran VP-01	338.174,97
Fluida <i>recycle</i> S-01	290.421,87		
Fluida <i>recycle</i> MD-02			
Steam	47.753,10		
Total	338.174,97	Total	338.174,97

3.5.3 Neraca Panas Separator (S-01)

Tabel 3.28 Neraca panas separator 1 (S-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida dari VP-01	338.174,97	Fluida hasil atas SP-01	146.786,43
		Fluida hasil bawah SP-01	191.388,54
Total	338.174,97	Total	338.174,97

3.5.4 Neraca Panas *Heater 1* (HE-01)

Tabel 3.29 Neraca panas *heater 1* (HE-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida hasil atas SP-01	146.786,43	Fluida keluaran HE-01	699.736,43
<i>Steam</i>	552.950,01		
Total	699.736,43	Total	699.736,43

3.5.5 Neraca Panas Reaktor 1

Tabel 3.30 Neraca panas reaktor 1 (R-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran HE-01	699.736,43	Fluida keluaran R-01	2.412.529,65
<i>Steam</i>	6.452.332,24	Q Reaksi	4.739.539,02
Total	7.152.068,67	Total	7.152.068,67

3.5.6 Neraca Panas *Cooler 1* (CL-01)

Tabel 3.31 Neraca panas *cooler 1* (CL-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran R-01	2.412.529,65	Fluida keluaran CL-01	476.176,99
		<i>Dowtherm A</i>	1.936.352,66
Total	2.412.529,65	Total	2.412.529,65

3.5.7 Neraca Panas Kondensor 1 (CD-01)

Tabel 3.32 Neraca panas kondensor 1 (CD-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran CL-02	476.176,99	Fluida keluaran CD-01	45.393,08
		<i>Dowtherm A</i>	430.783,91
Total	476.176,99	Total	476.176,99

3.5.8 Neraca Panas Separator 2 (S-02)

Tabel 3.33 Neraca panas separator 2 (S-02)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran CD-01	45.393,08	Fluida hasil atas S-02	12.325,01
		Fluida hasil bawah S-02	33.068,07
Total	45.393,08	Total	45.393,08

3.5.9 Neraca Panas Absorber (AB-01)

Tabel 3.34 Neraca panas absorber (AB-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida hasil atas S-02	12.325,01	Fluida hasil atas AB-01	7.915,04
Fluida <i>Solvent (water)</i>	16.150,89	Fluida hasil bawah AB-01	24.358,02
		Q Terambil (Eksotermik)	-3.797,16
Total	28.475,90	Total	28.475,90

3.5.10 Neraca Panas *Heater 2* (HE-02)

Tabel 3.35 Neraca panas *heater 3* (HE-03)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran MP-02	57.426,09	Fluida keluaran HE-03	513.516,50
<i>Dowtherm A</i>	456.090,42		
Total	513.516,50	Total	513.516,50

3.5.11 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.36 Neraca Panas menara distilasi 1 (MD-01)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran HE-03	513.516,50	Fluida hasil atas MD-01	131.958,00
Q Reboiler (RB-01)	4.419.087,90	Fluida hasil bawah MD-01	330.972,95
		Q Kondensor (CD-02)	4.469.673,46
Total	4.932.604,40	Total	4.932.604,40

3.5.12 Neraca Panas Cooler 3 (CL-03)

Tabel 3.37 Neraca panas cooler 3 (CL-03)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran ACC-01	131.958,00	Fluida keluaran CL-03	20.596,77
		<i>Cooling Water</i>	111.361,23
Total	131.958,00	Total	131.958,00

3.5.13 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.38 Neraca panas menara distilasi 2 (MD-02)

<i>Input</i>		<i>Ouput</i>	
Komponen	Panas (kj/jam)	Komponen	Panas (kj/jam)
Fluida keluaran RB-01	29.754,43	Fluida hasil atas MD-02	13.980,50
Q Reboiler (RB-02)	908.782,07	Fluida hasil bawah MD-02	276.868,29
		Q Kondensor (CD-03)	647.687,70
Total	938.536,49	Total	938.536,49

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan berbagai pertimbangan baik, matang, dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa yang akan datang merupakan faktor-faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut lokasi berkenaan dengan area pemasaran, pasokan bahan baku, fasilitas transportasi, ketersediaan tenaga kerja, ketersediaan utilitas seperti air, bahan bakar, listrik, ketersediaan lahan yang sesuai, dampak lingkungan, dan pembuangan limbah, pertimbangan masyarakat setempat, iklim, serta pertimbangan politik. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perancangan pabrik. Keuntungan lain investasi sektor industri di Kota Cilegon bahwa di sini memiliki kawasan industri yang masuk dalam program Kemudahan Layanan Investasi Langsung Konstruksi (KLIK) yakni Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) di Kota Cilegon seluas 570 hektare. Melalui program KLIK ini, investor yang telah mengantongi izin prinsip atau izin investasi, diperkenankan untuk langsung memulai konstruksi pabriknya sambil mengurus izin-izin lain yang berlaku di daerah. Keuntungan program KLIK di antaranya proses perizinan yang harus ditempuh investor semakin cepat dan efisien. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik aseton ini berlokasi di daerah Cilegon, Banten.

Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Dalam menjalankan proses produksi, ketersediaan bahan baku memegang peranan penting untuk menjamin kelancaran operasional perusahaan. Tanpa pasokan bahan baku yang memadai, proses produksi dapat terhambat bahkan terhenti. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik menjadi keputusan strategis yang harus mempertimbangkan kedekatannya dengan sumber bahan baku dan juga pasar. Penempatan pabrik yang dekat dengan kedua area tersebut akan mempermudah proses distribusi, mengurangi biaya transportasi, dan secara keseluruhan menekan biaya produksi. Dalam konteks ini, bahan baku isopropil alkohol yang digunakan berasal dari Cina, karena ketersediaan dan efisiensi pengadaannya yang mendukung kelancaran produksi. Kota Cilegon dipilih karena lokasi yang dekat dengan laut sehingga dapat mempermudah proses pengiriman.

4.1.2 Pemasaran Produk

Sasaran pemasaran produk aseton adalah industri cat, kosmetik, vernish, plastik, karet, dan lain-lain. Pendirian pabrik aseton di Cilegon dinilai menguntungkan karena kawasan ini merupakan kawasan industri dimana terdapat banyak pabrik industri yang menggunakan aseton sebagai bahan baku atau pelarut sehingga pemasarannya lebih mudah. Pabrik tersebut diantaranya adalah PT Dow Chemical Indonesia, PT Styron Indonesia (Dow Group), PT Rohm and Haas Indonesia, PT Cabot Indonesia, dan masih banyak lagi. Dengan

lokasi yang berdekatan, biaya distribusi dan transportasi produk akhir akan lebih rendah.

4.1.3 Utilitas

Utilitas pabrik meliputi pasokan air, bahan bakar, dan listrik. Sumber air yang digunakan pabrik diambil dari laut yang sudah dilakukan desalinasi. Sementara itu, untuk kebutuhan listrik, pabrik ini mendapatkan suplai listrik dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), PLTU Suralaya dan generator. Perusahaan Listrik Negara (PLN) menyuplai daya listrik sebesar 2.000 MV. Untuk kebutuhan bahan bakar di pabrik cukup memadai karena lokasi pabrik terletak di kawasan industri.

4.1.4 Transportasi

Sasaran pemasaran sebagian besar adalah untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri di samping sebagian sisa lainnya untuk diekspor. Lokasi yang strategis yaitu di Cilegon dapat memudahkan transportasi bahan baku dikarenakan akses menuju Cilegon bisa menggunakan akses jalan tol dan cukup dekat dengan pelabuhan. Cilegon berada di jalur transportasi Merak-Jakarta, yang merupakan juga pintu gerbang Pulau Jawa dari Pulau Sumatera. Kawasan Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) merupakan kawasan industri yang mempunyai berbagai macam fasilitas penunjang yang sangat baik. Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) merupakan salah satu kawasan industri terbesar yang ada di Indonesia yang memiliki banyak fasilitas sosial yaitu sarana olahraga, sekolah berstandar internasional, bank, supermarket, rumah sakit, perumahan, tempat ibadah, tempat rekreasi, kantor pos, pemadam

kebakaran, dan layanan kesehatan 24 jam. Selain itu Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) memiliki saluran drainase yang baik, suplai listrik yang berjalan, jalur hijau disepanjang jalan dan menyediakan Bangunan Siap Pakai (BSP) dan jasa sewa pergudangan.

4.1.5 Tenaga Kerja

Menurut Survei Angkatan Kerja Nasional (Sakernas) yang dilakukan pada Februari 2024, jumlah angkatan kerja di Provinsi Banten mencapai 6,05 juta orang. Dimana sekitar 425 ribu orang adalah pengangguran. Tingginya angka pengangguran salah satunya disebabkan oleh sempitnya lapangan pekerjaan. Sehingga, pendirian pabrik aseton ini diharapkan dapat mengurangi angka pengangguran di Provinsi Banten. Banten juga memiliki banyak tenaga kerja berpengalaman di industri karena keberadaan kawasan industri di Cilegon. Selain itu, ada universitas dan sekolah vokasi yang mencetak tenaga kerja teknik.

4.1.6 Faktor Penunjang Lain

Banten merupakan kawasan dengan sumber daya yang sangat melimpah, sehingga banyak industri yang didirikan. Faktor-faktor seperti tersedianya sumber air, lahan, dampak lingkungan dan pembuangan limbah, kestabilan iklim serta pertimbangan politik menjadi pertimbangan bahwa pabrik aseton layak didirikan di kawasan ini. Banten juga mendukung investasi industri besar. Pemerintah daerah proaktif dalam memfasilitasi perizinan dan pengembangan operasional pabrik.

a. Sumber Air

Setiap industri termasuk industri kimia, kebutuhan wajib yang diperlukan untuk pabrik yaitu air. Air merupakan kebutuhan utama bagi setiap industri, termasuk industri kimia. Di pabrik, air berperan penting dalam berbagai proses, mulai dari pendinginan dan pemanasan, hingga kebutuhan operasional dan domestik sehari-hari. Ketersediaan air yang memadai menjadi faktor penentu kelancaran produksi.

b. Lahan

Cilegon menawarkan kawasan industri yang strategis dengan infrastruktur lengkap dan siap digunakan. Hal ini menjadikan Cilegon lokasi ideal untuk pembangunan pabrik baru tanpa harus memulai dari nol.

c. Dampak Lingkungan dan Pembuangan Limbah

Sebagai kota industri, Cilegon telah memiliki sistem regulasi dan fasilitas pengelolaan limbah yang terintegrasi. Dengan penerapan teknologi pengolahan limbah yang tepat, dampak terhadap lingkungan dapat diminimalkan secara efektif.

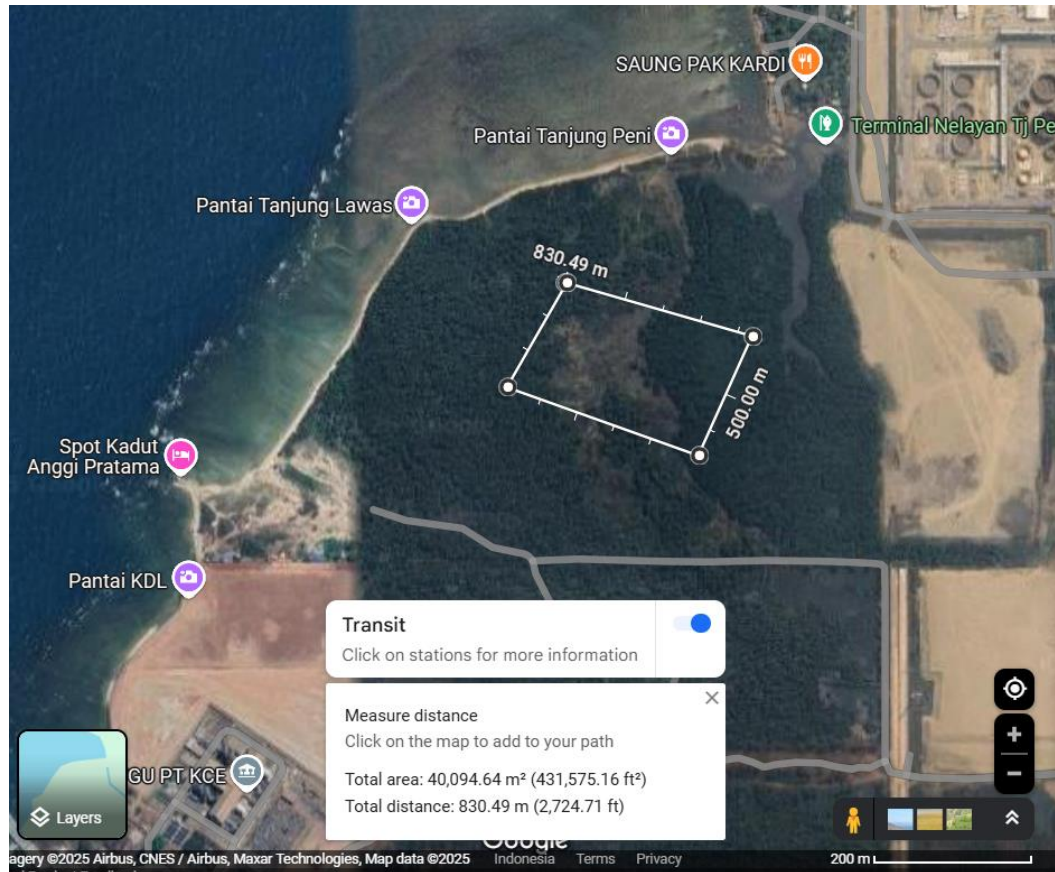
d. Iklim dan alam sekitar

Iklim dan kondisi geografis di sekitar Cilegon mendukung pembangunan pabrik secara efisien. Stabilitas iklim serta kontur wilayah yang sesuai menjadikan proses konstruksi lebih mudah dan ekonomis.

e. Pertimbangan Politik

Provinsi Banten dikenal sebagai wilayah yang ramah investasi, terutama di sektor industri. Pemerintah daerah bersikap proaktif dalam

mendukung pertumbuhan industri melalui kemudahan perizinan dan pengembangan kawasan industri.



Gambar 4.1 Peta rencana lokasi pabrik aseton

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau yang biasa disebut dengan tata letak fasilitas merupakan tata cara penataan fasilitas-fasilitas pabrik pada area tertentu guna menunjang proses produksi secara efisien dan efektif dari satu fasilitas ke fasilitas yang lain. Tata letak yang tersusun dengan baik dapat menunjukkan kesuksesan dan kelancaran pabrik itu sendiri. Dalam menetapkan tata letak pabrik perlu ditinjau mengenai penempatan setiap alat-alat produksi agar keselamatan, keamanan dan kenyamanan setiap karyawan dapat terpenuhi. Tata letak pabrik adalah tempat

kedudukan dari bagian – bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Tujuan dari perencanaan tata letak, yaitu:

1. Dapat menaikkan hasil dari produksi.
2. Mengurangi waktu tunggu (*delay*).
3. Mengurangi proses perpindahan bahan (*material handling*).
4. Penghematan penggunaan area untuk produksi.
5. Meningkatnya pendayagunaan tenaga kerja, pemakaian mesin, dan sarana produksi lainnya yang lebih besar.
6. Mengurangi risiko untuk kesehatan dan keselamatan kerja dari operator.
7. Mampu memperbaiki moral dan kepuasan kerja.
8. Mengurangi kemacetan bahan dan terjadinya kesimpangsiuran.
9. Mengurangi faktor-faktor yang dapat merugikan dan mempengaruhi bahan baku maupun produk.

Secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

4.2.1 Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Area administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengembangan, pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

4.2.2 Area proses dan Ruang Kontrol

Area ini menjadi tempat utama berlangsungnya aktivitas produksi, di mana peralatan, mesin-mesin produksi, bahan baku, serta produk berada. Ruang kontrol digunakan untuk mengatur dan memantau seluruh jalannya proses produksi secara terpusat.

4.2.3 Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

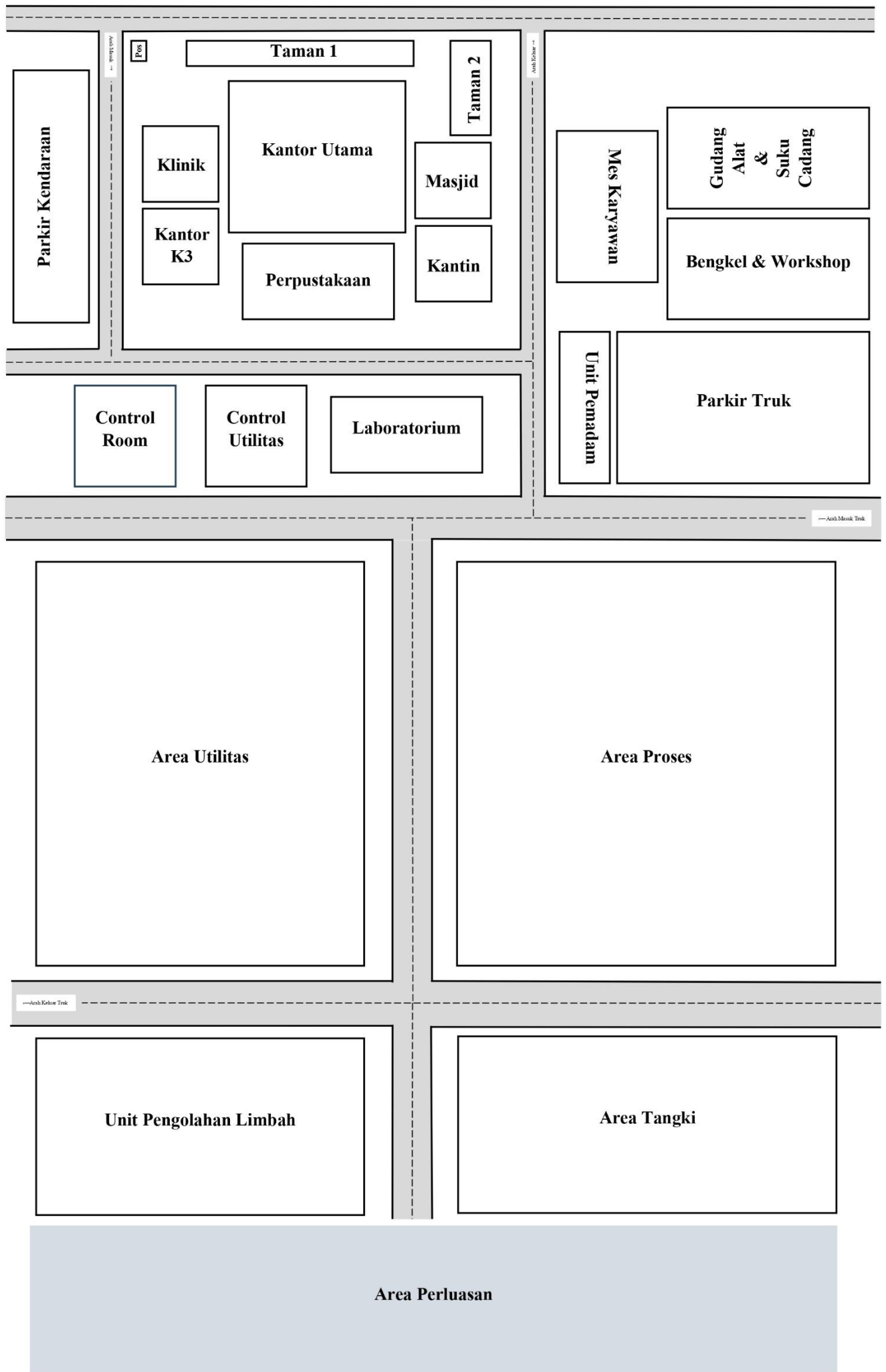
Bagian penyimpanan berfungsi untuk menampung bahan baku, bahan pendukung, hasil produksi, dan peralatan lain yang berkaitan dengan proses produksi. Bengkel disediakan untuk melakukan perbaikan jika terdapat kerusakan peralatan, sedangkan garasi menjadi tempat penyimpanan kendaraan operasional pabrik.

4.2.4 Area Utilitas dan Power Station

Area ini berfungsi menyediakan seluruh kebutuhan pendukung operasional pabrik seperti suplai listrik, air, steam, bahan bakar, serta peralatan darurat, termasuk sistem pemadam kebakaran.

4.2.5 Area Pengolahan Limbah

Bagian ini bertugas mengolah limbah hasil produksi, termasuk melakukan pengujian untuk memastikan kandungan bahan berbahaya berada dalam batas aman sebelum dibuang ke lingkungan.



Gambar 4.2 *Layout* pabrik aseton

Tabel 4.1 Rencana rincian luas tanah dan bangunan

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	3	3	9
2	Taman	45	5	225
	Taman	8	2	16
3	Poliklinik	15	15	225
4	Perpustakaan	15	30	450
6	Masjid	15	15	225
7	Unit Pemadam Kebakaran	30	10	300
8	Kantin	15	15	225
9	Kantor utama	35	30	1.050
10	Mess Karyawan	30	20	600
11	Parkir karyawan & tamu	50	15	750
12	Parkir truk	50	30	1.500
13	Area Proses	75	80	6.000
14	Ruang Control Util	20	20	400
15	Ruang Control Proses	20	20	400
16	Area Utilitas	65	80	5.200
17	Gudang alat	20	40	800
18	Laboratorium	30	15	450
19	Kantor K3	15	15	225
20	Bengkel	40	20	800
21	Unit Pegolahan Limbah	65	35	2.275
22	Perluasan Lahan	160	30	4.800

Menurut Coulson dan Richardson (2005) dalam *Chemical Engineering Design*, tata letak pabrik dirancang untuk menciptakan aliran material dan lalu lintas internal yang seefisien dan seekonomis mungkin. Desain ini juga mempertimbangkan kemungkinan perluasan area di masa mendatang. Bangunan utama akan ditempatkan terpisah dari area proses. Penataan bangunan dilakukan sedemikian rupa agar waktu tempuh pekerja antar

bangunan dapat diminimalkan. Kantor administrasi dan laboratorium tempat dengan aktivitas pekerja yang tinggi harus diletakkan cukup jauh dari unit proses yang berpotensi membahayakan.

Ruang kontrol biasanya ditempatkan berdekatan dengan unit pemrosesan. Namun, untuk proses yang berpotensi berbahaya, ruang kontrol harus diletakkan pada jarak yang lebih aman. Penempatan unit proses utama akan menentukan tata letak jalan pabrik, lorong pipa, dan saluran pembuangan. Jalan akses diperlukan untuk setiap bangunan, baik untuk keperluan konstruksi maupun untuk operasional dan pemeliharaan. Bangunan utilitas sebaiknya ditempatkan berdekatan dengan unit proses.

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak mesin proses adalah pengaturan posisi peralatan proses di dalam suatu pabrik. Pengaturan ini sangat penting karena berkaitan langsung dengan aspek keselamatan dan keamanan pekerja. Susunan peralatan harus disesuaikan dengan karakteristik masing-masing alat serta mengikuti urutan proses yang berlangsung. Tata letak yang dirancang secara efisien akan memberikan keuntungan ekonomis, karena mampu menekan biaya konstruksi dan operasional, serta mendukung kelancaran dan efisiensi produksi. Dalam merancang tata letak peralatan proses, terdapat beberapa aspek penting yang harus diperhatikan, antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaturan alur perpindahan bahan baku hingga produk akhir yang tepat akan meningkatkan efisiensi proses, mendukung kelancaran produksi, dan memberikan keuntungan secara ekonomi. Instalasi pipa di atas permukaan

tanah sebaiknya dipasang dengan ketinggian minimal 2 meter, sedangkan pipa yang berada di permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa agar tidak mengganggu pergerakan pekerja.

