

**PRARANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI
ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah satu syarat
Untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Khafidlotul Afifa

NIM : 19521182

Nama : Abdullah

NIM : 19521197

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

2023

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI
ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Khafidlotul Afifa

Nama : Abdullah

NIM : 19521182

NIM : 19521197

Yogyakarta, Agustus 2023

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

Penyusun I,

Penyusun II,



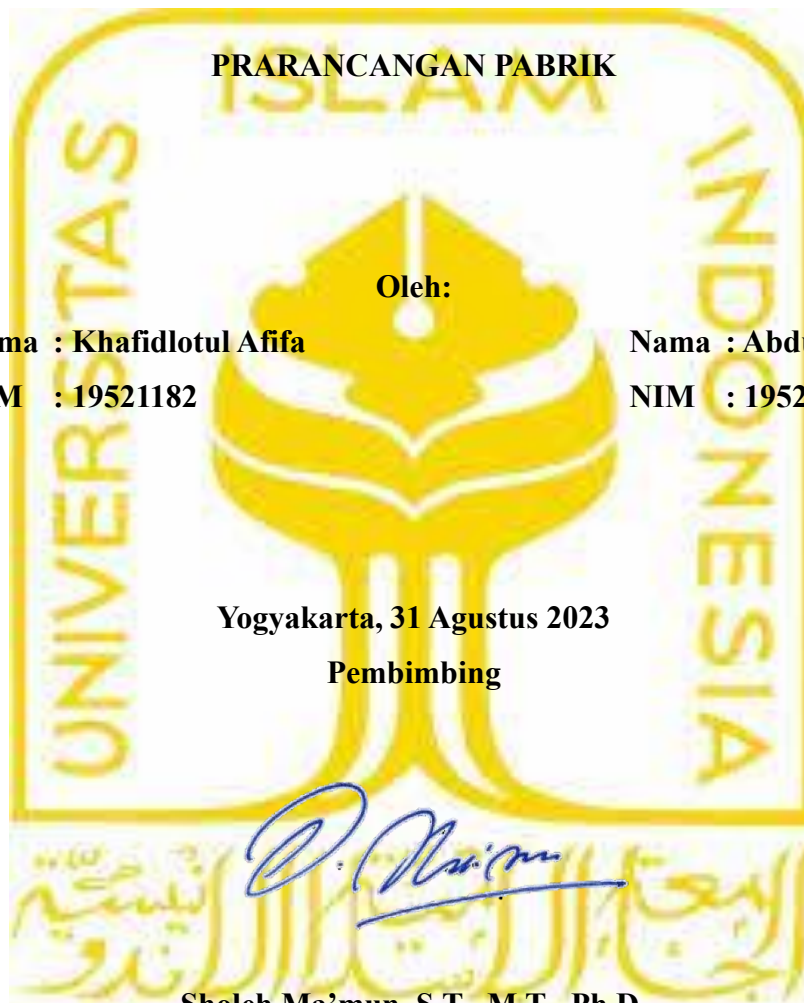
Khafidlotul Afifa
NIM. 19521182



Abdullah
NIM. 19521197

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI
ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**



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

NIP. 995200445

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Khafidlotul Afifa

Nama : Abdullah

NIM : 19521182

NIM : 19521197

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, September 2023

Tim Penguji

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
Ketua Penguji

()
29-09-2023

Ifa Puspari, S.T., M.Eng., Ph.D.
Penguji I

()
29/9/23


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

()
29/09/2023

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah *rabbil'alamin*, Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik dan tepat waktu. Shalawat serta salam senantiasa tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW. Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Heksil Asetat dari Asam Asetat dan Heksil Alkohol Kapasitas 25.000 Ton/Tahun”** disusun untuk memenuhi Tugas Akhir sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Progran Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Selama menempuh studi dan penyusunan Tugas Akhir ini tidak terlepas dari doa, bantuan, dukungan serta semangat dari berbagai pihak. Untuk itu, pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas kehendak-Nya dan keridhoan-Nya yang selalu mengiringi selama proses penulisan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang tanpa henti memberikan doa, semangat, dan dukungannya baik dari segi moril maupun materiil.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN, Eng selaku dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.En g., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.

5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia dan Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan, dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat dan kerja samanya.
8. Serta semua pihak yang telah hadir dalam kehidupan penyusun yang tidak bisa disebutkan satu persatu. Terima kasih untuk doa dan semangat yang diberikan kepada penyusun.

