

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM PARASETAT DARI  
HIDROGEN PEROKSIDA DAN ASAM ASETAT KAPASITAS  
65.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

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

**Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Apriyan Bima Maulana      Nama : Salsabila Nur Azizah  
NIM : 22521086                      NIM : 22521092**

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

**2026**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**  
**PRARANCANGAN PABRIK ASAM PARASETAT DARI HIDROGEN**  
**PEROKSIDA DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	: Apriyan Bima Maulana	Nama	: Salsabila Nur Azizah
NIM	: 22521092	NIM	: 22521092

Yogyakarta, 6 Februari 2026

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Apriyan Bima Maulana



Salsabila Nur Azizah

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM PARASETAT DARI HIDROGEN  
PEROKSIDA DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

**Oleh:**

**Nama : Apriyan Bima Maulana      Nama : Salsabila Nur Azizah**  
**NIM : 22521086                              NIM : 22521092**

**Yogyakarta, 28 Januari 2026**

**Pembimbing,**



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

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM PARASETAT DARI HIDROGEN  
PEROKSIDA DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Apriyan Bima Maulana    Nama : Salsabila Nur Azizah  
NIM : 22521086                      NIM : 22521092

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, 12 Maret 2026

Tim Penguji,

Nama Lengkap : Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.     (.....)

Ketua

Nama Lengkap : Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.     (.....)

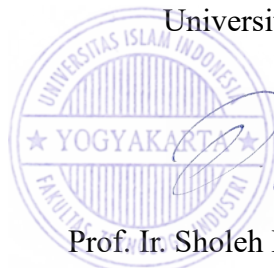
Anggota I

Nama Lengkap : Alinda Fitrotun Nisya, S. T., M.Eng     (.....)

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



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

## PRAKATA

Puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia. Penyusunan Tugas Akhir ini tidak terlepas dari bantuan, bimbingan, serta dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak dan Ibu penulis yang telah memberikan doa, dukungan, serta motivasi selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Ibu dosen pembimbing atas arahan dan ilmu yang diberikan.
3. Seluruh dosen Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan ilmu pengetahuan dan pengalaman selama masa perkuliahan.
4. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan, diskusi, dan semangat selama penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu penulis secara langsung maupun tidak langsung.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih memiliki keterbatasan dan kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun demi penyempurnaan di masa yang akan datang. Semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca dan berkontribusi dalam pengembangan ilmu pengetahuan, khususnya di bidang Teknik Kimia.

## LEMBAR PERSEMBAHAN

*Alhamdulillah Hirabbil 'Alamin* dengan ucapan syukur yang tiada henti saya panjatkan kepada Allah Subhanahu Wa Ta'Ala yang telah memberikan kemudahan selama penyusunan tugas akhir ini sehingga saya dapat menyelesaikannya sebagai tahapan terakhir perkuliahan serta gambaran dan bentuk perjuangan saya dalam menjalani perkuliahan selama ini.

Perjalanan panjang ini tidak akan pernah bisa saya lalui sendirian. Ada banyak tangan yang menopang, banyak hati yang mendoakan, dan banyak senyum yang menguatkan. Maka dari itu, dengan segala rasa syukur dan hormat, tugas akhir ini saya persembahkan untuk:

1. Bapak dan Ibu, dua energi terbesar yang selalu mendoakan, memberikan semangat, dan pengorbanan untuk anaknya. Karya kecil ini saya persembahkan sebagai tanda terima kasih atas cinta yang tak pernah habis, dukungan yang tak pernah putus, dan pelukan hangat yang selalu menjadi rumah.
2. Kakak saya, yang selalu memberikan semangat dan perhatian. Terima kasih sudah menjadi contoh di setiap langkah dan keputusan yang saya ambil. Kemudian untuk adik kecil saya, terima kasih telah menjadi alasan kakak untuk terus berjuang. Canda tawa dan keceriaanmu di rumah adalah penyemangat paling ampuh saat lelah. Tumbuhlah dengan baik dan kejarlah impianmu juga.
3. Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S. T., M. Eng., selaku Dosen Pembimbing tugas akhir. Terima kasih, Bu karena telah memberikan dukungan,

bimbingan, dan inspirasi tanpa henti selama perjalanan ini. Minggu demi minggu bimbingan tidak terasa di lalui karena selalu di sisipi dengan candaan kecil. Terima kasih untuk ilmu yang diberikan semoga menjadi amal baik dan semoga sehat selalu, Bu.

4. Salsa aka Sanil, *partner* tugas akhir saya, terima kasih telah berjuang bersama menyelesaikan “raja terakhir” di Teknik Kimia. Semoga kesuksesan dimasa yang akan datang selalu mengiringi setiap langkahmu.
5. Teman-teman KRS Reborn: Ais, Ara, Desy, Diva, Ghea, Jeni, Okta, dan Salsa. Kalian adalah warna, tawa, dan semangat. Terima kasih telah menjadi bagian dari hari-hari yang penuh makna. Belajar bareng, bercanda, saling *support* semuanya membuat dunia ini terasa lebih ringan. Terima kasih untuk lingkungan positif yang kalian bawa ke dalam hidupku.
6. Fathan, terima kasih sudah banyak membantu, memberi semangat, dan menjadi sumber motivasi di saat rasa capek dan ragu datang. Terima kasih atas waktu, perhatian, dan dukungan tulus yang sering kali sederhana tapi sangat berarti. Semoga segala kebaikan yang kamu berikan dibalas dengan hal-hal baik yang lebih besar ke depannya.
7. Teman seperjuangan di Kos ‘Green Solidarity’: Farel, Ridho, Diva, Alfian, dan Falah. Terima kasih atas kebersamaan, dukungan, dan suasana hangat yang tercipta di tengah kesibukan dan tekanan akademik. Dari berbagi cerita, canda sederhana, hingga saling

menguatkan di saat lelah, kehadiran kalian membuat proses ini terasa lebih ringan dan bermakna. Semoga kebersamaan dan perjuangan yang kita lalui bersama menjadi kenangan baik serta langkah awal menuju masa depan yang lebih baik.

8. Tim PKM Nanograsphy; Salsa, Dinur, Jeni, dan Ais yang menjadi tempat saya berkembang. Terima kasih untuk pengalaman kompetisi yang berharga.
9. PKM Corner, tempat bertumbuh dan 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.
10. Teman-teman *legend* saya, HOOK (Aji, Aninda, Ariska, Sinta, dan Yesy) dan Tadika Mesra (Surya, Manda, dan Syifa) yang sudah menemani saya semenjak di bangku sekolah. Terima kasih dan sukses selalu kedepannya kawan.
11. Terima kasih kepada semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, yang telah memberikan doa, dukungan, bantuan, dan kontribusi dalam berbagai bentuk dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Apriyan Bima Maulana

## LEMBAR PERSEMBAHAN

*Alhamdulillahirabbil'aalamiin*, puji dan syukur saya panjatkan ke hadirat Allah SWT atas segala rahmat, karunia, dan hidayah-Nya tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Proses penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari berbagai tantangan, keterbatasan, serta proses belajar yang panjang dan penuh makna. Karya ini bukan hanya hasil dari kemampuan akademik semata, tetapi juga buah dari kesabaran, keikhlasan, dan kebersamaan. Dalam setiap tahapannya, saya menyadari bahwa keberhasilan ini tidak mungkin dicapai tanpa dukungan, bantuan, dan doa dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan penuh kerendahan hati, saya ingin menyampaikan rasa terima kasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya.

Tanpa mengurangi rasa hormat dan dengan segala keterbatasan yang ada, saya mempersembahkan karya ini kepada pihak-pihak yang telah memberikan peran berarti dalam perjalanan perkuliahan saya, yaitu :

- a. Ibu dan Bapak tercinta, Salsa mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya atas doa yang tidak pernah terputus, bahkan ketika Salsa sendiri merasa lelah dan ragu. Ibu dan Bapak senantiasa memberikan kasih sayang, perhatian, serta dukungan baik moral maupun material dengan tulus tanpa mengharapkan balasan apa pun. Semoga karya ini dapat menjadi salah satu bentuk bakti dan kebanggaanku kepada Ibu dan Bapak.
- b. Mba Na, Mas Bib, dan Ais. Terima kasih sudah mengajarkan banyak hal dalam hidup, baik langsung maupun tidak langsung. Terima kasih karena sudah saling memberi nasehat. Terima kasih atas *guyonan*, *ke-absurd-an*, dan keisengannya selama ini, itu bahkan membantuku menghibur diri disaat semuanya terasa

sulit. Dan untuk keponakan saya yang lucu dan gemas, terima kasih sudah hadir dan memberi senyum serta tawa yang gemas itu.

- c. Mbah Ti, Mbah Kung, Mbah Mbok, dan Pak Mbah yang terkasih. Mbah, Alhamdulillah, Allah mampukan dan bantu Salsa menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih atas segala dukungan yang telah diberikan, motivasi dan doa yang senantiasa dilangitkan. Terima kasih telah menjadi teladan agar Salsa tak berat tangan untuk membantu sesama.
- d. Kedua keluarga besar saya, Om, Tante, Budhe, Pakdhe, Bulik, Paklik, dan semua kakak adik sepupu saya. Terima kasih atas doa, dukungan, perhatian, dan semangat yang senantiasa diberikan kepadaku selama ini. Kalian adalah salah satu sumber motivasi dan pengingat bagiku untuk terus berusaha dan tidak mudah menyerah. Semoga Allah SWT membalas segala kebaikan kalian dan senantiasa dilimpahi keberkahan. Aamiin.
- e. Dosen pembimbing saya, Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng, Saya ucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya atas bimbingan, arahan, serta kesabaran yang telah diberikan. Saran dan masukan yang diberikan sangat membantu saya dalam memahami konsep serta menyempurnakan penyusunan tugas akhir ini. Bu Dyah telah membimbing saya tidak hanya secara akademik, tetapi juga dalam membentuk pola pikir yang lebih sistematis dan kritis. Keteladanan dan profesionalisme yang ditunjukkan menjadi pelajaran berharga bagi saya. Semoga segala ilmu dan kebaikan yang diberikan mendapat balasan terbaik dari Allah SWT. Aamiin.

- f. Partner Tugas Akhir, Bima. Saya mengucapkan banyak terima kasih atas kerja sama, komitmen, dan perjuangan bersama dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih juga telah banyak bertukar informasi, ide, ilmu, dan wawasan. Maaf terkadang aku lalai dan merepotkanmu selama perkuliahan ini. Sukses selalu, Bima. Aamiin.
- g. Teman-teman KRS Reborn, Desy, Jeni, Aisyah, Okta, Ara, Diva, Ghea, Bima. Terima kasih atas kebersamaan, kepercayaan, dan semangat yang selalu diberikan selama masa perkuliahan. Kalian adalah tempat berbagi cerita, keluh kesah, dan tawa di tengah padatnya aktivitas kuliah. Terima kasih telah menerima segala baik buruknya aku, dan maaf jika terkadang menyebalkan. Terima kasih telah senantiasa memberiku dukungan untuk segala hal baik. Tak lupa juga terima kasih sudah saling bertukar ilmu dan saling peduli.
- h. Teman-teman DHM, pengurus PS DHM 2023/2024, dan pengurus inti DHM 2024/2025, terima kasih atas semua proses, kebersamaan, dan kepercayaan yang telah diberikan. DHM adalah ruang untuk tenang. Dari setiap dinamika, aku belajar tentang kerja sama, tanggung jawab, kepemimpinan, dan arti kekeluargaan. Kebersamaan dalam menjalankan amanah organisasi, berdiskusi, berproses, hingga menghadapi tantangan bersama menjadi pengalaman yang sangat bermakna dan tak tergantikan. Semua perjalanan ini menjadi bagian penting dalam proses pendewasaan diriku dan akan selalu menjadi bekal berharga untuk melangkah ke masa depan. Terima kasih telah saling menasehati dan mengingatkan dalam hal kebaikan.

- i. Teman-teman “musyrifah gadungan” (Wawa, Jeni, dan Desy), “tapi boong” (Yonika dan Sila), “3 sekawan” (Nisya dan Redita), dan “perkumpulan wanita sholihah” (Aliftha, Aqila, dan Wawa), terima kasih atas kebersamaan, canda, dan tawa yang telah diberikan selama aku merantau di Jogja atau ketika aku sedang berada di halaman rumah. Kehadiran kalian adalah jeda di tengah rutinitas yang padat. Percakapan singkat, tawa kecil, dan kebersamaan sederhana perlahan membentuk kenangan yang tenang dan bermakna. Di antara lelah dan tekanan, kebersamaan itu menjadi ruang bernapas. Semoga semua yang pernah kita lalui tetap tinggal sebagai bagian sunyi yang hangat dalam perjalanan ke depan.
- j. Teman-teman “Nanograshpy”, Dinur, Aisyah, Jeni, dan Bima. Terima kasih telah menemaniku dalam berkompetisi. Diskusi keren yang kita lakukan hingga malam hari, penelitian hingga laboratorium tutup bahkan hingga malam, dan revisi laporan yang tiada henti, serta keluh kesah, canda, tawa disela-sela pelaksanaan PKM akan menjadi salah satu pengalaman favorit untukku. Sukses selalu teman-teman. Aamiin.
- k. Terima kasih kepada seluruh pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, yang telah memberikan doa, dukungan, bantuan, dan kontribusi dalam berbagai bentuk dalam penyelesaian tugas akhir ini. Setiap peran, sekecil apa pun itu, memiliki arti yang besar dan menjadi bagian penting dari perjalanan serta pencapaian saya hingga titik ini.

Salsabila Nur Azizah

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iii
PRAKATA.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	viii
DAFTAR ISI .....	xii
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR .....	xviii
DAFTAR LAMPIRAN .....	xix
DAFTAR LAMBANG .....	xx
ABSTRAK .....	xxii
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika .....	17
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	21
2.1 Spesifikasi Produk .....	21
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	26
2.3 Pengendalian Kualitas .....	32
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	37
3.1 Diagram Alir Proses dan Material .....	37
3.2 Uraian Proses.....	39
3.3 Spesifikasi Alat.....	42
3.4 Neraca Massa .....	62
3.5 Neraca Panas .....	66
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	65
4.1 Penentuan Lokasi Pabrik .....	65
4.2 Tata Letak Pabrik ( <i>Layout</i> Pabrik) .....	69

4.3 Tata Letak Peralatan Proses.....	74
4.4 Organisasi Perusahaan.....	78
BAB V UTILITAS .....	94
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment System</i> ).....	96
5.2 Unit Pembangkit Steam ( <i>Steam Generation System</i> ).....	106
5.3 Unit Pengolahan Pendingin .....	107
5.4 Unit Pembangkit Listrik ( <i>Power Plant System</i> ) .....	108
5.5 Unit Penyedia Udara Tekan ( <i>Instrument Air System</i> ).....	112
5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar .....	112
5.7 Unit Penyedia <i>Refrigerant</i> .....	113
5.8 Unit Pengolah Limbah.....	113
5.9 Spesifikasi Alat Utilitas .....	116
BAB VI EVALUASI EKONOMI .....	126
6.1 Penaksiran Harga Alat .....	127
6.2 Dasar Perhitungan .....	136
6.3 Perhitungan Biaya .....	136
6.4 Analisis Risiko Pabrik .....	141
6.5 Analisis Kelayakan .....	144
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN .....	151
7.1 Kesimpulan.....	151
7.2 Saran.....	152
DAFTAR PUSTAKA .....	155

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Disinfektan dan Sterilan.....	4
Tabel 1.2 Data Ekspor Disinfektan dan Sterilan .....	5
Tabel 1.3 Data Ketersediaan Bahan Baku dan Katalis.....	6
Tabel 1.4 Data Ketersediaan Bahan Baku dan Katalis (Lanjutan).....	7
Tabel 1. 5 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri .....	7
Tabel 1.6 Perbandingan Proses Produksi Asam Perasetat.....	14
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Produksi Asam Perasetat (Lanjutan).....	15
Tabel 1. 8 Data $\Delta H^{\circ}f$ dan $\Delta G^{\circ}f$ Masing-Masing Komponen.....	17
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan .....	52
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Penyimpanan (lanjutan) .....	52
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan (Lanjutan) .....	53
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan (lanjutan) .....	53
Tabel 3.5 Spesifikasi Pompa .....	54
Tabel 3.6 Spesifikasi Pompa (lanjutan).....	54
Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa (Lanjutan) .....	55
Tabel 3.8 Spesifikasi Pompa (lanjutan).....	55
Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa (lanjutan).....	56
Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa (lanjutan).....	56
Tabel 3.11 Spesifikasi HE-01 .....	57
Tabel 3.12 Spesifikasi HE-02.....	58
Tabel 3.13 Spesifikasi HE-03.....	58
Tabel 3.14 Spesifikasi HE-03 (Lanjutan).....	59
Tabel 3.15 Spesifikasi HE-04.....	59
Tabel 3.16 Spesifikasi CL-01 .....	60
Tabel 3.17 Spesifikasi CD-01 .....	61
Tabel 3.18 Spesifikasi RB-01.....	62
Tabel 3.19 Neraca Massa <i>Mixer</i> -01 .....	63
Tabel 3.20 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01).....	63
Tabel 3.21 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02).....	63

Tabel 3.22 Neraca Massa Reaktor-03 (R-03).....	64
Tabel 3.23 Neraca Massa Menara Distilasi-01 (MD-01).....	64
Tabel 3.24 Neraca Massa <i>Neutralizer</i> -01 (N-01).....	65
Tabel 3.25 Neraca Massa Total .....	65
Tabel 3.26 Neraca Panas di <i>Mixer</i> (M-01).....	66
Tabel 3.27 Neraca Panas di Reaktor (R-01).....	66
Tabel 3.28 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02).....	66
Tabel 3.29 Neraca Panas di Reaktor 3 (R-03).....	66
Tabel 3.30 Neraca Panas di <i>Neutralizer</i> (N-01).....	66
Tabel 3.31 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01).....	67
Tabel 3.32 Neraca Panas di <i>Heater</i> 1 (HE-01).....	67
Tabel 3.33 Neraca Panas di <i>Heater</i> 2 (HE-02).....	67
Tabel 3.34 Neraca Panas di <i>Heater</i> 3 (HE-03).....	67
Tabel 3.35 Neraca Panas di <i>Heater</i> 4 (HE-04).....	67
Tabel 3.36 Neraca Panas di <i>Cooler</i> 1 (CL-01).....	68
Tabel 3.37 Neraca Panas di <i>Condenser</i> (CD-01) .....	68
Tabel 3.38 Neraca Panas di <i>Reboiler</i> (RB-01).....	68
Tabel 3.39 Neraca Panas Total .....	68
Tabel 4.1 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	71
Tabel 4.2 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan) .....	72
Tabel 4.3 Jam Kerja Karyawan <i>Non-shift</i> .....	90
Tabel 4.4 Jam Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	90
Tabel 4.5 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	91
Tabel 4.6 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan .....	91
Tabel 4.7 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan (Lanjutan) .....	92
Tabel 4.8 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan (Lanjutan) .....	93
Tabel 5.1 Keterangan Alat Utilitas Unit Pengolahan Air .....	96
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin.....	99
Tabel 5.3 Kebutuhan <i>Steam</i> .....	100
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	108
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas .....	109

Tabel 5.6 Spesifikasi <i>Screener</i> Utilitas .....	116
Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengolahan Air .....	116
Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Pengolahan Air.....	116
Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Flokulator.....	117
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> .....	117
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>Carbon Filter</i> .....	117
Tabel 5.12 Spesifikasi Klarifier.....	118
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Air <i>Service</i> dan Air Domestik .....	118
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Klorinasi .....	118
Tabel 5.15 Spesifikasi Bak Pengolahan Air Pendingin.....	119
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> .....	119
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Pengolahan <i>Steam</i> .....	119
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>Kation Exchanger &amp; Anion Exchanger</i> .....	120
Tabel 5.19 Spesifikasi <i>Deaerator</i> .....	120
Tabel 5.20 Spesifikasi <i>Boiler</i> .....	120
Tabel 5.21 Spesifikasi Turbin.....	120
Tabel 5.22 Spesifikasi Kompresor .....	121
Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki <i>Silica Gel</i> .....	121
Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar.....	121
Tabel 5.25 Spesifikasi Generator .....	121
Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	122
Tabel 5.27 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	122
Tabel 5.28 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	123
Tabel 5.29 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	123
Tabel 5.30 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	124
Tabel 5.31 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	124
Tabel 5.32 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	125
Tabel 5.33 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	125
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1963 – 2032 .....	128
Tabel 6.2 Harga Alat Proses .....	132
Tabel 6.3 Harga Alat Proses (Lanjutan) .....	133

Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas.....	134
Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas (Lanjutan).....	135
Tabel 6.6 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC) .....	137
Tabel 6.7 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC) .....	137
Tabel 6. 8 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	137
Tabel 6.9 <i>Working Capital Investment</i> .....	138
Tabel 6.10 <i>Total Capital Investment</i> .....	138
Tabel 6.11 <i>Direct Manufacturing Cost</i> .....	139
Tabel 6.12 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> .....	139
Tabel 6.13 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> .....	140
Tabel 6.14 <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	140
Tabel 6.15 <i>General Expenses</i> .....	140
Tabel 6.16 Total Biaya Produksi .....	140
Tabel 6.17 Analisis Risiko Pabrik .....	142
Tabel 6.18 Analisis Risiko Pabrik (Lanjutan) .....	143
Tabel 6.19 Analisis Risiko Pabrik (Lanjutan) .....	144
Tabel 6.20 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa) .....	147
Tabel 6. 21 Annual Regulated Expenses (Ra).....	147
Tabel 6.22 <i>Annual Variable Cost</i> (Va).....	147
Tabel 6.23 <i>Annual Sales Value</i> (Sa) .....	147

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur Molekul Asam Perasetat.....	9
Gambar 1.2 Struktur Molekul Asam Asetat .....	9
Gambar 1.3 Struktur Molekul Hidrogen Peroksida .....	10
Gambar 1.4 Struktur Molekul Asam Sulfat .....	11
Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif .....	37
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif .....	38
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Asam Perasetat akan Didirikan .....	69
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik .....	73
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses .....	77
Gambar 4.4 Struktur Organisasi.....	82
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan Air .....	95
Gambar 6.1 Grafik Hubungan antara Tahun dan Indeks Harga .....	129
Gambar 6.2 Analisis Ekonomi .....	149

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR .....	160
LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD).....	183
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN .....	184
LAMPIRAN D. PERBANDINGAN PERHITUNGAN JUMLAH <i>STAGE</i> MENARA DISTILASI MENGGUNAKAN METODE MCCABE-THIELE DAN SIMULASI ASPEN PLUS.....	186

## DAFTAR LAMBANG/SIMBOL/NOTASI

A	: Luas area permukaan perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
A	: Luas penampang, m <sup>2</sup>
BEP	: <i>Break Event Point</i>
BM	: Berat molekul, kg/kmol, g/mol
BWG	: <i>Birmingham Wire Gauge</i>
C	: <i>Corrosion allowance</i>
CH <sub>3</sub> COOH	: Asam asetat
CH <sub>3</sub> COOOH	: Asam perasetat
CEPCI	: <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
C <sub>p</sub>	: Kapasitas panas, J/(mol.K)
D	: Diameter, m, in, ft
DCFRR	: <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>
DP	: <i>Dynamic pump</i>
E	: Efisiensi pengelasan
f	: <i>Allowable stress</i> , psia
F <sub>a</sub>	: <i>Annual Fixed Cost</i>
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	: Hidrogen peroksida
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	: Asam sulfat
H	: Tinggi, m, in, ft
i	: Pertumbuhan rata-rata per tahun
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
k	: Konduktivitas panas, (W/(m.K))
LMTD	: <i>Long Mean Temperature Different</i> , F
m	: Massa, Kg
N	: Kecepatan pengadukan, rpm
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
P	: <i>Power Motor</i> , HP
P	: Tekanan, psia, atm

POT	: <i>Pay Out Time</i>
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
r	: Jari-jari, in
Ra	: Annual Regulated Expense
Rd	: Faktor Pengotor
Re	: Bilangan Reynold
ROI	: Return On Investment
SDP	: Shut Down Point
T	: Temperature, °C
t	: Waktu, jam
th	: Tebal <i>head</i> , in
ts	: Tebal <i>shell</i> , in
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam/ft <sup>2</sup> /oF
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam/ft <sup>2</sup> /oF
V	: Volume, m <sup>3</sup>
Va	: Annual Variable Cost
x	: Konversi, %
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
ΔPT	: <i>Pressure Drop</i> , psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## ABSTRAK

Asam perasetat merupakan komoditas yang digunakan pada banyak industri. Asam perasetat merupakan komoditas yang digunakan pada banyak industri terutama di industri makanan sebagai pembersih dan disinfektan. Asam perasetat digunakan sebagai oksidator dalam proses pulp bleaching di industri kertas dan untuk sterilisasi peralatan medis. Saat ini masih belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksi asam perasetat sebagai produk utama sehingga Indonesia masih bergantung pada impor. Pabrik asam perasetat ini direncanakan akan dibangun di Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah dengan kapasitas 65.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari dengan total karyawan 158 orang serta dibangun di atas lahan seluas 50.344 m<sup>2</sup>. Proses pembuatan asam perasetat dibuat menggunakan bahan baku asam asetat sebanyak 35.984 ton/tahun dan hidrogen peroksida 10.191 ton/tahun di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (CSTR) dengan katalis asam sulfat yang beroperasi pada suhu 55°C dan tekanan 1 atm, dengan kemurnian produk asam perasetat yang dihasilkan adalah 15%. Utilitas yang dibutuhkan yaitu air sebesar 299.280 ton/tahun yang diperoleh dari air sungai, kebutuhan listrik sebesar 226.900 kW yang diperoleh dari PLN serta generator sebagai cadangan. Berdasarkan hasil studi analisa kelayakan diperoleh Break Even Point (BEP) 51,06%, Shut Down Point (SDP) 24,30%, dan Discounted Cash Flow of Return (DCFRR) 15,17%. Sementara itu, Return on Investment (ROI) sebelum pajak 29,26% sedangkan ROI setelah pajak 22,83%, Pay Out Time (POT) sebelum pajak 2,55 tahun, POT setelah pajak 3,05 tahun.

Kata kunci: asam perasetat, asam asetat, hidrogen peroksida, disinfektan

## ABSTRACT

Peracetic acid is a commodity widely used in various industries, particularly in the food industry as a cleaning agent and disinfectant. It is also used as an oxidizing agent in the pulp bleaching process in the paper industry and for sterilizing medical equipment. Currently, there is no plant in Indonesia producing peracetic acid as a main product, so the country still relies on imports. The peracetic acid plant is planned to be built in Karanganyar Regency, Central Java, with a production capacity of 65,000 tons/year, operating for 330 days per year, employing a total of 158 workers, and occupying a land area of 50,344 m<sup>2</sup>. The production process uses 35,984 tons/year of acetic acid and 10,191 tons/year of hydrogen peroxide as raw materials in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) with sulfuric acid as a catalyst, operating at 55°C and 1 atm. The resulting peracetic acid product has a purity of 15%. The required utilities include 299,280 tons/year of water sourced from river water and 226,900 kW of electricity supplied by the state electricity company, with a generator as backup. Based on the feasibility analysis, the Break Even Point (BEP) is 51,06%, the Shut Down Point (SDP) is 24.30%, and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) is 15.17%. Meanwhile, the Return on Investment (ROI) before tax is 29,26% and after tax is 22,83%, with a Pay Out Time (POT) of 2,55 years before tax and 3,05 years after tax.

Keywords: peracetic acid, acetic acid, hydrogen peroxide, disinfectan

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri merupakan salah satu faktor utama penggerak perekonomian suatu negara, termasuk Indonesia sebagai negara berkembang. Seiring dengan meningkatnya pembangunan nasional, sektor industri kimia berperan penting dalam menyediakan bahan baku maupun bahan penunjang bagi berbagai sektor lainnya. Salah satu produk kimia yang memiliki peranan strategis adalah asam perasetat ( $\text{CH}_3\text{COOOH}$ ), yang juga dikenal dengan nama *ethanoperoxid acid*, *peracetic acid*, atau *acetyl hydroperoxide*.

Asam perasetat merupakan senyawa organik yang bersifat sebagai oksidator kuat dan banyak dimanfaatkan pada berbagai bidang industri. Dalam industri makanan dan minuman, asam perasetat digunakan sebagai bahan pembersih serta disinfektan. Pada industri kertas, senyawa ini berperan penting sebagai agen pemutih pulp (*pulp bleaching*). Selain itu, asam perasetat digunakan dalam sterilisasi peralatan medis, pengolahan air (*water treatment*) seperti pada menara pendingin (*cooling tower*), serta aplikasi lain di bidang tekstil, minyak bumi, plastik, hingga antiseptik. Tingginya fleksibilitas penggunaan membuat asam perasetat semakin dibutuhkan dalam skala global.

Pandemi Covid-19 yang berlangsung selama beberapa tahun terakhir semakin meningkatkan kesadaran masyarakat dan industri terhadap pentingnya kebersihan dan disinfeksi. Hal ini menyebabkan lonjakan permintaan bahan kimia disinfektan, termasuk asam perasetat. Selain itu, pertumbuhan industri kertas, pangan, dan

kesehatan di Indonesia turut memperbesar potensi pasar asam perasetat dalam negeri.

Namun, hingga saat ini Indonesia belum memiliki fasilitas produksi asam perasetat. Data dari Badan Pusat Statistik (BPS) dan berbagai sumber menunjukkan bahwa kebutuhan dalam negeri masih dipenuhi melalui impor. Kondisi ini tidak hanya meningkatkan ketergantungan terhadap produk impor, tetapi juga berpotensi melemahkan daya saing industri nasional. Melihat kondisi tersebut, pembangunan pabrik asam perasetat di Indonesia menjadi sangat penting dan strategis. Adanya industri ini diharapkan mampu untuk pertama, memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor. Kedua, dapat memberikan nilai tambah bagi perekonomian melalui peningkatan devisa serta peluang ekspor. Ketiga, mendukung kemandirian industri kimia dalam negeri dan memperkuat rantai pasok nasional. Keempat, menciptakan lapangan kerja baru serta memberikan dampak positif bagi pembangunan sosial-ekonomi masyarakat sekitar kawasan industri.

Dengan demikian, prarancangan pabrik asam perasetat dari bahan baku asam asetat dan hidrogen peroksida merupakan langkah strategis untuk mendukung kemandirian industri kimia Indonesia, sekaligus menjawab tantangan kebutuhan pasar domestik yang terus meningkat di masa depan.

## **1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Salah satu hal yang diperhatikan dalam merancang suatu pabrik adalah menentukan kapasitas pabrik yang akan dirancang. Kapasitas produksi adalah suatu tingkat yang menyatakan batas kemampuan, penerimaan, penyimpanan atau keluaran dari suatu unit, fasilitas atau *output* untuk memproduksi dalam suatu

periode waktu tertentu. Penentuan kapasitas pabrik merupakan salah satu tahap dasar dalam perancangan pabrik kimia karena akan mempengaruhi rancangan peralatan, kebutuhan bahan baku, dan analisis kelayakan ekonomi. Sampai saat ini, belum ada pabrik yang memproduksi asam perasetat di Indonesia. Kapasitas pabrik asam perasetat dapat ditentukan dengan pendekatan berbasis kebutuhan pasar, khususnya pada produk disinfektan dan sterilan. Asam perasetat memiliki sifat *biocidal* yang sangat tinggi, yaitu sangat efektif dalam membunuh bakteri, virus, dan spora, Terdapat beberapa aspek yang menjadi dasar perhitungan kapasitas pabrik asam perasetat, yaitu:

### 1.2.1 Impor

Berdasarkan data impor disinfektan dan sterilan (Badan Pusat Statistik, 2025) di Indonesia, kebutuhan disinfektan dari tahun ke tahun mengalami fluktuasi angka. Meninjau dari data tersebut, maka dapat diperkirakan jumlah kebutuhan disinfektan dan sterilan di Indonesia pada tahun 2032 yang didapatkan dari perhitungan *discounted method* dengan rumus (Ulrich, 1984):

$$F = P (1 + i)^n \quad (1.1)$$

Keterangan:

F = Nilai pada tahun ke-n

P = Besarnya data pada tahun terakhir data (ton)

i = rata-rata pertumbuhan data

n = Selisih tahun (tahun ke-n)

Tabel 1.1 Data Impor Disinfektan dan Sterilan

Tahun	Jumlah (ton)	% Pertumbuhan
2020	10.084	0
2021	12.675	20,44%
2022	8.530	-48,59%
2023	7.283	-17,12%
2024	7.620	4,42%
<b>Rata-rata</b>		<b>-8,17%</b>

Pabrik asam asetat direncanakan akan didirikan pada tahun 2032. Perkiraan impor disinfektan dan sterilan pada tahun 2032 adalah:

$$\begin{aligned}
 F_{\text{impor}} &= P(1+i)^n \\
 &= 7.620(1-0,0817)^6 \\
 &= 3.853,63 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

### 1.2.2 Ekspor

Tabel di bawah menunjukkan data ekspor disinfektan dan sterilan Indonesia selama periode 2020–2024. Secara umum, volume ekspor cenderung mengalami fluktuasi dengan rata-rata penurunan kecil sebesar 0,015% per tahun. Dengan mempertimbangkan data ekspor sebagai salah satu indikator permintaan, dilakukan proyeksi hingga tahun 2032 menggunakan *discounted method*.

Tabel 1.2 Data Ekspor Disinfektan dan Sterilan

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah (ton)</b>	<b>% Pertumbuhan</b>
2020	30.060	0
2021	29.041	-3,51%
2022	28.408	-0,02%
2023	27.381	-0,04%
2024	27.973	0,02%
<b>Rata - rata</b>		<b>-0,015%</b>

Pabrik asam asetat direncanakan akan didirikan pada tahun 2032. Perkiraan impor disinfektan dan sterilan pada tahun 2032 adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Fekspor} &= P(1+i)^n \\
 &= 27.973(1-0,00015)^6 \\
 &= 24.839,65 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

### 1.2.3 Konsumsi

Kebutuhan konsumsi asam perasetat dihitung berdasarkan data pasar disinfektan global. Berdasarkan laporan *Data Bridge Market Research (2025)*, pasar disinfektan Indonesia pada tahun 2032 diproyeksikan mencapai nilai USD 50,47 miliar dengan tingkat pertumbuhan tahunan sebesar 8,08% dari tahun 2025 hingga 2032. Dengan menggunakan asumsi harga rata-rata produk disinfektan sebesar USD 5.100 per ton, maka nilai pasar tersebut setara dengan volume produksi disinfektan sebesar ±1.010.593,86 ton pada tahun 2032.

Dengan mempertimbangkan data impor, ekspor, dan proyeksi konsumsi global, maka kapasitas pabrik asam perasetat ditentukan berdasarkan neraca kebutuhan bersih disinfektan yang dikalikan dengan rata-rata konsentrasi PAA

dalam formulasi disinfektan sebesar 1% (STERIS, 2018). Dari hasil perhitungan, kapasitas asam perasetat pada tahun 2032 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi} - \text{Impor}) \times \frac{1\%}{15\%} \\ &= (24.839,65 + 1.010.593,86 - 3.853,63) \text{ ton/tahun} \times \frac{1\%}{15\%} \\ &= 67.372,92 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

#### 1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku dan Katalis

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor penentu kelayakan pendirian pabrik asam perasetat. Bahan baku utama yang dibutuhkan meliputi asam asetat, hidrogen peroksida, dan asam sulfat sebagai katalis. Di Indonesia, ketersediaan ketiga bahan baku tersebut relatif terjamin karena sudah terdapat beberapa produsen kimia dasar berskala industri.

Tabel 1.3 Data Ketersediaan Bahan Baku dan Katalis

Bahan Baku	Nama Produsen	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
Asam Asetat (CH <sub>3</sub> COOH)	PT Indo Acidatama, Indonesia	30.000
	Eastman, Longview, Texas	250.000
Hidrogen Peroksida (H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> )	PT Peroksida Indonesia Pratama, Cikampek, Indonesia	24.000
	PT Sindopex Perotama, Mojokerto, Indonesia	9.000
	PT Evonik Degussa Peroxide Indonesia, Cikarang, Indonesia	48.000
	PT Samator Inti Peroksida, Gresik, Indonesia	20.000
	PT Hidrogen Peroxide Indonesia, Banten, Indonesia	40.000

Tabel 1.4 Data Ketersediaan Bahan Baku dan Katalis (Lanjutan)

<b>Bahan Baku</b>	<b>Nama Produsen</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/tahun)</b>
	PT Liku Telaga, Gresik, Indonesia	325.000
	PT Petrokimia Gresik, Gresik, Indonesia	678.000
Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	PT Aktif Indo Indah, Surabaya, Indonesia	15.000
	PT Budi Indo Acid Jaya, Lampung Utara, Indonesia	60.000
	PT Indonesia Acids Industry, Jakarta Timur, Indonesia	82.500

### 1.2.5 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Di Indonesia, belum terdapat pabrik yang memproduksi asam perasetat hingga saat ini. Berikut merupakan beberapa pabrik yang memproduksi asam perasetat di dunia.