4.3.2 Sirkulasi Udara

Sirkulasi udara yang baik sangat dibutuhkan dalam proses industri untuk mencegah penumpukan gas atau uap bahan kimia di area tertentu yang dapat membahayakan keselamatan. Oleh karena itu, arah dan pola aliran angin perlu diperhitungkan dalam perencanaan tata letak pabrik.

4.3.3 Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat – tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan untuk keamanan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam penerangan *lay out* peralatan, lalu lintas perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat – alat proses pada pabrik diusahakan agar menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat – alat proses lainnya.

4.3.7 Perluasan dan Pengembangan Produk

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan (*Vilbrandt*, 1959).



Gambar 4. 3 Tata letak alat proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan dari pabrik aseton dengan kapasitas 25.000 ton/tahun direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berlokasi di Kawasan Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC), Provinsi Banten. Lahan di Kota Cilegon pun masih banyak yang tersedia untuk dibangun pabrik. Pemilihan lokasi yang dekat dengan pabrik penghasil bahan baku akan menurunkan biaya transportasi sehingga penghematan biaya produksi akan tercapai. Pendirian pabrik di Kota Cilegon juga akan membuka lapangan pekerjaan untuk warga sekitar. Kota Cilegon memiliki letak yang cukup strategis, yaitu terletak pada jalan industri KIEC (Kawasan Industri Estate Cilegon) dan berbatasan langsung dengan Selat Sunda sehingga menguntungkan dalam mendukung interaksi wilayah Kota Cilegon dengan wilayah lain, sehingga untuk pemasaran produk dan pembelian bahan baku akan lebih mudah. Suatu pabrik tentunya membutuhkan dukungan modal dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dukungan modal ini dapat diperoleh salah satunya dari Penanam Modal Asing (PMA). Saham adalah surat berharga yang membuktikan kepemilikan seseorang atau badan hukum terhadap perusahaan yang menerbitkan saham. Saham merupakan salah satu bentuk penyertaan modal dalam suatu perusahaan yang menerbitkan saham. Saham merupakan salah satu bentuk penyertaan modal dalam suatu perusahaan atau perseroan terbatas.

Perseroan terbatas (PT) merupakan usaha berbentuk badan hukum resmi yang kepemilikannya dinyatakan dengan saham. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dipilih atas dasar beberapa faktor sebagai berikut.

1. Modal yang dikumpulkan lebih besar, yaitu melalui penjualan saham
2. Mudah dalam melakukan perluasan usaha, didukung oleh modal yang kuat
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
4. Kemampuan mendapatkan kredit lebih baik, didukung oleh kredibilitas perusahaan
5. Kelangsungan hidup Perseroan Terbatas lebih terjamin dengan semakin berkembangnya usaha
6. Lapangan usaha lebih luas
7. Saham dapat diperjualbelikan secara bebas
8. Manajemen perusahaan dapat dilakukan dengan lebih baik berdasarkan visi dan misi perusahaan yang jelas
9. Mudah bergerak di pasar modal

4.4.2 Struktur Organisasi

Kemajuan perusahaan dapat dicapai salah satunya dengan adanya sinergi satu sama lain antara pihak-pihak yang bertanggung jawab yang dapat dituangkan dalam struktur organisasi. Kemajuan di suatu perusahaan akan tercapai dengan komunikasi yang terjadi di dalamnya. Untuk mempermudah komunikasi antara pihak-pihak yang bersangkutan. untuk memperoleh sistem

organisasi yang baik, maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi
4. Adanya kesatuan arah (*unity of director*)
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
7. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
8. Adanya koordinasi
9. Struktur organisasi disusun sederhana
10. Pola dasar organisasi harus relatif permanen
11. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya

Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

1. Struktur organisasi dapat membantu mencapai target perusahaan
2. Pembagian tugas dan tanggung jawab akan lebih mudah dan jelas
3. Dapat dilakukan penawaran, evaluasi, dan juga pengembangan perusahaan serta manajemen perusahaan yang lebih efisien

4. Penempatan kerja akan lebih tepat dan dapat disesuaikan dengan kualifikasi karyawan

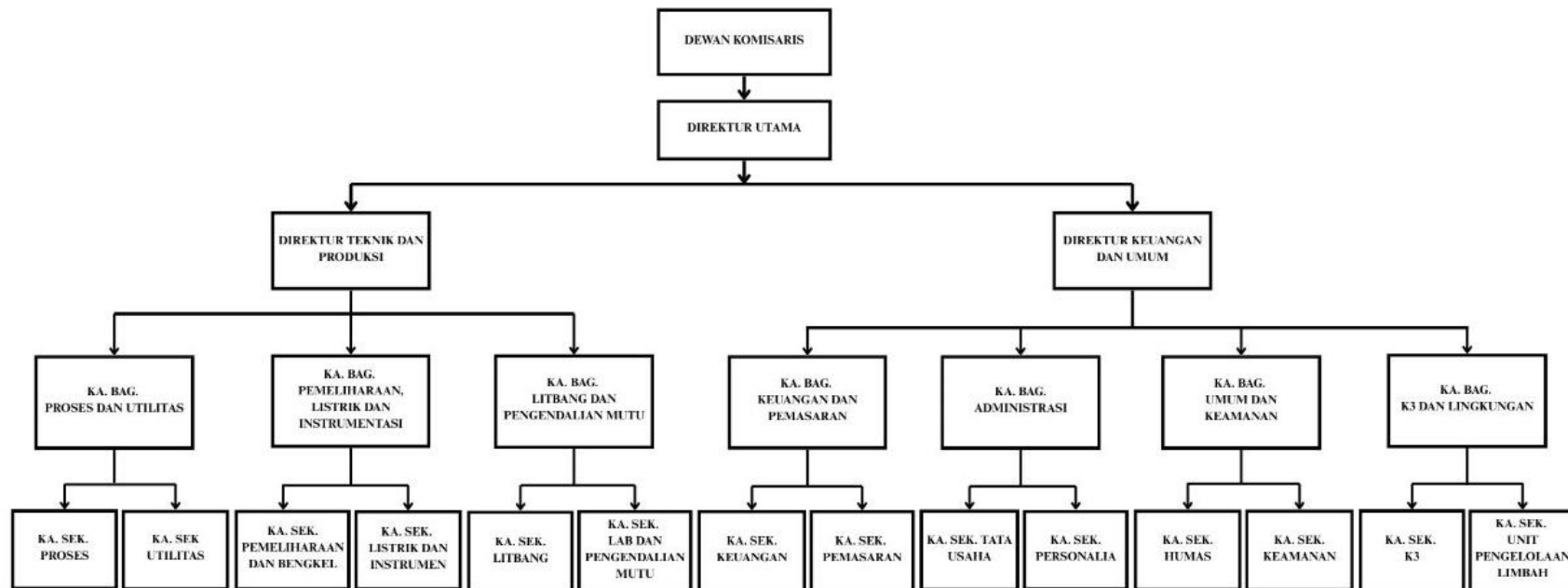
Struktur organisasi yang dipilih untuk pabrik aseton ini adalah *Line and Staff System*. Dipilih *Line and Staff System* karena garis kekuasaan pada system ini lebih sederhana dan praktis. *Line and Staff System* merupakan struktur organisasi yang mendistribusikan tanggung jawab pekerjaan dari manajemen yang menduduki kedudukan paling tinggi hingga pada level karyawan. *Line and Staff System* merupakan jenis truktur organisasi yang hanya bertanggung jawab kepada satu atasan saja. Untuk memperlancar urusan produksi, perlu dibentuk staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang sudah ahli di bidangnya. Adanya staff ahli ini akan memberikan pemikiran dan inovasi terkait bidang kerjanya demi mencapai tujuan perusahaan.

Line and Staff System dibagi menjadi dua kelompok yang akan saling berkolaborasi dalam menjalankan organisasi *system line and staff* ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian-keahlian yang dimilikinya. Staff akan memberikan saran-saran kepada unit operasinya.

Pemegang saham yang bertindak sebagai pemilik perusahaan dalam menjalankan tugasnya dalam sehari-hari akan dibantu oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan akan dipimpin oleh Direktur Utama yang dalam pelaksanaan tugasnya akan dibantu oleh jajaran direksi

lainnya, yaitu Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Pemasaran, dan Direktur Umum. Direksi dari setiap bagian akan dibantu oleh Kepala Bagian yang dalam suatu perusahaan disebut dengan manager. Setiap manager membawahi kepala bagian (*section manager*) yang tugasnya akan dibantu oleh karyawan perusahaan sesuai bidangnya masing-masing. Setiap kedudukan dalam struktur organisasi perusahaan mempunyai wewenang, hak, dan kewajibannya yang saling berbeda. Setiap bawahan hanya mempunyai satu garis tanggung jawab kepada atasannya, dan setiap atasan hanya memiliki satu garis komando kepada bawahannya.



Gambar 4.4 Bagan struktur organisasi perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan.

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
3. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggung jawab penuh kepada pemegang saham.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut.

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

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris.

Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

1. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
2. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
3. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
4. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
5. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktorat Keuangan dan Umum

Tugas Direktorat Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

d. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktorat yang menaunginya.

Bagian-bagian tersebut terdiri dari:

1. Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumen

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Bagian Administrasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. Bagian Humas dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.

e. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

1. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

2. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Seksi Pemeliharaan dan bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukung proses produksi.

4. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik.

5. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

6. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

7. Seksi Keuangan

Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Seksi Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

9. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis di bidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta aset perusahaan.

10. Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

11. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri industri lain.

12. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

14. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

f. Staf Ahli

Staf Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan. Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, keuangan dan pemasaran

maupun sumber daya manusia dan umum. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang sebagai berikut:

1. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kinerja

4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

a. Status Karyawan

Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:

1. Karyawan Tetap

Karyawan Tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi juga mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan Harian

Karyawan Harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi juga mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja, karyawan ini menerima gaji Borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

b. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi Pendidikan dan keahlian sesuai jabatan dan tanggung jawabnya. Karyawan pada perusahaan ini terdiri dari beragam jenjang Pendidikan, mulai dari lulusan Sekolah Menengah Atas (SMA) hingga Magister (S-2). Rincian penggolongan jabatan beserta jenjang pendidikannya dapat dilihat pada Tabel 4.2 berikut.

Tabel 4.2 Daftar jabatan perusahaan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S2
Direktur Utama	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staff Ahli	S1
Sekretaris	S1
Karyawan dan Operator	D3/S1
Dokter	S1
Paramedis	D3/S1
Supir	SMA
<i>Cleaning Service</i>	SMA

c. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan harus diperhitungkan secara cermat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan. Rincian jumlah karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3 Rincian jumlah karyawan pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	1
5	Ka. Bag. Umum	1
6	Ka. Bag. Pemasaran	1
7	Ka. Bag. Keuangan	1
8	Ka. Bag. Teknik	1
9	Ka. Bag. Produksi	1
10	Ka. Bag. Litbang	1
11	Ka. Sek. Humas	1
12	Ka. Sek. Keamanan	1
13	Ka. Sek. Pembelian	1
14	Ka. Sek. Pemasaran	1
15	Ka. Sek. Administrasi	1
16	Ka. Sek. Kas/Anggaran	1
17	Ka. Sek. Proses	1
18	Ka. Sek. Pengendalian	1
19	Ka, Sek. Laboratorium	1
20	Ka. Sek. Utilitas	1
21	Ka. Sek. Pengembangan	1
22	Ka. Sek. Penelitian	1
23	Ka. Sek. Personalia	1
24	Karyawan Personalia	3
25	Karyawan Humas	3
26	Karyawan Keamanan	6
27	Karyawan Pembelian	4
28	Karyawan Pemasaran	4
29	Karyawan Administrasi	3
30	Karyawan Kas/Anggaran	3
31	Karyawan Proses	8
32	Karyawan Pengendalian	5
33	Karyawan Laboratorium	4
34	Karyawan Pemeliharaan	7
35	Karyawan Utilitas	10
36	Karyawan K3	6
37	Karyawan Litbang	3
38	Operator	32
39	Sekretaris	5
40	Dokter	2

No	Jabatan	Jumlah
41	Paramedis	3
42	Supir	6
43	<i>Cleaning Service</i>	5
Total		145

4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Aseton dari isopropil alkohol ini beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau turn around. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

1. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non Teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift* :

Senin-Kamis : 07.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 07.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 07.00 – 12.00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

2. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*.

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift* sebagai berikut:

Shift I : 08.00 – 16.00

Shift II : 16.00 – 24.00

Shift III : 24.00 – 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok.

Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*:

Tabel 4.4 Jadwal *shift* karyawan

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

Tabel 4.5 Jadwal *shift* karyawan (lanjutan)

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

Keterangan,

Hari: 1, 2, 3, ..., 30

Regu : Tim kerja bergiliran (A, B, C, D)

Shift :

1) I : Pagi (08.00-16.00)

2) II : Sore (16.00-24.00)

3) III : Malem (24.00-08.00)

4)  : Libur

b. Sistem Gaji Karyawan

1. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan mengacu UUD pasal 14 ayat (1,2) PP Nomor 78 Tahun 2015 dan peraturan Menteri No 1 Tahun 2017 tentang struktur dan skala upah setiap golongan jabatan.

2. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian sesuai peraturan dirjen pajak nomor 31/PJ/2009.

3. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok sesuai pasal 10 kep.234/Men/2003 dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar sebesar 1,5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam.

Berikut adalah perincian jumlah dan gaji karyawan sesuai dengan jabatan:

Tabel 4.6 Daftar gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	80.000.000	80.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	65.000.000	65.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	65.000.000	65.000.000
Staff Ahli	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Bag. Umum	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Keuangan	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Litbang	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Sek. Humas	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Pembelian	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Proses	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Pengendalian	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Pengembangan	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Penelitian	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	15.000.000	15.000.000
Karyawan Personalia	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Humas	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Keamanan	6	5.500.000	33.000.000
Karyawan Pembelian	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Pemasaran	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Administrasi	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Proses	8	8.000.000	64.000.000
Karyawan Pengendalian	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Laboratorium	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Pemeliharaan	7	8.000.000	56.000.000

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Karyawan Utilitas	10	8.000.000	80.000.000
Karyawan K3	6	8.000.000	48.000.000
Karyawan Litbang	3	8.000.000	24.000.000
Operator	32	6.500.000	208.000.000
Sekretaris	5	9.500.000	47.500.000
Dokter	2	15.000.000	30.000.000
Paramedis	3	7.000.000	21.000.000
Supir	6	4.800.000	28.800.000
<i>Cleaning Service</i>	5	4.600.000	23.000.000
Total	145	684.900.000	1.423.300.000

4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan mempunyai hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam peraturan perundang-undangan. Hak-hak tersebut antara lain :

- a. Tunjangan karyawan terdiri dari:
 1. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
 2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
 3. Tunjangan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
 4. Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.
- b. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari :

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.
2. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

d. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan perusahaan meliputi:

1. Poliklinik

Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang dsediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

2. Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

3. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai alat pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

4. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang. Makanan dan minuman direncanakan akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk perusahaan.

5. Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa shuttle bus. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang kerja.

6. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan jaminan kecelakaan kerja dan jaminan kematian melalui BPJS Ketenagakerjaan.

BAB V

UTILITAS

Dalam menjalankan proses produksi di suatu pabrik, fasilitas penunjang sangat diperlukan. Utilitas menjadi sarana penunjang yang sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi pada pabrik agar berjalan sesuai dengan harapan. Unit utilitas didalam sebuah pabrik terdiri atas berbagai komponen yang mendukung berbagai kebutuhan operasional. Unit utilitas terdiri dari:

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit penyediaan dan pengolahan air berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan, dan air sanitasi yang digunakan untuk air perkantoran maupun lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada proses *cooling*

b. Unit Pembangkit *Steam*

Unit penyedia air pemanas (*steam*) sebagai proses pemanasan pada heater, vaporizer, maupun reboiler.

c. Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik dapat diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

d. Unit Penyedia Udara tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat

kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

e. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

f. Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah adalah proses penghilangan kontaminan dari air limbah. Proses pengolahan limbah ini dapat melibatkan metode fisika, kimia, maupun biologi untuk menghilangkan kontaminan fisik, kimia, dan biologis.

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Unit penyediaan dan Pengolahan Air dalam suatu pabrik berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air dengan spesifikasi yang sesuai untuk berbagai keperluan, seperti proses produksi, pendinginan, sanitasi, dan pengolahan limbah.

5.1.1 Kebutuhan Air

Air adalah salah satu komponen penting baik sebagai bahan baku maupun penunjang yang sangat esensial dalam proses produksi. Unit pengadaan dan pengolahan air berperan sebagai penyedia kebutuhan air yang digunakan untuk semua aktivitas didalam pabrik. Unit ini tidak hanya berperan sebagai penyedia air, tetapi juga melakukan pengolahan air untuk berbagai keperluan seperti proses produksi, pendinginan, sanitasi dan pemadam kebakaran sehingga air tersebut siap digunakan didalam industri untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau, hingga air laut. Dalam perancangan

pabrik Aseton dari isopropil alkohol sumber air yang digunakan merupakan sumber air yang berasal dari air laut yang bersalut dari Selat Sunda sebagai sumber air utama. Pertimbangan menggunakan air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

1. Pabrik ini membutuhkan air dalam kapasitas yang besar sehingga dipilih air laut sebagai sumber air karena jumlah air laut yang melimpah dipandang dapat memenuhi kebutuhan pabrik.
2. Sumber air terdekat dari pabrik ini adalah air laut.
3. Kualitas air laut cenderung lebih stabil dibandingkan air sungai. Kualitas air sungai sangat tergantung pada musim. Saat musim penghujan tiba maka TDS (*Total Dissolved Solid*) akan meningkat jika dibandingkan dengan musim kemarau.

Terdapat berbagai macam kebutuhan air di pabrik aseton dari isopropil alkohol, yaitu

5.1.1.1 Air Untuk Keperluan Untuk Keperluan Umum

Air untuk keperluan umum merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan sanitasi, yang meliputi air kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, *service water*, dan air cadangan. Berikut merupakan air untuk keperluan umum.

Tabel 5.1 Kebutuhan air umum pabrik

Kebutuhan	Jumlah	Flowrate, kg/jam
Kantor dan Karyawan	120 liter/orang/hari	870
Laboratorium dan Taman	20% dari kebutuhan karyawan	174

Kebutuhan	Jumlah	Flowrate, kg/jam
Service Water dan Cadangan	140% dari total jumlah kebutuhan karyawan, lab, dan taman	1.461,6
Total Air Keperluan Umum		2.505,6

Untuk keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* sebesar 20% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 3006,72 kg/jam.

5.1.1.2 Air untuk Pemadam Kebakaran (*Hydrant Water*)

Air untuk pemadaman merupakan kebutuhan pendukung di pabrik yang harus tersedia sebagai bagian dari upaya keselamatan (*safety*). Air ini digunakan untuk memadamkan api apabila terjadi kebakaran. Air *hydrant* bersifat tidak kontinu, melainkan hanya digunakan secara insidental saat terjadi kebakaran. Diperkirakan kebutuhan air *hydrant* sebesar 20% dari kebutuhan air umum, yaitu sebesar 601,344 kg/jam.

5.1.1.3 Air Pendingin

Air pendingin digunakan dalam sistem pendingin (*cooling system*) untuk menjaga suhu operasi peralatan proses. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin :

- Kesadahan (*Hardness*) yang dapat menyebabkan kerak.
- Besi yang dapat menimbulkan korosi.

- c. Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

Pada pabrik aseton, dibutuhkan pendingin yang digunakan pada *heat exchanger*

. Jumlah pendingin yang dibutuhkan sebagai berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Flowrate, kg/jam
CL-02	2.270,66
CD-02	4.612,60
CD-03	307,81
Total	7.191,07

Untuk alasan keamanan, disediakan air pendingin dengan tambahan *overdesign* sebesar 20% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 8.629,284 kg/jam.

Sistem pendingin terdiri dari cooling tower, kolam penampungan (*cold basin*), dan jaringan distribusi air pendingin. Saat proses telah mencapai kondisi *steady*, pada *cooling tower* berpotensi terjadi kehilangan air akibat penguapan (*evaporation*), terbawa aliran udara (*drift loss*), dan pembuangan (*blowdown*). Oleh karena itu, disediakan *make-up water* sebesar 372,7982 kg/jam.

5.1.1.4 Air Pembangkit *Steam* / Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *superheated steam* sebagai penunjang keberlangsungan proses produksi. *Steam* yang akan dibangkitkan adalah *superheated steam* dengan suhu 390°C.

Berikut adalah syarat air umpan boiler ;

a. Tidak berbuih (berbusa)

Bisa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa diantaranya adalah kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *Boiler* dan juga buih ini dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal-hal diatas maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

b. Tidak membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan isolasi terhadap proses perpindahan panas terhambat dan kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

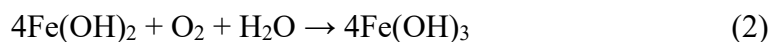
c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonar, dan bahan organik serta ga-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.



Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka akan terjadi korosi menurut reaksi berikut :





Bikarbonat dalam air akan membentuk CO_2 yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO_2 kembali.

Pada air pembangkit *steam*, *saturated steam* digunakan sebagai pemanas pada *vaporizer*. Jumlah *saturated steam* yang dibutuhkan sebagai berikut :

Tabel 5.3 Kebutuhan steam alat proses

Nama Alat	Flowrate, kg/jam
HE-01	1.996,86
R-01	23.140,74
Total	25.137,6

Untuk alasan keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* sebesar 20% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 30.165,12 kg/jam.

Kehilangan air pada proses pembuatan *steam* di dalam boiler dapat terjadi akibat *blowdown*, sehingga diperlukan tambahan air sebagai *make-up water* saat proses telah mencapai kondisi *steady*. Kehilangan air akibat *blowdown* sebesar 773.46 kg/jam. Nilai ini diperoleh berdasarkan perhitungan sebagai berikut:

$$\text{Blowdown Rate} = \frac{\text{Steam Flowrate}}{\text{COC} - 1}$$

COC (*Cycle of Concentration*) adalah perbandingan antara konsentrasi zat terlarut (dalam hal ini *total dissolved solids*/TDS) di dalam air boiler dengan

konsentrasi TDS di dalam air *make-up*. Dengan kata lain, COC menunjukkan berapa kali air di dalam boiler mengalami siklus penguapan sebelum sebagian dari air tersebut dibuang (*blowdown*) untuk menjaga kadar TDS tetap aman. Boiler yang digunakan dalam proses ini memiliki tekanan 19,74 atm, sehingga nilai COC diperkirakan sebesar 30–50 (Chemstar Water, 2021). Dalam proses ini, diambil nilai COC sebesar 40. Berdasarkan perhitungan, *make up water* yang diperlukan adalah sebesar 773.46 kg/jam.

5.1.1.5 Air Keperluan Proses

Pada pabrik aseton ini, diperlukan air untuk keperluan proses pada penyerapan aseton yang diumpankan pada Absorber 1 (AB-01). Kebutuhan air untuk keperluan proses antara lain :

Tabel 5.4 Kebutuhan air proses

Nama Alat	<i>Flowrate</i>, kg/jam
AB-01	641,06
Total	641,06

Untuk alasan keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* sebesar 10% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 705,16 kg/jam.

5.1.2 Sumber Air

Air merupakan salah satu utilitas penting yang menunjang kelancaran operasional pabrik aseton dari isopropil alkohol, terutama dalam proses pendinginan, pembangkitan steam, dan kebutuhan umum lainnya. Oleh karena itu,

ketersediaan sumber air dengan kapasitas dan kualitas yang memadai menjadi salah satu faktor utama yang harus diperhatikan dalam perancangan fasilitas utilitas pabrik.