Semoga Allah SWT membalas kebaikan dan ketulusan Bapak/Ibu/Saudara sekalian. Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan dan jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan kritik dan saran yang dapat membangun dan semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, Agustus 2023

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3. Tinjauan Pustaka.....	5
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	7
BAB II.....	9
PERANCANGAN PRODUK	9
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	9
2.2. Pengendalian Kualitas	10
BAB III	13
PERANCANGAN PROSES	13
3.1. Diagram Alir Proses dan Material	13
3.2. Uraian Proses.....	15
3.3. Spesifikasi Alat.....	17
3.4. Neraca Massa	32
3.5. Neraca Panas	34
BAB IV	37
PERANCANGAN PABRIK	37
4.1. Lokasi Pabrik.....	37

4.2.	Tata Letak Pabrik.....	39
4.3.	Tata Letak Alat Proses	43
4.4.	Organisasi Perusahaan.....	45
BAB V.....		65
UTILITAS		65
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	65
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	70
5.3	Unit Penyedia <i>Dowtherm</i>	71
5.4	Unit Pembangkit Listrik	71
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan.....	72
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar	73
5.7	Unit Pengolahan Limbah.....	73
BAB VI.....		74
EVALUASI EKONOMI		74
6.1.	Penaksiran Harga Alat	75
6.2.	Dasar Perhitungan	76
6.3.	Perhitungan Biaya	76
6.4.	Analisa Keuntungan	80
6.5.	Analisa Risiko Pabrik.....	80
6.6.	Analisa Kelayakan.....	81
BAB VII.....		85
KESIMPULAN DAN SARAN.....		85
7.1.	Kesimpulan.....	85
7.2.	Saran.....	86
DAFTAR PUSTAKA		87
LAMPIRAN A		89
LAMPIRAN B		117
LAMPIRAN C		118

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 - 2022	2
Tabel 1. 2 Ekspor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 - 2022.....	3
Tabel 1. 3 Kebutuhan Konsumsi Heksil Asetat dari Tahun 2018 - 2022.....	4
Tabel 1. 4 Pabrik Heksil Asetat di Dunia.....	5
Tabel 1. 5 Perbedaan Proses Pembuatan Heksil Asetat	7
Tabel 1. 6 Nilai ΔH_f^o dan ΔG_f^o pada Suhu 298,15 K.....	8
Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pendukung, dan Produk.....	9
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor	17
Tabel 3. 2 Spesifikasi Dekanter	18
Tabel 3. 3 Spesifikasi Menara Distilasi	19
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>Accumulator</i> – 01	20
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>Accumulator</i> – 02	21
Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku.....	22
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>Mixer</i>	24
Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi	25
Tabel 3. 9 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> – 01.....	27
Tabel 3. 10 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> – 02.....	27
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Cooler</i> – 01	28
Tabel 3. 12 Spesifikasi <i>Cooler</i> – 02.....	29
Tabel 3. 13 Spesifikasi Kondensor – 01	29
Tabel 3. 14 Spesifikasi Kondensor – 02	30
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Reboiler</i> – 01	31
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>Reboiler</i> – 02	31
Tabel 3. 17 Neraca Massa Total.....	32
Tabel 3. 18 Neraca Massa <i>Mixer</i>	32
Tabel 3. 19 Neraca Massa Reaktor	33
Tabel 3. 20 Neraca Massa Dekanter	33
Tabel 3. 21 Neraca Massa Menara Distilasi	33
Tabel 3. 22 Neraca Panas Total.....	34

Tabel 3. 23 Neraca Panas <i>Mixer</i>	34
Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor	34
Tabel 3. 25 Neraca Panas Dekanter	35
Tabel 3. 26 Neraca Panas Menara Distilasi	35
Tabel 3. 27 Neraca Panas <i>Cooler</i> – 01.....	35
Tabel 3. 28 Neraca Panas <i>Cooler</i> – 02.....	36
Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik	42
Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	59
Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan	60
Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Sanitasi	67
Tabel 5. 2 Jumlah Kebutuhan Air	67
Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	72
Tabel 6. 1 <i>Physical Plant Cost</i>	77
Tabel 6. 2 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	77
Tabel 6. 3 <i>Working Capital Investment (WCI)</i>	77
Tabel 6. 4 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	78
Tabel 6. 5 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	78
Tabel 6. 6 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	79
Tabel 6. 7 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	79
Tabel 6. 8 <i>General Expense (GE)</i>	79
Tabel 6. 9 <i>Total Production Cost</i>	80
Tabel 6. 10 Hasil Analisa Risiko Pabrik	80
Tabel 6. 11 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	83
Tabel 6. 12 <i>Annual Variable Value (Va)</i>	83
Tabel 6. 13 <i>Annual Regulated Expense (Ra)</i>	83
Tabel 7. 1 Hasil Analisa Ekonomi	85

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Impor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 s.d 2022	3
Gambar 1. 2 Ekspor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 s.d 2022.....	4
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	13
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif.....	14
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Heksil Asetat	37
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik	43
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:800).....	45
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	48
Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air Utilitas.....	68
Gambar 6. 1 Grafik Indeks vs Tahun.....	75
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	84