Tabel 1. 5 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

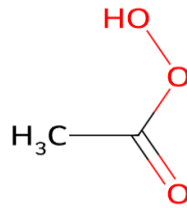
<b>Perusahaan</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Pabrik (ton/tahun)</b>
Solvay Co, Ltd.	Roermond, Belanda	6.000
Kemira Chemicals Co, Ltd	Oulu, Finland	10.000
Jeva Chemical	Multan, Punjab, Pakistan	150.000
Lubon Industry Co. Ltd	Jiangsu, China	5.000

Berdasarkan pertimbangan kebutuhan impor, ekspor, dan konsumsi disinfektan dan sterilan, kapasitas pabrik asam perasetat yang direncanakan adalah 65.000 ton/tahun. Pabrik tersebut diharapkan dapat mengurangi impor asam perasetat, sehingga dapat memenuhi kebutuhan asam perasetat di Indonesia. Pabrik asam perasetat direncanakan akan berdiri pada tahun 2032 dan diperkirakan mulai beroperasi pada tahun 2032.

### **1.3 Tinjauan Pustaka**

#### **1.3.1 Asam Perasetat**

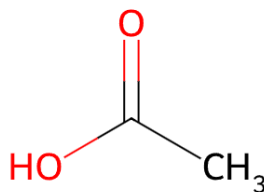
Asam perasetat (*peracetic acid*, PAA) merupakan senyawa oksidator kuat yang telah banyak dikaji sebagai disinfektan air limbah sejak awal 1980-an. Senyawa ini tersedia secara komersial dalam bentuk larutan setimbang yang mengandung PAA, hidrogen peroksida, asam asetat, dan air dengan konsentrasi tertentu. PAA diketahui memiliki kemampuan antimikroba yang luas, efektif terhadap bakteri indikator seperti *Escherichia coli* dan koliform total, serta virus seperti kolifag. Keunggulan utamanya dibandingkan disinfektan berbasis klorin adalah tidak menghasilkan produk samping berbahaya, sehingga lebih aman bagi lingkungan perairan. Efektivitas PAA sangat dipengaruhi oleh dosis, waktu kontak, serta karakteristik kimia limbah seperti pH, kandungan padatan tersuspensi, dan bahan organik. Dengan efektivitas tinggi, residu yang relatif aman, dan potensi menghasilkan dampak lingkungan yang minimal, PAA semakin dipandang sebagai alternatif disinfektan ramah lingkungan untuk pengolahan air limbah domestik maupun industri (Luukkonen *et al.*, 2014).



Gambar 1.1 Struktur Molekul Asam Perasetat

### 1.3.2 Asam Asetat

Asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) merupakan senyawa organik golongan asam karboksilat yang memiliki rasa asam tajam, berbau khas, dan berbentuk cairan bening tidak berwarna. Senyawa ini mudah larut dalam air serta banyak dijumpai dalam bentuk cuka makan, yang diperoleh dengan mengencerkan asam asetat glasial menggunakan air minum. Berdasarkan SNI 01-3711-1995, cuka makan diklasifikasikan menjadi dua kategori, yaitu cuka meja dengan kadar 4–12,5% dan cuka dapur dengan kadar minimal 12,5%. Selain berfungsi sebagai bahan tambahan makanan, asam asetat juga dimanfaatkan dalam rumah tangga sebagai pembersih peralatan. Di samping itu, asam asetat juga memiliki peran penting dalam industri kimia karena dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam perasetat, yaitu salah satu disinfektan yang banyak diaplikasikan pada bidang pangan dan pengolahan air limbah. Kombinasi asam asetat dengan hidrogen peroksida akan menghasilkan asam perasetat yang bersifat lebih kuat sebagai oksidator (Dona *et al.*, 2024).



Gambar 1.2 Struktur Molekul Asam Asetat

### 1.3.3 Hidrogen Peroksida

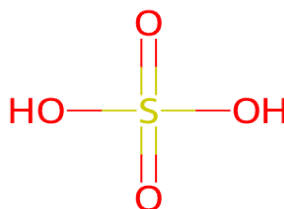
Hidrogen peroksida ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) merupakan senyawa anorganik yang dikenal memiliki sifat sebagai oksidator kuat. Secara fisik, senyawa ini berbentuk cairan tidak berwarna, berbau agak asam, larut sempurna dalam air, dan tersedia dalam berbagai konsentrasi komersial. Struktur molekulnya yang terdiri atas ikatan kovalen  $\text{H}-\text{O}-\text{O}-\text{H}$  memungkinkan terbentuknya ikatan hidrogen, sehingga memberikan sifat kimia unik yang membedakannya dari air.  $\text{H}_2\text{O}_2$  dapat berperan sebagai prekursor dalam pembentukan berbagai senyawa peroksigen melalui reaksi substitusi dengan reagen organik. Produk yang dihasilkan dari reaksi ini antara lain alkil hidroperoksida, asam karboksilat peroksi, anhidrida, diasil peroksida, serta keton peroksida, yang memiliki aplikasi penting dalam industri. Secara luas, hidrogen peroksida digunakan pada berbagai sektor industri, terutama sebagai agen pemutih (*bleaching agent*) pada industri pulp, kertas, dan tekstil, serta sebagai oksidator ramah lingkungan (*non-polluting oxidizing agent*) pada proses kimia tertentu (Othmer, 1962).



Gambar 1.3 Struktur Molekul Hidrogen Peroksida

### 1.3.4 Asam Sulfat

Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) merupakan katalis homogen yang banyak digunakan dalam reaksi pembentukan asam perasetat dari asam asetat dan hidrogen peroksida. Asam kuat ini berperan penting karena mampu meningkatkan jumlah ion  $\text{H}^+$  dalam sistem reaksi, sehingga mempercepat laju pembentukan produk. Kehadiran ion  $\text{H}^+$  memfasilitasi protonasi gugus karboksilat pada asam asetat, yang selanjutnya memudahkan serangan nukleofilik oleh hidrogen peroksida. Dengan mekanisme tersebut, kesetimbangan reaksi dapat bergeser ke arah pembentukan asam perasetat sehingga konversi reaktan menjadi lebih tinggi. Penelitian dalam *Chemical Engineering Transactions* (2016) menegaskan bahwa katalis mineral seperti asam sulfat efektif mempercepat pembentukan *peroxyacid*, termasuk asam perasetat. Selain itu, penggunaannya banyak dipilih karena mudah didapat, murah, dan memiliki aktivitas katalitik yang tinggi dibandingkan beberapa katalis lain. Hal ini menunjukkan bahwa asam sulfat memiliki peranan penting dalam efisiensi sintesis asam perasetat, baik pada skala laboratorium maupun industri.



Gambar 1.4 Struktur Molekul Asam Sulfat

### 1.3.5 Proses Pembuatan Asam Perasetat

#### a. Proses Pembuatan Asam Perasetat dari Oksidasi Asetaldehida

Salah satu metode awal yang dikembangkan untuk produksi asam perasetat adalah melalui oksidasi asetaldehida dengan oksigen. Reaksi ini umumnya berlangsung pada fase gas dengan bantuan katalis logam, seperti aluminium oksida, kobalt, mangan, atau tembaga asetat (Bawn & Williamson, 1951). Proses ini dapat menghasilkan asam perasetat secara langsung dengan konversi reaksi sekitar 65% pada suhu operasi tinggi (sekitar 140–180 °C) dan tekanan moderat (Lohringer & Sixt, 1961). Keunggulan utama dari metode ini adalah reaksi yang cenderung berlangsung satu arah sehingga perolehan produk relatif stabil. Namun demikian, proses ini memiliki beberapa kelemahan signifikan, di antaranya sifat asetaldehida yang sangat volatil dan mudah terbakar, sifat reaksi yang sangat eksotermis, serta potensi timbulnya produk samping seperti asam asetat dan anhidrida asetat. Risiko ledakan akibat campuran gas asetaldehida dan oksigen juga menjadi tantangan besar dalam penerapan metode ini pada skala industri (FMC Corporation, 1979).



#### b. Proses Pembuatan Asam Perasetat dari Oksidasi Asetat Anhidrat

Metode lain yang juga dikembangkan adalah reaksi antara asetat anhidrat dengan hidrogen peroksida. Pada proses ini, asetat anhidrat ditambahkan ke dalam larutan hidrogen peroksida dengan kondisi

kadar air yang sangat terkontrol. Reaksi berlangsung pada fase cair-cair, dengan suhu relatif rendah sekitar 40–50°C dan tekanan sekitar 3,5 bar (US Patent 3432546A, 1969). Keunggulan utama dari metode ini adalah terbentuknya asam perasetat dengan kadar air yang rendah sehingga menghasilkan produk lebih pekat dan lebih efisien dalam hal transportasi maupun penyimpanan (Solvay, 2018). Namun, proses ini juga memiliki keterbatasan, antara lain tingginya harga bahan baku asetat anhidrat yang tidak selalu tersedia di pasaran lokal serta kecenderungan terbentuknya produk samping seperti diacetyl peroksida yang bersifat sangat eksplosif apabila kondisi reaksi tidak dikendalikan dengan baik. Selain itu, diperlukan pengendalian suhu dan kelembapan yang ketat untuk menghindari hidrolisis asetat anhidrat kembali menjadi asam asetat yang tidak berkontribusi pada pembentukan asam perasetat (US Patent 20090043123A1, 2009).



c. Proses Pembuatan Asam Perasetat dari Oksidasi Asam Asetat

Asam perasetat merupakan senyawa kimia yang diperoleh melalui reaksi antara asam asetat dan hidrogen peroksida dengan bantuan katalis asam kuat seperti asam sulfat. Reaksi ini termasuk dalam reaksi kesetimbangan, di mana asam asetat diprotonasi oleh katalis sehingga lebih reaktif terhadap serangan nukleofilik hidrogen peroksida. Proses ini menghasilkan asam perasetat sebagai produk utama dengan air sebagai hasil samping. Secara umum, mekanisme

pembentukan melibatkan terbentuknya ikatan peroksiasetat yang menjadi ciri khas senyawa peroxyacid. Kondisi operasi seperti konsentrasi reaktan, jumlah katalis, dan suhu reaksi sangat menentukan efisiensi pembentukan produk. Penelitian terdahulu menjelaskan bahwa keberadaan katalis mineral dapat meningkatkan aktivitas proton dalam larutan dan mempercepat laju reaksi (Liu *et al.*, 2021).



Tabel 1.6 Perbandingan Proses Produksi Asam Perasetat

<b>Parameter</b>	<b>Proses Oksidasi Asetaldehida</b>	<b>Proses Oksidasi Asetat Anhidrat</b>	<b>Proses Oksidasi Asam Asetat</b>
Bahan Baku	Asetaldehida dan oksigen	Asetat anhidrat dan hidrogen peroksida	Asam asetat dan hidrogen peroksida
Katalis	Aluminium oksida (atau katalis logam lain: Co, Mn, Cu)	Amonia	Asam sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Tekanan	3 atm (fase gas)	3,5 bar	1 atm (fase cair)
Temperatur	140–232 °C	40-50 °C	50-60 °C
Konversi	65%	80%	90%
Fase	Gas	Cair	Cair
Keuntungan	- Reaksi berlangsung satu arah - Dapat menghasilkan CH <sub>3</sub> COOOH tanpa H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> tambahan	- Reaksi berlangsung pada suhu relatif rendah - Dapat menghasilkan CH <sub>3</sub> COOOH lebih pekat	- Reaksi berlangsung pada suhu dan tekanan rendah - Produk samping berupa air (ramah lingkungan)

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Produksi Asam Perasetat (Lanjutan)

Parameter	Proses Oksidasi Asetaldehida	Proses Oksidasi Asetat Anhidrat	Proses Oksidasi Asam Asetat
Kerugian	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reaksi sangat eksotermis, menimbulkan risiko ledakan</li> <li>- Membutuhkan kontrol yang ketat terhadap oksigen</li> <li>- Produk samping berupa CO<sub>2</sub> dan asam asetat</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reaksi berlangsung relatif lama</li> <li>- Reaksi samping membentuk <i>diacetyl</i> peroksida (eksplosif)</li> <li>- Anhidrida asetat mahal dan tidak selalu tersedia</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Membutuhkan katalis (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)</li> <li>- Asam perasetat tidak stabil, eksplosif apabila kemurniannya &gt; 58%</li> <li>- Perlu penambahan air proses agar lebih stabil</li> </ul>

Setelah melihat kelebihan dan kekurangan dari berbagai proses produksi asam perasetat, maka dipilih proses oksidasi dengan bahan baku asam asetat dan hidrogen peroksida dengan pertimbangan teknis yakni reaksi berlangsung pada kondisi operasi yang relatif ringan, yaitu suhu 55°C dan tekanan 1 atm. Selain itu, hasil samping reaksi berupa air yang ramah lingkungan. Sementara dalam pertimbangan ekonomi, dapat ditinjau dari bahan baku asam asetat dan hidrogen peroksida, serta penggunaan katalis asam sulfat yang mudah didapatkan di kawasan Indonesia.

### 1.3.6 Kegunaan Produk

Asam perasetat merupakan senyawa oksidatif yang banyak dimanfaatkan dalam bidang pangan maupun pengolahan air karena aktivitas antimikrobanya

yang luas. Dalam industri pangan, PAA digunakan sebagai zat sanitasi pada permukaan yang bersentuhan dengan makanan dan sebagai disinfektan untuk buah, sayuran, daging, serta telur (Evans, 2000). Senyawa ini juga efektif untuk mendesinfeksi air *flume* yang bersirkulasi kembali, sehingga mampu menekan kontaminasi silang (Lokkesmoe & Olson, 1993). Selain itu, PAA dapat menghilangkan endapan, menekan bau, serta mengangkat biofilm dari permukaan peralatan pangan (Block, 1991; Mosteller & Bishop, 1993; Marriott, 1999; Fatemi & Frank, 1999). Di sisi lain, PAA juga digunakan dalam modifikasi pati melalui oksidasi ringan serta dimanfaatkan sebagai agen pemutih (Food Chemicals Codex, 1996).

Dalam bidang pengolahan air, PAA terbukti memiliki sifat bakterisida, virucidal, fungisida, dan sporisidal yang membuatnya efektif mengeliminasi berbagai patogen (Kitis, 2004). Kebutuhan akan teknologi pengolahan limbah yang ramah lingkungan turut mendorong peningkatan penggunaannya dalam beberapa tahun terakhir. Dibandingkan klorin, PAA lebih unggul karena tidak menghasilkan residu berbahaya, bekerja optimal meski dengan kandungan organik tinggi, serta tidak memerlukan deklorinasi tambahan (Shi *et al.*, 2022). Dengan sifatnya yang stabil pada berbagai pH, waktu kontak singkat, dan efektivitas tinggi, PAA menjadi alternatif disinfektan modern yang relevan untuk pengolahan pangan maupun limbah cair.

## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Sehingga perlu dibuktikan dengan menggunakan panas pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) dan energi Gibbs ( $\Delta G^\circ_f$ ) pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dari reaktan dan produk. Nilai  $\Delta H^\circ_f$  dan  $\Delta G^\circ_f$  pada masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 2.

Tabel 1. 8 Data  $\Delta H^\circ_f$  dan  $\Delta G^\circ_f$  Masing-Masing Komponen

Komponen	$\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)	$\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
CH <sub>3</sub> COOH	-434,84	-390,2
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	-136,3	-120,42
CH <sub>3</sub> COOOH	-339,3	-276,1
H <sub>2</sub> O	-241,8	-237,14

Sumber: (Dean, 1999; Yaws, 1999)

$$\Delta H^\circ_{298,15} = \Delta H^\circ_{f, \text{produk}} - \Delta H^\circ_{f, \text{reaktan}} \quad (1.2)$$

$$\Delta H^\circ_{298,15} = \Delta H^\circ_f [(CH_3COOOH + H_2O) - (CH_3COOH + H_2O_2)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{298,15} = (-339,3) + (-241,8) - ((-434,84) + (-136,3)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{298,15} = (-581,1 - (-571,14)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{298,15} = -9,96 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan diatas, diperoleh harga  $\Delta H^\circ_{298,15}$  bernilai negatif, maka reaksi dalam proses ini bersifat eksotermis atau reaksi yang melepaskan/mengeluarkan energi selama reaksi.

Perhitungan nilai energi Gibbs digunakan untuk mengetahui reaksi asam perasetat dapat berlangsung atau tidak. Nilai  $\Delta G^\circ_f$  masing-masing komponen pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dapat dilihat pada tabel 1.6.

$$\Delta G^\circ_{298,15} = \Delta G^\circ_{f, \text{produk}} - \Delta G^\circ_{f, \text{reaktan}} \quad (1.3)$$

$$\Delta G^\circ_{298,15} = \Delta G^\circ_f[(\text{CH}_3\text{COOOH} + \text{H}_2\text{O}) - (\text{CH}_3\text{COOH} + \text{H}_2\text{O}_2)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298,15} = (-276,1) + (-237,14) - ((-390,2) + (-120,42)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298,15} = (-513,24 - (-510,62)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{298,15} = -2,62 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, terlihat bahwa harga  $\Delta G^\circ_{298,15}$  bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung dengan spontan, sehingga energi yang dibutuhkan sedikit.

Penentuan reaksi berjalan *reversible* ditinjau dari konstanta kesetimbangan reaksi (K). Nilai K dapat ditentukan menggunakan persamaan di bawah ini (Smith Van Ness, 2001):

$$\ln K_{298,15} = -\frac{\Delta G^\circ}{RT} \quad (1.4)$$

$$\ln \left[ \frac{K}{K_{298,15}} \right] = -\frac{\Delta H^\circ_{298,15}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \quad (1.5)$$

Berdasarkan data  $\Delta H^\circ_{298,15}$  dan  $\Delta G^\circ_{298,15}$  yang sudah didapatkan, maka dapat dihitung nilai K pada suhu 55°C (328,15 K) sebagai berikut:

$$\ln K_{298,15} = -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$K_{298,15} = \exp \left( -\frac{-2,62 \text{ kJ/mol}}{(8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}) \cdot (298,15 \text{ K})} \right)$$

$$K_{298,15} = 2,8776$$

Nilai  $K_{298,15}$  yang sudah didapatkan kemudian disubstitusi pada persamaan 1.5 untuk mendapatkan nilai  $K$  pada suhu operasi:

$$\ln \left[ \frac{K}{K_{298,15}} \right] = \frac{\Delta H^\circ_{298,15}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

$$\frac{K}{K_{298,15}} = \exp \left( - \frac{-9,96 \text{ kJ/mol}}{8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}} \times \left( \frac{1}{328,15} - \frac{1}{298,15} \right) \text{ K} \right)$$

$$K = 1,4439 \times K_{298,15}$$

$$K = 1,4439 \times 0,6926$$

$$K = 1,9930$$

Harga konstanta kesetimbangan reaksi ( $K$ )  $\approx 1$ , maka reaksi antar asam asetat dengan hidrogen peroksida berlangsung secara bolak-balik (*reversible*) dan ke arah kanan.

Berdasarkan persamaan Arrhenius yang diperoleh dari Liu, *et al.* (2021), pada suhu operasi  $55^\circ\text{C}$  (328,15 K) diperoleh konstanta laju reaksi ke arah kanan sebesar  $3,1211 \times 10^{-5} \text{ L}^2/\text{mol}^2.\text{s}$  dan konstanta laju reaksi ke arah kiri sebesar  $8,6202 \times 10^{-6} \text{ L}^2/\text{mol}^2.\text{s}$ . Hubungan antara konstanta laju reaksi dan konstanta kesetimbangan dinyatakan sebagai:

$$K_C = \frac{k_1}{k_2} \quad (1.6)$$

Sehingga diperoleh nilai konstanta kesetimbangan sebesar 3,62. Nilai  $K_C$  yang lebih besar dari satu menunjukkan bahwa pada suhu operasi reaksi cenderung berlangsung ke arah pembentukan asam perasetat. Namun karena nilainya tidak terlalu besar, sistem tetap bersifat reversible dan konversi reaksi dibatasi oleh kondisi kesetimbangan.

### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan asam perasetat dari asam asetat dan hidrogen peroksida berlangsung secara eksotermis. Persamaan kecepatan reaksi yang digunakan:

$$-r = k_1 C_A C_B - k_2 C_C C_D \quad (1.7)$$

Dengan:

$r$  = laju reaksi ( $\text{m}^3/\text{kmol}/\text{jam}$ )

$k_1$  = konstanta laju reaksi ke kanan ( $\text{m}^3/\text{kmol}/\text{jam}$ )

$k_2$  = konstanta laju reaksi ke kiri ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

$C_A$  = konsentrasi asam asetat ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

$C_B$  = konsentrasi hidrogen peroksida ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

$C_C$  = konsentrasi asam perasetat ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

$C_D$  = konsentrasi air ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

Tinjauan kinetika dimaksudkan mengetahui pengaruh perubahan temperatur terhadap kecepatan reaksi. Berdasarkan penelitian Liu, *et al* (2021), konstanta kecepatan reaksi sintesis asam perasetat dari asam asetat dan hidrogen peroksida pada temperatur tertentu dapat ditentukan dengan persamaan:

$$k_1 = 1,073 \times 10^4 \exp\left(-\frac{53625}{RT}\right) \quad (1.8)$$

$$k_2 = 4,007 \times 10^3 \exp\left(-\frac{54448}{RT}\right) \quad (1.9)$$

Dimana:

$k_1$  = konstanta laju reaksi ke kanan

$k_2$  = konstanta laju reaksi ke kiri

$E_{a1}$  = Energi aktivasi ke kanan = 53625 J/mol

$E_{a2}$  = Energi aktivasi ke kiri = 54448 J/mol

$A_1$  = Faktor frekuensi ke kanan =  $1,073 \times 10^4 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s}$

$A_2$  = Faktor frekuensi ke kiri =  $4,007 \times 10^3 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s}$

$R$  = Tetapan gas ideal = 8,314 J/mol.K

$T$  = Suhu (K)

Berdasarkan persamaan Arrhenius tersebut, maka konstanta kecepatan reaksi pada suhu 55°C (328,15 K) adalah sebagai berikut:

$$k_1 = 1,073 \times 10^4 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{53625 \text{ J/mol}}{RT}\right)$$

$$k_1 = 1,073 \times 10^4 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{53625 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K} \times 328,15 \text{ K}}\right)$$

$$k_1 = 3,1211 \times 10^{-5} \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s}$$

$$k_2 = 4,007 \times 10^3 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{54448 \text{ J/mol}}{RT}\right)$$

$$k_2 = 4,007 \times 10^3 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{54448 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K} \times 328,15 \text{ K}}\right)$$

$$k_2 = 8,6202 \times 10^{-6} \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s}$$

## BAB II PERANCANGAN PRODUK

### 2.1 Spesifikasi Produk

#### 2.1.1 Asam Perasetat (CH<sub>3</sub>COOOH)

a. Sifat fisik

Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> COOOH
Bentuk dan warna	: Cair, bening
Berat molekul	: 76,05 gram/mol
Titik didih (1 atm)	: 98,9 °C
Titik beku (1 atm)	: -26,1 °C
<i>Specific gravity</i> (20 °C)	: 1,10
Kelarutan dalam air	: Larut sempurna
Bau	: Tajam
Kemurnian	: 15%

b. Sifat kimia

1. Bersifat oksidator kuat yang dapat melepaskan oksigen dan memperkuat kebakaran.
2. Sangat korosif serta dapat menyebabkan iritasi atau luka bakar pada kulit, mata, dan saluran pernapasan.
3. Memiliki sifat asam kuat dengan pH <1 pada larutan pekat dan pH 2–3 pada larutan 1%.

4. Bersifat toksik akut terhadap manusia dan hewan pada paparan tertentu.
5. Stabil jika disimpan dengan benar tetapi dapat terurai pada suhu tinggi, nyala api, atau kontaminasi.

c. Keselamatan bahan

1. Penanganan

- a) Jangan menangani atau membuka wadah di dekat api terbuka, sumber panas, atau sumber pengapian.
- b) Lindungi bahan dari paparan sinar matahari langsung.
- c) Gunakan alat pelindung diri (APD) sesuai kebutuhan (pelindung wajah, sarung tangan tahan kimia, kacamata pengaman, dan pakaian pelindung).
- d) Pastikan area kerja memiliki ventilasi yang baik dengan pertukaran udara dan/atau sistem pembuangan yang memadai.
- e) Hindari kontak dengan kulit, mata, dan pakaian. Jangan menghirup uap atau kabut asam asetat.
- f) Jangan ditelan. Saat bekerja, dilarang makan, minum, atau merokok.
- g) Ambil langkah pencegahan terhadap risiko discharge statis (loncatan listrik statis).
- h) Jauhkan dari bahan yang tidak kompatibel.

- i) Tangani sesuai dengan praktik higienis industri yang baik, dan cuci bersih tangan atau bagian tubuh lain yang terkena setelah penanganan.
- j) Wadah kosong masih dapat berbahaya karena dapat menyimpan residu (uap atau cairan). Perhatikan semua peringatan dan pencegahan produk saat menangani wadah kosong.
- k) Berhati-hati saat pencampuran dengan air: jangan pernah menambahkan air ke dalam asam. Selalu tambahkan asam ke dalam air sambil diaduk untuk menghindari pelepasan panas, uap, dan gas berbahaya

## 2. Penyimpanan

- a) Simpan di tempat yang sejuk, kering, dan berventilasi baik.
- b) Jauhkan dari api, sumber panas, sumber pengapian, serta bahan yang tidak kompatibel.
- c) Simpan dalam wadah aslinya, tertutup rapat, dan dalam posisi tegak.
- d) Jauhkan dari makanan, minuman, dan pakan hewan.
- e) Simpan di tempat yang tidak dapat dijangkau oleh anak-anak.
- f) Pastikan wadah serta peralatan transfer ditanahkan untuk mencegah percikan listrik statis.

- g) Patuhi semua peraturan nasional, regional, dan lokal terkait penyimpanan, penanganan, penyaluran, dan pembuangan bahan kimia cair yang mudah terbakar

### 2.1.2 Air (H<sub>2</sub>O)

a. Sifat fisik

Rumus Molekul : H<sub>2</sub>O

Bentuk dan warna : Cair, bening

Berat molekul : 18,02 gram/mol

Titik didih (1 atm) : 100 °C

Titik beku (1 atm) : 0 °C

*Specific gravity* (20 °C): 1

Kelarutan dalam air : Larut sempurna

Bau : Tidak berbau

Kemurnian : 100%

b. Sifat kimia

1. Air sangat stabil pada kondisi normal dan tidak mudah mengalami reaksi kimia.
2. Air bersifat netral (pH sekitar 7) dan tidak bersifat korosif atau iritan terhadap jaringan biologis.
3. Air tidak bersifat oksidator atau pereduksi kuat dalam kondisi normal.

4. Air tidak mengalami polimerisasi atau reaksi berantai.
  5. Air tidak mudah bereaksi dengan bahan lain dalam kondisi standar kecuali dalam kehadiran katalis atau kondisi ekstrem (panas/tegangan tinggi).
- c. Keselamatan bahan
1. Penanganan
    - a) Selalu gunakan alat pelindung diri (APD) yang direkomendasikan, seperti sarung tangan pelindung dan apron, terutama bila bekerja dalam skala besar atau pada kondisi laboratorium.
    - b) Pastikan wadah penyimpanan air tetap tertutup rapat untuk menghindari kontaminasi.
    - c) Terapkan praktik higienis standar saat bekerja dengan air, termasuk menjaga kebersihan area kerja.
  2. Penyimpanan
    - a) Lindungi air dari suhu ekstrem (pembekuan atau pemanasan berlebih) dan paparan sinar matahari langsung.
    - b) Simpan terpisah dari bahan kimia yang tidak kompatibel seperti asam kuat, basa kuat, oksidator, maupun bahan reaktif atau eksplosif.
    - c) Gunakan wadah penyimpanan yang sesuai dan aman, serta pastikan kondisi ruang penyimpanan tetap bersih dan kering.

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

### 2.2.1 Asam Asetat (CH<sub>3</sub>COOH)

#### a. Sifat fisik

Rumus Molekul : CH<sub>3</sub>COOH

Bentuk dan warna : Cair, bening

Berat molekul : 60,05 gram/mol

Titik didih (1 atm) : 117 °C

Titik beku (1 atm) : 16 °C

*Spesific gravity* (25 °C) : 1,05

Kelarutan dalam air : Sangat larut

Bau : Bau seperti cuka

Kemurnian : 99%

#### b. Sifat kimia

1. Asam asetat bersifat asam lemah (monoprotik) yang di dalam larutan sebagian terionisasi membentuk ion asetat dan proton.
2. Asam asetat bersifat korosif/iritan terhadap kulit, mata dan saluran pernapasan dalam konsentrasi tinggi.
3. Asam asetat dapat berperan sebagai donor proton dalam reaksi asam-basa.
4. Asam asetat bereaksi dengan basa kuat membentuk garam (asetat) dan air.

5. Asam asetat teroksidasi menjadi  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dalam kondisi oksidatif kuat atau pembakaran.
  6. Asam asetat tidak mengalami polimerisasi berbahaya dalam kondisi normal.
  7. Asam asetat dapat bereaksi dengan alkohol membentuk ester (misalnya etil asetat) dalam reaksi esterifikasi.
- c. Keselamatan bahan
1. Penanganan
    - a) Hindari kontak dengan mata, kulit, dan pakaian
    - b) Gunakan alat pelindung diri (APD) lengkap, termasuk pelindung wajah
    - c) Lakukan penanganan hanya di bawah lemari asam
    - d) Jangan menghirup kabut, uap, atau percikan
    - e) Jangan ditelan; jika tertelan segera cari bantuan medis
  2. Penyimpanan
    - a) Simpan di area khusus bahan korosif
    - b) Jauhkan dari panas, percikan api, dan sumber pengapian
    - c) Pastikan wadah tetap tertutup rapat, dalam kondisi kering, sejuk, dan berventilasi baik
    - d) Hindari penyimpanan bersama agen pengoksidasi kuat atau bahan yang tidak kompatibel

### 2.2.2 Hidrogen Peroksida (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>)

#### a. Sifat fisik

Rumus Molekul : H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Bentuk dan warna : Cair, bening

Berat molekul : 34,01 gram/mol

Titik didih (1 atm) : 100 °C

Titik beku (1 atm) : -33 °C

*Spesific gravity* (20 °C) : 1,05

Kelarutan dalam air : Larut sempurna

Bau : Sedikit tajam

Kemurnian : 35% untuk analisis

#### b. Sifat kimia

1. Hidrogen peroksida adalah oksidator kuat yang dapat melepaskan oksigen dan mempercepat proses pembakaran.
2. Hidrogen peroksida sangat reaktif dan mudah terurai menjadi air dan oksigen, terutama dalam kehadiran katalis, panas, cahaya atau logam.
3. Hidrogen peroksida dapat beraksi dengan bahan pereduksi, membentuk reaksi eksotermik.

4. Hidrogen peroksida dapat bersifat korosif terhadap jaringan biologis (kulit, mata) dan logam tertentu.
  5. Hidrogen peroksida tidak mengalami polimerisasi berbahaya dalam kondisi normal.
  6. Hidrogen peroksida dapat mendonorkan oksigen dalam reaksi oksidasi kimia.
  7. Hidrogen peroksida dalam larutan dapat berinteraksi dengan bahan organik menyebabkan oksidasi atau degradasi organik.
- c. Keselamatan bahan
1. Penanganan
    - a) Gunakan alat pelindung diri (APD) lengkap seperti pelindung wajah, kacamata kimia, sarung tangan tahan bahan kimia, dan pakaian pelindung.
    - b) Pastikan area kerja memiliki ventilasi yang memadai untuk mencegah penumpukan uap.
    - c) Hindari terhirup maupun tertelan; jangan biarkan kontak dengan kulit, mata, atau pakaian.
    - d) Gunakan hanya di area yang terkontrol dengan prosedur keamanan yang jelas.
  2. Penyimpanan
    - a) Simpan  $H_2O_2$  dalam wadah yang tertutup rapat, kering, sejuk, dan memiliki sirkulasi udara yang baik.

- b) Lindungi dari sinar matahari langsung dan jauhkan dari sumber panas.
- c) Kandungan dapat mengalami peningkatan tekanan selama penyimpanan; oleh karena itu, wadah perlu diventilasi secara berkala untuk mencegah penumpukan tekanan.
- d) Jangan simpan dalam wadah logam, gunakan hanya wadah yang kompatibel (misalnya plastik khusus atau kaca).
- e) Jauhkan dari bahan yang tidak kompatibel, khususnya logam, bahan organik, dan reduktor.

### 2.2.3 Katalis Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

#### a. Sifat fisik

Rumus Molekul : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Bentuk dan warna : Cair, bening

Berat molekul : 98,08 gram/mol

Titik didih (1 atm) : 337 °C

Titik beku (1 atm) : 10,37 °C

*Spesific gravity* (20 °C): 1,84

Kelarutan dalam air : Sangat larut

Bau : Tajam

Kemurnian : 98%

b. Sifat kimia

1. Asam sulfat adalah asam kuat yang mengalami ionisasi penuh dari proton pertama dalam larutan.
2. Asam sulfat sangat korosif dan dapat menyebabkan luka bakar parah pada jaringan biologis dan material.
3. Asam sulfat bereaksi hebat dengan air (pengenceran) menghasilkan panas tinggi dan percikan.
4. Asam sulfat dapat berperan sebagai oksidator dalam kondisi pekat, menghasilkan oksida belerang atau sulfur dioksida.
5. Asam sulfat mampu mendehidrasikan senyawa organik (misalnya gula) menghasilkan karbon dan uap air.
6. Asam sulfat bereaksi dengan basa menghasilkan garam (sulfat) dan air.
7. Asam sulfat tidak mengalami polimerisasi berbahaya dalam kondisi normal.

c. Keselamatan bahan

1. Penanganan

- a) Asam sulfat harus ditangani hanya dalam sistem tertutup atau dengan menyediakan ventilasi buangan yang memadai.
- b) Gunakan alat pelindung diri lengkap seperti pelindung wajah, kacamata kimia, sarung tangan tahan bahan kimia, dan pakaian pelindung.
- c) Hindari kontak langsung dengan mata, kulit, dan pakaian.

- d) Jangan menghirup uap, kabut, gas, maupun debu asam sulfat.
- e) Jangan menelan; jika tertelan segera cari bantuan medis.
- f) Saat bekerja, pastikan tersedia peralatan darurat seperti *eyewash station* dan *safety shower* di area kerja.

## 2. Penyimpanan

- a) Simpan dalam wadah yang tertutup rapat dan tahan korosi.
- b) Letakkan di tempat yang kering, sejuk, dan memiliki ventilasi yang baik.
- c) Simpan di area khusus korosif, terpisah dari bahan yang tidak kompatibel.
- d) Hindari paparan langsung terhadap panas atau sinar matahari.
- e) Pastikan wadah selalu dalam kondisi aman untuk mencegah kebocoran.

### 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan upaya untuk memastikan mutu bahan baku, proses produksi, dan produk akhir tetap sesuai dengan standar yang ditentukan, sehingga produk asam perasetat yang dihasilkan dapat bersaing di pasar dan memenuhi kebutuhan industri. Pada prarancangan pabrik asam perasetat dari asam asetat dan hidrogen peroksida, terdapat tiga aspek utama yang perlu diperhatikan, yaitu pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi, dan pengendalian kualitas produk.

### **2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Bahan baku merupakan faktor yang sangat menentukan keberhasilan proses produksi sekaligus mutu produk akhir yang dihasilkan. Oleh karena itu, sebelum proses produksi dijalankan, perlu dilakukan serangkaian pengujian terhadap kualitas bahan baku untuk memastikan kesesuaiannya dengan standar yang telah ditetapkan. Pengendalian kualitas bahan baku memiliki tujuan utama untuk mengevaluasi apakah bahan yang digunakan, seperti asam asetat, hidrogen peroksida, dan katalis asam sulfat, benar-benar memenuhi persyaratan teknis agar dapat diproses lebih lanjut dalam pabrik.

Selain itu, ketersediaan bahan baku harus selalu menyesuaikan dengan kapasitas produksi yang direncanakan, sehingga kontinuitas operasi pabrik dapat terjaga dan tidak terjadi kekurangan pasokan. Pengujian bahan baku ini juga berfungsi untuk mencegah terjadinya gangguan proses akibat adanya bahan yang tidak sesuai spesifikasi, yang pada akhirnya dapat mempengaruhi kualitas produk. Beberapa parameter yang perlu diperhatikan dalam pengendalian kualitas bahan baku antara lain:

- a. Kemurnian bahan
- b. Komposisi kandungan utama
- c. Kadar air
- d. Keberadaan zat pengotor.

Parameter tersebut diuji dengan metode analisis fisik maupun kimia, sehingga dapat memberikan jaminan bahwa bahan baku yang masuk ke tahap produksi memiliki kualitas yang konsisten dan sesuai standar industri.

### 2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian kualitas selama berlangsungnya proses produksi bertujuan untuk memastikan agar seluruh tahapan produksi berjalan sesuai dengan kondisi operasi yang telah dirancang, sehingga produk akhir yang diperoleh memiliki kualitas yang optimal. Dalam hal ini, sistem instrumentasi memiliki peranan penting sebagai sarana pemantauan dan pengendalian berbagai variabel proses, seperti suhu, tekanan, laju aliran, dan level cairan. Instrumen-instrumen tersebut dipasang pada unit-unit peralatan utama untuk memberikan data *real-time* kepada operator maupun sistem kontrol terintegrasi. Dengan demikian, jika terjadi penyimpangan dari kondisi operasi normal, tindakan korektif dapat segera dilakukan sehingga risiko kerugian maupun kerusakan peralatan dapat diminimalisasi (Considine, 1985).