Tabel 5.5 Total kebutuhan air utilitas

Kebutuhan Air	<i>Flowrate</i>, kg/jam
Air Untuk Keperluan Umum/Air Sanitasi	3006,72
Air Untuk Kebutuhan Pemadaman	601,344
Air Pendingin	372,7982
Air Umpan Boiler	773.46
Air Proses	705,16
Total Kebutuhan Air Keseluruhan	5.459,48

Pabrik aseton dari isopropil alkohol ini direncanakan dibangun di Kota Cilegon, Provinsi Banten, yang secara geografis terletak di wilayah pesisir dan berbatasan langsung dengan perairan Selat Sunda. Dengan mempertimbangkan ketersediaan sumber air yang melimpah dan kontinuitas suplai sepanjang waktu, maka sumber air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan operasional pabrik ini berasal dari air laut yang diambil dari wilayah perairan Selat Sunda. Jika dibandingkan dengan total kebutuhan air pabrik sebesar 16.791,619 kg/jam, maka perairan Selat Sunda dinilai aman dan layak digunakan sebagai sumber air utama.

5.1.3 Unit Pengolahan Air

Pemanfaatan air laut sebagai sumber air utama dilakukan melalui sistem pengambilan dan pengolahan yang dirancang khusus untuk memastikan air tersebut memenuhi standar kualitas yang diperlukan, baik untuk keperluan proses maupun utilitas pabrik. Proses pengolahan dilakukan secara bertahap, dimulai dari tahapan

fisika dan kimia, hingga tahap pemurnian lanjutan sebelum didistribusikan ke berbagai unit pengguna di dalam pabrik. Berikut adalah tahapan proses pengolahan air :

a. Penyaringan Awal/*Screening*

Screening merupakan tahap awal dalam sistem pengolahan air yang berfungsi untuk menyaring benda-benda berukuran besar seperti sampah plastik, kayu, ranting, dan material terapung lainnya yang terbawa bersama air laut. Proses ini dilakukan menggunakan *bar screen* dengan jarak antar bilah tertentu agar hanya partikel berukuran besar yang tertahan, sementara air beserta partikel halus dapat terus mengalir ke tahap selanjutnya. Setelah proses *screening* selesai, air laut akan dipompa menuju kolam ekualisasi.

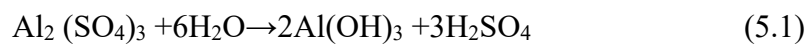
b. Kolam Ekualisasi dan Sedimentasi

Air hasil *screening* dialirkan ke kolam ekualisasi yang berfungsi untuk menampung dan menstabilkan laju alir serta kualitas air sebelum masuk ke unit pengolahan lanjutan. Kolam ini juga berperan sebagai *buffer* untuk mengatasi fluktuasi debit dan konsentrasi zat terlarut. Setelah proses ekualisasi, air dilanjutkan ke tahap sedimentasi untuk mengendapkan partikel tersuspensi berukuran besar akibat gaya gravitasi. Proses ini membantu mengurangi beban pencemaran pada tahapan berikutnya.

c. Koagulasi, Flokulasi, dan Pegendapan

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan partikel-partikel halus yang tidak dapat diendapkan melalui gaya gravitasi biasa, dengan cara menetralkan muatan koloid sehingga partikel-partikel tersebut dapat saling berikatan

membentuk flok-flok berukuran lebih besar yang mudah mengendap. Pada proses koagulasi, ditambahkan bahan kimia koagulan berupa aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) ke dalam air. Penambahan senyawa ini menghasilkan ion Al^{3+} yang akan bereaksi dengan ion hidroksida (OH^-) dalam air, membentuk endapan aluminium hidroksida ($\text{Al}(\text{OH})_3$) yang berperan sebagai jembatan pengikat antar partikel tersuspensi dan zat koloid. Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:



Proses ini menyebabkan pH air menurun akibat terbentuknya asam sulfat (H_2SO_4). Oleh karena itu, untuk menjaga pH air tetap berada pada rentang optimum proses koagulasi (sekitar pH 6,5–7,5), dilakukan penambahan natrium karbonat (Na_2CO_3). Natrium karbonat berfungsi sebagai bahan penyesuai pH (alkali agent) untuk menetralkan keasaman yang dihasilkan, serta membantu proses pengendapan kalsium sebagai kalsium karbonat (CaCO_3) jika kandungan ion kalsium (Ca^{2+}) dalam air cukup tinggi.

Reaksi yang terjadi antara Na_2CO_3 dan Ca^{2+} dapat dituliskan sebagai berikut:



Selanjutnya, air dialirkan ke unit flokulasi, di mana dilakukan pengadukan lambat untuk memperbesar ukuran flok-flok yang telah terbentuk, sehingga dapat lebih mudah mengendap di unit pengendapan atau *clarifier*. Air jernih yang berada di bagian atas kemudian diteruskan ke tahap filtrasi, sementara lumpur hasil pengendapan dibuang ke sistem pengolahan lumpur.

d. Clarifier

Clarifier berfungsi untuk pengendapan untuk menjernihkan air bahan baku seperti air sungai atau tanah. *Clarifier* dapat menghilangkan *solid* tersuspensi. Untuk mempercepat pengendapan lazimnya ditambahkan *chemical* koagulan dan flokulan agar terjadi proses koagulasi dan flokulasi pada air.

e. Sand Filter

Sand Filter adalah sebuah sistem pengolahan air yang menggunakan lapisan pasir sebagai media penyaringan untuk menghilangkan partikel kekeruhan dan padatan terlarut dari air. Prinsip kerjanya didasarkan pada mekanisme filtrasi fisik di mana air dialirkan dari atas ke bawah melalui lapisan pasir, dan partikel-partikel tersuspensi dan sisa flok akan tertahan di antara butiran-butiran pasir tersebut. Secara berkala, *sand filter* perlu menjalani proses *backwashing*, di mana arah aliran air dibalikkan untuk membersihkan kotoran filter dan mengembalikan kemampuan filtrasi pasir. Proses ini efektif untuk menurunkan kekeruhan air. Pasir yang digunakan sebagai media filtrasi adalah pasir besi, pasir kuarsa, dan gravel.

f. Carbon Filter

Carbon Filter dapat menyerap klorin bebas dan kloramin (*free chlorine & chloramine*) yang dapat memberikan rasa dan bau yang tidak sedap pada air.

Filter karbon dipergunakan sebagai filter awal pada proses filtrasi pemurnian air yang menggunakan *Reverse osmosis* (RO) untuk melindungi membran RO agar tidak mudah tersumbat dan macet. Media karbon aktif juga perlu diganti secara berkala. mengingat karbon aktif memiliki pori-pori dan

permukaan granular yang luas, maka bakteri dan lumut dapat tumbuh secara perlahan.

g. SWRO (*Sea Water Reverse Osmosis*)

Setelah melalui proses filtrasi menggunakan *sand filter* dan *carbon filter*, air hasil pengolahan masih mengandung garam-garam terlarut dan senyawa ionik yang tidak dapat disaring oleh media filter konvensional. Oleh karena itu, proses lanjutan yang digunakan adalah *Reverse Osmosis* (RO).

Reverse osmosis merupakan proses pemurnian air dengan cara memberikan tekanan tinggi untuk memaksa air melewati membran semipermeabel yang hanya dapat dilalui oleh molekul air, sementara ion-ion garam, senyawa organik, dan zat pencemar lainnya akan tertahan.

SWRO (*Seawater Reverse Osmosis*) adalah tahapan *reverse osmosis* pertama. Kadar garam dalam air laut yang sangat tinggi menyebabkan sistem SWRO memerlukan membran khusus yang mampu menahan tekanan osmotik besar, yaitu hingga 41–69 bar. SWRO mampu menghilangkan garam terlarut lebih dari 99%, menghasilkan air permeat dengan kandungan TDS (*Total Dissolved Solid*) yang jauh lebih rendah, yaitu <500 ppm. *Recovery rate* yang diperoleh sebesar 45%, sementara konsentrat (*brine*) yang dihasilkan mencapai 55% dari *flowrate*.

h. BWRO (*Brackish Water Reverse Osmosis*)

BWRO (*Brackish Water Reverse Osmosis*) digunakan untuk mengolah air hasil *intermediate treatment* dari SWRO yang masih memiliki kandungan garam sedang. Sistem BWRO biasanya beroperasi pada tekanan yang lebih rendah, sekitar

17–41 bar, karena kandungan TDS-nya sudah jauh lebih rendah dibandingkan air laut. BWRO berfungsi sebagai unit pemoles (*polishing unit*) untuk memastikan air hasil olahan memenuhi standar demineralisasi sebelum masuk ke unit demineralisasi lanjutan, seperti *ion exchanger*, atau langsung ke unit penyedia utilitas pabrik. *Recovery rate* yang diperoleh sebesar 75%, sedangkan konsentrat (*brine*) yang dihasilkan mencapai 15% dari *flowrate*.

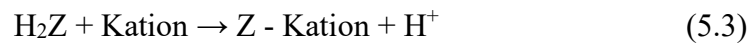
Melalui dua tahapan *reverse osmosis*, kualitas air hasil olahan dapat disesuaikan dengan kebutuhan operasional pabrik, baik untuk *boiler feed water*, *cooling water make-up*, maupun kebutuhan air lainnya. Air yang dihasilkan dari proses SWRO dan BWRO kemudian disimpan di tangki permeat atau tangki air *desalinated* sebelum didistribusikan ke unit-unit pengguna atau ke proses pengolahan lanjutan.

i. Cation Exchanger

Selain untuk keperluan umum, air dari tangki desalinasi juga digunakan sebagai air untuk pembangkit steam, namun dalam pengumpamaan menjadi steam diperlukan beberapa tahap seperti demineralisasi yang mana air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses ini berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air seperti ion Ca^+ , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- .

Pada *cation exchanger* air diumpankan yang berfungsi untuk menukar ion-ion *posited*/kation yang ada di air umpan seperti Ca^+ , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} . Alat ini sering disebut *softener* yang mengandung resin jenis C-300 dengan notasi H_2Z

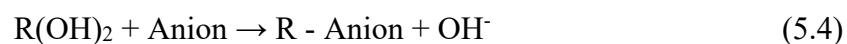
dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion H^+ yang ada pada resin. Reaksi pertukaran ion dapat digambarkan sebagai berikut:



Akibat bertukarnya ion H^+ dari kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran *cation exchanger* mempunyai pH rendah dan *Free Acid Material* (FMA) yaitu $CaCO_3$ sekitar 12 ppm. FMA merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin. Pada operasi normal FMA stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berat resin yang digunakan telah jenuh sehingga perlu diregenerasi dengan H_2SO_4 . Asam sulfat berfungsi untuk menggantikan kembali ion-ion positif yang tertahan di resin dengan ion H^+ , sehingga resin dapat digunakan kembali dalam proses penukaran ion selanjutnya.

j. *Anion Exchanger*

Air keluaran *Cation Exchanger* kemudian diumpankan ke anion exchanger. Anion exchanger berfungsi sebagai alat penukar anion-anion (HCO_3^- , SO_4^{2-} , NO_3^- , CO_3^{3-} , Cl^-) yang terdapat didalam air umpan. Didalam *anion exchanger* mengandung resin jenis tipe C-500P dengan notasi $R(OH)_2$. Dimana anion-anion dalam air umpan akan ditukar dengan ion OH^- dari asam-asam yang terkandung dalam umpan menjadi bebas dan berikatan dengan OH yang lepas dari resin yang mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar anion exchanger kembali normal. Reaksi penukaran dapat dituliskan sebagai berikut:



Kandungan silika pada air keluaran *anion exchanger* menjadi tolak ukur bahwa resin telah jenuh (12ppm). Ketika resin yang telah jenuh oleh anion-anion

dari air baku, dilakukan proses regenerasi menggunakan larutan natrium hidroksida (NaOH). Larutan NaOH berfungsi untuk melepaskan anion yang terikat pada resin dan menggantinya kembali dengan ion OH⁻, sehingga dapat digunakan kembali. Air keluaran dari *cation* dan *anion exchanger* kemudian melalui tahapan proses Unit Deaerasi.

k. Unit Deaerator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti O₂ dan CO₂. Air yang telah mengalami demineralisasi dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit Deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O₂ dan CO₂ yang dapat menimbulkan korosi sedangkan kandungan mineral dalam air dapat menimbulkan kerak. Proses deaerasi dapat dilakukan dengan cara fisis maupun kimia.

Di dalam Deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa *hidrazin* (N₂H₄) yang berfungsi untuk mengikat O₂ sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Persamaan reaksi sebagai berikut :



Air yang keluar dari Deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler.

l. Boiler

Boiler adalah alat untuk menghasilkan *steam*. *Steam* akan digunakan sebagai pemanas pada alat-alat pabrik selama proses produksi. Proses yang terjadi di dalam boiler adalah pemanasan air yang keluar dari deaerator hingga mencapai tekanan dan suhu tertentu menggunakan bahan bakar.

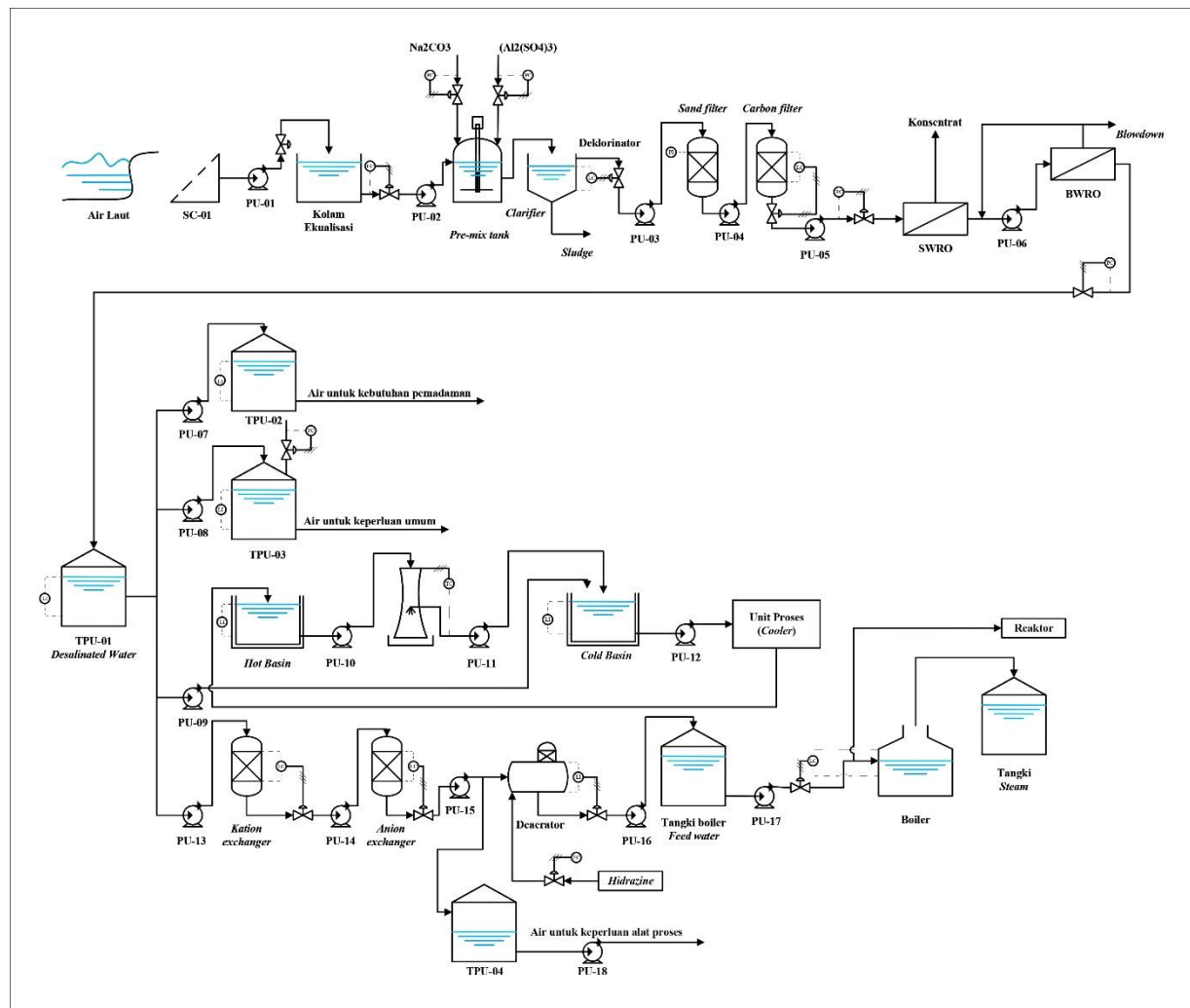
Selama pengoperasian boiler, air yang diuapkan akan meninggalkan zat padat terlarut (*Total Dissolved Solids/TDS*) yang lama-kelamaan akan terkonsentrasi di dalam sistem boiler. Jika konsentrasi *TDS* dan *suspended solids* terlalu tinggi, hal ini dapat menyebabkan pembentukan endapan dan kerak yang berpotensi menyebabkan *fouling* pada boiler. Untuk mencegah hal tersebut, dilakukan proses *blowdown*.

m. Cooling Tower

Cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah menyerap panas dari proses produksi sebelum digunakan kembali. Proses pendinginan terjadi melalui penguapan sebagian kecil air saat bersentuhan dengan aliran udara. Pada sistem *cooling tower* yang digunakan dalam perancangan pabrik ini, dipilih tipe *induced draft cooling tower*.

Air panas dari proses dialirkan ke bagian atas *cooling tower* melalui *distributor nozzle*, lalu jatuh ke bawah melewati media pengisi (*fill pack*) yang memperluas area kontak antara air dan udara. Kipas (*fan*) dipasang di bagian atas *cooling tower* untuk menarik udara dari bawah ke atas (*induced draft*). Saat air jatuh, terjadi kontak langsung antara air dan udara, sehingga sebagian panas hilang

melalui perpindahan *sensible* dan sebagian lagi melalui *evaporasi*. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.



Gambar 5.1 Diagram unit pengolahan air

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* (uap air) dalam proses produksi aseton. *Steam* yang dihasilkan berperan penting sebagai media pemanas dalam berbagai peralatan proses, seperti *heater* dan reaktor. Dalam pabrik ini, *steam* utama yang dibangkitkan adalah *superheated steam* pada suhu 390°C dan tekanan sekitar 20 bar, dengan total kapasitas sebesar 30.165,12 kg/jam.

Tabel 5.6 Kebutuhan steam

Nama Alat	Kode	Flowrate, Kg/jam
<i>Heater</i>	HE-01	1.996,86
Reaktor	R-01	23.140,74
TOTAL		25.137,6

Berikut adalah data teknis dari boiler yang digunakan untuk membangkitkan steam saturated tersebut :

Tabel 5.7 Spesifikasi alat boiler

Parameter	Nilai
Tipe <i>Steam</i>	<i>Superheated Steam</i>
Suhu <i>Steam</i>	390°C
Tekanan <i>Steam</i>	20 bar
Kapasitas Produksi <i>Steam</i>	30.165,12 kg/jam
Kebutuhan Kalor Total	7.821.805,1 kJ/jam
Harga <i>Boiler</i>	\$ 220.100
Diameter Dalam <i>Shell</i> (ID)	0,667 ft
<i>Baffle Spacing</i>	0,1333 ft
Jumlah <i>Shell Pass</i>	1
Jumlah <i>Tube Pass</i>	1
Jumlah <i>Tube</i>	37

Parameter	Nilai
Panjang <i>Tube</i>	20 ft
Diameter Luar <i>Tube</i> (OD)	$\frac{3}{4}$ inch
BWG (<i>Tube Thickness</i>)	16 BWG
Pitch <i>Tube</i>	1 in, Triangular
Luas Permukaan Pemanasan	145,262 ft ²
Bahan Bakar	Solar CN53

Sebelum air masuk ke boiler, air umpan harus diproses terlebih dahulu untuk menghilangkan zat pengotor seperti ion Ca^{2+} , Mg^{2+} , O_2 terlarut, dan silika. Hal ini telah dibahas pada sub bab sebelumnya terkait unit penyedia air, yang mencakup proses-proses seperti filtrasi, demineralisasi, dan deaerasi.

Untuk meningkatkan efisiensi termal, pabrik ini menerapkan sistem *split* atau pembagian *flowrate* kebutuhan *steam* pada beberapa alat. Berikut mekanisme alur yang digunakan :

- Steam Superheated* pada suhu 390°C dan tekanan 20 bar digunakan pada *Heater* (HE-01) dan Reaktor (R-01).
- Setelah melewati proses, kemudian seluruh aliran keluaran alat akan dikumpulkan menjadi satu dengan suhu campuran 350,5°C dengan rincian pada keluaran *Heater* (HE-01) *ouput* suhu 250°C dan pada reaktor (R-01) suhu *output* 360°C.
- Kemudian aliran tersebut akan di dinginkan menuju suhu *saturated* sebelum nantinya akan kembali dimasukkan ke dalam boiler untuk menghasilkan *steam superheated* pada kondisi seperti awal (390°C ; 20 bar).

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik memiliki peran penting dalam menjamin pasokan energi listrik yang stabil, kontinu, dan memadai untuk menunjang seluruh aktivitas di pabrik aseton berbahan baku isopropil alkohol. Energi listrik sangat vital untuk mendukung pengoperasian peralatan proses utama, sistem kontrol otomatis, unit-unit utilitas, serta fasilitas pendukung seperti penerangan, area perkantoran, laboratorium, dan perumahan karyawan yang bekerja dalam sistem shift.

Sumber utama pasokan listrik pabrik berasal dari PLN (Perusahaan Listrik Negara), melalui anak perusahaannya, yaitu Indonesia Power, yang bertanggung jawab dalam penyediaan energi listrik di kawasan industri sekitar lokasi pabrik. Di wilayah Cilegon, pasokan listrik langsung dilayani oleh PLN ULP Cilegon yang berlokasi di Jl. Ahmad Yani No. 57, Cilegon, Banten. Selain itu, kebutuhan energi listrik di kawasan ini juga didukung oleh beberapa unit pembangkit skala besar milik Indonesia Power, seperti:

- a. PLTGU Cilegon (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap) berlokasi di Jl. Raya Bojonegara - Salira, Desa Margasari, Kecamatan Puloampel, Kabupaten Serang, Banten, dengan kapasitas terpasang sebesar 740 MW, dan terintegrasi dalam sistem jaringan 150 kV.
- b. UBP Suralaya (Unit Bisnis Pembangkitan) yang mengelola PLTU skala besar di wilayah Merak, Banten. Beralamat di Jl. Raya PLTU Suralaya, Merak, Banten 42439, dengan total kapasitas mencapai 3.400 MW.

Untuk menjamin keberlangsungan operasi dan mengantisipasi kemungkinan gangguan dari pasokan listrik eksternal, pabrik ini juga dilengkapi dengan unit

generator cadangan. Unit ini dirancang agar dapat secara otomatis menyuplai energi listrik apabila terjadi pemadaman dari PLN. Generator tersebut menggunakan bahan bakar solar dan memiliki kapasitas cukup besar untuk memastikan operasional pabrik tetap berjalan secara penuh tanpa hambatan.

Generator yang digunakan di pabrik ini menggunakan bahan bakar solar CN 53, dengan kapasitas daya sebesar 152,8720 kW dan tingkat efisiensi kinerja (*health level*) sekitar 99%. Kapasitas ini sengaja dirancang sedikit lebih besar dari kebutuhan utama sebesar 154,4162 kW guna mengantisipasi kebutuhan *overdesign* dan menjamin keandalan sistem saat kondisi darurat.

Tabel 5.8 Spesifikasi teknis generator

Parameter	Nilai
Kapasitas Generator	160 kW
Efisiensi	99%
Jenis Bahan Bakar	Solar CN 53
Kebutuhan Listrik Pabrik	154,4162 kW
Sumber Listrik Utama	PLN (Indonesia Power)
Sumber Listrik Cadangan	Generator Diesel

(datasheet produk generator Cummins, Perkins)

Kebutuhan energi listrik pada pabrik aseton dibagi menjadi enam kategori utama meliputi:

a. Kebutuhan Proses dan Utilitas

Meliputi seluruh peralatan proses utama dan utilitas seperti pompa, sistem pemanas, dan peralatan lainnya. Kebutuhan ini sudah termasuk *overdesign* sebesar 10% dari total daya alat proses dan utilitas, yaitu 154,4162 kW.

