

**PRARANCANGAN PABRIK AMIL ALKOHOL
DARI PENTANA DENGAN KAPASITAS 25.000
TON/TAHUN**

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



**Nama : Saffanah Azka Mufida
NIM : 21521103**

**Nama : Vania Anandhita Chairunisa
NIM : 21521107**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2025**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Saffanah Azka Mufida
NIM : 21521103

Nama : Vania Anandhita Chairunnisa
NIM : 21521107

Yogyakarta, Mei 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri.

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

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

Tanda Tangan,
Mahasiswa 1

A 10000 Indonesian revenue stamp (Meterai Tempel) with a Garuda emblem and the serial number 71AMX231517844. A handwritten signature is written over the stamp.

Saffanah Azka Mufida

Tanda Tangan,
Mahasiswa 2

A 10000 Indonesian revenue stamp (Meterai Tempel) with a Garuda emblem and the serial number F8AMX231517849. A handwritten signature is written over the stamp.

Vania Anandhita Chairunnisa

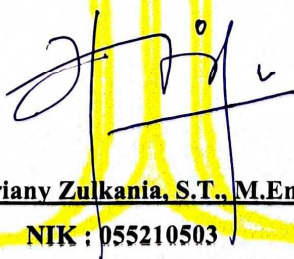
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK AMIL ALKOHOL DARI PENTANA
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Nama : Saffanah Azka Mufida
NIM : 21521103

Nama : Vania Anandhita Chairunisa
NIM : 21521107

Yogyakarta, 27 Mei 2025

Pembimbing,



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

NIK : 055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK AMIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS 25.000
TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Saffanah Azka Mufida
NIM : 21521103

Nama : Vania Anandhita Chairunnisa
NIM : 21521107

Telah dipertahankan di depan sidang penguji sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 20 Juni 2025

Tim Penguji

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

Ketua

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

Anggota I

Alinda Fitrotun Nisya, S.T., M.Eng

Anggota II


25/06/2025

25/2025
Juni

25/6-25

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia





Prof. Dr. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., IPM.
NIK. 995200445

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji Syukur Alhamdulillah atas rahmat, hidayah dan inayah-nya dari Allah SWT, akhirnya kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul “PRARANCANGAN PABRIK AMIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN” ini disusun sebagai penerapan dari Ilmu Teknik Kimia yang telah didapat dibangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada berbagai pihak yang telah membantu terwujudnya Laporan Tugas Akhir ini. Ucapan terima kasih penulis dipersembahkan kepada:

1. Allah SWT yang telah memberikan kelancaran, kemudahan dan petunjuk dalam proses penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Bapak dan Ibu kedua orang tua kami, yang telah banyak memberikan doa, dukungan dan motivasi tiada henti.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., Dr selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, terima kasih banyak telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, oleh sebab itu kami mengharapkan kritik dan saran atau masukan untuk menyempurnakan Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi penyusun dan pembaca pada umumnya. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. Aamiin.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 20 Mei 2025

Penyusun

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. Kedua orang tua saya, Ayah Haryanto (Alm) dan Ibu Nur Asyiah. Terima kasih atas segala kasih sayang yang tidak pernah berhenti mengalir hingga hari ini. Terima kasih untuk setiap doa yang mengiringi langkah, untuk setiap nasihat yang menjadi penuntun saat saya sedang ragu, dan untuk setiap pengorbanan yang tak pernah terucap namun nyata terasa. Meskipun tidak semua kebersamaan bisa dirasakan secara langsung, saya percaya cinta Ayah tetap menyertai di setiap langkah dari kejauhan. Semoga Ayah diberikan tempat terbaik di sisi-Nya, dan semoga Ibu senantiasa diberi kesehatan, kebahagiaan, dan umur panjang agar bisa menyaksikan setiap pencapaian yang kudoakan bisa membuat Ibu bangga. *Aamiin Ya Rabbal Alamin*

2. Adik-adik tercinta, Shofi, Amida, dan Bebi Maiza. Terima kasih karena telah menjadi pelangi dalam hidupku. Di tengah padatnya tanggung jawab dan tekanan kuliah, tawa kalian selalu menjadi penghibur yang paling tulus. Setiap candaan, keisengan, dan kebersamaan yang kita bagi membuat hari-hari lebih ringan. Kalian adalah bagian dari rumah yang selalu membuat saya ingin pulang. Terima kasih karena telah tumbuh bersama, dan menjadi semangat yang tak terlihat namun begitu terasa disaat hampir menyerah.
3. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing tugas akhir. Terima kasih atas segala bimbingan, perhatian, dan waktu yang Ibu luangkan untuk membimbing saya dalam proses penyusunan tugas akhir ini. Kesabaran Ibu dalam membimbing, memberikan masukan dengan teliti, serta mendorong saya untuk terus memperbaiki dan berkembang sangat saya hargai. Dukungan moral yang Ibu berikan pun menjadi penyemangat tersendiri di tengah rasa lelah dan kebingungan yang sering datang. Saya sangat bersyukur mendapatkan pembimbing sebaik dan sepeduli Ibu.
4. Vania Anandhita Chairunisa, partner kerja praktik sekaligus partner tugas akhir. Terima kasih telah menjadi partner yang luar biasa dalam perjalanan kerja praktik dan tugas akhir ini. Lebih dari sekadar rekan akademik, kamu juga menjadi teman diskusi, teman tawa, bahkan teman ketika semuanya terasa berat. Kita melewati berbagai proses panjang, dari yang menyenangkan sampai yang penuh tekanan, namun kamu tetap ada dan terus memberi semangat. Terima kasih untuk semua

pelajaran, kesabaran, dan kehangatan yang kamu bawa selama ini. Tanpamu, mungkin perjalanan ini akan terasa jauh lebih sulit.

5. Grup PPM, Chaca, Mella, Lukman, Manto. Sahabat yang menjadi bagian penting dari perjalanan ini. Bersama kalian, saya menemukan tempat untuk bercerita, menangis, tertawa, bahkan saling menguatkan ketika hidup sedang tidak berpihak. Terima kasih sudah hadir dalam setiap fase, dari awal semester hingga di titik ini. Terima kasih untuk setiap pelukan tanpa kata, setiap candaan yang mengobati lelah, dan setiap dorongan kecil yang membuat saya tetap bertahan. Kalian hadir di masa-masa krusial yang membentuk banyak hal dalam diri ini. Semoga setelah ini, meskipun arah langkah kita akan berbeda, koneksi dan kenangan yang kita punya akan terus hidup dan tumbuh bersama waktu.
6. Barudakknwell, Isna, Lia, Miftah, Rudin, Putra, Wahyu, Satrio, Marinus, dan Furqon. Terima kasih telah menjadi penyegar dalam segala kesibukan. Kalian hadir membawa gelak tawa, obrolan receh tapi berkesan, serta momen-momen yang menyadarkan bahwa kuliah ini tak melulu soal serius dan tekanan. Bersama kalian, banyak stres terasa lebih ringan, banyak beban terasa bisa dibagi. Kalian menjadi jeda di tengah segala kesibukan, dan pengingat bahwa kebahagiaan bisa hadir dalam bentuk yang sederhana.
7. PI-PH LabMa 2024, terima kasih telah memberikan wadah yang luar biasa untuk bertumbuh, belajar, dan berproses. Masa-masa berorganisasi adalah momen yang sangat berarti, penuh pelajaran, tantangan, dan kebersamaan. Terima kasih untuk segala dukungan, kekompakan, dan tawa yang tak ternilai. Kalian menjadikan

hari-hari organisasi lebih dari sekadar rutinitas, melainkan rumah tempat kita belajar menjadi lebih baik, saling menghargai, dan memahami arti perjuangan bersama.

8. Dan terakhir untuk diri saya sendiri, terima kasih telah bertahan sejauh ini. Untuk setiap malam begadang, untuk pagi-pagi yang tetap dijalani meski mata masih berat, dan untuk langkah kecil yang tetap dilanjutkan meski dunia terasa terlalu besar untuk dihadapi. *You've fallen, doubted yourself, and almost gave up, but you chose to keep going. You kept showing up, and that's amazing.* Terima kasih karena sudah percaya bahwa kamu layak untuk sampai di titik ini. Jangan berhenti di sini. Perjalanan masih panjang, dan dunia masih menunggu jejak langkahmu berikutnya. *Keep growing, keep learning, and never stop being proud of how far you've come.*

Saffanah Azka Mufida
Teknik Kimia UII 2021

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin, dengan segenap rasa syukur yang tiada henti, saya panjatkan puji dan syukur ke hadirat Allah SWT atas segala limpahan rahmat, hidayah, dan kemudahan-Nya. Di tengah keletihan, kepenatan, serta berbagai tantangan yang menyertai perjalanan ini, akhirnya saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Inilah titik akhir dari perjuangan panjang selama delapan semester menempuh pendidikan tinggi dan sebagai awal yang baru bagi saya untuk melangkah menuju dunia yang baru.

Perjalanan ini tentu tidak saya tempuh seorang diri. Banyak sosok hebat yang hadir sebagai penyemangat, penguat, dan pendorong dalam setiap langkah saya. Maka, dengan penuh cinta dan rasa hormat, tugas akhir ini saya persembahkan untuk:

1. Ibunda dan Ayahanda dengan segala rasa terima kasih dan cinta, ku persembahkan laporan tugas akhir ini untuk Ibu (Yeni) dan Ayah (Sulaeman). Terima kasih sudah selalu memberikan kasih sayang, dukungan, dan doa tanpa henti, yang tidak akan pernah bisa ku balas hanya dengan selebar tulisan ini. Di balik keberhasilan ini, ada pengorbanan dan perjuangan kalian yang sangat luar biasa. Terima kasih sudah menjadi pondasi dan tulang punggung hidupku. Semoga ini bisa menjadi langkah awal untuk membuat Ibu dan Ayah bangga dan bahagia. Aku tahu aku belum bisa berbuat banyak, tapi doa dan restu dari kalian selalu menjadi kekuatan terbesar untuk ku bisa terus berjalan. Kalian adalah bagian dari sumber kekuatan yang terus mendorongku untuk tetap

berdiri dan terus melangkah. Semua yang ku raih saat ini juga milik Ibu dan Ayah.

2. Keluarga besar yang ku sayangi. Terima kasih untuk Bunda, Tante Nur, Om Dadang, Om Amat, Dipa, Naura dan Ema yang selalu memberikan dukungan dan doa tanpa henti. Setiap dukungan yang kalian berikan, baik lewat nasihat, candaan ringan, pelukan hangat, maupun perhatian kecil yang mungkin terlihat sepele, sungguh menjadi sumber kekuatan tersendiri bagiku. Terima kasih telah menjadi tempat pulang yang penuh cinta dan tempat di mana aku selalu merasa diterima tanpa syarat. Semoga kebahagiaan dan keberkahan selalu menyertai keluarga kita.
3. Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing tugas akhir kami, saya pribadi mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala dukungan, arahan, motivasi, dan kesempatan belajar yang telah Ibu berikan selama ini. Tanpa bimbingan dan kesabaran Ibu, saya mungkin tidak akan mampu mengerjakan tugas akhir ini dengan baik. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan berkah kepada Ibu dan keluarga, serta memberikan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang berlimpah. Terima kasih atas segala ilmu dan inspirasi yang telah Ibu berikan.
4. Saffanah Azka Mufida, partner Kerja Praktik dan Tugas Akhir sekaligus teman yang selalu ada disetiap momen perkuliahan ini . Dari proses kerja praktik kita yang cukup banyak hambatannya sampai sekarang kita bisa menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih atas segala kesabaran, kebaikan, dan dukungan kamu yang sangat amat besar dan luar biasa. Terima kasih sudah selalu

memaafkan dan memaklumi segala kurangkanku. Sangat senang bisa berpartner dengan kamu, belajar dan bertumbuh bersama dalam proses yang penuh lika-liku ini. Terima kasih untuk segalanya, Azka.

5. Salsabila Rahmadina Syahira, sahabat terbaikku. Seseorang yang keberadaannya tak pernah luput dari setiap langkah dan proses hidupku. Terima kasih karena tetap memilih untuk mendengarkan, bahkan ketika hatimu dan duniamu sendiri sedang tidak baik-baik saja. Kamu tidak hanya hadir, kamu bertahan bersamaku. Dalam diam maupun kata-kata, kamu selalu tahu cara menenangkan. Kamu adalah salah satu alasan kenapa aku masih bisa terus melangkah. Kata-katamu akan selalu menjadi salah satu suara yang kupegang erat saat semuanya terasa sunyi. Aku sangat amat bersyukur dipertemukan denganmu. Mari terus tumbuh bersama dalam segala bentuk harapan dan impian yang akan datang. Terima kasih sudah menjadi bagian tak tergantikan dalam hidupku.
6. Akilah, Ara, Fifi, terima kasih karena selalu mau diajak keluar dan menemani di setiap momen pusing dan stres akibat kuliah ini. Terima kasih karena selalu hadir saat aku butuh jeda dan menjadi tempat pulang di mana aku bisa tertawa lepas, menjadi diri sendiri tanpa harus berpura-pura, dan melepas segala beban yang menumpuk. Semoga kebersamaan ini terus terjaga, dalam bentuk apapun nanti. Terima kasih sudah menjadi bagian penting dalam perjalanan kuliah ini. Mari kita bertumbuh bersama.
7. Mella, Chaca, Rudin, Miftah, Manto, dan Lukman, aku ingin mengucapkan terima kasih yang tulus atas segala dukungan, bantuan, dan kebersamaan yang

kalian berikan selama ini. Tanpa kehadiran kalian, perjalanan ini pasti terasa lebih berat dan kurang berwarna. Kalian bukan hanya teman, tapi juga bagian yang tak terpisahkan dari proses belajar dan tumbuhku selama kuliah. Terima kasih untuk setiap waktu yang kalian luangkan dan support yang tak henti-hentinya kalian berikan.

8. Barudakknwell, Isna, Lia, Wahyu, Satrio, Putra, Encep, Marinus, dan Furqon, terima kasih telah menjadi bagian dari hari-hariku selama menjalani proses perkuliahan ini. Belajar bersama, bercanda, dan saling mendukung satu sama lain membuat segalanya terasa jauh lebih ringan dan menyenangkan. Terima kasih untuk energi positif yang kalian berikan. Terima kasih atas kebersamaan dan semangat yang membuat perjalanan ini jadi lebih bermakna.
9. Dan yang terakhir, untuk diriku sendiri, Vania Anandhita Chairunisa. Terima kasih sudah bertahan sejauh ini. Terima kasih karena tidak menyerah. Terima kasih telah menjadi pribadi yang terus mencoba, yang tak lelah melangkah, dan tetap percaya bahwa setiap usaha memiliki makna. Terima kasih karena telah memilih untuk tetap berdiri tegak dan menyelesaikan rangkaian perkuliahan ini sebaik dan semaksimal mungkin, walau jalannya tidak mudah. Ini adalah pencapaian besar dan kamu layak merayakannya. Berbahagialah, di mana pun kamu berada. Terima kasih atas keberanianmu untuk terus bertumbuh. Mari terus rayakan, sekecil apapun langkahnya.

Vania Anandhita Chairunisa

Teknik Kimia UII 2021

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN	xi
DAFTAR ISI.....	xv
DAFTAR TABEL	xviii
DAFTAR GAMBAR.....	xxii
DAFTAR LAMPIRAN	xxiii
DAFTAR LAMBANG	xxiv
ABSTRAK	xxv
ABSTRACT	xxvi
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	13
BAB II. PERANCANGAN PRODUK.....	24
2.1. Spesifikasi Produk.....	24
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	25
2.3. Pengendalian Kualitas.....	28
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	28
2.3.2. Pengendalian Proses Produksi.....	29
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk	31
BAB III. PERANCANGAN PROSES	32
3.1. Diagram Alir Proses dan Material	32
3.2. Uraian Proses.....	34
3.3. Spesifikasi Alat.....	38
3.3.1. Spesifikasi Alat Proses.....	38
3.3.2. Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	47
3.3.3. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk.....	57
3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	59

3.4. Neraca Massa	63
3.5. Neraca Panas	68
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK	76
4.1. Lokasi Pabrik.....	76
4.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	80
4.3. Tata Letak Mesin / Alat Proses (Machines Layout).....	82
4.4. Struktur Organisasi.....	84
4.5. Tugas dan Wewenang	88
4.6. Pengaturan Jam Kerja.....	93
4.7. Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji	95
4.8. Fasilitas dan Hak Karyawan.....	98
BAB V. UTILITAS	100
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	103
5.2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System).....	113
5.3. Unit Pengolahan Pendingin	114
5.4. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)	115
5.5. Unit Penyedia Udara Tekan (Instrument Air System)	119
5.6. Unit Penyedia Bahan Bakar	120
5.7. Unit Pengolahan Dowtherm A	121
5.8. Unit Pengolahan Limbah.....	121
5.9. Spesifikasi Alat Utilitas.....	123
BAB VI. EVALUASI EKONOMI	137
6.1. Penaksiran Harga Alat.....	138
6.2. Dasar Perhitungan	146
6.3. Komponen Biaya.....	146
6.3.1. Modal (Capital Investment)	146
6.3.2. Biaya Produksi (Manufacturing Cost)	148
6.3.3. Pengeluaran Umum (General Expenses)	150
6.4. Analisa Keuntungan	151
6.5. Analisa Resiko Pabrik	153
6.6. Analisa Kelayakan Ekonomi	156
6.6.1. Return On Investment (ROI).....	157
6.6.2. Pay Out Time (POT)	157
6.6.3. Break Even Point (BEP)	158
6.6.4. Shut Down Point (SDP)	160

6.6.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR).....	160
6.6.6. Hasil Analisa	162
BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN	165
7.1. Kesimpulan.....	165
7.2. Saran	166
DAFTAR PUSTAKA	167

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Amil Alkohol di Indonesia	3
Tabel 1.2 Perhitungan dengan metode regresi linier.....	3
Tabel 1.3 Tabel Data Konsumsi Amil Alkohol	5
Tabel 1.4 Tabel Data Pabrik Amil Alkohol yang Sudah Berdiri	6
Tabel 1.5 Perusahaan Luar Negeri yang Memproduksi Pentana	7
Tabel 1.6 Perusahaan yang Memproduksi Klorin.....	7
Tabel 1.7 Perusahaan yang Memproduksi NaOH.....	7
Tabel 1.8 Perusahaan yang Memproduksi Natrium Oleat	8
Tabel 1.9 Perbandingan Macam-Macam Proses Pembuatan Amil Alkohol.....	12
Tabel 1.10 Nilai ΔH_f° masing-masing komponen	14
Tabel 1.11 ΔG_f° Masing-Masing Komponen	17
Tabel 1.12 Data Kinetika Reaksi Utama.....	22
Tabel 1.13 Data Kinetika Reaksi Samping	23
Tabel 3.1 Spesifikasi HE-01	48
Tabel 3.2 Spesifikasi HE-02	48
Tabel 3.3 Spesifikasi HE-03	49
Tabel 3.4 Spesifikasi HE-04	50
Tabel 3.5 Spesifikasi CL-01.....	51
Tabel 3.6 Spesifikasi CL-02.....	51
Tabel 3.7 Spesifikasi VAP-01.....	52
Tabel 3.8 Spesifikasi VAP-02.....	53
Tabel 3.9 Spesifikasi CD-01	54
Tabel 3.10 Spesifikasi CD-02	55
Tabel 3.11 Spesifikasi rb-01	56
Tabel 3.12 Spesifikasi CDP-01	56
Tabel 3.13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	57
Tabel 3.14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Lanjutan)	58
Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Lanjutan)	59
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat	59
Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair	60
Tabel 3.18 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Lanjutan)	61
Tabel 3.19 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Lanjutan)	61

Tabel 3.20 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Lanjutan)	62
Tabel 3.21 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas.....	63
Tabel 3.22 Neraca Massa Total.....	63
Tabel 3.23 Neraca Massa Vaporizer 01	64
Tabel 3.24 Neraca Massa Separator 01.....	64
Tabel 3.25 Neraca Massa Vaporizer 02	65
Tabel 3.26 Neraca Massa Separator 02.....	65
Tabel 3.27 Neraca Massa Reaktor 01	65
Tabel 3.16 Neraca Massa Separator 03.....	66
Tabel 3.28 Neraca Massa Mixer	66
Tabel 3.29 Neraca Massa Mixer 02	66
Tabel 3.30 Neraca Massa Reaktor 02	67
Tabel 3.31 Neraca Massa Dekanter	67
Tabel 3.32 Neraca Massa Menara Distilasi.....	68
Tabel 3.33 Neraca Panas Total.....	68
Tabel 3.34 Neraca Panas Separator 1.....	69
Tabel 3.35 Neraca Panas Separator 2.....	69
Tabel 3.36 Neraca Panas Reaktor 01	69
Tabel 3.37 Neraca Panas Separator 03.....	70
Tabel 3.38 Neraca Panas Mixer 01	70
Tabel 3.39 Neraca Panas Mixer 02	70
Tabel 3.40 Neraca Panas Reaktor 02	71
Tabel 3.41 Neraca Panas Dekanter	71
Tabel 3.42 Neraca Panas Menara Distilasi	72
Tabel 3.43 Neraca Panas HE-01	72
Tabel 3.44 Neraca Panas HE-02	72
Tabel 3.45 Neraca Panas HE-03	72
Tabel 3.46 Neraca Panas HE-04	73
Tabel 3.47 Neraca Panas CL-01.....	73
Tabel 3.48 Neraca Panas CL-01.....	73
Tabel 3.49 Neraca Panas CD-01	73
Tabel 3.50 Neraca Panas CD-02	74
Tabel 3.51 Neraca Panas CDP-01.....	74
Tabel 3.52 Neraca Panas RB-01	74
Tabel 3.53 Neraca Panas VAP-01.....	75

Tabel 3.54 Neraca Panas VAP-02.....	75
Tabel 4.1 Rincian Luas Bangunan dan Tanah	80
Tabel 4.2 Rincian Jam Kerja.....	93
Tabel 4.3 Rincian Jam Kerja Masing-masing Shift	94
Tabel 4.4 Jadwal Jam Kerja	95
Tabel 4.5 Jadwal Jam Kerja (Lanjutan)	95
Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian.....	96
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin	105
Tabel 5.2 Kebutuhan steam.....	106
Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Alat Proses	116
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	116
Tabel 5.5 Spesifikasi Screening Utilitas	123
Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Pengolahan Air.....	124
Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Pengolahan Air.....	124
Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Flokulator	124
Tabel 5.9 Spesifikasi Sand Filter	125
Tabel 5.10 Spesifikasi Carbon Filter.....	125
Tabel 5.11 Spesifikasi Klarifier	125
Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Air Service dan Air Domestik.....	126
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Klorinasi.....	126
Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Pengolahan Air Pendingin	127
Tabel 5.15 Spesifikasi Cooling Tower.....	127
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Pengolahan Steam	128
Tabel 5.17 Spesifikasi Kation Exchanger	128
Tabel 5.18 Spesifikasi Anion Exchanger	128
Tabel 5.19 Spesifikasi Deaerator	129
Tabel 5.20 Spesifikasi Boiler.....	129
Tabel 5.21 Spesifikasi Turbin	129
Tabel 5.22 Spesifikasi Kompresor	129
Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki Silica Gel.....	130
Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar	130
Tabel 5.25 Spesifikasi Generator	130
Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki Pengolahan Dowtherm A	131
Tabel 5.27 Spesifikasi Heater Dowtherm A	131
Tabel 5.28 Spesifikasi Pompa Utilitas	131

Tabel 5.29 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	132
Tabel 5.30 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	133
Tabel 5.31 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	133
Tabel 5.32 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	134
Tabel 5.33 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	135
Tabel 5.34 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	135
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1993 – 2030.....	139
Tabel 6.2 Harga Alat Proses.....	141
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas	143
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC).....	146
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC).....	147
Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI)	147
Tabel 6.7 Working Capital Investment	148
Tabel 6.9 Direct Manufacturing Cost	149
Tabel 6.10 Indirect Manufacturing Cost	149
Tabel 6.11 Fixed Manufacturing Cost	150
Tabel 6.12 Total Manufacturing Cost.....	150
Tabel 6.13 General Expenses.....	151
Tabel 6.14 Total Biaya Produksi.....	151
Tabel 6.15 Analisa Risiko pabrik.....	153
Tabel 6.16 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)	159
Tabel 6.17 Annual Variable Cost (Va)	159
Tabel 6.18 Annual Regulated Expenses (Ra)	159
Tabel 6.19 Kesimpulan Analisa Kelayakan Ekonomi	164

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Amil Alkohol	3
Gambar 1.2 Proses Pembuatan Amil Alkohol dengan Proses Fusel Oil.....	9
Gambar 1.3 Diagram Alir Pembuatan Amil Alkohol dengan Proses Oxo	10
Gambar 1.4 Diagram Alir Pembuatan Amil Alkohol Proses Klorinasi	11
Gambar 1.5 Hubungan Antara $-\ln(k_1)$ dengan $1/T$	21
Gambar 1.6 Hubungan Antara $-\ln(k_1)$ dengan $1/T$	23
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	32
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	33
Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi.....	75
Gambar 4.2 Layout Pabrik Amil Alkohol.....	80
Gambar 4.3 Layout Alat Proses	83
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Amil Alkohol dari Pentana.....	86
Gambar 5.1 Diagram Proses Pengolahan Air Pabrik Amil Alkohol dari Pentana....	100
Gambar 5.2 Diagram Proses Pengolahan Dowtherm A Pabrik Amil Alkohol dari Pentana	101
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Kenaikan Index	139
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	160

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A . PERANCANGAN REAKTOR.....	169
LAMPIRAN B . PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD).....	212
LAMPIRAN C . KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	214

DAFTAR LAMBANG

Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/Jam	icr	: Jari-jari sudut dalam, in
ID	: <i>Inside</i> Diameter, in	LMTD	: <i>Long Mean Temperature</i>
OD	: <i>Outside</i> diameter, in	Different, Rd	: <i>Dirt Factor</i>
ΔG_f°	: Energi Bebas Gibbs, kJ/mol	ΔP	: <i>Pressure Drop</i> , psi
T	: <i>Temperature</i> , °C		
P	: Tekanan, atm		
Sg	: <i>Specific gravity</i>		
Re	: Bilangan <i>Reynold</i>		
ρ	: Densitas, kg/m ³		
μ	: Viskositas, cP		
Cp	: Kapasitas Panas, kJ/kg.K		
ΔH_R	: Panas Reaksi Standar, kJ/kmol		
V	: Volume, m ³		
L	: Panjang Tube, ft		
BWG	: Birmingham Wire Gauge		
ω	: <i>Acentric Factor</i>		
ΔH_f°	: Panas Pembentukan Standar, kJ/mol		
UC	: <i>Clean Overall Coefficient</i> , Btu/hr.ft ² .F		

ABSTRAK

Amil alkohol adalah salah satu bahan kimia penting yang digunakan sebagai pelarut dan aditif dalam berbagai produk industri, seperti cat, kosmetik, pelumas, dan thinner. Pendirian pabrik amil alkohol di Indonesia memiliki potensi strategis untuk mengurangi ketergantungan impor dan menstabilkan pasokan dalam negeri. Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2030 di Bungah, Gresik, dengan kapasitas produksi sebesar 25.000 ton/tahun. Pabrik akan dibangun di atas lahan seluas 84.191,51 m² dan melibatkan 200 karyawan, beroperasi selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun. Proses produksi melibatkan dua reaksi utama, yaitu klorinasi pada 300°C dan 5,5 atm serta hidrolisis pada 180°C dan 11 atm, dengan kebutuhan bahan baku pentana 4.311,21 kg/jam, klorin 4.139,52 kg/jam, NaOH 3.373,53 kg/jam, dan natrium oleat 1.133,96 kg/jam. Total kebutuhan utilitas mencapai 151.505,35 kg/jam. Analisis risiko menunjukkan bahwa pabrik tergolong berisiko tinggi. Berdasarkan evaluasi ekonomi, diperoleh keuntungan sesudah pajak sebesar Rp507.421.024.510 dengan ROI sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar 44,13% dan 34,42%. Nilai POT sebelum dan sesudah pajak masing-masing adalah 1,85 tahun dan 2,25 tahun. Selain itu, diperoleh BEP sebesar 41,63%, Shut Down Point (SDP) sebesar 20,46%, dan Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 11,36%. Berdasarkan hasil tersebut, pabrik amil alkohol dari pentana layak untuk didirikan di Indonesia.

Kata Kunci : Amil Alkohol, Evaluasi Ekonomi, Klorinasi, Hidrolisis, Pentana

ABSTRACT

Amyl alcohol is one of the essential chemical compounds used as a solvent and additive in various industrial products such as paints, cosmetics, lubricants, and thinners. The establishment of an amyl alcohol plant in Indonesia holds strategic potential to reduce import dependency and stabilize domestic supply. The plant is planned to be constructed in 2030 in Bungah, Gresik, with a production capacity of 25,000 tons per year. It will be built on a land area of 84,191.51 m² and employ 200 workers, operating 24 hours per day and 330 days per year. The production process involves two main reactions: chlorination at 300°C and 5.5 atm, and hydrolysis at 180°C and 11 atm, with raw material requirements of 4,311.21 kg/h of pentane, 4,139.52 kg/h of chlorine, 3,373.53 kg/h of NaOH, and 1,133.96 kg/h of sodium oleate. The total utility requirement reaches 151,505.35 kg/h. Risk analysis indicates that the plant falls into the high-risk category. Based on the economic evaluation, the plant is projected to generate a post-tax profit of IDR 507,421,024,510, with a Return on Investment (ROI) of 44.13% before tax and 34.42% after tax. The Pay Out Time (POT) is 1.85 years before tax and 2.25 years after tax. Additionally, the Break Even Point (BEP) is 41.63%, the Shut Down Point (SDP) is 20.46%, and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) is 11.36%. Based on these results, the establishment of an amyl alcohol plant from pentane is considered feasible in Indonesia.

Keywords: Amyl Alcohol, Economic Evaluation, Chlorination, Hydrolysis, Pentane.

ABSTRACT

Amyl alcohol is one of the essential chemical compounds used as a solvent and additive in various industrial products such as paints, cosmetics, lubricants, and thinners. The establishment of an amyl alcohol plant in Indonesia holds strategic potential to reduce import dependency and stabilize domestic supply. The plant is planned to be constructed in 2030 in Bungah, Gresik, with a production capacity of 25,000 tons per year. It will be built on a land area of 84,191.51 m² and employ 200 workers, operating 24 hours per day and 330 days per year. The production process involves two main reactions: chlorination at 300°C and 5.5 atm, and hydrolysis at 180°C and 11 atm, with raw material requirements of 4,311.21 kg/h of pentane, 4,139.52 kg/h of chlorine, 3,373.53 kg/h of NaOH, and 1,133.96 kg/h of sodium oleate. The total utility requirement reaches 151,505.35 kg/h. Risk analysis indicates that the plant falls into the high-risk category. Based on the economic evaluation, the plant is projected to generate a post-tax profit of IDR 507,421,024,510, with a Return on Investment (ROI) of 44.13% before tax and 34.42% after tax. The Pay Out Time (POT) is 1.85 years before tax and 2.25 years after tax. Additionally, the Break Even Point (BEP) is 41.63%, the Shut Down Point (SDP) is 20.46%, and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) is 11.36%. Based on these results, the establishment of an amyl alcohol plant from pentane is considered feasible in Indonesia.

Keywords: Amyl Alcohol, Economic Evaluation, Chlorination, Hydrolysis, Pentane.

BAB I . PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Amil alkohol atau yang dikenal juga sebagai pentanol adalah salah satu senyawa organik yang masuk dalam golongan alkohol primer. Dimana menurut *Mc. Ketta* (2002) dalam buku yang berjudul *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, *Isopentyl* alkohol dan *n-pentil* alkohol adalah bentuk amil alkohol yang paling umum digunakan dalam industri. Amil alkohol adalah campuran dari beberapa isomer alkohol dengan lima atom karbon. Sifat fisik dan kimia amil alkohol membuatnya sangat berguna dalam berbagai aplikasi industri, terutama sebagai pelarut dan aditif dalam berbagai produk kimia dan manufaktur. Dalam industri cat dan pelapis, amil alkohol digunakan sebagai pelarut untuk mempercepat proses pengeringan dan meningkatkan kualitas lapisan akhir.

Amil alkohol sangat penting sebagai pelarut dalam industri untuk membuat cat, kosmetik, pelumas, dan *thinner*. Dalam produk kosmetik, khususnya parfum, senyawa ini berfungsi sebagai pelarut untuk mendistribusikan aroma, memastikan produk yang dihasilkan stabil dan efektif. Di industri pelumas dan *thinner*, amil alkohol digunakan sebagai pelarut untuk mendistribusikan aroma (Walkhoiroh, 2023).

Data impor amil alkohol terus meningkat dalam beberapa tahun terakhir, menunjukkan ketergantungan pada pasokan amil alkohol dari luar negeri. Hal ini menimbulkan tantangan dan peluang untuk pertumbuhan industri amil alkohol domestik. Diharapkan pendirian pabrik amil alkohol di dalam negeri akan mengurangi ketergantungan pada impor dan menstabilkan pasokan dan harga di pasar domestik. Data BPS menunjukkan impor amil alkohol Indonesia terus

meningkat selama lima tahun terakhir, menunjukkan peningkatan permintaan yang tidak dapat dipenuhi oleh produksi lokal. Impor amil alkohol mencapai lebih dari 78.000 ton pada tahun 2023, naik signifikan dari tahun-tahun sebelumnya.

Maka dari itu perancangan pabrik ini diharapkan akan memungkinkan evaluasi menyeluruh terhadap elemen teknis, ekonomi, dan lingkungan yang mendukung produksi amil alkohol di dalam negeri. Evaluasi ini termasuk menghitung kapasitas pabrik, memilih teknologi proses yang ramah lingkungan dan efisien, dan melakukan analisis ekonomi mendalam untuk memastikan bahwa pabrik dapat beroperasi dengan biaya yang kompetitif. Adanya pabrik amil alkohol dalam negeri akan memungkinkan Indonesia untuk mengurangi ketergantungan pada impor, meningkatkan daya saing dan efisiensi industri kimia di pasar internasional.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

1.2.1. *Supply*

Supply merupakan jumlah barang atau jasa yang mampu diproduksi dan dijual oleh produsen pada berbagai tingkat harga dalam suatu periode waktu tertentu.

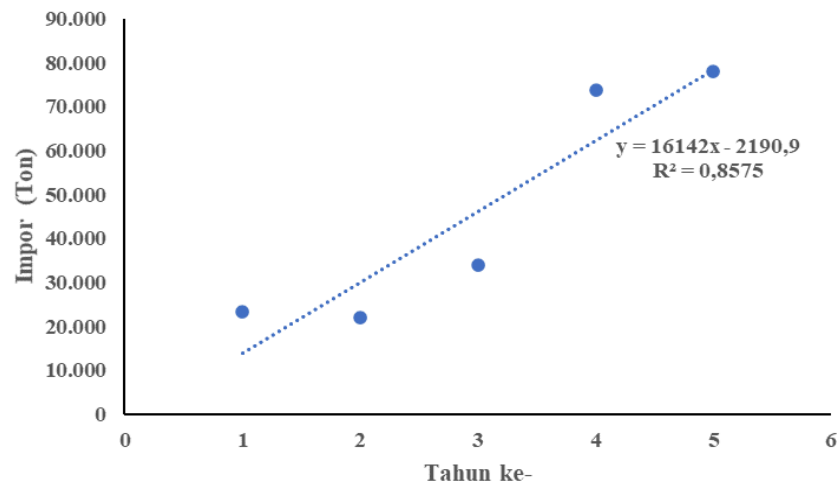
a. Impor

Pemilihan kapasitas produksi amil alkohol di Indonesia untuk 5 tahun terakhir mulai dari tahun 2019 sampai tahun 2023 di dapat dari data sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Impor Amil Alkohol di Indonesia

Tahun	Tahun Ke-	Ton
2019	1	23.300,29
2020	2	21.933,67
2021	3	34.060,79
2022	4	73.807,71
2023	5	78.073,48

(BPS, 2024)



Gambar 1.1 Grafik Impor Amil Alkohol

Tabel 1.2 Perhitungan dengan metode regresi linier

Tahun	x_i	y_i (kapasitas, Ton/Tahun)	$x_i \cdot y_i$	x_i^2
2019	1	23.300,29	23.300,39	1
2020	2	21.933,67	43867,34	4
2021	3	34.060,79	102182,4	9
2022	4	73.807,71	295230,8	16
2023	5	78.073,48	390367,4	25
Total	15	231175,94	854948,2	55

Persamaan regresi linier adalah $y = ax + b$, dimana:

$a = \text{slope}$

$b = \text{Intercept}$

$x = \text{tahun ke-}n$

$y = \text{kebutuhan amil alkohol pada tahun ke } n$

nilai a dan b dicari dengan persamaan sebagai berikut:

$$a = \frac{n(\sum Xi \cdot Yi) - (\sum Xi) \cdot (\sum Yi)}{n(\sum Xi^2) - (\sum Xi)^2}$$

$$b = \frac{(\sum Xi^2) \cdot (\sum Yi) - (\sum Xi \cdot Yi) \cdot (\sum Xi)}{n(\sum Xi^2) - (\sum Xi)^2}$$

Dilakukan perhitungan a dan b sehingga didapatkan nilai sebagai berikut:

$$a = \frac{5(854948,24) - (15) \cdot (231175,94)}{5(55) - (15)^2}$$

$$a = 16142,042$$

$$b = \frac{(55) \cdot (231175,94) - (854948,24) \cdot (15)}{5(55) - (15)^2}$$

$$b = -2190,938$$

Sehingga didapatkan persamaan garis lurus nya yaitu $y = 16142,042x - 2190,938$. Jika pabrik direncanakan akan beroperasi pada tahun 2030 maka jumlah amil alkohol yang akan diimpor pada tahun tersebut sebesar 191.513,566 ton.

b. Produksi

Berdasarkan informasi yang didapatkan dari website resmi Kemenperin dan Kemendag, 2024. Di Indonesia belum ada pendirian pabrik amil alkohol. Sehingga tidak ada data produksi amil alkohol di Indonesia.

Dari kedua data diatas mengenai impor dan produksi amil alkohol di Indonesia maka dapat disimpulkan bahwa:

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

$$= 191.513,566 + 0 = 191.513,566 \text{ ton}$$

1.2.2. Demand

Demand adalah kebutuhan dan keinginan pasar terhadap produk atau jasa yang dihasilkan pada berbagai tingkat harga dan periode waktu tertentu.

a. Ekspor

Berdasarkan data yang diterbitkan dalam website resmi Badan Pusat Statistik Indonesia hingga saat ini tidak tercatat adanya data mengenai ekspor amil alkohol ke luar negeri.

b. Konsumsi

Data konsumsi amil alkohol didapatkan menggunakan pendekatan berdasarkan produksi pabrik yang menggunakan amil alkohol dalam prosesnya. Kadar amil alkohol umumnya berkisar sebanyak 5% hingga 20% didalam cat tergantung pada jenis dan aplikasi spesifiknya. Tak hanya itu, amil alkohol juga diaplikasikan dalam industri kosmetik, pelumas dan *thinner*. Maka dari itu, dengan mengasumsikan kadar amil alkohol di tiap industri adalah sebesar 20% maka dapat dilakukan pendekatan mengenai konsumsi amil alkohol di Indonesia. Adapun data konsumsi amil alkohol adalah sebagai berikut:

Tabel 1.3 Tabel Data Konsumsi Amil Alkohol		
Nama Pabrik	Kapasitas Pabrik (Ton/Tahun)	Penggunaan Amil Alkohol (Ton/Tahun)
Mowilex Indonesia	1.699,51	339,90
PT. Avia Avian	46.500	9300
Paragon Technology and Innovation	1.728,29	345,66
Shell Manufacturing Indonesia	105.944	21.188,80
PT. Warnings Cemerlang	11.000	2200
Pertamina Lubricants	53.356	10.671,20

(Kemenperin, 2024)

Jika diasumsikan bahwa konsumsi amil alkohol pada pabrik diatas tetap hingga tahun 2030 maka, jumlah konsumsi amil alkohol di indonesia yaitu sebesar 44.045,56 Ton/Tahun. Setelah data *supply* dan *demand* amil alkohol terpenuhi

maka dapat dilakukan perhitungan peluang kapasitas pabrik dimana:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\
 &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\
 &= 44.045,56 - 191.513,566 \\
 &= -147.468,006 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Nilai kebutuhan impor yang tinggi berdampak pada perhitungan peluang pendirian pabrik yang menunjukkan hasil minus. Pendirian pabrik amil alkohol di Indonesia tetap memiliki potensi strategis, karena dapat mengurangi ketergantungan pada impor dan menstabilkan pasokan dalam negeri. Hal diharapkan dapat membantu memenuhi kebutuhan industri secara lokal, sekaligus mengurangi defisit yang disebabkan oleh impor amil alkohol. Terdapat beberapa pabrik amil alkohol di luar negeri yang sudah berdiri dan dapat dijadikan sebagai pertimbangan dalam menentukan kapasitas pabrik. berikut merupakan data pabrik amil alkohol yang sudah berdiri.