ABSTRAK

Heksil asetat merupakan senyawa yang memiliki aroma buah yang dapat digunakan sebagai penyedap, minuman beralkohol dan juga dapat digunakan sebagai zat adiktif cat untuk meningkatkan dispersi permukaan. Produksi heksil asetat memiliki prospek yang cukup baik untuk dikembangkan di Indonesia karena kebutuhan heksil asetat cukup tinggi dan sampai saat ini belum ada pabrik heksil asetat yang telah berdiri di Indonesia. Pabrik ini direncanakan berdiri di Rawa Arum, Gerogol, Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi 25.000 ton/tahun yang akan didirikan pada tahun 2028. Proses produksi heksil asetat dilakukan melalui proses esterifikasi antara heksil alkohol dan asam asetat yang berlangsung dalam fase cair pada reaktor *reactive distillation*. Reaksi terjadi pada suhu 130°C dan tekanan 1 atm dengan bantuan katalis *amberlyst CSP2*. Reaksi ini menghasilkan produk utama berupa heksil asetat dengan kemurnian 99,5% dan produk samping berupa air. Pada proses pembuatan heksil asetat, membutuhkan bahan baku berupa asam asetat sebanyak 1.403,83 kg/jam dari PT Atlantik Sejahtera Raya dan heksil alkohol 2.258,44 kg/jam yang berasal dari Hubei Xingfa Chemicals Group Co., Ltd. Kebutuhan utilitas meliputi air sebanyak 3.083,79 kg/jam, kebutuhan *dowtherm* sebesar 50.157,16 kg/jam, kebutuhan listrik sebesar 237,68 kW, kebutuhan bahan bakar sebesar 195,24 kg/jam dan kebutuhan udara tekan sebesar 46,89 m³/jam. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan total biaya produksi sebesar Rp2.872.626.838.710,38 dan total penjualan sebesar Rp3.107.535.411.621,50 sehingga diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp234.908.572.911,12 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp183.228.686.870,68. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, pabrik heksil asetat ini tergolong dalam pabrik resiko rendah dengan nilai *Return of Investment (ROI)* sebelum pajak sebesar 71,80% dan setelah pajak sebesar 56,00%. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak adalah 1,22 tahun dan setelah pajak sebesar 1,52 tahun. Nilai *Break Even Point (BEP)* sebesar 49,62%. *Shut Down Point (SDP)* sebesar 40,50%. Dan *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)* sebesar 21,31%. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik heksil asetat dari asam asetat dan heksil alkohol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata Kunci : *heksil asetat, heksil alkohol, asam asetat, reactive distillation.*

ABSTRACT

Hexyl acetate is a compound that has a fruity aroma that can be used as a flavoring, alcoholic beverage and can also be used as an additive agent in paint to improve surface dispersion. Hexyl acetate production has a fairly good prospect to be developed in Indonesia because the need for hexyl acetate is quite high and until now there has been no hexyl acetate plant that has been established in Indonesia. This factory is planned to stand in Rawa Arum, Gerogol, Cilegon, Banten with a production capacity of 25,000 ton / year which will be established in 2028. The production process of hexyl acetate is carried out through an esterification process between hexyl alcohol and acetic acid which takes place in the liquid phase in a reactive distillation reactor. The reaction occurs at a temperature of 130°C and a pressure of 1 atm with the help of an amberlyst catalyst CSP2. This reaction produces the main product in the form of hexyl acetate with a purity of 99.5% and the by-product in the form of water. The synthesis of hexyl acetate requires raw materials in the form of acetic acid as much as 1,403.83 kg / hour from PT Atlantik Sejahtera Raya and hexyl alcohol 2,258.44 kg / hour from Hubei Xingfa Chemicals Group Co., Ltd. Utility needs include water as much as 3,083.79 kg / hour, dowtherm needs of 50,157.16 kg / hour, electricity needs of 237.68 kW, fuel needs of 195.24 kg / hour and compressed air needs of 46.89 m³ / hour. The results of the economic evaluation showed the total production costs of Rp2,872,626,838,710.38 and the total sales of Rp3,107,535,411,621.50 so that the pre-tax profits of Rp234,908,572,911.12 and after tax profits of Rp183,228,686,870.68 were obtained. Based on the economic evaluation that has been carried out, this hexyl acetate plant is classified as a low-risk factory with a Return of Investment (ROI) before tax of 71.80% and after tax of 56.00%. Pay Out Time (POT) before tax is 1.22 years and after tax is 1.52 years. Break Even Point (BEP) value of 49.62%. Shut Down Point (SDP) of 40.50%. And Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 21.31%. Based on the review of raw materials, process operating conditions, product sales opportunities and economic evaluation results, it can be concluded that the hexyl acetate plant from acetic acid and hexyl alcohol with a capacity of 25,000 tons/year is feasible to be established.