Berikut merupakan perincian untuk kebutuhan listrik *power plant* diantaranya sebagai berikut :

b. Kebutuhan untuk Peralatan Proses

Tabel 5. 9 Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Power (hp)	Watt	kW
1	Pompa (P-01)	0,750	559,500	0,560
2	Pompa (P-02)	0,083	62,142	0,062
3	Pompa (P-03)	0,250	186,500	0,187
4	Pompa (P-04)	0,250	186,500	0,187
5	Pompa (P-05)	0,250	186,500	0,187
6	Pompa (P-06)	0,500	373,000	0,373
7	Pompa (P-07)	0,125	93,250	0,093
8	Pompa (P-08)	0,083	62,142	0,062
9	Pompa (P-09)	0,083	62,142	0,062
10	Pompa (P-10)	0,083	62,142	0,062
11	Blower (BL-01)	0,125	93,250	0,093
12	Blower (BL-02)	0,250	186,500	0,187
13	Blower (BL-03)	0,500	373,000	0,373
14	Blower (BL-04)	1,000	746,000	0,746
15	Blower (BL-05)	0,083	62,142	0,062
Total		4,417	3294,709	3,295

c. Kebutuhan untuk Peralatan Utilitas

Tabel 5.10 Kebutuhan listrik alat utilitas

No	Nama Alat	Power (hp)	Watt	kW
1	Pompa Utilitas (PU-01)	5,00	3730	3,73
2	Pompa Utilitas (PU-02)	5,00	3730	3,73
3	Pompa Utilitas (PU-03)	7,50	5595	5,595
4	Pompa Utilitas (PU-04)	7,50	5595	5,595

No	Nama Alat	Power (hp)	Watt	kW
5	Pompa Utilitas (PU-05)	7,50	5595	5,595
6	Pompa Utilitas (PU-06)	5,00	3730	3,73
7	Pompa Utilitas (PU-07)	0,75	559,5	0,5595
8	Pompa Utilitas (PU-08)	2,00	1492	1,492
9	Pompa Utilitas (PU-09)	0,33	248,64	0,2486
10	Pompa Utilitas (PU-10)	0,17	124,58	0,12458
11	Pompa Utilitas (PU-11)	10,00	7460	7,46
12	Pompa Utilitas (PU-12)	7,50	5595	5,595
13	Pompa Utilitas (PU-13)	7,50	5595	5,595
14	Pompa Utilitas (PU-14)	0,17	124,58	0,0373
15	Pompa Utilitas (PU-15)	0,33	248,42	0,0373
16	Pompa Utilitas (PU-16)	0,05	37,3	0,0373
17	Pompa Utilitas (PU-17)	0,13	93,25	0,0932
18	Pompa Utilitas (PU-18)	0,13	93,25	0,0932
19	<i>Cooling Tower</i>	3,00	2238	2,238
20	<i>Pre-Mix Tank</i>	0,05	37,3	0,0373
21	Kompresor Udara Tekan	1,00	746	0,746
Total		70,20	52.667,824	52,667

d. Kebutuhan Sistem Kendali

Meliputi DCS (*Distributed Control System*), PLC, HMI, dan sensor-sensor proses lainnya. Total kebutuhan listrik untuk sistem ini diperkirakan sebesar 25% dari kebutuhan listrik unit pembangkit, yaitu sebesar 15,3897 kW.

e. Kebutuhan Penerangan

Mencakup pencahayaan di area produksi, perkantoran, jalan, serta fasilitas umum. Besarnya 15% dari listrik *power plant*, yaitu 9,234 kW.

f. Kebutuhan Kantor dan Elektronik

Meliputi AC, komputer, *printer*, dan peralatan elektronik kantor lainnya. Kebutuhannya sekitar 10% dari *power plant*, yaitu 6,1559 kW.

g. Kebutuhan Laboratorium dan Bengkel

Melibatkan alat-alat laboratorium seperti GC, *spektrofotometer*, dan sebagainya, serta peralatan bengkel seperti bor, gerinda, dan pendingin udara. Kebutuhan listrik untuk unit ini sebesar 15% dari kebutuhan listrik unit pembangkit, yaitu 9,2338 kW.

h. Kebutuhan Perumahan Karyawan

Untuk operator, teknisi, petugas keamanan (*security*), dan *supervisor* yang tinggal di rumah dinas (mess), tersedia sebanyak 57 unit rumah dengan konsumsi listrik masing-masing sekitar 900 W, sehingga total kebutuhan listrik untuk perumahan adalah 51,3 kW.

Jadi kebutuhan listrik total yang dibutuhkan pada pabrik aseton ini adalah sebagai berikut ;

Tabel 5.11 Kebutuhan listrik total

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Power Plant dan Utilitas	61,558
2	Alat Kontrol	15,3897
3	Penerangan	9,2338
4	Peralatan Kantor	6,1559
5	Bengkel, Laboratorium	9,2338
6	Perumahan	51,300
TOTAL		152,8720

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi untuk memasok udara bertekanan yang digunakan sebagai penggerak berbagai sistem kontrol dan instrumen pneumatik di pabrik. Sistem ini memegang peranan penting dalam menjaga kestabilan dan keandalan operasi proses, seperti dalam pengoperasian valve, actuator, dan sistem kontrol otomatis lainnya yang bekerja dengan tekanan udara. Total kebutuhan udara tekan untuk mendukung 28 alat kontrol proses dan 15 alat kontrol utilitas adalah sebesar 80,372 m³/jam.

Udara dari lingkungan diambil dan dikompresi hingga mencapai tekanan sebesar 4 bar menggunakan kompresor *multi-stage*. Karena udara lingkungan mengandung uap air yang dapat merusak sistem pneumatik, maka udara yang telah dikompresi diarahkan ke tangki silika untuk menyerap kelembapan menggunakan media silikagel. Setelah proses pengeringan, udara kering disalurkan ke tangki udara tekan. Tangki ini berfungsi sebagai penampungan cadangan agar sistem kontrol dapat menerima udara tekan secara *real-time* tanpa harus menunggu proses kompresi terlebih dahulu.

Tabel 5.12 Spesifikasi kompresor udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis	Kompresor Sentrifugal <i>Multistage</i>
Kapasitas Volumetrik	25,553 m ³ /jam (15,0404 ft ³ /min)
<i>Suction Temperature</i>	30°C
<i>Discharge Temperature</i>	177°C
<i>Suction Pressure</i>	1 atm
<i>Discharge Pressure</i>	4 atm
Rasio Tekanan	4 : 1

Parameter	Nilai
Material Kontruksi	<i>Comercial Steel</i>
Efisiensi	87%
Daya Aktual	1 HP (716,605 W)

Tabel 5.13 Spesifikasi tangki silika

Parameter	Nilai
Jenis Tangki	Silinder Vertikal (<i>Head Spherical</i>)
Diameter	1,035 m
Tinggi	2,070 m
Kapasitas Silika Gel	0,4 g air/ g silika
Kebutuhan Silika Gel	5,1558 kg/jam
Harga	\$ 4.000

Tabel 5.14 Spesifikasi tangki udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis Tangki	Silinder Horizontal
Volume Penyimpanan (10 menit)	3,337 m ³
Diameter	1,12 m
Panjang	3,370 m
Harga	\$ 6.900

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berperan penting dalam memastikan ketersediaan bahan bakar bagi peralatan yang membutuhkannya selama operasi pabrik aseton dari isopropil alkohol. Dalam sistem ini, bahan bakar digunakan oleh dua unit utama, yaitu boiler sebagai penghasil steam dan generator sebagai sumber listrik cadangan apabila pasokan utama dari PLN terganggu.

Bahan bakar yang digunakan adalah solar CN53 (*Cetane Number 53*), yang dipilih karena memiliki waktu *start-up* yang cepat, efisiensi pembakaran tinggi, stabil terhadap fluktuasi suhu, serta menghasilkan emisi karbon hitam (*black smoke*) yang lebih rendah. Karakteristik tersebut menjadikan solar CN53 sangat sesuai untuk kebutuhan pembakaran dalam proses industri yang menuntut keandalan dan efisiensi tinggi.

Dua unit pengguna bahan bakar memerlukan suplai sebagai berikut :

Tabel 5.15 Total konsumsi bahan bakar

Unit Pengguna	Konsumsi Solar CN53, kg/jam
<i>Boiler</i>	141,873
<i>Generator</i>	13,2923
TOTAL	155,1653

Tabel 5.16 Dimensi tangki penyimpanan bahan bakar

Parameter	Nilai
Diameter Tangki	2,7186 m
Tinggi Tangki	2,7186 m
Tipe Tangki	Silinder Vertikal
Harga	\$ 12.900

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah merupakan aspek penting dalam sistem utilitas pabrik aseton dari isopropil alkohol, karena proses produksinya menghasilkan limbah cair yang mengandung zat pencemar potensial. Sumber utama limbah berasal dari unit pemurnian Menara Distilasi 2 (MD-02), yang menghasilkan aliran cair berupa air sekitar $\pm 672,7996$ kg/jam dan isopropil alkohol sekitar $\pm 0,2838$ kg/jam. Kemudian

pada hasil output gas Absorber (AB-01) terdapat Hidrogen yang akan di *direct* pipa menuju pabrik-pabrik yang membutuhkan Hidrogen.

Mengingat lokasi pabrik berada di kawasan industri Cilegon yang berdekatan dengan wilayah pesisir, sistem pembuangan limbah harus dirancang agar memenuhi peraturan lingkungan yang berlaku, terutama yang ditetapkan oleh Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan (KLHK) serta Pemerintah Provinsi Banten.

Tabel 5.17 Sumber limbah pabrik

Sumber Limbah	Karakteristik Utama
Proses Produksi (MD-02)	Air dan Isopropil alkohol (72,7996 kg/jam air dan 0,2838 kg/jam IPA)
Laboratorium	Bahan kimia reagen, logam berat dalam jejak, pH ekstrem
Domestik (perkantoran)	Limbah organik, deterjen, urine, air bekas cuci
Unit Utilitas	Backwash filter, blowdown boiler, regenerasi resin

Pengolahan limbah dirancang dalam dua tahap utama, yaitu pra-pengolahan (*pretreatment*) dan pengolahan lanjutan (*post-treatment*). Tahap pra-pengolahan bertujuan untuk menghilangkan senyawa yang mudah menguap atau berbahaya sejak awal, seperti isopropil alkohol. Sementara itu, tahap pengolahan lanjutan difokuskan pada penurunan parameter pencemar seperti BOD, COD, dan TSS agar limbah cair memenuhi standar baku mutu air limbah industri.

Secara keseluruhan, sistem pengolahan limbah terdiri dari kombinasi unit-unit fisika, kimia, dan biologi yang disusun secara berurutan dan saling mendukung.

Selain memastikan pembuangan limbah yang aman ke lingkungan, sistem ini juga membuka kemungkinan untuk reuse air hasil olahan dalam berbagai kebutuhan internal pabrik, seperti air *make-up* untuk *cooling tower*, pembersihan area, serta proses regenerasi pada unit pengolahan air.

Dalam merancang unit pengolahan limbah cair pabrik aseton dari isopropil alkohol, perlu memperhatikan regulasi lingkungan yang telah ditetapkan oleh pemerintah Indonesia. Acuan utama yang digunakan untuk menentukan kualitas air limbah yang diperbolehkan dibuang ke lingkungan adalah sebagai berikut:

- a. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia No. P.68/MENLHK/SETJEN/KUM.1/8/2016 tentang Baku Mutu Air Limbah Domestik.
- b. Peraturan Gubernur Banten No.8 Tahun 2019 tentang baku mutu limbah cair.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan :

Tabel 5.18 Parameter bahan baku mutu utama

Parameter	Satuan	Baku Mutu Maksimum
pH	-	6 - 9
BOD (<i>Biochemical Oxygen Demand</i>)	mg/L	75
COD (<i>Chemical Oxygen Demand</i>)	mg/L	150
TSS (<i>Total Suspended Solids</i>)	mg/L	30
Minyak dan Lemak	mg/L	10
Suhu	°C	Maks. 40°C
Debit maksimum	m ³ /hari	Sesuai izin pembuangan

Setiap parameter kualitas limbah dipantau menggunakan metode yang sesuai dengan standar baku mutu lingkungan yang ditetapkan oleh Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia. Pemantauan dilakukan dengan mengikuti prosedur pengambilan sampel dan analisis laboratorium yang telah diakui, seperti standar SNI atau ISO. Hasil pemantauan ini wajib dilaporkan secara berkala kepada instansi yang berwenang, dan menjadi bagian dari laporan lingkungan perusahaan.

Berikut adalah sajian tabel rencana pemantuan lingkungan untuk kegiatan operasional pabrik aseton dari isopropil alkohol di Cilegon.

Tabel 5. 19 Rencana pemantauan lingkungan

Komponen	Parameter	Frekuensi	Metode
Air Limbah	PH, BOD, COD, TSS	1 x per bulan	Sampling dan uji laboratorium
Udara sekitar	Gas buang, bau	1 x per bulan	Detektor gas, sensus
Sludge IPAL	Kadar logam berat	Saat disposal	Uji karakteristik limbah B3
Air reuse	Warna, bau, total coliform	1 x per bulan	Uji mikrobiologi dan sensorik

5.7 Unit Penyedia *Dowtherm A*

Untuk mendinginkan pada alat penukar panas menggunakan pendingin jenis *Dowtherm A*. Pada Kondensor (CD-01) digunakan untuk mendinginkan umpan isopropil alkohol sampai suhu menjadi 30°C pada kondesor (CD-01). Alasan dipilihnya pendingin jenis *Dowtherm A* yaitu jenis pendingin ini mampu bekerja

pada suhu rendah ke tinggi dan tetap bertahan di tekanan rendah. Oleh karena itu, pemilihan jenis pemanas yang digunakan adalah *Dowtherm A*.

Dowtherm A adalah cairan yang dapat digunakan dalam suhu 60°F sampai 750°F (15-400)°C dan dalam tekanan 1 atm. Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini *non-corrosive* untuk logam biasa dan paduan.

Tabel 5.20 Kebutuhan *Dowtherm A*

No	Alat	Kebutuhan, kg/jam
1	CD-01	22.429,68
TOTAL		22.429,68

Untuk meningkatkan efisiensi termal dan memanfaatkan sisa energi *Dowtherm A*, pabrik ini menerapkan sistem penggunaan ulang. Berikut mekanisme energi *Dowtherm A* yang digunakan :

- Dowtherm A* pada suhu lingkungan digunakan pada alat kondensor (CD-01) sebagai pendingin, terjadi kenaikan suhu pada *Dowtherm A* menjadi 90°C.
- Hasil keluaran *Dowtherm A* pada suhu 90°C dimanfaatkan kembali pada alat *Cooler* (CL-01) untuk pendinginan dan menghasilkan *output* suhu 120°C.
- Dowtherm A* kondisi suhu 120°C dimanfaatkan kembali sebagai pemanas di beberapa alat yaitu *vaporizer* (VP-01), *heater* (HE-01), dan reboiler (RB-01), (RB-02).

- d. Hasil keluaran *Dowtherm A* yang dimanfaatkan sebagai pemanas pada beberapa alat tadi ,akan menyebabkan suhu *Dowtherm A* menurun menjadi 90°C (suhu campuran *output*).
- e. *Dowtherm A* yang telah digunakan nantinya akan diproses penurunan kembali menuju suhu ruang untuk digunakan kembali sebagai pendingin.

5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screener*

Fungsi : Menyaring benda-benda kasar terapung atau melayang di air agar tidak terbawa ke dalam unit pengolahan.

Jenis : Bar Screen (*Coarse Screen*)

Material : *Stainless Steel SS304*

Luas Penampang : 123,250 m²

Jumlah : 1

Harga : \$ 291.700

2. Kolam Ekualisasi

Fungsi : Menyeimbangkan fluktuasi debit aliran air laut masuk, menstabilkan parameter kualitas air (TSS, suhu, dan salinitas), dan menyediakan cadangan air jika terjadi gangguan pada *intake*.

Jenis : Bak Beton Persegi Panjang

Material : Beton Bertulang (*Reinforced Concrete*)

Waktu Tingga	: 6 jam
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Volume	105,152 m ³
b. Luas Permukaan	35,05 m ²
c. Panjang	8,3727 m
d. Lebar	4,1863 m
Jumlah	1
Harga	\$ 32.400

3. *Pre-mix tank*

Fungsi	: Peyesuaian pH, dengan Na ₂ CO ₃ agar koagulan bekerja optimal dan koagulasi awal dengan Al ₂ (SO ₄) ₃ untuk membentuk flok partikel agar mudah dipisahkan.
Jenis	: <i>Stirred Tank</i> dengan <i>Torispherical Head</i>
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 1 atm
Kontruksi	:
a. Volume	: 3,1748 m ³

b. Tinggi cairan : 1,1949 m

c. Tinggi total : 2,275 m

Shell

a. Tinggi : 1,5932 m

b. Tebal : 0,1875 in

c. Diameter (ID) : 1,5932 m

Head :

a. Bentuk *Torispherical*

b. Tinggi 0,3407 m

c. Tebal 0,3125 in

Pengaduk :

a. Jenis : *Flat Six-Blade Turbine with Disk*

b. Jumlah : 1

c. Diameter : 0,3585 m

d. Kecepatan : 68,816 rpm

e. Daya : 0,05 hp

f. Jumlah *Baffle* : 4

g. Jarak Pengaduk : 0,3983 m

h. Lebar *Baffle* : 0,0996 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 24.000

4. Clarifier

Fungsi	: Mengendapkan padatan tersuspensi dan flok hasil koagulasi-flokulasi (dengan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dari <i>premix tank</i> .
Jenis	: Bak Silinder Tegak dengan Bentuk Bawah Kerucut
Material	: Beton Bertulang (<i>Reinforced Concrete</i>)
Waktu Tinggal	: 2 jam
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Volume	: 28,556 m ³
b. Luas Permukaan	: 9,5186 m ²
c. Diameter	: 2,812 m
d. Kedalaman	: 5,2672 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 43.800

5. *Sand Filter*

Fungsi	: Menyaring partikel halus, sisa flok, dan padatan tersuspensi yang masih lolos dari <i>clarifier</i> dan menurunkan <i>turbidity</i> hingga <5 NTU (<i>Nephelometric Turbidity Unit</i>) atau tingkat kekeruhan air.
---------------	---

Jenis : *Pressure Sand Filter* (Vertikal)

Material : *Stainless Steel* SS304

Kondisi Operasi :

a. **Suhu** : 30°C

b. **Tekanan** : 3 atm

Kondisi Operasi :

a. **Diameter** : 0,9581 m

b. **Tinggi** : 1,341 m

Tumpukan

c. **Tinggi Vessel** : 1,9162 m

d. **Luas Filtrasi** : 1,836 m²

Jumlah 1

Harga \$ 37.400

6. *Carbon Filter*

Fungsi : Menyerap residu klorin bebas (*chlorine residual*) yang dapat merusak membran RO, menyerap senyawa organik terlarut, dan meningkatkan kualitas sensorik dan kimia air.

Jenis : *Pressure Sand Filter* (Vertikal)

Material : *Stainless Steel* SS304

Kondisi Operasi

a. **Suhu** : 30°C

b. **Tekanan** : 3 atm

Spesifikasi	:
a. Diameter	: 1,718 m
b. Tinggi	: 1,30 m
Tumpukan	
c. Tinggi Vessel	: 2,70 m
d. Luas Filtrasi	: 2,318 m ²
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 40.500

7. Sea Water Reverse Osmosis (SWRO)

Fungsi : Mengolah air laut menjadi air bersih yang memiliki TDS rendah dengan cara memisahkan garam dan kontaminan lainnya melalui membran semipermeabel.

Material : *Stainless Steel* SS316L

Kondisi Operasi :

- a. Suhu** : 30°C
- b. Tekanan** : 55 atm

Spesifikasi :

- a. Jumlah Membran** : 6
- b. Jumlah Train** : 1
- c. Permeate** : 6,1191 m³/jam
- d. Brine** : 7,4789 m³/jam

Jumlah : 1

Harga : \$ 143.574

8. *Brackish Water Reverse Osmosis (BWRO)*

Fungsi : Meningkatkan kemurnian air *permeate* dari SWRO dengan menghilangkan sisa-sisa TDS dan kontaminan lainnya dan menghasilkan air *ultrapure* atau demineralisasi untuk air umpan boiler (pembangkit uap).