Tabel 1.4 Tabel Data Pabrik Amil Alkohol yang Sudah Berdiri			
Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
Zhengzhou Yibang Industry Co., Ltd	China	8.000	https://www.ybchemicals.com/
Zibo Nalcohol Chemical Co., Ltd.	China	30.000	http://www.nuoaochem.com/wz_company_en.html
Huntsman Corporation	Singapura	50.000	https://www.huntsman.com/

Dengan mempertimbangkan pabrik yang sudah berdiri serta data peluang yang telah dihitung sebelumnya maka dengan demikian pemilihan kapasitas pabrik amil alkohol dari pentana yaitu sebesar 25.000 Ton/Tahun.

1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku

Dalam prarancangan pabrik amil alkohol, ketersediaan bahan baku menjadi faktor krusial yang harus diperhatikan untuk memastikan kelancaran proses produksi. Bahan baku utama untuk pembuatan amil alkohol yaitu pentana, klorin dan NaOH. Untuk pabrik pentana, dikarenakan tidak diproduksi di dalam negeri maka kebutuhan pentana didapatkan dengan impor dari luar negeri.

a. Pentana

Tabel 1.5 Perusahaan Luar Negeri yang Memproduksi Pentana

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
Haihang Industry	China	30.000	https://haihangchem.com/
Qingdao Eastchem Inc	China	40.000	https://www.bleachingearth.cn/
Shangdong Yuean Chemical Industry	China	60.000	https://www.echemi.com/shop-us20180832100010082/index.html
Haltermann Carless	Germany	100.000	https://www.haltermann-carless.com/

b. Klorin

Tabel 1.6 Perusahaan yang Memproduksi Klorin

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
Pabrik Kertas Tjiwi Kimia Tbk	495.500	https://tkdn.kemenperin.go.id
PT. Sulfindo Adiusaha	313.500	

c. NaOH

Tabel 1.7 Perusahaan yang Memproduksi NaOH

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
PT. Asahimas Chemical	700.000	https://tkdn.kemenperin.go.id
PT. Sulfindo Adiusaha	337.000	

d. Natrium Oleat

Tabel 1.8 Perusahaan yang Memproduksi Natrium Oleat

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
Senzhuo Industry Co	China	3.000	https://www.senzhuoindustry.com/

Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi serta ketersediaan pabrik bahan baku yang mendukung proses produksi, maka pemilihan kapasitas pabrik amil alkohol dari bahan baku pentana ditetapkan.

1.3. Tinjauan Pustaka

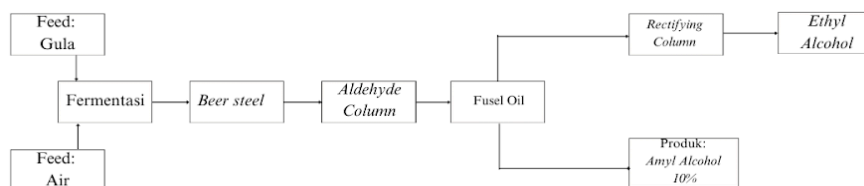
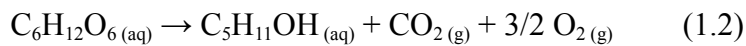
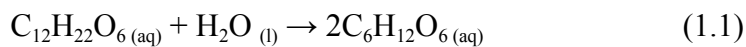
Amil alkohol juga dikenal sebagai pentanol ($C_5H_{11}OH$) merupakan senyawa organik rantai tunggal dengan berat molekul 88,15 g/mol. Senyawa ini memiliki delapan isomer salah satunya, yaitu *2,2-dimethylpropan-1-ol* berbentuk padat pada suhu dan tekanan ruang. Sementara itu, tujuh isomer lainnya berwujud cair, tidak berwarna, memiliki bau agak tajam, dan larut dalam pelarut organik (Kirk dan Othmer, 1978). Amil alkohol dikategorikan sebagai bahan kimia berbahaya dengan tingkat risiko sedang, terutama ketika dipanaskan atau dibakar karena volatilitasnya yang rendah dan massa jenis uap yang tinggi (McKetta, 2002).

1.3.1. Proses Produksi Amil Alkohol

Proses produksi amil alkohol dapat dilakukan dengan beberapa cara, yaitu:

a. Fraksinasi *fusel oil*

Pada mulanya, amil alkohol diperoleh dari minyak *fusel* yang merupakan hasil samping dari fermentasi karbohidrat menjadi alkohol. Produk amil alkohol dari *fusel oil* menghasilkan 85% *isoamyl* dan 15% *2-methyl-1-butanol*. Untuk saat ini, jumlah produksi amil alkohol dari *fusel oil* kurang dari 10% (McKetta, 2002).



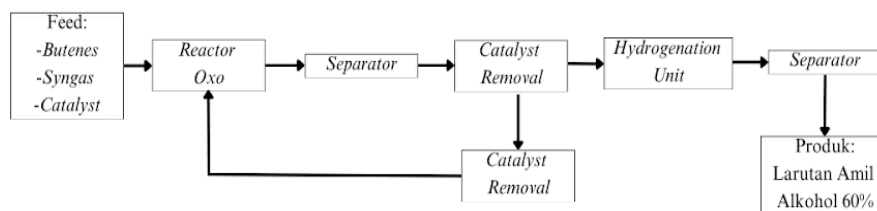
Gambar 1.2 Proses Pembuatan Amil Alkohol dengan Proses *Fusel Oil*

(McKetta, 2002)

Keuntungan dari proses ini meliputi bahan baku yang relatif mudah diperoleh, kebutuhan lahan yang tidak terlalu luas, serta proses yang sederhana. Namun, karena komposisi minyak *fusel* sangat dipengaruhi oleh bahan baku, kondisi fermentasi, dan proses pemurnian alkohol, menjaga konsistensi produk menjadi tantangan. Selain itu, amil alkohol yang dihasilkan melalui proses ini memiliki kemurnian yang sangat rendah. Di pabrik fermentasi di Brazil, dari total produksi alkohol sebesar 10.000 ton per tahun, kandungan amil alkoholnya hanya sekitar 150 ppm (Kirk dan Othmer, 1978).

b. Proses Oxo

Proses *oxo* diawali dengan pembuatan aldehida melalui reaksi antara olefin, karbon monoksida, dan hidrogen menggunakan katalis tertentu, umumnya turunan kobalt, pada suhu tinggi (150-180°C) dan tekanan 340 atm. Setelah itu, aldehida yang terbentuk di hidrogenasi untuk menghasilkan campuran alkohol (Kirk dan Othmer, 1978).



Gambar 1.3 Diagram Alir Pembuatan Amil Alkohol dengan Proses Oxo

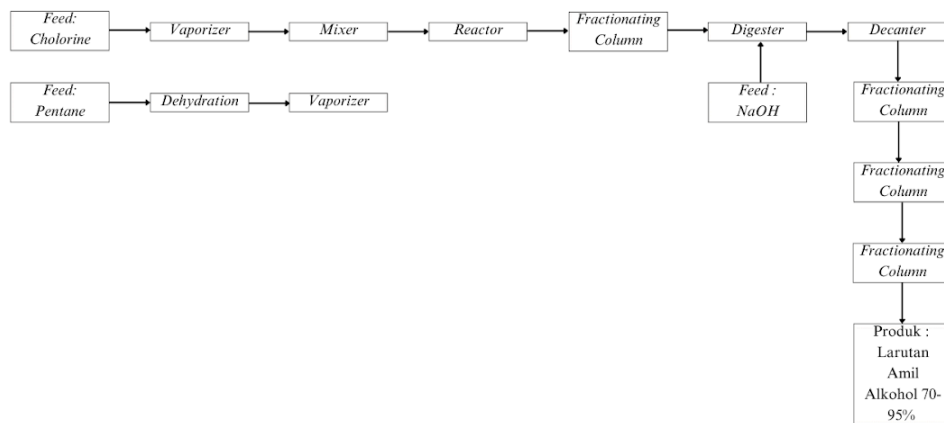
(Krik Othmer, 1978)

Katalis yang umumnya digunakan pada reaksi hidrogenasi valeraldehid adalah Ni, Co, Cu-ZnO dengan penyangga alumina (Al₂O₃). Konversi yang diperoleh dapat mencapai 95% terhadap butena. dengan selektifitas pembentukan amil alkohol mencapai 60%. Pada proses ini, digunakan suhu yang cukup tinggi serta reaktan yang sifatnya korosif sehingga membutuhkan spesifikasi alat yang lebih tinggi dan lebih mahal.

c. Proses Klorinasi Hidrolisis

Proses komersial kedua yang diterapkan adalah proses klorinasi, yang mulai berkembang pada tahun 1930-an (McKetta, 2002). Dalam proses ini,

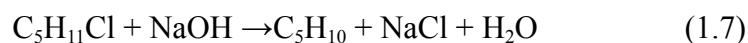
konversi reaktor mencapai 99%. Sementara itu, pada reaktor hidrolisis, selektivitas pembentukan amil alkohol mencapai 60–70%, dengan total sebesar 95%.



Gambar 1.4 Diagram Alir Pembuatan Amil Alkohol Proses Klorinasi

(McKetta, 2002)

Pentana yang terdapat dalam gas alam direaksikan dengan klorin untuk menghasilkan amil klorida. Selanjutnya, amil klorida direaksikan dengan NaOH untuk membentuk amil alkohol. Katalis natrium oleat digunakan untuk mengurangi persentase pembentukan hasil samping (Kenyon, 1950). Proses ini dilakukan di reaktor hidrolisis. Selain reaksi utama, juga terjadi reaksi sampingan yang menghasilkan amilena (C_5H_{10}), seperti berikut:



1.3.2. Pemilihan Proses

Tabel 1.9 Perbandingan Macam-Macam Proses Pembuatan Amil Alkohol

No.	Parameter	Proses Pembuatan Amil Alkohol		
		Fraksinasi <i>fusel oil</i>	Proses Oxo	Klorinasi Hidrolisis
1.	Proses	hasil samping dari proses fermentasi karbohidrat untuk membuat alkohol	Olefin (butana) direaksikan dengan karbon monoksida dan hidrogen menghasilkan valeraldehid, yang di hidrogenasi menjadi amil alkohol	Pentana dalam gas alam direaksikan dengan klorin menghasilkan amil klorida. Reaksi antara amil klorida dan NaOH membentuk Amil Alkohol
2.	Kondisi Operasi	T= 85-92°C	T =150-180°C	T = 120 - 300°C
3.	Bahan Baku	Karbohidrat dan bakteri untuk fermentasi (bahan mudah didapatkan)	Butana, hidrogen dan karbon monoksida (bahan bisa didapatkan dari indonesia dan impor)	Pentana (bahan didapatkan dengan impor) klorin dan natrium hidroksida (bahan didapatkan dari produsen indonesia)
4	konversi (yield)	Konversi kurang dari 10%	60%	95% dengan kemurnian hingga 99%
5	Produk	amil alkohol terbentuk dari produk samping dari pembuatan ethyl alkohol	Larutan amil alkohol 60%	terdapat produk samping berupa amilen
6	Tingkat Korosif	tidak korosif	korosif	korosifitas rendah

Berdasarkan perbandingan dari 3 proses pembuatan Amil Alkohol diatas, dipilih proses klorinasi dengan beberapa pertimbangan, yaitu :

- 1) Kemurnian amil alkohol yang tinggi mencapai 99%
- 2) Konversi amil alkohol mencapai 95%
- 3) Biaya produksi relatif murah maka dapat memberikan prospek keuntungan

yang besar.

- 4) Korosifitas rendah sehingga tidak memerlukan biaya perawatan yang berlebih.

1.3.3. Kegunaan Amil Alkohol

Amil alkohol memiliki beragam kegunaan dalam industri, menjadikannya bahan yang sangat penting. Beberapa penggunaannya antara lain:

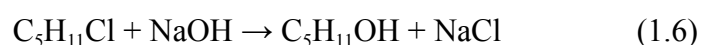
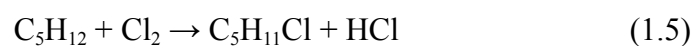
1. Sebagai pelarut aktif untuk berbagai resin sintetik, yang biasa digunakan dalam produk komersial seperti pakaian, bahan bangunan, peralatan rumah tangga, dan elektronik.
2. Digunakan sebagai pelarut untuk bahan pelapis (*coating*) dan tinta cetak, yang merupakan salah satu penggunaan utama dari amil alkohol.
3. Amil alkohol juga berfungsi sebagai pelarut dalam industri farmasi, kosmetik, cat, serta dalam industri penambangan minyak, sebagai inhibitor, dan dalam pembuatan amil asetat.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

- a. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk memahami sifat reaksi, apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis, serta apakah reaksi tersebut terjadi secara spontan atau tidak spontan, dan apakah reaksi tersebut dapat dibalik (*reversible*) atau tidak (*irreversible*). Untuk menentukan reaksi bersifat eksotermis atau endotermis, dapat diketahui dengan perhitungan panas reaksi (ΔH) pada suhu 25°C (298K) dengan tekanan 1 atm. Persamaan Reaksi:



Berdasarkan nilai (ΔH_f°) dari masing-masing komponen, yang diperoleh dari Yaws (1976) dan *software* Aspen Plus V10, hasilnya dapat dilihat pada Tabel 1.10 berikut:

Tabel 1.10 Nilai ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f° 298K (kJ/mol)
C ₅ H ₁₂	-146,760
Cl ₂	0,0
C ₅ H ₁₁ Cl	-175,2
HCl	-92,307
NaOH	-425,609
C ₅ H ₁₁ OH	-351,62
NaCl	-425,609

$$\Delta H^\circ \text{ reaksi} = \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

- ΔH° reaksi pers. 1.5 = ((-175,2) + (-92,307)) kJ/mol –

$$((-146,760) + (0,0)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ \text{ reaksi pers. 1.5 pada suhu } 25^\circ\text{C} = -120,747 \text{ kJ/mol}$$

- ΔH° reaksi pers. 1.5 pada suhu 300°C

Komponen	A	B	C	D	E
C ₅ H ₁₂	26,671	0,32324	0,00004282	-1,66E-07	5,60E-11
Cl ₂	27,213	0,030426	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12
H ₂ O	33,933	-0,0084186	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
i-C ₅ H ₁₂	-0,881	0,47498	2,48E-04	6,75E-08	-8,53E-12
C ₅ H ₁₁ Cl	22,357	0,41358	-1,27E-04	-4,78E-08	2,70E-11
HCl	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = ((A \times (T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})) + (B \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^2 \div 2) + (C \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^3 \div 3) + (D \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^4 \div 4) + (E \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^5 \div 5))$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = 12820,90 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = ((A \times (T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})) + (B \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^2 \div 2) +$$

$$(C \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^3 \div 3) + (D \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^4 \div 4) + (E \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^5 \div 5))$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 11207,95 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = -1612,94 \text{ kJ/mol}$$

- ΔH° reaksi pers. 1.6 = ((-351,62) + (-425,609)) kJ/mol –
((-175,2) + (-425,609)) kJ/mol

$$\Delta H^\circ \text{ reaksi pers 1.6} = -176,42 \text{ kJ/mol}$$

- ΔH° reaksi pers. 1.6 pada suhu 180°C

Komponen	A	B	C	D
C ₅ H ₁₁ Cl	99.232	0.63409	-1.91E-05	2.60E-06
NaCl	9.50E+01	-3.11E-02	9.68E-07	5.51E-09
C ₅ H ₁₁ OH	1.06E+02	7.46E-01	-2.17E-03	2.73E-06
NaOH	8.76E+01	-4.84E-04	-4.54E-06	1.19E-09

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = ((A \times (T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})) + (B \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^2 \div 2) + (C \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^3 \div 3) + (D \times ((T_{\text{umpan}} - T_{\text{ref}})^4 \div 4))$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = 9782,72 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = ((A \times (T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})) + (B \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^2 \div 2) + (C \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^3 \div 3) + (D \times ((T_{\text{produk}} - T_{\text{ref}})^4 \div 4))$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 8738,18 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = -1044,53 \text{ kJ/kmol}$$

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

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

Berdasarkan perhitungan, ΔH° pada reaksi pertama dan kedua bernilai negatif (-), maka dapat disimpulkan bahwa reaksi yang berlangsung dalam proses bersifat eksotermis.

b. Energi Bebas Gibbs (ΔG_f°)

Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG_f°) digunakan untuk memprediksi apakah reaksi kimia cenderung berlangsung spontan atau tidak. Jika ΔG_f° bernilai positif (+), itu menunjukkan bahwa reaksi tidak dapat terjadi secara spontan dan memerlukan energi tambahan yang cukup besar dari luar. Sebaliknya, jika ΔG_f° bernilai negatif (-), reaksi dapat terjadi secara spontan dengan kebutuhan energi yang minimal. Berdasarkan data dari Yaws (1976), nilai ΔG_f° untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 1.11 di bawah ini.

Untuk mengetahui reaksi termasuk ke dalam reaksi *reversible* (bolak-balik) atau *irreversible* (searah), dilakukan perhitungan harga tetapan kesetimbangan (K), dengan persamaan:

$$\ln k = \frac{\Delta G^\circ}{-RT} \quad (1.8)$$

Dimana,

ΔG° : Energi Bebas Gibbs (kJ/mol)

R : Konstanta gas (kJ/mol.K)

T : Suhu (K)

k : Konstanta kesetimbangan reaksi

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

Tabel 1.11 ΔG_f° Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG_f° 298K (kJ/mol)
C_5H_{12}	-8,650
Cl_2	0,0
$C_5H_{11}Cl$	-37,26
HCl	-95,299
NaOH	-379,494
$C_5H_{11}OH$	-142,3
NaCl	-384,138

Perubahan Energi Gibbs dalam reaksi dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta G^\circ_{\text{reaksi}} = \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ reaktan maka,}$$

- Energi Gibbs Reaksi Klorinasi

$$\Delta G^\circ = [-37,26 + (-95,299)] \text{ kJ/mol} - [-8,650 + 0] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -123,909 \text{ kJ/mol}$$

- Energi Gibbs Reaksi Hidrolisis

$$\Delta G^\circ = [-142,3 + (-384,138)] \text{ kJ/mol} - [-37,26 + (-379,494)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -109,684 \text{ kJ/mol}$$

Lalu, menghitung k pada suhu 300°C dan 180°C dengan persamaan :

$$\ln k = \frac{-\Delta G^\circ}{RT} \quad (1.8)$$

- Reaksi Klorinasi

$$\ln k = \frac{-(-123,909)}{0,008314 \text{ kJ/mol} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln k = 50,012$$

$$k = 5,247 \times 10^{21}$$

- Reaksi Hidrolisis

$$\ln k = \frac{-(-109,684)}{0,008314 \text{ kJ/mol} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln k = 44,271$$

$$k = 1,685 \times 10^{19}$$

Harga tetapan kesetimbangan pada $T = 573 \text{ K}$

- Reaksi Klorinasi

$$\ln \left[\frac{k_2}{k_1} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \left[\frac{k_{573}}{k_{298}} \right] = \left[\frac{-(-120,747) \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K}} \right] \left[\frac{1}{573 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln \left[\frac{k_{573}}{k_{298}} \right] = -23,389$$

$$\left[\frac{k_{573}}{k_{298}} \right] = 6,94 \times 10^{-11}$$

$$k_{573} = (6,94 \times 10)^{-11} \times (5,247 \times 10^{21})$$

$$k_{573} = 3,64 \times 10^9$$

- Reaksi Hidrolisis

$$\ln \left[\frac{k_2}{k_1} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \left[\frac{k_{453}}{k_{298}} \right] = \left[\frac{-(-176,42) \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K}} \right] \left[\frac{1}{453 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln \left[\frac{k_{453}}{k_{298}} \right] = -24,369$$

$$\left[\frac{k_{453}}{k_{298}} \right] = 2,61 \times 10^{-11}$$

$$k_{453} = (2,61 \times 10^{-11}) \times (1,686 \times 10^{19})$$

$$k_{453} = 4,01 \times 10^{11}$$

Karena harga ΔG_f° pada kedua reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan cenderung bersifat *irreversible* karena nilai K positif (+) atau jauh lebih besar dari 1, yang menunjukkan bahwa keseimbangan sangat bergeser ke arah produk. Dengan kata lain, pada kondisi

normal, sebagian besar atau bahkan seluruh reaktan telah bereaksi membentuk produk, sehingga kemungkinan reaksi berbalik ke arah reaktan menjadi sangat kecil. Hal ini menyebabkan reaksi berlangsung hampir sepenuhnya ke arah produk tanpa terjadi perubahan yang signifikan kembali ke reaktan.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Sebelum mengetahui rancangan reaktor, maka perlu mencari data kinetika pada reaksi klorinasi dan reaksi hidrolisis. Berdasarkan referensi jurnal *Kinetics of reactions of chlorine atoms*, 2002 dan Ayres 1929, dimana didalam jurnal diketahui data nilai A (Faktor *Pre-exponential*) dan nilai E_a (Energi Aktivasi) persamaan Arrhenius dan transfer massa nya diabaikan, sehingga untuk mencari konstanta kinetika reaksi digunakan persamaan berikut:

$$-r_A = k C_A C_B \quad (1.9)$$

Dengan, $(-r_A)$: laju reaksi, L/mol.s

k : konstanta laju reaksi, L/mol.s

C_A : konsentrasi reaksi A, mol/L

C_B : konsentrasi reaksi B, mol/L

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

$$k = A \exp \left(- \frac{E_a}{RT} \right) \quad (1.10)$$

$$-\ln k = \frac{E_a}{RT} - \frac{1}{T} - \ln A \quad (1.11)$$

Dengan, k = konstanta laju reaksi

A = faktor tumbukan

E_a = energi aktivitas (J/mol)

$R = \text{konstanta gas (J/mol.K)}$

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

Dalam pembuatan amil alkohol terdapat dua tahapan reaksi yang terjadi. Reaksi pertama yaitu reaksi klorinasi dan yang kedua yaitu reaksi hidrolisis. Untuk nilai konstanta laju reaksi pada reaksi klorinasi sudah diketahui langsung nilai konstantanya pada jurnal *kinetics of reactions of chlorine atoms*, 2002. Nilai konstantanya yaitu sebagai berikut:

$$k_1 = 3,97 \pm 0,36 \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

Berbeda dengan reaksi klorinasi pada reaksi hidrolisis terdapat reaksi utama dan reaksi samping. Reaksi utama pembentukan amil alkohol dari amil klorida dan NaOH dengan bantuan katalis natrium oleat dituliskan sebagai berikut:



Reaksi tersebut terdiri atas dua tahapan reaksi yaitu reaksi A yang merupakan reaksi esterifikasi dan dilanjutkan dengan reaksi B yang berlangsung spontan.



Amil oleat ($\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{COOC}_5\text{H}_{11}$) merupakan senyawa ester yang tidak stabil sehingga reaksi 2a memiliki laju reaksi yang relatif lambat. Selain itu, amil oleat juga merupakan senyawa ester yang memiliki sifat sangat reaktif sehingga penambahan NaOH yang merupakan basa kuat menyebabkan terjadinya reaksi 2b secara spontan. Reaksi 2a memiliki persamaan laju reaksi berorde 1 terhadap amil klorida (Ayres, 1929). Reaksi 2b terjadi secara spontan sehingga laju reaksi

overall dapat dianggap sama dengan laju reaksi 2a. Sehingga persamaan untuk mencari konstanta kinetika reaksi digunakan persamaan berikut:

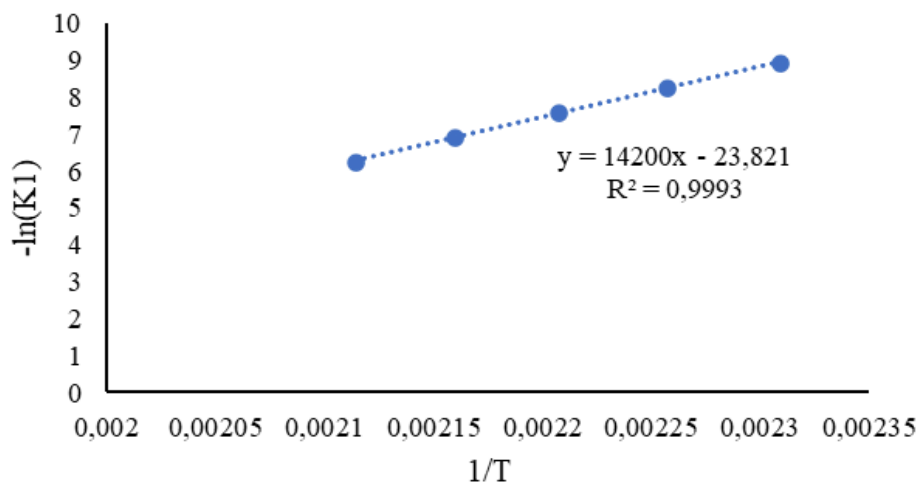
$$-r_A = kC_A \quad (1.12)$$

Dengan, $(-r_A)$: laju reaksi , mol/(L.s)

k : konstanta laju reaksi, 1/s

C_A : konsentrasi reaksi A, mol/L

Data ekstrapolasi diambil dari data eksperimen oleh Ayres (1929) dimana laju reaksi pembentukan amil alkohol dari amil klorida pada suhu 180°C adalah sebesar 0,0317 per menit. Laju reaksi meningkat dua kali setiap kenaikan suhu sebesar 10°C. Berdasarkan persamaan 1.10- 1.12 didapatkan grafik sebagai berikut.



Gambar 1.5 Hubungan Antara $-\ln(k_1)$ dengan $1/T$

Berdasarkan gambar 1.5, dapat diperoleh data dan persamaan kinetika laju reaksi sebagai berikut:

Tabel 1.12 Data Kinetika Reaksi Utama		
Komponen	Nilai	Satuan
Faktor Tumbukan (A)	$2,21 \times 10^{10}$	1/s
Energi Aktivasi (E)	118058,8	J/mol
R	8,314	J/K.mol

Dengan menggunakan persamaan Arrhenius dimana T dalam kelvin dan k dalam satuan 1/s, maka didapatkan :

$$k_2 = 2,21 \times 10^{10} \exp \left(- \frac{14200}{T} \right)$$

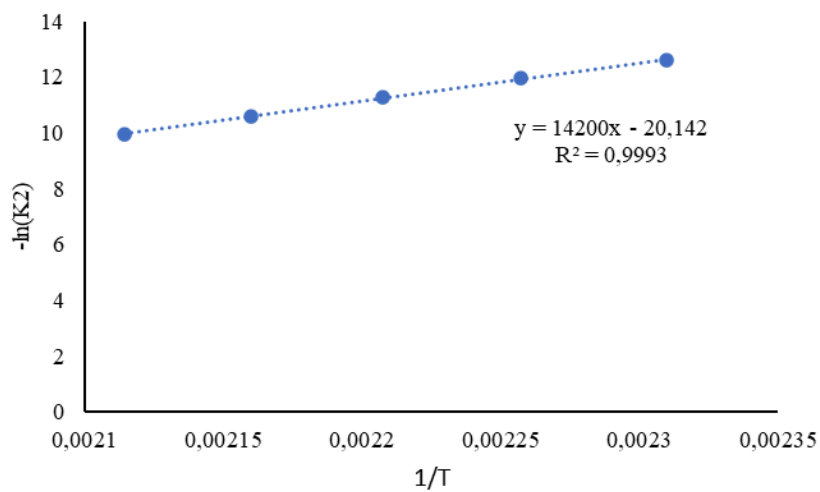
Pada reaksi pembentukan amil alkohol dan amil klorida dan natrium hidroksida juga terjadi reaksi samping berupa dekomposisi termal amil klorida menjadi amilen diikuti oleh pembentukan garam NaCl, Persamaan reaksi pembentukan amilen dituliskan sebagai berikut:



Reaksi ini dapat diminimalisir dengan pengoperasian reaktor pada tekanan operasi tinggi (Ayres, 1929). Persamaan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Reaksi 3b terjadi secara spontan sehingga laju reaksi *overall* dianggap sama dengan laju reaksi 3a. Reaksi di atas juga merupakan reaksi orde 1 terhadap amil klorida. Dengan ekstrapolasi data dari data eksperimen oleh Ayres (1929) dimana laju dekomposisi amil klorida menjadi amilen pada suhu 180 °C adalah sebesar 0,0008 per menit. Laju dekomposisi meningkat dua kali setiap kenaikan suhu sebesar 10 °C. Dengan data tersebut dan persamaan Arrhenius, didapatkan:



Gambar 1.6 Hubungan Antara $-\ln(k_1)$ dengan $1/T$

Berdasarkan gambar 1.5, dapat diperoleh data dan persamaan kinetika laju reaksi sebagai berikut.

Tabel 1.13 Data Kinetika Reaksi Samping

Komponen	Nilai	Satuan
Faktor Tumbukan (A)	$5,59 \times 10^8$	1/s
Energi Aktivasi (E)	118058,8	J/mol
R	8,314	J/K.mol

Dengan menggunakan persamaan Arrhenius dimana T dalam kelvin dan k dalam satuan 1/s, maka didapatkan :

$$k_3 = 5,59 \times 10^8 \exp \left(- \frac{14200}{T} \right)$$

BAB II. PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Amil Alkohol

a. Sifat-sifat Fisis

Rumus molekul	: $C_5H_{11}OH$
Berat molekul	: 88,15 g/mol
Densitas	: 0,815 g/cm ³
Titik didih	: 138°C
Titik lebur	: -78,6°C
Viskositas (25°C)	: 3,31 cP
Kelarutan dalam air (20°C)	: 21 g/l
Specific gravity	: 0,814
Fase	: Cair
Kemurnian	: 99%

b. Sifat-sifat Kimia

1. Cairan dan uap yang mudah terbakar.
2. Dapat menyebabkan iritasi pernafasan.
3. Menyebabkan iritasi kulit.
4. Bersifat higroskopis (menyerap kelembaban).
5. Penyimpanan pada wadah yang tertutup, jauhkan dari panas dan sumber api, simpan di tempat sejuk dan kering (berventilasi yang baik).

6. Media pemadam kebakaran yaitu dengan bahan kimia kering (kebakaran kecil) dan busa alkohol, semprotan air atau kabut (kebakaran besar).
7. Non-compatible dengan senyawa oksidator kuat, asam kuat dan basa kuat.

(Sumber : SDS *Amyl Alcohol*)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1. Pentana

a. Sifat-sifat Fisis

Rumus Molekul	: C_5H_{12}
Berat Molekul	: 72,15 g/mol
Densitas (20°C)	: 0,623 g/cm ³
Titik Didih	: 36,1 °C
Titik Lebur	: -130 °C
Viskositas (20°C)	: 0,24 mPa.s
Kelarutan dalam air (20°C)	: 0,038 g/l
Specific Gravity	: 2,5
Fase	: Cair
Kemurnian	: 99,5%

b. Sifat-sifat Kimia

1. Mudah terbakar.
2. Dapat menyebabkan gangguan pernapasan apabila terhirup.
3. Kontak langsung dengan kulit dapat menyebabkan iritasi.
4. Mencemari ekosistem akuatik jika dibuang secara tidak tepat.

(Sumber : SDS *Pentane*)

2.2.2. Klorin

a. Sifat-sifat Fisis

Rumus Molekul	: Cl_2
Berat Molekul	: 70,9 g/mol
Densitas (20°C)	: 1,66 g/cm ³
Titik Didih	: -34 °C
Titik Lebur	: -101 °C
Viskositas (20°C)	: 13,3 mPa.s
Kelarutan dalam air (20°C)	: 7,41 g/l
Specific Gravity	: 2,52
Fase	: Cair
Kemurnian	: 99%

b. Sifat-sifat Kimia

1. Dapat menyebabkan atau memperparah kebakaran jika kontak dengan bahan mudah terbakar.
2. Dapat meledak jika dipanaskan.
3. Dapat menyebabkan keracunan serius jika tertelan, terhirup, atau kontak dengan kulit (*Toxic*).
4. Dapat menyebabkan luka bakar serius pada kulit atau kerusakan parah pada mata.
5. Dapat menyebabkan kerusakan serius pada organisme air dan ekosistem akuatik jika dibuang sembarangan.

(Sumber : SDS *Chlorine*)

2.2.3. Natrium Hidroksida

a. Sifat-sifat Fisis

Rumus Molekul	: NaOH
Berat Molekul	: 58,01 g/mol
Densitas (20°C)	: 1.53 g/cm ³
Titik Didih	: 140°C
Titik Lebur	: 1390°C
Viskositas (20°C)	: 0,997 cP
Kelarutan dalam air (20°C)	: 1.100 g/l
Specific Gravity	: 2,13
Fase (30°C)	: Cair
Kemurnian	: 48%

b. Sifat-sifat Kimia

1. Sangat basa dan mudah terionisasi membentuk ion natrium dan hidroksida.
2. Keras, rapuh dan menunjukkan pecahan hablur.
3. Bila dibiarkan di udara akan cepat menyerap karbondioksida dan lembab.
4. NaOH membentuk basa kuat bila dilarutkan dalam air.

(Sumber : SDS NaOH)

2.2.4. Natrium Oleat

a. Sifat-sifat Fisis

Rumus Molekul	: C ₁₈ H ₃₄ O ₂ Na
---------------	---

Berat Molekul : 304,44 g/mol

Kelarutan dalam air (20°C) : 0,1 kg/kg air

Specific Gravity : 1,2

Fase : Padat

b. Sifat-sifat Kimia

1. Dapat menyebabkan iritasi ringan pada mulut jika tertelan
2. Kontak dengan mata dapat menyebabkan iritasi

(Sumber : SDS Natrium Oleat)

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah teknik yang sangat berguna bagi perusahaan untuk menilai kualitas produk sebelum didistribusikan ke konsumen. Teknik ini membantu perusahaan dalam mengevaluasi kelayakan dan kualitas produk berdasarkan batas-batas kontrol yang telah ditetapkan. Dengan menerapkan pengendalian kualitas, perusahaan dapat meraih sejumlah manfaat, seperti meningkatkan kualitas produk agar hasil yang diperoleh optimal, meningkatkan produktivitas dengan mengurangi jumlah produk cacat selama proses produksi, mengeliminasi biaya produksi yang tidak diperlukan, dan mencegah ketidaksesuaian dalam proses produksi sehingga produk tetap sesuai dengan standar dan spesifikasi yang diinginkan perusahaan. Selain itu, pengendalian kualitas juga dapat meningkatkan keuntungan yang diperoleh perusahaan.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku adalah komponen utama yang digunakan untuk menghasilkan barang jadi, di mana bahan tersebut akan menjadi bagian tak terpisahkan dari

produk akhir. Dalam suatu perusahaan, bahan baku memegang peran yang sangat penting karena menjadi pondasi utama dalam proses produksi hingga menghasilkan produk yang diinginkan. Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan bahwa setiap bahan yang digunakan dalam proses produksi telah memenuhi spesifikasi yang telah ditetapkan. Proses pengujian dilakukan sebelum produksi dimulai, dengan memastikan bahwa bahan seperti pentana, klorin, natrium hidroksida (NaOH), dan natrium oleat sebagai katalis, memiliki kualitas yang sesuai standar. Pengujian meliputi analisis viskositas untuk mengetahui kekentalan bahan, pengukuran densitas untuk mengevaluasi massa jenis, analisis komposisi kimia untuk memastikan kesesuaian kandungan zat aktif, pengujian volatilitas untuk menilai kestabilan bahan terhadap penguapan, serta uji kemurnian guna menjamin bahwa bahan tidak terkontaminasi oleh zat lain. Seluruh tahapan pengujian ini penting untuk memastikan bahwa bahan baku siap digunakan dan dapat diolah dengan optimal dalam proses produksi.

2.3.2. Pengendalian Proses Produksi

Alat ukur dan instrumentasi merupakan komponen penting dalam mengontrol proses produksi. Dengan adanya sistem ini, bagian-bagian kritis dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikendalikan dengan baik. Instrumentasi memiliki tiga fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisis, dan alat pengendali. Selain digunakan untuk memantau kondisi operasi, instrumentasi juga berfungsi untuk mengatur variabel proses, baik secara manual maupun otomatis, serta memberikan peringatan kepada operator mengenai kondisi yang kritis atau berbahaya. Instrumentasi harus selalu tersedia dan berfungsi sesuai

dengan kebutuhan di tempat pemasangannya. Keberadaan instrumentasi ini sangat berperan dalam menentukan kualitas hasil produksi. Pengendalian proses produksi di pabrik ini mencakup aliran dan sistem kontrol alat.

a. Aliran Sistem Kontrol

1. Aliran Pneumatik (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
2. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
3. Aliran mekanik (aliran Gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

b. Alat Sistem Kontrol

1. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.
2. *Controller* meliputi *Level Control (LC)*, *Temperature Control (TC)*, *Pressure Control (PC)*, *Flow Control (FC)*.

a) *Level Control (LC)*

Level Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan. Secara umum LC digunakan dalam suatu alat yang berupa kolom atau vessel. LC dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluar kolom atau vessel.

b) *Temperature Control (TC)*

Temperature Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan suhu operasi suatu alat berdasarkan suhu operasi yang ditetapkan.

c) *Pressure Control (PC)*

Pressure Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang ditetapkan. PC sangat dibutuhkan pada *system* yang menggunakan aliran steam atau gas. PC dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluaran steam atau gas.

d) *Flow Control (FC)*

Flow Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang akan masuk ke suatu proses atau alat.

3. *Actuator* digunakan untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang harus digunakan *automatic control valve* dan manual *hand valve*.

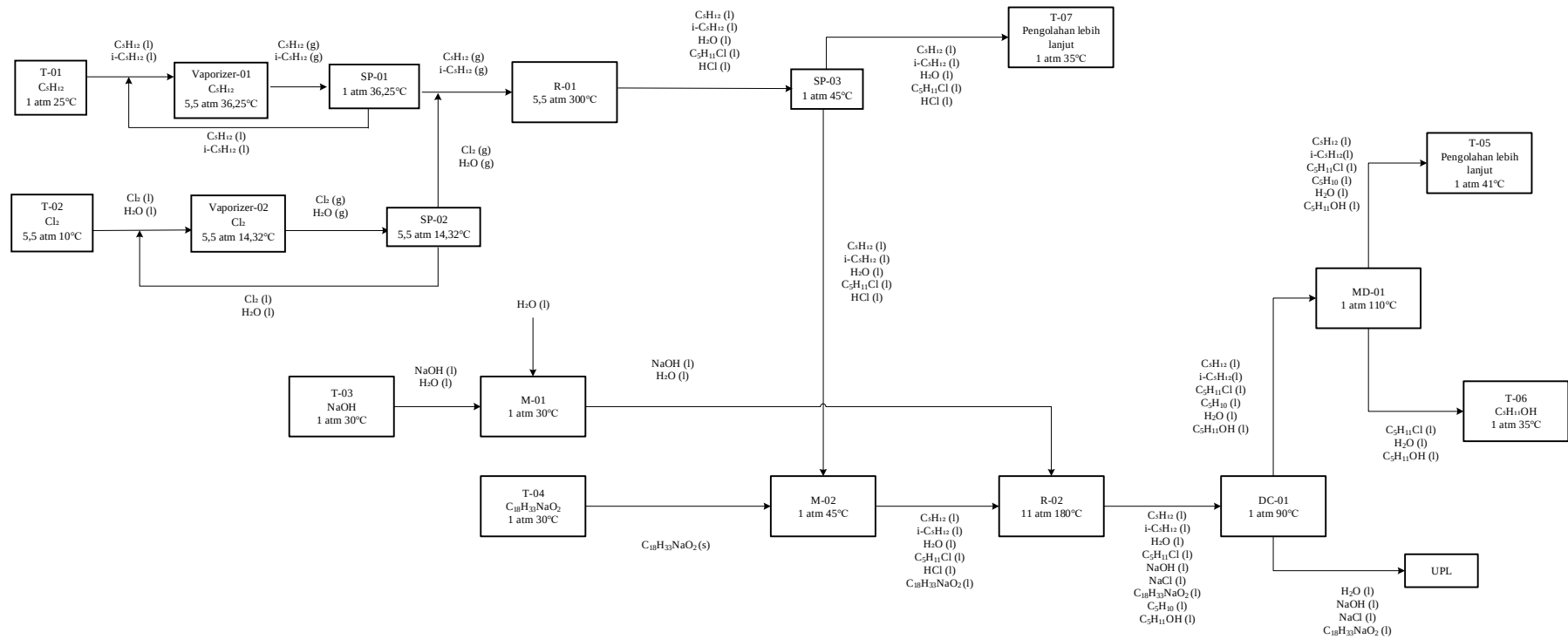
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas amil alkohol yang dihasilkan sangat bergantung pada setiap tahapan proses produksi yang dilakukan sebelumnya. Untuk mencapai standar mutu yang diinginkan, dibutuhkan bahan baku berkualitas seperti pentana, klorin, natrium hidroksida, serta natrium oleat sebagai katalis, disertai dengan pengawasan dan pengendalian yang ketat di setiap tahap proses. Pengendalian ini mencakup pemantauan parameter reaksi, kestabilan suhu, waktu reaksi, dan kemurnian produk akhir. Dengan kontrol yang menyeluruh, amil alkohol yang dihasilkan dapat memiliki kualitas tinggi dan memenuhi spesifikasi teknis maupun kebutuhan pasar.