#### a. Pengendalian Suhu (*Temperature Control*)

Reaksi pembentukan asam perasetat berlangsung optimal pada suhu sekitar 55 °C. Temperatur dijaga menggunakan temperature sensor (RTD) dan dikendalikan dengan sistem PID *controller* untuk mencegah *overheating* yang dapat memicu dekomposisi.

#### b. Pengendalian Tekanan (*Pressure Control*)

Tekanan operasi dipertahankan pada sekitar 1 atm. *Pressure transmitter* digunakan untuk *monitoring*, dan *safety valve* dipasang untuk mencegah kenaikan tekanan yang membahayakan.

c. Pengendalian Aliran (*Flow Control*)

Aliran bahan baku (asam asetat, H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, katalis asam sulfat) dikontrol dengan *flow meter* (Coriolis/rotameter) untuk menjaga rasio molar yang sesuai. *Flow control valve* diatur oleh sistem PLC agar stabil.

d. Pengendalian Level (*Level Control*)

Level cairan di reaktor maupun tangki penyimpanan dijaga dengan level *transmitter* dan *control valve* agar tidak terjadi *flooding* atau kekosongan.

e. Sistem Kontrol Terintegrasi

Seluruh parameter dikendalikan dengan *Distributed Control System* (DCS) yang memungkinkan monitoring *real-time* serta intervensi operator melalui *Human Machine Interface* (HMI). Sistem alarm dipasang untuk mendeteksi deviasi dari kondisi normal.

### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

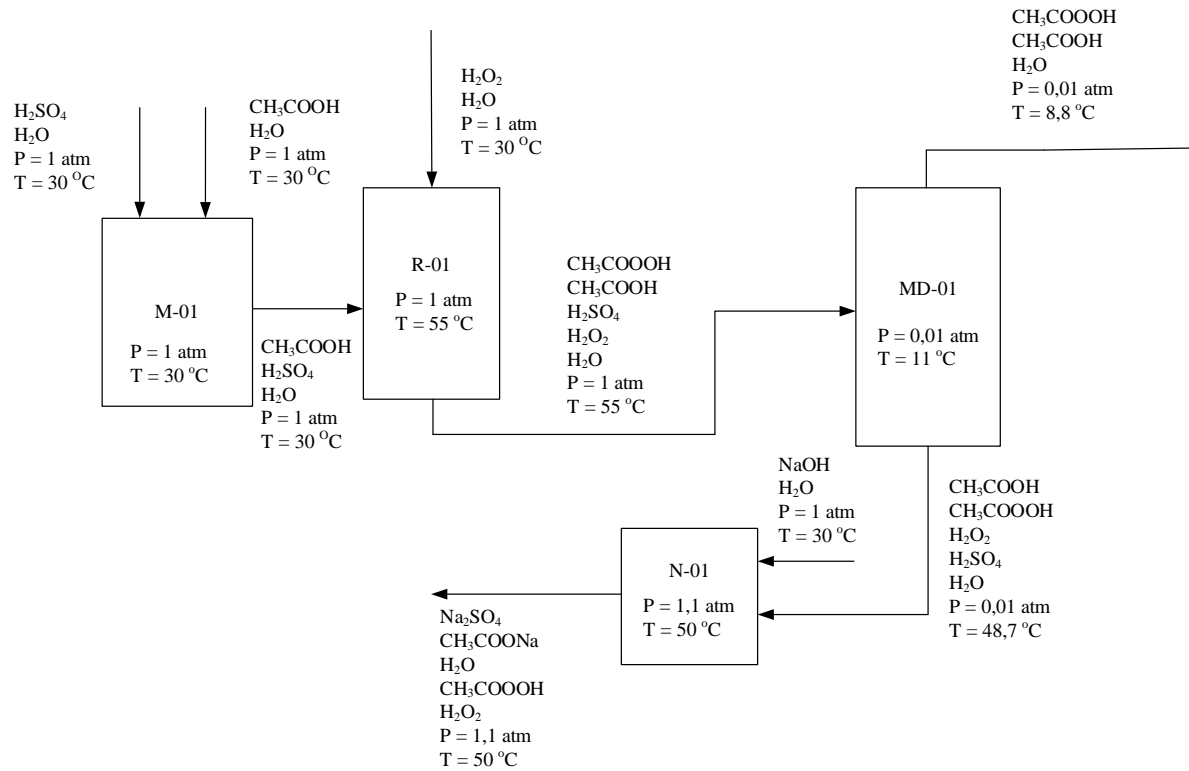
Tahap akhir dalam pengendalian kualitas adalah memastikan bahwa produk asam perasetat yang dihasilkan sesuai dengan standar mutu yang telah ditetapkan. Pengendalian kualitas produk mencakup berbagai pengujian, baik secara fisik maupun kimia, untuk menjamin bahwa produk dapat digunakan sesuai peruntukannya, baik sebagai disinfektan, bahan sterilisasi, maupun agen *bleaching* dalam industri. Agar kualitas produk konsisten, diperlukan bahan baku dengan mutu terjamin serta penerapan sistem kontrol proses yang baik. Setelah reaksi selesai dan produk dipisahkan, dilakukan pengujian terhadap

parameter-parameter penting seperti densitas, viskositas, volatilitas, komposisi kimia, serta kadar kemurnian asam perasetat. Dengan adanya pengendalian kualitas produk yang ketat, maka asam perasetat yang dihasilkan tidak hanya memenuhi spesifikasi teknis, tetapi juga mampu bersaing di pasar industri kimia dan memberikan jaminan keamanan serta efektivitas bagi pengguna akhir.

## BAB III PERANCANGAN PROSES

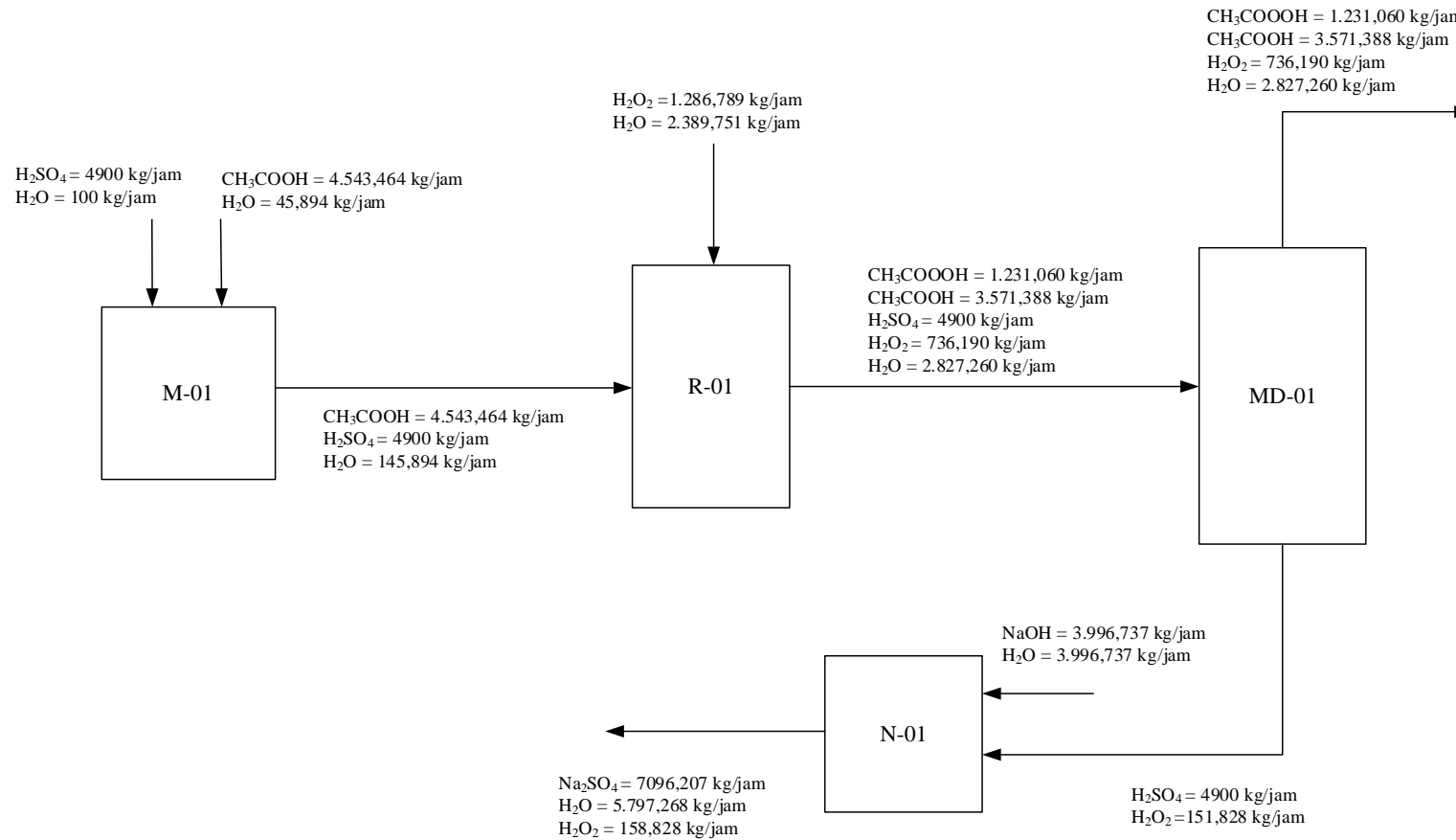
### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

#### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

a. Asam Asetat

Asam asetat diperoleh dari PT Indo Acidatama, Solo, Jawa Tengah, berupa cairan dengan komposisi 99%  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dan 1% berat  $\text{H}_2\text{O}$ . Asam asetat disimpan pada kondisi operasi suhu  $30^\circ\text{C}$  (303,15 K) dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan  $\text{CH}_3\text{COOH}$ , kemudian dialirkan ke dalam *mixer*-1 (M-01) untuk dicampur dengan asam sulfat. Setelah dicampur dengan asam sulfat, cairan dialirkan ke *heater* 01 (HE-01) untuk dinaikkan suhunya hingga  $55^\circ\text{C}$ . Kemudian, campuran dialirkan ke reaktor 01 (R-01).

b. Hidrogen Peroksida

Hidrogen peroksida diperoleh dari PT Evonik Degussa Peroxide, Cikarang, Jawa Barat, berupa cairan dengan komposisi 35%  $\text{H}_2\text{O}_2$  dan 65% berat  $\text{H}_2\text{O}$ . Hidrogen peroksida disimpan pada kondisi operasi suhu  $30^\circ\text{C}$  (303,15 K) dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan  $\text{H}_2\text{O}_2$ , kemudian dialirkan ke *heater* 02 (HE-02) untuk dinaikkan suhunya hingga  $55^\circ\text{C}$ . Kemudian, cairan  $\text{H}_2\text{O}_2$  dialirkan ke reaktor 01 (R-01).

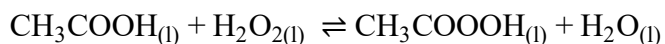
c. Asam Sulfat

Asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia, Gresik, Jawa Timur, berupa cairan dengan komposisi 98%  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan 2% berat  $\text{H}_2\text{O}$ . Asam sulfat disimpan pada kondisi operasi suhu  $30^\circ\text{C}$  (303,15 K) dan tekanan 1 atm

dalam tangki penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, kemudian dialirkan ke dalam mixer 01 (M-01) untuk dicampur dengan asam asetat. Setelah dicampur dengan asam sulfat, cairan dialirkan ke *heater* 01 (HE-01) untuk dinaikkan suhunya hingga 55°C. Kemudian, campuran dialirkan ke reaktor 01 (R-01).

### 3.2.2 Tahap Reaksi

Reaksi antara asam asetat dan hidrogen peroksida dengan bantuan katalis asam sulfat dijalankan di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Berdasarkan perancangan, waktu tinggal di dalam reaktor adalah 2,87 jam dengan kondisi operasi pada suhu 55°C (328,15 K) dan tekanan 1 atm. Dari reaksi tersebut dihasilkan konversi sebesar 50%.



Di dalam reaktor reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, sehingga untuk menjaga suhu tetap pada operasi (55°C) diperlukan pendingin berupa media pendingin air yang dilewatkan ke koil. Kemudian campuran hasil keluaran reaktor akan dialirkan menuju unit pemisahan menara distilasi 01 (MD-01) dengan melalui pompa 01 (P-01) dan *cooler* 01 (C-01).

### 3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil

Pada tahap pemurnian hasil, campuran luaran reaktor dialirkan ke menara distilasi vakum melalui pompa-01 (P-01) untuk menurunkan

tekanan dari 1 atm menjadi 0,01 atm dan *cooler-01* (C-01) untuk menurunkan suhu dari 55°C menjadi 11°C. Kondisi operasi ini dipilih agar titik didih masing-masing komponen turun, sehingga proses pemisahan dapat berlangsung pada suhu rendah tanpa menyebabkan dekomposisi termal produk utama.

Di dalam menara distilasi vakum (MD-01), pemisahan terjadi berdasarkan perbedaan volatilitas komponen. Komponen asam perasetat ( $\text{CH}_3\text{COOOH}$ ), asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), dan air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) akan menguap dan bergerak menuju bagian atas menara dan keluar pada suhu 10°C dan tekanan 0,01 atm. Produk atas ini yang akan menjadi campuran utama yang mengandung asam perasetat dan siap untuk disimpan.

Sementara itu, fraksi berat yang mengandung asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) tertinggal di bagian bawah menara dengan suhu sekitar 93°C dan tekanan 0,01013 bar. Residu ini kemudian dialirkan menuju tangki *neutralizer-01* (N-01) yang berfungsi sebagai unit netralisasi katalis, dimana asam sulfat akan direaksikan dengan larutan natrium hidroksida (NaOH) untuk menghasilkan natrium sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) dan air sebagai produk samping yang lebih aman.

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Spesifikasi Mixer

Kode : M-01

Fungsi : Untuk mencampurkan asam asetat dan asam sulfat

Jenis : Silinder vertikal

Kondisi Operasi : P : 1 atm

T : 30 °C

Volume : 1,540 m<sup>3</sup>

Material : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*

#### Dimensi

a. Diameter *shell* : 1,602 m

b. Tinggi *shell* : 1,602 m

c. Tinggi mixer : 2,247 m

d. Tinggi *head* : 0,322 m

e. Tebal *shell* : 0,176 m

f. Tebal *head* : 0,250 m

#### Pengaduk

a. Diameter : 0,534 m

b. Lebar : 0,107 m

c. Lebar *Baffle* : 0,160 m

d. Jarak pengaduk : 0,543 m

e. Kecepatan : 84 rpm

f. Daya motor : 1,5 HP

Jumlah : 1 buah  
Harga : Rp8.444.375.713

### 3.3.2 Spesifikasi Reaktor

#### 1) Spesifikasi Umum

Kode : R-01  
Fungsi : Mereaksikan asam asetat dan hidrogen peroksida  
dengan bantuan katalis asam sulfat  
Jenis/Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)  
Mode Operasi : Kontinyu  
Jumlah : 1  
Harga, Rp :

#### 2) Kondisi Operasi

Suhu, °C : 55 °C  
Tekanan, atm : 1 atm  
Kondisi Proses : Isotermal

#### 3) Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 type II Grade 316*  
Diameter (ID) *shell*, m : 1,932  
Tebal *shell*, in : 3/16  
Tinggi total, m : 3,664  
Jenis *head* : *Torispherical dished Head*

## 4) Spesifikasi Khusus

## a. Pengaduk

Tipe Pengaduk	: <i>Turbine with 6 flat blade</i>
Diameter Pengaduk, m	: 0,644
Kecepatan Pengadukan, rpm	: 152,698
Tenaga Pengadukan, HP	: 40
Jumlah <i>Baffle</i> , buah	: 4
Lebar <i>Baffle</i> , m	: 0,193

## b. Koil

Jenis <i>coolant</i>	: Air
$U_D$ , W/m <sup>2</sup> K	: 510,70
Luas Area Transfer Panas, m <sup>2</sup>	: 16,009
NPS, in	: 1
<i>Schedule Number</i>	: 40
Panjang Total, m	: 4,55
Jumlah Lilitan, buah	: 2
Tinggi Tumpukan Koil, m	: 0,0428

## 3.3.3 Spesifikasi Reaktor 2 (R-02)

## 1) Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan asam asetat dan hidrogen peroksida dengan bantuan katalis asam sulfat
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

- Mode Operasi : Kontinyu
- Jumlah : 1
- Harga, Rp :
- 2) Kondisi Operasi
- Suhu, °C : 55 °C
- Tekanan, atm : 1 atm
- Kondisi Proses : Isotermal
- 3) Konstruksi dan Material
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 type II Grade 316*
- Diameter (ID) *shell*, m : 1,932
- Tebal *shell*, in : 3/16
- Tinggi total, m : 3,664
- Jenis *head* : *Torispherical dished Head*
- 4) Spesifikasi Khusus
- a. Pengaduk
- Tipe Pengaduk : *Turbine with 6 flat blade*
- Diameter Pengaduk, m : 0,644
- Kecepatan Pengadukan, rpm : 152,698
- Tenaga Pengadukan, HP : 40
- Jumlah *Baffle*, buah : 4
- Lebar *Baffle*, m : 0,193
- b. Koil
- Jenis *coolant* : Air

$U_D$ , W/m <sup>2</sup> K	: 510,70
Luas Area Transfer Panas, m <sup>2</sup>	: 16,009
NPS, in	: 1
<i>Schedule Number</i>	: 40
Panjang Total, m	: 4,55
Jumlah Lilitan, buah	: 2
Tinggi Tumpukan Koil, m	: 0,0428

### 3.3.4 Spesifikasi Reaktor 3 (R-03)

#### 1) Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan asam asetat dan hidrogen peroksida dengan bantuan katalis asam sulfat
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga, Rp	:

#### 2) Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 55 °C
Tekanan, atm	: 1 atm
Kondisi Proses	: Isotermal

#### 3) Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 type II Grade 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 1,932

Tebal <i>shell</i> , in	: 3/16
Tinggi total, m	: 3,664
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical dished Head</i>

#### 4) Spesifikasi Khusus

##### a. Pengaduk

Tipe Pengaduk	: <i>Turbine with 6 flat blade</i>
Diameter Pengaduk, m	: 0,644
Kecepatan Pengadukan, rpm	: 152,698
Tenaga Pengadukan, HP	: 40
Jumlah <i>Baffle</i> , buah	: 4
Lebar <i>Baffle</i> , m	: 0,193

##### b. Koil

Jenis <i>coolant</i>	: Air
$U_D$ , W/m <sup>2</sup> K	: 510,70
Luas Area Transfer Panas, m <sup>2</sup>	: 16,009
NPS, in	: 1
<i>Schedule Number</i>	: 40
Panjang Total, m	: 4,55
Jumlah Lilitan, buah	: 2
Tinggi Tumpukan Koil, m	: 0,0428

#### 3.3.5 Spesifikasi Menara Distilasi

Nama dan Kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan campuran asam perasetat,

asam asetat, air, hidrogen peroksida, dan  
asam sulfat

Jenis : *Vacuum Distillation*

Tipe : *Tray distillation column*

Material : *Stainless Steel 316 (UNS S31600)*

Kondisi Operasi :

a. Umpan

Suhu : 11°C

Tekanan : 0,01 atm

b. Distilat

Suhu : 9°C

Tekanan : 0,01 atm

c. *Bottom*

Suhu : 43°C

Tekanan : 0,01 atm

Spesifikasi :

*Shell*

a. Diameter : 1,229 m

b. Tinggi : 11,837 m

c. Tebal : 0,1875 in

d. Material : *Stainless Steel 316 (UNS S31600)*

*Head*

a. Jenis : *Torispherical dished head*

- b. Tebal : 0,1875 in
- c. Material : *Stainless Steel* 316 (UNS S31600)

Untuk tipe *tray*

- a. Jenis *Tray* : *Sieve Tray*
  - b. *Feed Plate* : Plate ke-6
  - c. Jumlah *Plate* Aktual : 13 buah
  - d. Diameter *hole* : 0,005 m
  - e. Jumlah *tray* : 13 buah
  - f. *Tray spacing* : 0,5 m
  - g. Jumlah lubang : 4.594 buah
- Harga : Rp1.736.760.376,53

### 3.3.6 Spesifikasi Netralizer

- Kode : M-01
- Fungsi : Untuk menetralkan asam sulfat menggunakan natrium hidroksida
- Jenis : Silinder vertikal
- Kondisi Operasi : P : 1,1 atm  
T : 50 °C
- Volume : 3,379 m<sup>3</sup>
- Material : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Dimensi
  - a. Diameter *shell* : 1,602 m

- b. Tinggi *shell* : 1,602 m
- c. Tinggi mixer : 2,247 m
- d. Tinggi *head* : 0,322 m
- e. Tebal *shell* : 0,176 m
- f. Tebal *head* : 0,250 m

#### Pengaduk

- a. Diameter : 0,534 m
  - b. Lebar : 0,107 m
  - c. Lebar *Baffle* : 0,160 m
  - d. Jarak pengaduk : 0,543 m
  - e. Kecepatan : 84 rpm
  - f. Daya motor : 1,5 HP
- Jumlah : 1 buah
- Harga : Rp2.826.105.169

### 3.3.7 Spesifikasi Akumulator

Kode : ACC-01

Fungsi : Menampung arus keluaran kondensor pada MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan keluar

Jenis : Silinder horizontal

Material : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi : P : 0,01 atm

T : 10 °C

Dimensi

a. Panjang <i>shell</i>	: 7,994 m
b. Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
c. Diameter <i>shell</i>	: 2,665 m
d. Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical dished head</i>
e. Tinggi <i>head</i>	: 0,519 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp1.845.097.015

### 3.3.8 Spesifikasi *Jet Ejector*

Kode	: JE-01
Fungsi	: Mempertahankan kondisi vakum
Panjang total	: 26,641 in
Panjang <i>diffuser body</i>	: 22,063 in
Panjang <i>booster body</i>	: 4,578 in
Lebar <i>suction chamber</i>	: 3,875 in
Diameter lubang inlet bahan masuk	: 2,5 in
Diameter lubang discharge	: 2,5 in
Diameter lubang inlet steam	: 1,5 in
Harga	: Rp43.911.598,80

### 3.3.9 Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02
<b>Fungsi</b>	Menyimpan	Menyimpan
<b>Peruntukan Alat</b>	Kebutuhan Bahan Baku Hidrogen Peroksida ( $H_2O_2$ )	Kebutuhan Bahan Baku Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ )
<b>Lama Penyimpanan</b>	14 hari	14 hari
<b>Fasa</b>	Cair	Cair
<b>Jumlah Tangki</b>	1 buah	1 buah
<b>Jenis Tangki</b>	Silinder vertikal	Silinder vertikal
<b>Kondisi Operasi</b>	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm
<b>Spesifikasi</b>	Bahan Kontruksi: Stainless Steel SS-316L Volume tangki : 1290.95 m <sup>3</sup> Diameter : 18,288 m Tebal <i>shell</i> : 0,25 in	Bahan Kontruksi: Carbon Steel SA-283 Grade C Volume tangki : 1115,53 m <sup>3</sup> Diameter : 18,288 m Tebal <i>shell</i> : 0,3125 in
<b>Head &amp; Bottom</b>	<i>Conical Roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,625 in	<i>Conical Roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,625 in
<b>Harga (Rp)</b>	20.400.578.959,55	12.781.296.705,09

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Penyimpanan (lanjutan)

Tangki	T-03	T-04
<b>Fungsi Peruntukan Alat</b>	Menyimpan Kebutuhan Bahan Baku Asam Asetat ( $CH_3COOH$ )	Menyimpan Kebutuhan Bahan Baku Natrium Hidroksida (NaOH)
<b>Lama penyimpanan</b>	7 hari	14 hari

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan (Lanjutan)

<b>Tangki</b>	<b>T-03</b>	<b>T-04</b>
<b>Fasa</b>	Cair	Cair
<b>Jumlah tangki</b>	1 buah	1 buah
<b>Jenis tangki</b>	Silinder vertikal	Silinder vertikal
<b>Kondisi operasi</b>	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm
<b>Spesifikasi</b>	Bahan Kontruksi: Stainless Steel SS- 304 Grade C Volume tangki : 892,65 m <sup>3</sup> Diameter: 15,24 m Tebal <i>shell</i> : 0,1875 in	Bahan Kontruksi: Carbon Steel SA- 283 Grade C Volume tangki : 2221.11 m <sup>3</sup> Diameter : 21,336 m Tebal <i>shell</i> : 0,5 in
<b>Head &amp; Bottom</b>	<i>Conical Roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,4375 in	<i>Conical Roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,75 in
<b>Harga (Rp)</b>	6.000.814.422,88	8.475.602.852,76

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan (lanjutan)

<b>Tangki</b>	<b>T-05</b>
<b>Fungsi</b>	Menyimpan Produk
<b>Peruntukan Alat</b>	Asam Perasetat (CH <sub>3</sub> COOOH)
<b>Lama penyimpanan</b>	7 hari
<b>Fasa</b>	Cair
<b>Jumlah tangki</b>	1 buah
<b>Jenis tangki</b>	Silinder vertikal
<b>Kondisi operasi</b>	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm Bahan Kontruksi: Carboon Steel SA-283 Grade C
<b>Spesifikasi</b>	Volume tangki : 1539 m <sup>3</sup> Diameter : 18,288 m Tebal <i>shell</i> : 0,25 in
<b>Head &amp; Bottom</b>	<i>Conical Roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,625 in
<b>Harga (Rp)</b>	20.400.578.959,55

### 3.3.10 Alat Transportasi Bahan

#### 1. Pompa

Tabel 3.5 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01	P-02	P-03
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan	Mengalirkan	Mengalirkan
<b>Peruntukan Alat</b>	umpan asam sulfat ke mixer (M-01)	umpan asam asetat ke mixer (M-01)	keluaran mixer (M-01) ke <i>heater</i> (HE-01)
<b>Viskositas</b>	20,023 cP	1,035 cP	1,045 cP
<b>Kapasitas</b>	3,320 m <sup>3</sup> /jam	5,313 m <sup>3</sup> /jam	9,275 m <sup>3</sup> /jam
<b>Pump Head</b>	10,550 m	11,246 m	5,938 m
<b>Suhu Fluida</b>	30°C	30°C	30°C
<b>Jenis Pompa</b>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>
<b>Motor Power – Daya Motor</b>	559,275 Watt	559,275 Watt	559,275 Watt
<b>Material Construction</b>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<b>Harga</b>	Rp151.115.399,70	Rp194.917.026,25	Rp223.388.052,55

Tabel 3.6 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode	P-04	P-05	P-06
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan	Mengalirkan	Mengalirkan
<b>Peruntukan Alat</b>	keluaran <i>heater</i> (HE-01) ke reaktor (R-01)	umpan hidrogen peroksida ke <i>heater</i> (HE-02)	keluaran <i>heater</i> (HE-02) ke reaktor (R-01)
<b>Viskositas</b>	0,732 cP	0,904 cP	0,588 cP
<b>Kapasitas</b>	9,484 m <sup>3</sup> /jam	3,842 m <sup>3</sup> /jam	3,900 m <sup>3</sup> /jam
<b>Pump Head</b>	6,085 m	6,469 m	5,959 m
<b>Suhu Fluida</b>	55°C	30°C	55°C
<b>Jenis Pompa</b>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>
<b>Motor Power – Daya Motor</b>	559,275 Watt	248,567 Watt	248,567 Watt
<b>Material Construction</b>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<b>Harga</b>	Rp247.478.920,96	Rp194.917.026,25	Rp216.817.115,71

Tabel 3. 7 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>P-07</b>	<b>P-08</b>
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan	Mengalirkan
<b>Peruntukan Alat</b>	keluaran reaktor (R-01) ke reaktor 2 (R-02)	keluaran reaktor (R-02) ke reaktor (R-03)
<b>Viskositas</b>	0,588 cP	0,588 cP
<b>Kapasitas</b>	3,900 m <sup>3</sup> /jam	3,900 m <sup>3</sup> /jam
<b>Pump Head</b>	5,959 m	5,959 m
<b>Suhu Fluida</b>	55°C	55°C
<b>Jenis Pompa</b>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>
<b>Motor Power – Daya Motor</b>	248,567 Watt	248,567 Watt
<b>Material Construction</b>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<b>Harga</b>	Rp216.817.115,71	Rp216.817.115,71

Tabel 3.8 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>P-09</b>	<b>P-10</b>	<b>P-11</b>
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan	Mengalirkan hasil	Mengalirkan
<b>Peruntukan Alat</b>	keluaran reaktor (R-01) ke menara distilasi (MD-01)	distilat MD-01 ke <i>heater</i> (HE-03)	keluaran <i>heater</i> (HE-03) ke tangki produk (T-05)
<b>Viskositas</b>	4,124 cP	1,375 cP	0,965 cP
<b>Kapasitas</b>	11,945 m <sup>3</sup> /jam	9,017 m <sup>3</sup> /jam	9,161 m <sup>3</sup> /jam
<b>Pump Head</b>	5,303 m	5,967 m	5,275 m
<b>Suhu Fluida</b>	55°C	10°C	30°C
<b>Jenis Pompa</b>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump - Centrifugal Pump</i>
<b>Motor Power – Daya Motor</b>	559,275 Watt	372,85 Watt	248,567 Watt
<b>Material Construction</b>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<b>Harga</b>	Rp278.061.482,45	Rp223.388.052,55	Rp247.478.920,96

Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode	P-12	P-13	P-14
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan hasil	Mengalirkan	Mengalirkan
<b>Peruntukan Alat</b>	<i>bottom MD-01</i> menuju <i>cooler</i> (CL-01)	keluaran <i>cooler</i> (CL-01) ke <i>neutralizer</i> (N-01)	umpan NaOH ke <i>heater</i> (HE-04)
<b>Viskositas</b>	10,043 cP	11,158 cP	22,410 cP
<b>Kapasitas</b>	3,463 m <sup>3</sup> /jam	3,381 m <sup>3</sup> /jam	6,610 m <sup>3</sup> /jam
<b>Pump Head</b>	1,243 m	1,095 m	12,251 m
<b>Suhu Fluida</b>	93°C	50°C	30°C
<b>Jenis Pompa</b>	<i>Dynamic Pump -</i> <i>Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump -</i> <i>Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump -</i> <i>Centrifugal Pump</i>
<b>Motor Power –</b> <b>Daya Motor</b>	62,142 Watt	62,142 Watt	1118,55 Watt
<b>Material</b> <b>Construction</b>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<b>Harga</b>	Rp216.817.115,71	Rp194.917.026,25	Rp172.967.378,84

Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode	P-15	P-16
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan	Mengalirkan
<b>Peruntukan Alat</b>	keluaran <i>heater</i> (HE-04) ke <i>neutralizer</i> (N-01)	keluaran N-01 ke unit pengolahan limbah (UPL)
<b>Viskositas</b>	6,757 cP	5,577 cP
<b>Kapasitas</b>	7,792 m <sup>3</sup> /jam	6,168 m <sup>3</sup> /jam
<b>Pump Head</b>	12,421 m	4,9145 m
<b>Suhu Fluida</b>	55°C	50 °C
<b>Jenis Pompa</b>	<i>Dynamic Pump -</i> <i>Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump -</i> <i>Centrifugal Pump</i>
<b>Motor Power –</b> <b>Daya Motor</b>	1118,55 Watt	372,85 Watt
<b>Material</b> <b>Construction</b>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
<b>Harga</b>	Rp172.967.378,84	Rp151.063.790,06

### 3.3.11 Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. Heater 1

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe*

Harga : Rp26.280.939,08

Tabel 3.11 Spesifikasi HE-01

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate,</i> kg/jam	-	172,785	9589,36	9589,36
<i>Vapor flowrate,</i> kg/jam	172,785	-	-	-
Temperatur, °C	120	120	30	55
Tekanan, atm	1,96	1,96	1	1
<b>Mechanical Design</b>				
	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	20 ft		<i>Length</i>	20 ft
<i>Hairpin</i>	1 buah		ID	1,38 in
ID	2,067 in		OD	1,66 in
OD	2,38 in			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,005 psi/10 psi	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	2,34 psi/10 psi	
Luas transfer panas, ft <sup>2</sup>	12,659 ft <sup>2</sup>			
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	0,004/0,0012			

#### b. Heater 2

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran tangki bahan baku hidrogen peroksida  
(T-03) menuju reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe*

Harga : Rp45.991.643,39

Tabel 3.12 Spesifikasi HE-02

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i> <i>Fluid type</i>	<i>Shell</i> <i>Hot</i>		<i>Tube</i> <i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate,</i> kg/jam	-	149,838	3.676,54	3.676,54
<i>Vapor flowrate,</i> kg/jam	149,838	-	-	-
<i>Temperature, °C</i>	120	120	30	55
<i>Tekanan, atm</i>	1,96	1,96	1	1
<b>Mechanical Design</b>				
	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
	<i>Length</i>	<i>Length</i>	<i>Length</i>	<i>Length</i>
<i>Hairpin</i>	20 ft	20 ft	20 ft	20 ft
ID	1	ID	1,38 in	1,38 in
OD	2,067 in	OD	1,66 in	1,66 in
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	2,38 in	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,39 psi/10 psi	0,39 psi/10 psi
<i>Luas transfer</i> <i>panas, ft<sup>2</sup></i>	0,78 psi/10 psi			
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	17,4 ft <sup>2</sup>			
	0,005/0,0006			

**c. Heater 3**

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran tangki bahan baku natrium hidroksida  
(T-04) menuju *neutralizer* (N-01)

Jenis : *Double Pipe*

Harga : Rp28.471.017,33

Tabel 3.13 Spesifikasi HE-03

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i> <i>Fluid type</i>	<i>Shell</i> <i>Hot</i>		<i>Tube</i> <i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate,</i> kg/jam	-	235	7.993,48	7.993,48
<i>Vapor flowrate,</i> kg/jam	235	-	-	-
<i>Temperature, °C</i>	120	120	30	50
<i>Tekanan, atm</i>	1,96	1,96	1,1	1,1

Tabel 3.14 Spesifikasi HE-03 (Lanjutan)

<b>Mechanical Design</b>			
	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>
<i>Length</i>	16 ft	<i>Length</i>	16 ft
<i>Hairpin</i>	2	ID	1,38 in
ID	2,067 in	OD	1,66 in
OD	2,38 in		
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,008 psi/10 psi	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,94 psi/10 psi
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	0,008/0,00011		

d. **Heater 4**

Kode : HE-04

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran distilat (MD-01) menuju tangki (T-05)

Jenis : *Double Pipe*

Harga : Rp56.942.034,67

Tabel 3.15 Spesifikasi HE-04

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
<i>Fluid type</i>	In	Out	In	Out
<i>Liquid flowrate,</i> kg/jam	5000	5000	8.207,07	8.207,07
<i>Temperature, °C</i>	50	30	10	30
Tekanan, atm	1	1	1	1

<b>Mechanical Design</b>			
	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>
<i>Length</i>	16 ft	<i>Length</i>	16 ft
<i>Hairpin</i>	2	ID	1,38 in
ID	2,067 in	OD	1,66 in
OD	2,38 in		
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,28 psi/10 psi	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,82 psi/10 psi
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	0,011/0,001		

**e. Cooler 1**

Kode : CL-01

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran *bottom* (MD-01) menuju *neutralizer*  
(N-01)

Jenis : *Double Pipe*

Harga : Rp2.805.700.215,96

Tabel 3.16 Spesifikasi CL-01

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i> <i>Fluid type</i>	<i>Shell</i> <i>Cold</i>		<i>Tube</i> <i>Hot</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate,</i> kg/jam	2500	2500	5051,83	5051,83
<i>Temperature, °C</i>	30	50	93	50
<i>Tekanan, atm</i>	1	1	1	1
<b>Mechanical Design</b>				
	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	16 ft		<i>Length</i>	16 ft
<i>Hairpin</i>	2		ID	1,38 in
ID	2,067 in		OD	1,66 in
OD	2,38 in			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	2,54 psi/10 psi		$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,15 psi/10 psi
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	0,005/0,00011			

**f. Condenser 1**

Kode : CD-01

Fungsi : Mengembunkan uap hasil menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube*

Harga : Rp3.261.027.551,48

Tabel 3.17 Spesifikasi CD-01

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	22.400	-	-	23.815,801
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	5.600	28.000	24.621,210	805,409
<i>Temperature, °C</i>	-20	-15,592	10	-0,579
<i>Tekanan, atm</i>	1,875	1,875	0,00476	0,01
<b>Mechanical Design</b>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Passes</i>	1		<i>Length</i>	20 ft
<i>ID</i>	37 in		<i>Passes</i>	2
<i>Baffle spaces</i>	18,5 in		<i>ID</i>	0,62 in
			<i>OD</i>	0,75 in
			<i>Number</i>	1200
			<i>BWG</i>	16
			<i>Pitch</i>	0,975 in
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,007 psi/10 psi		$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	4,948 psi/10 psi
<i>Luas transfer panas, ft<sup>2</sup></i>	4711,2 ft <sup>2</sup>			
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	0,001/0,0006			

**g. Reboiler 1**

Kode : RB-01

Fungsi : Menguapkan cairan hasil bawah menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube*