Material : *Stainless Steel* SS316L

Kondisi Operasi :

a. **Suhu** : 30°C

b. **Tekanan** : 17 atm

Spesifikasi :

a. **Jumlah Membran** : 2

b. **Jumlah Train** : 1

c. ***Permeate*** : 4,5893 m³/jam

d. ***Brine*** : 1,5298 m³/jam

Jumlah : 1

Harga : \$ 88.115

9. *Hot Basin*

Fungsi	: Menampung sementara air panas dari proses sebelum dialirkan ke <i>cooling tower</i> .
Jenis	: Bak Beton Persegi Panjang
Material	: Beton Bertulang (<i>Reinforced Concrete</i>)
Waktu Tinggal	: 5 menit
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 45°C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Volume	: 1,827 m ³
b. Luas Permukaan	: 0.609 m ²
c. Panjang	: 1,352 m
d. Lebar	: 0,6759 m
e. Tinggi	: 1 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 13.700

10. Cold Basin

Fungsi	: Menampung air dingin hasil kondensasi dari <i>cooling tower</i> dan menerima <i>make up water</i> dari tangki <i>desalinated water</i> untuk menggantikan air yang hilang karena evaporasi, <i>blowdown</i> , dan <i>drift loss</i> .
---------------	---

Jenis	: Bak Beton Persegi Panjang
Material	: Beton Bertulang (<i>Reinforced Concrete</i>)
Waktu Tenggat	: 10 menit
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Volume	: 3,6549 m ³
b. Luas Permukaan	: 1,218 m ²
c. Panjang	: 1,9117 m
d. Lebar	: 0.9558 m
e. Tinggi	: 1,5 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 17.600

11. Cooling Tower

Fungsi	: Mendinginkan kembali air pendingin dari alat proses yang semula memiliki suhu 45°C menjadi 30°C.
Jenis	: <i>Induced Draft Cooling Tower</i>
Material	: <i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>
<i>Make up Water</i>	: 372,7982 kg/jam
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 45°C

b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Luas Penampang	: 5,3898 m ²
b. Tinggi <i>Packing</i>	: 7,4383 m
c. Kapasitas <i>Fan</i>	: 72.111,148 m ² /jam
d. Daya	: 3 hp
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 4.000

12. *Kation Exchanger*

Fungsi	: Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion positif.
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Material	: <i>Carbon Steel</i> SA 283 Grade C
Volume Resin	: 37.318,8344 m ³
Regenerasi H₂SO₄	: 2,699 kg/minggu
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30°C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 0,8170 m
b. Volume Tangki	: 0,8561 m ³
c. Tebal Shell	: 0,1875 in

d. Tinggi	: 0,8170 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 12.000

13. Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kadar mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Material : *Carbon Steel* SA 283 Grade C

Volume Resin : 3,0332 m³

Regenerasi NaOH : 0,0678 kg/jam

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 30°C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Diameter : 1,2455 m

b. Volume Tangki : 4,1848 m³

c. Tebal Shell : 0,1875 in

d. Tinggi : 1,2455 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 15.000

14. Deaerator

Fungsi	: Menghilangkan gas-gas terlarut (terutama O ₂ dari air boiler dan meningkatkan suhu air mendekati suhu saturasi, sehingga bebas termal boiler berkurang.
Jenis	: <i>Spray Cum Tray</i>
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Volume Tangki	: 3,0332 m ³
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 90°C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 0,663 m
b. Kebutuhan Steam	: 37,1028 kg/jam
c. Kebutuhan Hydrazie	: 0.00330 kg/jam
d. Kebutuhan Na ₂ HPO ₄	: 0,19829 kg/jam
e. Tipe Bahan Isian	: <i>Rashing ring ceramic</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1.250

a. Alat Penyimpanan

Tabel 5.21 Spesifikasi tangki utilitas

Tangki	TPU-01	TPU-02	TPU-03
Fungsi peruntukan alat	Menstabilkan aliran dan tekanan air sebelum didistribusikan ke unit-unit proses	Menyediakan pasokan air darurat untuk sistem pemadaman kebakaran	Menyimpan air bersih dari tangki <i>desalinated water</i> yang akan digunakan untuk keperluan umum
Lama Penyimpanan	6 jam	1 jam	1 jam
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>
Kondisi Operasi	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm
Spesifikasi :			
a. Bahan Kontruksi :	<i>Carbon Steel</i> SA 283 Grade C	<i>Carbon Steel</i> SA 283 Grade C	<i>Carbon Steel</i> SA 283 Grade C
b. Volume Tangki :	33,0430 m ³	136,2748 m ³	3.5274 m ³
c. Diameter :	3,048 m	4,572 m	4,572 m
d. Tinggi :	5,4864 m	9,144 m	1,8288 m
e. Jumlah Course :	3	5	1
f. Tebal Shell (in) :	0,1875; 0,1875; 0,1875	0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875	0,1875
Head :	<i>Conical Roof</i>	<i>Conical Roof</i>	<i>Conical Roof</i>
a. Tebal Head :	0,1875 in	0,3750 in	0,2500 in

Tangki	TPU-01	TPU-02	TPU-03
Bottom :	<i>Flat Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>
a. Tebal Bottom :	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Harga	\$ 22.000	\$ 52.300	\$ 19.700

Tabel 5.22 Spesifikasi tangki utilitas (lanjutan)

Tangki	TPU-04	TPU-05
Fungsi peruntukan alat	Penampung air proses untuk unit operasi alat proses yaitu absorber	Penampung sementara air hasil deaerator sebelum dipompa ke boiler
Lama Penyimpanan	1 jam	1 jam
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>
Kondisi Operasi	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 90°C Tekanan : 1 atm
Spesifikasi :		
a. Bahan Kontruksi :	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
b. Volume Tangki :	0,8273 m ³	0.3877 m ³
c. Diameter :	3,048 m	3,048 m
d. Tinggi :	1,829 m	1,829 m
e. Jumlah Course :	1	1
f. Tebal Shell (in) :	0,1875	0,1875
Head :	<i>Conical Roof</i>	<i>Conical Roof</i>

Tangki	TPU-04	TPU-05
a. Tebal Head :	0,1875 in	0,1875 in
Bottom :	<i>Flat Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>
a. Tebal Bottom :	0,1875 in	0,1875 in
Harga	\$ 4.600	\$ 4.600
b. Alat Transportasi		

Tabel 5.23 Spesifikasi pompa (bagian 1)

Kode	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air yang telah melalui proses <i>screening</i> ke unit pengolahan	Mengalirkan air baku dari kolam ekualisasi menuju <i>premix tank</i>	Mengalirkan air baku dari <i>clarifier</i> ke <i>sand filter</i>
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	17,1334 m ³ /jam	17,1334 m ³ /jam	16,3175 m ³ /jam
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>
Daya Motor	3728,50 Watt	3728,50 Watt	5592,75 Watt
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 9.800	\$ 9.800	\$ 9.800

Tabel 5.24 Spesifikasi pompa (bagian 2)

Kode	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air baku dari <i>sand filter</i> ke <i>carbon filter</i>	Mengalirkan air baku dari <i>carbon filter</i> ke unit SWRO	Mengalirkan air baku dari SWRO ke unit BWRO
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	16,3175 m ³ /jam	16,3175 m ³ /jam	7,3429 m ³ /jam
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>
Daya Motor	5592,75 Watt	5592,75 Watt	3728,50 Watt
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 9.800	\$ 9.800	\$ 6.400

Tabel 5.25 Spesifikasi pompa (bagian 3)

Kode	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air baku dari tangki <i>desalinated water</i> ke tangki pemadaman	Mengalirkan air baku dari <i>desalinated water</i> ke tangki sanitasi	Mengalirkan air pendingin <i>make up</i> ke <i>cold basin</i>
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	0,7055 m ³ /jam	3,5274 m ³ /jam	0,4374 m ³ /jam
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>

Kode	PU-07	PU-08	PU-09
Daya Motor	559,275 Watt	1491,40 Watt	124,532 Watt
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 6.400	\$ 6.400	\$ 6.400

Tabel 5.26 Spesifikasi pompa (bagian 4)

Kode	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air <i>hot basin</i> ke <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air bak penampung <i>cooling tower</i> ke <i>cold basin</i>	Mengalirkan air dari <i>cold basin</i> ke unit proses
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	26,0810 m ³ /jam	25,2893 m ³ /jam	25,7267 m ³ /jam
Suhu Fluida	45°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal Single Stage</i>
Daya Motor	7457,00 Watt	5592,75 Watt	5592,75 Watt
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 6.400	\$ 12.400	\$ 12.400

Tabel 5.27 Spesifikasi pompa (bagian 5)

Kode	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki	Mengalirkan air dari <i>cation</i>	Mengalirkan air dari <i>anion</i>
peruntukan	<i>desalinated water</i>	<i>exchanger</i> ke	<i>exchanger</i> ke
alat	ke <i>cation</i> <i>exchanger</i>	<i>anion exchanger</i>	deaerator
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	0,8370 m ³ /jam	0,8370 m ³ /jam	0,0097 m ³ /jam
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa <i>Sentrifugal</i> <i>Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal</i> <i>Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal</i> <i>Single Stage</i>
Daya Motor	124,319 Watt	248,318 Watt	37,285 Watt
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 12.400	\$ 6.400	\$ 6.400

Tabel 5. 28 Spesifikasi pompa (bagian 6)

Kode	PU-16	PU-17	PU-18
Fungsi	Mengalirkan air dari deaerator ke	Mengalirkan air dari tangki <i>boiler</i>	Mengalirkan air baku dari tangki
peruntukan	tangki <i>boiler feed</i>	<i>feed water</i> ke	alat proses menuju
alat	<i>water</i>	boiler	ke alat proses absorber (AB-01)
Viskositas	0,3112 cP	0,3112 cP	0,8150 cP
Kapasitas	0,4107 m ³ /jam	0,4107 m ³ /jam	0,8273 m ³ /jam
Suhu Fluida	90°C	90°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa <i>Sentrifugal</i> <i>Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal</i> <i>Single Stage</i>	DP, Pompa <i>Sentrifugal</i> <i>Single Stage</i>

Kode	PU-16	PU-17	PU-18
Daya Motor	93,2125 Watt	93,2125 Watt	248.54 Watt
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2	2	2
Harga	\$ 6.400	\$ 6.400	\$ 6.400

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah :

- a. *Return On Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Discounted Cash Flow (DCFR)*
- d. *Break Even Point (BEP)*
- e. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan Analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

- a. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi:

1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi:

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 2. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- c. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

1. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
2. Biaya variable (*Variable Cost*)
3. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.2 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses pada tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Harga peralatan setiap tahun akan berbeda, harga dapat mengalami kenaikan atau penurunan tergantung dengan kondisi ekonomi, sehingga akan sulit untuk menentukan harga peralatan secara pasti. Untuk memperkirakan harga peralatan dapat dilakukan dengan mengetahui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Penaksiran harga alat dilakukan untuk memperkirakan biaya pengadaan peralatan utama dan pendukung proses produksi. Penilaian harga dilakukan dengan mempertimbangkan kondisi ekonomi tahun 2032, karena pabrik mulai dipersiapkan sejak tahun tersebut. Oleh karena itu, semua harga alat diasumsikan mengikuti nilai pasar tahun 2032.

Sumber harga peralatan didapatkan dari situs *Matche Equipment Cost Index*, namun harga yang tersedia adalah harga tahun 2014. Untuk menyesuaikan dengan harga tahun 2032, dilakukan eskalasi harga menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6.1 Tabel indeks harga alat pada tahun 1996-2032

Tahun	Indeks
1996	381.70
1997	386.50
1998	389.50
1999	390.60
2000	394.10
2000	394.10
2001	394.30
2002	395.60
2003	402.00
2004	444.20
2005	468.20
2006	499.60
2007	525.40
2008	575.40
2009	521.90
2010	550.80
2011	585.70
2012	584.60
2013	567.30
2014	576.10
2015	556.80
2016	541.70

Tahun	Indeks
2017	567.50
2018	603.10
2019	607.50
2020	596.20
2021	776.30
2022	625.10
2023	632.51
2024	639.92
2025	647.34
2026	654.75
2027	662.16
2028	669.58
2029	676.99
2030	684.41
2031	691.82
2032	699.23

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

$$E_x = E_y \times \frac{N_x}{N_y}$$

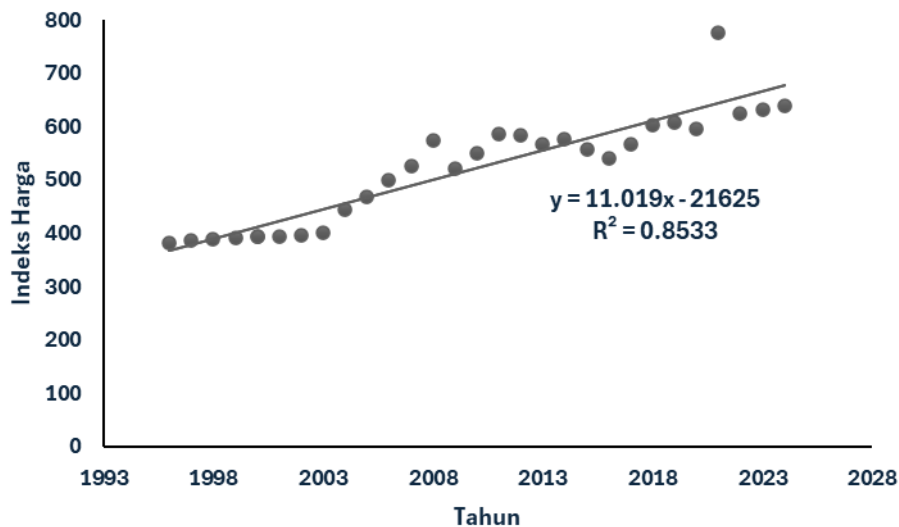
Dimana:

Ex : Harga pembelian pada tahun

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun

Ny : Index harga pada tahun referensi



Gambar 6.1 Grafik indeks harga alat

Persamaan regresi linear dari grafik CEPCI untuk memproyeksikan indeks adalah:

$$Y = 11,019x - 21.625$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh bahwa nilai CEPCI pada tahun 2014 adalah sebesar 567,10, sedangkan nilai CEPCI pada tahun 2032 adalah sebesar 699,23. Nilai-nilai ini digunakan sebagai dasar untuk menyesuaikan harga alat dari tahun referensi ke tahun evaluasi agar mencerminkan kondisi ekonomi aktual pada saat perencanaan pabrik.

Berdasarkan nilai indeks CEPCI tersebut, berikut hasil penyesuaian harga alat yang disajikan pada tabel 6.2 dan 6.3.

Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2032)
Reaktor <i>Fixed-Bed</i>	R-01	1	\$ 15,300	\$ 18,570.13
<i>Vaporizer</i>	VP-01	1	\$ 13,300	\$ 16,142.66
Separator 1	SP-01	1	\$ 9,000	\$ 10,923.60
Absorber	AB-01	1	\$ 64,000	\$ 77,678.96
Separator 2	SP-02	1	\$ 22,500	\$ 27,309.01

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2032)
Menara Distilasi 1	MD-01	1	\$ 290,774	\$ 352,922.21
Menara Distilasi 2	MD-02	1	\$ 197,034	\$ 239,146.81
Tangki Isopropil Alkohol	T-01	1	\$ 416,100	\$ 505,034.60
Tangki Aseton	T-02	1	\$ 404,500	\$ 490,955.29
Akumulator 1	ACC-01	1	\$ 3,700	\$ 4,490.81
Akumulator 2	ACC-02	1	\$ 1,400	\$ 1,699.23
Pompa 1	P-01	2	\$ 5,400	\$ 13,108.32
Pompa 2	P-02	2	\$ 3,900	\$ 9,467.12
Pompa 3	P-03	2	\$ 5,400	\$ 13,108.32
Pompa 4	P-04	2	\$ 5,400	\$ 13,108.32
Pompa 5	P-05	2	\$ 7,200	\$ 17,477.77
Pompa 6	P-06	2	\$ 3,300	\$ 8,010.64
Pompa 7	P-07	2	\$ 3,300	\$ 8,010.64
Pompa 8	P-08	2	\$ 3,300	\$ 8,010.64
Pompa 9	P-09	2	\$ 3,300	\$ 8,010.64
Blower 1	BL-01	1	\$ 2,500	\$ 3,034.33
Blower 2	BL-02	1	\$ 3,700	\$ 4,490.81
Blower 3	BL-03	1	\$ 5,700	\$ 6,918.28
Blower 4	BL-04	1	\$ 2,400	\$ 2,912.96
Blower 5	BL-05	1	\$ 2,100	\$ 2,548.84
Expansion Valve	EV-01	1	\$ 2,000	\$ 2,427.47
Heater 1	HE-01	1	\$ 21,000	\$ 25,488.41
Heater 2	HE-02	1	\$ 1,600	\$ 1,941.97
Heater 3	HE-03	1	\$ 1,700	\$ 2,063.35
Cooler 1	CL-01	1	\$ 1,700	\$ 2,063.35
Cooler 2	CL-02	1	\$ 2,200	\$ 2,670.21
Cooler 3	CL-03	1	\$ 1,700	\$ 2,063.35
Kondensor 1	CD-01	1	\$ 20,500	\$ 24,881.54
Kondensor 2	CD-02	1	\$ 45,700	\$ 55,467.63
Kondensor 3	CD-03	1	\$ 3,100	\$ 3,762.57
Reboiler 1	RB-01	1	\$ 52,300	\$ 63,478.27
Reboiler 2	RB-02	1	\$ 26,400	\$ 32,042.57
Total Harga Alat Proses Tahun 2032				\$ 1,512,433.60

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2032)
<i>Screener</i>	SC-01	1	\$ 291,700	\$ 354,046.13
Bak Ekualisasi	KE-01	1	\$ 32,400	\$ 39,324.97

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2032)
<i>Pre-Mixer Tank</i>	PM-Tank	1	\$ 24,000	\$ 29,129.61
<i>Clarifier</i>	KL-01	1	\$ 43,800	\$ 53,161.54
<i>Sand Filter</i>	SF-01	1	\$ 37,400	\$ 45,393.64
<i>Carbon Filter</i>	CF-01	1	\$ 40,500	\$ 49,156.22
SWRO	SWRO	1	\$ 143,574	\$ 174,260.77
BWRO	BWRO	1	\$ 88,115	\$ 106,947.69
Tangki Air Desalinasi	TPU-01	1	\$ 22,000	\$ 26,702.14
Tangki Air Pemadam	TPU-02	1	\$ 52,300	\$ 63,478.27
Tangki Air Keperluan Umum	TPU-03	1	\$ 19,700	\$ 23,910.55
Tangki Air Proses	TPU-04	1	\$ 4,600	\$ 5,583.18
<i>Kation Exchanger</i>	CE-01	1	\$ 12,000	\$ 14,564.80
<i>Anion Exchanger</i>	AE-01	1	\$ 15,000	\$ 18,206.01
Tangki Boiler Feed Water	TPU-05	1	\$ 4,600	\$ 5,583.18
<i>Deaerator</i>	DA-01	1	\$ 1,250	\$ 1,517.17
Boiler Utilitas	BU-01	1	\$ 220,100	\$ 267,142.79
<i>Cold Basin</i>	CB-01	1	\$ 17,600	\$ 21,361.71
<i>Hot Basin</i>	HB-01	1	\$ 13,700	\$ 16,628.15
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	\$ 4,000	\$ 4,854.93
Pompa 1	PU-01	2	\$ 4,900	\$ 11,894.59
Pompa 2	PU-02	2	\$ 4,900	\$ 11,894.59
Pompa 3	PU-03	2	\$ 4,900	\$ 11,894.59
Pompa 4	PU-04	2	\$ 4,900	\$ 11,894.59
Pompa 5	PU-05	2	\$ 4,900	\$ 11,894.59
Pompa 6	PU-06	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 7	PU-07	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 8	PU-08	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 9	PU-09	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 10	PU-10	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 11	PU-11	2	\$ 6,200	\$ 15,050.30
Pompa 12	PU-12	2	\$ 6,200	\$ 15,050.30
Pompa 13	PU-13	2	\$ 6,200	\$ 15,050.30
Pompa 14	PU-14	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 15	PU-15	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 16	PU-16	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 17	PU-17	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
Pompa 18	PU-18	2	\$ 3,200	\$ 7,767.90
<i>Flash Tank</i>	FT-01	1	\$ 12,700	\$ 15,414.42
Kompresor Udara Tekan	CPU-01	1	\$ 2,000	\$ 2,427.47
Tangki Silika	TPU-06	1	\$ 4,000	\$ 4,854.93

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2032)
Tangki Udara Tekan	TPU-07	1	\$ 6,900	\$ 8,374.76
Tangki Bahan Bakar	TPU-08	1	\$ 12,900	\$ 15,657.17
Total Harga Alat Utilitas Tahun 2032				\$ 1,552,017.01

6.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk Aseton = 25.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2032

Kurs mata uang tahun 2025 = 1US\$ = 16.520,00 (10 Februari 2025)

6.4 Perhitungan Biaya

Dalam perancangan pabrik, analisis terhadap komponen biaya merupakan tahap penting untuk memperoleh estimasi kebutuhan dana secara menyeluruh. Dengan mengetahui rincian komponen biaya, maka kelayakan ekonomi dari pabrik dapat dianalisis secara objektif. Secara umum, komponen biaya dalam pendirian pabrik dibagi menjadi tiga kategori utama, yaitu *capital investment*, *manufacturing cost*, dan *general expense*.

a. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton table 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

c. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

6.5 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

a. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Keuntungan dihitung berdasarkan penjualan tahunan atau *annual sales* (Sa) dan *total manufacturing cost. Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. *Finance* akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11% Dalam proyek ini, nilai ROI yang diperoleh mencapai 27,47% sebelum pajak dan 21,43% setelah pajak. Nilai tersebut menunjukkan bahwa ROI proyek ini jauh melampaui batas minimum yang disyaratkan, sehingga secara finansial dinyatakan sangat layak.

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah:

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa investasi yang telah dilakukan akan kembali.
4. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{profit} + \text{Depresiasi})}$$

c. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) adalah:

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan

jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

3. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.
4. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40%-60%

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)}$$

Dalam hal ini:

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

d. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen

minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

3. Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

e. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$FC + WC = C \left(\sum_{k=1}^N \frac{1}{(1+i)^k} \right) + \frac{WC + SV}{(1+i)^{10}}$$

Dimana :

FC : *Fixed Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow = profit after taxes + depresiasi + finance*

I : Nilai DCFR

WC : *Working Capital*

N : Umur pabrik= 10 tahun

6.6 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik aseton ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan disajikan pada Tabel 6.4 sampai dengan Tabel 6.12.

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp50.624.724.080,18	\$ 3.064.450,61
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp12.656.181.020,04	\$ 766.112,65
3	Instalasi cost	Rp9.529.691.508,57	\$ 576.857,84
4	Pemipaan	Rp29.385.988.512,12	\$ 1.778.812,86
5	Instrumentasi	Rp12.892.616.002,95	\$ 780.424,70
6	Insulasi	Rp2.137.643.575,49	\$ 129.397,31
7	Listrik	Rp5.062.472.408,02	\$ 306.445,06
8	Bangunan	Rp110.236.000.000,00	\$ 6.672.881,36
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp120.000.000.000,00	\$ 7.263.922,52
10	<i>Start Up Expenses Cost</i>	Rp22.262.786.546,49	\$ 1.347.626,30
Total		Rp374.788.103.653,86	\$ 22.686.931,21

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Constrution</i>	Rp74.957.620.730,77	\$ 4.537.386,24
2	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp449.745.724.384,63	\$ 27.224.317,46
Total		Rp524.703.345.115,40	\$ 31.761.703,70

Tabel 6. 6 *Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp449.745.724.384,63	\$ 27.224.317,46
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp17.989.828.975,39	\$ 1.088.972,70
3	<i>Contingency</i>	Rp112.436.431.096,16	\$ 6.806.079,36
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp580.171.984.456,17	\$ 35.119.369,52

Tabel 6.7 *Working Capital Investment (WCI)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp36.748.097.318,43	\$ 2.224.461,10
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp50.408.248.315,54	\$ 3.051.346,75
3	<i>Product Inventory</i>	Rp100.816.496.631,07	\$ 6.102.693,50
4	<i>Extended Credit</i>	Rp126.136.363.636,36	\$ 7.635.373,10
5	<i>Available Cash</i>	Rp100.816.496.631,07	\$ 6.102.693,50
Working Capital (WC)		Rp414.925.702.532,47	\$ 25.116.567,95

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp404.229.070.502,72	\$ 24.469.072,06
2	<i>Labor</i>	Rp17.079.600.000,00	\$ 1.033.874,09
3	<i>Supervision</i>	Rp1.707.960.000,00	\$ 103.387,41
4	<i>Maintenance</i>	Rp46.413.758.756,49	\$ 2.809.549,56

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp6.962.063.813,47	\$ 421.432,43
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp69.375.000.000,00	\$ 4.199.455,21
7	<i>Utilities</i>	Rp18.783.040.920,75	\$ 1.136.987,95
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp564.550.493.993,44	\$ 34.173.758,72

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.561.940.000,00	\$ 155.081,11
2	<i>Laboratory</i>	Rp1.707.960.000,00	\$ 103.387,41
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp8.539.800.000,00	\$ 516.937,05
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp473.604.070.502,72	\$ 4.199.455,21
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp486.413.770.502,72	\$ 4.974.860,77

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp46.413.758.756,49	\$ 3.623.083,28
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp5.801.719.844,56	\$ 351.193,70
3	<i>Insurance</i>	Rp5.801.719.844,56	\$ 351.193,70
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp58.017.198.445,62	\$ 3.51.936,95

Tabel 6.11 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp33.269.443.888,25	\$ 2.013.888,86
2	<i>Sales Expense</i>	Rp33.269.443.888,25	\$ 2.013.888,86
3	<i>Research</i>	Rp22.179.629.258,84	\$ 1.342.592,57
4	<i>Finance</i>	Rp19.901.953.739,77	\$ 1.204.718,75

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp108.620.470.775,12	\$ 6.575.089,03

Tabel 6.12 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp1.108.981.462.941,78	\$ 42.660.556,44
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp108.620.470.775,12	\$ 6.575.089,03
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp1.217.601.993.716,89	\$ 49.235.645,47

6.7 Hasil Analisa Keuntungan

a. Keuntungan sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.387.500.000.000,00

Total production cost : Rp 1.217.601.933.716,89

Keuntungan sebelum pajak : Total penjualan – Total biaya produksi

: Rp 169.898.066.283,11

b. Keuntungan sesudah pajak

Pajak 22% dari keuntungan : Rp 37.377.574.582,28

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – Pajak

: Rp 132.520.491.700,83

6.8 Analisa Resiko Pabrik

Analisa risiko merupakan bagian penting dalam evaluasi kelayakan dan keberlanjutan operasional suatu pabrik. Risiko tidak hanya berkaitan dengan aspek keselamatan kerja, tetapi juga mencakup potensi kerugian ekonomi, gangguan proses, dan dampak terhadap lingkungan. Oleh karena itu, penilaian risiko dilakukan secara komprehensif untuk mengidentifikasi potensi bahaya serta menetapkan tingkat kewaspadaan dan pengendalian yang diperlukan.