Keywords : *hexyl acetate, hexyl alcohol, acetic acid, reactive distillation.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi seiring berjalannya waktu semakin meningkat yang akan berdampak pada berbagai macam sektor, salah satunya ialah dalam sektor industri kimia. Namun disaat meningkatnya teknologi ini, Negara Indonesia masih bergantung untuk melakukan impor berbagai macam bahan kimia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satu bahan kimia yang cukup besar nilai impornya adalah heksil asetat yang memiliki berbagai kegunaan, baik sebagai bahan baku maupun bahan penunjang proses industri. Ketergantungan impor menyebabkan perekonomian Indonesia menjadi tidak stabil, sehingga diperlukan suatu cara untuk membuat perekonomian di Indonesia menjadi stabil kembali. Salah satu cara yang dapat dilakukan adalah dengan mendirikan pabrik heksil asetat yang mampu untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Heksil Asetat ($C_8H_{16}O_2$) merupakan salah satu bahan kimia yang masih di impor dari luar negeri. Kebutuhan heksil asetat cukup tinggi yaitu digunakan sebagai zat adiktif cat untuk meningkatkan dispersi permukaan, sebagai penyedap karena memiliki aroma buah serta sebagai minuman beralkohol. Heksil asetat ini secara alami terdapat pada buah-buahan seperti apel dan plum.

Pabrik heksil asetat dirancang menggunakan *reactive distillation* untuk menekan biaya produksi. *Reactive distillation* ini memiliki banyak keunggulan seperti pengurangan investasi modal dan penghematan energi yang signifikan dikarenakan dapat meningkatkan selektivitas produk dan meningkatkan efisiensi pemisahan.

Bahan baku dalam pembuatan heksil asetat yaitu menggunakan asam asetat (CH_3COOH) dan heksil alkohol ($C_6H_{14}O$). Di Indonesia, terdapat pabrik yang memproduksi asam asetat seperti PT Atlantik Sejahtera Raya. Namun, tidak ada pabrik yang memproduksi heksil alkohol di Indonesia.

Untuk mengatasi kebutuhan heksil asetat di Indonesia, maka didirikan pabrik heksil asetat di Indonesia. Selain itu, pabrik ini didirikan untuk mengurangi ketergantungan impor dan meningkatkan kebutuhan ekspor ke luar negeri.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Dengan didirikannya pabrik heksil asetat dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, menambah devisa negara dan menambah lapangan pekerjaan baru. Perancangan kapasitas pabrik dilakukan dengan mempertimbangkan beberapa faktor seperti ketersediaan bahan baku dan kebutuhan produk heksil asetat di Indonesia.

1.2.1. *Supply*

Supply terdiri dari nilai penjumlahan data impor dengan nilai produksi dalam negeri.

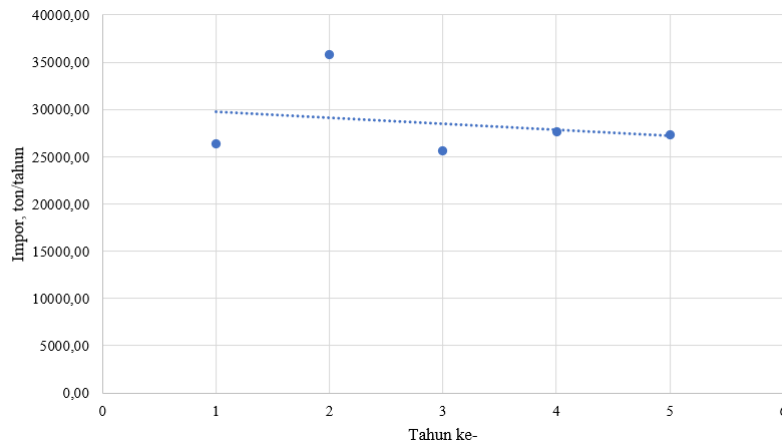
1.2.1.1. Impor

Kebutuhan heksil asetat selama 5 tahun terakhir menurut data dari Badan Pusat Statistik (BPS) adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Impor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 - 2022

Tahun	Impor (ton/tahun)
2018	26.404,82
2019	35.771,53
2020	25.600,22
2021	27.631,25
2022	27.288,55

Berdasarkan Tabel 1.1 dapat dibuat grafik linear berupa hubungan antara tahun dengan data impor yang dapat terlihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1. 1 Impor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 s.d 2022

Dari Gambar 1.1 terdapat persamaan $y = -637,28x + 30451,12$. Dari persamaan tersebut dapat diperkirakan jumlah produksi pada tahun 2028 yaitu sekitar 24.078,32 ton/tahun.

1.2.1.2. Produk Dalam Negeri

Pabrik yang memproduksi heksil asetat di Indonesia saat ini belum ada. Sehingga nilai produk dalam negeri heksil asetat belum tersedia.

1.2.2. Demand

Demand terdiri dari nilai penjumlahan antara data ekspor dengan nilai konsumsi dalam negeri.