BAB III. PERANCANGAN PROSES

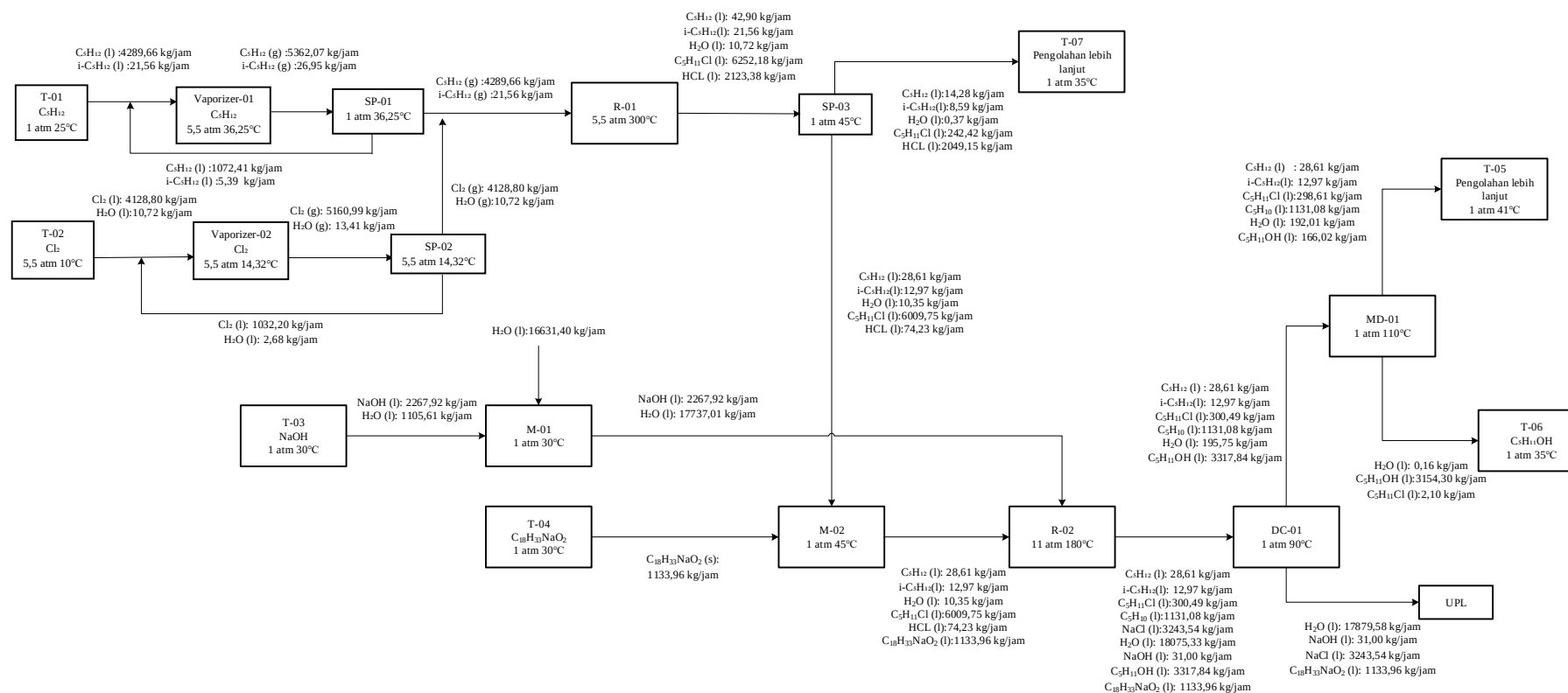
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2. Uraian Proses

Pabrik produksi amil alkohol ini memiliki kapasitas produksi sebesar 25.000 ton per tahun dan beroperasi selama 24 jam per hari dalam 330 hari per tahun. Proses produksinya melibatkan dua tahap reaksi utama. Pada tahap pertama, bahan baku berupa pentana dan klorin digunakan dalam reaksi untuk menghasilkan amil klorida. Selanjutnya, pada tahap kedua, amil klorida yang telah terbentuk direaksikan dengan natrium hidroksida untuk menghasilkan produk akhir berupa amil alkohol.

Secara keseluruhan, proses produksi ini dapat dibagi menjadi tiga tahap utama. Tahap pertama adalah persiapan bahan baku dan bahan tambahan yang diperlukan dalam reaksi. Tahap kedua mencakup reaksi klorinasi, di mana pentana bereaksi dengan klorin untuk membentuk amil klorida. Terakhir, tahap ketiga melibatkan reaksi hidrolisis, yaitu proses di mana amil klorida direaksikan dengan natrium hidroksida untuk menghasilkan amil alkohol. Setelah kedua reaksi utama selesai, produk yang dihasilkan akan melalui proses pemisahan untuk mendapatkan amil alkohol dengan kemurnian tinggi.

3.2.1. Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

a. Pentana

Pentana yang digunakan dalam proses ini memiliki kemurnian 99,5% dengan kandungan 0,05% isopentana. Bahan baku ini disimpan dalam tangki silinder tegak (T-01) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm. Dari tangki penyimpanan, pentana dipompa untuk dinaikkan tekanannya menjadi 5,5 atm menuju *vaporizer* (VAP-01) untuk diubah dari fase cair menjadi gas sebanyak 80%. Penguapan bahan baku sebesar 80% di *vaporizer* bertujuan

untuk mempermudah proses pemisahan atau reaksi lanjutan dengan meningkatkan efisiensi perpindahan massa dan panas. Selain itu, penguapan juga membantu mencegah *fouling* akibat akumulasi komponen berat dalam sistem. Setelah mengalami perubahan fase, pentana gas dialirkan menuju separator (SP-01) untuk memisahkan fase cair dari fase gas, dimana fase cairnya di *recycle* untuk diuapkan kembali di *vaporizer*. Hasil pemisahan dari separator kemudian dialirkan ke reaktor klorinasi (R-01) menggunakan *blower* (BL-01). Sebelum memasuki reaktor, gas pentana dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-02) untuk mencapai suhu yang sesuai dengan kondisi reaksi klorinasi, sehingga reaksi dapat berlangsung dengan optimal.

b. Klorin

Klorin yang digunakan dalam proses ini memiliki kemurnian 99% dengan kandungan 1% air. Bahan baku ini disimpan dalam Tangki Silinder Tegak dengan isolator (T-02) dalam fase cair pada suhu 10°C dan tekanan 5,5 atm untuk menjaga stabilitasnya. Dari tangki penyimpanan, klorin di pompa menuju *vaporizer* (V-02) agar berubah dari fase cair menjadi gas, sehingga lebih mudah digunakan dalam proses selanjutnya. Setelah mengalami perubahan fase, gas klorin dialirkan menuju separator (SP-02) untuk memisahkan fase cair dari fase gas, dimana fase cairnya di *recycle* untuk diuapkan kembali di *vaporizer*. Sementara itu, klorin yang telah diuapkan dalam *vaporizer* (VAP-02) juga melalui proses pemisahan di separator (SP-02) sebelum dialirkan ke reaktor. Hasil keluaran dari kedua separator ini kemudian dialirkan ke reaktor klorinasi (R-01) menggunakan *blower* (BL-02). Sebelum

memasuki reaktor, gas pentana dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-02) untuk mencapai suhu yang sesuai dengan kondisi reaksi klorinasi, sehingga reaksi dapat berlangsung dengan optimal dan menghasilkan amil klorida dengan efisiensi tinggi.

c. Natrium Hidroksida

Bahan baku natrium hidroksida (NaOH) dengan kemurnian 48% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk menjaga kestabilannya. Dari tangki penyimpanan, larutan NaOH dialirkan menuju mixer (M-01) menggunakan pompa untuk dilakukan pengenceran dengan kemurnian 12%. Setelah proses pengenceran, larutan NaOH kemudian dipanaskan menggunakan *heater* (HE-01) sebelum masuk ke reaktor hidrolisis (R-02). Pemanasan ini bertujuan untuk mencapai suhu optimal agar reaksi hidrolisis amil klorida dapat berlangsung secara efisien dan menghasilkan amil alkohol dengan konversi tinggi.

3.2.2. Proses Reaksi Klorinasi

Setelah suhu dinaikkan dan pemisahan awal, pentana dan klorin dialirkan menuju reaktor klorinasi (R-01) untuk menjalani reaksi substitusi pada suhu 300°C dan tekanan 5,5 atm. Reaksi ini bersifat eksotermis, sehingga digunakan reaktor *fixed bed multitube* yang dilengkapi dengan pendingin untuk menstabilkan suhu serta menyerap panas yang dihasilkan selama proses berlangsung. Dalam reaktor ini, pentana bereaksi dengan klorin melalui mekanisme substitusi, menghasilkan campuran senyawa organik terklorinasi dengan komponen utama amil klorida (C₅H₁₁Cl). Selain itu, reaksi ini juga menghasilkan gas hidrogen klorida (HCl) sebagai

produk samping. Produk keluaran dari reaktor klorinasi kemudian dialirkan ke kondensor parsial (CDP-01) untuk menurunkan suhu menjadi 45°C dan mengubah sebagian fase gas menjadi cair. Selanjutnya, hasil dari kondensor parsial dialirkan menuju separator (SP-03) untuk memisahkan fase cair dan gas. Fase gas, yang sebagian besar terdiri dari HCl, dialirkan menuju kondensor (CD-02) untuk diubah fasenya dan dialirkan ke (T-07) sebelum dialirkan ke unit selanjutnya. Sementara itu, fase cair yang mengandung sebagian besar amil klorida dan air diarahkan menuju reaktor hidrolisis (R-02) untuk menjalani tahap reaksi selanjutnya.

3.2.3. Proses Reaksi Hidrolisis

Fase cair yang dihasilkan dari separator (SP-03) dipompa menuju mixer (M-02), di mana katalis berupa natrium oleat ditambahkan untuk selanjutnya diproses lebih lanjut. Campuran tersebut kemudian dialirkan ke *heater* (H-03) dan dipanaskan hingga suhu 180°C guna memastikan kondisi optimal bagi reaksi yang akan terjadi. Secara bersamaan, larutan NaOH 48% dan air juga dialirkan ke dalam mixer (M-01) untuk diencerkan hingga mencapai konsentrasi akhir sebesar 12%. Setelah proses pencampuran, larutan ini dipompa dan dipanaskan menggunakan *heater* (H-02) hingga mencapai suhu yang sama, yaitu 180°C. Seluruh campuran kemudian memasuki reaktor alir pipa berpengaduk (RATB), tempat berlangsungnya proses hidrolisis pada suhu 180°C dan tekanan 11 atm. Reaktor ini dilengkapi dengan jaket pendingin yang berfungsi untuk menjaga kestabilan suhu serta menyerap panas yang dihasilkan selama reaksi berlangsung.

3.2.4. Proses Pemisahan dan Penyimpanan

Hasil keluaran dari proses hidrolisis kemudian dialirkan menuju *decanter* (DC-01) untuk memisahkan NaCl, NaOH dan natrium oleat dari campuran produk. Hasil bawah *decanter* yang terdiri atas NaCl, NaOH, natrium oleat dan sebagian besar H₂O dialirkan dengan pompa menuju UPL. Hasil atas yang mengandung sebagian besar amil alkohol dan amilena kemudian dialirkan ke menara distilasi (MD-01) untuk memisahkan amil alkohol dari amilena. Pada tahap ini, hasil keluaran atas dari MD-01 berupa amilena akan dialirkan ke unit pengolahan lebih lanjut, sedangkan hasil keluaran bawah berupa amil alkohol dengan kemurnian 99% akan dialirkan menuju tangki penyimpanan produk untuk didistribusikan atau digunakan lebih lanjut.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Spesifikasi Alat Proses

a. Reaktor 01

1) Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan pentana dengan klorin
Jenis/Tipe	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga, Rp	: 552.909.000

2) Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 300
Tekanan, atm	: 5,5

Kondisi Proses : *Isothermal*

3) Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Grade M* tipe 316

Diameter (ID) *Shell*, m : 2,055

Tebal *Shell*, in : 0,4375

Tinggi Total, m : 5,7710

Jenis *Head* : *Torispherical Head*

4) Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis : Metal

Bentuk Katalis : *Raschig Ring*

Ukuran Katalis, mm : 10

Tinggi Tumpukan, m : 3,901

Pressure Drop, atm : $4,14 \times 10^{-9}$

Dimensi Tube

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel* tipe 316

Diameter, in : 10,02

Panjang, m : 4,876

Jumlah Tube : 34 buah

Tipe : *Triangular Pitch*

Ukuran *Pitch*, cm : 33,55

Jenis *Coolant* : *Dowtherm A*

Kebutuhan *Coolant* : 7605,54 kg/jam

b. Reaktor 02

1) Spesifikasi Umum

Kode	: R-02
Fungsi	: Mereaksikan Amil Klorida dengan NaOH
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Konversi Total	: 95%
Waktu Tinggal	: 2 jam
	: 120,23 menit
Harga, Rp	: 6.310.229.000

2) Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 180
Tekanan, atm	: 11
Kondisi Proses	: <i>Isothermal</i>

3) Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade M</i> tipe 316
Diameter (ID) <i>Shell</i> , m	: 4,508
Tebal <i>Shell</i> , in	: 1,528
Tinggi Total, m	: 6,380
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical Head</i>

4) Spesifikasi Khusus

Tipe Pengaduk	: <i>Proppeller</i>
---------------	---------------------

Ukuran Pengaduk, m : 1,503

Kecepatan Pengaduk, rpm : 44,568

Power, Hp : 7,681

Jumlah *Baffle* : 4 buah

Ukuran *Baffle*, m : 0,255

c. Separator 01

Kode : SP-01

Fungsi : Memisahkan fase uap pentana menuju R-01

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi Operasi : P : 5,5 atm
T : 97,4 °C

Spesifikasi *Shell*

a. Panjang : 2,9240 m

b. Tebal : 0,25 in

c. Diameter Luar : 0,77470 m

Spesifikasi *Head*

a. Tinggi : 0,1232 m

b. Tebal : 0,3125 in

Jumlah : 1

Harga : Rp 213.555.292,35

d. Separator 02

Kode : SP-02

Fungsi : Memisahkan fase uap klorin menuju R-01

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi Operasi : P : 5,5 atm
T : 14,32 °C

Spesifikasi *Shell*

- a. Panjang : 2,0984 m
- b. Tebal : 0,25 in
- c. Diameter Luar : 0,6223 m

Spesifikasi *Head*

- a. Tinggi : 0,0976 m
- b. Tebal : 0,25 in

Jumlah : 1

Harga : Rp 183.657.551,42

e. Separator 03

Kode : SP-03

Fungsi : Memisahkan amil klorida dari campuran

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi Operasi : P : 1 atm
T : 45 °C

Spesifikasi *Shell*

- a. Panjang : 4,2956 m
- b. Tebal : 0,1875 in
- c. Diameter Luar : 1,2287 m

Spesifikasi *Head*

a. Tinggi : 0,1398 m

b. Tebal : 0,25 in

Jumlah : 1

Harga : Rp 298.977.409,29

f. Dekanter

Kode : DC-01

Fungsi : Memisahkan amil alkohol berdasarkan kelarutan

Jenis : Silinder Horizontal

Kondisi Operasi : P : 1 atm

T : 30 °C

Spesifikasi *Shell*

a. Panjang : 5,2591 m

b. Tebal : 0,1888 in

c. Diameter Luar : 1,7530 m

Spesifikasi *Head*

a. Tinggi : 0,3817 m

b. Tebal : 0,1875 in

Jumlah : 1

Harga : Rp 3.600.542.229,08

g. Mixer 01

Kode : M-01

Fungsi : Untuk Mengencerkan NaOH dengan air

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi Operasi : P : 1 atm
 T : 30 °C

Volume Mixer : 4,190 m³

Dimensi

- a. Diameter *Shell* : 1,615 m
- b. Tinggi *Shell* : 1,615 m
- c. Tinggi Mixer : 2,328 m
- d. Tinggi Head : 0,336 m
- e. Tebal *Shell* : 0,1875 in
- f. Tebal *Head* : 0,250 in

Pengaduk

- a. Diameter : 0,497 m
- b. Lebar : 0,041 m
- c. Lebar *Baffle* : 0,099 m
- d. Jarak Pengaduk : 1 buah
- e. Kecepatan : 257,022 rpm
- f. Daya Motor : 5 hP
- g. Harga : Rp 3.026.078.492,65

h. Mixer 02

Kode : M-02

Fungsi : Untuk mencampurkan output SP-03 dengan katalis

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi Operasi : P : 1 atm

T : 39,76 °C

Volume Mixer : 2,947 m³

Dimensi

a. Diameter *Shell* : 1,472 m

b. Tinggi *Shell* : 1,472 m

c. Tinggi Mixer : 2,077 m

d. Tinggi Head : 0,302 m

e. Tebal *Shell* : 0,187 in

f. Tebal *Head* : 0,250 in

Spesifikasi Pengaduk

a. Diameter : 0,442 m

b. Lebar : 0,037 m

c. Lebar *Baffle* : 0,088 m

d. Jumlah Pengaduk : 1 buah

e. Kecepatan : 227,313 rpm

f. Daya Motor : 1,5 hP

g. Harga : Rp 2.584.019.037,48

i. Menara Distilasi

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan amil alkohol dengan amilena

Jenis : *Multicomponent distillation*

Tipe : *Plate tower (sieve tray)* berbentuk *torispherical roof*

Material : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Kondisi Operasi

Umpan	: P	: 1 atm
	: T	: 77,31 °C
Distilat	: P	: 1 atm
	: T	: 87,42 °C
Bottom	: P	: 1 atm
	: T	: 143,56 °C

Spesifikasi *Shell*

- a. Diameter : 1,003 m
- b. Tinggi : 4,612 m
- c. Tebal : 0,005 m

Spesifikasi *Head*

- a. Jenis : *Carbon Steel*
- b. Tebal : 0,170 m
- c. Tinggi : 0,225 m

Spesifikasi *Tray*

- a. Jenis *Tray* : *Sieve Tray*
- b. Jumlah Stage : 10 buah
- c. Panjang *Weir* : 0,752 m
- d. Diameter *Hole* : 0,003 m
- e. Tebal *Tray* : 0,003 m
- f. Jumlah Lubang : 8489,56 buah

Harga : Rp 536.023.783,08

j. Akumulator

Kode : ACC-01

Fungsi : Menampung arus keluaran dari CD-01

Jenis : Silinder Horizontal

Kondisi Operasi : T : 1 atm

K : 30 °C

Shell

d. Panjang : 8,554 m

e. Tebal : 0,25 in

f. Diameter Luar : 2,851 m

Head

c. Tinggi : 0,597 m

d. Tebal : 0,1875 in

Jumlah : 1

Harga : Rp149.488.704,65

3.3.2. Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Heater 1

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-02)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tabel 3.1 Spesifikasi HE-01

Operating Condition			
<i>Position</i>		<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>		<i>Heavy Organics</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid type</i>		<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>		41	350
<i>Temperature out °C</i>		180	350
<i>Pressure, atm</i>		11	163
Mechanical Design			
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
<i>Length</i>	-	<i>Length, ft</i>	16
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
<i>ID, in</i>	15,25	<i>ID, in</i>	0,62
<i>OD, in</i>	-	<i>OD, in</i>	0,75
<i>Baffle, in</i>	15,25	<i>Pitch, in</i>	1
		<i>BWG</i>	16
ΔP_{allow} , psi	2,451	ΔP_{allow} , psi	3,346
Luas transfer panas, ft ²		502,528	
Rd_{min} , hr.ft ² .F/Btu		0,003	
Rd_{hitung} , hr.ft ² .F/Btu		0,0199	

b. Heater 2

Kode : HE-02

Fungsi : Menaikkan suhu campuran pentana klorin ke (R-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.2 Spesifikasi HE-02

Operating Condition		
<i>Position</i>	<i>Inner Pipe</i>	<i>Annulus</i>
<i>Fluid</i>	<i>Light Organics</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid type</i>	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>	57,32	350
<i>Temperature out °C</i>	300	350
<i>Pressure, atm</i>	1	163

Mechanical Design			
<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>	
IPS, in	3	IPS, in	4
ID, in	3	ID, in	4
OD, in	3,5	OD, in	4,5
Surface area, ft ² /ft	0,917	Surface area, ft ² /ft	1,178
ΔP_{allow} , psi	3,2771	ΔP_{allow} , psi	9,326
Haripin, buah		4	
Panjang total, ft		160	
Luas Transfer Panas, ft ²		146,720	
Rd_{min} , hr.ft ² .F/Btu		0,0014	
Rd_{hitung} , hr.ft ² .F/Btu		0,013	

c. Heater 3

Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran Mixer (M-02) menuju Reaktor (R-02)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.3 Spesifikasi HE-03

Operating Condition		
<i>Position</i>	<i>Inner Pipe</i>	<i>Annulus</i>
<i>Fluid</i>	<i>Medium Organics</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid type</i>	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>	54,6	350
<i>Temperature out °C</i>	180	350
<i>Pressure, atm</i>	11	163
Mechanical Design		
<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>
IPS, in	3	IPS, in
ID, in	3	ID, in
OD, in	3,5	OD, in
Surface area, ft ² /ft	0,917	Surface area, ft ² /ft
ΔP_{allow} , psi	0,519	ΔP_{allow} , psi
Haripin, buah		2

<i>Mechanical Design</i>	
Panjang total, ft	80
Luas Transfer Panas, ft ²	73,360
Rd _{min} , hr.ft ² .F/Btu	0,001
Rd _{hitung} , hr.ft ² .F/Btu	0,005

d. Heater 4

Kode : HE-04

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran (DC-01) menuju (MD-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.4 Spesifikasi HE-04

Operating Condition			
Position	Inner Pipe		Annulus
Fluid	Medium Organics		Steam
Fluid type	Cold		Hot
Temperature in °C	90		150
Temperature out °C	110		150
Pressure, atm	1		4,69
Mechanical Design			
Inner Pipe		Annulus	
IPS, in	3	IPS, in	4
ID, in	3	ID, in	4
OD, in	3,5	OD, in	4,5
Surface area, ft²/ft	0,917	Surface area, ft²/ft	1,178
ΔP _{allow} , psi	0,1605	ΔP _{allow} , psi	0,004
Haripin, buah		2	
Panjang total, ft		80	
Luas Transfer Panas, ft²		94,240	
Rd _{min} , hr.ft².F/Btu		0,002	
Rd _{hitung} , hr.ft².F/Btu		0,041	

e. Cooler 1

Kode : CL-01

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran (SP-03) menuju Mixer (M-01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tabel 3.5 Spesifikasi CL-01

Operating Condition			
<i>Position</i>		<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>		<i>Cooling Water</i>	<i>Heavy Organics</i>
<i>Fluid type</i>		<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>		40	180
<i>Temperature out °C</i>		30	90
<i>Pressure, atm</i>		1	1
Mechanical Design			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	-	<i>Length, ft</i>	20
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
<i>ID, in</i>	19,25	<i>ID, in</i>	0,62
<i>OD, in</i>	-	<i>OD, in</i>	0,75
<i>Baffle, in</i>	3,85	<i>Pitch,in</i>	1
		<i>BWG</i>	16
ΔP_{allow} , psi	0,891	ΔP_{allow} , psi	5,875
Luas transfer panas, ft ²		1107,132	
Rd_{min} , hr.ft ² .F/Btu		0,003	
Rd_{hitung} , hr.ft ² .F/Btu		0,022	

f. Cooler 2

Kode : CL-02

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran (RB-01) menuju (T-06)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.6 Spesifikasi CL-02

Operating Condition		
<i>Position</i>	<i>Inner Pipe</i>	<i>Annulus</i>
<i>Fluid</i>	<i>Medium Organics</i>	<i>Water</i>

Operating Condition			
<i>Fluid type</i>		<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in °C</i>		143,54	30
<i>Temperature out °C</i>		35	40
<i>Pressure, atm</i>		1	4,69
Mechanical Design			
<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>	
IPS, in	1,25	IPS, in	2,5
ID, in	1	ID, in	2
OD, in	1,66	OD, in	2,88
Surface area, ft ² /ft	0,435	Surface area, ft ² /ft	0,753
ΔP_{allow} , psi	1,410	ΔP_{allow} , psi	0,998
Haripin, buah		4	
Panjang total, ft		160	
Luas Transfer Panas, ft ²		69,600	
Rd _{min} , hr.ft ² .F/Btu		0,0017	
Rd _{hitung} , hr.ft ² .F/Btu		0,0029	

g. Vaporizer 1

Kode : VAP-01

Fungsi : Menguapkan C₅H₁₂ sebelum masuk Separator (SP-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.7 Spesifikasi VAP-01

Operating Condition			
<i>Position</i>		<i>Inner Pipe</i>	<i>Annulus</i>
<i>Fluid</i>		<i>Light Organics</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid type</i>		<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>		30	150
<i>Temperature out °C</i>		97,4	150
<i>Pressure, atm</i>		1	1
Mechanical Design			
<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>	
IPS, in	3	IPS, in	4
ID, in	3	ID, in	4

<i>Mechanical Design</i>			
OD, in	3,5	OD, in	4,5
Surface area, ft ² /ft	0,917	Surface area, ft ² /ft	1,178
ΔP_{allow} , psi	0,184	ΔP_{allow} , psi	0,053
Haripin, buah	2		
Panjang total, ft	80		
Luas Transfer Panas, ft ²	73,360		
Rd _{min} , hr.ft ² .F/Btu	0,0014		
Rd _{hitung} , hr.ft ² .F/Btu	0,011		

h. Vaporizer 2

Kode : VAP-02

Fungsi : Menguapkan Cl₂ sebelum masuk Separator (SP-02)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.8 Spesifikasi VAP-02

Operating Condition			
Position	Inner Pipe		Annulus
Fluid	Light Organics		Steam
Fluid type	Cold		Hot
Temperature in °C	10		150
Temperature out °C	14,32		150
Pressure, atm	1		1
Mechanical Design			
Inner Pipe		Annulus	
IPS, in	3	IPS, in	4
ID, in	3	ID, in	4
OD, in	3,5	OD, in	4,5
Surface area, ft²/ft	0,917	Surface area, ft²/ft	1,178
ΔP _{allow} , psi	0,0006	ΔP _{allow} , psi	0,00001
Haripin, buah	1		

<i>Mechanical Design</i>	
Panjang total, ft	40
Luas Transfer Panas, ft ²	36,68
Rd _{min} , hr.ft ² .F/Btu	0,0014
Rd _{hitung} , hr.ft ² .F/Btu	0,490

i. Kondensor 1

Kode : CD-01

Fungsi : Mengembunkan uap hasil Menara Distilasi (MD-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Tabel 3.9 Spesifikasi CD-01

Operating Condition			
Position	Inner Pipe		Annulus
Fluid	Light Organics		Cooling Water
Fluid type	Hot		Cold
Temperature in °C	87		30
Temperature out °C	41,80		40
Pressure, atm	1		1
Mechanical Design			
Inner Pipe		Annulus	
IPS, in	3	IPS, in	4
ID, in	3	ID, in	4
OD, in	3,5	OD, in	4,5
Surface area, ft²/ft	0,917	Surface area, ft²/ft	1,178
ΔP _{allow} , psi	0,048	ΔP _{allow} , psi	0,602
Haripin, buah		4	
Panjang total, ft		160	
Luas Transfer Panas, ft²		188,480	
Rd _{min} , hr.ft².F/Btu		0,0012	
Rd _{hitung} , hr.ft².F/Btu		0,0036	

j. Kondensor 2

Kode : CD-02

Fungsi : Mengubah fase output atas SP-03 sebelum masuk ke T-07

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tabel 3.10 Spesifikasi CD-02

<i>Operating Condition</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Cooling Water</i>		<i>Light Organics</i>
<i>Fluid type</i>	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>	30		45
<i>Temperature out °C</i>	40		35
<i>Pressure, atm</i>	<i>Mechanical Design</i>		1
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	-	<i>Length, ft</i>	16
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
<i>ID, in</i>	10	<i>ID, in</i>	0,62
<i>OD, in</i>	-	<i>OD, in</i>	0,75
<i>Baffle, in</i>	3,33	<i>Pitch,in</i>	1
		<i>BWG</i>	16
ΔP_{allow} , psi	1,023	ΔP_{allow} , psi	0,161
Luas transfer panas, ft ²		175,8848	
$R_{d_{min}}$, hr.ft ² .F/Btu		0,003	
$R_{d_{hitung}}$, hr.ft ² .F/Btu		0,007	

k. Reboiler

Kode : RB-01

Fungsi : Menguapkan cairan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tabel 3.11 Spesifikasi rb-01

<i>Operating Condition</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Medium Organics</i>		<i>Steam</i>
<i>Fluid type</i>	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>
<i>Temperature in °C</i>	143,54		150
<i>Temperature out °C</i>	143,58		150
<i>Pressure, atm</i>	1		1
<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID, in	33	ID, in	0,62
OD, in	-	OD, in	0,75
Baffle, in	33	Length, ft	16
Passes	1	Nt, buah	938
		BWG	16
<i>Pressure drop, psi</i>	0,107	<i>Pressure drop, psi</i>	0,230
Luas transfer panas, ft ²		2946,0704	
Rd _{min} , hr.ft ² .F/Btu		0,0012	
Rd _{hitung} , hr.ft ² .F/Btu		0,0215	

I. Kondensor Parsial

Kode : CDP-01

Fungsi : mengembunkan sebagian komponen sebelum masuk (SP-03)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tabel 3.12 Spesifikasi CDP-01

Operating Condition			
Position	Shell	Tube	
Fluid	Cooling Water	Light Organics	
Fluid type	Cold	Hot	
Temperature in °C	30	300	
Temperature out °C	40	45	
Pressure, atm	1	1	
Mechanical Design			
Shell		Tube	
Length	-	Length, ft	16

Mechanical Design

<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
ID, in	13,25	ID, in	0,62
OD, in	-	OD, in	0,75
Baffle, in	4,41	Pitch, in	1
		BWG	16
ΔP_{allow} , psi	1,082	ΔP_{allow} , psi	0.1844
Luas transfer panas, ft ²		358,0512	
Rd _{min} , hr.ft ² .F/Btu		0,003	
Rd _{hitung} , hr.ft ² .F/Btu		0,006	

3.3.3. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3.13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan bahan baku pentana (99,5% C ₅ H ₁₂ dan 0,5% i-C ₅ H ₁₂)	Menyimpan bahan baku klorin (99% Cl ₂ dan 1% H ₂ O)	Menyimpan bahan baku NaOH 48%
Lama Penyimpanan (hari)	30	30	14
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	5	2	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 2	Suhu (°C): 10 Tekanan (atm): 5,5	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i> Volume Tangki (m ³): 2947,734 Diameter (m): 18,288 Tinggi (m): 9,144 Jumlah Course: 5 Tebal Shell (in): 0,1875	Bahan Konstruksi : <i>Stainless Steel SA-240 Grade M tipe 316</i> Volume Tangki (m ³): 1445,288 Diameter (m): 12,192 Tinggi (m): 10,973 Jumlah Course: 6 Tebal Shell (in): 0,1875	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i> Volume Tangki (m ³): 2651,031 Diameter (m): 18,288 Tinggi (m): 9,144 Jumlah Course: 5 Tebal Shell (in): 0,1875

Tangki	T-01	T-02	T-03
Head & Bottom	Jenis <i>Head</i> : <i>Torispherical</i>	Jenis <i>Head</i> : <i>Torispherical</i>	Jenis <i>Head</i> : <i>Conical</i>
	Tebal <i>Head</i> (in): 1,75	Tebal <i>Head</i> (in): 3	Tebal <i>Head</i> (in): 0,75
	Jenis <i>Bottom</i> : <i>Torispherical</i>	Jenis <i>Bottom</i> : <i>Torispherical</i>	Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat</i>
	Tebal <i>Bottom</i> (in): 1,75	Tebal <i>Bottom</i> (in): 3	Tebal <i>Bottom</i> (in): 1
Harga	Rp20.885.707.592,17	Rp22.137.141.605,36	Rp3.888.841.873,76

Tabel 3.14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Lanjutan)

Tangki	T-04	T-05	T-06
Fungsi	Menyimpan kebutuhan	Tangki sementara ke	Menyimpan produk
Peruntukan	bahan baku	unit proses lanjutan	amil $C_5H_{11}OH$ 99%
Alat	$C_{18}H_{33}NaO_2$		
Lama Penyimpanan (hari)	30	30	30
Fasa	Padat	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	3	2
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu ($^{\circ}C$): 30	Suhu ($^{\circ}C$): 41,8	Suhu ($^{\circ}C$): 35
	Tekanan (atm): 1	Tekanan (atm): 1	Tekanan (atm): 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steels SA-283</i> <i>Grade C</i>	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steels SA-283</i> <i>Grade C</i>	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steels SA-283</i> <i>Grade C</i>
	Volume Tangki (ft^3): 1104,556	Volume Tangki (m^3): 1920,544	Volume Tangki (m^3): 5541,402
	Diameter (m): 8,660	Diameter (m): 18,288	Diameter (m): 24,393
	Tinggi (m): 8,660	Tinggi (m): 7,315	Tinggi (m): 9,144
	Jumlah <i>Course</i> : 4	Jumlah <i>Course</i> : 4	Jumlah <i>Course</i> : 5
	Tebal <i>Shell</i> (in): 0,375	Tebal <i>Shell</i> (in): 0,1875	Tebal <i>Shell</i> (in): 0,1875
Head & Bottom	Jenis <i>Head</i> : <i>Flat</i>	Jenis <i>Head</i> : <i>Conical</i>	Jenis <i>Head</i> : <i>Conical</i>
	Tebal <i>Head</i> (in): 0,625	Tebal <i>Head</i> (in): 1	Tebal <i>Head</i> (in): 1,375
	Jenis <i>Bottom</i> : <i>Conical</i>	Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat</i>	Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat</i>
		Tebal <i>Bottom</i> (in): 1	Tebal <i>Bottom</i> (in): 1,25
Harga	Rp3.395.529.148,42	Rp10.788.813.369,70	Rp10.421.498.266,85

Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Lanjutan)

Tangki	T-07
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan produk samping HCL sebelum dialirkan ke unit selanjutnya
Lama Penyimpanan (hari)	7
Fasa	Cair
Jumlah Tangki	2
Jenis Tangki	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : <i>Stainless Steel SA-240 Grade M</i> Tipe 316 Volume Tangki (m³): 640,181 Diameter (m): 12,19 Tinggi (m): 5,486 Jumlah <i>Course</i> : 3 Tebal <i>Shell</i> (in): 0.1875
Head & Bottom	Jenis <i>Head</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>Head</i> (in): 1,13 Jenis <i>Bottom</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>Bottom</i> (in): 1,13
Harga	Rp16.644.499.486,03

3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Alat Transportasi Bahan Padat

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

Kode Alat	BC-01	BE-01
Fungsi Peruntukan Alat	Mengangkut natrium oleat dari tangki penyimpanan menuju <i>bucket elevator</i>	Mengangkut katalis natrium oleat dari <i>belt conveyor</i> menuju R-02
Bahan yang diangkut	natrium oleate	natrium oleate
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1
Bentuk Bahan	<i>Powder</i>	<i>Powder</i>
Jenis Alat	<i>Belt Conveyor</i>	<i>Bucket Elevator</i>
Kapasitas (ton/jam)	1,361	1,265
Speed (ft/min)	4,252	20,323

Kode Alat	BC-01	BE-01
Motor Power (Hp)	0,500	0,500
Dimensi (m)	Panjang: 7,620 Lebar: 0,356 Tinggi: 0,089	Panjang: 0,152 Lebar: 0,102 Tinggi: 5,317
Driver pulley diameter (in)	-	Head: 20 Tail: 14
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C	Carbon steel SA-283 grade C
Harga	Rp198.606.421,89	Rp198.606.421,89

b. Alat Transportasi Bahan Cair

Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan umpan C_5H_{12} dari T-01 menuju VAP-01	Mengalirkan umpan Cl_2 dari T-02 menuju VAP-02	Mengalirkan umpan NaOH dari T-03 menuju M-01
Tipe	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Bahan Kontruksi	Carbon steel SA-283 grade C	Stainless Steel SA-167 Type 316	Stainless Steel SA-167 Type 316
Viskositas (cP)	0,236	0,334	1562,013
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam) : 19,188 Kecepatan Aliran (ft/s) : 3,672	Kapasitas (m^3/jam) : 7,656 Kecepatan Aliran (ft/s) : 3,227	Kapasitas (m^3/jam) : 7,890 Kecepatan Aliran (ft/s) : 2,327
Total head (m)	6,7791	2,053	7,807
Ukuran Pipa	ID (in) : 3,068 OD (in) : 3,500 IPS (in) : 3 Flow Area (in^2) : 7,38	OD (in) : 2,38 ID (in) : 2,067 IPS (in) : 2 Flow Area (in^2) : 3,35	ID (in) : 2,469 OD (in) : 2,88 IPS (in) : 2,5 Flow Area (in^2) : 4,79
Daya Pompa (watt)	154,030	55,534	191,248
Daya Motor (watt)	248,566	93,213	248,567

Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Kecepatan Putar (rpm)	3141,073	4860,402	1811,765
Harga	Rp134.539.834,18	Rp211.419.739,43	Rp241.317.480,36

Tabel 3.18 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Lanjutan)

Kode Alat	P-04	P-05	P-06
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan NaOH dari M-01 menuju R-02	Mengalirkan $C_5H_{11}Cl$ dari SP-03 menuju M-02	Mengalirkan keluaran dari M-02 menuju R-02
Tipe	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 316</i>
Viskositas (cP)	1562,013	0,1794	4,2689
Spesifikasi	Kapasitas (m^3/jam) : 7,890	Kapasitas (m^3/jam) : 12,2997	Kapasitas (m^3/jam) : 10,113
	Kecepatan Aliran (ft/s) : 3,327	Kecepatan Aliran (ft/s) : 3,627	Kecepatan Aliran (ft/s) : 1,1245
Total head (m)	24,705	12,982	10,364
Ukuran Pipa	OD (in) : 2,38	OD (in) : 2,88	OD (in) : 3
	ID (in) : 2,067	ID (in) : 2,469	ID (in) : 3,068
	IPS (in) : 2	IPS (in) : 2,5	IPS (in) : 3
	<i>Flow Area (in²) : 3,35</i>	<i>Flow Area (in²) : 4,79</i>	<i>Flow Area (in²) : 7,38</i>
Daya Pompa (watt)	605,168	565,844	410,332
Daya Motor (watt)	1118,55	745,700	559,275
Kecepatan Putar (rpm)	763,645	1544,803	1658,405
Harga	Rp211.419.739,43	Rp241.317.480,36	Rp271.215.221,29

Tabel 3.19 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Lanjutan)