Beberapa faktor utama yang dinilai dalam analisa risiko ini antara lain:

a. Kondisi Operasi

Faktor ini meliputi kompleksitas proses produksi, penggunaan sistem kontrol otomatis, serta stabilitas aliran proses secara umum. Proses yang melibatkan banyak unit operasi atau kondisi dinamis rentan terhadap gangguan jika tidak didukung oleh sistem kendali yang andal.

b. Jenis Bahan Baku dan Produk

Bahan baku dan produk yang mudah terbakar, beracun, atau reaktif secara kimia dapat meningkatkan tingkat risiko pabrik. Oleh karena itu, identifikasi karakteristik bahan sangat penting untuk menentukan kebutuhan proteksi dan penanganan khusus.

c. Tekanan dan Suhu Operasi

Proses yang berlangsung pada suhu dan tekanan tinggi memiliki risiko kebocoran, ledakan, atau kegagalan peralatan. Evaluasi dilakukan untuk menilai sejauh mana kondisi operasi ekstrem diterapkan dan bagaimana mitigasinya.

d. Regulasi Pemerintah

Tingkat risiko juga dipengaruhi oleh sejauh mana pabrik harus tunduk pada regulasi lingkungan dan keselamatan dari pemerintah. Semakin ketat regulasi yang berlaku, maka semakin besar konsekuensi apabila terjadi pelanggaran.

e. Keberadaan dan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik menentukan dampak risiko terhadap lingkungan sekitar. Pabrik yang dekat dengan pemukiman padat atau kawasan sensitif lingkungan memerlukan perhatian khusus terkait potensi dampak eksternal.

f. Asal Bahan Baku

Stabilitas pasokan bahan baku juga berpengaruh terhadap risiko operasi. Ketergantungan pada bahan baku impor atau sumber yang tidak konsisten dapat menimbulkan gangguan rantai pasok dan menambah risiko finansial.

Setiap faktor di atas diberikan penilaian berdasarkan tingkat bahaya dan potensi dampaknya, yang kemudian diklasifikasikan ke dalam kategori risiko rendah (*low risk*) atau tinggi (*high risk*). Hasil analisa disajikan dalam bentuk tabel berikut ini:

Tabel 6.13 Analisa resiko pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	High
1	Kondisi Operasi	Suhu maksimum unit operasi mencapai 350°C		✓
		Tekanan maksimum hingga 2 atm (terutama di penyimpanan produk aseton)	✓	
Bahan Baku yang Digunakan				

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	High
2	Isopropil Alkohol	Sangat mudah terbakar (<i>flash point</i> 12°C), tekanan uap tinggi, iritatif		✓
	Air	Digunakan sebagai pendingin (<i>coolant</i>), tidak berbahaya	✓	
	DOWTHERM -A	Rentan terhadap degradasi termal, mudah terbakar pada suhu tinggi, bersifat toksik jika terpapar kronis		✓
	Zinc Oxide (ZnO)	Padatan stabil, tidak mudah terbakar, risiko rendah	✓	
Produk yang Dihasilkan				
3	Aseton	Sangat mudah menguap dan terbakar (<i>flash point</i> -20°C), uap iritatif, potensi VOC		✓
Regulasi Pemerintah				
4	AMDAL & Limbah B3	Sudah sesuai PP No. 22/2021 dan Permen LH terkait limbah	✓	
	NAB IPA/Aseton	Di bawah ambang (< 200 ppm) dengan sistem ventilasi tertutup	✓	
	Baku Mutu Air Limbah	Limbah cair < 1 mg/L IPA/aseton setelah treatment	✓	
	Baku Mutu Air Laut	Tidak berdampak signifikan pada biota laut	✓	
	Emisi & Limbah	Emisi VOC (IPA & Aseton) harus dikontrol, limbah B3 dari pelarut organik (terutama DOWTHERM-A)		✓
5	Lokasi Pabrik	Pabrik direncanakan di Cilegon, Banten, dekat laut untuk memudahkan akses bahan baku impor dan ekspor hasil produksi	✓	
6	Asal Bahan Baku	IPA dari impor dari Cina, Singapura, dll, air lokal, ZnO dari industri kimia domestik dengan pelabuhan terdekat di Merak	✓	

Berdasarkan hasil penilaian:

- Jumlah poin untuk kategori *low risk*: 9 poin

- Jumlah poin untuk kategori *high risk*: 5 poin

Dengan skor tersebut, maka secara keseluruhan pabrik ini dikategorikan sebagai *low risk*. Artinya, dengan menerapkan prosedur pengendalian dan sistem keselamatan yang tepat, operasional pabrik dapat berjalan dengan aman dan terkendali. Sejalan dengan hasil penilaian tersebut, pendekatan *low risk* juga diterapkan dalam analisis kelayakan ekonomi pabrik. Hal ini penting karena tingkat risiko teknis dan operasional suatu pabrik memengaruhi ekspektasi minimal terhadap parameter-parameter finansialnya.

6.9 Hasil Analisa Kelayakan

Pabrik aseton dari isopropil alkohol dikategorikan sebagai pabrik dengan risiko rendah (*low risk*). Hal ini mengacu pada kriteria dari Aries dan Newton (1955), yang menyatakan bahwa suatu pabrik termasuk dalam kategori *low risk* apabila jenis usahanya telah terbukti secara komersial dan sudah mapan. Proses dehidrogenasi isopropil alkohol untuk menghasilkan aseton merupakan teknologi yang telah lama digunakan secara industri dan memiliki pasar yang stabil, sehingga tidak memerlukan eksplorasi teknologi berskala besar maupun menghadapi ketidakpastian pasar yang tinggi. Pabrik aseton dari isopropil alkohol dikategorikan sebagai pabrik yang *low risk*. Hal ini dikarenakan:

1. Proses produksi aseton dari isopropil alkohol merupakan teknologi yang telah mapan dan digunakan secara luas di industri kimia global, termasuk di Amerika Serikat, Eropa, dan Asia. Aseton merupakan produk kimia penting yang

digunakan di berbagai sektor seperti pelarut industri, farmasi, dan kosmetik.

Permintaan global dan domestik terhadap aseton tergolong tinggi dan stabil.

2. Kondisi operasi pabrik relatif moderat dengan tekanan operasi di reaktor sekitar 2 atm, yang tergolong rendah dan lebih aman dibandingkan proses lain. Meskipun suhu reaksi mencapai 350°C, risiko termal dapat dikelola secara efektif melalui desain material yang sesuai, sistem kontrol suhu, dan prosedur keselamatan standar industri.
3. Risiko dari bahan baku seperti isopropil alkohol dan pelarut pendukung seperti DOWTHERM-A sudah dapat dikenali dengan baik, serta dapat dikendalikan melalui sistem tertutup, ventilasi yang memadai, dan manajemen bahan mudah terbakar. Katalis ZnO juga bersifat stabil dan tidak berbahaya secara signifikan.
4. Bahan baku utama isopropil alkohol dapat diperoleh dari dalam negeri sebagai produk sekunder industri petrokimia, serta tersedia di pasar global. Hal ini menjamin kelangsungan suplai bahan baku sepanjang tahun dan menambah kelayakan dari sisi logistik dan rantai pasok.
5. Sistem pengelolaan emisi dan limbah dapat dirancang sesuai standar lingkungan nasional, dengan kontrol terhadap emisi VOC (terutama isopropil alkohol dan aseton) serta limbah B3 dari pelarut. Limbah cair dapat diolah agar memenuhi baku mutu air limbah industri sebelum dibuang.

Analisa kelayakan suatu pabrik sangat penting dilakukan untuk melihat menarik atau tidaknya investasi pabrik tersebut dari segi ekonomi. Kelayakan suatu pabrik dapat dianalisis melalui parameter-parameter berikut ini:

- a. *Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 29,28%

ROI setelah pajak = 22,84%

b. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(profit + Depresiasi)}$$

POT sebelum pajak = 2,68 Tahun

POT setelah pajak = 3,24 Tahun

Tabel 6.14 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depresiasi</i>	Rp46.413.758.756,49	\$ 2.809.549,56
2	<i>Proerty Taxes</i>	Rp5.801.719.884,56	\$ 351.193,70
3	<i>Asuransi</i>	Rp5.801.719.884,56	\$ 351.193,70
<i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>		Rp58.017.198.445,62	\$ 3.511.936,95

Tabel 6.15 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Gaji Karyawan</i>	Rp17.079.600.000,00	\$ 1.033.874,09
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.561.940.000,00	\$ 155.081,11
3	<i>Supervision</i>	Rp1.707.960.000,00	\$ 103.387,41
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp8.539.800.000,00	\$ 516.937,05
5	<i>Laboratorium</i>	Rp1.707.960.000,00	\$ 103.387,41

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
6	General Expense	Rp108.620.470.775,12	\$ 6.575.089,03
7	Maintenance	Rp46.413.758.756,49	\$ 2.809.549,56
8	Plant Supplies	Rp6.962.063.813,47	\$ 421.432,43
Regulated Cost (Ra)		Rp193.593.553.345,08	\$ 11.718.738,10

Tabel 6.16 Variable Cost (Va)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp404.229.070.502,72	\$ 24.469.072,06
2	Packaging and Shipping	Rp473.604.070.502,72	\$ 4.199.455,21
3	Utilities	Rp18.783.040.920,75	\$ 1.136.987,95
4	Royalty & Patent	Rp69.375.000.000,00	\$ 4.199.455,21
Variable Cost (Va)		Rp965.991.181.926,19	\$ 34.004.970,43

c. Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa + Va - 0,7Ra)}$$

$$BEP = 40,59\%$$

d. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 20,31\%$$

e. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ Tahun}$$

$$FCI = \text{Rp } 580.171.984.456,17$$

$$Working\ Capital = Rp\ 414.925.702.532,47$$

$$Salvage\ Value\ (SV) = Rp\ 46.413.758.756,49$$

$$Cash\ Flow\ (CF) = Rp\ 198.836.204.197,09$$

$$FC + WC = C \left(\sum_{k=1}^N \frac{1}{(1+i)^k} \right) + \frac{WC+SV}{(1+i)^{10}}$$

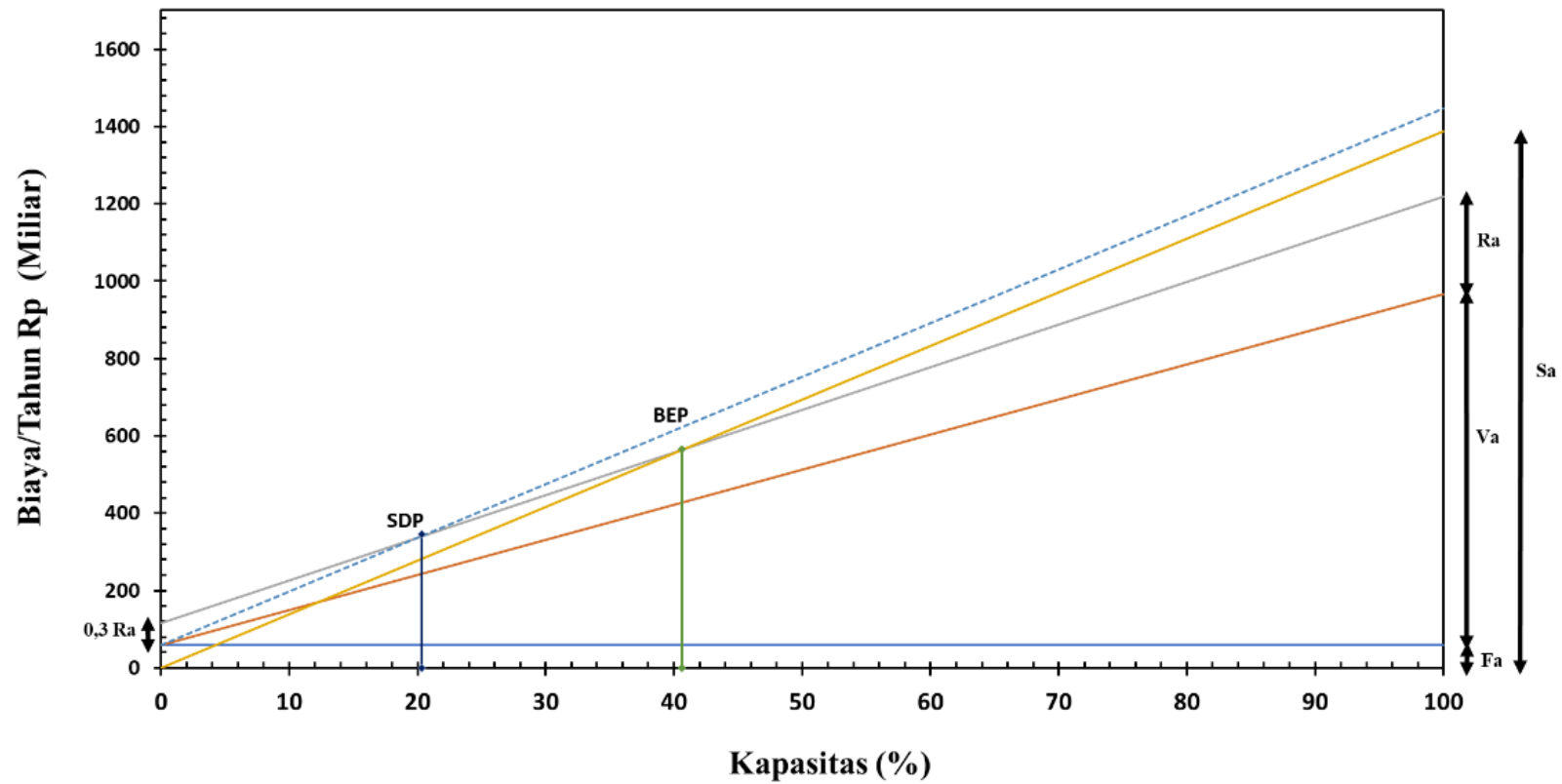
Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah:

$$DCFR = 19,60\%$$

$$\text{Bunga bank Indonesia pada 2025} = 5,50\%$$

$$1,5 \text{ dari bunga bank Indonesia 2025} = 8,25\% \text{ (Bunga tahun 2032)}$$

Grafik evaluasi ekonomi di bawah menggambarkan hubungan antara kapasitas produksi (dalam persentase) terhadap harga atau biaya (dalam miliar rupiah). Beberapa kurva penting yang ditampilkan meliputi biaya tetap (FA), biaya variabel (VA), total biaya (RA), pendapatan dari penjualan (SA), serta dua indikator kelayakan ekonomi, yaitu *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP). Grafik ini membantu menggambarkan secara visual sejauh mana pabrik dapat beroperasi dengan aman secara finansial.



Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi

Garis penjualan (SA) menunjukkan peningkatan linier dari titik nol hingga mencapai Rp1.387,5 miliar pada kapasitas 100%, yang mengindikasikan harga jual produk konstan di semua tingkat kapasitas. Sementara itu, biaya tetap (FA) tetap horizontal di angka Rp58,01 miliar, mencerminkan pengeluaran yang tidak berubah terlepas dari ada atau tidaknya produksi. Biaya variabel (VA) meningkat seiring kapasitas, dari Rp58,01 miliar hingga Rp965,99 miliar, menandakan komponen biaya yang tergantung pada volume produksi. Total biaya (RA) merupakan gabungan dari FA dan VA, dimulai dari Rp116,09 miliar hingga Rp1.217,60 miliar.

Break Even Point (BEP) tercapai pada kapasitas 40,59%, di mana total pendapatan setara dengan total biaya, sehingga pabrik tidak mengalami rugi maupun untung. Posisi BEP dalam kisaran 40–60% tergolong baik untuk pabrik kimia, menunjukkan bahwa pabrik tidak perlu beroperasi pada kapasitas maksimum untuk balik modal. Sementara itu, titik *Shut Down Point* (SDP) berada pada kapasitas 20,31%, yang berarti pabrik masih mampu menutup biaya variabel dan tetap layak untuk beroperasi saat penjualan turun tajam bila masih di atas titik SDP.

Secara keseluruhan, grafik ini menunjukkan bahwa pabrik memiliki kelayakan ekonomi yang kuat. Margin keuntungan yang cukup besar terlihat dari jarak antara garis pendapatan dan total biaya pada kapasitas tinggi. Selain itu, BEP yang moderat dan SDP yang rendah menandakan bahwa pabrik memiliki fleksibilitas terhadap fluktuasi pasar dan dapat tetap beroperasi dalam kondisi yang menantang.

Tabel 6.17 Hasil analisa ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1954)
<i>Profit</i>		
<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp169,898,066,283.11	Pajak 22% sesuai dengan ketentuan Pasal 17 ayat (1) huruf b Undang-Undang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP) No. 7 Tahun 2021.
<i>Profit</i> setelah pajak	Rp132,520,491.700.83	
<i>Return On Investment (ROI)</i>		
ROI sebelum pajak	29,28%	<i>Industrial Chemical</i>
ROI setelah pajak	22,84%	minimal 11% (<i>low risk</i>)
<i>Pay Out Time (POT)</i>		
POT sebelum pajak	2,68	<i>Industrial Chemical</i>
POT setelah pajak	3,24	maksimal 5 tahun (<i>low risk</i>)
<i>Break even point</i> (BEP)	40,59%	Berkisar 40 - 60%
<i>Shut down point</i> (SDP)	20,31%	> 20%
<i>Discounted cash flow rate of return</i> (DCFRR)	19,60%	1,5 x suku bunga BI-Rate (DCFRR > 8,25%)

Dari hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik aseton dengan kapasitas perancangan sebesar 25.000 ton/tahun ini tergolong layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut. Seluruh parameter evaluasi kelayakan ekonomi, seperti ROI, POT, BEP, SDP, dan DCFRR, menunjukkan nilai-nilai yang memenuhi bahkan melampaui standar minimum untuk proyek pabrik kimia dengan

tingkat risiko rendah. Hal ini mencerminkan bahwa proyek ini tidak hanya dapat memberikan keuntungan finansial yang signifikan, tetapi juga berada dalam batas risiko operasional yang dapat dikendalikan. Oleh karena itu, pabrik ini memiliki prospek yang baik untuk direalisasikan.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik aseton dari isopropil alkohol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

- a. Pabrik aseton didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi impor, dan membantu perekonomian negara.
- b. Pabrik aseton ini dirancang dalam bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) dan akan dibangun di Kota Cilegon, Provinsi Banten. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada berbagai pertimbangan strategis, antara lain: ketersediaan bahan baku, akses utilitas yang memadai seperti air dan listrik serta kemudahan akses menuju pelabuhan dan jalan utama. Selain itu, kedekatannya dengan kawasan industri kimia lainnya menjadi nilai tambah yang mendukung efisiensi operasional.
- c. Proses utama dalam pabrik ini adalah reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol menjadi aseton menggunakan katalis Cu-ZnO dalam reaktor *fixed bed multitube*, yang dioperasikan pada suhu 350°C dan tekanan 2 atm.
- d. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, jenis baha baku, jenis produk, dan tidak terdapat pabrik aseton di Indonesia, maka pabrik aseton dnegan kapasitas 25.000 ton/tahun tergolong pabrik dengan risiko rendah (*Low Risk*).

- e. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini tergolong layak untuk didirikan, dengan hasil perhitungan sebagai berikut :

1. *Return on Investment (ROI)*

- a. ROI sebelum pajak : 29,28%
- b. ROI setelah pajak : 22,84%

Di atas batas minimum 11% untuk investasi pabrik *low risk*.

2. *Pay Out Time (POT)*

- a. POT sebelum pajak : 2,68 tahun
- b. POT setelah pajak : 3,24 tahun

Di bawah batas maksimum 5 tahun untuk investasi pabrik *low risk*.

3. *Break Even Point (BEP)* : 40,59%

Masih dalam batas wajar BEP industri kimia, yaitu 40% - 60%.

4. *Shut Down Point (SDP)* : 20,31%

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*: 19,60%

- f. Berdasarkan berbagai parameter kelayakan yang telah dianalisis, maka dapat disimpulkan bahwa pembangunan pabrik aseton dari isopropil alkohol dengan kapasitas produksi sebesar 25.000 ton per tahun memiliki prospek yang positif untuk dilanjutkan ke tahap studi lebih mendalam, baik dari segi teknis, ekonomi, maupun aspek lingkungan.

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia tersebut diantaranya sebagai berikut:

- a. Optimasi pemilihan alat proses perlu diperhatikan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang akan diperoleh.
- b. Pemafaatan perangkat lunak simulasi seperti Aspen Plus, Aspen HYSYS, atau sejenisnya sangat disarankan untuk hasil perhitungan agar dapat dibandingkan dan diambil data dengan pendekatan terbaik.
- c. Penerapan sistem integrasi panas (*heat integration*) secara menyeluruh pada berbagai unit proses dapat meningkatkan efisiensi penggunaan energi, mengurangi kebutuhan terhadap utilitas, serta memberikan dampak positif terhadap biaya operasional dan jejak karbon dari pabrik secara keseluruhan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. McGraw-Hill Book Co.
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Statistik perdagangan luar negeri Indonesia: Ekspor dan impor 2014–2023*. Sub Direktorat Publikasi dan Kompilasi Statistik.
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Statistik perdagangan luar negeri Indonesia: Ekspor dan impor 2014–2023*. Sub Direktorat Publikasi dan Kompilasi Statistik.
- Badan Pusat Statistik Provinsi Banten. (2024, Mei 6). *Keadaan ketenagakerjaan Provinsi Banten Februari 2024*. <https://banten.bps.go.id/id/pressrelease/2024/05/06/831/keadaan-ketenagakerjaan-provinsi-banten-februari-2024.html>
- Branan, C. R. (2005). *Rules of thumb for chemical engineers* (3rd ed.). Gulf Professional Publishing.
- Baker, R. W. (1991). *Membrane Technology and Applications*. Membrane Technology and Research, Inc., California.
- Buros, O. K. (2000). *The ABSs of Desalting*. International Desalination Association, Topsfield, Massachusetts.
- Brown, G. G. (1978). *Unit operations*. John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1979). *Process equipment design*. John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Equipment design*. John Wiley & Sons, Inc.

- Chemstar Water. (2021). *Cycle of concentration for boilers*.
<https://www.chemstarwater.com/cycle-of-concentration/>
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (3rd ed.). Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1983). *Chemical engineering* (Vol. 6). Pergamon Press.
- Coulson, J. M., Richardson, J. F., & Sinnott, R. K. (1999). *Chemical engineering design* (Vol. 6, 3rd ed.). Butterworth-Heinemann.
- Couper, J. R., Penney, W. R., & Fair, J. R. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design* (3 ed.). Butterworth-Heinemann, Massachusetts.
- Direktorat Jenderal Pajak. (2009). *Peraturan Direktur Jenderal Pajak Nomor PER-31/PJ/2009 tentang pedoman teknis tata cara pemotongan, penyeteroran, dan pelaporan pajak penghasilan Pasal 21 dan/atau Pasal 26 sehubungan dengan pekerjaan, jasa, dan kegiatan orang pribadi*. Kementerian Keuangan Republik Indonesia.
- Evans, F. L. (1980). *Equipment Design Handbook*. Gulf Publishing Company, Tokyo.
- Fessenden, R. J., & Fessenden, J. S. (1990). *Organic chemistry: Solutions manual*. Thomson Brooks/Cole.
- Kern, D. Q. (1983). *Process heat transfer*. McGraw-Hill Book Co., Inc.