Harga : Rp4.469.949.721,57

Tabel 3.18 Spesifikasi RB-01

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i> <i>Fluid type</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate,</i> kg/jam	-	11450	24318,82	-
<i>Vapor flowrate,</i> kg/jam	11450	-	-	24318,82
<i>Temperature, °C</i>	120	120	47	54,5
<i>Tekanan, atm</i>	1,96	1,96	0,01	0,01
<b>Mechanical Design</b>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Passes</i>	1		<i>Length</i>	16 ft
<i>ID</i>	25 in		<i>Passes</i>	2
<i>Baffle spaces</i>	12,5 in		<i>ID</i>	0,62 in
			<i>OD</i>	0,75 in
			<i>Number</i>	452
			<i>BWG</i>	16
			<i>Pitch</i>	1 in
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,37 psi/10 psi		$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	4,6 psi/10 psi
<i>Luas transfer</i> <i>panas, ft<sup>2</sup></i>	1419,64 ft <sup>2</sup>			
$Rd_{cal}/Rd_{min}$	0,0072/0,0003			

### 3.4 Neraca Massa

Hasil perhitungan neraca massa pada perancangan pabrik asam perasetat dengan proses oksidasi asam asetat adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 65.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari/tahun

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi asam perasetat} &= \frac{\text{Kapasitas produksi}}{\text{waktu operasi}} \\
 &= \frac{65.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 8.207,07 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3.4.1 Neraca Massa *Mixer*-01 (M-01)Tabel 3.19 Neraca Massa *Mixer*-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
H <sub>2</sub> O	37,50	100	137,50
CH <sub>3</sub> COOH	3.712,93	-	3.712,93
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	4.900	4.900
Subtotal	3.750,43	5.000	8.750,43
<b>Total</b>	<b>8.750,43</b>		<b>8.750,43</b>

## 3.4.2 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

Tabel 3.20 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 4	Arus 5
H <sub>2</sub> O	1.952,90	137,50	2.228,34
CH <sub>3</sub> COOOH	-	-	582,26
CH <sub>3</sub> COOH	-	3.712,93	3.253,15
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	1.051,57	-	791,15
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	4.900	4900
Subtotal	3.004,47	8.750,43	11.754,90
<b>Total</b>	<b>11.754,90</b>		<b>11.754,90</b>

## 3.4.2 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02)

Tabel 3.21 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
H <sub>2</sub> O	2.228,34	2.370,74
CH <sub>3</sub> COOOH	582,26	1.183,41
CH <sub>3</sub> COOH	3.253,15	2.778,47
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	791,15	522,277
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4900	4900
<b>Total</b>	<b>11.754,90</b>	<b>11.754,90</b>

## 3.4.3 Neraca Massa Reaktor-03 (R-03)

Tabel 3.22 Neraca Massa Reaktor-03 (R-03)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	Arus 6	Arus 7
H <sub>2</sub> O	2.370,74	2.382,03
CH <sub>3</sub> COOOH	1.183,41	1.231,06
CH <sub>3</sub> COOH	2.778,47	2.740,85
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	522,277	500,97
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4900	4900
<b>Total</b>	<b>11.754,90</b>	<b>11.754,90</b>

## 3.4.3 Neraca Massa Menara Distilasi-01 (MD-01)

Tabel 3.23 Neraca Massa Menara Distilasi-01 (MD-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
H <sub>2</sub> O	2.382,03	2.382,03	0
CH <sub>3</sub> COOOH	1.231,06	1.231,06	0
CH <sub>3</sub> COOH	2.740,85	2.740,85	0
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	500,97	500,97	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4900	1.352,18	3.547,82
Subtotal	11.754,90	8.207,08	3.547,82
<b>Total</b>	<b>11.754,90</b>	<b>11.754,90</b>	

3.4.4 Neraca Massa *Neutralizer-01* (N-01)Tabel 3.24 Neraca Massa *Neutralizer-01* (N-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
H <sub>2</sub> O	0	2.893,82	4.197,48
CH <sub>3</sub> COOOH	0	-	0
CH <sub>3</sub> COOH	0	-	0
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	0	-	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3.547,82	-	0
NaOH	-	2.893,82	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	5.137,97
Subtotal	3.547,82	5.787,64	9.335,46
<b>Total</b>	<b>9335,46</b>		<b>9.335,46</b>

## 3.4.5 Neraca Massa Total

Tabel 3.25 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 10	Arus 8	Arus 11
H <sub>2</sub> O	1.952,90	37,50	100	2.893,82	2.382,03	4.197,48
CH <sub>3</sub> COOOH	-	-	-	-	1.231,06	0
CH <sub>3</sub> COOH	-	3.712,93	-	-	2.740,85	0
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	1.051,57	-	-	-	500,97	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	4.900	-	1.352,18	0
NaOH	-	-	-	2.893,82	-	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	5.137,97
Subtotal	3.004,47	3.750,43	5.000	5.787,64	8.207,08	9.335,46
<b>Total</b>		<b>17.542,54</b>				<b>17.542,54</b>

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Neraca Panas Komponen

Tabel 3.26 Neraca Panas di *Mixer* (M-01)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari T-02	35.124.636,29	Fluida keluaran	76.204.577,88
Fluida dari T-03	41.079.941,59	M-01	
<b>Total</b>	<b>76.204.577,88</b>	<b>Total</b>	<b>76.204.577,88</b>

Tabel 3.27 Neraca Panas di Reaktor (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari T-01	36.541.546,76	Fluida keluaran R-01	106.479.422,80
Fluida dari M-01	69.783.841,82		
Fluida Pendingin	154.034,20		
<b>Total</b>	<b>106.479.422,80</b>	<b>Total</b>	<b>106.479.422,80</b>

Tabel 3.28 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari R-01	106.479.422,78	Fluida keluaran	106.665.600,83
Fluida Pendingin	186.178,05	R-02	
<b>Total</b>	<b>106.665.600,83</b>	<b>Total</b>	<b>106.665.600,83</b>

Tabel 3.29 Neraca Panas di Reaktor 3 (R-03)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari R-02	106.665.600,83	Fluida keluaran	106.680.298,12
Fluida Pendingin	14.697,29	R-03	
<b>Total</b>	<b>106.680.298,12</b>	<b>Total</b>	<b>106.680.298,12</b>

Tabel 3.30 Neraca Panas di *Neutralizer* (N-01)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari CL-01	40.358.520,96	Fluida keluaran	127.856.026,95
Fluida dari HE-03	87.497.505,99	M-01	
<b>Total</b>	<b>127.856.026,95</b>	<b>Total</b>	<b>127.856.026,95</b>

Tabel 3.31 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari R-03	106.680.298,12	Fluida keluaran distilat MD-01	78.870.020,45
<i>Steam</i>	388.692,90	Fluida keluaran bottom MD-01	28.198.970,57
<b>Total</b>	<b>107.068.991,02</b>	<b>Total</b>	<b>107.068.991,02</b>

Tabel 3.32 Neraca Panas di *Heater* 1 (HE-01)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari M-01	77.266.595,51	Fluida keluaran HE-01	76.886.041,01
<i>Steam</i>	380.554,50		
<b>Total</b>	<b>76.886.041,01</b>	<b>Total</b>	<b>76.886.041,01</b>

Tabel 3.33 Neraca Panas di *Heater* 2 (HE-02)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari T-01	44.362.905,31	Fluida keluaran HE-02	44.692.871,56
<i>Steam</i>	329.966,25		
<b>Total</b>	<b>44.692.871,56</b>	<b>Total</b>	<b>44.692.871,56</b>

Tabel 3.34 Neraca Panas di *Heater* 3 (HE-03)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari T-04	86.981.778,16	Fluida keluaran HE-03	87.497.505,99
<i>Steam</i>	515.727,83		
<b>Total</b>	<b>87.497.505,99</b>	<b>Total</b>	<b>87.497.505,99</b>

Tabel 3.35 Neraca Panas di *Heater* 4 (HE-04)

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari distilat MD-01	82.406.399,69	Fluida keluaran HE-01	82.833.162,47
<i>Steam</i>	426.762,78		
<b>Total</b>	<b>82.833.162,47</b>	<b>Total</b>	<b>82.833.162,47</b>

Tabel 3.36 Neraca Panas di *Cooler 1 (CL-01)*

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida dari <i>bottom MD-01</i>	40.358.520,96	Fluida keluaran HE-01	40.147.027,48
		<i>Cooling Water</i>	211.493,48
<b>Total</b>	<b>40.358.520,96</b>	<b>Total</b>	<b>40.358.520,96</b>

Tabel 3.37 Neraca Panas di *Condenser (CD-01)*

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida distilat MD-01	245.012.586,20	Fluida keluaran CD-01	214.949.766,0,9
		<i>Refrigerant</i>	30.062.820,11
<b>Total</b>	<b>245.012.586,20</b>	<b>Total</b>	<b>245.012.586,20</b>

Tabel 3.38 Neraca Panas di *Reboiler (RB-01)*

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Fluida <i>bottom</i> MD-01	121.425.400,70	Fluida keluaran RB-01	146.595.913,90
<i>Steam</i>	25.170.513,20		
<b>Total</b>	<b>146.595.913,90</b>	<b>Total</b>	<b>146.595.913,90</b>

## 3.5.2 Neraca Panas Total

Tabel 3.39 Neraca Panas Total

<b>Alat</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
<i>Mixer (M-01)</i>	76.204.577,88	76.204.577,88
Reaktor 1 (R-01)	106.479.422,80	106.479.422,80
Reaktor 2 (R-02)	106.665.600,83	106.665.600,83
Reaktor 3 (R-03)	106.680.298,12	106.680.298,12
<i>Neutralizer (N-01)</i>	127.856.026,95	127.856.026,95
Menara Distilasi (MD-01)	107.068.991,02	107.068.991,02
<i>Heater 1 (HE-01)</i>	76.886.041,01	76.886.041,01
<i>Heater 2 (HE-02)</i>	44.692.871,56	44.692.871,56
<i>Heater 3 (HE-03)</i>	87.497.505,99	87.497.505,99
<i>Heater 4 (HE-04)</i>	82.833.162,47	82.833.162,47
<i>Cooler 1 (CL-01)</i>	40.358.520,96	40.358.520,96
<i>Condenser (CD-01)</i>	245.012.586,20	245.012.586,20
<i>Reboiler (RB-01)</i>	146.595.913,90	146.595.913,90
<b>Total</b>	<b>1.354.831.519,69</b>	<b>1.354.831.519,69</b>

## **BAB IV PERANCANGAN PABRIK**

### **4.1 Penentuan Lokasi Pabrik**

Lokasi suatu pabrik sangat berpengaruh pada keberadaan suatu industri, baik dari segi komersil maupun kemungkinan pengembangan di masa yang akan datang. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik. Hal tersebut menyangkut dengan faktor produksi dan distribusi dari produk yang akan dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Pabrik asam perasetat ini dalam proses perencanaannya didirikan di kawasan industri Karanganyar, Jawa Tengah. Dimana pertimbangan-pertimbangan yang diambil untuk lokasi ini adalah sebagai berikut:

#### **4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi suatu pabrik. Pabrik asam perasetat akan didirikan di Karanganyar, Jawa Tengah. Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan operasi pabrik sehingga keberadaannya harus benar-benar diperhatikan, dimana bahan baku utama yang digunakan untuk produksi asam perasetat yaitu diantaranya asam asetat dan hidrogen peroksida, sedangkan untuk bahan pengunjang berupa katalis asam sulfat. Adapun sumber bahan baku pada pembuatan asam perasetat diperoleh dari beberapa tempat diantaranya:

- a. Asam asetat yang diperoleh dari PT Indo Acidatama yang berlokasi di Sragen, Jawa Tengah.

- b. Hidrogen peroksida diperoleh di PT Sindopex Perotama yang berlokasi di Mojokerto, Jawa Timur.
- c. Bahan pembantu katalis asam sulfat yang diperoleh dari PT Petrokimia Gresik yang terletak di Gresik, Jawa Timur.
- d. Bahan pembantu lainnya yaitu natrium hidroksida diperoleh dari PT Asahimas Chemical, Cilegon, Banten.

Adapun besar kecilnya pangsa pasar yang dikuasai oleh suatu pabrik akan sangat mempengaruhi perkembangan dari pabrik tersebut dimasa yang akan datang. Pabrik asam perasetat yang akan didirikan ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan diharapkan dapat bersaing global nantinya. Dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat memacu berdirinya pabrik-pabrik baru yang akan menggunakan bahan baku dari asam perasetat dalam produksinya, sehingga dengan berdirinya pabrik-pabrik baru tersebut diharapkan nantinya juga dapat menambah devisa negara.

#### **4.1.2 Keterjangkauan Pemasaran Produk**

Semarang merupakan daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Target utama dari produksi asam perasetat ini adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang cukup besar. Pemilihan lokasi pabrik yang strategis dengan sarana transportasi darat maupun laut menjadi pilihan yang tepat untuk dapat mempermudah proses distribusi di dalam negeri.

#### **4.1.3 Ketersediaan Tenaga Kerja**

Tenaga kerja mencakup seluruh sumber daya manusia yang tersedia untuk bekerja dan merupakan aspek penting dalam proses produksi untuk mencapai

keberhasilan perusahaan. Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak dan bervariasi, sehingga penyediaan tenaga kerja tidak begitu sulit untuk diperoleh. Provinsi Jawa Tengah sendiri merupakan provinsi yang cukup padat penduduknya, sehingga kebutuhan tenaga kerja dapat dengan mudah terpenuhi mengingat lokasi pabrik berada di kawasan industri. Tenaga kerja dapat dipenuhi dari daerah sekitar lokasi pabrik maupun luar lokasi pabrik sesuai dengan kebutuhan dan kriteria perusahaan.

#### **4.1.4 Kondisi Geografis dan Sosial**

Keadaan geografis dan sosial dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor berikut, diantaranya:

##### **a. Bencana Alam**

Penentuan dalam memilih lokasi pabrik tentunya sudah dipertimbangkan berdasarkan kondisi geografis, salah satunya bencana alam. Memilih lokasi dengan faktor geografis yang aman dari bencana alam merupakan Langkah penting untuk mengurangi dampak terjadinya bencana alam seperti gunung meletus, banjir, tanah longsor, angin tornadi, dan sambaran petir.

##### **b. Peraturan Pemerintah**

Pemerintah mewajibkan setiap kegiatan industri memiliki izin usaha yang sah serta memenuhi persyaratan administratif dan teknis sebelum pabrik didirikan dan dioperasikan. Pendirian pabrik harus memenuhi ketentuan peraturan pemerintah yang berlaku, terutama yang berkaitan dengan perizinan, tata ruang, lingkungan hidup, dan keselamatan kerja. Selain itu, pendirian juga harus mematuhi peraturan

mengenai analisis dampak lingkungan, pengelolaan limbah, serta penerapan standar keselamatan dan kesehatan kerja.

**c. Karakteristik Daerah dan Masyarakat**

Masyarakat di sekitar kawasan pabrik memiliki karakteristik sosial yang beragam dan umumnya telah terbiasa dengan keberadaan kegiatan industri. Keberadaan pabrik diharapkan dapat memberikan kontribusi positif berupa peningkatan kesempatan kerja dan pengembangan ekonomi daerah, sehingga tercipta hubungan yang saling mendukung antara industri dan masyarakat sekitar.

**d. Tersedia Peluang Perluasan Pabrik**

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

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, maka penentuan lokasi pabrik asam perasetat dalam perencanaannya akan didirikan di daerah Semarang, Jawa Tengah. Lokasi dijelaskan pada Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Asam Perasetat akan Didirikan

#### 4.2 Tata Letak Pabrik (*Layout Pabrik*)

Tata letak pabrik atau *layout plant* merupakan pengaturan seluruh kedudukan fasilitas yang terdapat di dalam area pabrik, yang mencakup fasilitas perkantoran atau administrasi, peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, unit pendukung proses, fasilitas karyawan, serta area lain yang menunjang kegiatan produksi pabrik. Perancangan tata letak pabrik harus dilakukan dengan sebaik mungkin agar kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efektif dan optimal dari segi ekonomi. Selain itu, faktor keamanan, keselamatan, dan kenyamanan kerja harus diperhatikan guna melindungi seluruh aset yang dimiliki pabrik. Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, di antaranya sebagai berikut:

#### **4.2.1 Daerah Administrasi dan Perkantoran**

Daerah administrasi atau perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik. Area ini digunakan untuk mengelola perencanaan, pengendalian, serta pengurusan dokumen yang berkaitan dengan operasional pabrik. Penempatan daerah administrasi dirancang terpisah dari area proses untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman.

#### **4.2.2 Daerah Proses**

Daerah proses merupakan area utama tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Area ini meliputi penempatan peralatan proses, area penyimpanan bahan baku dan produk, serta ruang pengendalian (*control room*) untuk memantau jalannya proses.

#### **4.2.3 Daerah Instalasi dan Utilitas**

Daerah instalasi dan utilitas berfungsi sebagai penyedia kebutuhan penunjang proses produksi. Fasilitas pada area ini meliputi sistem penyediaan air, *steam* pemanas, air pendingin, listrik, dan bahan bakar.

#### **4.2.4 Daerah Keamanan**

Daerah keamanan merupakan area yang disiapkan untuk mendukung sistem keselamatan pabrik. Area ini digunakan untuk penyimpanan peralatan keselamatan dan penanggulangan keadaan darurat. Peralatan yang tersedia antara lain alat pemadam kebakaran dan perlengkapan keselamatan lainnya. Penempatan daerah keamanan dirancang agar mudah diakses pada saat terjadi kondisi darurat.

#### 4.2.5 Daerah Fasilitas Umum

Daerah fasilitas umum disediakan untuk memenuhi kebutuhan dan menunjang kenyamanan karyawan. Fasilitas yang terdapat pada area ini meliputi pusat kesehatan, tempat ibadah, kantin, dan area parkir. Keberadaan fasilitas umum bertujuan untuk meningkatkan kesejahteraan tenaga kerja. Dengan demikian, produktivitas dan kenyamanan kerja karyawan dapat terjaga.

#### 4.2.6 Daerah Pengolahan Limbah

Daerah pengolahan limbah berfungsi untuk menangani limbah yang dihasilkan dari kegiatan produksi pabrik. Pengolahan limbah dilakukan sesuai dengan ketentuan dan standar lingkungan yang berlaku. Area ini dirancang untuk meminimalkan dampak negatif limbah terhadap lingkungan sekitar. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik, dijelaskan pada Tabel 4.1

Tabel 4.1 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Kode	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Kantor Utama	30	20	600
2	Pos Keamanan	18	18	324
3	Mess	77	57	4389
4	Parkir Kendaraan	52	18	936
5	Parkir Truk	52	18	936
6	Kantor Teknik dan Produksi	25	15	375
7	Klinik	25	30	750
8	Masjid	20	20	400
9	Kantin	25	30	750
10	Bengkel dan <i>Workshop</i>	40	30	1200
11	Unit Pemadam Kebakaran	30	20	600
12	Gudang Alat	50	25	1250

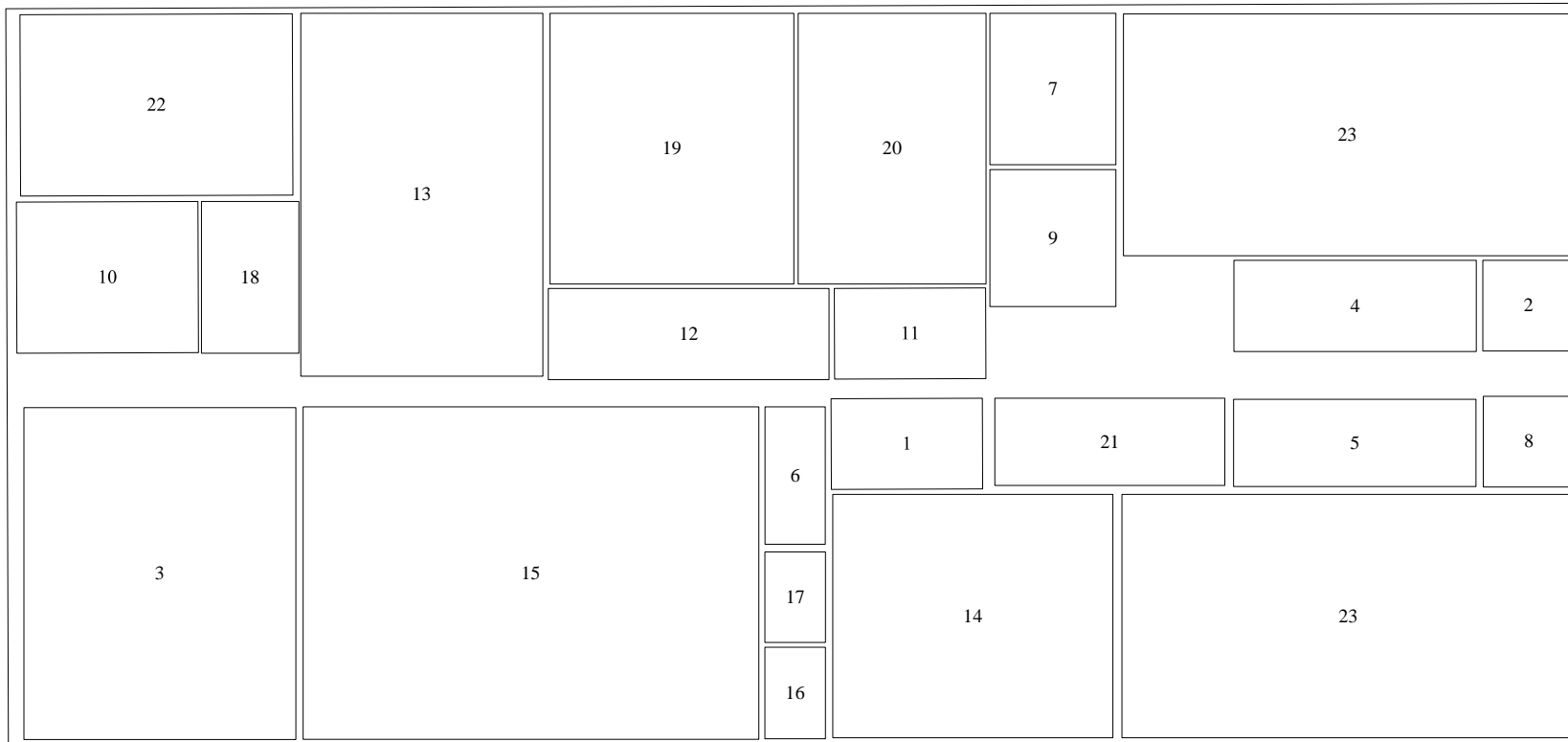
Tabel 4.2 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Panjang (m)</b>	<b>Lebar (m)</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>
13	Laboratorium	50	75	3750
14	Utilitas	50	70	3500
15	Area Proses	120	70	8400
16	<i>Control Room</i>	20	15	300
17	<i>Control Utilitas</i>	20	15	300
18	Taman	30	20	600
19	Gudang Bahan Baku	50	60	3000
20	Gudang Produk	50	40	2000
21	Gedung Serbaguna	50	20	1000
22	Pengolahan Limbah	60	40	2400
23	Perluasan Pabrik	100	100	10000
24	Jalan	260	5	1300
<b>Total Luas Bangunan</b>				<b>49060</b>
<b>Total Luas Tanah</b>				<b>50344.4</b>

Pengaturan tata letak pabrik bertujuan untuk mengatur dan memaksimalkan area kerja serta segala fasilitas yang dimiliki oleh pabrik, untuk dapat mencapai nilai produksi yang ekonomis dan aman dalam proses produksi. Berikut tata letak pabrik asam perasetat tertera pada Gambar 4.2 disertai dengan keterangan sesuai urutan Tabel 4.1



1 : 6.350



Gambar 4.2 *Layout* Pabrik

### **4.3 Tata Letak Peralatan Proses**

Perancangan tata letak peralatan proses di dalam pabrik dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai aspek teknis dan keselamatan guna mencapai efisiensi proses yang optimal. Tata letak peralatan yang dirancang dengan baik dapat meningkatkan kelancaran aliran proses serta menghasilkan produk sesuai spesifikasi yang diharapkan. Selain itu, perancangan yang optimal juga memberikan keuntungan ekonomi, seperti pengurangan biaya konstruksi dan peningkatan efisiensi operasional. Oleh karena itu, penyusunan tata letak peralatan proses harus dilakukan secara cermat dan sistematis.

Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam penyusunan tata letak peralatan proses antara lain sebagai berikut:

#### **4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk**

Pengaturan aliran bahan baku dan produk harus dirancang secara jelas dan terarah agar proses produksi dapat berlangsung dengan lancar. Aliran yang tertata dengan baik dapat mengurangi waktu pemindahan bahan serta meningkatkan efisiensi kerja. Selain itu, pengaturan aliran yang tepat juga dapat meminimalkan kemungkinan terjadinya kesalahan operasional.

#### **4.3.2 Sirkulasi Aliran Udara**

Sirkulasi udara di sekitar area proses produksi harus diperhatikan untuk menjamin keselamatan dan kenyamanan kerja. Aliran udara yang baik bertujuan untuk mencegah terjadinya stagnansi udara pada area tertentu. Stagnansi udara dapat menyebabkan penumpukan zat kimia berbahaya yang berpotensi

membahayakan keselamatan pekerja. Oleh karena itu, sistem ventilasi dan sirkulasi udara harus dirancang secara efisien.

#### **4.3.3 Sumber Pencahayaan**

Pencahayaan yang memadai dan merata di seluruh area pabrik sangat diperlukan, terutama karena pabrik beroperasi selama 24 jam. Pencahayaan yang baik dapat meningkatkan visibilitas dan ketelitian dalam pengoperasian peralatan proses. Selain itu, area dengan tingkat risiko kecelakaan yang tinggi memerlukan pencahayaan tambahan.

#### **4.3.4 Mobilitas Manusia dan Kendaraan**

Mobilitas manusia dan kendaraan di area pabrik harus direncanakan dengan baik untuk menjamin keselamatan kerja. Pengaturan lalu lintas internal meliputi jarak antar peralatan, lebar jalan, serta kemudahan akses bagi karyawan. Tata letak yang baik akan mempermudah kegiatan operasional dan perawatan peralatan. Selain itu, pengaturan ini juga mendukung proses evakuasi apabila terjadi keadaan darurat.

#### **4.3.5 Maintenance**

*Maintenance* berperan penting dalam menjaga kondisi fasilitas dan peralatan pabrik melalui kegiatan pemeliharaan dan perbaikan, sehingga proses produksi dapat berlangsung secara optimal, serta target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diinginkan dapat tercapai. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk mencegah kerusakan dan menjaga kebersihan area sekitar peralatan, sementara perawatan berkala dilakukan secara terjadwal sesuai panduan yang tercantum dalam buku manual.

#### **4.3.6 Jarak Antar Alat Proses**

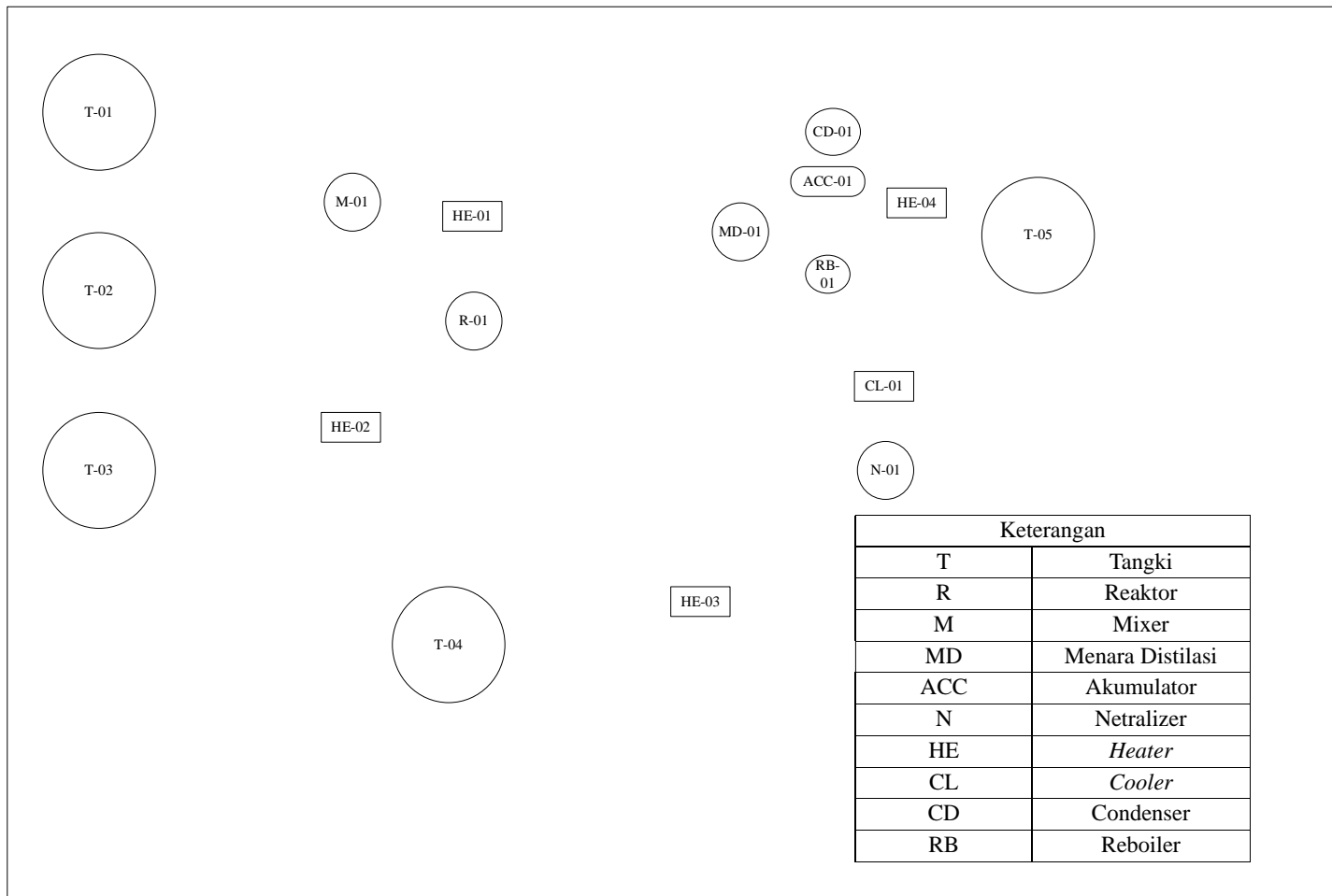
Penentuan jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara matang, terutama untuk peralatan yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi. Jarak yang memadai diperlukan untuk mencegah terjadinya bahaya akibat panas, tekanan, atau kebocoran. Peralatan dengan risiko tinggi sebaiknya ditempatkan pada area khusus dan terpisah dari peralatan lain.

#### **4.3.7 Pertimbangan Ekonomi**

Tata letak peralatan proses yang optimal dapat menekan biaya investasi dan biaya operasional pabrik. Pengaturan yang efisien dapat mengurangi kebutuhan perpipaan, pemindahan bahan, serta konsumsi energi. Meskipun demikian, aspek keselamatan dan kesehatan kerja tetap harus menjadi prioritas utama.

#### **4.3.8 Perluasan Area**

Perencanaan tata letak peralatan proses perlu mempertimbangkan kemungkinan perluasan pabrik di masa mendatang. Area pabrik dirancang agar memungkinkan penambahan unit peralatan tanpa mengganggu operasi yang sedang berjalan. Fleksibilitas tata letak sangat penting untuk mengakomodasi peningkatan kapasitas atau pengembangan proses.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

## **4.4 Organisasi Perusahaan**

### **4.4.1 Bentuk Organisasi Perusahaan**

Pabrik asam perasetat yang akan didirikan direncanakan berbentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan hukum yang pendiriannya diatur dalam peraturan perundang-undangan dan kepemilikannya terdiri atas para pemegang saham. Pemilihan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas didasarkan pada beberapa pertimbangan yang mendukung kelangsungan dan pengembangan perusahaan, antara lain sebagai berikut:

#### **a. Kemudahan Penghimpunan Modal**

Bentuk Perseroan Terbatas memudahkan perusahaan dalam menghimpun modal usaha yang dibutuhkan untuk pendirian dan pengoperasian pabrik asam perasetat. Modal dapat diperoleh melalui penjualan saham kepada investor maupun melalui pendanaan dari lembaga perbankan.

#### **b. Kelancaran Proses Produksi**

Kegiatan produksi pabrik asam perasetat dapat berjalan dengan lancar karena operasional perusahaan sepenuhnya berada di bawah pengelolaan manajemen. Tanggung jawab pemegang saham bersifat terbatas pada modal yang ditanamkan.

#### **c. Pemisahan Kepemilikan dan Pengelolaan**

Struktur Perseroan Terbatas memiliki pemisahan yang jelas antara pemilik dan pengelola perusahaan. Pemegang saham berperan sebagai pemilik, sedangkan kegiatan operasional dijalankan oleh direksi dan staf

dengan pengawasan dari dewan komisaris. Struktur ini menjamin keberlangsungan pabrik asam perasetat meskipun terjadi pergantian pemegang saham, direksi, atau karyawan.

**d. Efisiensi Manajemen Perusahaan**

Manajemen perusahaan dapat berjalan lebih efisien karena pemegang saham memiliki kewenangan untuk menunjuk dewan komisaris dan direktur utama yang kompeten dan berpengalaman. Penunjukan manajemen profesional diharapkan mampu meningkatkan kinerja perusahaan.

**e. Kemudahan Pengembangan Skala Usaha**

Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas memiliki peluang yang lebih besar untuk memperluas skala usaha pabrik asam perasetat. Kemampuan perusahaan dalam menarik investasi dari masyarakat memungkinkan peningkatan modal untuk pengembangan bisnis.

**f. Keberlangsungan Perusahaan**

Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin karena kepemilikan tidak bergantung pada individu tertentu. Pabrik asam perasetat tetap dapat beroperasi meskipun terjadi pergantian pemilik saham.

**4.4.2 Struktur Organisasi**

Dalam menjalankan sebuah perusahaan, dibutuhkan sumber daya manusia yang kompeten serta sistem manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang terstruktur dengan baik. Struktur organisasi dapat disesuaikan dengan bentuk serta kebutuhan masing-masing perusahaan. Struktur

organisasi dapat disesuaikan dengan bentuk serta kebutuhan masing-masing perusahaan. organisasi yang tertata dengan baik merupakan hasil dari manajemen yang efektif. Struktur organisasi berfungsi untuk mengatur dan membagi bagian-bagian, posisi tugas, kedudukan, wewenang, serta tanggung jawab dari setiap divisi yang ada dalam perusahaan. Jabatan-jabatan dalam perusahaan akan disusun mulai dari tingkat tertinggi, dengan mengacu pada dua model struktur organisasi yang dianggap efektif, yaitu sistem garis (*line*) dan sistem staf (*staff*). Dalam sistem garis dan staf ini, terdapat dua kelompok utama yang berperan penting dalam menjalankan fungsi organisasi.

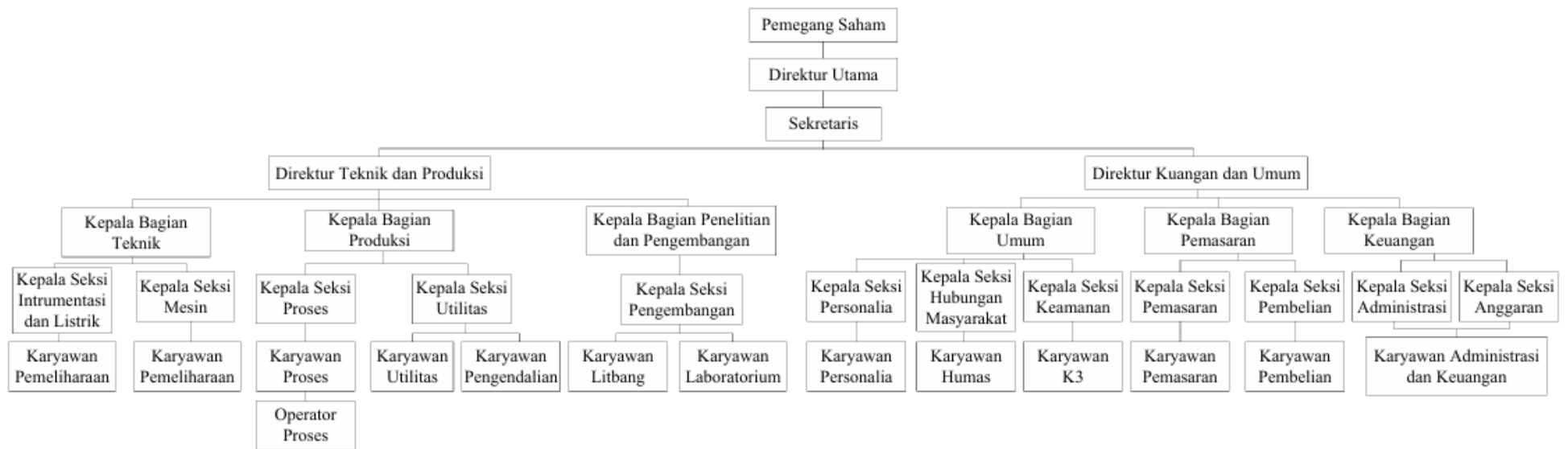
- a. Kelompok garis (*line*) merupakan kumpulan individu yang menjalankan fungsi utama organisasi secara langsung dalam upaya mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- b. Kelompok staf (*staff*) adalah individu yang melaksanakan tugas berdasarkan keahlian khusus yang dimiliki serta berperan dalam memberikan saran, pendampingan, dan dukungan kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik Perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris dalam pelaksanaan tugas sehari-hari. Sementara itu, operasional Perusahaan dijalankan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum. Direktur Produksi bertanggung jawab atas divisi produksi, proses, pengendalian, utilitas, dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum memimpin divisi pembelian, pemasaran, administrasi dan keuangan, personalia, hubungan

Masyarakat, kemandirian, serta penelitian dan pengembangan. Setiap direktur membawahi sejumlah kepala bagian yang bertanggung jawab atas pelaksanaan tugas bawahan mereka, sebagai bentuk pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Selanjutnya, setiap kepala bagian memimpin beberapa seksi, dan masing-masing seksi mengawasi sejumlah karyawan sesuai bidang kerjanya. Karyawan akan dikelompokkan ke dalam regu-regu kerja yang dipimpin oleh kepala regu, yang bertanggung jawab langsung kepada pengawas seksi masing-masing.