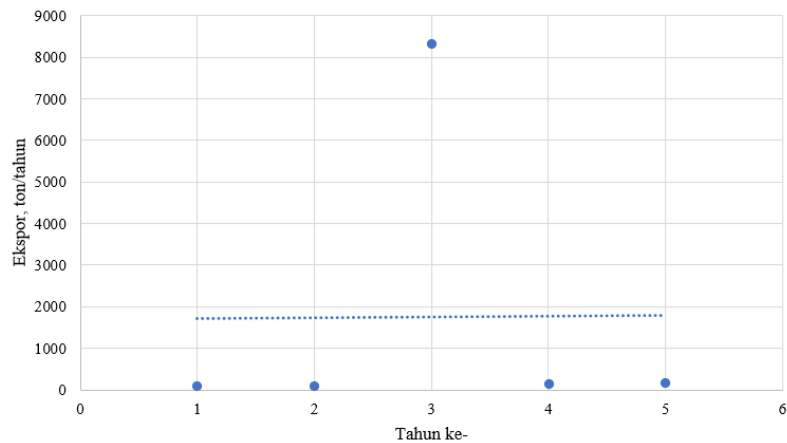
1.2.2.1. Ekspor

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), data ekspor heksi asetat di Indonesia terlihat pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1. 2 Ekspor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 - 2022

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2018	80,82
2019	83,35
2020	8.324,00
2021	133,83
2022	171,41

Berdasarkan Tabel 1.2 dapat dibuat grafik linear berupa hubungan antara tahun dengan data ekspor yang dapat terlihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1. 2 Ekspor Bahan Heksil Asetat dari Tahun 2018 s.d 2022

Dari Gambar 1.2 didapatkan persamaan regresi linear yaitu $y = 23,167x + 1689,2$. Dari persamaan tersebut, dapat diperkirakan untuk jumlah ekspor pada tahun 2028 sebesar 1.920,87 ton/tahun.

1.2.2.2. Konsumsi Dalam Negeri

Data konsumsi produk heksil asetat di Indonesia tidak ditemukan, maka dapat diasumsikan dengan pengurangan nilai impor dengan nilai ekspor seperti yang terlihat pada Tabel 1.3 berikut:

Tabel 1. 3 Kebutuhan Konsumsi Heksil Asetat dari Tahun 2018 - 2022

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)
2018	26.324,00
2019	35.688,18
2020	17.276,21
2021	27.497,41
2022	27.117,13

1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang dibutuhkan untuk memproduksi heksil asetat yaitu heksil alkohol dan asam asetat. Heksil alkohol berasal dari pabrik Hubei Xingfa Chemicals Group Co., Ltd di Cina. Sedangkan asam asetat berasal dari PT Atlantik Sejahtera Raya.

1.2.4. Penentuan Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas pabrik juga ditentukan berdasarkan pada kapasitas pabrik yang telah beroperasi. Terdapat beberapa kapasitas pabrik heksil asetat yang telah berdiri di beberapa negara seperti yang terlihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1. 4 Pabrik Heksil Asetat di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
OQEMA	Jerman	70.000
Henan Tianfu Chemical Co., Ltd	China	10.000
Hubei Xingfa Chemicals Group Co., Ltd	China	50.000
Zhejiang Longyou East Anasac Crop Science Co., Ltd	China	50.000

Dari Tabel 1.4 dapat terlihat kapasitas pabrik di dunia dalam rentang 10.000 – 70.000 ton/tahun. Dengan mempertimbangkan hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas perancangan pabrik heksil asetat sebesar 25.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan heksil asetat dalam negeri dan untuk ekspor ke negara lain.

1.3. Tinjauan Pustaka

Heksil asetat merupakan senyawa kelompok ester buah yang dapat disintesis dengan kondensasi asam asetat dengan alkohol. Heksil asetat digunakan sebagai pelarut untuk resin dan polimer, bahan penyedap atau parfum, dan juga terdapat dalam buah-buahan dan minuman beralkohol.

Asam karboksilat adalah senyawa yang mengandung gugus $-CO_2R$ dengan R dapat berbentuk alkil maupun aril. Reaksi esterifikasi ialah pembentukan ester dari suatu asam karboksilat dan suatu alkohol. Reaksi esterifikasi bersifat

reversible dan untuk memperoleh rendemen yang tinggi dari ester, maka kesetimbangan harus digeser ke arah ester. Ada beberapa teknik untuk mencapai ini yang pertama yaitu menggunakan salah satu zat pereaksi yang berlebih dan yang kedua ialah membuang salah satu produk dari dalam campuran reaksi.