Kode Alat	P-07	P-08	P-09
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran dari R-03 menuju DC-01	Mengalirkan keluaran dari DC-01 menuju MD-01	Mengalirkan keluaran dari DC-01 menuju UPL
Tipe	<i>Centrifugal Single</i>	<i>Centrifugal Single</i>	<i>Centrifugal Single</i>

Kode Alat	P-07	P-08	P-09
	<i>Stage Pump</i>	<i>Stage Pump</i>	<i>Stage Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Type 316</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 316</i>
Viskositas (cP)	54,347	2,094	62,850
Spesifikasi	Kapasitas (m ³ /jam) : 30,326 Kecepatan Aliran (ft/s) : 3,373	Kapasitas (m ³ /jam) : 7,686 Kecepatan Aliran (ft/s) : 3,241	Kapasitas (m ³ /jam) : 23,327 Kecepatan Aliran (ft/s) : 2,594
Total head (m)	5,034	11,326	7,224
Ukuran Pipa	OD (in) : 4,5 ID (in) : 4,026 IPS (in) : 4 <i>Flow Area (in²) : 12,7</i>	OD (in) : 2,38 ID (in) : 2,067 IPS (in) : 2 <i>Flow Area (in²) : 3,35</i>	OD (in) : 4,5 ID (in) : 4,026 IPS (in) : 4 <i>Flow Area (in²) : 12,7</i>
Daya Pompa (watt)	712,191	348,219	848,538
Daya Motor (watt)	1118,550	559,275	1118,550
Kecepatan Putar (rpm)	4936,057	1352,802	3302,107
Harga	Rp322.468.491,45	Rp104.642.093,25	Rp322.468.491,45

Tabel 3.20 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (Lanjutan)

Kode Alat	P-10	P-11
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan keluaran dari MD-01 menuju T-06	Mengalirkan HCL dari CD-02 ke T-07
Tipe	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 316</i>
Viskositas (cP)	2,983	0,113
Spesifikasi	Kapasitas (m ³ /jam) : 4,686 Kecepatan Aliran (ft/s) : 1,976	Kapasitas (m ³ /jam) : 3,5754 Kecepatan Aliran (ft/s) : 2,476
Total head (m)	2,375	3,248
Ukuran Pipa	OD (in) : 2,38 ID (in) : 2,067	OD (in) : 1,900 ID (in) : 1,61

Kode Alat	P-10	P-11
	IPS (in) : 2 <i>Flow Area</i> (in ²) : 3,35	IPS (in) : 1,50 <i>Flow Area</i> (in ²) : 2,04
Daya Pompa (watt)	56,977	61,425
Daya Motor (watt)	93,213	93,213
Kecepatan Putar (rpm)	3408,128	2354,245
Harga	Rp104.642.093,25	Rp183.657.551,42

c. Alat Transportasi Bahan Gas

Tabel 3.21 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Kode Alat	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan hasil atas dari SP-01 menuju HE-01	Mengalirkan hasil atas dari SP-02 menuju HE-02	Mengalirkan hasil atas dari SP-03 menuju UPL	Mengalirkan hasil atas dari MD-01 menuju T-05
Tipe	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-2283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-2283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-2283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-2283 grade C</i>
Densitas Campuran (kg/m³)	15,114	110,968	1,843	5,267
Kapasitas (ft³/min)	169,044	99,870	744,467	205,923
Power (watt)	62,142	62,142	124,283	62,142
Harga	Rp397.212.843	Rp568.057.077	Rp653.479.194	Rp422.839.478

3.4. Neraca Massa

3.4.1. Neraca Massa Total

Tabel 3.22 Neraca Massa Total

Komponen	<i>Input (Kg/jam)</i>					<i>Output (Kg/jam)</i>			
	No Arus					No Arus			
	<1>	<5>	<12>	<13>	<15>	<11>	<20>	<21>	<22>
C ₅ H ₁₂	4289,66	-	-	-	-	14,28	-	28,64	-
i-C ₅ H ₁₂	21,56	-	-	-	-	8,59	-	12,98	-
CL ₂	-	4128,80	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	10,72	1105,61	16631,40	-	0,37	17879,58	192,01	0,16

Komponen	Input (Kg/jam)					Output (Kg/jam)			
	No Arus					No Arus			
	<1>	<5>	<12>	<13>	<15>	<11>	<20>	<21>	<22>
NaOH	-	-	2267,92	-	-	-	31	-	-
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	-	-	-	-	1133,96	-	1133,96	-	-
C ₅ H ₁₁ CL	-	-	-	-	-	242,42	-	298,61	2,10
HCL	-	-	-	-	-	2049,15	-	-	-
NaCl	-	-	-	-	-	-	3243,5	-	-
C ₅ H ₁₀	-	-	-	-	-	-	-	1131,93	-
C ₅ H ₁₁ OH	-	-	-	-	-	-	-	166,02	3154,30
Total	4311,21	4139,52	3373,53	16631,40	1133,96	2314,81	22288,07	1830,18	3156,56
Total In-Out	29589,62					29589,62			

3.4.2. Neraca Massa Komponen

a. Vaporizer 01 (VAP-01)

Tabel 3.23 Neraca Massa Vaporizer 01

Komponen	Input <1>		Input Recycle <4>		Output <2>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	59,58	4289,66	14,89	1072,41	74,47	5362,07
i-C ₅ H ₁₂	0,30	21,56	0,07	5,39	0,37	26,95
Total	59,88	4311,21	14,97	1077,80	74,85	5389,02
Total In-Out	5389,02				5389,02	

b. Separator 01 (SP-01)

Tabel 3.24 Neraca Massa Separator 01

Komponen	Input <2>		Output <3>		Output <4>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	74,47	5362,07	59,58	4289,66	14,89	1072,41
i-C ₅ H ₁₂	0,37	26,95	0,30	21,56	0,07	5,39
Total	74,85	5389,02	59,88	4311,21	14,97	1077,80

Komponen	Input <2>		Output <3>		Output <4>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Total In-Out	5389,02		5389,02			

c. Vaporizer 02 (VAP-02)

Tabel 3.25 Neraca Massa Vaporizer 02

Komponen	Input <5>		Input Recycle <8>		Output <6>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Cl ₂	58,98	4128,80	14,75	1032,20	58,98	5160,99
H ₂ O	0,60	10,72	0,15	2,68	0,60	13,41
Total	59,58	4139,52	14,89	1034,88	59,58	5174,40
Total In-Out	5174,40		5174,40			

d. Separator 02 (SP-02)

Tabel 3.26 Neraca Massa Separator 02

Komponen	Input <6>		Output <7>		Output <8>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Cl ₂	58,98	5160,99	58,98	4128,80	14,75	1032,20
H ₂ O	0,60	13,41	0,60	10,72	0,15	2,68
Total	59,58	5174,40	59,58	4139,52	14,89	1034,88
Total In-Out	5174,40		5174,40			

e. Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3.27 Neraca Massa Reaktor 01

Komponen	Input <3>		Input <7>		Output <10>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	59,58	4289,66	-	-	0,60	42,90
CL ₂	-	-	58,98	4128,80	-	-
H ₂ O	-	-	0,60	10,72	0,60	10,72
C ₅ H ₁₁ CL	-	-	-	-	58,98	6252,18
HCL	-	-	-	-	58,98	2123,38
i-C ₅ H ₁₂	0,30	21,56	-	-	0,30	21,56
Total	59,88	4311,21	59,58	4139,52	119,46	8450,73
Total In-Out	8450,73		8450,73			

f. Separator 03 (SP-03)

Tabel 3.16 Neraca Massa Separator 03

Komponen	<i>Input <10></i>		<i>Output <11></i>		<i>Output <12></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	0,60	42,90	0,20	14,28	0,40	28,61
H ₂ O	0,60	10,72	0,02	0,37	0,58	10,35
C ₅ H ₁₁ CL	58,98	6252,18	2,29	242,42	56,70	6009,75
HCL	58,98	2123,38	56,92	2049,15	2,06	74,23
i-C ₅ H ₁₂	0,30	21,56	0,12	8,59	0,18	12,97
Total	119,46	8450,73	59,55	2314,81	59,91	6135,92
Total In-Out	8450,73		8450,73			

g. Mixer 01 (M-01)

Tabel 3.28 Neraca Massa Mixer

Komponen	<i>Input <13></i>		<i>Input<14></i>		<i>Output <15></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
NaOH	56,70	2267,92	-	-	56,70	2267,92
H ₂ O	61,42	1105,61	923,97	16631,40	985,39	17737,01
Total	118,12	3373,53	923,97	16631,40	1042,09	20004,93
Total In-Out	20.004,93				20.004,93	

h. Mixer 02 (M-02)

Tabel 3.29 Neraca Massa Mixer 02

Komponen	<i>Input <12></i>		<i>Input <15></i>		<i>Output <16></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	0,40	28,61	-	-	0,40	28,61
H ₂ O	0,58	10,35	-	-	0,58	10,35
C ₅ H ₁₁ Cl	56,70	6009,75	-	-	56,70	6009,75
HCL	2,06	74,23	-	-	2,06	74,23
i-C ₅ H ₁₂	0,18	12,97	-	-	0,18	12,97
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	-	-	3,73	1133,96	3,73	1133,96
Total	59,91	6135,92	3,73	1133,96	63,64	7269,88

Komponen	<i>Input <12></i>		<i>Input <15></i>		<i>Output <16></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Total In-Out	7.269,88				7.269,88	

i. Reaktor 02 (R-02)

Tabel 3.30 Neraca Massa Reaktor 02

Komponen	<i>Input <17></i>		<i>Input <15></i>		<i>Output <18></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	0,40	28,61	-	-	0,40	28,61
H ₂ O	0,58	10,35	985,39	17737,01	1004,18	18075,33
C ₅ H ₁₁ CL	56,70	6009,75	-	-	2,83	300,49
i-C ₅ H ₁₂	0,18	12,97	-	-	0,18	12,97
HCL	2,06	74,23	-	-	-	-
C ₅ H ₁₀	-	-	-	-	16,16	1131,08
NaCl	-	-	-	-	55,92	3243,54
C ₅ H ₁₁ OH	-	-	-	-	37,70	3317,84
NaOH	-	-	56,70	2267,92	0,77	31,00
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	3,73	1133,96	-	-	3,73	1133,96
Total	63,64	7269,88	1042,09	20004,93	1121,89	27274,81
Total In-Out	27,274,81				27,274,81	

j. Dekanter (DC-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa Dekanter

Komponen	<i>Input <18></i>		<i>Output <19></i>		<i>Output <20></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	0,40	28,61	0,40	28,61	-	-
H ₂ O	1004,18	18075,33	10,87	195,75	993,31	17879,58
C ₅ H ₁₁ CL	2,83	300,49	2,83	300,49	-	-
i-C ₅ H ₁₂	0,18	12,97	0,18	12,97	-	-
C ₅ H ₁₀	16,16	1131,08	16,16	1131,08	-	-
NaCl	55,92	3243,54	-	-	55,92	3243,54
C ₅ H ₁₁ OH	37,70	3317,84	37,70	3317,84	-	-
NaOH	0,77	31,00	-	-	-	-
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	3,73	1133,96	-	-	3,73	1133,96

Komponen	<i>Input <18></i>		<i>Output <19></i>		<i>Output <20></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Total	1121,89	27274,81	68,15	4986,73	1053,74	22288,07
Total In-Out	27274,81		27274,81			

k. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.32 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	<i>Input <19></i>		<i>Output <21></i>		<i>Output <22></i>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₅ H ₁₂	0,40	28,61	0,40	28,64	-	-
H ₂ O	10,87	195,75	10,67	192,01	0,01	0,16
C ₅ H ₁₁ CL	2,83	300,49	2,82	298,61	0,02	2,10
i-C ₅ H ₁₂	0,18	12,97	0,18	12,98	-	-
C ₅ H ₁₀	16,16	1131,08	16,17	1131,93	-	-
C ₅ H ₁₁ OH	37,70	3317,84	1,89	166,02	35,84	3154,30
Total	68,15	4986,73	32,12	1830,18	35,87	3156,56
Total In-Out	4986,73		4986,73			

3.5. Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Total

Tabel 3.33 Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
C ₅ H ₁₂	1.803.599,95	3.263.108,94
i-C ₅ H ₁₂	43.207,01	1.248.725,77
Cl ₂	708.774,97	737.343,18
H ₂ O	34.643.933,77	37.631.644,30
C ₅ H ₁₁ Cl	5.202.734,65	6.330.030,43
HCL	570.918,40	118.373,52
NAOH	888.229,92	807.498,72
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	730.683,22	885.394,35
C ₅ H ₁₀	611.795,00	653.028,70
C ₅ H ₁₁ OH	1.939.598,74	2.558.871,66
NaCl	1.144.555,24	1.486.272,73
Panas Reaksi	-	212.266,90

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Pendingin	1.208.075,36	12.430.112,046
Pemanas	18.866.565,03	-
Panas Pencampuran	3.732.382,99	3.732.382,99
TOTAL	74.318.017,89	74.318.017,89

3.5.2. Neraca Panas Komponen

a. Separator 1 (SP-01)

Tabel 3.34 Neraca Panas Separator 1

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
C ₅ H ₁₂	273.127,64	273.127,64
i-C ₅ H ₁₂	932,47	932,47
Total	274.060,11	274.060,11

b. Separator 2 (SP-02)

Tabel 3.35 Neraca Panas Separator 2

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
Cl ₂	82.703,59	82.703,59
H ₂ O	638,23	638,23
Total	83.341,82	83.341,82

c. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.36 Neraca Panas Reaktor 01

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
C ₅ H ₁₂	1.169.742,11	12.155,58
Cl ₂	496.919,18	-
H ₂ O	5.478,99	5.610,69
C ₅ H ₁₁ CL	-	1.278.781,35
i-C ₅ H ₁₂	5.847,31	1.211.026,36
HCl	-	2.455,02
ΔH reaksi	-	14.343,71
Q Pendingin	846.385,12	-
Total	2.524.372,71	2.524.372,71

d. Separator 3 (R-03)

Tabel 3.37 Neraca Panas Separator 03

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
C ₅ H ₁₂	806,73	806,73
H ₂ O	1.068,02	1.068,02
i-C ₅ H ₁₂	354,20	354,20
C ₅ H ₁₁ Cl	120.924,77	120.924,77
HCl	36.275,14	36.275,14
Total	159.428,85	159.428,85

e. Mixer 1 (M-01)

Tabel 3.38 Neraca Panas Mixer 01

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
NaOH	24.696,40	24.696,40
H ₂ O	371.987,26	371.987,26
Q Pencampuran	759.752,56	759.752,56
Total	1.156.436,22	1.156.436,22

f. Mixer 2 (M-02)

Tabel 3.39 Neraca Panas Mixer 02

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
C ₅ H ₁₂	971,96	971,96
H ₂ O	640,38	640,38
C ₅ H ₁₁ CL	157.961,90	157.961,90
HCl	3.114,25	3.114,25
i-C ₅ H ₁₂	431,11	431,11
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	38.219,79	38.219,79
Q Pencampuran	2.972.630,42	2.972.630,42
Total	3.173.969,81	3.173.969,81

g. Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.40 Neraca Panas Reaktor 02

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
C ₅ H ₁₂	7.033,64	7.033,64
H ₂ O	13.412.813,88	13.660.679,07
C ₅ H ₁₁ Cl	1.323.832,60	66.191,63
i-C ₅ H ₁₂	3.229,10	3.229,10
HCl	19.455,08	-
NaOH	769.548,46	10.517,57
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	252.605,66	252.605,66
C ₅ H ₁₀	-	279.804,03
NaCl	-	802.837,74
C ₅ H ₁₁ OH	-	869.387,02
Q reaksi	-	197.923,20
Q Pendingin	361.690,24	-
Total	16.150.208,65	16.150.208,65

h. Dekanter (DC-01)

Tabel 3.41 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Masuk Q in (kj/jam)	Keluar Q out (kj/jam)
C ₅ H ₁₂	2.529,56	2.529,56
H ₂ O	5.906.748,33	5.906.748,33
C ₅ H ₁₁ Cl	22.109,82	22.109,82
i-C ₅ H ₁₂	1.216,34	1.216,34
C ₅ H ₁₀	105.642,91	105.642,91
NaCl	341.717,49	341.717,49
C ₅ H ₁₁ OH	311.568,57	311.568,57
NaOH	4.413,15	4.413,15
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	85.840,07	85.840,07
Total	6.781.786,233	6.781.786,233

i. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.42 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk <i>Q in</i> (kJ/jam)	Keluar <i>Q out</i> (kJ/jam)
ΔH reboiler	1.631.010,29	-
ΔH umpan	591.953,36	-
ΔH distilat	-	276.916,58
ΔH kondensor	-	1.006.937,31
ΔH bottom	-	939.109,75
Total	2.222.963,65	2.222.963,65

j. Heater 1 (HE-01)

Tabel 3.43 Neraca Panas HE-01

Komponen	Masuk <i>Q in</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q out</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	1.268.335,115	-
<i>Q out</i>	-	12.430.646,3
<i>Q steam</i>	11.162.311,2	-
QTotal	12.430.646,348	12.430.646,348

k. Heater 2 (HE-02)

Tabel 3.44 Neraca Panas HE-02

Komponen	Masuk <i>Q in</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q out</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	313.279,505	-
<i>Q out</i>	-	3.271.974,939
<i>Q steam</i>	2.958.695,434	-
QTotal	3.271.974,939	3.271.974,939

l. Heater 3 (HE-03)

Tabel 3.45 Neraca Panas HE-03

Komponen	Masuk <i>Q in</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q out</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	715.269,342	-
<i>Q out</i>	-	4.667.497,791
<i>Q steam</i>	3.952.228,449	-

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
QTotal	4.667.497,791	4.667.497,791

m. Heater 4 (HE-04)

Tabel 3.46 Neraca Panas HE-04

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	506.546,763	-
<i>Q out</i>	-	684.884,1
<i>Q steam</i>	178.337,4	-
QTotal	684.884,146	684.884,146

n. Cooler 1 (CL-01)

Tabel 3.47 Neraca Panas CL-01

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	15.977.189,187	-
<i>Q out</i>	-	6.783.624,1
<i>Q pendingin</i>	-	9.193.565,050
QTotal	15.977.189187	15.977.189,187

o. Cooler 2 (CL-02)

Tabel 3.48 Neraca Panas CL-01

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	215.131,1002	-
<i>Q out</i>	-	39.244,8
<i>Q pendingin</i>	-	175.886,2731
QTotal	215.131,1002	215.131,1002

p. Kondensor 1 (CD-01)

Tabel 3.49 Neraca Panas CD-01

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	189.928,194	-
<i>Q out</i>	-	40.258,2

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
Q pendingin	-	149.670,011
QTotal	189.928,.194	189.928,194

q. Kondensor 2 (CD-02)

Tabel 3.50 Neraca Panas CD-02

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	40.275,795	-
<i>Q out</i>	-	22.265,0
Q pendingin	-	18.010,788
QTotal	40.275,795	40.275,795

r. Kondensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3.51 Neraca Panas CDP-01

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	3.356.935,436	-
<i>Q out</i> gas	-	40.275,795
<i>Q out</i> cair	-	423.679,717
Q Pendingin	-	2.892.979,924
QTotal	3.356.935,436	3.356.935,436

s. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.52 Neraca Panas RB-01

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
<i>Q in</i>	215.131,1002	-
<i>Q out</i>	-	599.589,3
<i>Q steam</i>	384.458,2	-
QTotal	599.589,2677	599.589,2677

t. *Vaporizer 1 (VAP-01)*

Tabel 3.53 Neraca Panas VAP-01

Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
Q <i>in</i>	61.465,630	-
Q <i>out</i> cair	-	107.918,615
Q <i>out</i> gas	-	166.137,534
Q Pemanas	212.590,518	-
QTotal	274.056,148	274.056,148

u. *Vaporizer 2 (VAP-02)*

Tabel 3.54 Neraca Panas VAP-02

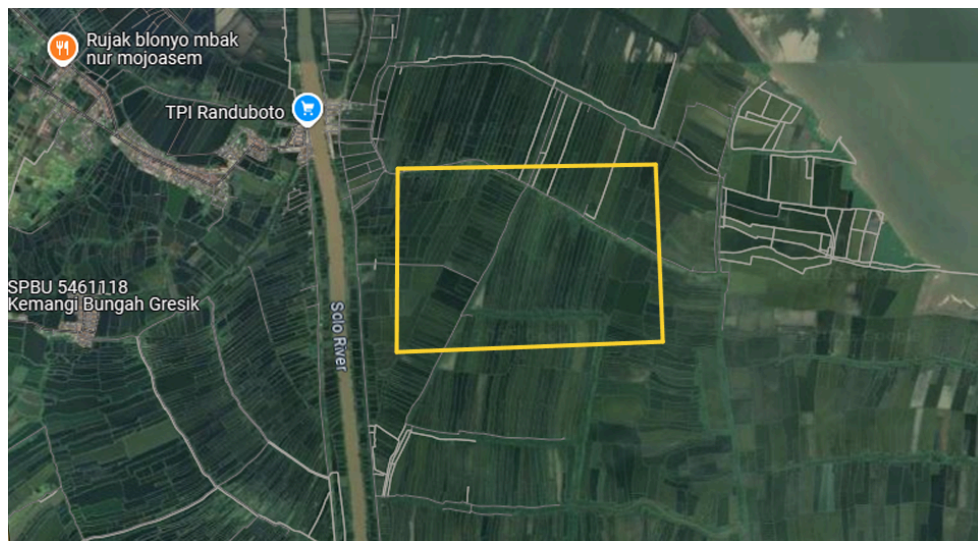
Komponen	Masuk <i>Q_{in}</i> (kJ/Jam)	Keluar <i>Q_{out}</i> (kJ/Jam)
Q <i>in</i>	65.098,537	-
Q <i>out</i> cair	-	78.976,913
Q <i>out</i> gas	-	4.364,911
Q Pemanas	18.243,287	-
QTotal	83.341,824	83.341,824

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik penting untuk kelangsungan operasional dengan mempertimbangkan akses pasar, transportasi, tenaga kerja, bahan baku, serta prospek pengembangan. Lokasi harus meminimalkan biaya produksi dan distribusi. Selain itu, kedekatan dengan sumber air seperti sungai, laut, atau danau juga krusial untuk kelancaran proses produksi.

Berdasarkan beberapa pertimbangan, pabrik amil alkohol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Bungah, Gresik, Jawa Timur.



Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi

Lokasi pabrik ditetapkan seperti diatas berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1. Faktor *Primer*

a. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyedia bahan baku sangat diprioritaskan. Bahan baku pembuatan amil alkohol adalah pentana, klorin, dan NaOH. Pentana diperoleh melalui impor dari China, klorin dapat diperoleh dari pabrik dalam negeri PT. Pabrik Kertas Tjiwi Kimia di Mojokerto, dan NaOH diperoleh dari PT. Sulfindo Adiusaha di Serang, Banten. Maka dipilihlah lokasi di Bungah yang berdekatan dengan sarana transportasi *Java Integrated Industrial Port Estate* (JIPE) atau Pelabuhan Internasional Gresik, Jawa Timur, sehingga lebih menguntungkan karena memiliki akses yang mudah ketika ingin melakukan kegiatan ekspor. Selain itu, klorin yang digunakan sebagai bahan baku berada dalam fase cair, sehingga jarak pengiriman dari pabrik pemasok ke lokasi produksi sebaiknya tidak terlalu jauh untuk menghindari risiko perubahan fase serta memudahkan proses distribusi dan penyimpanan.

b. Pasar Utama

Pemilihan Lokasi Pabrik yang dekat dengan lokasi pasar serta ketersediaan yang memadai merupakan strategi yang juga dapat memudahkan konsumen untuk mendapatkan produk dan jasa yang diinginkannya. Dalam perencanaan pemasaran. Dipilih lokasi didirikannya pabrik di Bungah, Gresik karena berdekatan dengan industri yang menggunakan amil alkohol berdasarkan data konsumsi amil alkohol seperti

PT. Pertamina Lubricants dan PT. Warnatama Cemerlang yang berada di Gresik. Selain itu akses transportasi menuju pusat industri di seluruh Indonesia mudah didapatkan, sehingga menguntungkan untuk pemasaran produk.

c. Penyediaan Utilitas

Dalam pengoperasian pabrik, air, listrik, dan bahan bakar diperlukan untuk keberlangsungan proses produksi. Unit penyediaan bahan bakar, unit pembangkit steam, unit pengadaan dan pengolahan air, serta kebutuhan listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Ketersediaan air di daerah Bungah, Gresik, bergantung pada pasokan dari Sungai Bengawan Solo, yang menjadi sumber utama air baku untuk berbagai kebutuhan industri dan domestik di wilayah tersebut.

d. Transportasi

Sarana transportasi yang memadai berperan penting dalam menunjang keberhasilan sebuah pabrik kimia. Transportasi yang dimaksud mencakup akses jalan yang nyaman bagi pekerja, efisiensi dalam pengangkutan bahan dan peralatan, serta sistem distribusi yang cepat dan ekonomis. Untuk mendukung kelancaran arus bahan baku serta distribusi produk, pabrik direncanakan akan didirikan di Bungah, Jawa Timur. Wilayah ini memiliki lokasi strategis dengan akses mudah ke infrastruktur pendukung seperti jalan raya dan pelabuhan. Dengan demikian, diharapkan kebutuhan transportasi pabrik dapat terpenuhi dengan baik, serta proses pengiriman barang masuk dan keluar dapat berjalan lancar tanpa kendala.

e. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor utama dalam pendirian pabrik. Pembangunan pabrik ini diharapkan dapat menyerap tenaga kerja lokal, terutama lulusan kejuruan atau menengah, serta sebagian sarjana, mengingat banyaknya perguruan tinggi di Jawa Timur dan sekitarnya. Berdasarkan Indeks Pembangunan Manusia (IPM) 2024 versi BPS, Jawa Timur menempati peringkat ke-11 sebagai provinsi dengan SDM paling maju di Indonesia, sehingga ketersediaan tenaga kerja berkualitas cukup tinggi. Selain itu, Upah Minimum Regional (UMR) Gresik relatif lebih rendah dibandingkan dengan UMR di Banten, sehingga memungkinkan perekrutan tenaga kerja dari luar daerah dengan biaya yang lebih kompetitif.

4.1.2. Faktor Sekunder

a. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih di wilayah Bungah termasuk salah satu kawasan industri yang ditetapkan oleh pemerintah, sehingga memudahkan dalam permasalahan perizinan pendirian pabrik.

b. Area Perluasan Pabrik

Pabrik akan didirikan di pengembangan produksi Bungah yaitu Kawasan Industri yang jauh dari kepadatan penduduk sehingga tersedia lahan yang cukup luas dengan infrastruktur yang cukup memadai, sehingga memungkinkan adanya perluasan area pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

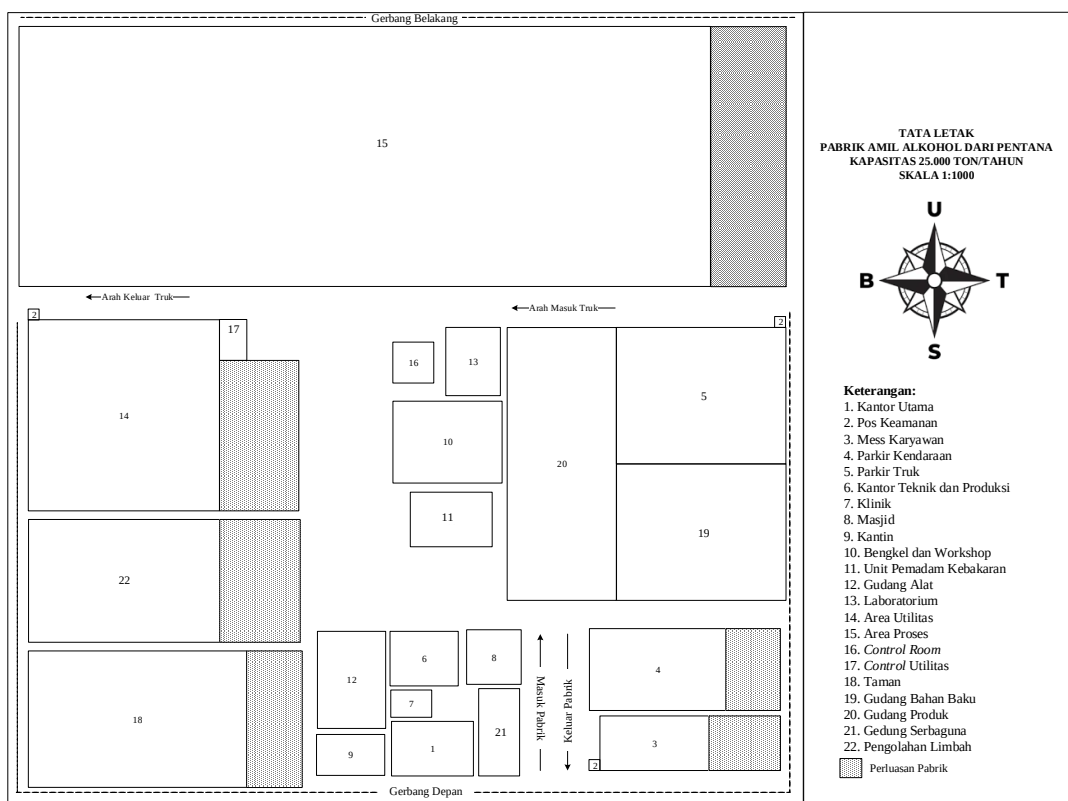
4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik mengatur fasilitas fisik dan tenaga kerja secara optimal untuk mendukung produksi. Penempatan peralatan harus menjamin keamanan, keselamatan, dan kenyamanan karyawan. Selain peralatan utama, fasilitas pendukung seperti kantor, gudang, laboratorium, dan bengkel harus ditata efisien untuk kelancaran arus barang, pengendalian, dan keamanan. Tata letak yang baik mempengaruhi biaya konstruksi, produksi, efisiensi operasional, dan keselamatan kerja, sehingga harus dirancang dengan mempertimbangkan keterkaitan antar bagian agar area dimanfaatkan optimal dan proses produksi serta distribusi berjalan lancar.

Tabel 4.1 Rincian Luas Bangunan dan Tanah

No.	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Kantor Utama	30	20	600
2	Pos Keamanan	4	4	48
3	<i>Mess</i>	40	20	800
4	Parkir Kendaraan	50	30	1500
5	Parkir Truk	62	50	3105.27
6	Kantor Teknik dan Produksi	25	20	500
7	Klinik	15	10	150
8	Masjid	20	20	400
9	Kantin	25	15	375
10	Bengkel dan <i>Workshop</i>	40	30	1200
11	Unit Pemadam Kebakaran	30	20	600
12	Gudang Alat	35	25	875
13	Laboratorium	25	20	500
14	Utilitas	70,04	70,04	4.905,30
15	Area Proses	95,29	253,36	24.142,96
16	<i>Control Room</i>	15	15	225

No.	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
17	Control Utilitas	15	10	150
18	Taman	80	50	4000
19	Gudang Bahan Baku	99	40	4000
20	Gudang Produk	62	50	3100
21	Gedung Serbaguna	32	15	480
22	Pengolahan Limbah	70	45	3150
23	Perluasan Pabrik (Area Shading)	100	80	8000
24	Jalan	100	80	8000
Luas Total (m ²)				70.806,52
Luas Tanah (m ²)				84.967,83



Gambar 4.2 Layout Pabrik Amil Alkohol

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

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Aliran yang efisien dapat meminimalkan waktu dan biaya transportasi internal, serta mengurangi risiko kontaminasi atau kerusakan produk. Selain itu, penataan alur yang baik juga mempermudah pengawasan dan pengendalian mutu selama proses berlangsung.

4.3.2. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam maupun di sekitar area proses harus diperhatikan agar tetap lancar. Keberadaan aliran udara dan sistem ventilasi yang memadai di area tersebut penting untuk mencegah terjadinya penumpukan udara di titik-titik tertentu yang berpotensi menjadi tempat akumulasi zat kimia berbahaya, yang dapat mengancam keselamatan para pekerja.

4.3.3. Pencahayaan

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

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

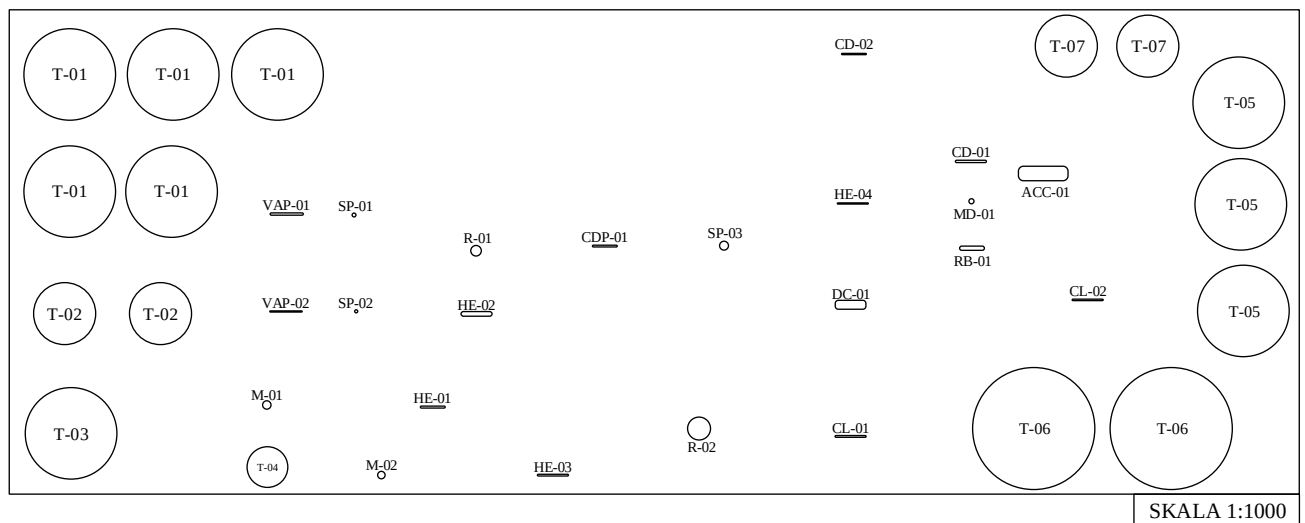
Dalam merancang tata letak peralatan proses, penting untuk memastikan bahwa seluruh peralatan dapat dijangkau dengan cepat dan mudah oleh operator, sehingga penanganan gangguan dapat dilakukan secara efisien. Di samping itu, aspek keselamatan kerja harus menjadi prioritas utama dalam penataan tersebut guna mendukung kenyamanan dan keamanan selama operasional berlangsung.

4.3.5. *Maintenance*

Maintenance berperan penting dalam menjaga sarana dan fasilitas peralatan di pabrik melalui kegiatan pemeliharaan dan perbaikan, sehingga proses produksi dapat berlangsung dengan baik dan tingkat produktivitas tetap tinggi. Hal ini memungkinkan pencapaian target produksi serta kesesuaian spesifikasi bahan baku yang diinginkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari guna mencegah kerusakan alat dan menjaga kebersihan area sekitar peralatan. Sementara itu, perawatan periodik dilakukan secara rutin sesuai jadwal dan petunjuk teknis yang tersedia.

4.3.6. Jarak Antara Alat Proses

Jarak antar alat proses merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan tata letak pabrik yang bertujuan untuk memastikan kelancaran alur produksi, efisiensi perpindahan material, serta keselamatan kerja. Penentuan jarak ini harus mempertimbangkan kemudahan akses, ruang gerak operator, kemungkinan ekspansi, serta faktor keamanan seperti suhu, tekanan, dan potensi bahaya dari masing-masing unit operasi. Dengan pengaturan jarak yang tepat, diharapkan proses produksi dapat berjalan lebih optimal dan risiko gangguan dapat diminimalkan.



Gambar 4.3 *Layout Alat Proses*

Keterangan Gambar:

T : Tangki

HE : *Heater*

R : Reaktor

ACC: Akumulator

M : Mixer

CL : *Cooler*

DC : Dekanter

VAP: *Vaporizer*

SP : Separator

RB : *Reboiler*

CD : Kondensor

CDP: Kondensor Parsial

MD : Menara Distilasi

4.4. Struktur Organisasi

Dalam menjalankan sebuah perusahaan, diperlukan sumber daya manusia yang kompeten serta sistem manajemen atau organisasi dengan pembagian tugas dan wewenang yang jelas. Struktur organisasi suatu perusahaan dapat disesuaikan dengan bentuk dan kebutuhannya masing-masing. Struktur organisasi yang efektif

terbentuk dari sistem manajemen yang baik dan membantu dalam pengaturan serta pembagian posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab di setiap divisi dalam perusahaan. Jabatan dalam perusahaan disusun secara hierarkis, dimulai dari tingkat tertinggi. Secara umum, terdapat dua bentuk struktur organisasi yang umum digunakan, yaitu sistem garis (*line*) dan staf. Kedua kelompok utama dalam:

- a. Garis (*line*) merupakan kelompok yang menjalankan tugas utama organisasi untuk mencapai tujuan perusahaan.
- b. Staf merupakan kelompok yang bertugas memberikan saran dan dukungan berdasarkan keahlian mereka kepada unit operasional.

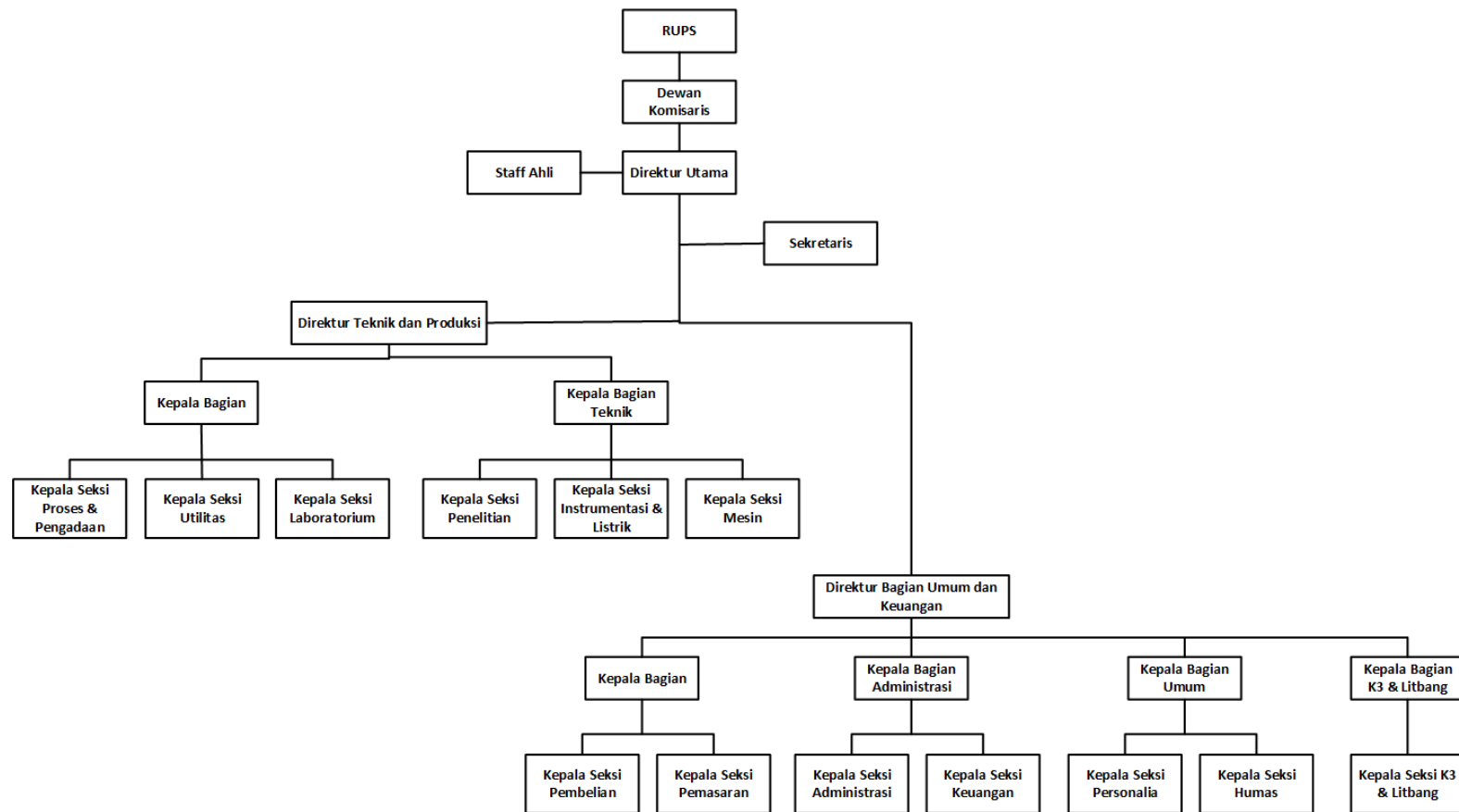
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris dalam pelaksanaan tugasnya. Sementara itu, operasional perusahaan dijalankan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum. Dimana Direktur Produksi membawahi bidang produksi, proses, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian, pemasaran, administrasi dan keuangan, personalia, humas dan keamanan serta penelitian dan pengembangan. Setiap direktur membawahi kepala bagian yang bertanggung jawab atas divisi masing-masing. Kepala bagian ini mengawasi beberapa seksi yang kemudian membawahi karyawan dalam kelompok kerja yang dipimpin oleh kepala regu. Kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas seksi.