Untuk mendukung kelancaran proses produksi, diperlukan pembentukan tim staf ahli yang terdiri dari individu-individu dengan keahlian khusus di bidangnya masing-masing. Staf ahli ini akan memberikan masukan dan saran kepada para pengawas guna membantu pencapaian tujuan perusahaan. Struktur organisasi tersebut memberikan berbagai manfaat, antara lain:

- a. Menjelaskan Batasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang secara jelas.
- b. Menjadi bahan orientasi bagi pejabat atau karyawan baru.
- c. Memungkinkan penempatan pegawai secara lebih tepat sesuai kompetensinya.
- d. Membantu dalam perencanaan pengembangan manajemen.
- e. Memberikan dasar untuk Evaluasi dan penyesuaian ulang Terhadap Langkah kerja dan prosedur apabila dinilai tidak berjalan optimal atau tidak sesuai ketentuan.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

### 4.4.3 Tugas dan Wewenang

#### a. Pemegang Saham

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

1. Meminta laporan pertanggungjawaban dari Dewan Komisaris;
2. Mengangkat maupun memberhentikan anggota Dewan Komisaris dan Direktur, serta menyetujui pengunduran diri pemegang saham berdasarkan musyawarah;
3. Mengesahkan laporan kerja perusahaan dan neraca laba rugi tahunan; dan
4. Menentukan pembagian keuntungan tahunan. Apakah akan dibagikan, disimpan, atau diinvestasikan kembali.

#### b. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh atas keberhasilan perusahaan sesuai dengan target yang ditetapkan dalam RUPS. Direktur Utama memimpin dan mengoordinasikan seluruh kegiatan perusahaan serta bertanggung jawab atas kebijakan dan pengambilan keputusan strategis. Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

1. Mengembangkan dan memimpin perusahaan secara efisien.
2. Merumuskan dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
3. Mengusulkan kerja sama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
4. Mewakili perusahaan untuk menjalin hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
5. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap orang yang bekerja dalam perusahaannya.

Dalam melaksanakan tugas dan tanggung jawabnya, Direktur Utama dibantu oleh Sekretaris, Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Adapun uraian tugas masing-masing jabatan adalah sebagai berikut.

1. Sekretaris

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

2. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab atas perencanaan, pelaksanaan, serta pengendalian seluruh kegiatan teknis dan operasional produksi perusahaan. Jabatan ini memastikan bahwa proses produksi berjalan sesuai dengan standar operasional, spesifikasi teknis, serta target kapasitas yang telah ditetapkan. Selain itu, Direktur Produksi dan Teknik juga bertanggung jawab terhadap keandalan peralatan, efisiensi proses, serta pengendalian mutu produk. Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Produksi dan Teknik dibantu oleh Kepala Bagian Teknik, Kepala Bagian Produksi, serta Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan.

a) Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertugas mengoordinasikan kegiatan teknis yang berkaitan dengan pemeliharaan peralatan dan fasilitas pabrik. Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab dalam menjamin keandalan mesin, sistem instrumentasi, serta instalasi kelistrikan guna mendukung kelancaran proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, Kepala Bagian Teknik dibantu oleh Kepala Seksi Instrumentasi dan Listrik yang bertanggung jawab atas pengelolaan sistem pengukuran dan kelistrikan, serta Kepala Seksi Mesin yang bertanggung jawab terhadap pemeliharaan dan perbaikan peralatan mekanik pabrik.

b) Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab dalam pengaturan dan pengawasan kegiatan produksi harian agar berjalan sesuai dengan rencana dan target yang telah ditetapkan. Kepala Bagian Produksi memastikan pelaksanaan proses produksi sesuai dengan prosedur operasional serta standar keselamatan kerja. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian Produksi dibantu oleh Kepala Seksi Proses yang bertanggung jawab terhadap kestabilan dan pengendalian proses produksi, serta Kepala Seksi Utilitas yang memastikan ketersediaan utilitas seperti air, uap, dan energi lainnya untuk mendukung operasi pabrik.

c) Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan bertugas mengelola kegiatan penelitian dan pengembangan yang berkaitan dengan peningkatan kualitas produk dan efisiensi proses. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan berperan dalam melakukan evaluasi serta pengembangan teknologi baru yang dapat diterapkan di perusahaan. Dalam pelaksanaan tugasnya, Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan dibantu oleh Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan yang berfokus pada pelaksanaan kegiatan litbang secara teknis dan operasional.

### 3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab atas pengelolaan keuangan, administrasi, serta fungsi pendukung perusahaan. Direktur Keuangan dan Umum berperan dalam perencanaan dan pengendalian anggaran, pengelolaan keuangan perusahaan, serta pengawasan kegiatan administrasi umum. Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh Kepala Bagian Umum, Kepala Bagian Pemasaran, serta Kepala Bagian Keuangan.

#### a) Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertugas mengelola kegiatan administrasi umum, personalia, serta keamanan perusahaan. Kepala Bagian Umum memastikan terselenggaranya layanan pendukung yang menunjang kelancaran operasional perusahaan. Dalam pelaksanaan tugasnya, Kepala Bagian Umum dibantu oleh Kepala Seksi Hubungan Masyarakat, Kepala Seksi Personalia, dan Kepala Seksi Keamanan yang masing-masing bertanggung jawab dalam bidang komunikasi, pengelolaan sumber daya manusia, dan pengamanan lingkungan kerja.

#### b) Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab dalam perencanaan dan pelaksanaan strategi pemasaran produk perusahaan. Kepala Bagian Pemasaran mengoordinasikan kegiatan distribusi, promosi, serta hubungan dengan pelanggan. Dalam menjalankan tugasnya,

Kepala Bagian Pemasaran dibantu oleh Kepala Seksi Pemasaran yang melaksanakan kegiatan pemasaran operasional, serta Kepala Seksi Pembelian yang bertanggung jawab terhadap pengadaan bahan baku dan kebutuhan operasional perusahaan.

c) Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertugas mengelola administrasi dan pelaporan keuangan perusahaan. Kepala Bagian Keuangan memastikan pengelolaan keuangan dilakukan secara tertib, akurat, dan sesuai dengan peraturan yang berlaku. Dalam pelaksanaan tugasnya, Kepala Bagian Keuangan dibantu oleh Kepala Seksi Administrasi yang mengelola pencatatan dan arsip keuangan, serta Kepala Seksi Anggaran yang bertanggung jawab terhadap penyusunan dan pengendalian anggaran perusahaan.

#### **4.4.4 Status Karyawan**

Status karyawan dalam perusahaan dikelompokkan berdasarkan hubungan kerja, kedudukan karyawan, pembagian jam kerja, serta keahlian. Pengelompokan ini digunakan sebagai dasar dalam pengaturan hak dan kewajiban karyawan, termasuk sistem pengupahan dan ketenagakerjaan lainnya. Adapun status karyawan dalam perusahaan meliputi:

a. Karyawan Tetap

Karyawan Tetap adalah karyawan yang memiliki hubungan kerja langsung dengan perusahaan berdasarkan perjanjian kerja waktu tidak tertentu (PKWTT). Karyawan tetap telah memenuhi seluruh persyaratan dan standar

yang ditetapkan oleh perusahaan serta memiliki masa kerja yang tidak dibatasi oleh jangka waktu tertentu sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan Tidak Tetap adalah karyawan yang memiliki hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu tertentu atau untuk pekerjaan tertentu sesuai dengan perjanjian kerja yang disepakati. Hubungan kerja dan masa bakti karyawan tidak tetap dibatasi oleh waktu dan/atau penyelesaian pekerjaan tertentu, sebagaimana diatur dalam peraturan perundang-undangan ketenagakerjaan yang berlaku, termasuk Peraturan Menteri Tenaga Kerja Nomor PER-02/MEN/1993.

#### **4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan**

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

a. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak terlibat secara langsung dengan proses produksi. Karyawan *non-shift* bekerja selama lima hari dalam seminggu dengan total waktu kerja 40 jam per minggu. Hari Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional ditetapkan sebagai hari libur bagi mereka. Yang termasuk dalam karyawan *non-shift* antara lain Direktur Utama, Sekretaris,

Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Direktur Keuangan dan Umum, para Kepala Bagian, serta staf administrasi yang bekerja di kantor. Rincian jam kerja bagi karyawan *non-shift* diatur sebagai berikut:

Tabel 4.3 Jam Kerja Karyawan *Non-shift*

<b>Hari</b>	<b>Jam Kerja (WIB)</b>	<b>Jam Istirahat (WIB)</b>
Senin - Kamis	08.00 - 17.00	12.00 - 13.00
Jumat	08.00 - 17.00	11.30 - 13.00

b. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang terlibat langsung dalam proses produksi atau bertanggung jawab pada bagian-bagian tertentu yang berkaitan dengan keamanan serta kelancaran operasional produksi selama 24 jam penuh. Kelompok karyawan ini mencakup operator produksi, staf teknik, petugas gudang, dan personel lainnya yang harus selalu siaga demi menjamin keselamatan dan keamanan pabrik. Sistem kerja mereka dibagi ke dalam tiga *shift* dalam sehari, dengan pengaturan sebagai berikut:

Tabel 4.4 Jam Kerja Karyawan *Shift*

<b>Kelompok Kerja</b>	<b>Jam Kerja (WIB)</b>	<b>Jam Istirahat (WIB)</b>
<i>Shift 1</i>	08.00 - 16.00	12.00 - 13.00
<i>Shift 2</i>	16.00 - 00.00	18.30 - 19.30
<i>Shift 3</i>	00.00 - 08.00	04.00 - 05.00

Sistem kerja karyawan *shift* dibagi ke dalam empat kelompok (A, B, C, dan D), dimana setiap harinya hanya tiga kelompok yang bekerja sementara satu kelompok lainnya mendapat giliran libur. Setiap kelompok menjalani siklus kerja selama delapan hari, yang mencakup enam hari kerja dan dua hari libur dalam setiap siklusnya. Pada hari libur nasional atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, kelompok yang dijadwalkan bekerja tetap masuk dan akan mendapatkan kompensasi lembur serta tambahan insentif. Setiap *shift* dipimpin oleh seorang kepala *shift*. Jadwal kerja masing-masing kelompok diatur dalam tabel berikut:

Tabel 4.5 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Regu																
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
B			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II
D	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I

#### 4.4.6 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan

Tabel 4.6 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah Karyawan	Gaji/bulan /orang	Gaji/bulan	Gaji/tahun
Direktur Utama	1	Rp25,000,000	Rp25,000,000	Rp300,000,000
Sekretaris	1	Rp18,000,000	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp18,000,000	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp18,000,000	Rp18,000,000	Rp216,000,000
Kepala Bagian Umum	1	Rp14,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000

Tabel 4.7 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan (Lanjutan)

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah Karyawan</b>	<b>Gaji/bulan /orang</b>	<b>Gaji/bulan</b>	<b>Gaji/tahun</b>
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp14,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Keuangan	1	Rp14,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp14,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Produksi	1	Rp14,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	Rp14,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Kepala Seksi Personalia	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Keamanan	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Administrasi	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Anggaran	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Proses	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Kepala Seksi Instrumentasi dan Listrik	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000

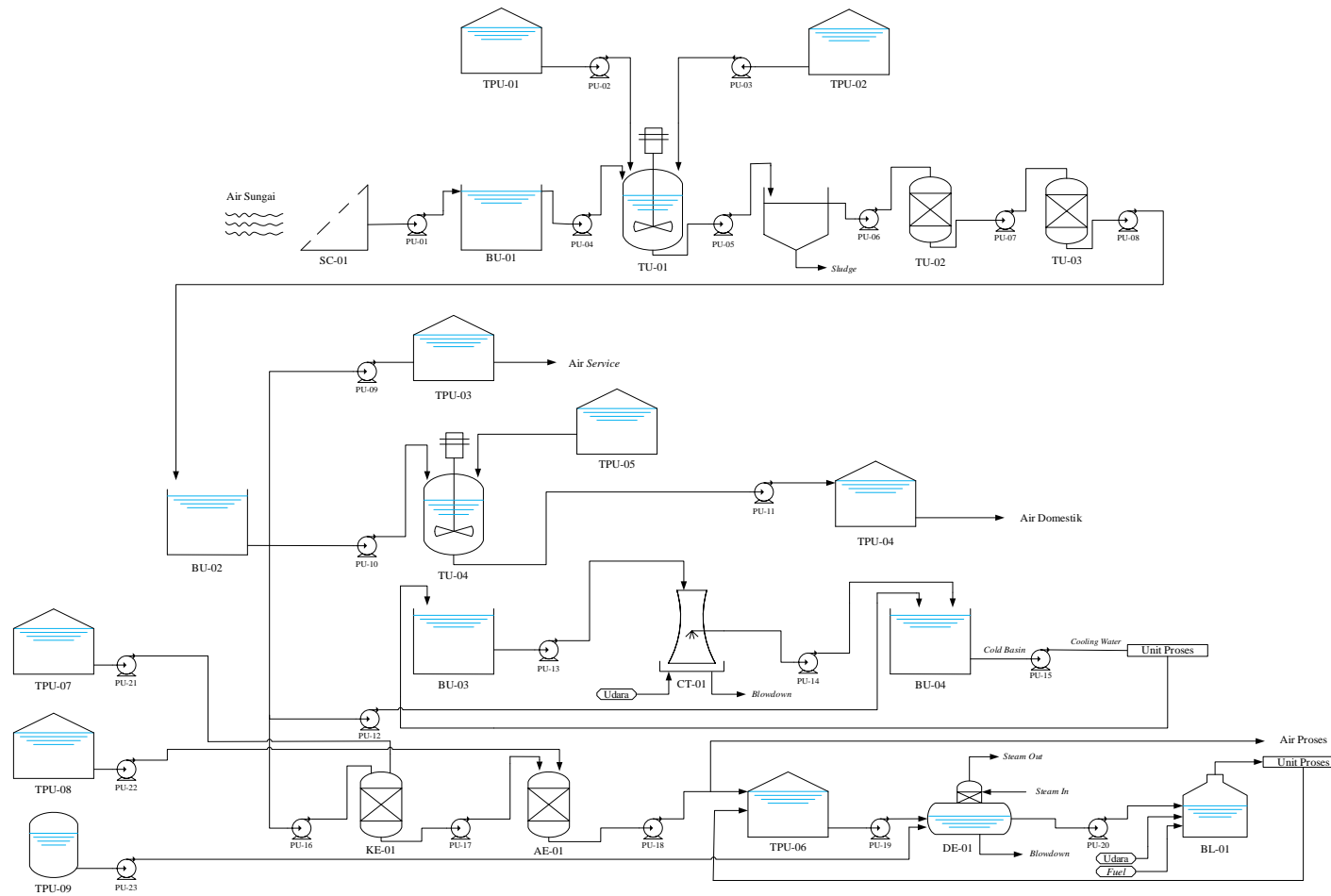
Tabel 4. 8 Jumlah Pekerja dan Gaji Karyawan (Lanjutan)

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah Karyawan</b>	<b>Gaji/bulan /orang</b>	<b>Gaji/bulan</b>	<b>Gaji/tahun</b>
Karyawan Personalia	2	Rp7,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Karyawan Hubungan Masyarakat	2	Rp7,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Karyawan Pembelian	2	Rp7,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Karyawan Pemasaran	3	Rp7,000,000	Rp21,000,000	Rp252,000,000
Karyawan Administrasi dan Keuangan	5	Rp7,000,000	Rp35,000,000	Rp420,000,000
Karyawan Proses	18	Rp7,000,000	Rp126,000,000	Rp1,512,000,000
Karyawan Pengendalian	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000	Rp504,000,000
Karyawan Laboratorium	5	Rp7,000,000	Rp35,000,000	Rp420,000,000
Karyawan Pemeliharaan	8	Rp7,000,000	Rp56,000,000	Rp672,000,000
Karyawan Utilitas	8	Rp7,000,000	Rp56,000,000	Rp672,000,000
Karyawan K3	2	Rp7,000,000	Rp14,000,000	Rp168,000,000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	4	Rp7,000,000	Rp28,000,000	Rp336,000,000
Operator Proses	36	Rp8,000,000	Rp288,000,000	Rp3,456,000,000
Operator Utilitas	12	Rp8,000,000	Rp96,000,000	Rp1,152,000,000
Dokter	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
Perawat	2	Rp6,000,000	Rp12,000,000	Rp144,000,000
Satpam	10	Rp4,000,000	Rp40,000,000	Rp480,000,000
Supir	4	Rp4,000,000	Rp16,000,000	Rp192,000,000
<i>Cleaning Service</i>	6	Rp3,500,000	Rp21,000,000	Rp252,000,000
<b>Total</b>	<b>158</b>	<b>Rp433,500,000</b>	<b>Rp1,244,000,000</b>	<b>Rp14,928,000,000</b>

## BAB V UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian dari pabrik kimia yang memiliki fungsi sebagai unit penunjang atau pendukung untuk menyediakan bahan baku pembantu maupun bahan penggerak (misalnya: udara, air, *steam*, bahan bakar dan sebagainya) untuk keseluruhan proses utama pabrik. Unit-unit yang termasuk dalam unit utilitas adalah sebagai berikut:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. *Unit Penyedia Refrigerant*
7. Unit Pengolahan Limbah



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan Air

Tabel 5.1 Keterangan Alat Utilitas Unit Pengolahan Air

<b>Kode Alat</b>	<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Nama Alat</b>
AE-01	<i>Anion Exchanger</i>	TPU-02	Tangki Tawas
BL-01	<i>Boiler</i>	TPU-03	Tangki Air <i>Service</i>
BU-01	Bak Sedimentasi	TPU-04	Tangki Air Bersih
BU-02	Bak Penampungan	TPU-05	Tangki Kaporit
BU-03	<i>Hot Basin</i>	TPU-06	<i>Demin Water Tank</i>
BU-04	<i>Cold Basin</i>	TPU-07	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
CT-01	<i>Cooling Tower</i>	TPU-08	Tangki NaOH
DE-01	<i>Deaerator</i>	TPU-09	Tangki <i>Hydrazine</i>
KE-01	<i>Kation Exchanger</i>	TU-01	Floakulator
KL-01	Klarifier	TU-02	<i>Sand Filter</i>
SC-01	<i>Screener</i>	TU-03	Karbon Filter
TPU-01	Tangki CaOH	TU-04	Tangki Klorinasi

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

Unit penyediaan dan pengolahan air bertugas untuk menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik.

#### 5.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam kegiatan operasional pabrik, ketersediaan air merupakan aspek penting yang harus dipenuhi secara kontinu dan efisien. Sumber air untuk keperluan industri umumnya berasal dari air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Pada prarancangan pabrik asam perasetat ini, air yang digunakan bersumber dari Sungai Bengawan Solo yang terletak di Kecamatan Jaten, Kabupaten Karanganyar,

Jawa Tengah. Pemilihan Sungai Bengawan Solo sebagai sumber utama air proses didasarkan pada pertimbangan teknis dan ekonomis berikut:

a. Ketersediaan Air

Sungai Bengawan Solo merupakan sumber air yang memiliki aliran stabil sepanjang tahun. Sehingga dapat memadai pasokan air untuk operasional pabrik secara berkelanjutan tanpa risiko kekurangan.

b. Efisiensi Pengolahan Air

Air sungai lebih mudah diolah dibandingkan air laut. Hal ini menjadikan proses pengolahan lebih sederhana, peralatan yang digunakan lebih ringan, serta biaya operasional yang lebih rendah.

c. Lokasi yang Dekat dengan Pabrik

Sungai Bengawan Solo terletak tidak jauh dari lokasi pabrik, sehingga memudahkan sistem distribusi air dan menekan biaya logistik serta infrastruktur perpipaan. Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan yang mencakup berbagai aspek operasional dalam mendukung kelancaran aktivitas produksi maupun non produksi.

### **1. Air Domestik**

Air domestik merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, dan perumahan. Air ini harus memenuhi standar kualitas tertentu, baik secara fisika, kimia, maupun mikrobiologi. Syarat fisika meliputi suhu di bawah suhu udara, jernih, tidak berbau, dan tidak berasa. Secara kimia, air tidak boleh mengandung zat organik atau anorganik beracun, serta bebas dari bakteri patogen yang dapat mengubah sifat fisik air.

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air bersih per orang berkisar antara 100–200 liter per hari. Untuk keperluan pabrik, digunakan angka 120 liter per orang per hari sesuai acuan dari materi perkuliahan utilitas. Dengan jumlah karyawan sebanyak 158 orang, maka kebutuhan air domestik karyawan adalah 18.960 kg/hari. Selain itu, pabrik juga merencanakan pembangunan 40 rumah dinas yang diperkirakan akan dihuni oleh 160 orang, dengan total kebutuhan air sebesar 24.000 kg/hari.

Dengan demikian, total kebutuhan air domestik adalah 51.552 kg/hari. Untuk mengantisipasi fluktuasi dan kebutuhan darurat, maka diterapkan *overdesign* sebesar 20%, sehingga total kebutuhan air domestik yang direncanakan menjadi 61.862 kg/hari.

## **2. Air Service**

Perkiraan air untuk kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, musholla, dan kebun sebesar 10.800 kg/hari. Untuk mengantisipasi fluktuasi dan kebutuhan darurat, maka diterapkan *overdesign* sebesar 20%, sehingga total kebutuhan air *service* yang direncanakan menjadi 12.960 kg/hari.

## **3. Air Pendingin**

Air pendingin digunakan untuk peralatan yang membutuhkan penurunan suhu selama proses berlangsung. Penggunaan air sebagai media pendingin dipilih karena beberapa keunggulan, antara lain: ketersediaannya yang melimpah, kemudahan dalam pengolahan dan pengaturan, kemampuan

menyerap panas dalam jumlah besar tanpa terdekomposisi, dan kestabilan volumenya meskipun pada temperatur rendah.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
<i>Cooler</i>	CL-01	2.500
Reaktor	R-01	5.817,62
<b>Total</b>		<b>8.317,62</b>

Untuk mengantisipasi beban puncak dan kondisi tidak terduga, perancangan sistem pendingin dilakukan dengan *overdesign* sebesar 20%, sehingga total kebutuhan air pendingin menjadi 9.981,14 kg/jam. Selama proses berlangsung, air pendingin mengalami *blowdown* pada unit *cooling tower*, sehingga perlu ditambahkan air pengganti (*make-up water*). Berdasarkan hasil perhitungan, kebutuhan air *make-up* tersebut sebesar 339,36 kg/jam.

#### 4. Air Pemanas (*steam*)

Air *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas pada berbagai unit proses. Air yang digunakan sebagai umpan *boiler* harus memenuhi beberapa persyaratan agar tidak menimbulkan kerusakan pada sistem. Adapun syarat air umpan boiler antara lain: tidak membuih atau berbusa, tidak membentuk kerak dalam *reboiler*, serta tidak menyebabkan korosi pada pipa. Apabila air *boiler* tidak memenuhi persyaratan tersebut, maka dapat menyebabkan kerusakan alat akibat terbentuknya *scaling*, *fouling*, dan *foaming*. Oleh karena itu, pengolahan air boiler dilakukan secara hati-hati untuk menjamin kualitasnya.

Tabel 5.3 Kebutuhan *Steam*

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
<i>Heater</i>	HE-01	119,98
	HE-02	3.826,38
	HE-03	235
<i>Reboiler</i>	RB-01	11.448,03
<b>Total</b>		<b>15.629,38</b>

Dalam perancangannya, dilakukan *overdesign* sebesar 20% untuk mengantisipasi kebutuhan beban puncak, sehingga total kebutuhan *steam* menjadi 18.755,26 kg/jam. Selama proses berlangsung, terjadi *blowdown* pada *boiler* sebesar 15% dan kehilangan melalui *steam trap* sebesar 5%. Berdasarkan hasil perhitungan, jumlah air *make-up* yang dibutuhkan sebesar 3.751,05 kg/jam.

### 5.1.2 Unit Pengolahan Air

#### a. Pengisapan

Air dari sungai diisap menggunakan pompa (PU-01) dan dialirkan menuju *screener* (SC-01).

#### b. *Screening*

*Screening* adalah proses awal pemisahan benda-benda besar tanpa bahan kimia. Saringan ini dipasang di sisi hisap pompa untuk mencegah masuknya kotoran besar yang dapat menyumbat atau merusak peralatan berikutnya. Kotoran kasar seperti daun, plastik, dan serpihan kayu akan tertinggal di sini, sedangkan partikel kecil tetap terbawa untuk diolah selanjutnya.

### c. Sedimentasi

Setelah melewati proses *screening* (SC-01), air sungai dialirkan ke dalam bak sedimentasi (BU-01) untuk menjalani pengendapan awal. Di dalam BU-01, partikel-partikel berat yang masih terbawa setelah proses penyaringan seperti pasir halus, lumpur, dan endapan mineral akan mengendap secara alami melalui gaya gravitasi. Tujuan dari tahap ini adalah untuk mengurangi kadar padatan tersuspensi sejak dini, sehingga beban pada proses kimia selanjutnya menjadi lebih ringan dan efisien. Air yang telah melewati sedimentasi awal ini kemudian dipompa menuju tahap koagulasi dan flokulasi untuk proses pengolahan lanjutan.

### d. Floakulator

Setelah mengalami pengendapan awal di bak sedimentasi (BU-01), air dialirkan menuju floakulator (TU-01) untuk menjalani proses koagulasi dan flokulasi. Pada saat yang bersamaan, dari sisi lain, larutan CaOH dari tangki CaOH (TPU-01) dan larutan tawas dari tangki tawas (TPU-02) juga dialirkan langsung ke dalam TU-01.

Di dalam floakulator ini, CaOH berfungsi untuk meningkatkan pH air agar suasana menjadi basa, sehingga reaksi koagulasi berjalan optimal. Sementara itu, tawas ( $Al_2(SO_4)_3$ ) bertindak sebagai koagulan untuk menetralkan muatan partikel koloid di dalam air. Proses pencampuran berlangsung lambat (*slow mixing*) di TU-01 memungkinkan partikel-partikel kecil dan koloid menggumpal membentuk flok. Flok-flok ini akan terbentuk secara perlahan dan siap untuk dipisahkan pada tahap pengendapan berikutnya di klarifier (KL-01).

**e. Klarifier**

Setelah melalui proses koagulasi dan flokulasi di floakulator (TU-01), air yang telah mengandung flok-flok besar dialirkan ke unit klarifier (KL-01). Klarifier berfungsi sebagai tempat pengendapan lanjutan, di mana flok-flok hasil flokulasi akan mengendap secara gravitasi ke dasar tangki. Desain klarifier memungkinkan air bergerak perlahan, sehingga partikel-partikel tersuspensi yang terbentuk dapat mengendap sempurna dan tidak terbawa ke proses selanjutnya.

**f. *Sand Filter***

Air jernih dari bagian atas klarifier (KL-01) kemudian dialirkan ke unit *sand filter* (TU-01) untuk menjalani proses penyaringan lanjutan. *Sand filter* berfungsi untuk menghilangkan partikel tersisa yang berukuran sangat kecil dan tidak dapat terendapkan pada proses sebelumnya. Media penyaring yang digunakan terdiri dari pasir berlapis dengan komposisi *Graded Gravel* sebesar 20% sebagai penahan dan pendukung dasar, *Coarse Sand* sebesar 70% sebagai media utama penyaring, serta *Fine Sand* sebesar 10% yang mampu menyaring padatan tersuspensi halus, lumpur mikro, dan sisa flok yang masih terbawa. Proses ini merupakan tahap penting dalam meningkatkan kualitas kejernihan air sebelum digunakan lebih lanjut. Air hasil filtrasi dari *sand filter* kemudian dialirkan ke tahap berikutnya, yaitu karbon *filter*, untuk menghilangkan kontaminan organik dan bau.

**g. Karbon Filter**

Air hasil filtrasi dari *sand filter* selanjutnya dialirkan ke unit karbon *filter* (TU-03) untuk menjalani proses penyempurnaan kualitas. Pada tahap ini, digunakan media penyaring berupa karbon aktif *haycarb*, yang dikenal memiliki daya serap tinggi terhadap senyawa organik, bau, warna, serta sisa klorin bebas dalam air. Karbon aktif bekerja dengan cara adsorpsi, yaitu menarik dan menahan zat-zat pengotor ke permukaan pori-pori karbon. Dengan menggunakan media *haycarb*, proses penyaringan ini menjadi lebih efektif dalam menghasilkan air yang jernih, tidak berbau, dan aman digunakan.

**h. Bak Penampungan**

Air yang telah melalui tahap filtrasi dapat disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air sementara (BU-02). Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan seperti air domestik dan *service water*, air proses, air pendingin, serta *steam water*.

**i. Klorinasi**

Klorinasi berfungsi sebagai tempat pencampuran air bersih dengan bahan desinfektan yaitu natrium hipoklorit (NaOCl). Proses ini bertujuan membunuh mikroorganisme patogen seperti bakteri, virus, dan protozoa yang mungkin masih ada setelah tahap filtrasi. Klorinasi dilakukan secara terkontrol agar konsentrasi klorin tetap sesuai standar, sehingga air aman digunakan untuk keperluan domestik tanpa menimbulkan efek samping. Tangki ini dilengkapi dengan pengaduk untuk menjamin pencampuran merata. Selanjutnya, air hasil

klorinasi dialirkan menuju tangki air domestik (TPU-04) untuk distribusi ke kebutuhan sehari-hari.

**j. *Cooling Tower***

Air hasil filtrasi yang sudah bersih ditampung dalam bak penampung air bersih dan sebagian dialirkan sebagai air pendingin. Air ini kemudian dipompa menuju peralatan proses seperti *heat exchanger* atau kondensor untuk menyerap panas dari sistem. Setelah menyerap panas, air yang suhunya telah meningkat dialirkan menuju *hot basin* dari *cooling tower*. Di dalam *cooling tower*, air mengalami proses pendinginan melalui kontak langsung dengan udara ambien secara evaporatif. Air yang telah didinginkan selanjutnya dikumpulkan dalam *cold basin* dan dialirkan kembali ke peralatan proses untuk digunakan ulang dalam sistem pendingin. Proses ini berlangsung secara sirkulasi tertutup sehingga efisien dan berkelanjutan.

**k. *Demineralisasi***

Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion terlarut dalam air agar dapat digunakan sebagai air umpan *boiler*. Tahap ini terdiri dari dua unit utama yaitu *kation exchanger* (KE-01) dan *anion exchanger* (AE-01). Pada proses *kation exchanger* (KE-01), Air dari bak penampungan sementara (BU-02) dialirkan ke unit *kation exchanger*. Di dalam unit ini, ion positif seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ , dan kation logam lainnya ditangkap oleh resin kation bertipe *hydrogen-zeolite*. Resin ini akan menukar ion-ion positif dalam air dengan ion  $\text{H}^+$ . Jika resin telah jenuh, dilakukan proses regenerasi menggunakan asam kuat  $\text{H}_2\text{SO}_4$  yang dialirkan dari tangki  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (TPU-07). Air keluaran dari unit ini

bersifat asam dan bebas dari kation sadah, sehingga mencegah pembentukan kerak (*scaling*) pada peralatan. Selanjutnya, air hasil dari *kation exchanger* dialirkan ke *anion exchanger* untuk proses. Resin anion akan menangkap ion negatif seperti  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{HCO}_3^-$ , dan  $\text{CO}_3^{2-}$ , serta menukarnya dengan ion  $\text{OH}^-$ . Ion  $\text{H}^+$  dari *kation exchanger* dan  $\text{OH}^-$  dari *anion exchanger* akan membentuk  $\text{H}_2\text{O}$ , sehingga menghasilkan air demineralisasi murni. Jika resin anion telah jenuh, dilakukan regenerasi menggunakan basa kuat  $\text{NaOH}$  yang disuplai dari tangki  $\text{NaOH}$  (TPU-08). Air hasil dari unit *anion exchanger* ini memiliki kemurnian tinggi dan dapat digunakan sebagai air proses atau umpan ke tahap deaerasi sebelum masuk *boiler*.

#### 1. *Deaerator*

Setelah melalui proses demineralisasi, air dialirkan ke unit *deaerator* (DE-01) untuk menghilangkan gas-gas terlarut, terutama oksigen ( $\text{O}_2$ ), yang dapat menyebabkan korosi pada sistem *boiler*. Di dalam *deaerator*, air dipanaskan dan kontak langsung dengan uap, sehingga gas-gas terlarut keluar dari air. Untuk memastikan tidak ada sisa oksigen, ditambahkan senyawa kimia *hydrazine* ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) dari tangki *hydrazine* (TPU-09) yang berfungsi sebagai *oxygen scavenger* dengan mengikat  $\text{O}_2$  menjadi senyawa yang tidak berbahaya. Air yang telah bebas dari gas terlarut kemudian dialirkan ke *boiler feed water* dan siap digunakan dalam proses pembangkitan uap di *boiler*.

## 5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Unit ini berfungsi untuk mencukupi kebutuhan *steam* dengan menyediakan satu buah ketel uap (*boiler*) berjenis *Water Tube Boiler* yang memiliki kapasitas sebesar 5.017,63 kg/jam. *Boiler* ini dilengkapi dengan sebuah unit *economizer*, katup pengaman (*safety valve*), serta sistem pengaman lainnya yang bekerja secara otomatis. Sebelum digunakan sebagai umpan *boiler*, air dari unit *Water Treatment Plant* terlebih dahulu disesuaikan kualitasnya dengan cara mengurangi kadar silika, oksigen ( $O_2$ ), kalsium (Ca), dan magnesium (Mg) yang mungkin masih terkandung di dalamnya. Proses ini dilakukan dengan menambahkan bahan-bahan kimia tertentu ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu, pH air juga diatur pada rentang 10.5–11.5, karena pH yang terlalu tinggi dapat menyebabkan korosifitas yang berbahaya bagi sistem.

Sebelum masuk ke dalam *boiler*, air dialirkan ke *economizer* untuk menyerap panas dari gas buang hasil pembakaran *industri diesel oil* (IDO). Di dalam *economizer*, temperatur air dinaikkan hingga 120°C. Setelah itu, air masuk ke dalam *boiler* dan dipanaskan lebih lanjut hingga berubah menjadi uap.

Uap dengan suhu tinggi sekitar 120°C ini kemudian dialirkan ke sistem distribusi. Pada tahap ini, aliran uap dibagi menjadi dua jalur. Jalur pertama langsung digunakan dalam unit proses yang membutuhkan uap dengan suhu 120°C. Jalur kedua dialirkan ke turbin terlebih dahulu, di mana tekanan dan suhunya diturunkan. Melalui proses ini, uap dimanfaatkan untuk menghasilkan energi mekanik, lalu keluar dari turbin dengan suhu sekitar 120°C. Uap bersuhu 120°C ini kemudian digunakan di unit proses yang memerlukan kondisi uap yang lebih

rendah. Setelah digunakan dalam proses produksi, uap akan mengalami kondensasi dan dialirkan kembali untuk diolah dan dipanaskan ulang melalui sistem *looping*. Dengan sistem ini, efisiensi energi terjaga dan pemanfaatan steam dapat dilakukan secara berkelanjutan sesuai kebutuhan suhu masing-masing unit proses.

### 5.3 Unit Pengolahan Pendingin

Sistem pendingin pada pabrik ini menggunakan sirkulasi tertutup yang terdiri dari *cooling tower*, *hot basin*, dan *cold basin*. Dari *hot basin*, air dialirkan ke *cooling tower* (CT-01) untuk didinginkan. Proses pendinginan berlangsung secara evaporatif melalui kontak langsung dengan udara ambien. Di Karanganyar, kondisi udara sekitar memiliki suhu rata-rata 27°C dengan kelembaban relatif 80%. Air pendingin yang masuk ke *cooling tower* bersuhu 50°C dan diturunkan menjadi 30°C setelah proses pendinginan. *Cooling tower* yang digunakan merupakan tipe *induced draft* dengan 1 *cell* aktif dan luas penampang sebesar 13,0295 m<sup>2</sup>, dengan tambahan ruang untuk distributor dan inlet udara, total tinggi *cooling tower* mencapai 3,427 m. Air yang telah didinginkan ditampung di *cold basin*, kemudian dialirkan kembali ke peralatan proses. Baik *cold basin* maupun *hot basin* memiliki volume sebesar 33,270 m<sup>3</sup>, dengan dimensi masing-masing panjang dan lebar 4,052 m serta tinggi 2,026 m.

Dalam proses evaporasi di *cooling tower*, terjadi kehilangan air sebesar 4,25% dari aliran total atau sekitar 353,434 kg/jam. Tambahan kehilangan akibat *blowdown* dan *windage* sebesar 70,687 kg/jam dan 16,635 kg/jam. Sehingga, kebutuhan total *make-up water* mencapai 440,756 kg/jam.

#### 5.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLN. Selain itu, juga digunakan generator pabrik sebagai cadangan apabila terjadi gangguan pada pasokan listrik dari PLN. Penggunaan generator bertujuan agar proses produksi dan alat alat tetap berjalan atau berlangsung meskipun terdapat gangguan pasokan listrik dari PLN.