Pembuatan heksil asetat terdiri dari 3 proses, diantaranya yaitu:

a. Esterifikasi dengan katalis vanadium pentoksida

Pembentukan heksil asetat dilakukan dengan proses esterifikasi antara heksil alkohol dan asam asetat dengan bantuan katalis vanadium pentoksida. Reaksi terjadi pada suhu 100°C dan pada tekanan dibawah atmosfer. Kondisi optimal yang ditetapkan untuk esterifikasi adalah rasio molar heksil alkohol terhadap asam asetat sebesar 6:1. Konversi yang dihasilkan pada proses ini yaitu 80,38% (Gogate, et al., 2016).

b. Reaksi transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi merupakan reaksi perubahan *triacetin* yang dihasilkan dari reaksi esterifikasi dan kemudian kembali direaksikan menggunakan heksil alkohol dengan bantuan katalis *lipozyme*. Reaksi terjadi pada suhu 52,6°C dan pada tekanan 1 atm. Rasio molar substrat triacetin terhadap heksil alkohol yaitu 3:1. Konversi yang dihasilkan pada proses ini yaitu sebesar 86,6% (Chang, et al., 2001).

c. Esterifikasi dengan katalis resin penukar ion

Proses esterifikasi ini terjadi antara heksil alkohol dan asam asetat dengan bantuan katalis resin penukar ion. Katalis yang dipakai yaitu *Amberlyst CSP2*. Umpan masuk reaktan dengan perbandingan mol heksil alkohol dan mol asam asetat sebesar 1:1 agar dalam reaksi tersebut tidak terjadi reaksi samping sehingga salah satu reaktan dibuat berlebih. Pada prosesnya, reaktor beroperasi pada suhu 130°C dan pada tekanan 1 atm. Konversi yang dihasilkan pada proses ini yaitu 99,5% (Schmitt, et al., 2003).

Tabel 1. 5 Perbedaan Proses Pembuatan Heksil Asetat

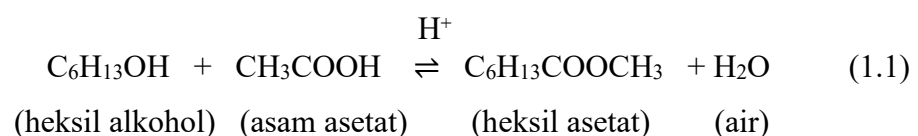
Parameter	Esterifikasi dengan katalis vanadium pentoksida	Reaksi transesterifikasi	Esterifikasi dengan katalis resin penukar ion
Bahan baku	Heksil alkohol Asam asetat	Heksil alkohol <i>Triacetin</i>	Heksil alkohol Asam asetat
Katalis	Vanadium pentoksida	<i>Lipozyme</i>	<i>Amberlyst CSP2</i>
Perbandingan reaktan	6:1	3:1	1:1
Suhu	100°C	52,6°C	130°C
Tekanan	Dibawah atm	1 atm	1 atm
Konversi	80,38%	86,6%	99,5%

Berdasarkan ketiga proses pembuatan heksil asetat tersebut, maka dipilih proses nomor 3 yaitu proses esterifikasi dengan katalis resin penukar ion dengan pertimbangan konversi yang dihasilkan besar, bahan baku dan katalis mudah diperoleh. Selain itu, proses yang terjadi lebih sederhana sehingga biaya proses akan lebih rendah.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan energi bebas reaksi (spontan/tidak spontan). Penentuan sifat reaksi endotermis atau eksotermis dapat ditentukan berdasarkan perhitungan entalpi pembentukan standar (ΔH_f°) dengan $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298,15 \text{ K}$. Sedangkan penentuan energi bebas reaksi dapat ditentukan berdasarkan perhitungan energi gibbs (ΔG_f°). Persamaan reaksi proses pembentukan heksil asetat yaitu sebagai berikut:



Menurut Yaws, C. L. (1999), data nilai (ΔH_f°) dan (ΔG_f°) masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1. 6 Nilai ΔH_f° dan ΔG_f° pada Suhu 298,15 K

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG_f° (kJ/mol)
CH ₃ COOH	-434,84	-376,69
C ₆ H ₁₃ OH	-319,62	-137,95
C ₆ H ₁₃ COOCH ₃	-526,3	-295,30
H ₂ O	-240,56	-227,36

d. Entalpi pembentukan standar (ΔH_f°)

$$\begin{aligned}\Delta H_{r_{298}}^\circ &= \sum \Delta H_{f_{\text{produk}}}^\circ - \sum \Delta H_{f_{\text{reaktan}}}^\circ \\ &= (\Delta H_{f_{\text{C}_6\text{H}_{13}\text{COOCH}_3}}^\circ + \Delta H_{f_{\text{H}_2\text{O}}}^\circ) - (\Delta H_{f_{\text{CH}_3\text{COOH}}}^\circ + \\ &\quad \Delta H_{f_{\text{C}_6\text{H}_{13}\text{OH}}}^\circ) \\ &= (-526,30 + (-240,56)) - (-434,84 + (-319,62)) \\ &= -12,4 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, entalpi reaksi yang diperoleh bernilai negatif. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis.