Agar proses produksi berjalan lancar, diperlukan staf ahli yang memiliki keahlian di bidangnya masing-masing. Staf ahli bertugas memberikan saran dan

masuk ke pengawas untuk memastikan pencapaian tujuan perusahaan.

Manfaat dari adanya struktur organisasi ini meliputi:

- a. Menjelaskan batasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
- b. Sebagai pedoman bagi pejabat perusahaan.
- c. Memastikan penempatan pegawai sesuai dengan keahliannya.
- d. Membantu dalam perencanaan pengembangan manajemen.
- e. Mengatur ulang langkah kerja serta prosedur jika terbukti kurang efektif atau tidak memenuhi standar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Amil Alkohol dari Pentana

4.5. Tugas dan Wewenang

4.5.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pemberi modal perusahaan dengan membeli surat berharga perusahaan (saham). Dalam struktur Perseroan Terbatas (PT), badan tertinggi yang memegang kendali adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS diadakan minimal satu kali dalam setahun dan memiliki wewenang penting dalam pengambilan keputusan strategis perusahaan. Beberapa tugas dan wewenang utama pemegang saham melalui RUPS antara lain:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris serta Direksi.
- b. Mengesahkan laporan neraca, perhitungan laba rugi, dan hasil usaha tahunan perusahaan.
- c. Meminta pertanggung jawaban dari Dewan Komisaris.
- d. Mengesahkan perubahan komposisi pemegang saham apabila ada yang mengundurkan diri berdasarkan hasil musyawarah.
- e. Menetapkan penggunaan keuntungan tahunan, baik untuk dibagikan kepada pemegang saham, disimpan, maupun ditanamkan kembali.

Dengan membeli saham, pemegang saham menjadi pemilik perusahaan sekaligus pemberi modal. Mereka memiliki hak untuk mengawasi jalannya perusahaan melalui RUPS dan memastikan keputusan yang diambil sejalan dengan kepentingan bersama demi keberlangsungan dan perkembangan perusahaan.

4.5.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan perwakilan pemegang saham yang bertugas memastikan pelaksanaan kebijakan perusahaan berjalan sesuai dengan arahan yang

telah ditetapkan. Sebagai pihak yang bertanggung jawab langsung kepada pemegang saham, Dewan Komisaris memiliki sejumlah tugas dan wewenang penting, antara lain:

- a. Mengevaluasi dan menyetujui rencana yang diajukan oleh Direksi terkait kebijakan umum, penetapan target perusahaan, alokasi sumber pendanaan, serta arah pemasaran.
- b. Mengawasi pelaksanaan tugas Direksi, termasuk memastikan bahwa aktivitas perusahaan berjalan sesuai dengan kebijakan yang telah disepakati.
- c. Membantu Direktur Utama dalam menangani berbagai hal yang bersifat strategis dan penting.

Dewan Komisaris dipilih melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang menjadi wadah utama bagi pemegang saham dalam mengambil keputusan strategis. Dengan demikian, Dewan Komisaris memegang peran kunci dalam menjaga tata kelola perusahaan yang baik, memastikan akuntabilitas, dan mendukung pencapaian tujuan perusahaan.

4.5.3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh atas keberhasilan dan perkembangan perusahaan. Sebagai pemimpin utama, Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil selama masa jabatannya. Tugas dan wewenang Direktur Utama meliputi:

- a. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.

- b. Merumuskan serta melaksanakan kebijakan umum perusahaan sesuai arahan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- c. Menjaga stabilitas organisasi dan membangun hubungan yang baik antara pemegang saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan RUPS.
- e. Mengkoordinasikan kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.
- f. Mengusulkan kerja sama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
- g. Mewakili perusahaan dalam menjalin hubungan atau perjanjian dengan pihak ketiga.

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

1) Sekretaris

Diangkat oleh Direktur Utama untuk menangani masalah surat-menyurat, kearsipan, dan pekerjaan administratif lainnya guna mendukung kelancaran administrasi perusahaan.

2) Direktorat Teknik dan Produksi

Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugas utama direktorat ini adalah merumuskan kebijakan teknis operasional serta memastikan keberlangsungan operasi pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, dan Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendali Mutu.

3) Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Tugasnya meliputi penyusunan dan pengalokasian anggaran, pengelolaan keuangan, pelaksanaan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

4) Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Berwenang dalam mengelola administrasi, humas, keamanan, keselamatan kerja, serta aspek personalia perusahaan. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian K3 (Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan), Bagian Umum dan Keamanan, dan Bagian Administrasi, dan Sumber Daya Manusia.

5) Staf Ahli

Memberikan saran, nasihat, dan pandangan terhadap berbagai aspek operasional perusahaan. Dengan struktur yang jelas dan pembagian tugas yang terorganisasi, Direktur Utama memegang kendali penuh dalam memastikan perusahaan berjalan sesuai dengan visi dan misi yang telah ditetapkan, serta menjaga akuntabilitas kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham.

4.5.4. Kepala Bagian

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

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Bertugas mengoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas untuk memastikan kelancaran produksi. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Proses dan Utilitas.

2) Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan

Bertanggung jawab menjaga dan mengatur jumlah pasokan listrik agar selalu mencukupi kebutuhan pabrik serta melakukan uji kelayakan secara rutin terhadap setiap instrumen dalam area pabrik. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Pemeliharaan dan Bengkel serta Seksi Listrik dan Instrumentasi.

3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan K3

Bertugas mengatur dan mengawasi semua kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan, serta Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan (K3). Kepala Bagian ini membawahi Seksi K3 dan Seksi Litbang.

4) Kepala Bagian Keuangan

Bertugas menghitung dan mencatat keluar masuknya dana perusahaan serta memastikan pengelolaan keuangan berjalan dengan baik. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Keuangan, Pelaporan Keuangan & Manajemen, serta Seksi Akuntansi Biaya.

5) Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab mengatur dan mengawasi kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan pembelian bahan baku serta pemasaran produk. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Pembelian dan Seksi Pemasaran.

6) Kepala Bagian Umum

Bertugas mengatur kegiatan penunjang dalam perusahaan, seperti menjaga kebersihan kantor, keamanan, serta aspek operasional lainnya. Kepala Bagian ini membawahi Seksi Pelayanan Umum dan Seksi Keamanan.

7) Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab menjaga kualitas sumber daya manusia (SDM) dalam perusahaan melalui pelatihan kerja yang berkelanjutan. Setiap Kepala Bagian memiliki tanggung jawab kepada Direktur Utama dan secara umum bertugas untuk mengatur, mengawasi, dan mengkoordinasikan pelaksanaan kerja sesuai dengan bidangnya masing-masing.

4.6. Pengaturan Jam Kerja

4.6.1. Karyawan *non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi. Kelompok ini mencakup jajaran direktur, sekretaris, kepala bagian, staf ahli, serta seluruh pegawai yang tugasnya berada di kantor. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan total waktu kerja 40 jam per minggu. Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar nasional ditetapkan sebagai hari libur. Berikut adalah rincian jam kerja karyawan non-shift:

Tabel 4.2 Rincian Jam Kerja

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin - Kamis	08.00 - 17.00	12.00 - 13.00
Jum'at	08.00 - 17.00	11.30 - 13.00

4.6.2. Karyawan non-Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung terlibat dalam proses produksi atau bertugas mengelola bagian-bagian penting di pabrik yang berkaitan erat dengan aspek keamanan serta kelancaran operasional. Karena sifat pekerjaannya yang krusial dan tidak dapat ditinggalkan, karyawan *shift* diharuskan bekerja secara bergantian selama 24 jam penuh. Golongan karyawan *shift* mencakup operator produksi, sebagian personel dari divisi teknik, bagian gudang, unit utilitas, pengendalian proses, laboratorium, serta petugas keamanan yang bertugas menjaga keselamatan dan keamanan pabrik selama proses berlangsung. Untuk sistem kerja dibagi menjadi 3 *shift* dalam sehari semalam. Pengaturan waktu kerja masing-masing shift diatur secara bergiliran untuk memastikan seluruh kegiatan produksi dan penunjangnya tetap berjalan dengan aman dan efisien sepanjang hari.

Tabel 4.3 Rincian Jam Kerja Masing-masing *Shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
<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

Pelaksanaan kerja *shift* dibagi ke dalam 4 kelompok kerja (A, B, C, dan D), dimana dalam satu hari kerja hanya 3 kelompok yang aktif bekerja, sementara 1 kelompok mendapat giliran libur. Setiap kelompok akan mendapatkan giliran 3 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Pada hari libur nasional atau hari besar keagamaan yang telah ditetapkan oleh pemerintah, kelompok yang mendapat jadwal bertugas tetap diwajibkan masuk kerja. Namun, pekerjaan pada hari tersebut dihitung sebagai lembur dan akan

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

Tabel 4.4 Jadwal Jam Kerja

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

Tabel 4.5 Jadwal Jam Kerja (Lanjutan)

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

Keterangan :

P : *Shift* Pagi

S : *Shift* Siang

M: *Shift* Malam

L : Libur

4.7. Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

4.7.1. Gaji Bulanan

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

4.7.2. Gaji Lembur

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

Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
2	Direktur Teknik dan Operasi	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
4	Direktur SDM dan Umum	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
5	Kepala Bagian Produksi dan Utilitas	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
6	Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
7	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, Pengendalian Mutu	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
9	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
10	Kepala Bagian Humas dan Keamanan	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
11	Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
12	Kepala Seksi Proses	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
13	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
14	Kepala Seksi Utilitas	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
15	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
16	Kepala Seksi Listrik dan Instrument	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
17	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
18	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengembangan Mutu	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
20	Kepala Seksi Pemasaran	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
21	Kepala Seksi Tata Usaha	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
22	Kepala Seksi Personalia	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
23	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
24	Kepala Seksi Keamanan	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
25	Kepala Seksi K3	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
26	Kepala Seksi Lingkungan	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
27	Karyawan Produksi	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
28	Karyawan Utilitas	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
29	Karyawan Bahan Baku dan Produk	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
30	Karyawan Listrik, Instrumentasi dan Pemeliharaan	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
31	Karyawan Litbang	5	Rp6.000.000	Rp30.000.000
32	Karyawan K3 dan Pengolahan Limbah	5	Rp6.000.000	Rp30.000.000
33	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp6.000.000	Rp24.000.000
34	Karyawan Pemasaran/Penjualan	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
35	Karyawan Humas dan Keamanan	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
36	Karyawan Administrasi	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
37	Operator Produksi	31	Rp7.000.000	Rp217.000.000
38	Operator Utilitas	19	Rp7.000.000	Rp133.000.000
39	Sekretaris	4	Rp6.500.000	Rp26.000.000
40	Dokter	3	Rp12.000.000	Rp36.000.000
41	Perawat	3	Rp6.000.000	Rp18.000.000
42	Supir	7	Rp5.800.000	Rp40.600.000
43	<i>Cleaning Service</i>	12	Rp5.800.000	Rp69.600.000
44	<i>Security</i>	12	Rp5.800.000	Rp69.600.000
45	Kepala Seksi Pendataan Audit	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
46	Kepala Seksi Perencanaan Keuangan	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
47	Kepala Seksi Pengendalian Keuangan	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
48	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Baku	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
49	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Pendukung	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
50	Kepala Seksi Akuntansi	2	Rp10.000.000	Rp20.000.000
Total		200	Rp560.900.000	Rp1.600.800.000

4.8. Fasilitas dan Hak Karyawan

Perusahaan memberikan berbagai fasilitas dan hak kepada karyawan guna mendukung aktivitas kerja serta meningkatkan kesejahteraan karyawan secara keseluruhan. Adapun hak dan fasilitas tersebut meliputi:

a. Hak Cuti

1) Cuti Tahunan

Setiap karyawan berhak atas cuti tahunan maksimal selama 14 hari dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak digunakan dalam tahun berjalan, maka cuti tersebut akan hangus dan tidak dapat diakumulasikan ke tahun berikutnya.

2) Cuti Massal

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

3) Cuti Hamil

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

b. Hari Libur Nasional

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

c. Kerja Lembur

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

d. Pakaian Kerja dan Alat Perlindungan Diri

Untuk menjaga kesetaraan antar karyawan, perusahaan menyediakan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Selain itu, masker kerja juga disediakan sebagai bagian dari perlindungan kesehatan dan keselamatan kerja.

e. Jamsostek

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

f. Fasilitas Pendukung Karyawan

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

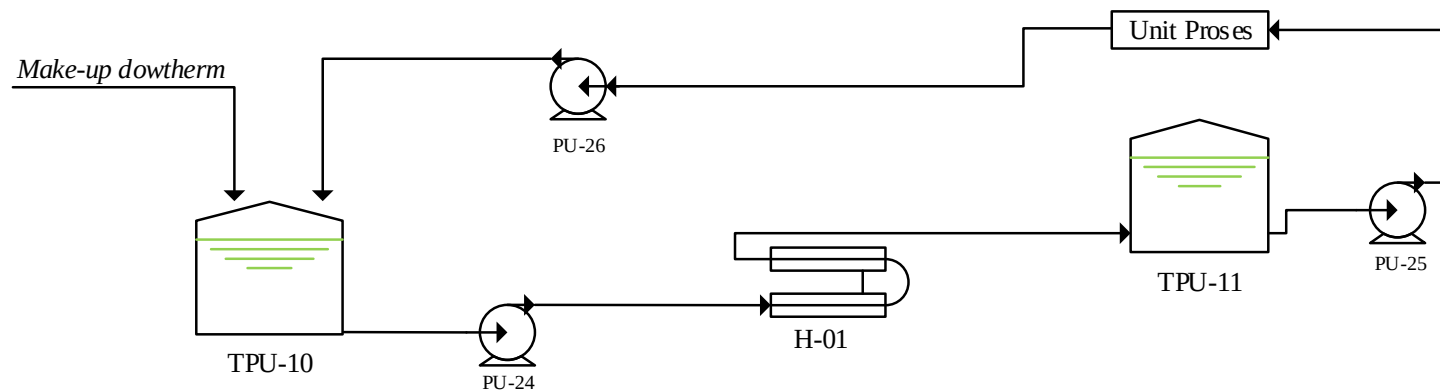
- 1) Sarana transportasi berupa bus karyawan.
- 2) Fasilitas poliklinik dengan tenaga medis profesional.
- 3) Tempat ibadah yang dilengkapi dengan air dan listrik.
- 4) Koperasi karyawan.
- 5) Kantin karyawan.
- 6) Penghargaan berupa tanda mata bagi karyawan yang telah bekerja selama 10 tahun berturut-turut.

BAB V. UTILITAS

Unit utilitas atau unit pendukung merupakan bagian yang esensial dalam suatu pabrik, yang berperan menyediakan berbagai kebutuhan operasional seperti energi, air, udara tekan, dan layanan teknis lainnya guna memastikan proses produksi dapat berjalan secara konsisten, efisien, dan sesuai standar yang ditetapkan.

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





Gambar 5.2 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan *Dowtherm A*

Keterangan Alat :

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

Tangki Penyimpanan Dowtherm A (TPU-10)

Tangki Penampungan Sementara (TPU-11)

Heater Utilitas (H-01)

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

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 amil alkohol dari pentana ini, air yang digunakan bersumber dari Sungai Bengawan Solo yang terletak di Kecamatan Bungah, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. 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 yaitu:

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 (Lestari, 2023). Dengan jumlah karyawan sebanyak 200 orang, maka kebutuhan air domestik karyawan adalah 24.000 kg/hari. Selain itu, pabrik juga merencanakan pembangunan 30 rumah dinas yang diperkirakan akan dihuni oleh 150 orang, dengan total kebutuhan air sebesar 18.000 kg/hari.

Dengan demikian, total kebutuhan air domestik adalah 42.000 kg/hari. Untuk mengantisipasi fluktuasi dan kebutuhan darurat, maka diterapkan *overdesign* sebesar 20%, sehingga total kebutuhan air domestik yang direncanakan menjadi 50.400 kg/hari.

2. Air Service

Perkiraan air untuk keutuhan 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.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini ditunjukkan dalam Tabel 5.1 berikut:

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin		
Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Kondenser Parsial <i>Heat Exchanger</i>	CDP-01	1.184,81
	CL-01	70.766,14
	CL-02	1.398,75
Kondenser	CD-01	8.007,77
	CD-02	17.123,225
Reaktor	R-02	481,10
TOTAL		98.961,81

Untuk mengantisipasi beban puncak dan kondisi tidak terduga, perancangan sistem pendingin dilakukan dengan *overdesign* sebesar 20%,

sehingga total kebutuhan air pendingin menjadi 118.754,17 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 2.018,82 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. Kebutuhan steam untuk peralatan pada pabrik ini ditunjukkan pada Tabel 5.2 berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan *steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Vaporizer</i>	VAP-01	421,55
	VAP-02	20,69
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	4.354,17
	HE-02	1.139,78
	HE-03	1.542,27
	HE-04	93,97
<i>Reboiler</i>	RB-01	771,65
<i>Heat Exchanger Utilitas</i>	H-01	117,17
TOTAL		8.461,26

Dalam perancangannya, dilakukan *overdesign* sebesar 20% untuk mengantisipasi kebutuhan beban puncak, sehingga total kebutuhan steam menjadi 10.153.51 kg/jam. Selama proses berlangsung, sekitar 85% air pembangkit steam dimanfaatkan kembali melalui sistem kondensat *return*. Sementara itu, 15% sisanya perlu digantikan sebagai air *make-up*, akibat terjadinya *blowdown* pada *boiler* sebesar 10% dan kehilangan melalui *steam trap* sebesar 5%. Berdasarkan hasil perhitungan, jumlah air *make-up* yang dibutuhkan sebesar 2.030.70 kg/jam.

5. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pada area proses produksi. Air ini harus memenuhi standar kualitas tertentu agar tidak mengganggu reaksi atau merusak peralatan proses. Adapun persyaratan air proses meliputi: jernih, tidak berasa, tidak berbau, dan tidak mengandung zat organik maupun anorganik yang dapat mengganggu proses produksi.

Pada pabrik ini, kebutuhan air proses digunakan untuk keperluan operasi unit mixer (M-01), dengan jumlah sebesar 16.631,40 kg/jam. Untuk menjamin kontinuitas danantisipasi fluktuasi beban proses, dilakukan perancangan dengan *overdesign* sebesar 20%, sehingga total kebutuhan air proses menjadi 19.957,68 kg/jam.

5.1.2. Unit Pengolahan Air

a. Penghisapan

Air dari sungai dihisap menggunakan Pompa (PU-01) dan dialirkan menuju Screening (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 ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) 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 Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , dan kation logam lainnya ditangkap oleh resin kation bertipe *hydrogen-zeolite*. Resin ini akan menukar ion-ion positif dalam air dengan ion H^{+} . Jika resin telah jenuh, dilakukan proses regenerasi menggunakan asam kuat H_2SO_4 yang dialirkan dari tangki H_2SO_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 Cl^{-} , SO_4^{2-} , NO_3^{-} , HCO_3^{-} , dan CO_3^{2-} , serta menukarnya dengan ion OH^{-} . Ion H^{+} dari *kation exchanger* dan OH^{-} dari *anion exchanger* akan membentuk H_2O , sehingga menghasilkan air demineralisasi murni. Jika resin anion telah jenuh, dilakukan regenerasi menggunakan basa kuat NaOH yang disuplai

dari tangki 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 (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* (N_2H_4) dari tangki *hydrazine* (TPU-09) yang berfungsi sebagai *oxygen scavenger* dengan mengikat 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 dalam proses produksi amil alkohol dengan menyediakan satu buah ketel uap (*boiler*) berjenis *Water Tube Boiler* yang memiliki kapasitas sebesar 10.012,90 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 350°C. Setelah itu, air masuk ke dalam boiler dan dipanaskan lebih lanjut hingga berubah menjadi uap.

Uap dengan suhu tinggi sekitar 350°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 350°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 150°C. Uap bersuhu 150°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 Gresik, kondisi udara

sekitar memiliki suhu rata-rata 27°C dengan kelembaban relatif 80%. Air pendingin yang masuk ke *cooling tower* bersuhu 40°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 13,0129 m², dengan tambahan ruang untuk distributor dan inlet udara, total tinggi *cooling tower* mencapai 3,317 m. Air yang telah didinginkan ditampung di *cold basin*, kemudian dialirkan kembali ke peralatan proses. Baik *cold basin* maupun *hot basin* memiliki volume sebesar 479,28 m³, dengan dimensi masing-masing panjang dan lebar 9,860 m serta tinggi 4,930 m.

Dalam proses evaporasi di *cooling tower*, terjadi kehilangan air sebesar 2,5% dari aliran total atau sekitar 2998,85 kg/jam. Tambahan kehilangan akibat *blowdown* dan *windage* sebesar 599,77 kg/jam dan 239,63 kg/jam. Sehingga, kebutuhan total *make-up water* mencapai 3838,261 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 5.3 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No	Alat	HP	Watt	kW
1	M-01	5	3728,500	3,729
2	M-02	1,5	1118,550	1,119
3	P-01	0,33	248,567	0,249
4	P-02	0,13	93,213	0,093
5	P-03	0,33	248,567	0,249
6	P-04	1,5	1118,550	1,119
7	P-05	1	745,700	0,746
8	P-06	0,75	559,275	0,559
9	P-07	1,5	1118,550	1,119
10	P-08	0,75	559,275	0,559
11	P-09	1,5	1118,550	1,119
12	P-10	0,125	93,213	0,093
13	P-11	0,125	93,213	0,093
14	BC-01	0,5	372,850	0,373
15	BE-01	0,5	372,850	0,373
16	BL-01	0,083	62,142	0,062
17	BL-02	0,083	62,142	0,062
18	BL-03	0,167	124,283	0,124
19	BL-04	0,083	62,142	0,062
Total		15,958	11.900,129	11.900

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.4 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	11185,500	11,186
4	Tangki Klorinasi	1,5	1118,550	1,119
5	Kompresor	10	7457	7,457
6	Turbin	3	2237,100	2,237
7	PU-01	5	3728,500	3,729
8	PU-02	1,5	1118,550	1,119

No	Alat	HP	Watt	kW
9	PU-03	0,05	37,285	0,037
10	PU-04	10	7457	7,457
11	PU-05	10	7457	7,457
12	PU-06	15	11185,500	11,186
13	PU-07	5	3728,500	3,729
14	PU-08	5	3728,500	3,729
15	PU-09	1,5	1118,550	1,119
16	PU-10	2	1491,400	1,491
17	PU-11	1,5	1118,550	1,119
18	PU-12	5	3728,500	3,729
19	PU-13	5	3728,500	3,729
20	PU-14	5	3728,500	3,729
21	PU-15	5	3728,500	3,729
22	PU-16	2	1491,400	1,491
23	PU-17	1,5	1118,550	1,119
24	PU-18	1,5	1118,550	1,119
25	PU-19	2	1491,400	1,491
26	PU-20	2	1491,400	1,491
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	1,5	1118,550	1,119
31	PU-25	1	745,700	0,746
32	PU-26	1	745,700	0,746
Total		119,95	89.446,715	89,447

Sehingga total kebutuhan listrik alat proses dan utilitas adalah 101.346,844

watt kemudian di *over desain* 10% menjadi 111.481, 529 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 27,870 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 16,722 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 16,722 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 16,722 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 111,481 kW. Untuk sistem kontrol, daya yang dibutuhkan diperkirakan sebesar 27,870

kW, sedangkan untuk penerangan membutuhkan daya sebesar 16,722 kW. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor seperti AC dan komputer juga diperkirakan sebesar 16,722 kW. Selain itu, bengkel dan laboratorium turut menyumbang kebutuhan daya sebesar 16,722 kW. Untuk area perumahan yang terdiri dari 30 unit rumah, masing-masing dengan kebutuhan listrik sekitar 1 kW, total daya yang dibutuhkan mencapai 30 kW.

Dengan demikian berdasarkan rincian kebutuhan diatas, total keseluruhan kebutuhan listrik yang diperlukan untuk menjalankan seluruh unit pabrik mencapai 219,519 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 330 kW dan efisiensi kerja sebesar 80%. Bahan bakar yang digunakan adalah IDO (*Industrial Diesel Oil*). Kebutuhan bahan bakar untuk menjalankan generator sekitar 87,98 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

45 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 91,757 m³ 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 100,48 m³ 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 Pengolahan Dowtherm A

Sistem sirkulasi Dowtherm A pada proses ini terdiri dari rangkaian tertutup yang mengalirkan fluida dari tangki penyimpanan awal (TPU-10), melalui pemanas (*heat exchanger*, H-01), menuju tangki penampungan sementara (TPU-11), sebelum dialirkan ke unit reaktor dan kemudian kembali lagi ke sistem. Dowtherm A yang digunakan adalah senyawa $C_{12}H_{10}$, dengan aliran kebutuhan sistem sebesar 9125,446 kg/jam (sudah termasuk *overdesign* 20%).

Tangki penyimpanan awal (TPU-10) dirancang berbentuk silinder tegak dengan volume kerja tangki sebesar 10,465 m³ dan dengan *overdesign* 20%, total volume menjadi 12,558 m³. Tangki ini memiliki diameter dan tinggi masing-masing 2,520 meter.

Selanjutnya, Dowtherm dari tangki ini dipanaskan menggunakan *heat exchanger* bertipe *Double Pipe* dengan media pemanas berupa *steam* dari unit penyedia *steam*. Setelah dipanaskan, Dowtherm disalurkan ke tangki penampungan sementara (TPU-11) yang juga berbentuk silinder tegak dengan volume kerja 8,883 m³ dan dengan *overdesign* 20% menjadi total 10,660 m³. Dimensi diameter dan tinggi tangki masing-masing sebesar 2,386 meter.

Sistem ini bekerja secara sirkulasi tertutup di mana Dowtherm kembali lagi ke tangki awal setelah melalui proses di reaktor. Sistem ini dirancang untuk menjaga kestabilan suhu dan kontinuitas aliran Dowtherm sebagai media pemanas proses.

5.8. Unit Pengolahan Limbah

Dalam proses produksi amil alkohol, dihasilkan limbah cair yang mengandung air (H₂O), natrium klorida (NaCl), natrium hidroksida (NaOH), dan

natrium oleat ($C_{18}H_{33}NaO_2$) sebagai hasil samping dari reaksi kimia yang berlangsung. Awalnya dipisahkan menggunakan dekanter, yang berfungsi untuk memisahkan dua fase cair yang tidak saling larut, seperti antara amil alkohol dan senyawa polar. Namun, setelah proses ini, limbah yang tersisa berbentuk campuran homogen dengan densitas yang seragam, sehingga tidak memungkinkan lagi untuk dilakukan pemisahan secara mekanik. Oleh karena itu, limbah ini dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL) untuk menjalani serangkaian proses pengolahan fisik dan kimia.

Tahap pertama dalam pengolahan ini adalah proses netralisasi, yang bertujuan untuk menyesuaikan pH limbah, terutama jika masih terdapat sisa NaOH dalam jumlah signifikan. Netralisasi ini penting untuk mencegah dampak korosif dari limbah alkali terhadap lingkungan maupun infrastruktur pengolahan. Setelah pH limbah dinetralkan, limbah kemudian diproses melalui tahapan koagulasi dan flokulasi. Tahap ini ditujukan untuk mengendapkan senyawa natrium oleat, yang merupakan surfaktan dan memiliki kecenderungan membentuk emulsi stabil dalam air, sehingga menyulitkan proses pemisahan secara sederhana. Endapan yang terbentuk dari proses ini kemudian dipisahkan dari fase cair melalui metode sedimentasi atau filtrasi.

Untuk meningkatkan efisiensi dan menghemat energi dalam pengolahan limbah, khususnya yang masih mengandung air dan NaCl, dilakukan tahap penguapan menggunakan sinar matahari atau dikenal dengan metode solar evaporation. Limbah cair yang telah melalui proses netralisasi dan pengendapan ini dialirkan ke kolam terbuka yang dirancang sebagai kolam evaporasi. Proses ini

memanfaatkan energi matahari untuk menguapkan air secara alami, sehingga volume limbah berkurang secara signifikan tanpa konsumsi energi tambahan dari alat mekanis. Selain itu, seiring dengan penguapan air, garam NaCl yang terlarut akan mengendap sebagai residu padat di dasar kolam, yang kemudian dapat dikumpulkan dan dikelola sesuai ketentuan yang berlaku.

Namun demikian, penting untuk memastikan bahwa sebelum limbah masuk ke kolam evaporasi, kandungan NaOH dan natrium oleat telah diminimalkan. Hal ini dikarenakan keduanya dapat membentuk senyawa kompleks atau bahkan mengganggu efisiensi penguapan, serta menimbulkan risiko pencemaran jika tidak ditangani dengan baik. Oleh karena itu, proses-proses pendahuluan seperti netralisasi dan pengendapan menjadi sangat krusial.

Setelah melalui seluruh tahapan tersebut, limbah cair yang tersisa akan diuji kembali untuk memastikan bahwa semua parameter kualitas, seperti pH, TDS (*Total Dissolved Solids*), kandungan organik, serta konsentrasi ion anorganik telah memenuhi baku mutu limbah cair industri. Jika telah memenuhi syarat, limbah dapat dibuang ke lingkungan dengan aman. Pengelolaan ini menunjukkan komitmen industri dalam menerapkan prinsip efisiensi proses serta tanggung jawab terhadap lingkungan melalui pendekatan yang terintegrasi dan berkelanjutan.

5.9. Spesifikasi Alat Utilitas

5.9.1. Alat Unit Pengolahan Air Bersih

Tabel 5.5 Spesifikasi *Screening* Utilitas

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyaring kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting dan sampah lainnya
Bahan	Aluminium
Jumlah air (kg/jam)	152.429,824

Kecepatan air (m/s)	0,6
Luas Penampang (m ²)	14,170
Jumlah <i>Screen</i> (buah)	57

Tabel 5.6 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 disaring di <i>sand filter</i>
Jenis	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang
Kapasitas (m ³ /jam)	152,700	152,570
Panjang (m)	15,418	7,154
Lebar (m)	15,418	7,154
Tinggi (m)	7,709	3,577

Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Pengolahan Air

Kode	TPU-01	TPU-02
Fungsi	Menyimpan larutan CaOH % untuk 1 minggu operasi	Menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu Operasi
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (kg)	48.700,48	64,080
Tinggi (m)	3,339	0,366
Diameter (m)	3,339	0,366
Volume (m ³)	58,441	0,077

Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Flokulator

Parameter	Nilai
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi (m)	6,155
Diameter (m)	6,155

Parameter	Nilai
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Volume (m ³)	183,084
Jenis <i>Impeller</i>	<i>marine propeller 3 blade</i>
Jumlah <i>Impeller</i>	1
Power Motor (hP)	0,5

Tabel 5.9 Spesifikasi *Sand Filter*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi Lapisan Pasir (m)	1,007
Tinggi (m)	1,209
Diameter (m)	4,458
Volume (m ³)	18,863

Tabel 5.10 Spesifikasi *Carbon Filter*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyaring pengotor berupa senyawa organik terlarut, klorin dan oksida lainnya yang tersisa pada air hasil keluaran sand filter
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Massa Karbon Aktif (kg)	5156,966
Tinggi (m)	1,743
Diameter (m)	3,048
Volume (m ³)	12,702

Tabel 5.11 Spesifikasi *Klarifier*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran bersifat

	koloid yang terbawa dari bak pengendap awal
Jenis	<i>Clarifier/conical bottom</i>
Diameter (m)	9,777
Tinggi (m)	9,777
Tinggi Kerucut (m)	1,221
Volume (m ³)	732,338
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 5.12 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 <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</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>
Tinggi (m)	2,706	4,255	0,378
Diameter (m)	2,706	4,255	0,378
Volume (m ³)	15,552	60,480	0,042

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Klorinasi

Parameter	Nilai
Fungsi	Mencampur Klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi (m)	1,475
Diameter (m)	1,475
Volume (m ³)	2,520
Jenis <i>Impeller</i>	<i>marine propeller 3 blade</i>

Parameter	Nilai
Jumlah Impeller	1
Power Motor (hP)	1,5

5.9.3. Alat Unit Pengolahan Air Pendingin

Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Pengolahan Air Pendingin

Kode	BU-03	BU-04
Fungsi	Menampung air dari output 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 ³ /jam)	119,819	119,819
Panjang (m)	9,860	9,860
Lebar (m)	9,860	9,860
Tinggi (m)	4,930	4,930

Tabel 5.15 Spesifikasi *Cooling Tower*

Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air keluaran <i>cooler</i> dengan dikontakkan ke udara
Jenis	<i>Induced draft</i>
Suhu Input (°C)	40
Suhu Output (°C)	30
Luas Area Total (m ²)	25,546
Diameter (m)	4,033
Tinggi Bahan Isian (m)	0,317
Tinggi Total (m)	3,317
Volume (m ³)	61,556
Power Motor (hP)	15

5.9.4. Alat Unit Penyedia Steam

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Pengolahan Steam

Kode	TPU-06	TPU-07	TPU-08	TPU-09
Fungsi	Mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler	Menyimpan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan NaOH untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan larutan N_2H_4
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Tinggi (m)	2,494	3,514	1,529	2,508
Diameter (m)	2,494	3,514	1,529	2,508
Volume (m ³)	12,184	9,694	2,808	12,385

Tabel 5.17 Spesifikasi *Kation Exchanger*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion positif (Na^+ , Ca^{2+} , Ba) dalam air
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Tinggi Bed (m)	1,905
Tinggi Tangki (m)	2,286
Diameter Tangki (m)	2,286
Volume Bed (m ³)	7,821

Tabel 5.18 Spesifikasi *Anion Exchanger*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Tinggi Bed (m)	1,905
Tinggi Tangki (m)	2,286
Diameter Tangki (m)	2,286
Volume Bed (m ³)	7,821

Tabel 5.19 Spesifikasi *Deaerator*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water penyebab kerak
Jenis	Tangki silinder horizontal
Kapasitas (m ³ /jam)	10,154
Diameter (m)	2,494
Tinggi (m)	2,494
Volume (m ³)	12,184

Tabel 5.20 Spesifikasi *Boiler*

Parameter	Nilai
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (kJ/jam)	39.753.576,91
Suhu (°C)	350
Luas Perpindahan Panas (m ²)	153,010
Kebutuhan Bahan Bakar (m ³ /jam)	4,089

Tabel 5.21 Spesifikasi Turbin

Parameter	Nilai
Fungsi	Menurunkan tekanan <i>high pressure steam</i> menjadi <i>low pressure steam</i>
Suhu <i>Input</i> (K)	623
Suhu <i>Output</i> (K)	423
Tekanan <i>Input</i> (atm)	153,127
Tekanan <i>Output</i> (atm)	110,700
Power Standar (hP)	3

5.9.5. Alat Unit Udara Tekan

Tabel 5.22 Spesifikasi Kompresor

Parameter	Nilai
Fungsi	Mengompres udara menjadi udara bertekan
Flow udara (m ³ /jam)	91,757

Parameter	Nilai
Suhu Udara (C)	27
Tekanan <i>Input</i> (atm)	1
Tekanan <i>Output</i> (atm)	7,2
Power Standar (hP)	10

Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki *Silica Gel*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menampung udara kering
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi (m)	1,118
Diameter (m)	1,118
Volume (m ³)	1,648

5.9.6. Alat Unit Penyedia Bahan Bakar

Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyimpan bahan bakar <i>Industrial Diesel Oil</i> untuk boiler dan generator selama 3 hari
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi (m)	7,724
Diameter (m)	7,724
Volume (m ³)	361,730

5.9.7. Generator

Tabel 5.25 Spesifikasi Generator

Parameter	Nilai
Fungsi	Sebagai sumber listrik alternatif yang akan beroperasi ketika pasokan listrik utama terputus
Efisiensi	80%
Kapasitas (kW)	330
Kebutuhan bahan bakar (kg/jam)	87,978

5.9.8. Alat Unit Pengolahan *Dowtherm A*

Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki Pengolahan *Dowtherm A*

Kode	TPU-10	TPU-11
Fungsi	Menyimpan <i>dowtherm A</i> untuk keperluan pendinginan reaktor	Menampung <i>dowtherm A</i> dengan suhu yang telah disesuaikan untuk kebutuhan reaktor
Jenis	Tangki <i>Silinder</i>	Tangki <i>Silinder</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi (m)	2,520	2,386
Diameter (m)	2,520	2.386
Volume (m ³)	12,558	10,660

Tabel 5.27 Spesifikasi *Heater Dowtherm A*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menaikkan suhu <i>dowtherm A</i> sebelum dimasukkan ke R-01
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (kg/jam)	7.604,538
Suhu (°C)	240
Luas Perpindahan Panas (ft ²)	36,680
Jumlah <i>Hairpin</i> (buah)	1

5.9.9. Pompa Utilitas

Tabel 5.28 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
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)	Mengalirkan hasil Bak sedimentasi ke tangki flokulator
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
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>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	178,802	0,366	0,00011076	178,802
IPS (in)	8	0,25	0,125	8
No. Sch	40	40	40	40
OD (in)	8,625	0,540	0,405	8,625
ID (in)	7,981	0,364	0,269	7,981
Efisiensi Pompa	81%	20%	20%	81%
Tenaga Pompa (hP)	2,847	1,051	0,000022200	7,251
Tenaga Motor (hP)	5	1,5	0,050	10

Tabel 5.29 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan hasil tangki flokulator (TU-01) menuju klarifier	Mengalirkan hasil klarifier (KL-01) menuju sand filter (TU-02)	Mengalirkan hasil sand filter (TU-02) menuju Karbon Filter (TU-03)	Mengalirkan hasil karbon filter (TU-03) menuju bak penampungan (BU-02)
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage 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>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	178,802	178,802	178,802	178,802
IPS (in)	8	8	8	8
No. Sch	40	40	40	40
OD (in)	8,625	8,625	8,625	8,625
ID (in)	7,981	7,981	7,981	7,981
Efisiensi Pompa	81%	81%	81%	81%

Kode	P-05	P-06	P-07	P-08
Tenaga Pompa (hP)	7,051	10,133	2,474	3,10
Tenaga Motor (hP)	10	15	5	5

Tabel 5.30 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju tangki air service (TPU-03)	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju tangki klorinasi (TU-04)	Mengalirkan hasil tangki klorinasi (TU-04) menuju tangki air domestik (TPU-04)	Mengalirkan hasil bak penampungan (BU-02) menuju cold basin (BU-04)
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage 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>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	0,633	2,463	2,463	140,550
IPS (in)	0.375	1	1	8
No. Sch	40	40	40	40
OD (in)	0,675	1,320	1,320	8,625
ID (in)	0,493	1,049	1,049	7,981
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	80%
Tenaga Pompa (hP)	0,994	1,33	1,206	3,033
Tenaga Motor (hP)	1,5	2	1,5	5

Tabel 5.31 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	P-13	P-14	P-15	P-16
Fungsi	Mengalirkan hasil hot basin (BU-03) menuju cooling	Mengalirkan hasil cooling tower (CT-01) menuju cold	Mengalirkan hasil cold basin (BU-04) menuju unit	Mengalirkan hasil nal sedimentasi (BU-02)

Kode	P-13	P-14	P-15	P-16
	tower (CT-01)	basin (BU-04)	proses	menuju kation exchanger (KE-01)
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage 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>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	140,550	140,550	140,550	35,156
IPS (in)	8	8	8	4
No. Sch	40	40	40	40
OD (in)	8,625	8,625	8,625	4,5
ID (in)	7,981	7,981	7,981	4,026
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	70%
Tenaga Pompa (hP)	3,941	2,764	3,843	1,432
Tenaga Motor (hP)	5	5	5	2

Tabel 5.32 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	P-17	P-18	P-19	P-20
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>kation exchanger</i> menuju <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan hasil <i>anion exchanger</i> menuju <i>demin water tank</i>	Mengalirkan hasil <i>demin water tank</i> menuju <i>deaerator</i>	Mengalirkan hasil <i>deaerator</i> menuju boiler
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage 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>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	35,156	35,156	11,755	11,745
IPS (in)	4	4	2	2
No. Sch	40	40	40	40

Kode	P-17	P-18	P-19	P-20
OD (in)	4,5	4,5	2,380	2,380
ID (in)	4,026	4,026	2,067	2,067
Efisiensi Pompa	70%	70%	60%	60%
Tenaga Pompa (hP)	1,171	1,073	1,250	1,250
Tenaga Motor (hP)	1,5	1,5	2	2

Tabel 5.33 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	P-21	P-22	P-23
Fungsi	Mengalirkan hasil tangki H ₂ SO ₄ (TPU-07) menuju <i>kation exchanger</i>	Mengalirkan hasil tangki NaOH (TPU-08) menuju <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan hasil tangki N ₂ H ₄ (TPU-09) menuju <i>dearator</i>
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage 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 ³ /jam)	0,032	0,009	0,007
IPS (in)	0,125	0,125	0,125
No. Sch	40	40	40
OD (in)	0,405	0,405	0,405
ID (in)	0,269	0,269	0,269
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%
Tenaga Pompa (hP)	0,0081	0,00003	0,0002
Tenaga Motor (hP)	0,050	0,050	0,050

Tabel 5.34 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	P-24	P-25	P-26
Fungsi	Mengalirkan <i>dowtherm</i> dari (TPU-10) menuju <i>heater</i> utilitas	Mengalirkan <i>dowtherm</i> dari (TPU-11) menuju unit proses	Mengalirkan <i>dwotherm</i> dari unit proses (TPU-10)
Jenis	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>	<i>Centrifugal Single Stage Pump</i>

Kode	P-24	P-25	P-26
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 ³ /jam)	10,741	8,951	8,951
IPS (in)	2	2	2
No. Sch	40	40	40
OD (in)	2,380	2,380	2,380
ID (in)	2,067	2,067	2,067
Efisiensi Pompa	59%	52%	52%
Tenaga Pompa (hP)	1,038	0,702	0,711
Tenaga Motor (hP)	1,5	1	1

BAB VI. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan bagian penting dalam prarancangan pabrik untuk menilai kelayakan dan potensi keuntungan. Evaluasi ini bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan dari segi ekonomi. Tahapan evaluasi ekonomi meliputi analisis kebutuhan modal investasi awal, estimasi laba bersih yang dapat dihasilkan, perhitungan waktu pengembalian modal investasi, serta penentuan titik keseimbangan keuangan di mana pendapatan yang dihasilkan sebanding dengan total biaya yang dikeluarkan. Komponen penting dalam evaluasi ini meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - 1) Modal Tetap (*Fixed Capital Cost*): Biaya untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi.
 - 2) Modal Kerja (*Working Capital Investment*): Biaya operasional pabrik dalam jangka waktu tertentu.
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - 1) Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*): Pengeluaran yang langsung terkait proses produksi.
 - 2) Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*): Pengeluaran tidak langsung akibat operasional pabrik.
 - 3) Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*): Biaya yang dikeluarkan secara rutin, terlepas dari produksi.
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

Biaya terkait fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam biaya produksi.