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik ini diantaranya sebagai berikut:

##### a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No	Alat	HP	Watt	kW
1	M-01	1,5	1.118,550	1,119
2	R-01	98,06	73.125,302	73,125
3	N-01	0,99	739,667	0,740
3	P-01	0,75	559,275	0,559
4	P-02	0,64	479,095	0,479
5	P-03	0,75	559,275	0,559
6	P-04	0,75	559,275	0,559
7	P-05	0,33	248,567	0,249
8	P-06	0,33	248,567	0,249
9	P-07	0,33	248,567	0,249
10	P-08	0,33	248,567	0,249
11	P-09	0,75	559,275	0,559
12	P-10	0,5	372,850	0,373
13	P-11	0,33	248,567	0,249
14	P-12	0,083	62,142	0,062
15	P-13	0,083	62,142	0,062
16	P-14	1,5	1.118,550	1,119
17	P-15	1,5	1.118,550	1,119
18	P-16	0,5	372,85	0,373
<b>Total</b>		<b>109,364</b>	<b>81.552,497</b>	<b>81,552</b>

## b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

No	Alat	HP	Watt	kW
1	Tangki Floakulator	0,5	372,850	0,373
2	Klarifier	0,75	559,275	0,559
3	<i>Cooling Tower</i>	15	11.185,500	11,186
4	Tangki Klorinasi	1,5	1.118,550	1,119
5	Kompresor	3	2.237,100	2,237
6	Turbin	1,5	1.118,550	1,119
7	PU-01	0,5	372,850	0,373
8	PU-02	0,05	37,285	0,037
9	PU-03	0,05	37,285	0,037
10	PU-04	1	745,700	0,746
11	PU-05	1	745,700	0,746
12	PU-06	1,5	1.118,550	1,119
13	PU-07	0,25	186,425	0,186
14	PU-08	0,50	372,850	0,373
15	PU-09	0,17	124,283	0,124
16	PU-10	0,17	124,283	0,124
17	PU-11	1,50	1.118,550	1,119
18	PU-12	0,25	186,425	0,186
19	PU-13	0,50	372,850	0,373
20	PU-14	0,5	372,850	0,373
21	PU-15	0,33	248,567	0,249
22	PU-16	0,75	559,275	0,559
23	PU-17	0,75	559,275	0,559
24	PU-18	2	1.491,400	1,491
25	PU-19	0,75	559,275	0,559
26	PU-20	0,75	559,275	0,559
27	PU-21	0,05	37,285	0,037
28	PU-22	0,05	37,285	0,037
29	PU-23	0,05	37,285	0,037
30	PU-24	1,50	1.118,550	1,119
31	PU-25	1,00	745,700	0,746
32	PU-26	1,00	745,700	0,746
<b>Total</b>		<b>25,167</b>	<b>18.766,783</b>	<b>18,767</b>

Sehingga total kebutuhan listrik alat proses dan utilitas adalah 100.319.280 watt kemudian di *over design* 10% menjadi 110.351,208 watt.

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Kebutuhan daya listrik untuk alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor. Berdasarkan perhitungan tersebut, total kebutuhan listrik untuk alat kontrol mencapai 27,588 kW.

d. Kebutuhan Listrik Penerangan

Daya listrik yang dibutuhkan untuk sistem penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk pengoperasian motor. Dengan asumsi tersebut, total kebutuhan listrik untuk penerangan mencapai 16,553 kW.

e. Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor

Kebutuhan daya listrik untuk peralatan kantor, seperti AC, komputer, dan peralatan penunjang lainnya, diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor. Dengan asumsi tersebut, total kebutuhan listrik untuk peralatan kantor adalah sebesar 16,553 kW.

f. Kebutuhan Listrik Bengkel, Laboratorium, dan Lain-Lain

Daya listrik yang dibutuhkan untuk operasional bengkel dan laboratorium diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor. Berdasarkan estimasi tersebut, total kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium adalah sebesar 16,553 kW.

g. Kebutuhan Listrik Perumahan

Total kebutuhan listrik untuk operasional pabrik mencakup berbagai aspek penunjang, mulai dari unit pembangkit hingga fasilitas pendukung lainnya. Kebutuhan terbesar berasal dari unit *power plant* dan utilitas sebesar 110,351 kW. Untuk sistem kontrol, daya yang dibutuhkan diperkirakan sebesar 27,588 kW, sedangkan untuk penerangan membutuhkan daya sebesar 16,553 kW. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor seperti AC dan komputer juga diperkirakan sebesar 16,553 kW. Selain itu, bengkel dan laboratorium turut menyumbang kebutuhan daya sebesar 16,553 kW. Untuk area perumahan yang terdiri dari 40 unit rumah, masing-masing dengan kebutuhan listrik sekitar 1 kW, total daya yang dibutuhkan mencapai 40 kW. Dengan demikian berdasarkan rincian kebutuhan diatas, total keseluruhan kebutuhan listrik yang diperlukan untuk menjalankan seluruh unit pabrik mencapai 227,597 kW.

h. Generator

Kebutuhan bahan bakar untuk generator cadangan berfungsi untuk mengetahui seberapa banyak bahan bakar yang dibutuhkan agar generator dapat beroperasi secara optimal. Pada sistem ini, digunakan generator dengan kapasitas sebesar 342 kW dan efisiensi kerja sebesar 80%. Bahan bakar yang digunakan adalah IDO (*Industrial Diesel Oil*). Kebutuhan bahan bakar untuk menjalankan generator sekitar 91,177 kilogram per jam. Nilai ini menjadi acuan penting dalam perencanaan pasokan bahan bakar, terutama saat generator difungsikan sebagai sumber listrik cadangan dalam kondisi darurat atau saat pasokan utama mengalami gangguan.

### 5.5 Unit Penyedia Udara Tekan (*Instrument Air System*)

Dalam operasional pabrik ini, udara tekan digunakan sebagai sumber tenaga untuk menggerakkan instrumen-instrumen kontrol yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara instrumen yang dibutuhkan adalah sebesar 7,2 bar. Terdapat sekitar 14 alat kontrol di pabrik yang membutuhkan udara tekan untuk menjalankan fungsinya. Proses penyediaan udara tekan dimulai dari pengambilan udara lingkungan yang kemudian dikompresi menggunakan *compressor* yang dilengkapi dengan filter udara, hingga mencapai tekanan yang diinginkan yaitu 7,2 bar. Setelah dikompresi, udara tersebut dialirkan menuju alat kontrol dan alat proses yang memerlukannya.

Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan mencapai 28,547 m<sup>3</sup> per jam. Agar udara yang digunakan dalam kondisi kering, maka setelah keluar dari *blower*, udara terlebih dahulu dilewatkan melalui sebuah tangki udara atau bejana pengering yang berisi *silica gel*. Proses ini memastikan tidak adanya kandungan uap air yang dapat mengganggu kinerja sistem kontrol pneumatis.

### 5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada boiler dan generator di pembangkit listrik, dengan jenis bahan bakar yang digunakan adalah *industrial diesel oil* dan konsumsi sebesar 39,545 m<sup>3</sup> per hari. Jika dibandingkan dengan batu bara, penggunaan *industrial diesel oil* lebih efisien karena memiliki nilai kalor (*heating value*) yang lebih tinggi. Sehingga, penggunaan batu bara memerlukan volume bahan bakar yang lebih besar untuk

menghasilkan energi yang sama. Selain itu, meskipun harga batu bara per satuan berat lebih murah, total biaya operasional justru meningkat karena konsumsi yang lebih tinggi serta kebutuhan infrastruktur tambahan untuk penanganan material padat, sistem kontrol emisi, dan pengelolaan limbah.

### **5.7 Unit Penyedia *Refrigerant***

Unit utilitas *refrigerant* berfungsi sebagai penyedia media pendingin untuk mendukung kinerja kondensor pada proses produksi. *Refrigerant* yang digunakan adalah amonia ( $\text{NH}_3$ ) karena memiliki efisiensi perpindahan panas yang tinggi dan umum digunakan pada sistem pendinginan industri.

Kondensor (CD-01) membutuhkan *refrigerant* sebesar 28.000 kg/jam. Untuk menjamin kontinuitas operasi dan mengantisipasi fluktuasi beban serta potensi kehilangan *refrigerant*, suplai *refrigerant* direncanakan dengan *excess* 10%, sehingga kebutuhan *refrigerant* menjadi 30.800 kg/jam. Selanjutnya, *make-up refrigerant* juga direncanakan sebesar 10% *excess*, sehingga total *refrigerant* yang harus disediakan oleh unit utilitas adalah sebesar 33.880 kg/jam.

### **5.8 Unit Pengolah Limbah**

Dalam proses produksi asam perasetat, dihasilkan limbah cair yang berasal dari keluaran unit netralisasi. Limbah ini merupakan hasil reaksi antara sisa asam sulfat dan hidrogen peroksida dengan larutan natrium hidroksida, sehingga membentuk campuran homogen yang didominasi oleh air ( $\text{H}_2\text{O}$ ), natrium sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ), serta sisa hidrogen peroksida ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ). Aliran limbah tersebut dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL). Tidak terdeteksi lagi keberadaan asam perasetat, asam asetat, asam sulfat, maupun natrium hidroksida dalam aliran ini,

yang menunjukkan bahwa proses netralisasi telah berlangsung secara efektif. Limbah yang terbentuk bersifat homogen dengan densitas relatif seragam, sehingga tidak memungkinkan untuk dilakukan pemisahan secara mekanik. Oleh karena itu, limbah ini memerlukan pengolahan lanjutan di UPL sebelum dibuang ke lingkungan.

Tahap pertama dalam pengolahan limbah di UPL adalah penyeimbangan aliran (*equalization*), yang bertujuan untuk menstabilkan laju alir serta konsentrasi komponen limbah. Setelah melalui unit penyeimbang, limbah cair dialirkan ke unit dekomposisi hidrogen peroksida. Tahap ini bertujuan untuk menguraikan sisa  $H_2O_2$  yang masih terkandung dalam limbah, mengingat sifatnya sebagai oksidator kuat yang berpotensi menimbulkan risiko keselamatan dan dampak lingkungan. Pada unit ini, hidrogen peroksida diuraikan menjadi air dan oksigen melalui proses dekomposisi yang berlangsung secara terkendali, sehingga sifat reaktif limbah dapat diminimalkan.

Limbah cair yang telah bebas dari oksidator selanjutnya diarahkan ke tahap penanganan zat terlarut, khususnya natrium sulfat yang merupakan garam anorganik dengan kelarutan tinggi. Keberadaan  $Na_2SO_4$  menyebabkan nilai *Total Dissolved Solids* (TDS) limbah menjadi relatif tinggi. Oleh karena itu, dilakukan pengolahan lanjutan berupa penampungan, pengenceran terkontrol, atau evaporasi parsial, yang bertujuan untuk menurunkan konsentrasi zat terlarut dan mengurangi volume limbah cair sebelum tahap pembuangan akhir.

Setelah seluruh tahapan pengolahan tersebut dilalui, limbah cair diuji kembali untuk memastikan bahwa parameter kualitas lingkungan, seperti pH,

kandungan sisa oksidator, dan TDS, telah memenuhi baku mutu limbah cair industri yang berlaku. Limbah yang telah memenuhi persyaratan tersebut kemudian dapat dibuang ke lingkungan dengan aman.

## 5.9 Spesifikasi Alat Utilitas

### 5.9.1 Alat Unit Pengolahan Air Bersih

Tabel 5.6 Spesifikasi *Screener* Utilitas

Parameter	SC-01
Fungsi	Menyaring kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting, dan sampah lainnya
Bahan	Aluminium
Jumlah Air (kg/jam)	33.464,405
Kecepatan Air (m/s)	0,6
Luas Penampang (m <sup>2</sup> )	64,546
Jumlah <i>Screen</i> (buah)	258

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengolahan Air

Kode	BU-01	BU-02
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah di <i>sand filter</i>
Jenis	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	33,493	33,464
Panjang (m)	9,298	4,314
Lebar (m)	9,298	4,314
Tinggi (m)	4,649	2,157

Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Pengolahan Air

Kode	TPU-01	TPU-02
Fungsi	Menyimpan larutan CaOH untuk 1 minggu operasi	Menyimpanan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas (kg)	10.681,838	14,055
Tinggi (m)	2,013	0,221
Diameter (m)	2,013	0,221
Volume (m <sup>3</sup> )	12,818	0,0168

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Flokulator

<b>Parameter</b>	<b>TU-01</b>
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi (m)	3,712
Diameter (m)	3,712
Volume (m <sup>3</sup> )	40,157
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Marine Propeller 3 blade</i>
Jumlah <i>Impeller</i>	1
Power Motor (HP)	0,5

Tabel 5.10 Spesifikasi *Sand Filter*

<b>Parameter</b>	<b>TU-01</b>
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi Lapisan Pasir (m)	1,007
Tinggi (m)	1,209
Diameter (m)	2,088
Volume (m <sup>3</sup> )	4,137

Tabel 5.11 Spesifikasi *Carbon Filter*

<b>Parameter</b>	<b>TU-02</b>
Fungsi	Menyaring pengotor berupa senyawa organik terlarut, klorin dan oksida lainnya yang tersisa pada air hasil keluaran sand filter
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Massa Karbon Aktif (kg)	1132,212
Tinggi (m)	0,382
Diameter (m)	3.048
Volume (m <sup>3</sup> )	2.789

Tabel 5.12 Spesifikasi Klarifier

Parameter	KL-01
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran bersifat koloid yang terbawa dari bak pengendap awal
Jenis	<i>Clarifier/conical bottom</i>
Tinggi (m)	5,892
Tinggi Kerucut (m)	0,736
Diameter (m)	5,892
Volume (m <sup>3</sup> )	160,623
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Jumlah <i>Impeller</i>	1
Power Motor (HP)	0,75

### 5.9.2 Alat Unit Pengolahan Air *Service* dan Air Domestik

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Air *Service* dan Air Domestik

Kode	TPU-03	TPU-04	TPU-05
Fungsi	Menampung kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum ( <i>service water</i> )	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 tahun
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi (m)	2,705	4,287	0,381
Diameter (m)	2,705	4,287	0,381
Volume (m <sup>3</sup> )	15,552	61,862	0,043

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Klorinasi

Parameter	TU-01
Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi (m)	1,486
Diameter (m)	1,486
Volume (m <sup>3</sup> )	2,577
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Marine Propeller 3 blade</i>
Jumlah <i>Impeller</i>	1
Power Motor (HP)	1,5

### 5.9.3 Alat Unit Pengolahan Air Pendingin

Tabel 5.15 Spesifikasi Bak Pengolahan Air Pendingin

Kode	BU-03	BU-04
Fungsi	Menampung air dari <i>output</i> alat proses pendingin	Menampung air untuk keperluan proses pendingin dan hasil dari <i>cooling tower</i>
Jenis	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	8,317	8,317
Panjang (m)	4,052	4,052
Tinggi (m)	2,026	2,026
Diameter (m)	4,052	4,052

Tabel 5.16 Spesifikasi *Cooling Tower*

Parameter	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air keluaran <i>cooler</i> dengan dikontakkan ke udara
Jenis	<i>Induced draft</i>
Suhu <i>Input</i> (°C)	50
Suhu <i>Output</i> (°C)	30
Luas Area Total (m <sup>2</sup> )	1,773
Diameter (m)	1,062
Tinggi Bahan Isian (m)	0,427
Tinggi Total (m)	3,428
Volume (m <sup>3</sup> )	61,557
Power Motor (HP)	1

### 5.9.4 Alat Unit Penyedia *Steam*

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Pengolahan *Steam*

Kode	TPU-06	TPU-07	TPU-08	TPU-09
Fungsi	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make up</i> air umpan <i>boiler</i>	Menyimpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan NaOH untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan larutan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder	Tangki silinder	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Tinggi (m)	3,061	3,514	1,529	3,077
Diameter (m)	3,061	3,514	1,529	3,077
Volume (m <sup>3</sup> )	22,506	9,694	2,808	22,877

Tabel 5.18 Spesifikasi *Kation Exchanger & Anion Exchanger*

Kode	KE-01	AE-01
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif ( $\text{Na}^+$ , $\text{Ca}^{2+}$ , $\text{Ba}$ ) dalam air	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih
Jenis Bahan	Tangki silinder <i>Stainless Steel 316</i>	Tangki silinder <i>Stainless Steel 316</i>
Tinggi Bed (m)	1,905	1,905
Tinggi Tangki (m)	2,286	2,286
Diameter Tinggi (m)	2,286	2,286
Volume Bed ( $\text{m}^3$ )	5,401	5,401

Tabel 5.19 Spesifikasi *Deaerator*

Parameter	DE-01
Fungsi	Menghilangkan gas $\text{CO}_2$ dan $\text{O}_2$ yang terikat dalam <i>feed water</i> penyebab kerak
Jenis	Tangki silinder horizontal
Kapasitas ( $\text{m}^3/\text{jam}$ )	18,755
Diameter (m)	3,061
Tinggi (m)	3,061
Volume ( $\text{m}^3$ )	22,506

Tabel 5.20 Spesifikasi *Boiler*

Parameter	BL-01
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas ( $\text{kJ}/\text{jam}$ )	3.044.282,242
Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	120
Luas Perpindahan Panas ( $\text{m}^2$ )	29,996
Kebutuhan Bahan Bakar ( $\text{m}^3/\text{jam}$ )	0,313

Tabel 5.21 Spesifikasi Turbin

Parameter	Turbin
Fungsi	Menurunkan tekanan <i>high pressure steam</i> menjadi <i>low pressure steam</i>
Suhu <i>Input</i> (K)	300
Suhu <i>Output</i> (K)	393
Tekanan <i>Input</i> (atm)	1,98665
Tekanan <i>Output</i> (atm)	2,60251
<i>Power Standar</i> (HP)	1

### 5.9.5 Alat Unit Udara Tekan

Tabel 5. 22 Spesifikasi Kompresor

Parameter	Kompresor
Fungsi	Mengompres udara menjadi udara bertekan
Flow Udara (m <sup>3</sup> /jam)	28,547
Suhu Udara (°C)	27
Tekanan <i>Input</i> (atm)	1
Tekanan <i>Output</i> (atm)	7,2
Power Standar (HP)	3

Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki *Silica Gel*

Parameter	Tangki <i>Silica Gel</i>
Fungsi	Menampung udara kering
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi (m)	0,758
Diameter (m)	0,758
Volume (m <sup>3</sup> )	0,513

### 5.9.6 Alat Unit Penyedia Bahan Bakar

Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Parameter	Tangki Bahan Bakar
Fungsi	Menurunkan tekanan <i>high pressure steam</i> menjadi <i>low pressure steam</i>
Jenis	Tangki silinder vertikal
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi (m)	3,563
Diameter (m)	3,563
Volume (m <sup>3</sup> )	35,500

### 5.9.7 Generator

Tabel 5.25 Spesifikasi Generator

Parameter	Generator
Fungsi	Sebagai sumber listrik alternatif yang akan beroperasi ketika pasokan listrik utama terputus
Efisiensi	80%
Kapasitas (kW)	341
Kebutuhan Bahan Bakar (kg/jam)	90,910

### 5.9.8 Pompa Utilitas

Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa Utilitas

<b>Kode</b>	<b>PU-01</b>	<b>PU-02</b>	<b>PU-03</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>Screening</i> SC-01 menuju Bak Sedimentasi BU-01	Mengalirkan hasil (TPU-01) menuju (TU-01)	Mengalirkan hasil Tangki Tawas (TPU-02) menuju Floakulator (TU-01)
Jenis Bahan	<i>Centrifugal Pump Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Centrifugal Pump Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Centrifugal Pump Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	39,149	0,08	0,00002431
IPS (in)	6	0,5	0,125
No. Sch	40	40	40
OD (in)	6,625	0,622	0,405
ID (in)	6,065	0,840	0,269
Efisiensi Pompa	86%	48%	45%
Tenaga Pompa (HP)	0,2119	0,0013	0,000000635
Tenaga Motor (HP)	0,50	0,050	0,05
<i>Pump Head</i> (m)	1,243	2,203	0,78

Tabel 5.27 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-04</b>	<b>PU-05</b>	<b>PU-06</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil bak sedimentasi ke tangki flokulator	Mengalirkan hasil tangki flokulator (TU-01) menuju klarifier (KL-01)	Mengalirkan hasil klarifier (KL-01) menuju <i>sand filter</i> (TU-02)
Jenis Bahan	<i>Centrifugal Pump Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Centrifugal Pump Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Centrifugal Pump Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	39,149	39,149	39,149
IPS (in)	6	6	6
No. Sch	40	40	40
OD (in)	6,625	6,625	6,625
ID (in)	6,065	6,065	6,065
Efisiensi Pompa	72%	72%	81%
Tenaga Pompa (HP)	0,0671	0,0671	1,0019
Tenaga Motor (HP)	1	1	1,5
<i>Pump Head</i> (m)	3,294	3,339	5,534

Tabel 5.28 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-07</b>	<b>PU-08</b>	<b>PU-09</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>sand filter</i> (TU-02) menuju karbon filter (TU-03)	Mengalirkan hasil karbon filter (TU-03) menuju bak penampungan (BU-02)	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju tangki air <i>service</i> (TPU-03)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	39,149	39,149	0,632
IPS (in)	6	6	0,75
No. Sch	40	40	40
OD (in)	6,625	6,625	0,824
ID (in)	6,065	6,065	1,05
Efisiensi Pompa	72%	72%	20%
Tenaga Pompa (HP)	0,1166	0,24	0,1043
Tenaga Motor (HP)	0,25	0,5	0,167
<i>Pump Head</i> (m)	0,573	1,187	8,813

Tabel 5.29 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-10</b>	<b>PU-11</b>	<b>PU-12</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju tangki klorinasi (TU-04)	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju tangki klorinasi (TU-04)	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju <i>cold basin</i> (BU-04)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	2,513	2,513	9,731
IPS (in)	1,5	1,5	3
No. Sch	40	40	40
OD (in)	1,9	1,9	3,068
ID (in)	1,61	1,61	3,5
Efisiensi Pompa	42%	20%	80%
Tenaga Pompa (HP)	0,11	0,199	0,184
Tenaga Motor (HP)	0,167	1,5	0,250
<i>Pump Head</i> (m)	4,926	4,926	4,041

Tabel 5. 30 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-13</b>	<b>PU-14</b>	<b>PU-15</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>hot basin</i> (BU-03) menuju <i>cooling tower</i> (CT-01)	Mengalirkan hasil <i>cooling tower</i> (CT-01) menuju <i>cold basin</i> (BU-04)	Mengalirkan hasil <i>cold basin</i> (BU-04) menuju unit proses
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	9,731	9,757	9,757
IPS (in)	2,5	2,5	2,5
No. Sch	40	40	40
OD (in)	2,88	2,9	2,9
ID (in)	2,47	2,469	2,469
Efisiensi Pompa	80%	60%	60%
Tenaga Pompa (HP)	0,312	0,343	0,2550
Tenaga Motor (HP)	0,500	0,50	0,3330
<i>Pump Head</i> (m)	6,851	5,646	4,198

Tabel 5.31 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-16</b>	<b>PU-17</b>	<b>PU-18</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil nal sedimentasi (BU-02) menuju <i>kation exchanger</i> (KE-01)	Mengalirkan hasil <i>kation exchanger</i> (KE-01) menuju <i>anion exchanger</i> (AE-01)	Mengalirkan hasil <i>anion exchanger</i> (AE-01) menuju <i>demin water tank</i> (TPU-06)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	24,393	24,393	24,393
IPS (in)	4	4	3
No. Sch	40	40	40
OD (in)	4,50	4,50	3,50
ID (in)	4,026	4,026	3,0268
Efisiensi Pompa	61%	61%	61%
Tenaga Pompa (HP)	0,5312	0,5874	1,4481
Tenaga Motor (HP)	0,750	0,75	2
<i>Pump Head</i> (m)	3,556	3,932	9,694

Tabel 5.32 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-19</b>	<b>PU-20</b>	<b>PU-21</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>demin water tank</i> (TPU-06) menuju <i>daerator</i> (DE-01)	Mengalirkan hasil <i>dearator</i> (DE-01) menuju <i>boiler</i> (BL-01)	Mengalirkan hasil tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (TPU-07) menuju <i>kation exchanger</i> (KE-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Stainless steel</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	22	22	0,032
IPS (in)	4	4	0,125
No. Sch	40	40	40
OD (in)	4,50	4,50	0,405
ID (in)	4,026	4,026	0,269
Efisiensi Pompa	60%	60%	20%
Tenaga Pompa (HP)	0,552	0,552	0,0081
Tenaga Motor (HP)	0,75	0,75	0,05
<i>Pump Head</i> (m)	4,030	4,030	7,633

Tabel 5.33 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

<b>Kode</b>	<b>PU-22</b>	<b>PU-23</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil tangki NaOH (TPU-08) menuju <i>anion exchanger</i> (AE-01)	Mengalirkan hasil tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (TPU-09) menuju <i>dearator</i> (DE-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	0,009	0,014
IPS (in)	0,125	0,125
No. Sch	40	40
OD (in)	0,405	0,405
ID (in)	0,269	0,269
Efisiensi Pompa	20%	20%
Tenaga Pompa (HP)	0,0003	0,0007
Tenaga Motor (HP)	0,05	0,05
<i>Pump Head</i> (m)	0,943	2,996

## BAB VI EVALUASI EKONOMI

Dalam prarancangan pabrik asam perasetat, diperlukan evaluasi ekonomi untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan merupakan suatu investasi yang layak dan menguntungkan atau tidak. Evaluasi ekonomi dapat meninjau kebutuhan modal investasi, besar keuntungan yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan, dan titik terjadinya impas yaitu total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Sehingga dapat menjadi suatu dasar kelayakan untuk mendirikan suatu pabrik. Faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya, yaitu:

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

Namun, ada beberapa hal yang perlu diperkirakan sebelum melakukan analisis terhadap ke lima faktor di atas, seperti:

1. Penentuan modal industri (*fixed capital investment*), yang meliputi:
  - a. Modal tetap (*fixed capital investment*)
  - b. Modal kerja (*working capital investment*)
2. Penentuan total biaya produksi (*total production cost*), yang meliputi:
  - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)
3. Pendapatan modal

Perkiraan yang perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas adalah sebagai berikut:

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variabel per tahun (*variable cost annual*)
- c. Biaya mengambang (*regulated cost annual*)

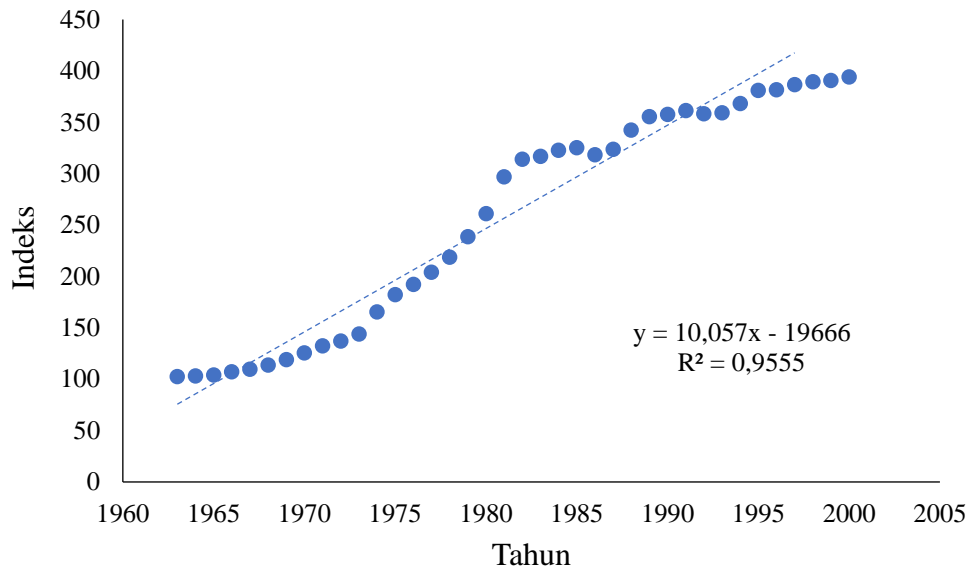
### **6.1 Penaksiran Harga Alat**

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

Analisis harga peralatan dilakukan untuk tahun 2026 guna memperkirakan biaya pembelian peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu 2032. Dalam evaluasi ekonomi, harga peralatan dan kebutuhan pabrik lainnya dihitung berdasarkan tahun analisis tersebut. Indeks harga yang digunakan dalam teknik kimia dikenal sebagai *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1963 – 2032

<b>No</b>	<b>Tahun</b>	<b>Indeks (Y<sub>1</sub>)</b>	<b>No</b>	<b>Tahun</b>	<b>Indeks (Y<sub>1</sub>)</b>
<b>1</b>	1963	102,4	<b>36</b>	1998	389,5
<b>2</b>	1964	103,3	<b>37</b>	1999	390,6
<b>3</b>	1965	104,2	<b>38</b>	2000	394,1
<b>4</b>	1966	107,2	<b>39</b>	2001	457,8
<b>5</b>	1967	109,7	<b>40</b>	2002	467,9
<b>6</b>	1968	113,7	<b>41</b>	2003	477,9
<b>7</b>	1969	119	<b>42</b>	2004	488,0
<b>8</b>	1970	125,7	<b>43</b>	2005	498,0
<b>9</b>	1971	132,3	<b>44</b>	2006	508,1
<b>10</b>	1972	137,2	<b>45</b>	2007	518,1
<b>11</b>	1973	144,1	<b>46</b>	2008	528,2
<b>12</b>	1974	165,4	<b>47</b>	2009	538,3
<b>13</b>	1975	182,4	<b>48</b>	2010	548,3
<b>14</b>	1976	192,1	<b>49</b>	2011	558,4
<b>15</b>	1977	204,1	<b>50</b>	2012	568,4
<b>16</b>	1978	218,8	<b>51</b>	2013	578,5
<b>17</b>	1979	238,7	<b>52</b>	2014	588,5
<b>18</b>	1980	261,2	<b>53</b>	2015	598,6
<b>19</b>	1981	297,0	<b>54</b>	2016	608,7
<b>20</b>	1982	314,0	<b>55</b>	2017	618,7
<b>21</b>	1983	317,0	<b>56</b>	2018	628,8
<b>22</b>	1984	322,7	<b>57</b>	2019	638,8
<b>23</b>	1985	325,3	<b>58</b>	2020	648,9
<b>24</b>	1986	318,4	<b>59</b>	2021	658,9
<b>25</b>	1987	323,8	<b>60</b>	2022	669,0
<b>26</b>	1988	342,5	<b>61</b>	2023	679,0
<b>27</b>	1989	355,4	<b>62</b>	2024	689,1
<b>28</b>	1990	357,6	<b>63</b>	2025	699,2
<b>29</b>	1991	361,3	<b>64</b>	2026	709,2
<b>30</b>	1992	358,2	<b>65</b>	2027	719,3
<b>31</b>	1993	359,2	<b>66</b>	2028	729,3
<b>32</b>	1994	368,1	<b>67</b>	2029	739,4
<b>33</b>	1995	381,1	<b>68</b>	2032	749,4
<b>34</b>	1996	381,7	<b>69</b>	2031	759,5
<b>35</b>	1997	386,5	<b>70</b>	2032	769,6



Gambar 6.1 Grafik Hubungan antara Tahun dan Indeks Harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data di atas maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 10,057x - 19.666 \quad (6.1)$$

Dimana:

y = indeks harga

x = tahun

Dari persamaan di atas, nilai indeks *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) pada tahun referensi 2014 adalah 588,5 dan nilai indeks pada tahun 2032 adalah 769,6. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga (Aries & Newton, 1955).

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.2)$$

Dimana:

$E_x$  = Harga pembelian pada tahun ke 2032

$E_y$  = Harga pembelian pada tahun referensi

$N_x$  = Indeks harga pada tahun ke 2027

$N_y$  = Indeks harga pada tahun referensi

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

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>NY</b>	<b>NX</b>	<b>EY</b>	<b>EX</b>
Tangki H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	T-01	1	588,5	769,6	\$931.500	\$1.218.008,80
Tangki CH <sub>3</sub> COOH	T-02	1	588,5	769,6	\$583.600	\$763.102,45
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	T-03	1	588,5	769,6	\$274.000	\$358.276,34
Tangki NaOH	T-04	1	588,5	769,6	\$387.000	\$506.032,64
Tangki Produk CH <sub>3</sub> COOOH	T-05	1	588,5	769,6	\$931.500	\$1.218.008,80
	R-01	1	588,5	769,6	\$167.567	\$660.379,617
Reaktor	R-02	1	588,5	769,6	\$167.567	\$660.379,617
	R-03	1	588,5	769,6	\$167.567	\$660.379,617
Menara Distilasi Vakum	MD-01	1	588,5	769,6	\$79.100	\$103.429,41
Mixer	M-01	1	588,5	769,6	\$384.600	\$502.894,45
	HE-01	1	588,5	769,6	\$1.200	\$1.569,09
Heater	HE-02	1	588,5	769,6	\$2.100	\$2.745,91
	HE-03	1	588,5	769,6	\$1.300	\$1.699,85
	HE-04	1	588,5	769,6	\$2.600	\$3.399,70
Cooler	CL-01	1	588,5	769,6	\$2.600	\$166.800,00
Akumulator	ACC-01	1	588,5	769,6	\$84.000	\$109.836,54
Kondensor	CD-01	1	588,5	769,6	\$148.900	\$194.698,35
Reboiler	RB-01	1	588,5	769,6	\$204.100	\$266.876,65

Tabel 6.3 Harga Alat Proses (Lanjutan)

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>NY</b>	<b>NX</b>	<b>EY</b>	<b>EX</b>
	P-01	2	588,5	769,6	\$6.900	\$17.967,74
	P-02	2	588,5	769,6	\$8.900	\$23.175,78
	P-03	2	588,5	769,6	\$10.200	\$26.651,01
	P-04	2	588,5	769,6	\$11.300	\$29.425,43
	P-05	2	588,5	769,6	\$8.900	\$23.175,78
	P-06	2	588,5	769,6	\$9.900	\$25.779,80
	P-07	2	588,5	769,6	\$12.700	\$33.071,06
Pompa	P-08	2	588,5	769,6	\$10.200	\$26.561,01
	P-09	2	588,5	769,6	\$11.300	\$26.651,01
	P-10	2	588,5	769,6	\$9.900	\$29.425,43
	P-11	2	588,5	769,6	\$8.900	\$23.175,78
	P-12	2	588,5	769,6	\$7.900	\$25.779,80
	P-13	2	588,5	769,6	\$7.900	\$33.071,06
	P-14	2	588,5	769,6	\$6.900	\$26.561,01
Jet Ejector	EJ-01	1	588,5	769,6	\$2.000	\$26.651,01
Neutralizer	N-01	1	588,5	769,6	\$128.700	\$168.285,27
<b>TOTAL</b>					<b>\$4.787.800</b>	<b>\$7.889.543,79</b>
					<b>Rp80.534.865.630</b>	<b>Rp132.575.893.879,69</b>

Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Bak Sedimentasi	BU-01	1	588,5	749,4	\$237.700	\$302.688
Floakulator	TU-01	1	588,5	749,4	\$769.600	\$980.011
Klarifier	KL-01	1	588,5	749,4	\$1.432.200	\$1.823.767
<i>Sand Filter</i>	TU-02	1	588,5	749,4	\$23.000	\$29.288
<i>Karbon Filter</i>	TU-03	1	588,5	749,4	\$18.800	\$23.940
Bak sementara	BU-02	1	588,5	749,4	\$73.400	\$93.468
Tangki Air Service	TPU-03	1	588,5	749,4	\$20.900	\$26.614
Tangki Klorinasi	TU-04	1	588,5	749,4	\$112.800	\$143.640
Tangki Air Bersih	TPU-04	1	588,5	749,4	\$41.700	\$53.101
<i>Hot Basin</i>	BU-03	1	588,5	749,4	\$119.900	\$152.681
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	588,5	749,4	\$39.200	\$49.917
<i>Screener</i>	SC-01	1	699,2	749,4	\$9.474	\$10.155
<i>Kation Exchanger</i>	KE-01	1	588,5	749,4	\$39.700	\$50.554
<i>Anion Exchanger</i>	AE-01	1	588,5	749,4	\$39.700	\$50.554
Tangki Kaporit	TPU-05	1	588,5	749,4	\$1.000	\$1.273
<i>Dearator</i>	DE-01	1	588,5	749,4	\$38.800	\$49.408
<i>Boiler</i>	BL-01	1	588,5	749,4	\$652.800	\$831.277
<i>Demin Water</i>	TPU-06	1	588,5	749,4	\$49.800	\$63.415
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	TPU-07	1	588,5	749,4	\$44.300	\$56.412
Tangki NaOH	TPU-08	1	588,5	749,4	\$23.500	\$29.925
Tangki CaOH	TPU-01	1	588,5	749,4	\$41.000	\$52.210
Tangki Alum	TPU-02	1	588,5	749,4	\$1.400	\$1.783
<i>Cold Basin</i>	BU-04	1	588,5	749,4	\$119.900	\$152.681
Tangki Hydrazine	TPU-09	1	588,5	749,4	\$50.200	\$63.925
Kompresor	C-01	1	588,5	749,4	\$55.100	\$70.164
Tangki Silica Gel	TPU-12	1	588,5	749,4	\$6.600	\$8.404

Tabel 6. 5 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>NY</b>	<b>NX</b>	<b>EY</b>	<b>EX</b>
Tangki Bahan Bakar	TPU-13	1	588,5	749,4	\$103.900	\$132.307
Turbin	TR-01	1	588,5	749,4	\$4.800	\$6.112
Generator	G-01	1	588,5	749,4	\$48.562	\$61.839
	PU-01	2	588,5	749,4	\$9.700	\$24,608
	PU-02	2	588,5	749,4	\$2.100	\$5,328
	PU-03	2	588,5	749,4	\$900	\$2,283
	PU-04	2	588,5	749,4	\$9.700	\$24,608
	PU-05	2	588,5	749,4	\$9.700	\$24,608
	PU-06	2	588,5	749,4	\$9.700	\$24,608
	PU-07	2	588,5	749,4	\$9.700	\$24,608
	PU-08	2	588,5	749,4	\$9.700	\$24,608
	PU-09	2	588,5	749,4	\$2.700	\$6,850
	PU-10	2	588,5	749,4	\$4.200	\$10,655
	PU-11	2	588,5	749,4	\$4.200	\$10,655
Pompa	PU-12	2	588,5	749,4	\$6.300	\$15,983
	PU-13	2	588,5	749,4	\$5.700	\$14,460
	PU-14	2	588,5	749,4	\$5.700	\$14,460
	PU-15	2	588,5	749,4	\$57.000	\$144,604
	PU-16	2	588,5	749,4	\$7.500	\$19,027
	PU-17	2	588,5	749,4	\$7.500	\$19,027
	PU-18	2	588,5	749,4	\$6.300	\$15,983
	PU-19	2	588,5	749,4	\$7.500	\$19,027
	PU-20	2	588,5	749,4	\$7.500	\$19,027
	PU-21	2	588,5	749,4	\$900	\$2,283
	PU-22	2	588,5	749,4	\$900	\$2,283
	PU-23	2	588,5	749,4	\$900	\$2,283
<b>TOTAL</b>					<b>\$4.406.360</b>	<b>\$5.823.200</b>
					<b>Rp74.028.103.372</b>	<b>Rp97.831.415.836</b>

## 6.2 Dasar Perhitungan

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

Kapasitas pabrik	= 65.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari/tahun
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	= 2032
Kurs mata uang	= 1 US\$ =Rp16.800,28 (Februari 2026)
UMR Kabupaten Karanganyar	= ± Rp3.000.000,00/bulan

## 6.3 Perhitungan Biaya

### 6.3.1 Modal (*Capital Investment*)

*Capital investment* merupakan jumlah pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikan pabrik.