e. Energi gibbs (ΔG_f°)

$$\begin{aligned}\Delta G_{f_{298\text{K}}}^\circ &= \sum \Delta G_{f_{\text{produk}}}^\circ - \sum \Delta G_{f_{\text{reaktan}}}^\circ \\ &= (\Delta G_{f_{\text{C}_6\text{H}_{13}\text{COOCH}_3}}^\circ + \Delta G_{f_{\text{H}_2\text{O}}}^\circ) - (\Delta G_{f_{\text{CH}_3\text{COOH}}}^\circ + \\ &\quad \Delta G_{f_{\text{C}_6\text{H}_{13}\text{OH}}}^\circ) \\ &= (-295,30 + (-227,36)) - (-376,69 + (-137,95)) \\ &= -8,02 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Menurut Schmitt et al. (2003) pada suhu 373,15 K diperoleh nilai k_1 dan k_{-1} yaitu:

$$k_1 = 0,02219$$

$$k_{-1} = 0,000695$$

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Berdasarkan *Material Safety Data Sheet* (MSDS), sifat-sifat kimia dan fisika dari bahan baku, bahan pendukung, dan produk adalah sebagai berikut:

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pendukung, dan Produk

Sifat Fisis	Bahan Baku		Bahan Pendukung	Produk	
	Heksil Alkohol ⁽¹⁾	Asam Asetat ⁽²⁾	Amberlyst CSP2 ⁽³⁾	Heksil Asetat ⁽⁴⁾	Air ⁽⁵⁾
Rumus molekul	C ₆ H ₁₄ O	CH ₃ COOH	H ⁺	C ₈ H ₁₆ O ₂	H ₂ O
Berat molekul, g/mol	102,2	60,05	-	144,21	18,02
Fasa	Cair	Cair	Padat	Cair	Cair
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	-	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Bau	Manis	Menyengat	Tidak berbau	Aromatik	Tidak berbau
Titik didih, °C	155-158	117,9	-	168-170	100
Titik beku, °C	-52	16,6	-	-80	0
Densitas, g/cm ³ pada 25 °C	0,814	1,04	0,77	0,87	1
Temperature kritis, °C	337	322	-	-	374,1
Tekanan kritis, atm	33	44,7	-	-	218,3
Tekanan uap, mmHg pada 20 °C	0,75	11,4	-	3	17,535
Kemurnian, %berat	99,5	99	-	99,5	100
Viskositas, cP pada 20 °C	5,3	1,22	-	-	1,002
<i>Specific gravity</i>	0,82	-	-	0,871	0,9982
Kelarutan dalam air, g/L	5,9 pada 20°C	620,9 pada 25°C	-	0,4	-
Diameter, m	-	-	0,001	-	-

⁽¹⁾MSDS Carl Roth

⁽²⁾MSDS PT.Smart-Lab Indonesia

⁽³⁾MSDS Dupont

⁽⁴⁾MSDS Thermofischer

⁽⁵⁾MSDS LabChem

2.2. Pengendalian Kualitas

Kualitas dari suatu produk merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi, oleh sebab itu dibutuhkan pengendalian kualitas. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik heksil asetat bertujuan untuk menjaga kualitas dari bahan baku hingga menjadi produk agar sesuai dengan spesifikasi permintaan pasar dan memenuhi standar-standar yang ditetapkan. Pengendalian kualitas ini terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.2.1. Pengendalian Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum bahan baku digunakan untuk proses produksi. Pengendalian ini bertujuan untuk mengetahui zat pengotor (*impurities*), kandungan, maupun bahan pengganggu yang terdapat pada bahan baku. Oleh karena itu, sebelum proses produksi dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa heksil alkohol dan asam asetat agar sesuai dan memenuhi spesifikasi standar pabrik. Uji yang dilakukan yaitu uji viskositas, densitas, kemurnian dan lain-lain. Pengujian ini dapat dilakukan melalui analisa bahan di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol. Apabila hasil dari pengujian bahan baku tidak memenuhi spesifikasi ataupun standar-standar, maka bahan baku dapat dikembalikan kepada *supplier*.