4. Analisis Resiko Pabrik

Mengidentifikasi tingkat potensi bahaya dalam operasional, apakah termasuk risiko tinggi atau rendah. Hasil analisis ini digunakan untuk menentukan langkah mitigasi yang tepat guna meminimalkan dampak kejadian yang tidak diinginkan.

5. Analisis Kelayakan Ekonomi

- 1) *Return on Investment* (ROI): Persentase keuntungan tahunan dibanding modal yang diinvestasikan.
- 2) *Pay Out Time* (POT): Waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal investasi.
- 3) *Break Even Point* (BEP): Titik impas di mana pendapatan setara dengan biaya produksi, tanpa keuntungan atau kerugian.
- 4) *Shut Down Point* (SDP): Kondisi ketika biaya operasi lebih tinggi daripada biaya penutupan, sehingga pabrik perlu dihentikan.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR): Tingkat pengembalian investasi yang memperhitungkan nilai waktu dari uang.

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 2025 guna memperkirakan biaya pembelian peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu 2030. Dalam evaluasi ekonomi, harga peralatan dan kebutuhan pabrik lainnya dihitung berdasarkan tahun analisis tersebut. Indeks harga yang digunakan dalam teknik kimia dikenal sebagai *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1993 – 2030

No.	Tahun	Indeks (Y_1)	No.	Tahun	Indeks (Y_1)
1	1963	102,4	35	1997	386,5
2	1964	103,3	36	1998	389,5
3	1965	104,2	37	1999	390,6
4	1966	107,2	38	2000	394,1
5	1967	109,7	39	2001	442,5
6	1968	113,7	40	2002	452
7	1969	119	41	2003	461,6
8	1970	125,7	42	2004	471,1
9	1971	132,3	43	2005	480,6
10	1972	137,2	44	2006	490,1
11	1973	144,1	45	2007	499,6
12	1974	165,4	46	2008	509,2
13	1975	182,4	47	2009	518,7
14	1976	192,1	48	2010	528,2
15	1977	204,1	49	2011	537,7
16	1978	218,8	50	2012	547,3
17	1979	238,7	51	2013	556,8
18	1980	261,2	52	2014	566,3
19	1981	297	53	2015	575,8
20	1982	314	54	2016	585,3
21	1983	317	55	2017	594,9
22	1984	322,7	56	2018	604,4
23	1985	325,3	57	2019	613,9
24	1986	318,4	58	2020	623,4
25	1987	323,8	59	2021	632,9
26	1988	342,5	60	2022	642,5

No.	Tahun	Indeks (Y ₁)	No.	Tahun	Indeks (Y ₁)
27	1989	355,4	61	2023	652
28	1990	357,6	62	2024	661,5
29	1991	361,3	63	2025	671
30	1992	358,2	64	2026	680,5
31	1993	359,2	65	2027	690,1
32	1994	368,1	66	2028	699,6
33	1995	381,1	67	2029	709,1
34	1996	381,7	68	2030	718,6

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

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

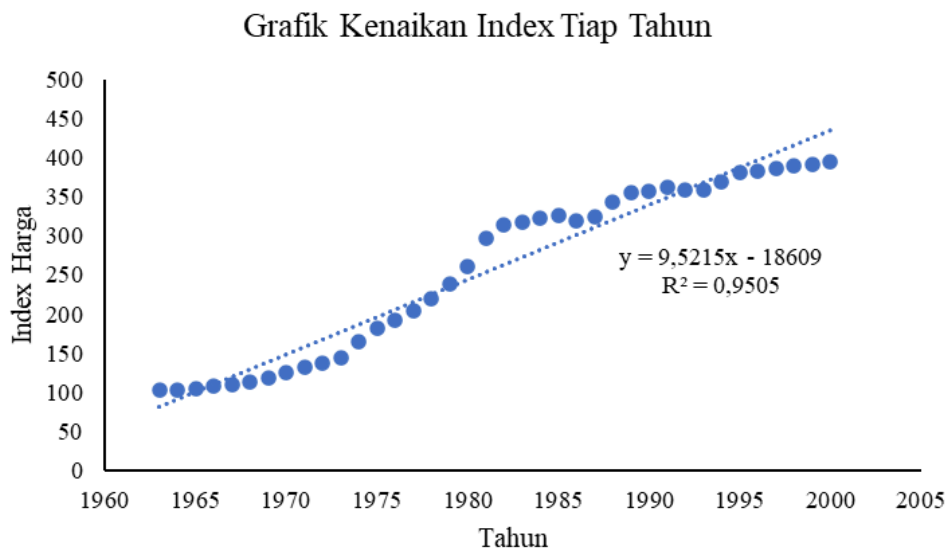
Dimana :

Ex : Harga peralatan pada tahun pembangunan pabrik (2030)

Ey : Harga peralatan pada tahun referensi (2014)

Nx : Indeks harga pada tahun 2030

Ny : Indeks harga pada tahun 2014



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Kenaikan Index

Berdasarkan analisis regresi linear yang ditunjukkan dalam grafik, diperoleh persamaan $y = 9,5215x - 18609$. Dengan menggunakan persamaan tersebut, nilai indeks CEPC (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) pada tahun referensi 2014 adalah 566,3 sedangkan nilai indeks pada tahun perancangan 2030 diperkirakan mencapai 718,6. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Tangki Pentana	T-01	5	566,3	718,6	\$195.600	\$1.241.087
Tangki Klorin	T-02	2	566,3	718,6	\$518.300	\$1.315.450
Tangki NaOH	T-03	1	566,3	718,6	\$182.100	\$231.085
Tangki Natrium Oleat	T-04	1	566,3	718,6	\$159.000	\$201.771
Tangki Amilena	T-05	3	566,3	718,6	\$168.400	\$641.101

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Tangki Amil Alkohol	T-06	2	566,3	718,6	\$244.000	\$619.274
Tangki HCl	T-07	2	566,3	718,6	\$389.700	\$989.062
Reaktor Klorinasi	R-01	1	566,3	718,6	\$106.700	\$135.402
	SP-01	1	566,3	718,6	\$10.000	\$12.690
Separator	SP-02	1	566,3	718,6	\$8.600	\$10.913
	SP-03	1	566,3	718,6	\$14.000	\$17.766
Dekanter	DC-01	1	566,3	718,6	\$168.600	\$213.954
Menara Distilasi	MD-01	1	566,3	718,6	\$25.100	\$31.852
	M-02	1	566,3	718,6	\$121.000	\$153.549
<i>Mixer</i>	M-01	1	566,3	718,6	\$141.700	\$179.818
	HE-01	1	566,3	718,6	\$77.000	\$97.713
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	566,3	718,6	\$41.700	\$52.917
	HE-03	1	566,3	718,6	\$3.500	\$4.441
	HE-04	1	566,3	718,6	\$1.800	\$2.284
<i>Cooler</i>	CL-01	1	566,3	718,6	\$55.100	\$166.800
	VAP-01	1	566,3	718,6	\$1.700	\$2.157
<i>Vaporizer</i>	VAP-02	1	566,3	718,6	\$2.800	\$3.553
Akumulator	ACC-01	1	566,3	718,6	\$7.000	\$8.883
	CD-01	1	566,3	718,6	\$19.000	\$24.111
Kondensor	CD-02	1	566,3	718,6	\$8.800	\$11.167
Kondensor Parsial	CDP-01	1	566,3	718,6	\$55.300	\$70.175
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	566,3	718,6	\$68.900	\$87.434
<i>Cooler</i>	CL-02	1	566,3	718,6	\$1.600	\$2.030
	P-01	1	566,3	718,6	\$6.300	\$7.994
	P-02	1	566,3	718,6	\$9.900	\$12.563
	P-03	1	566,3	718,6	\$11.300	\$14.339
Pompa	P-04	1	566,3	718,6	\$9.900	\$12.563
	P-05	1	566,3	718,6	\$11.300	\$14.339
	P-06	1	566,3	718,6	\$12.700	\$16.116

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
	P-07	1	566,3	718,6	\$15.100	\$19.161
	P-08	1	566,3	718,6	\$4.900	\$6.218
	P-09	1	566,3	718,6	\$15.100	\$19.161
	P-10	1	566,3	718,6	\$4.900	\$6.218
	P-11	1	566,3	718,6	\$8.600	\$10.913
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	1	566,3	718,6	\$9.300	\$11.801
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	566,3	718,6	\$9.300	\$11.801
	BL-01	1	566,3	718,6	\$18.600	\$23.603
<i>Blower</i>	BL-02	1	566,3	718,6	\$26.600	\$33.755
	BL-03	1	566,3	718,6	\$30.600	\$38.831
	BL-04	1	566,3	718,6	\$19.800	\$25.126
TOTAL					\$2.984.300	\$6.659.919
					Rp50.221.471.608	Rp112.076.840.246

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Bak Sedimentasi	BU-01	1	566,3	718,6	\$237.700	\$301.643
Floakulator	TU-01	1	566,3	718,6	\$769.600	\$976.626
Klarifier	KL-01	1	566,3	718,6	\$1.432.200	\$1.817.469
<i>Sand Filter</i>	TU-02	1	566,3	718,6	\$23.000	\$29.187
<i>Karbon Filter</i>	TU-03	1	566,3	718,6	\$18.800	\$23.857
Bak sementara	BU-02	1	566,3	718,6	\$73.400	\$93.145
Tangki Air Service	TPU-03	1	566,3	718,6	\$20.900	\$26.522
Tangki Klorinasi	TU-04	1	566,3	718,6	\$112.800	\$143.144
Tangki air bersih	TPU-04	1	566,3	718,6	\$41.700	\$52.918

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
<i>Hot Basin</i>	BU-03	1	566,3	718,6	\$119.900	\$152.154
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	566,3	718,6	\$39.200	\$49.745
<i>Screening</i>	SC-01	1	566,3	718,6	\$2.696	\$2.887
Tangki Dowtherm	TPU-10	1	566,3	718,6	\$18.700	\$23.730
Tangki sementara dowtherm	TPU-11	1	566,3	718,6	\$17.200	\$21.827
<i>Kation Exchanger</i>	KE-01	1	566,3	718,6	\$39700	\$50.380
<i>Anion Exchanger</i>	AE-01	1	566,3	718,6	\$39700	\$50.380
Tangki Kaporit	TPU-05	1	566,3	718,6	\$1.000	\$1.269
Daerator	DE-01	1	566,3	718,6	\$38.800	\$49.237
Boiler	BL-01	1	566,3	718,6	\$652.800	\$828.407
<i>Demin Water</i>	TPU-06	1	566,3	718,6	\$49.800	\$63.196
Tangki H2SO4	TPU-07	1	566,3	718,6	\$44.300	\$56.217
Tangki NaOH	TPU-08	1	566,3	718,6	\$23.500	\$29.822
Tangki CaOH	TPU-01	1	566,3	718,6	\$41.000	\$52.029
Tangki Alum	TPU-02	1	566,3	718,6	\$1.400	\$1.777
<i>Cold Basin</i>	BU-04	1	566,3	718,6	\$119.900	\$152.154
Tangki Hydrazine	TPU-09	1	566,3	718,6	\$50.200	\$63.704
Kompresor	C-01	1	566,3	718,6	\$55.100	\$69.922
Tangki Silica Gel	TPU-12	1	566,3	718,6	\$6.600	\$8.375
Tangki Bahan Bakar	TPU-13	1	566,3	718,6	\$103.900	\$131.850
Turbin	TR-01	1	566,3	718,6	\$4.800	\$6.091
Generator	G-01	1	566,3	718,6	\$48.562	\$61.625

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
<i>Heater</i> Utilitas	H-01	1	566,3	718,6	\$1.400	\$1.777
	PU-01	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-02	1	566,3	718,6	\$2.200	\$2.792
	PU-03	1	566,3	718,6	\$1.900	\$2.411
	PU-04	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-05	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-06	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-07	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-08	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-09	1	566,3	718,6	\$2.600	\$3.299
	PU-10	1	566,3	718,6	\$3.800	\$4.822
	PU-11	1	566,3	718,6	\$3.800	\$4.822
	PU-12	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-13	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-14	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-15	1	566,3	718,6	\$12.000	\$15.228
	PU-16	1	566,3	718,6	\$8.100	\$10.279
	PU-17	1	566,3	718,6	\$8.100	\$10.279
	PU-18	1	566,3	718,6	\$8.100	\$10.279
	PU-19	1	566,3	718,6	\$5.500	\$6.980
	PU-20	1	566,3	718,6	\$5.500	\$6.980
	PU-21	1	566,3	718,6	\$1.900	\$2.411
	PU-22	1	566,3	718,6	\$1.900	\$2.411
	PU-23	1	566,3	718,6	\$1.900	\$2.411
	PU-24	1	566,3	718,6	\$5.500	\$6.980
	PU-25	1	566,3	718,6	\$5.500	\$6.980
	PU-26	1	566,3	718,6	\$5.500	\$6.980
TOTAL					\$4.316.358	\$5.476.947

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
					Rp72.638.091.267	Rp92.169.125.254

6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 25.000 Ton/ Tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja
Umur alat	: 10 Tahun
Kurs mata uang	: 1 \$ = Rp 16.828,56 (Per 25 April 2025)
Didirikan	: 2030
UMR Kota Gresik	: Rp 5.776.090 (tahun 2030)

6.3. Komponen Biaya

6.3.1. Modal (*Capital Investment*)

1) *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik (belum beroperasi). Fixed Capital Investment terdiri dari *Physical Plant Cost* dan *Direct Plant Cost*

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost* (PPC)

Komponen	Biaya
PEC	Rp220.994.134.671
DEC	Rp55.248.533.668
Biaya Pemasangan	Rp55.248.533.668
Biaya Instrumentasi dan Kontrol	Rp13.259.648.080
Biaya Pemipaan	Rp190.054.855.817
Biaya Instalasi Listrik	Rp22.099.413.467
Biaya Bangunan	Rp101.274.795.000
Biaya Pengembangan Lahan	Rp88.397.653.869
<i>Services Facilities</i>	Rp66.298.240.401

Komponen	Biaya
Biaya <i>Land</i>	Rp189.427.647.180
<i>Start Up Expenses Cost</i>	Rp50.222.495
Total <i>Physical Plant Cost</i>	Rp1.002.353.778.317

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

Komponen	Biaya
Biaya Teknik dan Supervisi	Rp100.235.377.832
Biaya Konstruksi	Rp150.353.066.748
<i>Contigenciest</i>	Rp221.107.451.099
Total <i>Direct Plant Cost</i>	Rp471.695.895.678

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Komponen	Biaya
Total PPC	Rp1.002.353.778.317
Total DPC	Rp471.695.895.678
Total <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	Rp1.474.049.673.996

2) *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional pabrik dalam jangka 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

- c. Didukung oleh aspek legalitas yang kuat, teknologi yang memadai, serta memenuhi standar keamanan dan keberlanjutan.

Tabel 6.7 *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya
<i>Raw material inventory</i>	Rp183.841.725.979
<i>In process inventory</i>	Rp40.198.269.487
<i>Product inventory</i>	Rp223.323.669.371
<i>Available Cash</i>	Rp223.323.669.371
<i>Extended Credit</i>	Rp4.019.826.048.685
Total Working Capital Investment	Rp4.690.513.373.894

Tabel 6.8 *Total Capital Investment*

Komponen	Biaya
Total Fixed Capital Investment (FCI)	Rp1.474.049.673.996
Total Working Capital Investment	Rp4.690.513.373.894
Total Capital Investment	Rp6.164.563.047.890

6.3.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

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

1) *Direct manufacturing cost*

Direct Manufacturing Cost atau biaya langsung adalah seluruh pengeluaran yang secara langsung terkait dengan proses produksi suatu produk di pabrik. Biaya ini mencakup elemen-elemen seperti bahan baku

utama, tenaga kerja langsung, serta biaya operasional mesin yang digunakan secara langsung dalam proses pembuatan produk.

Tabel 6.9 *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya
<i>Raw Material</i>	Rp2.206.100.711.751
Biaya Pekerja Operasi	Rp19.209.600.000
Biaya <i>Direct Supervisory</i>	Rp4.802.400.000
Utilitas	Rp7.622.833.604
Biaya Perawatan dan Perbaikan	Rp88.422.980.440
<i>Plant Supplies</i>	Rp13.266.447.066
<i>Royalty and Patent</i>	Rp265.328.941
Total <i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp2.339.710.301.803

2) *Indirect manufacturing cost*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak secara langsung terlibat dalam proses produksi suatu unit produk, namun tetap diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik. Biaya ini mencakup, antara lain, biaya pemeliharaan mesin, listrik umum, gaji staf pendukung (seperti bagian kebersihan dan keamanan), serta biaya administrasi pabrik.

Tabel 6.10 *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya
<i>Payroll Overhead</i>	Rp3.841.920.000
Biaya Laboratorium	Rp5.762.880.000
<i>Plant Overhead</i>	Rp19.209.600.000
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp75.511.382.814
Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp104.325.782.814

3) *Fixed manufacturing cost*

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

Tabel 6.11 *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya
<i>Depreciation</i>	Rp147.404.967.400
<i>Property Taxes</i>	Rp58.961.986.960
<i>Insurances</i>	Rp29.480.993.480
Total Fixed Manufacturing Cost	Rp235.847.947.839

Tabel 6.12 *Total Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya
Total <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp104.325.782.814
Total <i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp2.339.710.301.803
Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp235.847.947.839
Total Manufacturing Cost	Rp2.679.884.032.457

6.3.3. **Pengeluaran Umum (*General Expenses*)**

General Expenses atau pengeluaran umum merupakan biaya-biaya yang terkait dengan fungsi operasional perusahaan secara keseluruhan, namun tidak termasuk dalam kategori manufacturing cost. Pengeluaran ini dibutuhkan untuk mendukung kelancaran jalannya kegiatan perusahaan di luar proses produksi.

Contohnya meliputi biaya administrasi, pemasaran, asuransi, utilitas kantor, serta gaji staf manajemen dan bagian keuangan.

Tabel 6.13 *General Expenses*

Komponen	Biaya
Biaya Administrasi	Rp133.994.201.623
Sales	Rp267.998.403.246
<i>Research</i>	Rp80.396.520.974
<i>Finance</i>	Rp123.291.260.958
Total General Expenses	Rp605.607.386.800

Tabel 6.14 Total Biaya Produksi

Komponen	Biaya
Total General Expenses	Rp605.607.386.800
Total Manufacturing Cost	Rp2.679.884.032.457
Total Biaya Produksi	Rp3.285.554.419.257

6.4. Analisa Keuntungan

6.4.1. Harga Dasar

Kapasitas Produksi : 25.000.000 kg/tahun

Harga Dasar : $\frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}}$

: Rp131.422 per kg

6.4.2. Harga Jual

Harga jual yang ditetapkan sebaiknya tidak melebihi harga pasar. Berdasarkan situs Alibaba.com, prediksi harga amil alkohol pada tahun 2030 adalah Rp158.379,02. Berdasarkan informasi tersebut, dengan margin keuntungan sebesar 20%, maka harga jual ditetapkan sebagai berikut:

Harga pasar amil alkohol 2025 per 165 kg = \$1.450

Harga pasar amil alkohol 2030 per 165 kg = \$1.552,8

= Rp26.132.538.59

Harga pasar amil alkohol pada 2030 per kg = Rp158.379,02

(Sumber: www.alibaba.com/product-detail)

Harga Jual ditetapkan : Harga Dasar + (Harga Dasar $\times$ 20 %)

: Rp157.444 per kg

Annual Sales (Sa) : Harga Jual $\times$ Jumlah Produksi

: Rp3.936.094.194.269 per tahun

6.4.3. Harga Pendapatan

1) Keuntungan Sebelum Pajak

Keuntungan Sebelum Pajak : Total Penjualan – Total Biaya Produksi

: Rp650.539.775.013

2) Keuntungan Setelah Pajak

Perhitungan keuntungan setelah pajak mengacu pada tarif Pajak Penghasilan (PPh) Badan yang berlaku di Indonesia. Berdasarkan Undang-Undang HPP No. 7 Tahun 2021, tarif PPh Badan ditetapkan sebesar 22% dan berlaku mulai Tahun Pajak 2022 hingga saat ini. Oleh karena itu, keuntungan dihitung setelah dikurangi tarif pajak sebesar 22% dari keuntungan sebelum pajak.

Tarif Pajak : 22%

: Rp143.118.750.503

Keuntungan Setelah Pajak : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak

: Rp507.421.024.510

6.5. Analisa Resiko Pabrik

Analisis risiko pabrik dilakukan untuk mengevaluasi tingkat potensi bahaya dalam operasional suatu pabrik, apakah termasuk kategori risiko tinggi (*high risk*) atau rendah (*low risk*), dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya berbagai kejadian yang tidak diinginkan dan mencari langkah mitigasi yang sesuai. Berdasarkan hasil analisis yang telah dilakukan, pabrik amil alkohol diklasifikasikan sebagai pabrik dengan tingkat risiko tinggi (*high risk*), dengan sejumlah pertimbangan yang mendukung kesimpulan tersebut:

Tabel 6.15 Analisa Risiko pabrik

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 350°C		✓
		Tekanan maksimal yang digunakan 11 atm		✓
Bahan baku yang digunakan				
2.	Pentana	Toksisitas: n-Pentana bersifat beracun bila terhirup dalam jumlah tinggi dan dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan,		✓
		Explosion Limits: Uap n-pentana dapat membentuk campuran eksplosif dengan udara		✓
		Flammability: n-Pentana adalah cairan yang sangat mudah terbakar.		✓
		Stabilitas: n-Pentana stabil dalam kondisi penyimpanan yang direkomendasikan.	✓	
	Klorin	Toksisitas: iritasi pada saluran pernapasan bila terhirup, dapat menyebabkan luka bakar		✓
		Explosion Limits : Klorin tidak memiliki batas ledakan dalam kondisi normal, tetapi dapat		✓

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
		membentuk campuran reaktif dan berpotensi meledak bila kontak dengan gas pentana <i>Flammability</i> : Klorin tidak mudah terbakar dengan sendirinya, namun dapat mendukung pembakaran dan menjadi sangat reaktif jika bertemu dengan bahan mudah terbakar seperti pentana Stabilitas : Klorin stabil dalam kondisi suhu dan tekanan normal		✓
	NaOH	Toksisitas: bersifat sangat korosif dan dapat menyebabkan luka bakar serius <i>Explosion Limits</i> : NaOH tidak memiliki batas ledakan karena bukan bahan yang mudah terbakar. <i>Flammability</i> : NaOH adalah basa kuat sifatnya sangat korosif, bukan mudah terbakar. Stabilitas: stabil dalam kondisi penyimpanan normal.		✓
	Natrium Oleat	Toksisitas: Iritasi pada kulit dan mata, dapat menyebabkan iritasi saluran pernapasan jika terhirup dalam jumlah besar. <i>Explosion Limits</i> : Natrium oleat tidak memiliki batas ledakan dalam kondisi normal. <i>Flammability</i> : Tidak mudah terbakar, namun dalam bentuk serbuk halus dapat menyala jika terkena panas tinggi atau api terbuka. Stabilitas: Stabil dalam kondisi suhu dan tekanan normal.		✓

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
Produk yang dihasilkan				
3.	Amil Alkohol	Toksisitas: Iritasi pada saluran pernapasan jika terhirup, menyebabkan iritasi kulit		✓
		Explosion Limits: memiliki batas ledakan di udara pada konsentrasi sekitar 1.2% – 9.8%.	✓	
		Flammability: mudah terbakar, dapat menyebar		✓
		Stabilitas: Stabil dalam kondisi suhu dan tekanan normal.	✓	
	Amilena	Toksisitas: Amelina dapat menyebabkan iritasi kulit dan mata, serta dapat menyebabkan pusing atau efek sistemik jika terpapar dalam jumlah besar.		✓
		Explosion Limits: Amelina di udara dapat meledak jika konsentrasinya berada antara 1.1% hingga 8.4%	✓	
		Flammability: Amilena sangat mudah terbakar.		✓
		Stabilitas: Stabil dalam kondisi suhu dan tekanan normal.	✓	
	HCl	Toksisitas: Asam Klorida sangat korosif dan beracun. Dapat menyebabkan luka bakar serius pada kulit dan mata. Menghirup uapnya dapat mengiritasi atau merusak saluran pernapasan.		✓
		Explosion Limits: Asam Klorida sendiri tidak mudah meledak	✓	
		Flammability: tidak mudah terbakar.	✓	
		Stabilitas: Stabil dalam kondisi normal.	✓	
Logistik dan Transportasi				
4.		Transportasi Bahan Kimia Berbahaya Tanpa Protokol Khusus: Bahan seperti klorin dan pentana diangkut tanpa kendaraan khusus (tangki bertekanan atau kendaraan berlabel UN/DOT).		✓
Regulasi Pemerintah				
5.	Lingkungan & K3	Lampiran XLVII Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 5 Tahun 2014, menetapkan Suhu : 40°C Zat padat terlarut (TDS): 2.000 mg/L		✓

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
		Zat padat tersuspensi (TSS): 50 mg/L Derajat Keasaman (pH): 6 - 9		
6.	Keberadaan Pabrik	Pabrik Amil Alkohol belum pernah didirikan di Indonesia, namun banyak didirikan di negara lain, beberapa diantara yaitu: 1. Zibo Nalcohol Chemical Co., Ltd.- China 2. Zhengzhou Yibang Industry Co., Ltd - China		✓

Berdasarkan hasil penilaian:

- Jumlah poin low risk : 15
- Jumlah poin high risk: 18

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.

6.6. Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisis kelayakan perancangan pabrik dilakukan untuk mengevaluasi potensi keuntungan yang dapat diperoleh dari operasional pabrik. Studi kelayakan ekonomi terhadap pabrik Amil Alkohol bertujuan untuk menilai apakah proyek tersebut layak dan menguntungkan secara finansial.

Melalui analisis ini, dapat diketahui besarnya laba yang mungkin diperoleh, sehingga dapat diidentifikasi apakah pabrik memiliki prospek keuntungan yang tinggi atau rendah. Dengan demikian, pabrik dapat dikategorikan sebagai proyek yang ekonomis dan potensial, atau sebaliknya, tidak layak secara ekonomi. Ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

6.6.1. *Return On Investment (ROI)*

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

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

ROI Sebelum Pajak : 44,13%

ROI Setelah Pajak : 34,42%

6.6.2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan periode waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal investasi berdasarkan keuntungan bersih yang diperoleh setiap tahunnya. Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui berapa lama waktu yang diperlukan agar seluruh investasi awal dapat kembali. Pada pabrik dengan tingkat risiko rendah, batas maksimum POT yang dapat diterima adalah 5 tahun.

Sementara itu, untuk pabrik dengan tingkat risiko tinggi, nilai POT maksimum yang dianjurkan adalah 2 tahun. POT dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi}$$

POT Sebelum Pajak : 1,85 tahun

POT Setelah Pajak : 2,25 tahun

6.6.3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) adalah titik impas, yaitu kondisi dimana total pendapatan sama dengan total biaya, sehingga perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. BEP sangat penting dalam analisis kelayakan ekonomi karena dapat digunakan untuk menentukan batas minimum produksi dan penjualan yang harus dicapai agar investasi tidak mengalami kerugian. Melalui analisis BEP, dapat ditentukan harga jual minimum per unit serta jumlah unit produk yang harus dijual agar perusahaan mulai memperoleh keuntungan. Secara umum, nilai BEP untuk pabrik kimia berada pada kisaran 40% hingga 60% dari kapasitas produksi maksimum. Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai BEP adalah sebagai berikut:

$$BEP = \frac{Fa+0,3Ra}{Sa-va-0,7Ra} \times 100\%$$

Keterangan:

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 6.16 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Komponen	Biaya
<i>Depreciation</i>	Rp147.404.967.400
<i>Property Taxes</i>	Rp58.961.986.960
<i>Insurances</i>	Rp29.480.993.480
Total	Rp235.847.947.839

Tabel 6.17 *Annual Variable Cost (Va)*

Komponen	Biaya
<i>Raw Material</i>	Rp2.206.200.711.751
<i>Packaging and shipping</i>	Rp75.511.382.814
Biaya bahan utilitas	Rp7.622.833.604
<i>Royalties and patens</i>	Rp265.328.941
Total	Rp2.289.500.257.112

Tabel 6.18 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

Komponen	Biaya
Gaji Karyawan	Rp19.209.600.000
<i>payroll overhead</i>	Rp3.841.920.000
<i>plant overhead</i>	Rp19.209.600.000
<i>supervise</i>	Rp4.802.400.000
<i>laboratory</i>	Rp5.762.880.000
<i>general expenses</i>	Rp605.670.386.800
<i>maintenance</i>	Rp88.442.980.440
<i>plant supplies</i>	Rp13.266.447.066
Total	Rp760.206.214.306

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas maka didapatkan nilai BEP sebesar 41,63%

6.6.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah kondisi kritis dimana aktivitas produksi harus dihentikan karena operasi pabrik tidak lagi memberikan keuntungan secara ekonomi. Penghentian produksi dapat terjadi akibat beberapa faktor, seperti meningkatnya *variable cost* secara signifikan atau keputusan manajerial yang didasarkan pada ketidakefisienan proses produksi.

Pada titik ini, biaya yang dibutuhkan untuk mempertahankan operasional pabrik lebih tinggi dibandingkan dengan biaya yang harus dikeluarkan untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Dengan kata lain, melanjutkan produksi justru akan menyebabkan kerugian yang lebih besar daripada menghentikannya.

Secara umum, *shut down point* menggambarkan persentase kapasitas minimum yang harus dicapai oleh pabrik agar tetap layak beroperasi. Jika dalam satu tahun pabrik tidak mampu memenuhi kapasitas minimum tersebut, maka penghentian produksi menjadi langkah yang paling rasional dari sisi ekonomi. Adapun rumus atau persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai *Shut Down Point (SDP)* umumnya dinyatakan dalam bentuk:

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

Didapatkan SDP: 20,46%

6.6.5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) merupakan estimasi tingkat keuntungan tahunan yang diperoleh dari suatu proyek, yang dihitung. DCFRR memperhitungkan bahwa investasi yang dilakukan tidak akan langsung kembali setiap akhir tahun, melainkan secara bertahap selama masa hidup proyek. Oleh

karena itu, perhitungan ini sangat berguna untuk mengevaluasi kelayakan proyek jangka panjang, termasuk dalam industri kimia. Secara umum, proyek dianggap layak secara ekonomi jika nilai DCFRR melebihi batas minimum yang ditetapkan, yaitu sebesar 1,5 kali suku bunga bank. Adapun persamaan dasar untuk menghitung DCFRR adalah mencari tingkat diskonto (*discount rate*, biasanya dilambangkan sebagai *i*) yang memenuhi persamaan berikut:

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

Keterangan:

n : Umur Pabrik

WC : *Working Capital*

CF : *Cash Flow* Setelah Pajak

SV : *Salvage Value* (10%FCI)

FC : Keuntungan Setelah Pajak

i : *Interest/ Discounted Cash Flow*

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FC : Rp1.474.049.673.996

WC: Rp4.690.513.373.894

SV : Rp147.404.967.400

CF : Rp778.117.252.867

n : 10 tahun

Berdasarkan situs resmi [Bank Indonesia](http://www.bankindonesia.go.id), diketahui bahwa suku bunga deposito saat ini adalah sebesar 5,75%. Sehingga diperoleh nilai DCFRR sebagai berikut:

Suku bunga deposit : 5,75 %

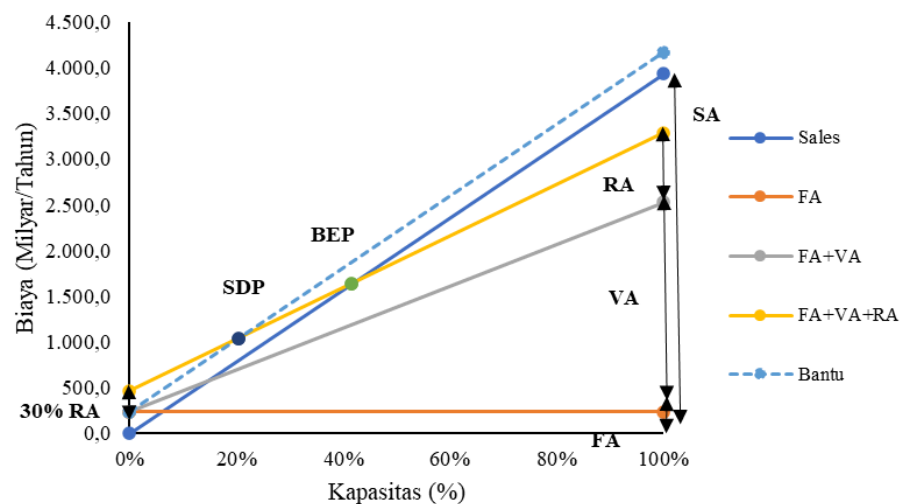
Suku bunga minimum : 8,625 %

Persentase DCFRR : 11,357 %

6.6.6. Hasil Analisa

Setelah dilakukan seluruh perhitungan parameter ekonomi seperti ROI, POT, BEP, SDP, hingga DCFRR, diperoleh grafik hubungan antara kapasitas produksi (%) terhadap biaya (triliun/tahun) yang ditunjukkan pada Grafik dibawah ini. Grafik ini memberikan gambaran visual mengenai kondisi operasional pabrik pada berbagai tingkat kapasitas, serta titik-titik kritis dalam aspek finansial.

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



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

Garis pendapatan (SA) meningkat secara linier dari titik nol hingga mencapai Rp3.936 milyar pada kapasitas penuh 100%, mencerminkan bahwa harga jual produk diasumsikan konstan pada berbagai tingkat produksi. Biaya tetap (FA) ditunjukkan sebagai garis horizontal sebesar Rp235,84 milyar, menandakan bahwa nilai ini tidak berubah terlepas dari tingkat aktivitas produksi. Sementara itu, biaya variabel (VA) meningkat secara proporsional terhadap kapasitas, dari nol hingga Rp2.525 milyar. Total biaya produksi, sebagai penjumlahan FA, VA dan RA, naik hingga Rp3.285 milyar pada kapasitas maksimal.

Break Even Point (BEP) terjadi pada kapasitas 41,63%, dengan total pendapatan dan biaya masing-masing sebesar Rp1.638 miliar. Pada titik ini, besar biaya produksi sama dengan besar biaya penjualan pada kapasitas ini pabrik tidak mengalami laba maupun rugi. Posisi BEP yang berada didalam range 40-60% menunjukkan efisiensi yang cukup baik karena pabrik tidak perlu beroperasi secara penuh untuk mencapai titik impas. Adapun *Shut Down Point* (SDP) berada pada kapasitas 20,46% dimana kerugian pada titik ini tidak menutupi biaya modal.

Secara keseluruhan, grafik ini menggambarkan bahwa pabrik memiliki prospek ekonomi yang menjanjikan. Jarak yang signifikan antara pendapatan dan total biaya pada kapasitas tinggi memberikan potensi keuntungan besar, sementara posisi BEP yang moderat serta SDP yang relatif rendah menunjukkan bahwa pabrik memiliki ketahanan yang baik terhadap dinamika pasar dan permintaan yang fluktuatif.

Tabel 6.19 Kesimpulan Analisa Kelayakan Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Keterangan
ROI	Sebelum pajak : 44,13% Setelah pajak : 34,42%	ROI <i>before tax</i> >44% = <i>High Risk</i> <44% = <i>Low Risk</i>	<i>High Risk</i>
POT	Sebelum pajak : 1,85 tahun Setelah pajak : 2,25 tahun	POT <i>before taxes</i> 5 tahun $\geq$ POT $\geq$ 2 tahun = <i>Low Risk</i> POT < 2 tahun = <i>High Risk</i>	<i>High Risk</i>
BEP	41,63%	Range 40-60%	Memenuhi
SDP	20,46%		
DCFRR	11,357%	> 1,5 bunga bank = 8,625%	Memenuhi

BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik amil alkohol dari pentana dengan kapasitas 25.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

- a. Pendirian pabrik amil alkohol bertujuan untuk mengurangi ketergantungan pada impor dan menstabilkan pasokan dalam negeri, dapat membantu memenuhi kebutuhan industri secara lokal, sekaligus mengurangi defisit yang disebabkan oleh impor amil alkohol.
- b. Pabrik didirikan di daerah Bungah, Gresik dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku yang dekat dengan pelabuhan internasional, kedekatan dengan pasar industri pengguna amil alkohol, serta tersedianya tenaga kerja berkualitas dengan biaya yang relatif kompetitif.
- c. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan. Pabrik ini layak didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

1. *Return On Investment (ROI)*

- a. ROI sebelum pajak : 44,13 %
- b. ROI setelah pajak : 34,42 %

2. *Pay Out Time (POT)*

- a. POT sebelum pajak : 1,85 tahun
- b. POT setelah pajak : 2,25 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak dengan resiko tinggi adalah 2 tahun.