*Capital investment* terdiri dari:

#### a. *Fixed Capital Investment*

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

Tabel 6.6 *Physical Plant Cost (PPC)*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
<i>Purchase Equipment Cost</i>	Rp266.547.584.728
<i>Delivered Cost</i>	Rp66.636.896.182
Biaya Pemasangan	Rp114.615.461.433
Biaya Instrumentasi dan Kontrol	Rp79.964.275.418
Biaya Pemipaan	Rp229.230.922.866
Biaya Instalasi Listrik	Rp106.619.033.891
Biaya Bangunan	Rp109.524.000.000
Biaya Pengembangan Lahan	Rp266.606.287.612
<i>Services Facilities</i>	Rp213.285.030.089
Biaya Land	Rp 133.018.608.000
<i>Start Up Expenses Cost</i>	Rp597.363.572
<b>Total Physical Plant Cost</b>	<b>Rp1.586.835.661.138</b>

Tabel 6.7 *Direct Plant Cost (DPC)*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
Biaya Teknik dan Supervisi	Rp555.364.494.402
Biaya Konstruksi	Rp476.026.709.487
<i>Contingenciest</i>	Rp449.352.423.100
<b>Total Direct Plant Cost</b>	<b>Rp1.371.578.737.328</b>

Tabel 6. 8 *Fixed Capital Investment (FCI)*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
Total PPC	Rp1.586.835.661.138
Total DPC	Rp1.371.578.737.328
<b>Total Fixed Capital Investment (FCI)</b>	<b>Rp3.067.499.325.279</b>

#### b. *Working Capital Investment*

*Working capital investment* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu. Modal ini mencakup pengeluaran sehari-hari seperti pembelian bahan baku, gaji karyawan, biaya utilitas, dan kebutuhan operasional lainnya. Sumber modal untuk mendirikan suatu pabrik dapat berasal dari berbagai pihak, seperti pinjaman bank, dana pribadi, maupun investasi dari investor. Tujuan utama dari penanaman modal adalah untuk

memperoleh keuntungan dari dana yang telah diinvestasikan. Adapun beberapa ciri investasi yang baik antara lain:

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

Tabel 6.9 *Working Capital Investment*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
<i>Raw material inventory</i>	Rp119.073.661.073
<i>In process inventory</i>	Rp35.886.898.590
<i>Product Inventory</i>	Rp199.371.658.832
<i>Available Cash</i>	Rp199.371.658.832
<i>Extended Credit</i>	Rp4.784.919.811.964
<b>Total Working Capital Investment</b>	<b>Rp5.338.623.689.291</b>

Tabel 6. 10 *Total Capital Investment*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
Total Fixed Capital Investment (FCI)	Rp3.067.499.325.279
Total Working Capital Investment	Rp5.338.554.311.146
<b>Total Capital Investment</b>	<b>Rp8.406.053.636.425</b>

### 6.3.2 *Total Production Cost*

#### a. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan proses pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, *manufacturing cost* meliputi:

- **Direct Manufacturing Cost**

*Direct manufacturing cost* merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dalam proses pembuatan suatu produk.

Tabel 6.11 *Direct Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
<i>Raw Material</i>	Rp1.428.883.932.877
Biaya Pekerja Operasi	Rp14.928.000.000
Biaya <i>Direct Supervisory</i>	Rp3.732.000.000
Utilitas	Rp16.608.499.266
Biaya Perawatan dan Perbaikan	Rp214.724.952.770
<i>Plant Supplies</i>	Rp32.208.742.915
<i>Royalty and Patent</i>	Rp1.610.437.146
<b>Total Direct Manufacturing Cost</b>	<b>Rp1.712.696.564.974</b>

- **Indirect Manufacturing Cost**

*Indirect manufacturing cost* merupakan biaya pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi suatu pabrik.

Tabel 6.12 *Indirect Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.985.600.000
Biaya Laboratorium	Rp4.478.400.000
<i>Plant Overhead</i>	Rp14.928.000.000
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp166.539.648.439
<b>Total Indirect Manufacturing Cost</b>	<b>Rp188.931.648.439</b>

- **Fixed Manufacturing Cost**

*Fixed manufacturing cost* merupakan biaya pengeluaran yang bersifat tetap, tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi dan waktu atau pengeluaran ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

Tabel 6.13 *Fixed Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
<i>Depreciation</i>	Rp306.749.932.528
<i>Property Taxes</i>	Rp122.699.973.011
<i>Insurances</i>	Rp61.349.986.506
<b>Total Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>Rp490.799.892.045</b>

Tabel 6. 14 *Total Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp188.931.648.439
Total <i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp1.712.696.564.974
Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp490.799.892.045
<b>Total Manufacturing Cost</b>	<b>Rp2.392.428.105.457</b>

b. *General Expenses*

*General expenses* atau pengeluaran umum merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*. Pengeluaran ini dibutuhkan untuk mendukung kelancaran jalannya kegiatan perusahaan di luar proses produksi.

Tabel 6.15 *General Expenses*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
Biaya Administrasi	Rp143.541.870.264
<i>Sales</i>	Rp526.320.190.970
<i>Research</i>	Rp191.389.160.353
<i>Finance</i>	Rp336.226.040.110
<b>Total General Expenses</b>	<b>Rp1.197.477.261.696</b>

Tabel 6.16 Total Biaya Produksi

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>
Total <i>Manufacturing Cost</i>	Rp2.392.428.105.457
Total <i>General Expenses</i>	Rp1.197.477.261.696
<b>Total Biaya Produksi</b>	<b>Rp3.589.841.766.104</b>

## 6.4 Analisis Risiko Pabrik

Analisis 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 analisis 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 analisis disajikan dalam bentuk tabel berikut ini:

Tabel 6.17 Analisis Risiko Pabrik

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu maksimum operasi mencapai 93°C yang berpotensi memicu dekomposisi hidrogen peroksida apabila terjadi kegagalan sistem pendinginan.		✓
		Tekanan operasi berada pada kisaran 0,01–1,1 atm, mendekati tekanan atmosfer sehingga relatif aman terhadap kegagalan mekanik.	✓	

Tabel 6.18 Analisis Risiko Pabrik (Lanjutan)

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
<b>Bahan Baku yang Digunakan</b>				
2.	Hidrogen Peroksida	Tidak mudah terbakar dan stabil pada suhu < 100°C dengan material peralatan yang sesuai	✓	
		Tidak mudah meledak, namun dapat terurai menghasilkan O <sub>2</sub> pada suhu tinggi atau kontak katalis tertentu		✓
3.	Asam Asetat	Bersifat korosif dan dapat mengiritasi saluran pernapasan bila terhirup dalam konsentrasi tinggi		✓
4.	Asam Sulfat	Bersifat sangat korosif dan dapat menyebabkan luka bakar serius, namun tidak mudah terbakar dan stabil	✓	
5.	Natrium Hidroksida	Bersifat sangat korosif namun tidak mudah terbakar dan stabil dalam penyimpanan	✓	
6.	Refrigerant NH <sub>3</sub>	Bersifat toksik dan mudah terbakar dalam konsentrasi tertentu		✓
<b>Produk yang Dihasilkan</b>				
6.	Asam Perasetat	Bersifat oksidator dan dapat menyebabkan iritasi jika terjadi kebocoran		✓
<b>Logistik dan Transportasi</b>				
7.		Transportasi bahan kimia berbahaya memiliki potensi kebocoran dan kecelakaan meskipun telah mengikuti standar B3.		✓
<b>Regulasi Pemerintah</b>				
8.	Lingkungan & K3	Berdasarkan Permen LH No. 5 Tahun 2014 (Lampiran XLVII), baku mutu efluen meliputi suhu ≤ 40°C, TDS ≤ 2.000 mg/L, TSS ≤ 50 mg/L, dan pH 6–9. Risiko pelanggaran dapat terjadi jika unit pengolahan limbah tidak beroperasi optimal.		✓
9.		PP No. 22 Tahun 2021 mewajibkan AMDAL serta pengelolaan limbah B3 sehingga meningkatkan tuntutan pengendalian risiko lingkungan.		✓

Tabel 6.19 Analisis Risiko Pabrik (Lanjutan)

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
10.		Permenakertrans No. 13 Tahun 2011 menetapkan Nilai Ambang Batas (NAB) paparan bahan kimia di tempat kerja sehingga memerlukan pengendalian paparan yang ketat.		✓
<b>Keberadaan Pabrik</b>				
11.	Keberadaan Pabrik	Teknologi produksi asam perasetat telah dikenal secara global, namun penerapannya di Indonesia masih terbatas.	✓	

Berdasarkan hasil penilaian:

- Jumlah poin *low risk*: 5
- Jumlah poin *high risk*: 9

Dengan skor tersebut, maka secara keseluruhan pabrik ini dikategorikan sebagai *high risk*. Artinya, operasional pabrik memiliki potensi risiko teknis dan keselamatan yang tinggi, sehingga memerlukan penerapan sistem pengendalian dan prosedur keselamatan yang ketat untuk menjaga kestabilan operasional. Sejalan dengan hasil penilaian tersebut, pendekatan *high risk* juga diterapkan dalam analisis kelayakan ekonomi pabrik. Hal ini penting karena tingkat risiko yang tinggi akan berdampak pada peningkatan ekspektasi terhadap parameter-parameter finansial guna memastikan investasi tetap layak secara ekonomi.

## 6.5 Analisis Kelayakan

Analisis atau evaluasi kelayakan suatu perancangan pabrik dilakukan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh. Penilaian dilakukan dengan menggunakan

sejumlah parameter ekonomi utama yang mencerminkan tingkat keuntungan, efisiensi pengembalian modal, serta kemampuan pabrik untuk bertahan dalam kondisi pasar yang tidak menguntungkan. Adapun parameter-parameter yang digunakan dalam analisis ini adalah sebagai berikut:

### 6.5.1 *Return On Investment (ROI)*

ROI digunakan untuk mengukur besarnya keuntungan bersih terhadap total modal investasi. Nilai ROI yang tinggi menunjukkan efisiensi penggunaan modal.

$$\% ROI = \frac{\text{Laba Tahunan}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.3)$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

- ROI sebelum pajak: 29,26%
- ROI setelah pajak: 22,83%

Berdasarkan hasil analisis risiko, pabrik ini tergolong dalam kategori *high risk*, sehingga parameter evaluasi kelayakan ekonomi yang digunakan mengikuti standar yang sesuai untuk pabrik dengan tingkat *high risk*. Mengacu pada Aries & Newton, nilai minimum *Return on Investment (ROI)* sebelum pajak yang dapat diterima untuk proyek pabrik kimia dengan tingkat *high risk* adalah sebesar 44%. Dalam proyek ini, nilai ROI yang diperoleh mencapai 29,26% sebelum pajak. Nilai ROI sebelum pajak tersebut lebih rendah dibandingkan dengan nilai minimum yang disyaratkan untuk pabrik dengan kategori *high risk*, sehingga secara finansial proyek ini dinyatakan tidak menarik.

### 6.5.2 Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan total modal yang diinvestasikan dari keuntungan bersih tahunan. Semakin pendek POT, semakin cepat investor mendapatkan kembali modalnya.

$$POT = \frac{\text{Total Capital Investment}}{\text{Laba Tahunan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.4)$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

- POT sebelum pajak: 2,55 tahun
- POT setelah pajak: 3,05 tahun

Berdasarkan kriteria kelayakan ekonomi untuk industri kimia dengan tingkat *high risk*, *maximum acceptable Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah sekitar 2 tahun. Pada proyek ini diperoleh nilai POT sebelum pajak sebesar 2,55 tahun. Nilai POT tersebut melebihi batas maksimum yang dapat diterima, sehingga proyek ini dinyatakan tidak menarik secara ekonomis untuk kategori risiko *high*.

### 6.5.3 Break Even Point (BEP)

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

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

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada kapasitas produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada kapasitas produksi maksimum

Va : *Annual Variable Cost* pada kapasitas produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada kapasitas produksi maksimum

Tabel 6.20 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Depreciation</i>	Rp306.657.520.025
<i>Property Taxes</i>	Rp122.663.008.010
<i>Insurances</i>	Rp61.331.504.005
<b>Total Annual Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>Rp490.652.032.040</b>

Tabel 6. 21 Annual Regulated Expenses (Ra)

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
Gaji Karyawan	Rp14.928.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.985.600.000
<i>Plant Overhead</i>	Rp14.928.000.000
<i>Supervise</i>	Rp3.732.000.000
<i>Laboratory</i>	Rp4.478.400.000
<i>General Expenses</i>	Rp1.197.379.675.479
<i>Maintenance</i>	Rp214.660.264.017
<i>Plant Supplies</i>	Rp32.199.039.603
<b>Total Annual Regulated Expenses</b>	<b>Rp1.485.290.979.099</b>

Tabel 6.22 Annual Variable Cost (Va)

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Raw Material</i>	Rp1.428.883.932.877
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp166.539.648.439
Biaya Bahan Utilitas	Rp16.608.499.266
<i>Royalties and Patens</i>	Rp1.609.951.980
<b>Total Annual Variable Cost</b>	<b>Rp1.613.642.032.562</b>

Tabel 6. 23 Annual Sales Value (Sa)

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Annual Sales</i>	Rp4,488,520,615,582
<b>Total Annual Sales</b>	<b>Rp4,488,520,615,582</b>

Nilai BEP proyek ini sebesar 51,06%, yang masih dalam rentang ideal untuk pabrik kimia yaitu 40%–60%. Ini berarti pabrik masih dapat menutupi seluruh biaya operasionalnya bahkan jika hanya memproduksi sedikit lebih dari setengah kapasitas

maksimum. Hal ini menandakan fleksibilitas dan daya tahan pabrik terhadap fluktuasi permintaan.

#### 6.5.4 *Shut Down Point (SDP)*

SDP merupakan batas minimum kapasitas produksi di mana pabrik masih dapat menutup biaya operasional tanpa mengalami kerugian fatal.

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

Dari analisis diperoleh  $SDP = 24,30\%$

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

DCFRR memperhitungkan nilai waktu uang (*time value of money*) dan digunakan untuk mengevaluasi kelayakan proyek berdasarkan arus kas yang didiskon ke saat ini. Adapun persamaan dasar untuk menghitung DCFRR adalah mencari tingkat diskonto (*discount rate*, biasanya dilambangkan sebagai  $i$ ) yang memenuhi persamaan berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1] \quad (6.7)$$

Dimana:

$n$  : Umur Pabrik

$WC$  : *Working Capital*

$CF$  : *Cash Flow* setelah Pajak

$SV$  : *Salvage Value* (10%FCI)

$FC$  : Keuntungan setelah Pajak

$i$  : *Interest/Discounted Cash Flow*

Dari analisis diperoleh  $DCFRR = 15,17\%$

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

$$DCFRR \text{ minimum} = 1,5 \times 4,75\% = 7,125\%$$

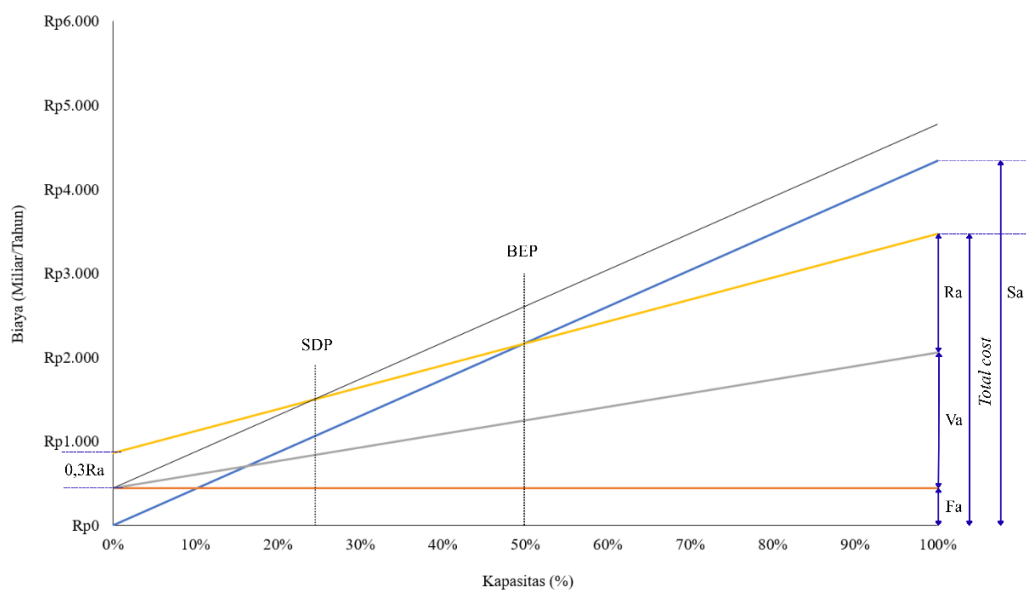
$$\text{DCFRR} > \text{DCFRR minimum}$$

$$15,17\% > 7,125\%$$

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

## 6.6 Hasil Evaluasi Ekonomi

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 ( $F_a$ ), biaya variabel ( $V_a$ ), total biaya ( $R_a$ ), pendapatan dari penjualan ( $S_a$ ), 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 Analisis Ekonomi

Garis penjualan ( $S_a$ ) menunjukkan peningkatan linier dari titik nol hingga mencapai Rp4.486 miliar pada kapasitas 100%, yang mengindikasikan harga jual produk konstan di semua tingkat kapasitas. Sementara itu, biaya tetap ( $F_a$ ) tetap horizontal di angka Rp490 miliar, mencerminkan pengeluaran yang tidak berubah terlepas dari ada atau tidaknya produksi. Biaya variabel ( $V_a$ ) meningkat seiring kapasitas, dari Rp490 miliar hingga Rp2.104 miliar, menandakan komponen biaya yang tergantung pada volume produksi. Total biaya ( $R_a$ ) merupakan gabungan dari  $F_a$  dan  $V_a$ , dimulai dari Rp936 miliar hingga Rp3.589 miliar. *Break Even Point* (BEP) tercapai pada kapasitas 51,06%, 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 24,30%, 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.

## BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN

### 7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisis pada hasil perhitungan prarancangan pabrik asam perasetat dengan kapasitas 65.000 ton/tahun dari segi teknis dan ekonomis diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik asam perasetat berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah di daerah Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah dengan luas tanah keseluruhan 50.344 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan 158 orang.
2. Dari evaluasi ekonomi serta analisa kelayakan, pabrik ini dinilai layak untuk didirikan dengan parameter kelayakan sebagai berikut:

- a. *Return on Investment* (ROI)

ROI sebelum pajak = 29,26%

ROI sesudah pajak = 22,83%

Nilai ROI *before tax minimum* 44%

- b. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak = 2,55 tahun

POT sesudah pajak = 3,05 tahun

Syarat POT *before tax maximum* 2 tahun

- c. Break Even Point (BEP)

BEP diperoleh = 51,06%

- d. *Shut Down Point* (SDP)

SDP diperoleh = 24,30%

e. *Discounted Cash Flow of Return (DCFRR)*

DFCR diperoleh = 15,17%

Syarat minimum DCFR yang harus dipenuhi adalah 1,5 kali dari suku bunga pinjaman bank. Dengan suku bunga 4,75% maka minimal DCFR harus dipenuhi sebesar 7,125%.

3. Pabrik asam perasetat didirikan dekat dengan lokasi sumber air yaitu Sungai Bengawan Solo sehingga dapat meminimalisir kemungkinan kekurangan pasokan air. Selain itu, lokasi pendirian pabrik dekat dengan produsen bahan baku sehingga dapat terjaga kontinuitasnya.

## 7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lainnya yang memiliki hubungan untuk meningkatkan tingkat kelayakan pendirian pabrik kimia diantaranya:

1. Optimalisasi penentuan alat proses dan alat penunjang perlu diperhatikan agar perolehan keuntungan dapat lebih maksimal.
2. Produk asam perasetat kedepannya dapat direalisasikan melihat dari kebutuhan setiap tahunnya semakin meningkat seiring meningkatnya penggunaan asam perasetat dalam berbagai industri.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill.
- Badan Pusat Statistik. (2025). *Data Impor dan Ekspor Produk Disinfektan dan Sterilan Indonesia*. BPS.
- Bawn, C. E. H., & Williamson, R. (1951). The formation of peroxyacids. *Journal of the Chemical Society*, 1951, 196–201.
- Block, S. S. (1991). *Disinfection, sterilization, and preservation* (4th ed.). Lea & Febiger.
- Branan, C. R. (1989). *Rules of thumb for chemical engineers*. Gulf Publishing.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design*. John Wiley & Sons.
- Chemical Engineering Transactions. (2016). Mineral acid catalysis in peroxyacid formation. *Chemical Engineering Transactions*, 52, 397–402.
- Considine, D. M. (1985). *Chemical and process technology encyclopedia*. McGraw-Hill.
- Dean, J. A. (1999). *Lange's handbook of chemistry* (15th ed.). McGraw-Hill.
- Dona, A., et al. (2024). Application of peracetic acid in industrial disinfection processes. *Journal of Industrial Chemistry*, 18(2), 101–110.
- Evans, F. L. (2000). *Equipment design handbook for refineries and chemical plants*. Gulf Publishing.
- Fatemi, P., & Frank, J. F. (1999). Inactivation of *Listeria monocytogenes* biofilms by peracetic acid. *Journal of Food Protection*, 62(7), 761–765.

- FMC Corporation. (1979). Peracetic acid technical bulletin. FMC Corporation.
- Food Chemicals Codex. (1996). Food Chemicals Codex (4th ed.). National Academy Press.
- Holland, F. A., & Chapman, F. S. (1966). Liquid mixing and processing in stirred tanks. Reinhold Publishing.
- Kern, D. Q. (1950). Process heat transfer. McGraw-Hill.
- Kitis, M. (2004). Disinfection of wastewater with peracetic acid. *Environment International*, 30(1), 47–55.
- Liu, Y., et al. (2021). Kinetics of peracetic acid formation and decomposition. *Chemical Engineering Journal*, 405, 126682.
- Lohringer, H., & Sixt, W. (1961). Peroxyacid formation mechanisms. *Angewandte Chemie*, 73(12), 385–390.
- Lokkesmoe, K. L., & Olson, D. G. (1993). Use of peracetic acid in food processing sanitation. *Food Technology*, 47(5), 80–84.
- Ludwig, E. E. (1964). Applied process design for chemical and petrochemical plants. Gulf Publishing.
- Marriott, N. G. (1999). Principles of food sanitation (4th ed.). Aspen Publishers.
- Mosteller, T. M., & Bishop, J. R. (1993). Sanitizer efficacy against attached bacteria. *Journal of Food Protection*, 56(3), 230–233.
- Othmer, D. F. (1962). Hydrogen peroxide. In Kirk-Othmer encyclopedia of chemical technology (Vol. 11, pp. 720–744). Interscience Publishers.
- Patnaik, P. (2003). Handbook of inorganic chemicals. McGraw-Hill.

- Perry, R. H., & Green, D. W. (1999). Perry's chemical engineers' handbook (7th ed.). McGraw-Hill.
- Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). Plant design and economics for chemical engineers (4th ed.). McGraw-Hill.
- Powell, S. T. (1954). Water conditioning for industry. McGraw-Hill.
- Rase, H. F. (1977). Chemical reactor design for process plants. John Wiley & Sons.
- Shi, Y., et al. (2022). Recent advances in peracetic acid applications. *Journal of Cleaner Production*, 350, 131472.
- Solvay. (2018). Peracetic acid product data sheet. Solvay S.A.
- Steris. (2018). Concentrate cold sterilant technical data. STERIS Corporation.
- Sularso, & Suryono. (2001). Tata air di permukiman. Beta Offset.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2008). Chemical engineering design. Butterworth-Heinemann.
- Treybal, R. E. (1981). Mass-transfer operations (3rd ed.). McGraw-Hill.
- Ulrich, G. D. (1984). A guide to chemical engineering process design and economics. John Wiley & Sons.
- U.S. Patent No. 3,432,546. (1969). Process for producing peracetic acid. U.S. Patent Office.
- U.S. Patent No. 20090043123A1. (2009). Peroxyacid production method. U.S. Patent Office.
- Walas, S. M. (1990). Chemical process equipment: Selection and design. Butterworth-Heinemann.

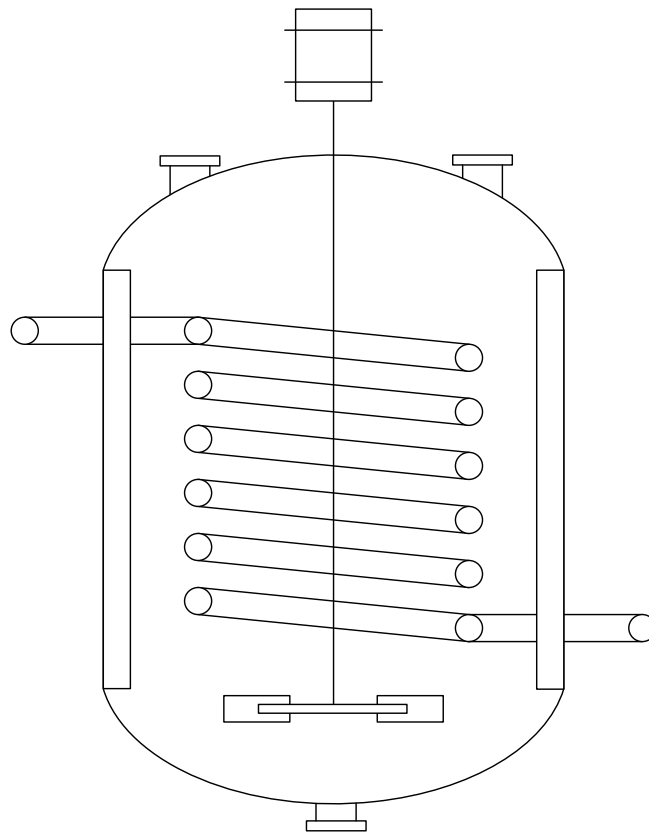
World Health Organization. (2003). Domestic water quantity, service level and health. WHO.

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

## **LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR**

## PERHITUNGAN REAKTOR

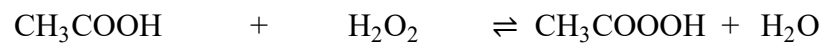
- Kode Alat : R-01
- Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
- Fungsi : Mereaksikan asam asetat dan hidrogen peroksida dengan bantuan katalis asam sulfat
- Kondisi Operasi : Suhu = 55°C  
Tekanan = 1 atm
- Bahan Material : *Stainless Steel SA 167 type II Grade 316*



Gambar 1. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

### A.1 Konversi Kesetimbangan

Di dalam reaktor terjadi reaksi antara asam asetat dan hidrogen peroksida yang membentuk asam perasetat dan air. Berikut adalah persamaan reaksinya:



Asam asetat      Hidrogen peroksida      Asam perasetat      Air

Untuk menentukan konversi kesetimbangan reaksi digunakan hubungan stoikiometri reaksi dan konstanta kesetimbangan.

Keadaan	AA	HP	PAA	H <sub>2</sub> O
Mula-mula	C <sub>A0</sub>	C <sub>B0</sub>	0	C <sub>D0</sub>
Reaksi	-C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>	-C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>	+C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>	+C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>
Setimbang	C <sub>A0</sub> (1-X <sub>e</sub> )	C <sub>B0</sub> -C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>	C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>	C <sub>D0</sub> +C <sub>A0</sub> X <sub>e</sub>

Keterangan:

C<sub>A0</sub>= konsentrasi awal asam asetat

C<sub>B0</sub>= konsentrasi awal hidrogen peroksida

C<sub>D0</sub>= konsentrasi awal air

X<sub>e</sub> = konversi kesetimbangan

Konstanta kesetimbangan reaksi dinyatakan sebagai:

$$K_C = \frac{C_{PAA} \times C_{H_2O}}{C_{AA} \times C_{HP}}$$

Dengan mensubstitusikan hubungan stoikiometri ke dalam persamaan konstanta kesetimbangan diperoleh:

$$K_C = \frac{C_{A0} X_e (C_{D0} + C_{A0} X_e)}{C_{A0} (1 - X_e) (C_{B0} - C_{A0} X_e)}$$

Nilai konstanta kesetimbangan pada kondisi operasi adalah:

$$K_C = 3,62$$

Persamaan tersebut kemudian diselesaikan secara numerik atau menggunakan metode iterasi untuk memperoleh nilai konversi kesetimbangan ( $X_e$ ). Berdasarkan hasil perhitungan menggunakan persamaan kesetimbangan, diperoleh nilai konversi kesetimbangan sebesar  $X_e = 0,551$ .

## A.2 Penentuan Konversi Operasi

Dalam perancangan reaktor, konversi yang digunakan bukan konversi kesetimbangan secara penuh, melainkan konversi operasi yang umumnya diambil sebesar 90–95% dari konversi kesetimbangan untuk memberikan faktor keamanan terhadap kondisi operasi nyata.

Konversi operasi dinyatakan sebagai:

$$X_{opt} = \alpha \times X_e$$

dengan:

$X_{opt}$  = konversi operasi

$X_e$  = konversi kesetimbangan

$\alpha$  = faktor pendekatan kesetimbangan (0,90–0,95)

Pada perancangan ini digunakan pendekatan sebesar 95% dari konversi kesetimbangan, sehingga:

$$X_{opt} = 0,95 \times X_e$$

Dengan nilai konversi kesetimbangan yang diperoleh sebelumnya:

$$X_e = 0,551$$

maka diperoleh:

$$X_{opt} = 0,95 \times 0,551$$

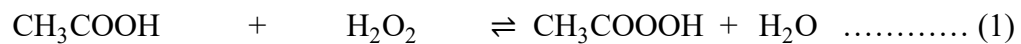
$$X_{opt} = 0,5236$$

Sehingga konversi operasi yang digunakan dalam perancangan reaktor adalah:

$$X_{opt} = 52,36\%$$

### A.3 Neraca Massa Reaktor

Di dalam reaktor terjadi reaksi antara asam asetat dan hidrogen peroksida yang membentuk asam perasetat dan air. Berikut adalah persamaan reaksinya:



Asam asetat      Hidrogen peroksida      Asam perasetat      Air

#### 1. *Input* Reaktor

Arus 1

Tabel A.1 Arus 1 *Input* Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi massa	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	34,015	1.051,57	0,35	30,915	0,222
H <sub>2</sub> O	18,02	1.952,90	0,65	108,374	0,778
Total		3.004,47	1	139,289	1

Arus 4

Tabel A.2 Arus 4 *Input* Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi massa	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
CH <sub>3</sub> COOH	60,05	3.712,93	0,424	61,830	0,566
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,08	4.900	0,56	49,959	0,374
H <sub>2</sub> O	18,02	137,50	0,015	7,630	0,061
Total		8.750,43	1	119,419	1

2. *Output* Reaktor

Arus 5

Tabel A.3 Arus 5 *Output* Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi massa	Laju alir molar (kmol/jam)	Fraksi mol
CH <sub>3</sub> COOH	60,05	3.253,15	0,277	54,174	0,209
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	34,015	791,15	0,067	23,259	0,090
CH <sub>3</sub> COOOH	76,05	582,26	0,050	7,656	0,030
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,08	4.900	0,417	49,959	0,193
H <sub>2</sub> O	18,02	2.228,34	0,190	123,659	0,478
Total		13.265,898	1	304,198	1

**A.4 Dasar Pemilihan Jenis Reaktor**

Dipilih Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Zat pereaksi berupa fase cair dan bersifat kontinyu.
2. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung normal.
3. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran di dalam reaktor selalu homogen.
4. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bisa dipenuhi.
5. Biaya operasi lebih rendah.

Dasar pemilihan koil, yaitu:

1. Hasil perhitungan menunjukkan jaket tidak dapat digunakan sebagai sistem pendingin karena luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan luas area transfer panas dari jaket ke reaktor.
2. Jaket biasanya digunakan untuk vessel yang membutuhkan pembersihan rutin dan *vessel glass-lined* yang sulit dipasang koil internal (Perry, 1999).
3. Koil bisa langsung bersinggungan dengan fluida, sehingga transfer panas bisa efektif.

Dipilih pengaduk jenis *6 blade flat blade turbine impeller*, karena:

1. Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial.
2. Cocok untuk viskositas campuran sampai dengan  $5 \times 10^4$  cP.
3. Cocok untuk volume fluida sampai dengan 20.000 galon (2,673 ft<sup>3</sup>).

### A.5 Perancangan Reaktor

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Kondisi isothermal

Volume reaktor,  $V_{\text{cairan}} = 7,077 \text{ m}^3$

Volume reaktor dengan *over design* 20%,  $V_{\text{reaktor}} = 7,077 \times 1,2 = 8,492 \text{ m}^3$

## 1. Sifat Fisis Komponen

### a. Densitas Campuran

Tabel A.4 Densitas Campuran

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi massa (x)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \times x$ (kg/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	2.228,34	0,190	982,108	186,175
CH <sub>3</sub> COOOH	582,26	0,050	1.167,167	57,814
CH <sub>3</sub> COOH	3.253,15	0,277	1.010,796	279,736
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	791,15	0,067	1.407,900	94,757
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4.900	0,417	1.799,897	750,282
Total	11.754,900	1,000	6.367,868	1.368,765

### b. Viskositas Campuran

Tabel A.5 Viskositas Campuran

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi massa (x)	$\mu$ (cP)	$\mu \times x$ (cP)
H <sub>2</sub> O	2.228,34	0,190	0,514	0,097
CH <sub>3</sub> COOOH	582,26	0,050	0,744	0,037
CH <sub>3</sub> COOH	3.253,15	0,277	0,746	0,206
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	791,15	0,067	0,726	0,049
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4.900	0,417	10,030	4,181
Total	11.754,900	1,000	12,760	4,570

## 2. Menentukan Volume Reaktor

### a. Menghitung Laju Alir Volumetrik ( $F_v$ ) dan Konsentrasi

Tabel A.6 Laju Alir Volumetrik

Komponen	Laju alir mol (kmol/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$F_v$ (m <sup>3</sup> /jam)	$C_A$ (kmol/m <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	156.896	950	2.976	13.437
CH <sub>3</sub> COOOH	16.188	1080	1.140	1.386
CH <sub>3</sub> COOH	59.474	960	3.720	5.094
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	21.643	1320	0.558	1.854
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	49.959	1600	3.063	4.279
Total	304.159	5910	11.676	26.050

## b. Menghitung Harga Laju Reaksi

$$k_1 = 1,073 \times 10^4 \exp\left(-\frac{53625}{RT}\right)$$

$$k_2 = 4,007 \times 10^3 \exp\left(-\frac{54448}{RT}\right)$$

Berdasarkan persamaan Arrhenius tersebut, maka konstanta kecepatan reaksi pada suhu 55°C (328,15 K) adalah sebagai berikut:

$$k_1 = 1,073 \times 10^4 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{53625 \text{ J/mol}}{RT}\right)$$

$$k_1 = 1,073 \times 10^4 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{53625 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K} \times 328,15 \text{ K}}\right)$$

$$k_1 = 3,121 \times 10^{-5} \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s}$$

$$k_2 = 4,007 \times 10^3 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{54448 \text{ J/mol}}{RT}\right)$$

$$k_2 = 4,007 \times 10^3 \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s} \cdot \exp\left(-\frac{54448 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K} \times 328,15 \text{ K}}\right)$$

$$k_2 = 8,620 \times 10^{-6} \text{ L}^2/\text{mol}^2 \cdot \text{s}$$

Maka harga kecepatan reaksinya adalah:

$$-r_A = k_1 C_{\text{CH}_3\text{COOH}} C_{\text{H}_2\text{O}_2} - k_2 C_{\text{CH}_3\text{COOOH}} C_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$-r_A = 3,121 \times 10^{-5} \cdot 5,094 \cdot 1,854 - 8,620 \times 10^{-6} \cdot 1,386 \cdot 13,437$$

$$-r_A = 0,000024 \text{ mol}/(\text{L} \cdot \text{s})$$

$$-r_A = 0,0884 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{hr})$$

## c. Menghitung Volume Reaktor

$$V = \frac{F_{\text{H}_2\text{O}_2} \cdot X_{\text{H}_2\text{O}_2}}{-r_A}$$

$$V = \frac{30,91 \cdot 52,36\%}{0,0884}$$

$$V = 183 \text{ m}^3$$

### 3. Optimasi Reaktor

Tujuan optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan jumlah dan volume optimal ditinjau dari harga reaktor.