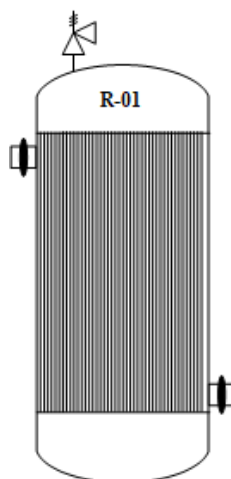
- Kementerian Ketenagakerjaan Republik Indonesia. (2018). *Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Nomor 5 Tahun 2018 tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dalam industri.*
- Kementerian Ketenagakerjaan Republik Indonesia. (2017). *Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Nomor 1 Tahun 2017 tentang struktur dan skala upah.*
- Kementerian Ketenagakerjaan Republik Indonesia. (2024). *Keputusan Menteri Ketenagakerjaan RI tentang Upah Minimum Regional (UMR) Jawa Tahun 2024.*
- Kementerian Lingkungan Hidup Republik Indonesia. (2004). *Keputusan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 51 Tahun 2004 tentang Baku Mutu Air Laut.*
Kementerian Lingkungan Hidup.
- Kirk, R. E., & Othmer, D. F. (1998). *Encyclopedia of chemical technology.* Wiley-Interscience.
- Mankiw, N. G. (2014). *Principles of Economics.* 7th.
- Matches. (2014). *Equipment cost index.* <http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed.). McGraw-Hill Companies, Inc.
- Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 78 Tahun 2015 tentang Pengupahan. (2015). *Lembaran Negara Republik Indonesia No. 237; Tambahan Lembaran Negara No. 5747.*
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (1997). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (6th ed.). McGraw-Hill.

- Statistik, Badan Pusat. (2024). *Statistik perdagangan luar negeri Indonesia*. BPS.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (2008). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes* (3rd ed.). Pearson Education.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (1998). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. Prentice Hall.
- Treybal, R. E. (1981). *Mass-Transfer Operations* (Int.ed., pp. 139–210). Singapore, McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Vilbrandt, F. C., & Dryden, C. E. (1959). *Chemical engineering plant design* (4th ed.). McGraw-Hill Book Co.
- Walter, Wolfgang., & Beyer, Hans. (1996). *Handbook of Organic Chemistry* (pp. 205–206). Prentice Hall Europe.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook: Physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic & inorganic chemicals* (1st ed.). McGraw-Hill.

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Melakukan reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol dengan bantuan katalis ZnO
Kondisi Operasi	:
Suhu	: 350°C
Tekanan	: 2 atm
Konversi	: 92%
Bahan Material	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade 304L</i>
Gambar Reaktor	:



Gambar 1. Desain dua dimensi reaktor *fixed bed*

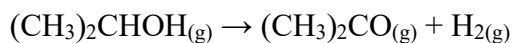
Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa proses dehidrasi etanol di dalam reaktor.

Tabel 1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	7	8
C₃H₈O	3.547,96	283,83
H₂O	36,35	36,35
C₃H₆O	15,85	3.171,17
H₂	0,00	108,80
Sub Total	3.600,17	3.600,17
Total	3.600,17	3.600,17

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
- Efisiensi penggunaan katalis karena posisi katalis tetap di dalam reaktor tanpa pergerakan, sehingga tidak ada kehilangan katalis akibat pegangkutan.
- Perawatan, perbaikan, dan operasi mudah.

- d. *Multitube* membantu mengurangi risiko *hotspot* (zona dengan suhu sangat tinggi) di dalam reaktor yang dapat merusak katalis atau menyebabkan pembentukan produk samping.
- e. Lebih sederhana dalam operasi dibandingkan dengan reaktor jenis lain seperti *fluidized bed* dan biaya produksi lebih murah.

2. Data-Data Fisis Umpan Reaktor

Menentukan Y_i

Komponen	BM	F_i (kg/jam)	n_i (kmol/jam)	Y_i	BM X Y_i
Isopropil Alkohol	60	3.547,9608	59,1327	0,9627	57,7601
Aseton	58	15,8550	0,2734	0,0045	0,2581
Hidrogen	2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Air	18	36,3549	2,0197	0,0329	0,5919
Total				1,0000	58,6101

Menentukan Z umpan Reaktor

Komponen	BM	Y_i	P_c (Bar)	P_c (atm)	T_c (K)
Isopropil Alkohol	60	0,9627	47,64	47,0170	508,31
Aseton	58	0,0045	47,02	46,4051	508,20
Hidrogen	2	0,0000	13,13	12,9583	33,18
Air	18	0,0329	220,55	217,6659	647,13
Total		1,000	328,34	324,0463	1696,82

Komponen	BM	ω	BM. y_i	$P_c.y_i$	$T_c.y_i$	$\omega.y_i$
Isopropil Alkohol	60	0,669	57,760	45,26	489,334	0,6440

Aseton	58	0,306	0,258	0,2065	2,2616	0,0014
Hidrogen	2	-0.220	0,000	0,000	0,0000	0,0000
Air	18	0.345	0,592	7,1570	21,278	0,0113
Total		1,100	58,610	52.625	512,874	0,6567

Tc umpan = 513 K

Pc umpan = 53 atm

Tr = T/Tc = 1,215 K

Pr = P/Pc = 0,038 atm

Pr/Tr = 0,0309

Menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan Fig. 3.61 sampai Fig. 3.66 (Smith van Ness).

Komponen	Yi	Tr (K)	Pr (atm)	Bo	BI
Isopropil Alkohol	0,9627	1,2259	0,0420	-0,2216	0,0659
Aseton	0,0045	1,2262	0,0425	-0,2215	0,0660
Hidrogen	0,0000	18,7809	0,1523	0,0791	0,1390
Air	0,0329	0,9629	0,0091	-0,3653	-0,0626
Total	1,0000	22,1960	0,2459	-0,7293	0,2083

Komponen	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Z.yi
Isopropil Alkohol	-0,1775	0,0342	0,9939	0,9568
Aseton	-0,2013	0,0347	0,9930	0,0044
Hidrogen	0,0486	0,0081	1,0004	0,0000
Air	-0,3869	0,0094	0,9964	0,0328
Total	-0,7172	0,0865	3,9837	0,9940

Menentukan Volume Gas Masuk Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Keterangan,

Vg : Laju alir volumetrik, cm³/dtk

R : Konstanta gas (0,082 m³ .atm/kmol. K)

T : Suhu operasi reaktor (623,15 K)

P : Tekanan operasi reaktor (2 atm)

n : mol umpan (61,4258 kmol/jam)

Z : 3.9837

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai:

Vg : 6.334,7275 m³/jam

: 1,7598 m³/s

a. Menentukan Densitas Umpan Gas (ρ_{gas})

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

Keterangan,

P : Tekanan (2 atm)

BM : Berat molekul (59 kg/kmol)

R : Konstanta gas (0,082 m³.atm/kmol.K)

T : Suhu (623,15 K)

Z : Faktor kompresibilitas (3,9837)

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai :

ρ : 0,5683 kg/m³

: 0,0006 gr/cm³

b. Menentukan Viskositas Umpan Gas (μ_{gas})

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook,
McGraw-Hill, Carl L.Yaws

Dengan rumus :

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

Keterangan,

μ : Viskositas (kg/m.Jam)

A, B, C : Koefisien regresi dari komponen kimia / Data Antoine

T : Suhu (K)

Tabel 2.b.1 Data Antoine Perhitungan Viskositas Gas Umpan

Komponen	A	B	C
Isopropil	-10,8590	0,3087	-4,8098E-05
Alkohol			
Aseton	-4,0554	0,2666	-5,6936E-06
Hidrogen	27,7580	0,2120	-3,2800E-05
Air	-36,8260	0,4290	-1,6200E+05

Dari nilai Antoine tersebut maka kapasitas panas gas campuran dapat
dihitung sebagai berikut.

Tabel 2.b.2 Perhitungan Nilai μ

Komponen	y_i	B _{Mi}	μ_i	$\mu_i \cdot y_i \cdot B_{Mi}^{0.5}$	$y_i \cdot B_{Mi}$ o.	$\mu_i \cdot y_i$
Isopropil						
Alkohol	0,962	60	0,07	0,487	7,457	6,29E-02
Aseton	0,004	58	0,06	0,002	0,034	2,60E-04
Hidrogen	0,000	2	0,02	0,000	0,000	0,00E+0
Air	0,032	18	0,08	0,012	0,140	2,73E-03
Total				0,501	7,631	6,59E-02

Jadi, viskositas gas umpan sebesar 0,0656302 kg/m. jam

c. Menentukan Kapasitas Panas Umpa Gas ($C_{p_{gas}}$)

Berdasarkan buku *Chemical Properties Handbook* (Yaws, 1999) nilai Kapasitas Panas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Keterangan,

C_p : Kapasitas panas gas ideal (J/mol.K)

A, B, C, D, dan E : Koefisien regresi dari komponen kimia / Data

Antoine

T : Suhu (K)

Tabel 2.c.1 Data Antoine komponen gas umpa

Komponen	A	B	C	D	E
Isopropil Alkohol	25,54	2,12E-02	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11
Aseton	35,92	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
Hidrogen	25,40	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
Air	33,93	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Dari nilai Antoine tersebut maka kapasitas panas gas campuran dapat dihitung sebagai berikut.

Tabel 2.c.2 Perhitungan nilai C_p

Komponen	y_i	C_p (kJ/kmol.K)	C_p (kJ/kg.K)
Isopropil Alkohol	0,9627	31,3331	0,522
Aseton	0,0045	124,3153	2,143

Hidrogen	0,0000	29,3973	14,699
Air	0,0329	36,5436	2,030
Total	1,0000	221,5893	19,3945

Tabel 2.c.2 Perhitungan nilai C_p (Lanjutan)

$y_i.C_p$ (kJ/kmol.K)	$y_i.C_p$ (kJ/kg.K)	F_i (kg/jam)	$F_i.C_{pi}$ (kJ/jam.K)
30,1634	0,5027	3.547,9608	1.852,8091
0,5532	0,0095	15,8550	33,9830
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1,2016	0,0668	36,3549	73,8076
31,9182	0,5790	3.600,1706	1.960,5997

Jadi, kapasitas panas gas umpan sebesar 0,5790 kJ/kg.K

d. Menentukan Konduktivitas Panas Umpan (K_{gas})

Berdasarkan buku *Chemical Properties Handbook* (Yaws, 1999) nilai Konduktivitas Panas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$K_{gas} = A + B + CT^2$$

Keterangan,

K : Konduktivitas panas (W/(m.K))

A, B, dan C : Koefisien regresi dari komponen kimia / Data Antoine

T : Suhu (K)

Tabel 2.d.1 Data Antoine komponen gas umpan

Komponen	A	B	C
Isopropil Alkohol	7,7750E-02	-3,6017E-04	5,7593E-07
Aseton	-8,4000E-04	8,7475E-06	1,0678E-07

Hidrogen	3,9510E-02	4,5918E-04	-6,4933E-08
Air	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08

Tabel 2.d.2 Perhitungan nilai K

Komponen	y_i	k gas (W/m.K)	$y_i.k_{gas}$ (W/m.K)
Isopropil	0,9627	0,0770	0,0758
Alkohol			
Aseton	0,0045	0,0461	0,0002
Hidrogen	0,0000	0,3004	0,0000
Air	0,0329	0,0491	0,0005
Total	1,0000	0,4726	0,0765

Jadi, K campuran : 0,07654 W/m.K

: 0,27553 kJ/jam.m.K

: 0,06585 kkal/jam.m.K

: 0,00018 kal/s.cm.K

3. *Mechanical Design Reaktor*

a. Menentukan Jenis Ukuran dan Jumlah Tube

1) Menentukan Ukuran Tube

Diameter pipa reaktor ditentukan dengan mempertimbangkan efektivitas perpindahan panas. Karena reaksi yang terjadi bersifat endotermis dan terdapat perbedaan suhu masuk dan keluar yang cukup besar, maka dipilih rasio h_w/h yang tinggi. Rasio ini menunjukkan perpindahan panas yang lebih besar, sehingga panas dapat terdistribusi lebih merata sepanjang reaktor. Hal ini membantu mengurangi gradien suhu yang ekstrem dan meningkatkan efisiensi reaksi. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi butiran

katalis dibandingkan dengan pipa kosong telah dikaji oleh Colburn (Smith, halaman 571), yaitu:

Tabel 3.a.1 Perhitungan rasio D_p/D_t dan h_w/h

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dimana :

h_w : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalisator

D_t : diameter tube

Dipilih :

$$D_p/D_t = 0,15$$

Sehingga :

$$D_p = 0,125 \text{ in}$$

$$D_t = 0,833 \text{ in}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, dipilih pipa standar yang dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang optimal. Mengacu pada Tabel 11 Kern (Dimensions of Steel Pipe, halaman 844), spesifikasi pipa yang digunakan adalah sebagai berikut :

Nimonal pipe size : 1 in

Outside diameter (OD) : 1,320 in

Schedule number : 40

Inside diameter (ID) : 1,049 in

<i>Flow area per pipe</i>	: 0,864 in ²
<i>Surface area per lin ft</i>	: <i>Outside</i> = 0,344 ft ² /ft
	: <i>Inside</i> = 0,274 ft ² /ft
<i>Weight per lin ft</i>	: 1,68 lb steel

2) Menentukan Berat Katalis

Persamaan Laju Reaksi

Persamaan laju reaksi pada reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol didapatkan dengan cara sebagai berikut (Richard Turton, 2012) :

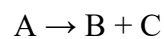
$$-r_A = k_o \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \cdot C_{IPA}$$

Dengan :

k_o	: Frekuensi tumbukan ($3,51 \times 10^5 \text{ m}^3 \text{ gas/m}^3 \text{ s}$)
E_a	: Energi aktivasi (72.380 kJ/kmol)
R	: Konstanta gas ideal (8,314 kJ/kmol. K)
C_{IPA}	: Konsentrasi Isopropil Alkohol (kmol/m ³)

Perhitungan Konsentrasi Pada Fase Gas

Dalam suatu reaksi fase gas, konsentrasi suatu senyawa dinyatakan dalam tekanan parsial



Komponen	Mula-Mula	Reaksi	Sisa
A	F_{AO}	$F_{AO} \cdot X$	$F_A = F_{AO} (1 - X)$
B	F_{BO}	$F_{AO} \cdot X$	$F_B = F_{BO} + F_{AO} \cdot X$
C	F_{CO}	$F_{AO} \cdot X$	$F_C = F_{CO} + F_{AO} \cdot X$
I	F_{IO}	-	$F_I = F_{IO}$
	$F_{T0} = F_{AO} + F_{BO} + F_{CO} + F_{IO}$		$F_T = F_{T0} + F_{AO} \cdot X$

$$P_A = y_A \cdot P_{total}$$

$$P_A = \frac{F_A}{F_T} \cdot P_{Total}$$

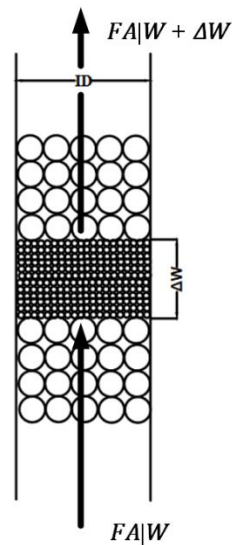
$$P_A = \frac{F_{A0}(1 - X)}{F_{T0} + F_{A0} \cdot X} \cdot P_{Total}$$

$$C_A = \frac{P_A}{RT}$$

$$C_A = \frac{F_{A0}(1 - X)}{F_{T0} + F_{A0} \cdot X} \cdot \frac{1}{RT} \cdot P_{Total}$$

Neraca Massa Pada 1 Tube

Persamaan neraca massa dengan tinjauan pada 1 tube adalah sebagai berikut :



Gambar 3.a.2 Ilustrasi neraca massa pada 1 tube

Neraca massa pada elemen volume :

Reaktan = Isopropil Alkohol

(rate of mass input) - (rate of mass output) - (rate of mass reaction) =
(rate of mass accumulation)

$$F_A|_V - F_A|_{V+\Delta V} - (-r_A)\Delta V = 0$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{F_A|_W + \Delta V - F_A|_W}{\Delta V} = r_A$$

$$\frac{dF_A}{dV} = r_A$$

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = r_A$$

$$\frac{dX_A}{dV} = \frac{-r_A}{F_{A0}}$$

$$\int dV = \frac{F_{A0}}{-r_A} \int dX_A$$

Perhitungan berat katalis dilakukan menggunakan metode integrasi numerik Simpson 3/8, dengan inkremen 0,092, yang diterapkan sebanyak 10 kali. Hasil perhitungan volume gas dapat dilihat dalam tabel integrasi numerik di bawah ini :

Tabel 3.a.2 Integrasi numeris perhitungan volume gas

i	x	Y = f(X)	K	K.f(x)
1	0	8287,9790403	1	8287,9790403
2	0,092	118,1279380	3	354,38381387
3	0,184	3,1491719	3	9,44751564
4	0,276	0,1380431	2	0,27608613

5	0,368	0,0090409	3	0,02712279
6	0,46	0,0008227	3	0,00246806
7	0,552	0,0000983	2	0,00019667
8	0,644	0,0000148	3	0,00004432
9	0,736	0,0000027	3	0,00000808
10	0,828	0,0000006	2	0,00000116
11	0,920	0,0000001	1	0,00000014
Total				364,13725687
Hasil Integral (Simpson Method)				12,5627

3) Menghitung Volume Tube

$$V_{tube} = \frac{V_{gas}}{\text{porositas katalis}}$$

$$V_{tube} = \frac{12,5627 \text{ m}^3}{0,5} = 25,1255 \text{ m}^3$$

4) Menghitung Panjang Katalis

$$Z_{katalis} = \frac{V_{tube}}{AC}$$

$$Z_{katalis} = \frac{25,1255 \text{ m}^3}{0,0219 \text{ m}^2} = 1.145,7680 \text{ m}$$

5) Menghitung Banyak Tube

Dipilih panjang tube standar :

$$Z_{tube} = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

Dengan asumsi bahwa tinggi adalah 80% dari tinggi tube, karena distribusi katalis dalam reaktor tidak mencapai seluruh volume tube secara penuh akibat adanya ruang kosong (*void fraction*) serta pertimbangan aliran fluida yang optimal untuk perpindahan massa dan panas, maka :

$$N_t = \frac{\text{tinggi katalis keseluruhan}}{\text{tinggi katalis per tube}}$$

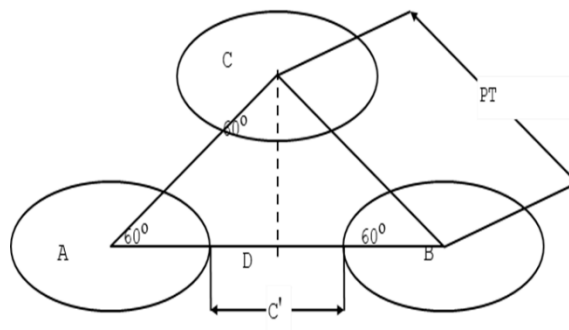
$$N_t = \frac{1.145,7680 \text{ m}}{4,8768 \text{ m}} = 234,9425 \text{ tube}$$

Dipilih tube jumlah standar = 260 tube (Table 9, Kern, page 842)

b. Menentukan Diameter Dalam Reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Struktur lebih kuat karena jarak antar tube lebih rapat, sehingga meningkatkan stabilitas mekanis.
2. Lebih mudah dibersihkan, terutama dalam sistem yang rentan terhadap *fouling*, karena memungkinkan akses yang lebih baik untuk pembersihan mekanis maupun kimia.
3. Meningkatkan turbulensi aliran fluida dalam *shell*, yang berkontribusi pada peningkatan koefisien perpindahan panas konveksi (h_o), sehingga efisiensi perpindahan panas menjadi lebih optimal.



Gambar 3.b Susunan pipa model *triangular pitch* (Brownell & Young, 1959)

Jarak antar pusat pipa (PT)

$$PT = 1,25 \times OD_t$$

$$PT = 1,25 \times 1,32 \text{ in} = 1,65 \text{ in}$$

Jarak antar pipa (*clearance*)

$$C' = PT - OD_t$$

$$C' = 1,65 \text{ in} - 1,32 \text{ in} = 0,33 \text{ in}$$

Diameter dalam reaktor (*IDs*)

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \times N_t \times PT^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \times 260 \times 1,65^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$IDs = 27,9317 \text{ in}$$

c. Menentukan Tebal Shell

1) Menentukan Tekan *Design*

Berdasarkan buku referensi “*Rules of Thumb for Chemical Engineers*” oleh Carl Branan (halaman 48), ditemukan rumus sebagai berikut:

$$DP = MOP + 10\%$$

Dengan,

DP : *Design Pressure*

MOP : *Maximum Operating Pressure*

Sehingga diperoleh :

$$Dp = 2,3686 \text{ atm} = 34,8088 \text{ psi}$$

2) Menentukan Bahan Kontruksi *Shell*

Dipilih material bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Alasan pemilihan :

- a. Ekonomis dan mudah difabrikasi, *Carbon Steel SA 283 Grade C* memiliki biaya yang lebih rendah dibandingkan material lainnya serta mudah dibentuk dan dilas, sehingga dapat menekan biaya produksi dan mempermudah proses perawatan.
- b. Kompatibel dengan kondisi proses, material *Carbon Steel* mampu bertahan pada suhu tinggi dan tekanan rendah serta memiliki ketahanan korosi yang baik dalam kondisi reaksi katalitik, seperti proses dehidrogenasi isopropil alkohol.
- c. Mudah diperoleh di pasaran, ketersediaannya yang luas serta telah memenuhi standar internasional membuatnya menjadi pilihan yang sesuai untuk aplikasi di industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

3) Menentukan Tebal Dinding *Shell*

Berdasarkan buku referensi “*Rules of Thumb for Chemical Engineers*” oleh Carl Branan (halaman 136), tebal dinding dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$ts = \frac{p \times IDs}{SE - 0,6P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh :

P	: Tekanan <i>design</i>	= 182,3205 psig
S	: <i>Allowable stress</i>	= 12.650 psi
E	: Efisiensi pengelasan	= 0,85
C	: Faktor korosi	= 0,0625 in
IDs	: Diameter dalam shell	= 27,9317 in
ts	: Tebal shell yang dihitung	= 0.5410 in
	Tebal dinding standar yang dipilih	= 0,6250 in

d. Menentukan Diameter Luar Reaktor

Perhitungan diamter luar *shell* :

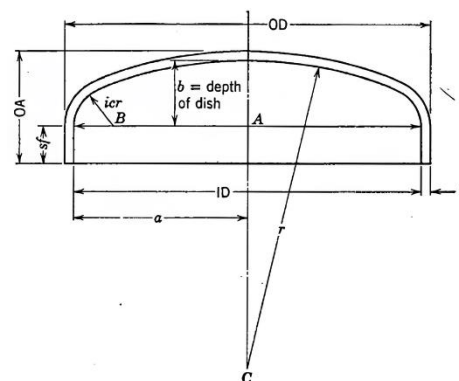
$$ODs = IDs + 2ts$$

$$ODs = 27,9317 + (2 \times 0,6250 \text{ in}) = 29,1817 \text{ in}$$

Dipilih diameter luar standar = 32 in (Brownwll, 1959. Tabel 5.7, halaman 90)

e. Menentukan Dimensi Head Reaktor

1) Menentukan Bentuk *Head*



Gambar 3.e.1 Torispherical dished head (Brownell & Young, 1959)

Dalam perancangan reaktor ini, digunakan bentuk *Torispherical Dished Head* sebagai kepala reaktor. Pemilihan bentuk ini dilakukan berdasarkan pertimbangan teknis dan ekonomis, dengan alasan sebagai berikut:

- a. Ketahanan terhadap tekanan. *Torispherical head* dapat digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dengan biaya yang relatif ekonomis (Coulson, hal. 818).
- b. Kesesuaian dengan rentang tekanan, berdasarkan referensi dari Brownell dan Young (1959), bentuk ini cocok digunakan untuk bejana bertekanan dengan tekanan operasi dalam kisaran 15–200 psig, sehingga sesuai dengan spesifikasi proses pada perancangan ini.