3. *Break Event Point (BEP)* : 41,63%

4. *Shut Down Point (SDP)* : 20,46%

5. Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)* : 15,166%

- d. Berdasarkan parameter-parameter kelayakan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik amil alkohol dari pentana dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut dari aspek teknis, ekonomi maupun lingkungan.

7.2. Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan diantaranya sebagai berikut:

- a. Analisis kelayakan teknis dan ekonomi perlu dilakukan secara menyeluruh agar proses produksi yang dirancang tidak hanya berjalan efektif, tetapi juga mampu memberikan keuntungan yang optimal dalam jangka panjang.
- b. Pemahaman terhadap keselamatan proses dan manajemen risiko sangat penting untuk memastikan operasional pabrik berlangsung aman, meminimalkan potensi kecelakaan kerja, serta memenuhi standar keselamatan industri yang berlaku.
- c. Efisiensi energi dan pengelolaan dampak lingkungan harus menjadi pertimbangan utama dalam perancangan pabrik guna mendukung keberlanjutan operasional, mengurangi limbah, serta menjaga kepatuhan terhadap regulasi lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba Group. (n.d.). *Alibaba.com: Global Trade Starts Here*. <http://www.alibaba.com/>. Diakses Pada Tanggal 23 April 2025.
- Ayres, E. E. (1929, October). *Amyl alcohols from the pentanes. Industrial and Engineering Chemistry*. The Sharples Solvents Corporation, Philadelphia, PA.
- Badan Pusat Statistik. (n.d.). *Badan Pusat Statistik*. <https://www.bps.go.id/id>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024
- Bank Indonesia. (2025, 23 April). *BI-Rate Tetap 5,75%: Mempertahankan Stabilitas, Mendukung Pertumbuhan Ekonomi*. https://www.bi.go.id/id/publikasi/ruang-media/news-release/Pages/sp_278425.aspx. Diakses pada 23 Mei 2025.
- Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. (2002). *Transport phenomena* (2nd ed.). John Wiley & Sons.
- BMKG. (2025). *Prakiraan Cuaca Gresik*. Diakses dari <https://www.bmkg.go.id/cuaca/prakiraan-cuaca/35.25>. Diakses pada 28 April 2025.
- Brown, G G. (1959). *Unit Operations*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- CNLIGHT Group. (n.d.). *Bleaching Earth Manufacturer*. <https://www.bleachingearth.cn/>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 202, “Chemical Engineering Design”, 5ed edition, vol. 6, Pergamon Press, Oxford
- Delta Cooling Towers, Inc. (n.d.). *TM Series Induced Draft Towers*. Diakses dari <https://deltacooling.com/products/cooling-towers/tm-series-induced-draft-towers>. Diakses pada 28 April 2025.
- Echemi. (n.d.). *Shandong Haihang Chemical Co., Ltd. | Echemi*. <https://www.echemi.com/shop-us20180832100010082/index.html>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- Engel, T., & Reid, P. (2006). *Physical Chemistry* (3rd ed.). Pearson Education.

- Evans, Frank L. 1979. *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants Vol.2*, Second Edition.
- Ezell, M. J., Wang, W., Ezell, A. A., Soskin, G., & Finlayson-Pitts, B. J. (2002). *Kinetics of reactions of chlorine atoms with a series of alkenes at 1 atm and 298 K: Structure and reactivity*. **Physical Chemistry Chemical Physics**, Advance Article.
- Geankoplis, C. (1978). *Transport Process and Unit Operations*, 3ed edition. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Gillette, L., & Price, J. F. (n.d.). *Amyl compounds from pentane*. In R. L. Kenyon & G. C. Inskeep (Eds.), *Sharple's Chemicals, Inc.*, Wyandotte, Michigan.
- Haihang Industry Co., Ltd. (n.d.). *Haihang Industry*. <https://haihangchem.com/>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024
- Haltermann Carless. (n.d.). *Haltermann Carless – Performance Fuels & Hydrocarbon Solutions*. <https://www.haltermann-carless.com/>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- Huntsman Corporation. (n.d.). *Huntsman*. <https://www.huntsman.com/>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- Jasa Gypsum. (n.d.). *Biaya Bangun Rumah per Meter Gresik*. Diakses dari <https://www.jasagypsum.com/berapa-biaya-bangun-rumah-per-meter-gresik/>. Diakses pada 30 April 2025.
- Jurnal Maritim. (2017, 22 Agustus). *Mengenal Oil Tanker dan Chemical Tanker*. <https://jurnalmaritim.com/mengenal-oil-tanker-dan-chemical-tanker/>. Diakses pada 12 Mei 2025.
- Kelley Chemical Packing. (n.d.). *Metal Raschig Ring with SS304/316*. Diakses dari <https://www.kelleychempacking.com/metal-raschig-ring-product/>. Diakses pada 12 Mei 2025.
- Kementerian Perindustrian Republik Indonesia. (n.d.). *Direktori Produk TKDN*. <https://tkdn.kemenperin.go.id>. Diakses Pada Tanggal 8 Oktober 2024.
- Kenyon, R. L. 1950. *Industrial engineering Chemical*. New York
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw- Hill Book Company, Inc.

- Kirk, R. E. Othmer, D. F. (1978). *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: The Interscience Publisher Division of John Wiley and Sons Inc.
- Lestari, A. Y. D. (2023). *Materi Kuliah Utilitas Pabrik* [PowerPoint slides, slide 9]. Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.
- Marbun, D. M., & Sinaga, J. (2021). Perancangan pompa sentrifugal untuk kebutuhan air bersih di Fakultas Teknik Universitas Darma Agung. *Jurnal Teknologi Mesin UDA*, 2(2), 76–84.
- Matches. (n.d.). *Reactor cost estimate*. Diakses dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>. Diakses pada 14 Februari 2025.
- Mc. Ketta, John.(2002). *Encyclopedia Chemical Process and Design*”, Marchell Dekker Inc., New York.
- Pertamina. (2024, 3 Januari). *Kapal Tanker dan Peran Vitalnya dalam Industri Minyak Indonesia*. <https://onesolution.pertamina.com/Insight/Page/kapal-tanker-dan-peran-vitalnya-dalam-industri-minyak-indonesia>. Diakses pada 18 Mei 2025.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers* (4th ed.). McGraw-Hill.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook*, 7th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Powell, S. T. (1954). *Water Conditioning for Industry*. New York: McGraw-Hill.
- Ries, H., & Newton, R. F. (1955). *Principles of Engineering Economy*. New York: Ronald Pres
- Senzhuo Industry Co., Ltd. (n.d.). *Senzhuo Industry*. <https://www.senzhuoindustry.com/>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- Smith, J. M. (2018). *Chemical Engineering Thermodynamics* 8th Edition.Singapore : McGraw-Hill.
- Sularso & Suryono. (2001). *Tata Air di Permukiman*. Yogyakarta: Penerbit Beta Offset.

- The Dow Chemical Company. (n.d.). *DOWTHERM A synthetic organic heat transfer fluid—Liquid and vapor phase data*. Retrieved from <http://www.dowtherm.com>. Diakses pada 15 November 2024.
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- Undang-Undang Nomor 7 Tahun 2021 tentang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP)
- Treybal, R. E (1981) *Mass- Transfer Operations*. Singapore: McGraw- Hill Book Company, Inc.
- Vatavuk, W. M. (2002). *Updating the Plant Cost Index*. Chemical Engineering, 109(1), 62–70. Diakses dari https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI_2002.pdf Diakses pada 22 April 2025.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment, Selection and Design*. United States of America : Butterworth- Heinemann.
- Walkhoiroh, Q. S. (2023). *Prarancangan Pabrik Amil Alkohol dari Amil Khlorida dan Natrium Hidroksida dengan Kapasitas 40.000 ton/tahun* (Doctoral dissertation, Universitas Gadjah Mada).
- Weber, P. (1935). *Chlorination of normal pentane and isopentane* (Doctoral dissertation, Purdue University).
- Wenzhou Nuoao Chemical Co., Ltd. (n.d.). *Wenzhou Nuoao Chemical Co., Ltd.* http://www.nuoaochem.com/wz_con_en.html. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- World Health Organization. (2003). *Domestic Water Quantity, Service Level and Health*. Geneva: WHO.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- YB Chemicals. (n.d.). *YB Chemicals*. <https://www.ybchemicals.com/>. Diakses Pada Tanggal 2 Oktober 2024.
- 99.co Indonesia. (n.d.). *Jual Tanah di Gresik, Harga Pasaran Rp 2,47 Juta/m²*. Diakses dari <https://www.99.co/id/jual/tanah/gresik>. Diakses pada 30 April 2025.

LAMPIRAN A . PERANCANGAN REAKTOR

1. Reaktor Klorinasi

1.1. Perancangan Alat

1) Menentukan Y_i

Tabel 1.1 Neraca massa

Komponen	BM	Arus Masuk			
		(kmol/jam)	(kg/jam)	y_i	$B_{mi} \times y_i$
C_5H_{12}	72	59,58	4289,66	0,508	36,548
Cl_2	70	58,98	4128,80	0,489	34,200
H_2O	18	0,60	10,72	0,001	0,023
i- C_5H_{12}	72	0,30	21,56	0,003	0,184
Total		119,46	8450,73	1,0	70,954

2) Menentukan nilai Z (Faktor Kompresibilitas) Umpan Reaktor

Tabel 1.2 *Critical properties*

Komponen	BM	y_i	p_c (bar)	p_c (atm)	T_c (K)
C_5H_{12}	72	0,508	33,69	33,25765054	469,65
Cl_2	70	0,489	77,11	76,12043435	417,15
H_2O	18	0,001	220,56	217,7295163	647,13
i- C_5H_{12}	72	0,003	33,81	33,37611056	460,43
$C_5H_{11}Cl$	106	-	33,5	33,07008885	568
HCl	36	-	83,09	82,023692	324,65
Total			481,76	475.5774926	2887,01

Sumber data komponen : *Yaws Chemical Properties Handbook*

Tabel 1.3 *Acentric factor*

Komponen	ω	$Y_i.BM$	$Y_i.P_c$	$Y_i.T_c$	$Y_i.\omega$
C_5H_{12}	0,2515	36,548	16,882	238,398	0,1277
Cl_2	0,073	34,200	37,190	203,808	0,0357
H_2O	0,344	0,023	0,276	0,821	0,0004
i- C_5H_{12}	0,227	0,184	0,085	1,174	0,0006
$C_5H_{11}Cl$	0,437	-	-	-	-

Komponen	ω	Yi.BM	Yi.Pc	Yi.Tc	Yi. ω
HCl	0,1315	-	-	-	-
Total	1.464	70.954	54,434	444,202	0,1643

Berdasarkan hasil perhitungan, didapatkan data berupa

Tc Umpan : 444,202 K

Pc Umpan : 54,434 atm

Tr (T/Tc) : 1,29

Pr (P/Pc) : 0,1010

Pr/Tr : 0,0783

Menentukan nilai Z dengan koefisien virial menggunakan persamaan

3.61-3.66 dari *smith van ness*

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}} \quad (3.61) \quad B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}} \quad (3.62) \quad \hat{B} \equiv \frac{BP_c}{RT_c} \quad (3.58) \quad \hat{B} = B^0 + \omega B^1 \quad (3.59)$$

$$Z = 1 + \hat{B} \frac{P_r}{T_r Z} + \hat{C} \left(\frac{P_r}{T_r Z} \right)^2 \quad (3.63)$$

Tabel 1.4 Perhitungan *acentric factor*

Komponen	yi	Tr	Pr	B0	B1
C ₅ H ₁₂	0,508	1,22006	0,16538	-0,22398	0,06440
Cl ₂	0,489	1,37361	0,07225	-0,17094	0,09366
H ₂ O	0,001	0,88545	0,02526	-0,42969	-0,14771
i-C ₅ H ₁₂	0,003	1,24449	0,16479	-0,21439	0,07036
C ₃ H ₁₁ Cl	-	1,00880	0,16631	-0,33312	-0,02678
HCl	-	1,76498	0,06705	-0,08703	0,12318
Total	1,000	7,49738	0,66105	-1,45915	0,17711

Tabel 1.5 Faktor kompresibilitas

Komponen	BPc/Rtc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
C ₅ H ₁₂	-0,20778	0,135547	0,971836	0,493312
Cl ₂	-0,16410	0,052602	0,991368	0,484355

H ₂ O	-0,48050	0,028529	0,986292	0,001252
i-C ₅ H ₁₂	-0,19842	0,132415	0,973727	0,002484
C ₅ H ₁₁ Cl	-0,34483	0,164862	0,943151	-
HCl	-0,07083	0,037991	0,997309	-
Total	-1,46646	0,551946	5,863682	0,981402

3) Laju Alir Volumetrik

Menghitung laju alir volumetrik menggunakan rumus:

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

Dimana:

V_{gas} : Laju Alir Volumetrik (cm³/dtk)

n : mol umpan (mol/dtk)

R: Konstanta gas (dm³.atm/gmol.K)

Tabel 1.6 Laju alir volumetrik

Z	0,981402	
n	33,18237363	mol/detik
R	0,0820574587	dm ³ .atm/mol.K
Laju Alir Volumetrik	278,3968863	dm ³ /dtk
	1.002,228791	m ³ /jam

4) Densitas Umpan

Menghitung densitas umpan menggunakan persamaan:

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

Tabel 1.7 Densitas Umpan

R	82,0574587	cm ³ .atm/mol.K
ρ	0,00845710976	g/cm ³
	8,45710976	kg/m ³

	0,5279753877	lb/ft ³
--	--------------	--------------------

(Geankopis: *Transport Process Unit Operations*)

5) Viskositas Umpa

Menghitung viskositas umpa menggunakan rumus berikut:

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

$$\mu_i = A_i + B_i T + C_i T^2$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y_i \mu_i (BM_i)^{0.5}}{\sum y_i BM_i^{0.5}}$$

Tabel 1.8 Data viskositas gas

Komponen	y _i	A	B	C	BM
C ₅ H ₁₂	0,508	-3,202	0,26746	-6,62E-05	72
Cl ₂	0,489	-3,571	0,487	-8,53E-05	70
H ₂ O	0,001	-36,826	0,429	-1,62E-05	18
i-C ₅ H ₁₂	0,003	-0,842	0,26759	-6,85E-05	72
C ₅ H ₁₁ Cl	-	-7,208	0,2697	-4,78E-05	106
HCl	-	-9,118	0,555	-1,11E-04	36
Total	1,000	-60,767	2,27575	-3,95E-04	374

(Yaws: *Chemical Properties Handbook*)

Tabel 1.9 Perhitungan viskositas komponen

Komponen	η _{gas} (μP)	μ _{gas} (cP)	BM ^{0.5}	y _i .BM ^{0.5}	y _i . μ _{gas} (cp)
C ₅ H ₁₂	1,28E+02	1,28E-05	8,485281374	4,307194	6,51E-06
Cl ₂	2,47E+02	2,47E-05	8,366600265	4,087690	1,21E-05
H ₂ O	2,04E+02	2,04E-05	4,242640687	0,005383	2,58E-08
i-C ₅ H ₁₂	1,30E+02	1,30E-05	8,485281374	0,021644	3,32E-08
C ₅ H ₁₁ Cl	1,32E+02	1,32E-05	-	-	-
HCl	2,72E+02	2,72E-05	-	-	-
Total	1,11E+03	1,11E-04	29,5798037	8,421913	1,87E-05

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan nilai viskositas umpa adalah:

μ_{gas} : 6.5552E-05 gr/cm.s

: 0.02359855 kg/m.jam

6) Kapasitas Panas Gas Umpan

Kapasitas panas gas umpan dihitung menggunakan persamaan berikut:

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

Tabel 1.10 Data kapasitas panas gas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₅ H ₁₂	26,671	0,32324	0,00004282	-1,66E-07	5,60E-11
Cl ₂	27,213	0,030426	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12
H ₂ O	33,933	-0,0084186	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
i-C ₅ H ₁₂	-0,881	0,47498	2,48E-04	6,75E-08	-8,53E-12
C ₅ H ₁₁ Cl	22,357	0,41358	-1,27E-04	-4,78E-08	2,70E-11
HCl	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12

(Yaws: Chemical Properties Handbook)

Tabel 1.11 Perhitungan kapasitas panas gas

Komponen	y _i	BM	C _p (kJ/kmol.K)	C _p (kJ/kg.K)	C _{pi} (kJ/kg.K)
C ₅ H ₁₂	0,508	72	200,6839	2,7873	1,4148
Cl ₂	0,489	70	36,4078	0,5201	0,2541
H ₂ O	0,001	18	35,9729	1,9985	0,0025
i-C ₅ H ₁₂	0,003	72	364,4795	5,0622	0,0129
C ₅ H ₁₁ Cl	-	106	211,5155	1,9954	-
HCl	-	36	29,5547	0,8210	-
Total	1,000	374	878,6144	13,1845	1,6844

Pada T : 573 K dan T_{ref} = 298 K, didapatkan nilai kapasitas panas umpan:

$$C_p = 1,6844 \text{ kJ/kg.K}$$

7) Menentukan ΔH_R

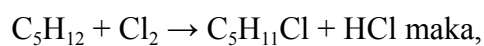
T_{ref} : 298 K

T : 573 K

Tabel 1.12 Panas reaksi standar

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C ₅ H ₁₂	-146,760	-146760	19,633,60	19,633,60
Cl ₂	0	0	8,424,82	8,424,82
H ₂ O	-241,818	-241818	9,196,24	9,196,24
i-C ₅ H ₁₂	-153,7	-153700	19,530,75	19,530,75
C ₅ H ₁₁ Cl	-175,200	-175200	20,845,38	20,845,38
HCl	-92,307	-92307	8,008,49	8,008,49

Dimana, reaksi klorinasi:



$$\Delta H_R 298 = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_R 298 = -120,707$$

$$\Delta H_r = 28,058,42$$

$$\Delta H_p = 28,853,87$$

$$\Delta H_R 573 = -119,951,55 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R 573 = -28,649,948 \text{ kcal/kmol} \rightarrow \text{Reaksi Eksotermis}$$

8) Konduktivitas Umpan

Konduktivitas pada umpan dihitung menggunakan rumus berikut:

$$K_{\text{gas}} (W/m.K) = A + BT + CT^2$$

Tabel 1.13 Data konduktivitas umpan

Komponen	A	B	C
C ₅ H ₁₂	-0,00137	1,8081E-05	1,2136E-07
Cl ₂	-0,00194	3,8300E-05	-6,3523E-09
H ₂ O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
i-C ₅ H ₁₂	-0,00389	3,1816E-05	1,0396E-07
C ₅ H ₁₁ Cl	-0,00691	3,9991E-05	5,0394E-08
HCl	0,00119	4,4775E-05	2,0997E-10

(Yaws: Chemical Properties Handbook)

Tabel 1.14 Perhitungan konduktivitas umpan

Komponen	y _i	BM	kgas	y _i .kgas	BM ^{0,33}	y _i . BM ^{0,33}
C ₃ H ₁₂	0,508	72	0,048836	0,024790	4,101283	2,081843
Cl ₂	0,489	70	0,017920	0,008755	4,063332	1,985232
H ₂ O	0,001	18	0,043783	0,000056	2,595613	0,003294
i-C ₅ H ₁₂	0,003	72	0,048474	0,000124	4,101283	0,010462
C ₅ H ₁₁ Cl	-	106	0,032551	-	-	-
HCl	-	36	0,026915	-	-	-
Total	1,000	374	0,218479	0,033724	14,861511	4,080831

Nilai K campuran dihitung menggunakan rumus :

$$k_{mix} = \frac{\sum y_i \cdot k_i \cdot (BM_i)^{0,33}}{\sum y_i \cdot (BM_i)^{0,33}}$$

Pada T = 573 K didapatkan konduktivitas panas umpan adalah sebagai berikut:

K campuran = 0,1228166645 W/m.K

K campuran = 0,4421399922 kJ/jam.m.K

9) Katalisator

Katalis : Metal

Bentuk : Raschig Ring

Diameter: 3/8 in = 0,9525 cm

Bulk Density : 0,48 gr/cm³

Porositas : 0,938

(<https://www.kelleychempacking.com/metal-raschig-ring-product/>)

a) Menghitung Berat Katalis

Berat katalis dihitung dengan iterasi menggunakan metode simpson dimana:

Batas atas, a = 0,99

Batas bawah, b = 0
 Interval = 10
 $\Delta x = 0,099$
 $CA0 = 0,0594$
 $CB0 = 0,0589$
 $M = 0,99$
 $k = 3,97$

$$\frac{dXA}{dw} = \frac{-ra}{FA0}$$

Tabel 1.15 Berat katalis

i	x	y = f(x)	k	k.f(x)
1	0	1,0101	1	1,0101
2	0,10	1,2456	4	4,9825
3	0,20	1,5743	2	3,1485
4	0,30	2,0525	4	8,2098
5	0,40	2,7869	2	5,5738
6	0,49	3,9996	4	15,9984
7	0,59	6,2180	2	12,4360
8	0,69	10,9624	4	43,8496
9	0,79	24,2623	2	48,5247
10	0,89	92,5169	4	370,0435
11	0,99	1000301,3863	1	1000301,3863
Total				1000815,1633

Berdasarkan hasil integral dari metode simpson diatas, didapatkan berat total katalis yang digunakan adalah 33023, 598 kg

b) Menghitung Volume Katalis

Volume total katalis dihitung menggunakan rumus berikut :

$$V = \frac{w}{\rho_{katalis}}$$

Maka, volume total katalis adalah

$$V = 6,60471 \text{ m}^3$$

10) Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (h_w/h) telah diteliti oleh Colburn's, yaitu:

d_p/d	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
h_w/h	5.5	7.0	7.8	7.5	7.0	6.6

Dimana:

h_w = Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = Diameter packing

D_t = Diameter tube

Maka berdasarkan pertimbangan diatas dipilih D_p/D_t 0,15 agar memaksimalkan koefisien perpindahan panas katalis, untuk meminimalisir jumlah tube yang terlalu berlebih.

$$D_p = 1,5 \text{ in}$$

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_t = 10 \text{ in} = 0,2540 \text{ m}$$

Dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standar

Jenis Tube	Steel Pipe		
Ukuran Pipa (IPS)	10 in	25,4 cm	0,254 m
OD	10,57 in	26,8478 cm	0,268478 m
ID	10,02 in	25,4508 cm	0,254508 m

Flow Area per Pipe	78,8 in ²	508,4176 cm ²	5,084176 m ²
Schedule number	40		
Surface per lin ft (Outside)	2,814 ft ² /ft		
Surface per lin ft (Inside)	2,62 ft ² /ft		
Weight per lin ft	40,3 lb steel		

(D.Q . Kern, 1965)

11) Jumlah Tube

a) Menghitung Tumpukan Katalis Keseluruhan

Tumpukan katalis dihitung menggunakan rumus:

$$Tumpukan\ Katalis = \frac{Volume\ Katalis}{Flow\ Area\ per\ Pipe}$$

Berdasarkan rumus diatas, maka didapatkan tumpukan katalis =
129,9073754 m

b) Menghitung Jumlah Tube

Panjang tube standar adalah 8, 12, 16, dan 20 ft, namun paling umum digunakan adalah 16 ft maka pada perancangan ini dipilih panjang tube 16 ft. Untuk faktor keamanan, tumpukan katalis diambil 80% dari panjang tube standar. Maka tinggi tumpukan per tube adalah 12.8 ft. Jumlah tube dihitung menggunakan rumus berikut :

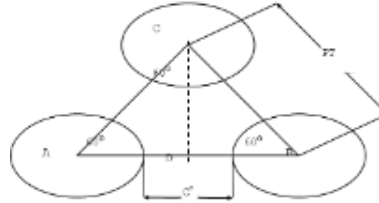
$$\begin{aligned}
 Jumlah\ Tube\ (Nt) &= \frac{Tinggi\ Katalis\ Keseluruhan}{Tinggi\ Katalis\ per\ Tube} \\
 &= 33,298\ buah \\
 &= 34\ buah
 \end{aligned}$$

12) Diameter Reaktor

Pada perancangan ini tube disusun dengan pola triangular pitch dengan beberapa pertimbangan:

1. Susunan tube lebih kuat
2. Lebih mudah dibersihkan
3. Pipa (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan

memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan square pitch (Kern, 1983)



Susunan Tube	Triangular	
Pitch Tube (PT) = 1,25 X OD _t	13,2125 in	33,55975 cm
Clearance (C') = PT - OD	2,6425 in	6,71195 cm

Untuk menghitung diameter shell, perlu dicari luas penampang total (A total), dimana Luas Shell = Luas Segitiga

$$A_{total} = 2 \cdot N_t \cdot \text{Luas segitiga}$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60^\circ \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot 0.866 \right) \text{ sehingga,}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot PT^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

$$\begin{aligned} ID_s &= 80,9186 \text{ in} \\ &= 205,5333 \text{ cm} \\ &= 2,05533 \text{ m} \end{aligned}$$

13) Pendingin

Jenis pendingin : Dowtherm A

Tabel 1.16 Kondisi operasi

	K	C	F
T in	513	240	464
T out	543	270	518
ΔT	30	30	54

a) Cp Dowtherm

$$Cp \text{ pendingin} = 0,1152 + (0,0003402 \cdot T)$$

$$Cp \text{ pendingin} = 0,2860426 \text{ Kal/gr. K}$$

$$= 0,5153307 \text{ Btu/lb. K}$$

$$= 0,001135089683 \text{ Btu/gr. K}$$

$$= 0,06833315815 \text{ J/gr. K}$$

b) Densitas Dowtherm

$$\rho \text{ pendingin} = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} \cdot T)$$

$$\rho \text{ pendingin} = 0,86641551 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 54,08858746 \text{ lb/ft}^3$$

c) Viskositas Dowtherm

$$\mu \text{ pendingin} = 35,5898 - 0,04212 \times T$$

$$\mu \text{ pendingin} = 15.157,95984 \text{ gr/cm. hr}$$

$$= 4,2105444 \text{ gr/cm. s}$$

$$= 151,5795984 \text{ kg/m. hr}$$

$$= 101,856663 \text{ lb/ft. hr}$$

d) Konduktivitas termal Dowtherm

$$k \text{ pendingin} = 1,512 - 0,0010387 \times T$$

$$k \text{ pendingin} = 0,9791469 \text{ Kal/hr. cm. K}$$

$$= 0,4099492241 \text{ kJ/m. hr. K}$$

$$= 1,010374042 \text{ Btu/hr. ft. K}$$

e) Q Pendingin

Tabel 1.17 Data kapasitas panas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₅ H ₁₂	26,671	0,32324	0,00004282	-1,66E-07	5,60E-11
Cl ₂	27,213	0,030426	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12
H ₂ O	33,933	-0,0084186	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
i-C ₅ H ₁₂	-0,881	0,47498	2,48E-04	6,75E-08	-8,53E-12
C ₅ H ₁₁ Cl	22,357	0,41358	-1,27E-04	-4,78E-08	2,70E-11
HCl	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12

(Yaws: Chemical Properties Handbook)

Panas Umpan

$$T_{in} = 300\text{ }^{\circ}\text{C} = 573\text{ K}$$

Tabel 1.18 Panas umpan

Komponen	Mol	fCp.Dt (j/mol)	fCp.Dt (kj/mol)	m.cP.dt (mol)
C ₅ H ₁₂	53,6201	1,96E+04	1,96E+04	1,17E+06
Cl ₂	53,0839	8,42E+03	8,42E+03	4,97E+05
H ₂ O	0,5362	9,20E+03	9,20E+03	5,48E+03
i-C ₅ H ₁₂	0,2694	1,95E+04	1,95E+04	5,85E+03
C ₅ H ₁₁ Cl	0,0000	2,08E+04	-	-
HCl	0,0000	8,01E+03	-	-
Total	107,5096	8,56E+04	5,68E+04	1,68E+06

Panas Produk

$$\frac{dT}{dz} = \rho b \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (-ra) \cdot \Delta HR \cdot UD \cdot \pi \cdot ODt \cdot (T - Tp) \cdot \frac{1}{\sum Fi \cdot Cpi} \cdot Nt$$

$$T_{out} = 306,59\text{ }^{\circ}\text{C} = 579,59\text{ K}$$

Tabel 1.19 Panas produk

Komponen	Mol	fCp.Dt (j/mol)	fCp.Dt (kj/mol)	m.cP.dt (mol)
C ₅ H ₁₂	0,5362	2,04E+04	2,04E+04	1,22E+04
Cl ₂	0,0000	8,65E+03	8,65E+03	-
H ₂ O	0,5362	9,42E+03	9,42E+03	5,61E+03
i-C ₅ H ₁₂	53,0839	2,05E+04	2,05E+04	1,21E+06
C ₅ H ₁₁ Cl	53,0839	2,17E+04	2,17E+04	1,28E+06
HCl	0,2694	8,20E+03	8,20E+03	2,46E+03
Total	107.5096	8,89E+04	8,89E+04	2,51E+06

Panas Reaksi Standar (ΔHr)

$$\Delta H_f = -120,0747$$

$$\text{Panas Reaksi} = -12.909,18515$$

$$Q = \text{Panas Reaksi} = -12.909,18515\text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{Pendingin}} = \Sigma Q_{in} - \Sigma Q_{out}$$

$$Q_{\text{Pendingin}} = 846.385,12 \text{ kJ/jam}$$

$$= 802.218,20 \text{ Btu/jam}$$

f) Kebutuhan Pendingin

T _{in} =	240	C	513	K
T _{out} =	270	C	543	K

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM™ A Fluid (SI Units)

Temperature °C	Specific Heat kJ/kg K	Density kg/m ³	Thermal Conductivity W/mK	Viscosity mPa sec	Vapor Pressure (bar)
15	1.558	1063.5	0.1395	5.00	0.00
65	1.701	1023.7	0.1315	1.58	0.00
105	1.814	990.7	0.1251	0.91	0.01
155	1.954	947.8	0.1171	0.56	0.06
205	2.093	902.5	0.1091	0.38	0.28
255	2.231	854.0	0.1011	0.27	0.97
305	2.373	801.3	0.0931	0.20	2.60
355	2.527	742.3	0.0851	0.16	5.80
405	2.725	672.5	0.0771	0.12	11.32

Tabel 6.1.19 Nilai Cp Pendingin (Menggunakan metode interpolasi)

T	C _{pp}	Satuan
205	2,093	kJ/kg.K
240	2,190	kJ/kg.K
255	2,231	kJ/kg.K
270	2,274	kJ/kg.K
305	2,373	kJ/kg.K

$$\Delta H = \Delta H (T_{\text{out}}) - \Delta H (T_{\text{in}})$$

$$\Delta H = 111,30 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan pendingin :

$$m = \frac{Q}{\Delta H} = \frac{846.385,12 \text{ kJ/jam}}{111,30 \text{ kJ/kg}} = 7.604,5383 \text{ kg/jam}$$

14) Koefisien Perpindahan Panas

a) Tube Side

$$C_p = 1,6844 \text{ kJ/kg.K} = 0,4022356898 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu = 6,5552\text{E-}05 \text{ gr/cm.s} = 2,3599\text{E-}02 \text{ kg/m.hr}$$

$$k = 0,1228166645 \text{ W/m.K} = 0,07096211776 \text{ Btu/ft.hr.F}$$

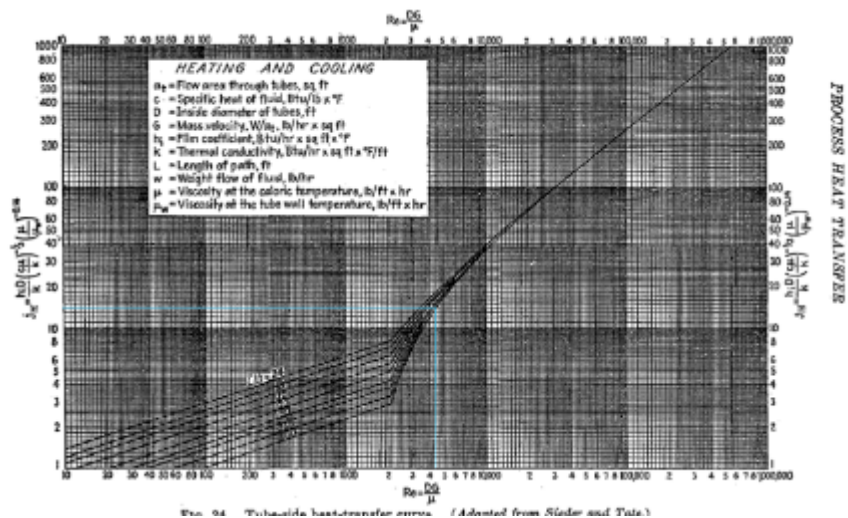
$$PR = \frac{Cp \cdot \mu}{k} = 0,0898530911$$

$$Re = 4500$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$ID = 10,02 \text{ in} = 0,835 \text{ ft}$$

$$L/D = 19,16167665$$



$$jH = 14 \text{ (dari fig. 24 Kern pg. 834)}$$

$$hi = jH \cdot \left[\frac{k}{IDt} \right] \cdot [Pr]^{1/3}$$

$$hi = 0,5329637857 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot F$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$hio = 0,5052315168 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot F$$

b) Shell Side

- Sifat Fisis Pendingin

$$T = 513 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ Dowtherm A} &= 15.157,95984 \text{ gr/cm.hr} \\ &= 4,2105444 \text{ gr/cm.s} \\ &= 151,5795984 \text{ kg/m.hr} \\ &= 101,856663 \text{ lb/ft.hr} \end{aligned}$$

$$Cp \text{ Dowtherm A} = 0,2860426 \text{ Kal/gr.K}$$

$$= 0,5153307159 \text{ Btu/lb.K}$$

$$= 0,001135089683 \text{ Btu/gr.K}$$

$$= 0,06833315815 \text{ J/gr.K}$$

$$k \text{ Dowtherm A} = 0,9791469 \text{ Kal/hr.cm.K}$$

$$= 0,4099492241 \text{ kJ/m.hr.K}$$

$$= 1,010374042 \text{ Btu/hr.ft.K}$$

- Menghitung Bilangan Reynold

$$ID_s = 80,91864028 \text{ in} = 6,743220023 \text{ ft}$$

$$B \text{ (Baffle)} = 60,68898021 \text{ in} = 5,057415017 \text{ ft}$$

$$PT = 13,2125 \text{ in} = 1,101041667 \text{ ft}$$

$$C' = 2,6425 \text{ in} = 0,2202083333 \text{ ft}$$

$$W \text{ (laju alir)} = 6.844 \text{ kg/jam} = 15.088,42702 \text{ lb/jam}$$

$$Flow \text{ Area Shell } (a_s) = \frac{ID \times C'.B}{PT \times 144}$$

$$Flow \text{ Area Shell } (a_s) = 6,820652442 \text{ ft}^2$$

$$Mass \text{ Velocity } (G_s) = \frac{W}{a_s} = 2.457,993202 \text{ lb/hr. ft}^2$$

$$Diameter \text{ Equivalen } (De) = \frac{4 \times (1/2 PT \times 0.86 PT - 1/2 \pi d_o^2 / 4)}{1/2 \pi d_o}$$

$$Diameter \text{ Equivalen } (De) = 7,523550955 \text{ in}$$

$$= 0,6269625796 \text{ ft}$$

$$Reynold \text{ Shell } (Res) = \frac{G_s \times De}{\mu_s} = 399.326,8392$$

$$jH = 1000 \text{ (dari fig. 28 Kern pg. 838)}$$

$$h_o = jH \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 6.013,190884 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot F$$

- Clean Overall Coefficient (UC)

$$UC = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 0,5051890706 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot F$$

- Dirt Factor (Rd)

$$R_{di} + R_{do} = R_d \text{ (Kern, 1983, Pg 107)}$$

$$R_{di} = 0,001$$

$$R_{do} = 0,0015$$

$$R_d = 0,0025$$

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{UC} + R_d$$

$$\begin{aligned} UD &= 0,5045518354 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot F \\ &= 2,463222061 \text{ Kkal/hr. m}^2 \cdot K \\ &= 10,3061211 \text{ kJ/hr. m}^2 \cdot K \end{aligned}$$

15) Pressure Drop

Pressure Drop dihitung menggunakan rumus berikut:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{G}{\rho \times gc \times dp} \left(\frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \right) \left(\frac{150(1-\epsilon)\mu}{dp} + 1.75G \right)$$

Dimana,

P : Tekanan (Pa)

Z : Panjang total bed (m)

μ : Viskositas gas (kg/m.s)

G : Kecepatan superficial gas dalam tube = $\rho \cdot v$ (kg/m².s)

V : Kecepatan superficial = $\frac{\text{kecepatan volumetris}}{\text{luas penampang pipa}}$ (m/s)

dp : Diameter partikel katalis (m)

ϵ : Fraksi volume rongga

(1- ϵ) : Fraksi volume padatan = $\frac{\text{volume padatan}}{\text{volume bed total}}$

ρ : Densitas gas (kg/m³)

Pressure Drop = 8,59E-05 Pa = 8,48E-10 atm, asumsi pressure drop terjadi di tiap meter, maka:

Pressure drop total = 4,14E-09 atm

1.2. Mechanical Design

a) Tube

Berdasarkan Tabel 11 Kern, 1963.

Tabel 1.20 Spesifikasi tube

IPS	10 in
OD	10,57 in
Schedule Number	40
ID	10,02 in

Flow Area per Pipe		78,8 in ²
Surface per lin ft	Outside	2,814 ft ² /ft
	Inside	2,62 ft ² /ft
Weight per lin ft		40,3 lb steel
Panjang Pipa Tube		192 in
Susunan Tube		Triangular Pitch
Pitch		13,2125 in
Clearence		2,6425 in

Tebal tube reaktor dihitung menggunakan rumus berikut :

$$Tebal Tube = \frac{OD-ID}{2} = 0.275 \text{ in}$$

b) Shell

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Grade M tipe 316*

Allowable Stress (f) : 17.500 psi

Tipe Pengelasan : *Double-welded butt joint*

Efisiensi Pengelasan : 0,8

Faktor Korosi : 0,125 in

- Jarak Baffle

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam Shell (IDs)} &= 2,055333463 \text{ m} \\ &= 80,91847844 \text{ in} \\ &= 6,743206537 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Jarak Baffle = IDs \times 0,3 = 0,6166000389 \text{ m}$$

- Tekanan Desain

Menurut Peter, 1991, tekanan desain = 20% dari tekanan operasi

Tekanan Operasi = 81 psi

Tekanan Desain = 96,9936 psi

- Diameter Luar

$$ODs = IDs + 2 \times Tebal Shell$$

$$ODs = 2,077558508 \text{ m}$$

- Tebal Shell

Tebal shell dihitung menggunakan rumus berikut:

$$Tebal\ Shell = \frac{P \cdot R}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$\begin{aligned} \text{Jari -jari shell (R)} &= 1,027666732 \text{ m} \\ &= 40,45923922 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal Shell} = 0,406 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal shell perhitungan, dipilih tebal standar dari tabel 5.6

Brownell Young yaitu:

$$\text{Tebal Standar} = 7/16 = 0,438 \text{ in} = 0,111 \text{ m}$$

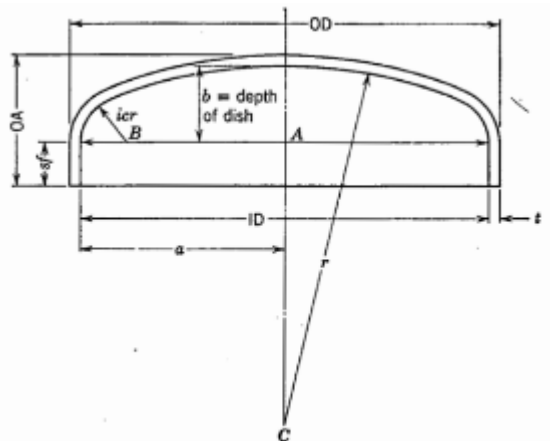
c) Head

Bentuk Head : *Torispherical Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Grade M tipe 316*

Alasan pemilihan bentuk head *torispherical* adalah:

1. Digunakan untuk tangki dalam rentang tekanan 15-200 Psig
2. Lebih ekonomis dan lebih mudah dibuat
3. Memiliki knuckle radius yang membantu mendistribusikan tegangan disekitar sambungan head dan bagian silinder



- Menentukan icr dan rc

Dipilih nilai OD 84 in untuk menentukan nilai icr dan rc pada tabel 5.7

Brownell & Young.