Tabel 7. Optimasi Reaktor

Jumlah Reaktor	Volume per Reaktor (m <sup>3</sup> )	Harga Satuan (\$USD)	Harga Total (\$USD)
1	183	-	-
2	19,8	138.504,87	277.009,75
3	7,077	745.91,98	223.775,95
4	4,253	56.423,60	225.694,39

Berdasarkan hasil optimasi, konfigurasi tiga reaktor memberikan biaya total minimum sebesar \$223.775,95. Penambahan dari dua ke tiga reaktor menurunkan volume per unit dan biaya investasi, sedangkan penambahan menjadi empat reaktor justru meningkatkan biaya. Oleh karena itu, dipilih tiga reaktor sebagai konfigurasi optimum secara teknis dan ekonomis dengan volume masing-masing reaktor adalah 7,077 m<sup>3</sup>.

### 4. Menentukan Dimensi

Dipilih: RATB silinder tegak *torispherichal dished heads* dengan H:D = 3:2

$$V_{shell} = \frac{\pi \cdot D^2 H}{4} = 8,492 \text{ m}^3$$

$$V_{shell} = \frac{\pi D^2 H}{4} ; H:D = 3:2$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_{shell}}{\frac{3\pi}{8}}} = 10,647 \text{ ft} = 1,932 \text{ in}$$

$$H = 2,898 \text{ in}$$

### 5. Menentukan Waktu Tinggal

Diperoleh waktu tinggal reaksi yaitu  $\tau = 0,9$  menit.

## 6. Menentukan Tebal Dinding

Dipilih : Bahan *stainless steel SA – 167 Grade II type 316*

Spesifikasi:

$$\text{Max allowable stress, } f = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Densitas campuran, } \rho \text{ camp} = 1.368,765 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Tekanan, } P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho gh = 1.368,765 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,898 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 38.874,89 \text{ Pa} = 5,637 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (14,7 \text{ psi} + 5,637 \text{ psi})$$

$$P_{\text{design}} = 28,403 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$t_s = \frac{24,403 \text{ psi} \cdot 38,032 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 24,403 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,183 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} = 3/16 \text{ in}$$

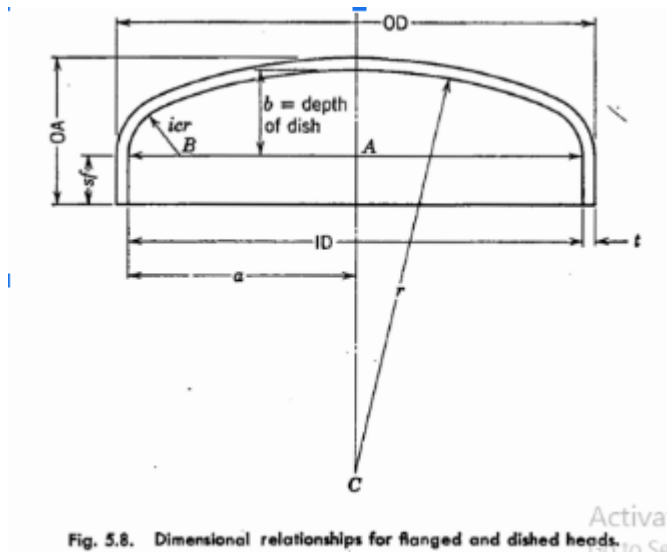
$$OD_{\text{shell}} = ID + 2 \cdot t_s \text{ standar} \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$OD_{\text{shell}} = 76,066 \text{ in} + 2 \cdot 0,19 \text{ in} = 76,441 \text{ in}$$

## 7. Perancangan *Head* dan *Bottom* Tangki

Jenis *head* yang dipilih adalah *Torispherical Flanged and Dished Head*. Jenis ini dipilih tekanan *design* yang dirancang yaitu 28,7033 psi termasuk ke

dalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psi – 200 psi dan harganya lebih ekonomis.



Gambar 2. Dimensi *Torispherical Flanged and Dished Head*

Ketebalan *head* dihitung berdasarkan persamaan 13.12 (Brownell, 1959):

$$t_h = \frac{0,885P_d r}{fE - 0,1P_d} + C$$

Dimana:

$t_h$  = tebal *head* (in)

$r$  = jari-jari dalam *shell* = 76,066 in

$f$  = *allowable stress* untuk *plate steel* SA-167 tipe 309 = 18750 psi

$E$  = efisiensi sambungan = 85%

$P_d$  = tekanan desain = 28,403 psi

$C$  = *corrosion allowance* = 0,125 in

Sehingga diperoleh,

$$t_h = \frac{0,885 \cdot 28,403 \text{ psi} \cdot 76,066 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 28,403 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$t_h = 0,228$  in, dipakai tebal *head* ( $t_h$ ) standar 1/4 in

Tinggi *head* dihitung menggunakan persamaan  $OA = t + b + sf$

Dengan,

$$icr = 6\% \times ID_s = 0,06 \times 76,066 \text{ in} = 4,564 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{76,066 \text{ in}}{2} = 38,033 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 33,469 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 71,502 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 63,185 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 12,881 \text{ in}$$

Sehingga,  $OA = 15,109$  in

## 8. Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 \times \text{tinggi head} \\ &= 2,897 \text{ m} + 2 \times 0,384 \text{ m} \\ &= 3,664 \text{ m} \end{aligned}$$

## Menentukan Tinggi Larutan dalam Reaktor

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} (1,932 \text{ m})^2$$

$$A = 2,932 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter dalam reaktor (ID)} = 76,066 \text{ in}$$

$$\text{Nilai sf berdasarkan tabel 5.6} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049ID^3 + \frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{ID}{12}\right)^2 \cdot \frac{sf}{12}$$

$$= 0,000049(76,066)^3 + \frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{76,066}{12}\right)^2 \cdot \frac{2}{12}$$

$$= 26,825 \text{ ft}^3 = 0,76 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume } bottom = \text{Volume } head (V_H)$$

$$= 0,380 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume } shell = 8,492 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = V_{shell} - V_{bottom}$$

$$= 8,492 \text{ m}^3 - 0,380 \text{ m}^3$$

$$= 7,733 \text{ m}^3$$

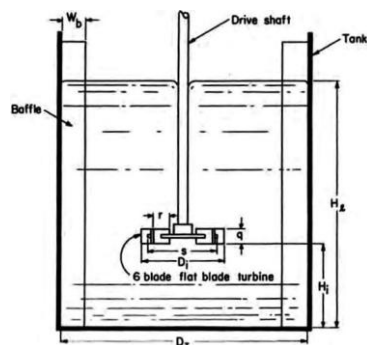
$$\text{Tinggi cairan} = \frac{V_{cairan}}{A}$$

$$= \frac{7,733 \text{ m}^3}{2,932 \text{ m}^2} = 2,638 \text{ m}$$

## 9. Desain Sistem Pengaduk

### a. Jenis Pengaduk

Pengaduk yang akan digunakan dalam reaktor dipilih berdasarkan viskositas fluida pada temperatur 55°C. Untuk viskositas 4,570 cP, maka jenis pengaduk yaitu jenis *propellers* dan *flat blade turbine impellers* (Coulson & Richardson, 2005). Sedangkan menurut Holland & Chapman, 1966, jenis pengaduk yaitu *propeller* atau *turbine*. Dipilih *flat blade turbine impeller* karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses kontinyu (Rase, 1977).



$D_i$  = Diameter *impeller*

$D_T$  = Diameter tangki

$H_i$  = Tinggi *impeller* dari *bottom*

$q$  = Lebar *impeller blade*

$r$  = Panjang *impeller blade*

$H_l$  = Tinggi cairan

$W_b$  = Lebar *baffle*

Gambar 3. Konfigurasi Tangki Standar

(Sumber: Holland & Chapman, 1966)

Menurut Holland & Chapman, 1966 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (*6 blade flat blade turbine impeller*) konfigurasi tangki standar memiliki geometris sebagai berikut:

$$D_i = 1/3 D_T$$

$$H_i = D_i$$

$$q = 1/5 D_i$$

$$r = 1/4 D_i$$

$$H_l = D_T$$

$$W_b = 1/10 D_T$$

$$\text{Jumlah } \textit{baffle} = 4$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

$$\text{Jumlah } \textit{blade} = 6 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah } \textit{baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter } \textit{impeller} (D_i) &= 1/3 \times D_T \\
 &= 1/3 \times 1,932 \text{ m} \\
 &= 0,644 \text{ m} \\
 &= 2,113 \text{ ft} \\
 \\
 \text{Tinggi } \textit{impeller} \text{ dari bottom } (H_i) &= D_i \\
 &= 2,113 \text{ ft} \\
 \\
 \text{Lebar } \textit{impeller blade} (q) &= 1/5 \times D_i \\
 &= 1/5 \times 2,113 \text{ ft} \\
 &= 0,423 \text{ ft} \\
 \\
 \text{Panjang } \textit{impeller blade} (r) &= 1/4 \times D_i \\
 &= 1/4 \times 2,113 \text{ ft} \\
 &= 0,528 \text{ ft} \\
 \\
 \text{Lebar } \textit{baffle} (W_b) &= 0,1 \times D_T \\
 &= 0,1 \times 1,932 \text{ m} \\
 &= 0,193 \text{ m} \\
 &= 0,634 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### **b. Jumlah Pengaduk**

Karena nilai viskositas yang rendah, yaitu 4,570 cP ( $\mu < 25$  cP), maka jumlah pengaduk yang dibutuhkan adalah 1 buah (Walas, 1990).

#### **c. Kecepatan Pengaduk**

Kecepatan pengadukan ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut.

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}$$

(Rase, 1977)

Keterangan:

$N$  = Kecepatan pengadukan (rpm)

$D_i$  = Diameter pengaduk (ft)

$WELH$  = *Water Equivalent Liquid Height* ( $WELH = h_{cairan} \times SG$ )

$SG$  = *Spesific gravity* ( $SG = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}}$ )

Maka didapatkan perhitungan sebagai berikut:

$$SG = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{6367,868 \text{ kg/m}^3}{982,108 \text{ kg/m}^3} = 1,394$$

$$WELH = 8,653 \text{ ft} \times 1,394 = 12,06 \text{ ft}$$

Sehingga kecepatan pengaduk ( $N$ ) sebagai berikut:

$$N = \frac{600}{3,14 \times 2,113 \text{ ft}} \sqrt{\frac{12,06 \text{ ft}}{2 \times 2,113 \text{ ft}}}$$

$$N = 152,698 \text{ rpm}$$

Berdasarkan kecepatan pengadukan standar, maka nilai  $N$  standar yang dipilih adalah 155 rpm atau 2,583 rps (Walas, 1990).

#### d. Bilangan Reynold

Perhitungan bilangan Reynold digunakan untuk mengetahui jenis aliran yang terjadi pada reaktor.

$$N_{Re} = \frac{ND_i^2 \rho}{\mu}$$

(Geankoplis, 1933)

Keterangan:

$N_{Re} < 10$  = Aliran laminar

$N_{Re} > 10^4$  = Aliran turbulen

$10 < N_{Re} < 10^4$  = Aliran transisi

Maka nilai bilangan Reynold sebagai berikut:

$$N_{Re} = \frac{2,583 \text{ rps} \times 0,644 \text{ m} \times 1368,765 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0045 \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Re} = 3,209 \times 10^5$$

Karena nilai  $N_{Re} > 10^4$ , maka aliran yang terbentuk adalah aliran turbulen. Aliran turbulen dapat menyebabkan pada proses pengadukan terjadi *vortex*. Sehingga dibutuhkan *baffle*. Jumlah *baffle* yang digunakan sebanyak 4 buah.

#### e. Kriteria Pengadukan

Pengadukan di reaktor dikatakan sempurna apabila kecepatan sirkulasi setidaknya lima hingga sepuluh kali laju umpan atau  $\frac{Q_R}{F_v} > (5 - 10)$  (Rase, 1977).

Maka, berikut adalah perhitungan untuk menentukan kriteria dari pengadukan pada reaktor:

$$Q_R = N_{QR} N D_i^3$$

$$N_{QR} = 0,93 \cdot D_T / D_i \text{ untuk } N_{Re} > 10^4 \text{ dan turbin dengan 6 blades}$$

(Rase, 1977)

*Keterangan:*

$Q_R$  = Kecepatan sirkulasi ( $m^3/jam$ )

$F_v$  = Laju alir volumetrik =  $9,271 m^3/jam = 5,456 ft^3/menit$

*Maka didapatkan perhitungan sebagai berikut:*

$$N_{Q_R} = 0,93 \times \frac{6,339 ft}{2,113 ft} = 2,79$$

$$Q_R = 2,79 \times 155 rpm \times 2,113^3 ft^3$$

$$Q_R = 12.473,230 ft^3/menit$$

$$\frac{Q_R}{F_v} = \frac{4.079,405 ft^3/menit}{5,456 ft^3/menit}$$

$$\frac{Q_R}{F_v} = 747,629$$

Karena nilai dari  $\frac{Q_R}{F_v} > 10$ , maka pengadukan dikatakan sebagai pengadukan sempurna.

#### **f. Tenaga Pengadukan**

Tenaga pengadukan ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut.

$$P = P_o \rho N^3 D_i^5$$

(Walas, 1990)

*Keterangan:*

$P$  = Tenaga pengadukan (W)

$P_o$  = Power number

$\rho$  = Densitas campuran ( $kg/m^3$ )

$N$  = Kecepatan putar pengaduk (rps)

$D_i$  = Diameter pengaduk (m)

Nilai *power number* ( $P_o$ ) ditentukan dari grafik antara  $P_o$  berbagai pengaduk sebagai fungsi bilangan Reynolds ( $N_{Re}$ ) yaitu 8 (Brown, 1950; Walas 1990).

Maka didapatkan perhitungan tenaga pengadukan sebagai berikut:

$$P = 8 \times 1368,765 \text{ kg/m}^3 \times (2,583 \text{ rps})^3 \times (0,644 \text{ m})^5$$

$$P = 20.915,57 \text{ Watt} = 28,048 \text{ HP}$$

Dari nilai tenaga pengadukan yang didapat sebesar 28,048 HP di atas, perlu dilakukan efisiensi pengadukan. Efisiensi pengadukan yang dipilih adalah 90% (Towler & Sinnott, 2008).

$$P = \frac{28,048 \text{ HP}}{0,90}$$

$$P = 31,165 \text{ HP}$$

Berdasarkan nilai *power* standar NEMA (Ludwig, 1964), dipilih nilai tenaga pengadukan standar sebesar 40 HP.

## 10. Perancangan Pendingin

Neraca Panas Reaktor

a. *Input*: (Arus 1)

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir massa (kg/jam)	Laju alir molar (kmol/jam)	$\int Cp dT$ , kJ/kmol	$Q_{input}$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	34	1.286,789	37,83	2536,84	95.968,763
H <sub>2</sub> O	18	2.389,751	132,651	2226,505	295.388,341
Total		3.676,898	170,481		391.357,104

b. *Input*: (Arus 4)

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir massa (kg/jam)	Laju alir molar (kmol/jam)	$\int Cp dT$ , kJ/kmol	$Q_{input}$ (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	60	4.543,464	75,658	2430,471	183.892,737
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	4.900	49,9595	2531,149	126.454,232
H <sub>2</sub> O	18	145,894	8,098	2226,505	18.070,513
Total		9.589,358	133,716		328.417,482

c. *Output*: (Arus 5)

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir massa (kg/jam)	Laju alir molar (kmol/jam)	$\int Cp dT$ , kJ/kmol	$Q_{output}$ (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> COOH	60	3.571,388	59,474	2430,471	144.548,800
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	34	736,190	21,643	2536,84	54.905,074
CH <sub>3</sub> COOOH	76	1.231,060	16,188	3660.309	59.251,306
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	4900	49,959	2531,149	126.454,231
H <sub>2</sub> O	18	2.827,260	156,895	2226,505	349.328,875
Total		13.265,898	304,159		617.591,533

d. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	$Q_{input}$ (kJ/jam)		$Q_{output}$ (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 4	Arus 5
CH <sub>3</sub> COOH	-	183.892,737	131.668,405
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	78.426,127	-	59.003,622
CH <sub>3</sub> COOOH	-	-	25.137,347
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	126.454,232	126.454,232
H <sub>2</sub> O	295.388,341	18.070,513	349.328,875
Subtotal	391.357,104	328.417,482	617.591,533
Total	613.444,107		617.591,533
$Q_{reaksi}$	10.219,566		
$Q_{pendingin}$	14.366,993		

### Kebutuhan Air Pendingin

$$Q_{pendingin} = 365.113,816 \text{ kJ/jam}$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$C_{p_{air}} = 4.184 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{Massa Air Pendingin} = \frac{Q}{C_p(T_{out}-T_{in})}$$

$$\text{Massa Air Pendingin} = \frac{14.366,992 \text{ kJ/jam}}{4.184 \text{ kJ/kgK}(318 \text{ K}-303 \text{ K})}$$

$$\text{Massa Air Pendingin} = 228,919 \text{ kg/jam}$$

### Menghitung Dimensi Pendingin Reaktor

Menghitung LMTD

Suhu fluida panas reaktor = 55 °C = 131 °F

Suhu fluida dingin masuk = 30 °C = 86 °F

Suhu fluida dingin keluar = 45 °C = 113 °F

		Fluida Panas (T)		Fluida Dingin (t)	$\Delta t$
1	Higher Temp (°F)	131	(T <sub>1</sub> )-(t <sub>2</sub> )	113	45
2	Lower Temp (°F)	131	(T <sub>2</sub> )-(t <sub>1</sub> )	86	18

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{18^\circ\text{F} - 45^\circ\text{F}}{\ln \frac{18}{45}} = 29,47^\circ\text{F}$$

### Menghitung Luas Transfer Panas

- a. Luas transfer panas yang dibutuhkan ( $A_{\text{required}}$ )

$$A_{\text{required}} = \pi D H_{\text{cairan}}$$

$$A_{\text{required}} = \pi \cdot 1,932 \text{ m} \cdot 2,638 \text{ m}$$

$$= 16,009 \text{ m}^2$$

$$= 172,324 \text{ ft}^2$$

- b. Luas selimut reaktor ( $A_{\text{jaket}}$ )

$$A_{\text{jaket}} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$= \frac{13.617,282 \text{ btu/hr}}{25 \text{ btu/hrft}^2\text{F} \cdot 29,467 \text{ F}}$$

$$= 18,485 \text{ ft}^2$$

Koefisien perpindahan panas *overall* untuk menghitung Ajaket diambil angka 25 dari rentang 25-60 btu/hr.ft<sup>2</sup>.F. Karena luas transfer panasnya lebih besar dari luas selubungnya maka digunakan pendingin koil. Dipakai koil pendingin jenis *helix*.

### Memilih Dimensi Pipa Koil

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q., diperoleh :

D Nominal	= 1 in = 0,083 ft = 0,0254 m
Diameter Pipa Luar (OD)	= 1,32 in = 0,11 ft = 0,0335 m
Diameter Pipa Dalam (ID)	= 1,049 in = 0,0874 ft = 0,0266 m
Schedule Number	= 40
Flow Area per Pipe (At)	= 0,864 in <sup>2</sup> = 0,006 ft <sup>2</sup> 0,0006 m <sup>2</sup>
Surface Area per linier ft (Ao)	= 0,344 ft <sup>2</sup> /ft outside = 0,274 ft <sup>2</sup> /ft inside

### Menghitung Kecepatan Aliran Pendingin

Untuk aliran dalam koil/tube, Batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s. (Culson pg, 527)

$$G = \frac{\text{massa pendingin reaktor}}{\text{luas area pipa}}$$

$$v = \frac{G}{\rho} = \frac{\text{massa pendingin reaktor}}{\frac{\text{luas area pipa}}{\rho}}$$

Kecepatan pendingin masih masuk dalam batasan.

### Merancang Struktur Koil

$$\text{Panjang koil (Lc)} = \frac{A}{A_o} = \frac{5,135 \text{ ft}^2}{0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 14,93 \text{ ft} = 4,55 \text{ m}$$

$$\text{Volume koil (Vc)} = \frac{\pi}{4} OD^2 Lc = \frac{\pi}{4} (0,335 \text{ m})^2 4,55 \text{ m} = 0,00402 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan setelah ditambah koil} &= V_{\text{cairan awal}} + Vc \\ &= 4,6305 \text{ m}^3 + 0,00402 \text{ m}^3 = 4,6346 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan setelah ditambah koil} &= \frac{V_{\text{cairan+koil}}}{\text{Luas penampang reaktor}} \\ &= \frac{V_{\text{cairan+koil}}}{\frac{\pi}{4} D_{\text{reaktor}}^2} \\ &= \frac{4,6346}{\frac{\pi}{4} (1,63 \text{ m})^2} = 2,444 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter lilitan} &= 0,8 \times D_{\text{reaktor}} - OD_{\text{koil}} \\ &= 0,8 \times 1,63 \text{ m} - 0,034 \text{ m} \\ &= 1,271 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas perpindahan panas tiap lilitan (A')} &= \pi \times 0,8 \times \text{external surface} \\ &= \pi \times 0,8 \times 0,344 \text{ ft}^2 \\ &= 4,5058 \text{ ft}^2 = 0,4186 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

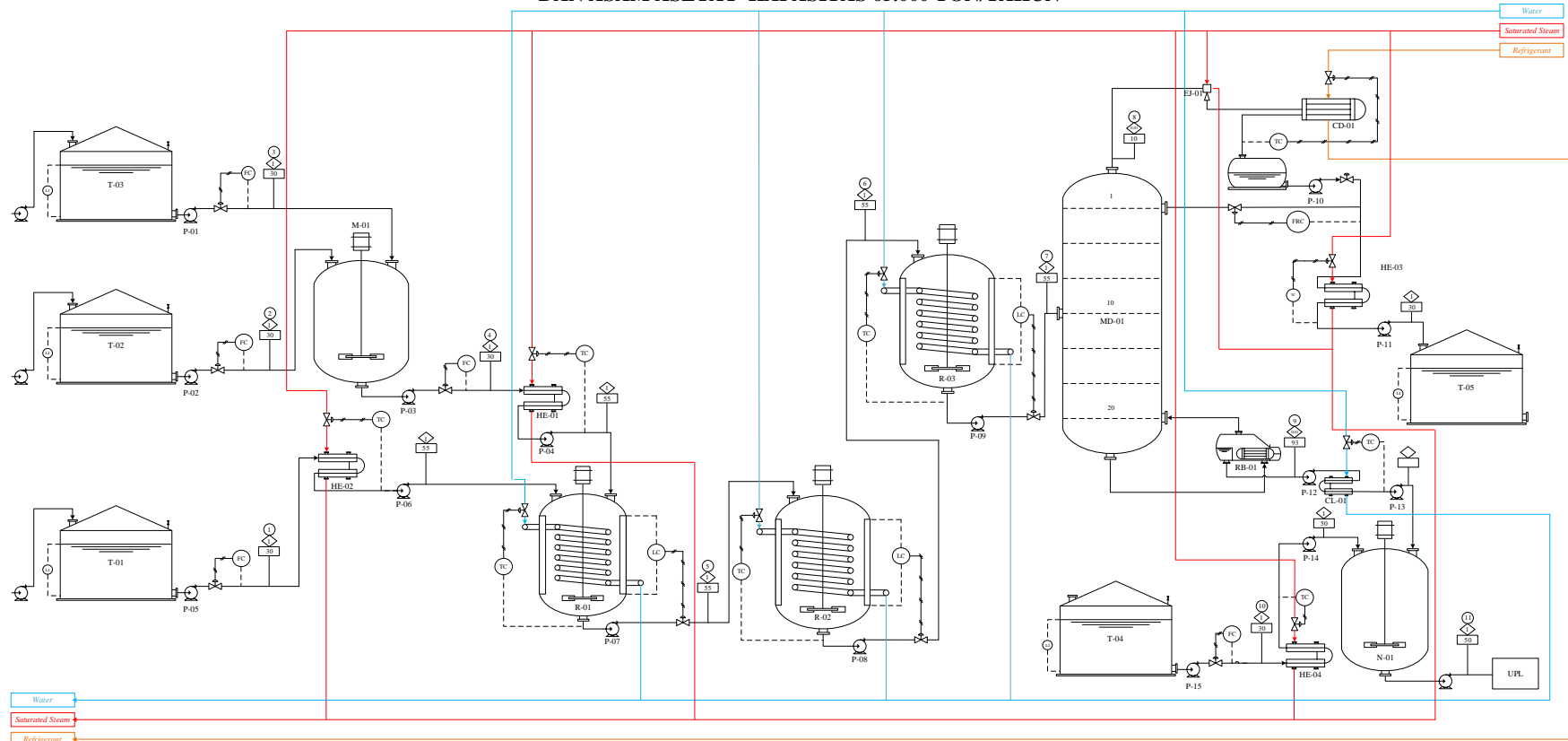
$$\begin{aligned} \text{Jumlah lilitan (N}_{\text{lilitan}}) &= \frac{A}{A'} = \frac{5,135 \text{ ft}^2}{4,5058 \text{ ft}^2} \\ &= 1,139 \text{ buah} \approx 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak antar koil} = 1 \times OD_{\text{koil}} = 1,32 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi koil} &= N_{\text{lilitan}} \times OD_{\text{koil}} + (N_{\text{lilitan}} - 1) OD_{\text{koil}} \\ &= 1,139 \times 1,32 \text{ in} + (1,139 - 1) 1,32 \text{ in} \\ &= 1,6869 \text{ in} = 0,0428 \text{ m} \end{aligned}$$

**LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM***  
**(PEFD)**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK ASAM PERASETAT DARI HIDROGEN PEROKSIDA**  
**DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**



Komponen	Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H <sub>2</sub> O	1.952,90	37,50	100	137,50	2.228,34	2.370,74	2.382,03	2.382,03	-	2.893,82	4.197,48
CH <sub>3</sub> COOOH	-	-	-	-	582,26	1.183,41	1.231,06	1.231,06	-	-	0
CH <sub>3</sub> COOH	-	3.712,93	-	3.712,93	3.253,15	2.778,47	2.740,85	2.740,85	-	-	0
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	1.051,57	-	-	-	791,15	522,277	500,97	500,97	-	-	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	4.900	4.900	4.900	4.900	4.900	1.352,18	-	-	0
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.893,82	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	3.547,82	-	5.137,97
Total	3.004,47	3.750,43	5.000	8.750,43	11.754,90	11.754,90	11.754,90	8.207,08	3.547,82	5.787,64	9.335,46

		Keterangan		
R	Reaktor		Nomor Arus	FC
MD	Menara Distilasi		Tekanan	LC
HE	Heater		Suhu	TC
CL	Cooler		Arus Proses	LI
CD	Condenser		Arus Backup	FI
RB	Reboiler		Control Valve	FRC
ACC	Accumulator		Sinyal Pneumatic	
T	Tangki		Sinyal Electric	
P	Pompa			
EJ	Ejector			
M	Mixer			

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**  
**2026**

---

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM PERASETAT**  
**DARI HIDROGEN PEROKSIDA DAN ASAM ASETAT**  
**KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :	
Apriyan Bima Maulana	22521086
Salsabila Nur Azizah	22521092

Dosen Pembimbing :  
**Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.**

**LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN**

Nama Mahasiswa	: Apriyan Bima Maulana
NIM	: 22521086
Nama Mahasiswa	: Salsabila Nur Azizah
NIM	: 22521092
Semester/Tahun Akademik	: VII/2025-2026
Nama Dosen Pembimbing	: Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	19 September 2025	Perkenalan dan Diskusi Prarancangan Pabrik	
2	3 Oktober 2025	Konsultasi Kapasitas dan Pemilihan Proses	
3	7 Oktober 2025	Konsultasi Kapasitas dan Pemilihan Proses	
4	31 Oktober 2025	Konsultasi Diagram Alir dan Neraca Massa	
5	6 November 2025	Konsultasi Diagram Alir dan Neraca Massa	
6	14 November 2025	Konsultasi Perancangan Reaktor	
7	8 Desember 2025	Konsultasi Perancangan Reaktor	
8	13 Januari 2026	Konsultasi Perancangan Alat Besar	
9	20 Januari 2026	Konsultasi PEFD dan Alat Penyimpan	
10	28 Januari 2026	Konsultasi Alat Transportasi, Penukar Panas, Neraca Panas, Naskah	
11	5 Februari 2026	Konsultasi Alat Penukar Panas, Neraca Panas, Utilitas, Evaluasi Ekonomi	

**LAMPIRAN D. PERBANDINGAN PERHITUNGAN JUMLAH *STAGE*  
MENARA DISTILASI MENGGUNAKAN METODE MCCABE-THIELE  
DAN SIMULASI ASPEN PLUS**

### D.1 Perhitungan Jumlah Tahap Ideal Kolom Distilasi

Estimasi jumlah tahap ideal kolom distilasi dilakukan menggunakan pendekatan McCabe–Thiele untuk sistem multikomponen. Campuran yang dipisahkan terdiri dari asam asetat (AA), hidrogen peroksida (HP), asam sulfat (SA), asam perasetat (PAA), dan air pada tekanan operasi  $P = 0,01$  atm dengan *reflux ratio* = 2.

Komposisi Aliran

Tabel 1. Komposisi Aliran

Komponen	Feed (kmol/jam)	Distilat (kmol/jam)	Bottom (kmol/jam)
Asam asetat (AA)	65,03456	60,56299707	4,471564
Hidrogen peroksida (HP)	20,98615	4,86405E-06	20,98614
Asam sulfat (SA)	49,95948	2,49895E-28	49,95948
Asam perasetat (PAA)	23,06537	16,18704411	6,878329
Air (Water)	186,0482	185,345689	0,702469
Total	345,09372	262,0957351	82,99799

### D.2 Penentuan Key Component

*Light Key* (LK) = Air ( $H_2O$ )

*Heavy Key* (HK) = Hidrogen Peroksida ( $H_2O_2$ )

### D.3 Relative Volatility

Tabel 2. Relative Volatility

Komponen	$\alpha_{top}$	$\alpha_{bottom}$	$\alpha_{average}$
Asam asetat (AA)	10,030491	27,17574184	18,60312
Hidrogen peroksida (HP)	1	1	1
Asam sulfat (SA)	0,0002072	3,6335E-05	0,000122
Asam perasetat (PAA)	10,455679	21,7106315	16,08316
Air (Water)	15,398748	39,21113119	27,30494

#### D.4 Perhitungan *Non-Key Components*

Tabel 3. Persamaan Perhitungan *Non-Key Components*

Bagian Atas	Bagian Bawah
$l_i = \frac{d_i}{(\alpha_i - 1)}$	$v_i' = \frac{\alpha_i b_i}{(\alpha_{LK} - \alpha_i)}$
$v_i = l_i + d_i$	$l_i' = v_i' + b_i$

Tabel 4. Perhitungan *Non-Key Components*

Komponen	$\alpha_i$	$d_i$	$l_i$	$v_i$
Asam asetat (AA)	18,60	60,56	3,44	64,00
Asam perasetat (PAA)	16,08	16,19	1,07	17,26
			$\Sigma l_i = 4,51$	$\Sigma v_i = 81,26$
Komponen	$\alpha_i$	$b_i$	$l_i'$	$v_i'$
Asam sulfat (SA)	0,000122	49,96	49,96	0,000223
			$\Sigma l_i' = 49,96$	$\Sigma v_i' = 0,000223$

#### D.5 Perhitungan Aliran Internal Kolom

$$\text{Reflux ratio (R)} = 2$$

$$L_e = RD - \Sigma l_i = 519,68$$

$$V_e = (R + 1)D - \Sigma v_i = 705,02$$

$$V_e' = (R + 1)D - \Sigma v_i' = 786,29$$

$$L_e' = (R + 1)D + B - \Sigma l_i' = 819,33$$

#### D.6 Kemiringan Garis Operasi

$$\text{Top operating line} = \frac{L_e}{V_e} = 0,737$$

$$\text{Bottom operating line} = \frac{L_e'}{V_e'} = 1,042$$

### D.7 Komposisi *Light Key*

$$X_b = \frac{b_{LK}}{b_{LK} + b_{HK}} = 0,0323$$

$$X_d = \frac{d_{LK}}{d_{LK} + d_{HK}} = 0,99$$

$$X_f = \frac{f_{LK}}{f_{LK} + f_{HK}} = 0,897$$

### D.8 Hubungan Kesetimbangan

Jika volatilitas relatif LK terhadap HK = y, maka:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}, \text{ dengan } \alpha = 2$$

Tabel 5. Hubungan Kesetimbangan

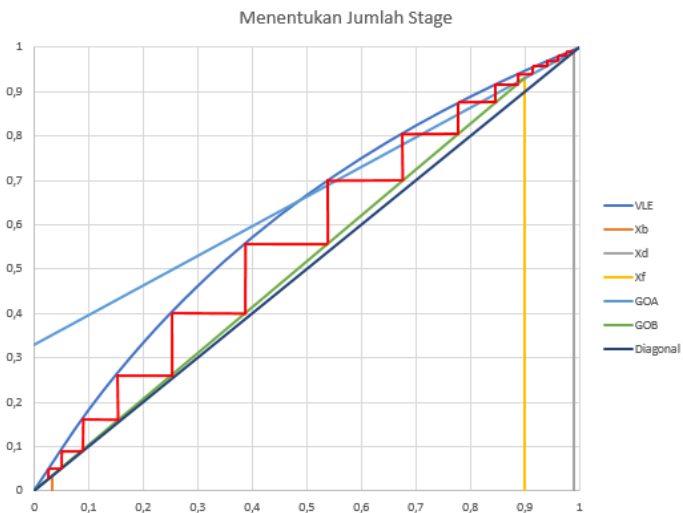
x	y
0	0
0,1	0,18182
0,2	0,33333
0,3	0,46154
0,4	0,57143
0,5	0,66667
0,6	0,75
0,7	0,82353
0,8	0,88889
0,9	0,94737
1	1

### D.9 Hasil

Berdasarkan grafik McCabe–Thiele diperoleh:

Jumlah *stage* ideal = 15

Lokasi *feed* = stage 5



Gambar 1. Menentukan Jumlah *Stage* Metode McCabe-Thiele

### D.10 Hasil Simulasi Aspen

RadFrac	
Number of stages	13
Condenser	TOTAL
Reboiler	KETTLE
Number of phases	2
Free-water	NO
Top stage pressure [atm]	0,1
Specified reflux ratio	2

Gambar 2. Hasil Simulasi Aspen

Jumlah *stage* ideal = 13

*Feed* stream = stage ke 6

Berdasarkan perhitungan menggunakan metode grafis McCabe–Thiele diperoleh jumlah tahap teoritis sebanyak 15 *stage* dengan posisi *feed* pada stage ke-5. Sementara itu, hasil simulasi menggunakan Aspen Plus menunjukkan bahwa jumlah tahap yang dibutuhkan adalah 13 *stage* dengan *feed* pada *stage* ke-6. Perbedaan ini dapat terjadi karena metode grafis menggunakan beberapa asumsi penyederhanaan, seperti sistem dianggap biner, *relative volatility* konstan, serta asumsi *constant molar overflow* (CMO) yang menganggap laju alir uap dan cair konstan di sepanjang kolom. Selain itu, metode grafis juga bergantung pada ketelitian dalam menggambar kurva kesetimbangan dan garis operasi sehingga kemungkinan terjadi deviasi dalam penentuan jumlah tahap maupun posisi *feed* stage. Sebaliknya, simulasi pada Aspen Plus menghitung proses distilasi secara lebih komprehensif dengan mempertimbangkan sistem multikomponen serta menyelesaikan persamaan MESH (*Material balance, Equilibrium relation, Summation, dan Heat balance*) secara simultan pada setiap tahap kolom. Oleh karena itu, hasil simulasi dianggap lebih representatif terhadap kondisi operasi sebenarnya. Meskipun demikian, hasil metode grafis yang diperoleh masih cukup mendekati hasil simulasi dengan selisih dua tahap, sehingga menunjukkan bahwa pendekatan grafis yang dilakukan telah memberikan estimasi yang baik. Berdasarkan pertimbangan tersebut, jumlah tahap yang dipilih dalam perancangan kolom adalah 13 *stage* dengan *feed* pada *stage* ke-6, sesuai dengan hasil simulasi yang lebih rigor dan mendekati kondisi operasi nyata.