2) Menentukan Bahan Kontruksi Head

Dipilih material bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Alasan pemilihan :

- a. Ekonomis dan mudah difabrikasi, *Carbon Steel SA 283 Grade C* lebih murah dibanding dengan material lain serta mudah dibentuk dan dilas, sehingga mengurangi biaya produksi dan perawatan.
- b. Kompatibel dengan lingkungan proses, material ini mampu menahan suhu dan tekanan sedang serta tidak mudah terkorosi dalam kondisi reaksi katalistik dehidrogenasi isopropil alkohol.

- c. Ketersediaan luas, mudah diperoleh pasaran dan telah memenuhi standar internasional, sehingga cocok untuk aplikasi industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

3) Menentukan Tebal *Head*

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young tebal head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$th = \frac{P \times IDs}{2SE - 0,2P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh :

P	: Tekanan <i>design</i>	= 182,3205 psig
S	: <i>Allowable stress</i>	= 12.650 psi
E	: Efisiensi pengelasan	= 0,85
C	: Faktor korosi	= 0,0625 in
IDs	: Diameter dalam shell	= 27,9317 in
ts	: Tebal shell yang dihitung	= 0.3228 in
	Tebal dinding standar yang dipilih	= 0,3750 in

4) Menentukan Tinggi *Head*

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young tebal head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$a = \frac{IDs}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = th + \left(r - \sqrt{((r - icr)^2)} - \left(\frac{IDs}{2} - icr \right)^2 \right) + sf$$

Diketahui parameter sebagai berikut :

$$IDs = 27,9317 \text{ in}$$

$$th = 0,3750 \text{ in}$$

$$icr = 2 \text{ in}$$

$$r = 30 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (halaman 88). Untuk $th = 0,3750$ in, diperoleh sf dalam rentang 1,5-3,5 in. Dalam perancangan ini, dipilih nilai $sf = 3$ in untuk perhitungan lebih lanjut.

Hasil perhitungan tinggi head :

$$\text{Tinggi head} = 8,0606 \text{ in} = 0,2047 \text{ m}$$

f. Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = Z + 2 \text{ tinggi head reaktor}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 240 \text{ in} + 2 \times 8,1625 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 256,1212 \text{ in} = 21,3434 \text{ ft} = 6,5055 \text{ m}$$

g. Menentukan Volume Reaktor

1) Volume Head (VH)

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young (halaman 88), volume head reaktor dihitung menggunakan persamaan 5.11 sebagai berikut :

$$V_H = 0,000049 \times ID_s$$

$$V_H = 0,000049 \times (28,3582 \text{ in})^3 = 1,0678 \text{ in}^3$$

2) Volume *Shell* (VS)

$$V_S = \frac{\pi}{4} \times ID_s \times Z$$

$$V_S = \frac{\pi}{4} \times (28,3582)^2 \times 144 \text{ in} = 146.985,799 \text{ in}^3$$

3) Volume Reaktor (VR)

$$V_R = \text{Volume Head} + \text{Volume Shell}$$

$$V_R = 1,0678 + 146.985,799 = 149.986,8668 \text{ in}^3 = 2,4087 \text{ m}^3$$

h. Menentukan Kebutuhan Pemanas Reaktor

1) Menentukan Q Pemanas

Berikut merupakan neraca panas proses dehidrogenasi isopropil alkohol :

Tabel 3.h.1.1 Panas Input dan Output Reaktor

Komponen	Q _{in} (panas masuk)			
	Mol Flow	H _{in} = ∫ Cp.dT		Q _{in} = n ∫ Cp.dT
		Joule/mol	kJ/kmol.	
	kmol/jam	.K	K	kJ/jam
Isopropil Alkohol	59,1327	10.959,7	10.959,7	648.077,88
Aseton	0,2734	32.609,7	32.609,7	8.914,23
Hidrogen	0,0000	9.485,10	9.485,10	0,0000
Air	2,0197	11.346,8	11.346,8	22.917,29
Total	61,4258	64.401,3	64.401,3	679.909,40

Komponen	Qin (panas keluar)			
	Mol Flow	Hin = $\int Cp.dT$		Qin = $n \int Cp.dT$
		Joule/mol	kJ/kmol.	
	kmol/jam	.K	K	kJ/jam
Isopropil Alkohol	4,7306	10.959,7	10.959,7	51.846,23
Aseton	54,6754	32.609,7	32.609,7	1.782.947,84
Hidrogen	54,4021	9.485,10	9.485,10	516.009,09
Air	2,0197	11.346,8	11.346,8	22.917,29
Total	115,8278	64.401,3	64.401,3	2.373.720,45

Tabel 3.h.1.2 Perhitungan Q reaksi suhu 623,15 K

Q Reaksi				
Reaksi Utama				
	C₃H₈O	→	C₃H₆O	+ H₂
m	59,1327		0,2734	0,0000
r	54,4021		54,4021	54,4021
s	4,7306		54,6754	54,4021

Entalpi Pembentukan Standar		
Komponen	Hf (kJ/mol)	Hf (kJ/kmol)
C₃H₈O	-272,59	-272.590
C₃H₆O	-217,57	-217.570
H₂	0,00	0

Panas Reaksi pada Suhu 298,15 K	
$\Delta H_{r\ 298,15K} = \sum (n. \Delta H_f)_{produk} - \sum (n. \Delta H_f)_{reaktan}$	

ΔH_r	55.020	kJ/kmol
--------------	--------	---------

Menentukan Panas Reaksi Suhu 623,15 K

Persamaan ΔH_r yang digunakan sebagai berikut :

$$\Delta H_r = \Delta H_{r, 298,15} + \int_{298,15}^T \Delta C_p \cdot dT$$

Melalui data kapasitas panas gas, maka dapat diperoleh konstanta sebagai berikut :

Δa	: 35,78
Δb	: 9,29E-02
Δc	: 9,53E-05
Δd	: -3,73E-08
Δe	: 5,01E-12

Sehingga dapat diperoleh nilai ΔH_r yaitu :

$$\Delta H_R = \Delta H_{r, 298} + (\Delta a)(T - 298) + \frac{\Delta b}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{\Delta c}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{\Delta d}{4}(T^4 - 298^4) + \frac{\Delta e}{5}(T^5 - 298^5)$$

ΔH_R	: 86.155,050	kJ/kmol
ΔH_R	: 20.578	kkal/kmol
Q reaksi	: $\Delta H_R \cdot F_{Ao}$	
Q reaksi	: 86.155,050 kJ/kmol x 54,4021 kmol/jam	
Q reaksi	: 4.687.012,70 kJ/jam	

Neraca Panas Total Reaktor		
Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	679.909,40	-

Q Produk	-	2.373.720,45
Q Reaksi	-	4.687.012,70
Q Pemanas	6.380.823,75	-
Total	7.060.733,15	7.060.733,15

2) Menentukan Massa Pemanas Yang Dibutuhkan

Dalam proses reaktor terdapat kebutuhan pemanas tambahan untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap berada pada kondisi operasi yang optimal yaitu stabil pada suhu 623,5 K.

Sebanyak 6.380.823,75 kJ/jam harus diberikan ke dalam sistem reaktor untuk menyeimbangkan energi dan memastikan proses terjadi sesuai dengan kebutuhan yang terjadi.

Untuk menentukan jumlah *superheated steam* yang diperlukan dalam proses pemanasan, dilakukan perhitungan berdasarkan data dari *Technical Data Sheet Steam Table*.

Data input :

- Jenis Pemanas : *Superheated Steam*
- Temperatur : 390°C
- Tekanan : 20 bar
- Kapasitas Panas : 2,21326 KJ/Kg.K

Berdasarkan perhitungan data dari *Technical Data Sheet Steam Table*, diperoleh nilai entalpi sebagai berikut :

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = 278,83 \frac{kJ}{kg}$$

$$m_{pemanas} = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m_{pemanas} = \frac{6.380.823,75 \frac{kJ}{jam}}{278,83 \frac{kJ}{kg}}$$

$$m_{pemanas} = 23.140,739 \frac{kg}{jam}$$

i. Menentukan *Pressure Drop* Reaktor

Adanya tumbukan katalis akan menyebabkan berkurangnya tekanan gas. Persamaan yang paling banyak digunakan untuk menghitung *pressure drop* dalam *feed bed multitube reactor* adalah persamaan Ergun.

$$\frac{\Delta P}{\Delta s} = \frac{G}{\rho \times gc \times dp} \left(\frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \right) \left(\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{dp} + 1,75G \right)$$

Keterangan,

P : *Pressure*/tekanan (Pa)

z : Panjang total (m)

μ : Viskositas gas (mPa. s)

G : Kecepatan superficial gas dalam *tube* = ρv (kg/m² .s)

v : Kecepatan superficial = $\frac{\text{kecepatan volumetris} \left(\frac{m}{s} \right)}{\text{luas penampang pipa}}$

dp : Diameter partikel katalis (mm) = 10⁻³ (m)

ε : Fraksi volume rongga

(1- ε) : Fraksi volume padatan = $\frac{\text{volume padatan}}{\text{volume bed total}}$

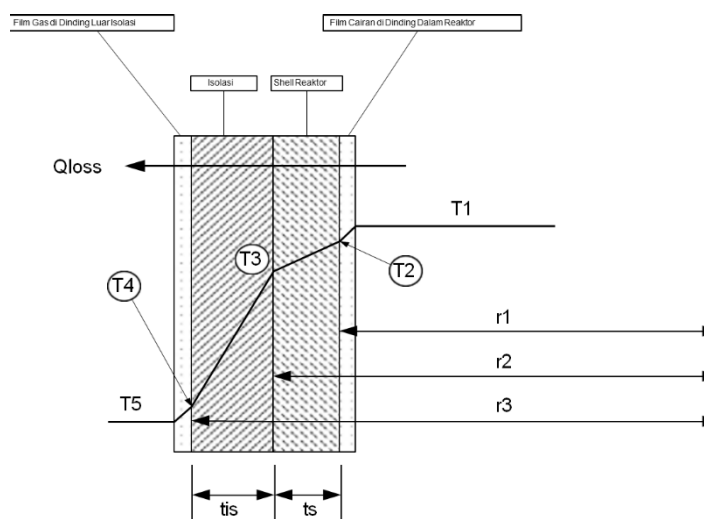
ρ : Densitas gas (kg/m³)

Berdasarkan persamaan di atas, data fisis komponen yang telah dihitung, dan data katalis, maka nilai *pressure drop* reaktor sebesar $9,6183 \times 10^{-9}$ Pa.

j. Menentukan Tebal Isolasi

Dalam sistem reaktor, penggunaan isolasi memiliki peran penting untuk menjaga efisiensi operasi serta meningkatkan aspek keselamatan. Berikut adalah beberapa fungsi utama isolasi pada reaktor :

- Menjaga suhu reaktor, mencegah kehilangan panas berlebih dan menjaga efisiensi proses reaktor.
- Kemanan operator, mengurangi risiko luka bakar dan menciptakan lingkungan kerja yang nyaman.
- Perlindungan material, mencegah terjadinya korosi akibat kondensasi dan memperpanjang umur peralatan.



Gambar 4. Ilustrasi Perpindahan Panas Pada Dinding Reaktor

(Brownell & Young, 1959)

Keterangan :

T_1 : Suhu cairan dalam reaktor

T_2 : Suhu dinding dalam reaktor

T_3 : Suhu dinding luar reaktor

T_4 : Suhu dinding luar isolasi

T_5 : Suhu lingkungan (T_u)

t_{is} : Tebal dinding isolasi

t_s : Tebal dinding reaktor

r_1 : Jari-jari dalam reaktor

r_2 : Jari jari luar reaktor = $r_1 + t_s$

r_3 : Jari-jari luar isolasi = $r_2 + t_{is}$

Dirancang :

$$T_4 (T_w) = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} = 581,67 \text{ R}$$

Diketahui :

$$T_1 = 350^\circ\text{C} = 662^\circ\text{F} = 1.121,67 \text{ R}$$

$$T_5 (T_u) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 546 \text{ R}$$

$$ID_s = 0,2927 \text{ m} = 0,9603 \text{ ft}$$

$$Z = 6,096 \text{ m} = 20 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,01393 \text{ m} = 0,0457 \text{ ft}$$

$$r_2 = 0,3601 \text{ m} = 1,181 \text{ ft}$$

1) Spesifikasi Isolasi

Bahan	: Magnesia
Konduktivitas termal (K_{is})	: 0,0925 Btu/jam.ft/°F : 0,1601 Watt/m/K
Emisivitas (ϵ)	: 0,945

Isolasi magnesia dipilih karena memiliki konduktivitas termal yang rendah, sehingga efektif dalam mengurangi kehilangan panas dari reaktor ke lingkungan. Selain itu, nilai emisivitasnya yang tinggi membantu meminimalkan perpindahan panas melalui radiasi. Serta sangat baik terhadap korosifitas dan tidak bersifat karsinogenik.

2) Sifat Fisis Dinding Reaktor

Material	: <i>Stainless Steel</i>
Konduktivitas termal (K_s)	: 24 Btu/jam/ft/°F

Stainless steel dipilih sebagai material reaktor karena memiliki konduktivitas termal yang tinggi, sehingga mampu menghantarkan panas dengan baik dari fluida proses ke dinding reaktor sebelum dikendalikan oleh sistem isolasi.

3) Alogaritma Perancangan

- Tebal isolasi, $t_{is} = 6,967 \text{ in} = 0,5805 \text{ ft} = 0,1769 \text{ m}$
- Jari-jari luar isolasi, $r_3 = r_2 + t_{is} = 1,583 \text{ ft}$
- Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{ois} = \pi \times (ID_s + 2t_s + st_{is}) \times Z$$

$$A_{ois} = 138,4564 \text{ ft}^2$$

- d. Trial suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = T_w = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} = 581,67 \text{ R}$$

- e. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar.

1. Koefisien perpindahan panas konveksi bebas :

$$h_c = 0,3\Delta T^{0,25}$$

$$\Delta T = T_w - T_u = 36^\circ\text{R}$$

$$h_c = 0,7348 \text{ Btu/jam/ft}^2/^\circ\text{R}$$

2. Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \sigma \epsilon (T_w^4 - T_u^4) / (T_w - T_u)$$

$$h_r = 1,16 \text{ Btu/jam/ft}^2/^\circ\text{R}$$

- f. Perhitungan panas hilang setelah isolasi

$$Q_{\text{loss}} = (h_r + h_c) \cdot A \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{loss}} = 13.673,9649 \text{ Btu/jam} = 3.448,0817 \text{ Kkal/jam}$$

- g. Perhitungan suhu dinding luar reaktor

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}{2\pi Z k_s} \right)$$

Dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh :

$$T_3 = 659,92^\circ\text{F}$$

- h. Perhitungan suhu dinding luar isolasi

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)}{2\pi Z k_{is}} \right)$$

Kemudian dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ maka diperoleh :

$$T_4 \text{ hitung} = 581,67^\circ\text{R} = 122,00^\circ\text{F} = 50^\circ\text{C}$$

$$\text{Toleransi} =$$

$$\text{Abs } (T_4 \text{ Trial} - T_4 \text{ hitung}) = 1,04^\circ\text{C}$$

Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \approx 50^\circ\text{C}$ maka perhitungan sudah benar.

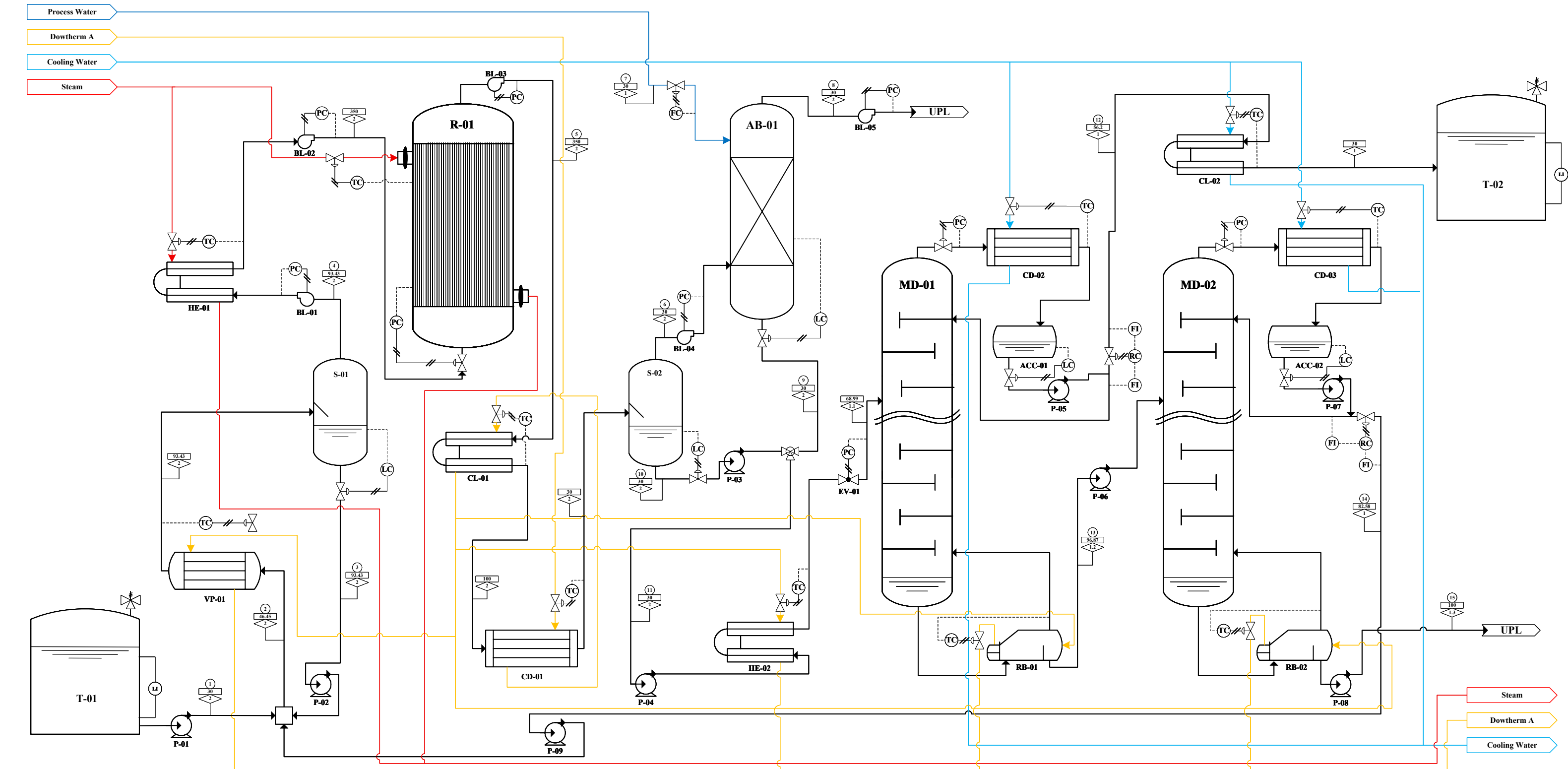
k. Menentukan Harga Reaktor

Kami menggunakan fitur estimasi biaya dari *Matches* untuk memperoleh perkiraan awal harga reaktor berdasarkan spesifikasi yang telah ditentukan. Dalam proses ini, kami menginput beberapa parameter penting, yaitu jenis reaktor yang dipilih adalah *jacketed, non-agitated*, dengan volume sebesar 260 galon, material konstruksi dari *carbon steel*.

Berdasarkan spesifikasi tersebut, situs *Matches* memberikan estimasi harga reaktor sebesar \$24.700 pada tahun 2014 untuk spesifikasi serupa. Nilai estimasi ini kemudian dijadikan acuan dalam menghitung harga reaktor pada tahun 2032, dengan mempertimbangkan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) serta faktor inflasi industri kimia lainnya.

LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 25.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
IPA	3.321,89	4.484,65	896,93	3.587,72	287,02	22,43	-	-	22,43	264,59	287,02	1,58	285,44	265,83	14,13
Water	33,55	87,36	17,47	69,89	69,89	45,13	-	-	629,36	24,76	654,12	-	654,12	36,33	643,47
Aseton	-	0,76	0,15	0,61	3.191,29	601,54	584,23	-	601,54	2.589,75	3.191,29	3.154,99	36,3	0,61	15,48
Hidrogen	-	-	-	-	110,02	110,02	-	110,02	-	-	-	-	-	-	-
Total	3355,44	4572,77	914,55	3658,22	3658,22	779,12	584,23	110,02	1253,33	2879,10	4132,43	3156,57	975,86	302,77	673,08

KETERANGAN ALAT		
ACC : Accumulator	EV : Expansion Valve	RB : Reboiler
AB : Absorber	HE : Heater	S : Separator
BL : Blower	MD : Menara Distilasi	T : Tangki Penyimpanan
CL : Cooler	P : Pompa	UPL : Unit Pengolahan Limbah
CD : Condensor	R : Reaktor	VP : Vaporizer
KETERANGAN INSTRUMEN		
FC : Flow Control	PC : Pressure Control	LI : Level Indicator
FI : Flow Indicator	RC : Rasio Control	LC : Level Control
TC : Temperature Control		

Simbol	Keterangan
	Pressure Relief Valve
	Breather Valve
	Control Valve
	Nomor Arus
	Tekanan, atm
	Suhu, C
	Pipeline
	Pneumatic Signal Line
	Electrical Signal Line

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN
Disusun Oleh :	
1. Wahyu Eko Saputro (21521037)	
2. Satrio Danutirto (21521082)	
Dosen Pembimbing :	
Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.	

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Wahyu Eko Saputro

NIM : 21521037

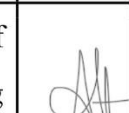
2. Nama Mahasiswa : Satrio Danutirto

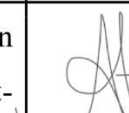
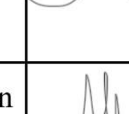
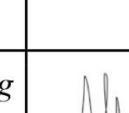
NIM : 21521082

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI
ISOPROPIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS
25.000 TON/TAHUN

Semester/Tahun : 8/ 2024/2025

Akademik

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 September 2024	Perkenalan dan diskusi tentang prarancangan pabrik	
2	22 September 2024	Diskusi spesifikasi bahan dan produk yang akan di produksi	
3	23 September 2024	Diskusi data impor, ekspor, dan konsumsi produk hasil dan bahan baku	
4	25 September 2024	Konsultasi spesifikasi bahan dan produk, diagram alir, penentuan kapasitas	
5	30 Oktober 2024	Pembuatan diagram alir kuantitatif dan kualitatif proses produksi, serta konsultasi alat pendukung proses	
6	1 November 2024	Pembuatan neraca massa proses; secara menyeluruh serta konsultasi aliran <i>recycle</i>	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
7	31 Desember 2024	Konsultasi perancangan reaktor; meliputi jenis, kondisi operasi, ukuran, dan kinetika reaksi	
8	7 Februari 2025	Proses desain alat pemisahan dan pemurnian produk (separator, menara distilasi) serta alat-alat pendukung lainnya	
9	12 Februari 2025	Perancangan alat penyimpanan bahan baku dan produk	
10	17 Maret 2025	Konsultasi perancangan alat transportasi bahan (pompa dan <i>blower</i>)	
11	22 April 2025	Konsultasi desain perancangan alat penukar panas (<i>Heat Exchanger, Cooler</i> , dan Kondensor); melakukan optimasi distribusi jalur <i>Dowtherm A</i> dan <i>Cooling Water</i>	
12	29 April 2025	Konsultasi pembuatan <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD); Mengenai jalur arus dan ukuran gambar	
13	15 Mei 2025	Konsultasi lokasi pabrik berdasarkan faktor ekonomi, pemasaran, dan desain <i>layout</i>	
14	19 Juni 2025	Perancangan unit utilitas; unit penyedia air, boiler, <i>dowtherm A</i> , listrik, udara tekan, bahan bakar, dan pengolahan limbah	
15	30 Juni 2025	Konsultasi evaluasi ekonomi dan pembahasan penyusunan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 30 Juli 2025

Pembimbing,

A handwritten signature in black ink, consisting of several loops and a long horizontal stroke at the end.

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

NIK: 175210103