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

$$rc = 84 \text{ in}$$

- Menghitung tebal head

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{rc/r})$$

$$th \text{ min} = \frac{P.rc.W}{2.f.E - 0.2P} + c$$

Dimana,

W = stress intensification untuk torispherical head

c = corrosion allowance, in

Berdasarkan rumus diatas, didapatkan:

$$W = 1,762121655$$

$$th \text{ min} = 0,638 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, dipilih tebal head standar:

$$th \text{ standar} = 0,625 \text{ in}$$

$$sf = 3,5 \text{ in}$$

$$= 0,2916 \text{ ft}$$

- Menghitung dept of dish

Depth of dish dihitung menggunakan rumus berdasarkan Brownel & Young, 1959 Hal. 87

$$Depth \text{ of dish } (b) = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2}$$

$$Depth \text{ of dish } (b) = 13,48222094 \text{ in}$$

- Menghitung tinggi head (OA)

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

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

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

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

$$OA = t + b + sf$$

(Brownell & Young, 1959)

$$OA = 17,60722094 \text{ in}$$

$$AB = 35,33423922 \text{ in}$$

$$BC = 78,875 \text{ in}$$

$$AC = 70,51777906 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head} &= 17,60722094 \text{ in} \\ &= 0,4472243063 \text{ m} \end{aligned}$$

d) Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell} &= 16 \text{ ft} \rightarrow \text{tinggi pipa standar yang digunakan} \\ &= 4,876562024 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= 5,771010636 \text{ m} \\ &= 18,9346859 \text{ ft} \end{aligned}$$

e) Luas Permukaan Reaktor

- Luas Reaktor Bagian Dalam

$$A_{\text{shell}} = \pi \times ID_s \times \text{tinggi shell}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{shell}} &= 338,7786964 \text{ ft}^2 \\ &= 31,47330885 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{head bottom}} = 2 \times (\pi \times ID_s \times sf + \pi/4 \times ID_s^2)$$

$$\begin{aligned} A_{\text{head bottom}} &= 83,74051665 \text{ ft}^2 \\ &= 7,779683821 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Reaktor Dalam} &= 422,5192131 \text{ ft}^2 \\ &= 39,25299267 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Luas Reaktor Bagian Luar

$$A_{\text{shell}} = \pi \times OD_s \times \text{tinggi shell}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{shell}} &= 342,4420297 \text{ ft}^2 \\ &= 31,81364082 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{head bottom}} = 2 \times (\pi \times OD_s \times sf + \pi/4 \times ID_s^2)$$

$$\begin{aligned} A_{\text{head bottom}} &= 85,42633644 \text{ ft}^2 \\ &= 7,936300301 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Reaktor Luar} &= 427,8683662 \text{ ft}^2 \\ &= 39,74994112 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f) Volume Reaktor

- Volume Head dan Bottom

$$V_{hb} = 2 (\text{vol. head tanpa sf} + \text{volume head pada sf})$$

$$V_{hb} = 2 (0,000049 \cdot ID_s^3 + \pi/4 ID_s^2 \cdot sf)$$

$$V_{hb} = 20,8519016 \text{ ft}^3$$

(Brownell, Young. 1959)

- Volume Shell

$$\text{Volume Shell} = \frac{\pi}{4} \cdot ID_s \cdot \text{Tinggi Shell}$$

$$\text{Volume Shell} = 571,1136801 \text{ ft}^3$$

- Volume Reaktor

$$\text{Volume Reaktor} = \text{Vol. shell} + \text{Vol. Head Bottom}$$

$$\text{Volume Reaktor} = 591,9655817 \text{ ft}^3$$

- Waktu Tinggal

$$\text{Residence Time} = \frac{\text{Volume Reaktor}}{\text{Laju Alir Volumetrik}}$$

$$\text{Residence Time} = 0,01672516348 \text{ jam}$$

$$= 60,21058854 \text{ detik}$$

g) Isolator Reaktor

Dalam sistem reaktor, penggunaan isolasi memiliki peran penting untuk menjaga kestabilan termal reaktor, mengurangi perpindahan panas ke lingkungan sekitar, serta memastikan reaksi berlangsung pada kondisi temperatur yang diinginkan. Isolasi yang baik mampu menekan kehilangan energi secara signifikan, sehingga efisiensi termal sistem dapat ditingkatkan. Selain itu, isolasi juga berkontribusi dalam menjaga keselamatan operasional dengan melindungi operator dari permukaan reaktor yang bersuhu tinggi dan mencegah fluktuasi suhu yang dapat mengganggu jalannya reaksi kimia.

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan dapat dituliskan sebagai berikut:

$$Q = \frac{2 \pi L (T_3 - T_u)}{\frac{\ln(\frac{r_2}{r_1})}{k_1} + \frac{\ln(\frac{r_3}{r_2})}{k_2} + \frac{1}{(hc+hr)r_3}}$$

Keterangan:

x_3 : Tebal isolasi (m)

r_1 : Jari-jari dalam tangki

r_2 : Jari-jari luar reaktor (m)

r_3 : Jari-jari luar isolasi (m)

T_1 : Temperatur permukaan plat tangki bagian dalam (°C)

T_2 : Temperatur permukaan plat tangki bagian luar (°C)

T_3 : Temperatur luar isolasi (°C)

T_u : Temperatur udara (°C)

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu:

1. Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam shell ke dinding shell dalam (Q1)
2. Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (Q1)
3. Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (Q2)
4. Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (Q3)

- Menghitung suhu dinding luar isolator

$$\left(\frac{Q}{A}\right) \cdot \alpha_{\text{sun}} = \alpha_{\text{low temp}} \cdot \sigma \cdot (T_3^4 - T_u^4)$$

Dimana:

Q/A : Fluks radiasi matahari (500W/m²)

α_{sun} : Radiasi matahari (0,18)

$\alpha_{\text{low temp}}$: Radiasi pada *low temperature* (0,8)

σ : Konstanta boltzman, $5,676 \times 10^{-8}$

Berdasarkan hasil perhitungan dengan suhu rata-rata udara di gresik adalah 27°C didapatkan suhu luar dinding reaktor sebesar 44°C

- Sifat Fisis Dinding Reaktor

Bahan konstruksi : *Stainless Steel*

Konduktivitas Termal : 25 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ϵ) : 0,54

- Spesifikasi Isolator

Bahan : Asbestos

Konduktivitas Termal : 0,1234 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ϵ) : 0,945

Alasan pemilihan bahan asbestos dikarenakan memiliki nilai konduktivitas yang rendah dan memiliki nilai emisivitas yang tinggi sehingga membantu dalam meminimalkan perpindahan panas melalui radiasi

- Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi

$$h_r = \frac{\sigma \cdot \varepsilon \cdot (T_3^4 - T_u^4)}{T_3 - T_u}$$

$$h_r = 6,2941 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$= 1,1091 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

- Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi

$$h_c = 1.24(\Delta T)^{1/3}$$

$$h_c = 3,1815 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$= 0,560 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

- Menghitung Panas Hilang Setelah Isolasi

$$Q = (h_r + h_c) \times A \times \Delta T$$

Dengan $A = 37,647 \text{ m}^2$ maka,

$$Q_{\text{loss}} = 6.025,5093 \text{ W}$$

$$= 20.559,891 \text{ Btu/jam}$$

- Menghitung Tebal Isolator

Dengan menganggap $Q = Q_{\text{loss}}$ dihitung tebal isolator dengan menggunakan metode goal seek didapatkan tebal isolator yaitu 36,122 cm

2. Reaktor Hidrolisis

Kode	: R-02
Fungsi	: Untuk mereaksikan amil klorida dengan natrium hidroksida menjadi amil alkohol
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Jumlah	: 1 unit

Mode Operasi	: Kontinyu
Bahan	: <i>Stainless steel type 316</i>
Kondisi Operasi	T : 180 °C
	P : 11 atm
Waktu Tinggal	: 2 jam
Reaksi Hidrolisis	: $C_5H_{11}Cl + NaOH \rightarrow C_5H_{11}OH + NaCl$
	: $C_5H_{11}Cl + NaOH \rightarrow C_5H_{10} + NaCl + H_2O$
Konversi total	: 95%
Konversi reaksi 1	: 67%
Konversi reaksi 2	: 29%

2.1. Neraca Massa

Tabel 1.21 Neraca massa

Komponen	Input <17>		Input <15>		Output <18>	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C_5H_{12}	0,397	28,615	-	-	0,3574	28,615
H_2O	0,575	10,354	985,389	17737,009	922,8480	18075,330
$C_5H_{11}Cl$	56,696	6009,752	-	-	25,5106	300,488
i- C_5H_{12}	0,180	12,968	-	-	0,1620	12,968
HCl	2,062	74,234	-	-	-	-
C_5H_{10}	-	-	-	-	6,6328	1131,081
NaCl	-	-	-	-	27,8096	3243,537
$C_5H_{11}OH$	-	-	-	-	18,8779	3317,837
NaOH	-	-	56,698	2267,918	25,5106	30,996
$C_{18}H_{33}NaO_2$	3,730	1133,959	-	-	3,4663	1133,959
Total	59,911	7269,882	1042,087	20004,928	1121,886	27274,810
Total In-Out	27274,810				27274,810	

2.2.Design Equation

1) Densitas Campuran

Tabel 1.22 Densitas Campuran Reaktor

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Massa (kg/jam)	Fraaksi Massa	ρ campuran (kg/m ³)
C ₅ H ₁₂	385,946	28,615	0,001	0,405
H ₂ O	869,050	17747,363	0,651	565,479
C ₅ H ₁₁ Cl	699,980	6009,752	0,220	154,234
i-C ₅ H ₁₂	351,885	12,968	0,000	0,167
HCl	962,000	74,234	0,003	2,618
C ₅ H ₁₀	374,807	0,000	0,000	0,000
NaCl	1857,991	0,000	0,000	0,000
C ₅ H ₁₁ OH	668,891	0,000	0,000	0,000
NaOH	1843,750	2267,918	0,083	153,309
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	858,400	1133,959	0,042	35,688
Total	8872,701	27274.810	1.000	911,901

Densitas Campuran = 911,901 kg/m³

2) Kecepatan Alir Volumetrik

$$Fv = \frac{\text{massa umpan}}{\text{densitas campuran}}$$

$$= 29,910 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 29909,829 \text{ liter/jam}$$

3) Menghitung Bubble Point

P	11	atm
	8360	mmHg
T	191,47	C
	464,47	K

Komponen	A	B	C	Feed	x feed
C ₅ H ₁₂	7,00	1134,15	238,68	28,61	0,001
H ₂ O	8,06	1723,64	233,08	18075,32	0,663
C ₅ H ₁₁ CL	7,23	1500,36	236,74	300,48	0,011
i-C ₅ H ₁₂	7,03	1140,45	247,01	12,96	-
HCL	7,25	764,84	259,93	-	-
C ₅ H ₁₀	6,98	1124,37	243,14	1131,08	0,041
NaCl	7,96	8432,24	194,07	3243,53	0,119
C ₅ H ₁₁ OH	7,07	1182,90	163,62	3317,83	0,122
NaOH	7,47	7606,44	280,16	30,99	0,001
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	7,52	2527,08	147,23	1133,95	0,042

Komponen	Zi	P*Sat	Ki	Zi*Ki
C ₅ H ₁₂	0,001	23086,095	2,761	0,0028972
H ₂ O	0,663	9903,740	1,185	0,7850864
C ₅ H ₁₁ CL	0,011	5383,408	0,644	0,0070944
i-C ₅ H ₁₂	0,000	26877,190	3,215	0,0015286
HCL	0,000	361938,493	43,294	0,0000000
C ₅ H ₁₀	0,041	24972,004	2,987	0,1238737
NaCl	0,119	0,000	0,000	0,0000000
C ₅ H ₁₁ OH	0,122	5460,999	0,653	0,0794619
NaOH	0,001	0,000	0,000	0,0000000
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	0,042	1,136	0,000	0,0000056
Total	1,000	457623,064	54,740	1,000

4) Penentuan Tekanan

T = 180 °C

Komponen	A	B	C	Log P	P ⁰
C ₅ H ₁₂	7,00	1134,15	238,68	4,29	19548,76
H ₂ O	8,06	1723,64	233,08	3,88	7639,58
C ₅ H ₁₁ CL	7,23	1500,36	236,74	3,63	4311,46
i-C ₅ H ₁₂	7,03	1140,45	247,01	4,36	22,883,48
HCL	7,25	764,84	259,93	5,51	326933,77
C ₅ H ₁₀	6,98	1124,37	243,14	4,33	21248,40
NaCl	7,96	8432,24	194,07	-14,58	0,00
C ₅ H ₁₁ OH	7,07	1182,90	163,62	3,63	4227,41

Komponen	A	B	C	Log P	P ⁰
NaOH	7,47	7606,44	280,16	-9,06	0,00
C18H33NaO2	7,52	2527,08	147,23	-0,21	0,62

Komponen	Mol (kmol)	Pi0	Pi	Xi	P,atm
C5H12	0.40	19,548.76	7.03	0.00	10
H2O	985.96	7,639.58	6,812.13	0.89	
C5H11CL	56.70	4,311.46	221.07	0.05	
i-C5H12	0.18	22,883.48	3.73	0.00	
HCL	2.06	326,933.77	609.70	0.00	
C5H10	0.00	21,248.40	0.00	0.00	
C5H11OH	0.00	4,227.41	0.00	0.00	
NaOH	56.70	0.00	0.00	0.05	
C18H33NaO2	3.73	0.62	0.00	0.00	
Total				1.00	

5) Konsentrasi Umpan

Tabel 1.23 Konsentrasi Umpan

Cao (reaksi 1)	0,0019 kmol/liter	1,8956 mol/liter
Cao (reaksi 2)	0,0006 kmol/liter	0,6350 mol/liter
Cao Total	0,0025 kmol/liter	2,5306 mol/liter

Cbo (reaksi 1)	0,0019 kmol/liter	1,8956 mol/liter
Cbo (reaksi 2)	0,0006 kmol/liter	0,6351 mol/liter
Cbo Total	0,0025 kmol/liter	2,5307 mol/liter

Konsentrasi mula-mula Ca = 0,635 mol/liter

Konsentrasi mula-mula Cb = 0,635 mol/liter

6) Kinetika Reaksi

Reaksi orde 1

Reaksi *irreversible*

$$k = A \times \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

k = konstanta kecepatan reaksi

T = suhu reaksi (K)

E_a = Energi aktivasi (J/mol)

A = Faktor frekuensi (1/s)

R = Konstanta Gas Ideal

Tabel 1.24 Kinetika reaksi

E_a	118058,8 J/mol
R	8,314 J/mol·K
T	453 K
A	2,21E+10 1/s
k	0,000000075 1/s
k	0,0002694584577 1/jam

E_a	118058,8 J/mol
R	8,314 J/mol·K
T	453 K
A	5,59E+08 1/s
k	1,36E-05 1/s
k	4,90E-02 1/jam

7) Waktu Tinggal Reaktor

$$\tau = \frac{C_{A0} \cdot X}{k \cdot C_A}$$

$$\tau = 2 \text{ jam}$$

8) Volume Reaktor

$$F_v \cdot \tau = 59935.628 \text{ liter}$$

$$= 59,935 \text{ m}^3$$

$$\text{Overdesign} = 71,923 \text{ m}^3$$

9) Optimasi Reaktor

Tabel 1.25 Jumlah 1 buah reaktor

Volume Reaktor	71,923	m ³
F_v	29,910	m ³ /jam
k	1,84E+00	1/jam
x	95%	-
Waktu tinggal	2	jam

Tabel 1.26 Jumlah 2 buah reaktor

Volume Reaktor	35,96	m ³
F_v	29,910	m ³ /jam
k	1,84E+00	1/jam
x	95%	-
X₁	84%	-
Waktu tinggal	1,20	jam

Tabel 1.27 Jumlah 3 buah reaktor

Volume Reaktor	23,97	m ³
F_v	29,10	m ³ /jam
k	1,84E+00	1/jam
x	95%	-
X₁	77%	-
X₂	88%	-
Waktu tinggal	0,80	jam

Tabel 1.28 Jumlah 4 buah reaktor

Volume Reaktor	17,98	m ³
Fv	29,10	m ³ /jam
k	1.84E+00	1/jam
x	95%	-
X₁	77%	-
X₂	83%	-
X₃	89%	-
Waktu tinggal	0.60	jam

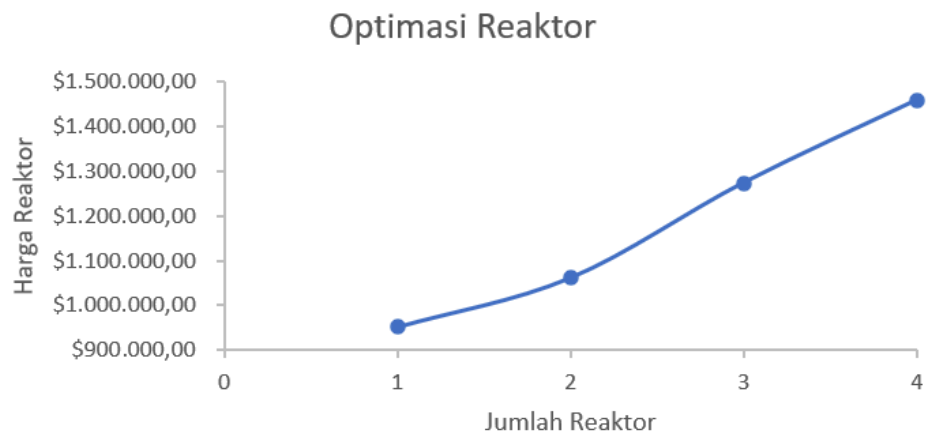
10) Harga Reaktor

Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal dipilih *Stainless Steel 316* sebagai bahan pembuatan reaktor.

Tabel 1.29 Perbandingan harga reaktor

Jumlah Reaktor	Volume Shell (m³)	Volume Shell (Galon)	Profil Harga	Biaya
1	71,92	18999,98	\$951.100	\$951.100
2	35,96	9499,99	\$530.500	\$1.061.000
3	23,97	6333,33	\$342.500	\$1.273.500
4	17,98	4749,99	\$364.500	\$1.458.000

11) Jumlah Reaktor Optimum



Berdasarkan grafik Optimasi Reaktor yang ditampilkan, terlihat bahwa peningkatan jumlah reaktor secara langsung berbanding lurus dengan peningkatan harga reaktor. Penggunaan satu reaktor menunjukkan biaya paling efisien, sementara penambahan jumlah reaktor secara bertahap menyebabkan lonjakan biaya yang cukup signifikan. Dengan mempertimbangkan aspek ekonomi dan efisiensi proses, maka dipilih penggunaan satu reaktor sebagai opsi yang paling optimal dalam perancangan sistem ini.

12) Dimensi Reaktor

Perbandingan tinggi reaktor yang digunakan adalah $H = D$ (*Brownell & Young*) dengan menggunakan faktor keamanan atau *over design* sebesar 20%, sehingga diperoleh :

- Volume *over design* (20%) = volume reaktor x 1,2
= 59,936 x 1,2
= 71,923 m³
- Diameter Reaktor = 4,508 m
= 14,7906 ft
= 177,4876 in
- *Vdish* = 0,000049 x D³
= 0,0055 m³
= 0,1585 ft³
- *Vsf* = 37093,4096 in³
= 21,4661 ft³
= 0,7796 m
= 0,6079 m³
- *Vhead* = 0,6123 m³
- Vreaktor = 73,1471 m³
- *V bottom* = 0,3062 m³
- V cairan = 71,6166 m³
- Tinggi cairan = 4,4893 m

13) Tekanan *Design*

- P hidrostatik = 1,7748 Psi
- P reaksi = 194,0400 Psi
- P operasi = P hidrostatik + P reaksi
= 195,8184 Psi
= 12,3154 atm
- P *design* = 1,2 x P operasi
= 232,9778 Psi
= 15,9785 atm

14) Tebal *Shell*

Dalam menghitung ketebalan dinding shell atau reaktor menggunakan persamaan 14.34, buku *Brownell & Young*, 1959:275:

$$t_s = \frac{(P * r_i)}{(f * E) - (0.6 * P)} + C$$

Keterangan:

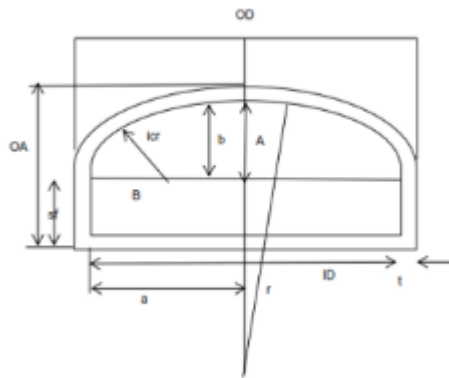
- Ts = Tebal *shell* (in)
- ri = jari-jari *shell* = D/2 = 88,7438 in
- f = *allowable stress* = 18750 psi
- C = *corrosion allowance* = 0,125 in
- P = tekanan *design*
- E = Efisiensi sambungan (80%)

Maka nilai tebal *shell* adalah:

$$ts = \frac{234,9778 \times 88,7438}{(18750 \times 0,80) - (0,6 \times 234,9778)} + 0,125 = 1,53 \text{ in}$$

Kemudian diambil ts standar : 1+5/8 = 1,63 in (*Brownell & Young*)

15) Head



Bentuk Head : *Torispherical Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Grade M tipe 316*

Alasan pemilihan bentuk *head torispherical* adalah:

1. Digunakan untuk tangki dalam rentang tekanan 15-200 Psig
2. Lebih ekonomis dan lebih mudah dibuat
3. Memiliki *knuckle radius* yang membantu mendistribusikan tegangan disekitar sambungan *head* dan bagian silinder

- Menentukan *icr* dan *rc*

Dipilih nilai OD 192 in untuk menentukan nilai *icr* dan *rc* pada tabel 5.7 *Brownell & Young*.

icr = 11,5 in

rc = 170 in

- Tebal *head*

$$th_{min} = \frac{Pr_c.W}{2.f.E - 0.2P} + c$$

Keterangan:

th = tebal *head* (in)

w = faktor *intensifikasi stress*

f = *allowable stress* (18750 in)

E = efisiensi sambungan (80%)

C = *corrosion allowance* (0,125 in)

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{rc/r})$$

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{170/11,5})$$

$$w = 1,7112 \text{ in}$$

$$th = \frac{234,9778 \times 170 \times 1,7112}{(2 \times 18750 \times 0,80) - (0,2 \times 234,9778)} + 0,125$$

$$th = 2,407 \text{ in}$$

- Tinggi head

$$\text{Th standar} = 2,5 \text{ in (tabel 5.6 Brownell \& Young)}$$

$$\text{Maka sf} = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ BC &= r - (icr) \\ AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ OA &= t + b + sf \end{aligned}$$

(Brownell & Young)

$$OA = 37,0961 \text{ in}$$

$$AB = 77,2438 \text{ in}$$

$$BC = 158,500 \text{ in}$$

$$AC = 138,4039 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 37,0961 \text{ in}$$

$$= 0,9422 \text{ m}$$

14) Tinggi Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{tinggi shell} + 2 \cdot (\text{tinggi head})$$

$$\text{Tinggi Reaktor} = 6,3924 \text{ m}$$

$$= 20,9736 \text{ ft}$$

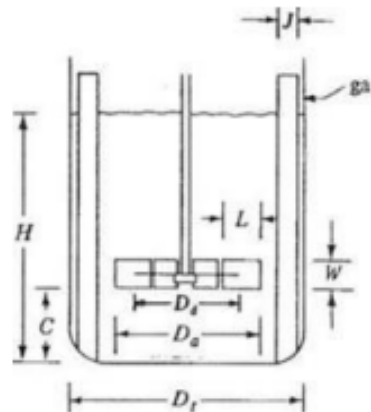
15) Spesifikasi Pengaduk

$$\text{Volume cairan yang diaduk} = 71,6166 \text{ m}^3$$

$$\text{Viskositas cairan yang diaduk} = 2,6498 \text{ cP}$$

$$= 0,0018 \text{ lb/ft.s}$$

Dilihat dari nilai viskositas cairan, maka pengaduk dapat dipilih jenis *marine proppeller 3 blade*. dasar pemilihan untuk pengadukan digunakan viskositas sedang atau dibawah 4000 cP. (Brownell & Young)



Keterangan:

- D_i = Diameter pengaduk
- Z_i = Jarak pengaduk dari dasar tangki
- W = Lebar *impeller*
- J = Lebar *baffle*
- L = Panjang *blade*
- D_d = Diameter batang penyangga
- Offset 1 = Jarak *baffle* dari dasar tangki
- Offset 2 = Jarak *baffle* dari permukaan cairan

- $D_i = D_t/3$
= 59,163 in = 1,503 m
- $Z_i = D_i \times 1$
= 59,163 in = 1,503 m
- $W = D_i \times 0,2$
= 11,833 in = 0,301 m
- $J = D_i \times 0,1$
= 10,058 in = 0,255 m
- $L = D_i \times 0,25$

- $= 14,791 \text{ in} = 0,376 \text{ m}$
- $D_d = D_i \times \frac{2}{3}$
 $= 39,442 \text{ in} = 1,002 \text{ m}$
- $\text{Offset 1} = D_i \times \frac{1}{2}$
 $= 29,581 \text{ in} = 0,751 \text{ m}$
- $\text{Offset 2} = D_i \times \frac{1}{6}$
 $= 9,951 \text{ in} = 0,250 \text{ m}$
- $\text{Panjang baffle} = H_{ls} - (\text{offset 1} + \text{offset 2})$
 $= 2,938 - (0,751 + 0,250)$
 $= 1,936 \text{ m}$
- $\text{Tinggi cairan} = D_i \times 2,9$
 $= 59,163 \times 2,9$
 $= 171,5713 \text{ in}$
 $= 4,3579 \text{ m}$
- *Specific Gravity (sg)*

$$sg = \frac{\text{densitas cairan}}{\text{densitas air}}$$

$$sg = \frac{911,901}{1000}$$

$$= 0,9119$$
- *Water Equivalent Liquid High (WELH)*

$$\text{WELH} = \text{tinggi cairan} \times sg$$

$$= 3,0302 \times 1,0134$$

$$= 3,0709 \text{ m}$$

$$= 10,0750 \text{ ft}$$
- $\text{Jumlah Pengaduk} :$

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{D}$$

$$= \frac{3,9740}{4,5080}$$

$$= 0,8815$$

Berdasarkan perhitungan, diambil jumlah pengaduk sebanyak 1 buah.

- Putaran pengaduk

$$N = \frac{600}{3,14 \times Di} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 3,930} \times \sqrt{\frac{13,0379}{2 \times 3,930}}$$

$$= 44,5675 \text{ rpm}$$

$$= 0,7428 \text{ rps}$$

Jenis motor : dipilih tipe *fixed speed belt* (paling ekonomis, mudah dalam pemasangan dan perbaikan)

$$\text{Kecepatan pengaduk standar} = 68 \text{ rpm}$$

$$= 1,1333 \text{ rps}$$

- Bilangan *Reynold*

$$Re = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{59,9282 \times 0,7428 \times 4,9302^2}{0,0018}$$

$$Re = 577233,1572$$

- Power pengaduk

$$Pa = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

$$Pa = 2 \times 911,9012 \times 1,5027^3 \times 0,7428^5$$

$$Pa = 5727,7730 \text{ watt}$$

$$= 5,7278 \text{ kW}$$

$$= 7,6811 \text{ hP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 86\%$$

$$\text{Power standar} = 7,6811 \text{ hP}$$

16) Jaket Pendingin

1. Kebutuhan Pendingin

$$Cp \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 7,54 \text{ E}+01 \text{ Kj/Kg.K}$$

$$Cp \text{ air pada } 50^\circ\text{C} = 7,51 \text{ E}+01 \text{ kj/Kg.K}$$

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

$$= 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 323 \text{ K}$$

Tabel 1.31 Neraca Panas

Qp	361690,24	Kj/jam
	342817,2454	Btu/jam
Delta H	1,50E+03	Kj/Kg.K
m	240,8844	kg/jam
	531,0537	lb/jam

2. Menentukan Tinggi Cairan

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan} &= 171,57 \text{ in} \\ &= 4,36 \text{ m} \\ &= 14,30 \text{ ft} \end{aligned}$$

3. Perancangan Pendingin

a. Menghitung heat transfer area

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{342817,2454}{75 \times 251,571} = 18,169 \text{ ft}^2$$

b. Menghitung luas selubung reaktor

$$\text{Luas Selubung Reaktor} = \pi \cdot D \cdot H + \frac{1}{4} \cdot D^2$$

D	4,508	m
H	4,508	m
Luas Selubung	68,89	m ²
	226,03	ft ²

Karena, Luas Selubung > A (Heat Transfer Area) = Menggunakan Pendingin Jacket

c. Menghitung diameter jacket

$$\begin{aligned} \text{OD shell} &= 181 \text{ in} \\ \text{ID jacket} &= 185 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menghitung tebal jacket

P operasi	11	atm
-----------	----	-----

	161,7	Psi
P Design	194,04	psi
Jari-jari (ri)	92	in
Efisiensi Pengelasan (E)	0,80	
tekanan maksimum (f)	18750	psi
faktor korosi (C)	0,125	in
Maka, ts	1,3	in
Tebal Standar	1,25	in

OD jaket =	187	in
OD jaket standar =	192	in
ID jaket standar =	189,5	in
	15,791667	ft

e. Design head jacket

Menentukan icr dan rc

icr = 11.5 in

rc = 170 in

f. Tebal *head*

$$th_{min} = \frac{Prc.W}{2.f.E - 0.2P} + C$$

Keterangan:

th = tebal *head* (in)

w = faktor *intensifikasi stress*

f = *allowable stress* (18750 in)

E = efisiensi sambungan (80%)

C = *corrosion allowance* (0,125 in)

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{rc/r})$$

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{170/11,5})$$

$$w = 1,7112 \text{ in}$$

$$th = \frac{194,04 \times 170 \times 1,7112}{(2 \times 18750 \times 0,80) - (0,2 \times 194,04)} + 0,125 = 2,01 \text{ in}$$

- Tinggi *head*

Th standar = 2,25 in (tabel 5.6 *Brownell & Young*)

Maka, sf = 2,5 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ BC &= r - (icr) \\ AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ OA &= t + b + sf \end{aligned}$$

(*Brownell & Young*)

B = 34,4317 in

Tinggi *head* = 39,1817 in

= 3,265 ft

= 0,995 m

g. Menentukan tinggi total jacket

H total = Hcairan + H head

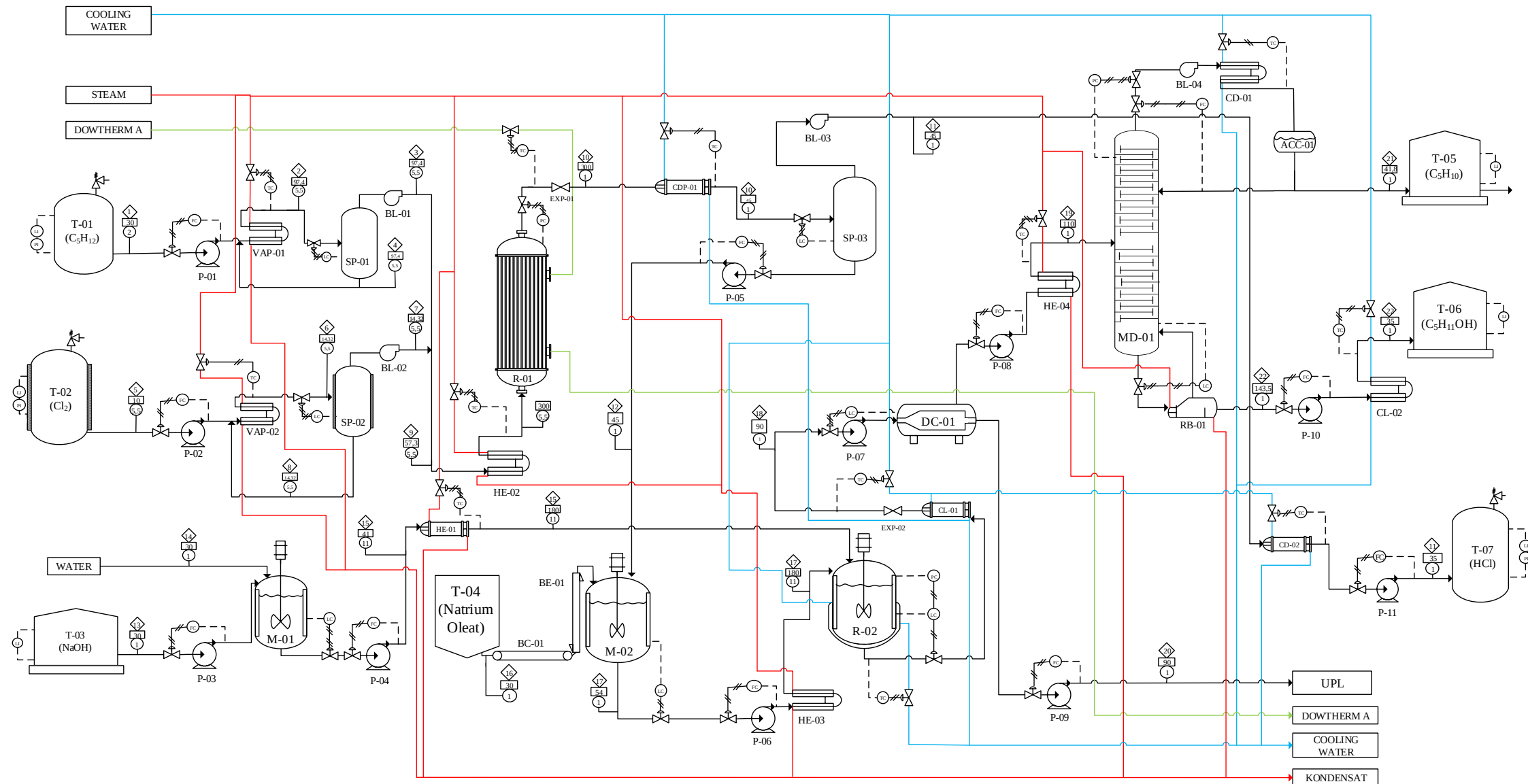
= 210,753 in

= 17,562 ft

= 5,3529 m

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

KAPASITAS : 25.000 TON/TAHUN



KETERANGAN SIMBOL	
	: Tekanan, atm
	: Suhu, °C
	: Nomor Arus
	: <i>Control Valve</i>
	: <i>Pressure Relief</i>
	: Arus Sinyal <i>Pneumatic</i>
	: Arus Sinyal Listrik
	: Arus Proses
	: Arus <i>Steam</i>
	: Arus <i>Cooling Water</i>
	: Arus <i>Dowtherm A</i>

KETERANGAN ALAT	
VAP	: <i>Vaporizer</i>
SP	: <i>Separator</i>
R	: <i>Reaktor</i>
HE	: <i>Heater</i>
CL	: <i>Cooler</i>
BL	: <i>Blower</i>
ACC	: <i>Accumulator</i>
MD	: <i>Menara Distilasi</i>
DC	: <i>Decanter</i>
T	: <i>Tangki</i>
P	: <i>Pompa</i>
UPL	: <i>Unit Pengolahan Limbah</i>
RB	: <i>Reboiler</i>
CD	: <i>Condensor</i>
CDP	: <i>Condensor Partial</i>
EXP	: <i>Expansion Valve</i>
BC	: <i>Belt Conveyor</i>
BE	: <i>Bucket Elevator</i>
M	: <i>Mixer</i>

KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	: <i>Flow Control</i>
PC	: <i>Pressure Control</i>
TC	: <i>Temperature Control</i>
LI	: <i>Level Indicator</i>
PI	: <i>Pressure Indicator</i>
LC	: <i>Level Control</i>

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
---	---

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK AMIL ALKOHOL DARI PENTANA DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan Oleh:

Saffanah Azka Mufida (21521103)

Vania Anandhita Chairunisa (21521107)

Dosen Pembimbing: Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Komponen	No. Arus (kg/jam)																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
C ₅ H ₁₂	4289,66	5362,07	4289,66	1072,41	-	-	-	-	4289,66	42,90	14,28	28,61	-	-	-	-	28,61	28,61	28,61	-	28,64	-
i-C ₅ H ₁₂	21,56	26,95	21,56	5,39	-	-	-	-	21,56	21,56	8,59	12,97	-	-	-	-	12,97	12,97	12,97	-	12,98	-
Cl ₂	-	-	-	-	4128,80	5160,99	4128,80	1032,20	4128,80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	-	-	10,72	13,41	10,72	2,68	10,72	10,72	0,37	10,35	2267,92	-	2267,92	-	10,35	18075,33	195,75	17879,58	192,01	0,16
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1105,61	16631,40	17737,01	-	-	31,00	-	31,00	-	-
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1133,96	1133,96	1133,96	-	1133,96	-	-
C ₅ H ₁₁ CL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6252,18	242,42	6009,75	-	-	-	-	6009,75	300,49	300,49	-	298,61	2,10
HCL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2123,38	2049,15	74,23	-	-	-	-	74,23	-	-	-	-	-
NaCl	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3243,54	-	3243,54	-	-
C ₅ H ₁₀	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1131,08	1131,08	-	1131,93	-
C ₅ H ₁₁ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3317,84	3317,84	-	166,02	3154,30
Total	4311,21	5389,02	4311,21	1077,80	4139,52	5174,40	4139,52	1034,88	8450,73	8450,73	2314,81	6135,92	3373,53	16631,40	20004,93	1133,96	7269,88	27274,81	4986,73	22288,07	1830,18	3156,56

LAMPIRAN C . KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa : Saffanah Azka Mufida

NIM : 21521103

Nama Mahasiswa : Vania Anandhita Chairunisa

NIM : 21521107

Semester/Tahun Akademik : 8/2024/2025

Nama Dosen Pembimbing : Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23/09/2024	Diskusi awal penentuan kapasitas dan pemilihan proses	
2	5/10/2024	Fiksasi penentuan kapasitas berdasarkan kebutuhan pasar dan ketersediaan bahan baku	
3	12/10/2024	Konsultasi tinjauan kinetika dan tinjauan termodinamika	
4	25/10/2024	Penentuan spesifikasi bahan baku dan produk berdasarkan standar pasar (<i>purity</i> dan <i>impurities</i>)	
5	20/11/2024	Konsultasi penyusunan diagram alir kualitatif proses produksi	
6	25/11/2024	Konsultasi neraca massa pada setiap unit operasi	
7	13/12/2024	Evaluasi neraca massa reaktor untuk proses utama tahap kedua	
8	21/12/2024	Konsultasi perancangan dan desain mekanis reaktor utama tahap pertama	
9	17/1/2025	Evaluasi revisi perancangan dan desain mekanis reaktor utama tahap pertama	
10	24/01/2025	Konsultasi perancangan dan desain mekanis reaktor utama tahap kedua	

11	01/02/2025	Evaluasi revisi perancangan dan desain mekanis reaktor utama tahap kedua, konsultasi desain alat pemisah (separator dan dekanter)	
12	07/02/2025	Evaluasi desain alat pemisah (dekanter, menara distilasi, mixer)	
13	13/02/2025	Konsultasi penyusunan <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD); penyesuaian jalur dan aliran proses	
14	20/02/2025	Perancangan tangki dan spesifikasi kondisi operasi penyimpanan bahan baku serta produk	
15	27/02/2025	Konsultasi perancangan alat transportasi bahan	
16	24/03/2025	Perancangan alat penukar panas dan pemilihan jenis steam serta penggunaan turbin untuk efisiensi boiler	
17	16/04/2025	Konsultasi neraca panas pada masing-masing sistem alat dalam proses	
18	25/04/2025	Pemilihan lokasi pabrik dan pertimbangan strategis terkait akses bahan baku, konsumen, pelabuhan, air, dan sumber daya manusia	
19	02/05/2025	Konsultasi perancangan layout alat proses dan pertimbangan jarak antar alat untuk kelancaran operasional	
20	09/05/2025	Fiksasi PEFD (penambahan alat kontrol proses) dan konsultasi PFD utilitas unit pengolahan air serta unit pengolahan <i>dowtherm A</i>	
21	16/05/2025	Perancangan unit utilitas seperti penyedia air, boiler, dan pengolahan limbah	
22	23/05/2025	Fiksasi layout pabrik, konsultasi unit utilitas alat transportasi bahan, dan analisa risiko pabrik	
23	29/05/2025	Konsultasi evaluasi ekonomi pabrik dan penyusunan naskah laporan TA	