2.2.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses bertujuan untuk mengawasi serta mengendalikan proses yang sedang berlangsung agar menghasilkan kualitas produk sesuai dengan standar. Pengawasan dan pengendalian proses dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di ruang kontrol (*control room*), dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi kesalahan pada indikator dari kondisi atau *set* yang telah ditetapkan, maka alat kontrol akan memberikan tanda dengan bunyi atau alarm dan kondisi alat harus

dikembalikan pada kondisi semula. Hal ini bisa dilakukan secara manual ataupun otomatis. Adapun beberapa alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu yaitu :

a. *Level control*

Level control merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Alat ini berfungsi untuk mengontrol volume cairan dalam tangki. Jika tinggi cairan belum sesuai, maka alat akan mengeluarkan tanda atau bunyi.

b. *Flow control*

Flow control merupakan alat yang dipasang pada aliran masuk bahan baku dan aliran keluar proses. Alat ini berfungsi untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya.

c. *Temperature control*

Temperature control merupakan alat yang dipasang pada setiap alat proses yang berfungsi untuk mengamati dan mengatur suhu suatu alat sehingga suhu tetap pada *range* yang ditetapkan. Jika suhu belum sesuai, maka akan mengeluarkan tanda atau bunyi.

d. *Pressure control*

Pressure control berfungsi untuk mengamati dan mengatur tekanan masuk dan keluar pada suatu alat.

e. *Level indicator*

Level indicator berfungsi untuk mengamati ketinggian cairan dalam tangki.

2.2.3. Pengendalian Kualitas Produk

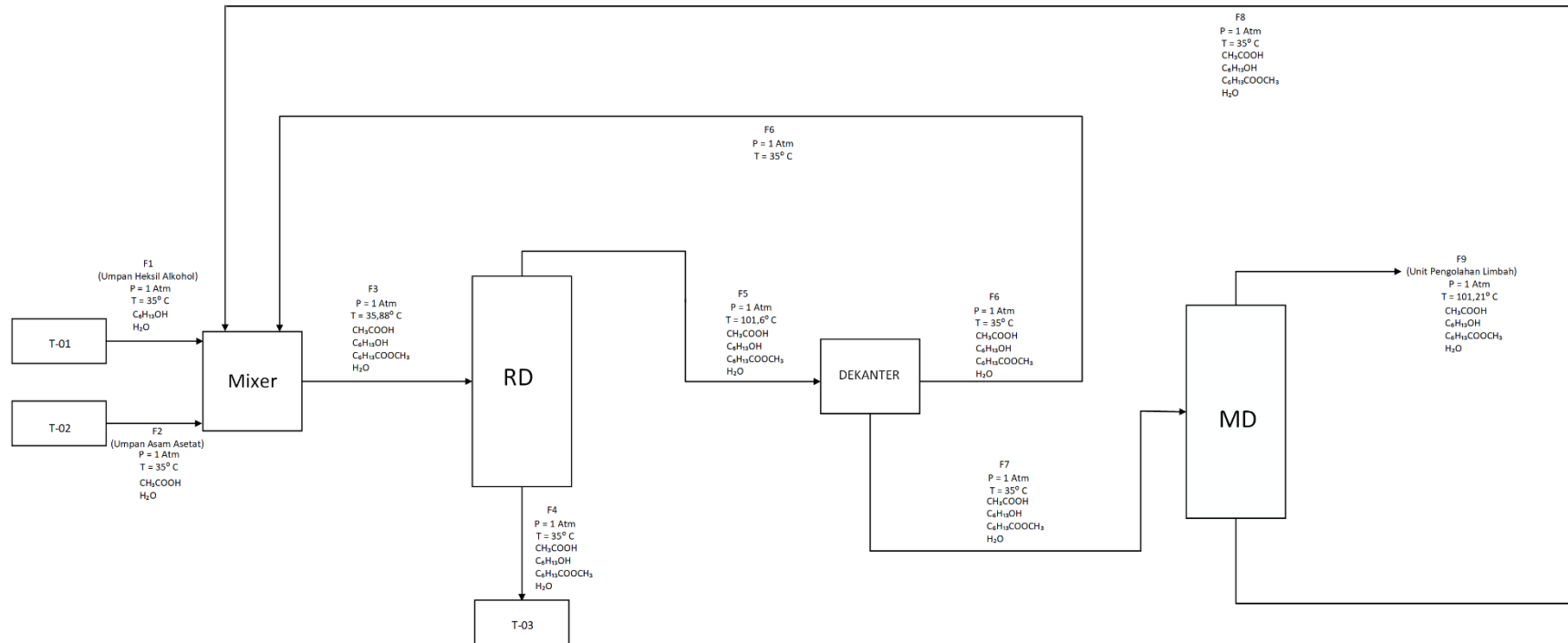
Pengendalian kualitas produk perlu dilakukan untuk menguji dan mengecek agar kualitas produk sesuai dengan spesifikasi dan standar mutu produk. Untuk memperoleh standar mutu produk, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan, dan pengendalian terhadap proses menggunakan sistem kontrol. Kualitas produk dapat diketahui dengan cara melakukan uji laboratorium yang bertujuan untuk mengetahui

densitas, kemurnian, viskositas yang sudah sesuai dengan standar mutu produk. Dengan adanya pengujian produk akhir ini, maka dapat diyakinkan bahwa produk yang keluar dari perusahaan merupakan produk yang dapat dipertanggungjawabkan kualitasnya.

BAB III PERANCANGAN PROSES

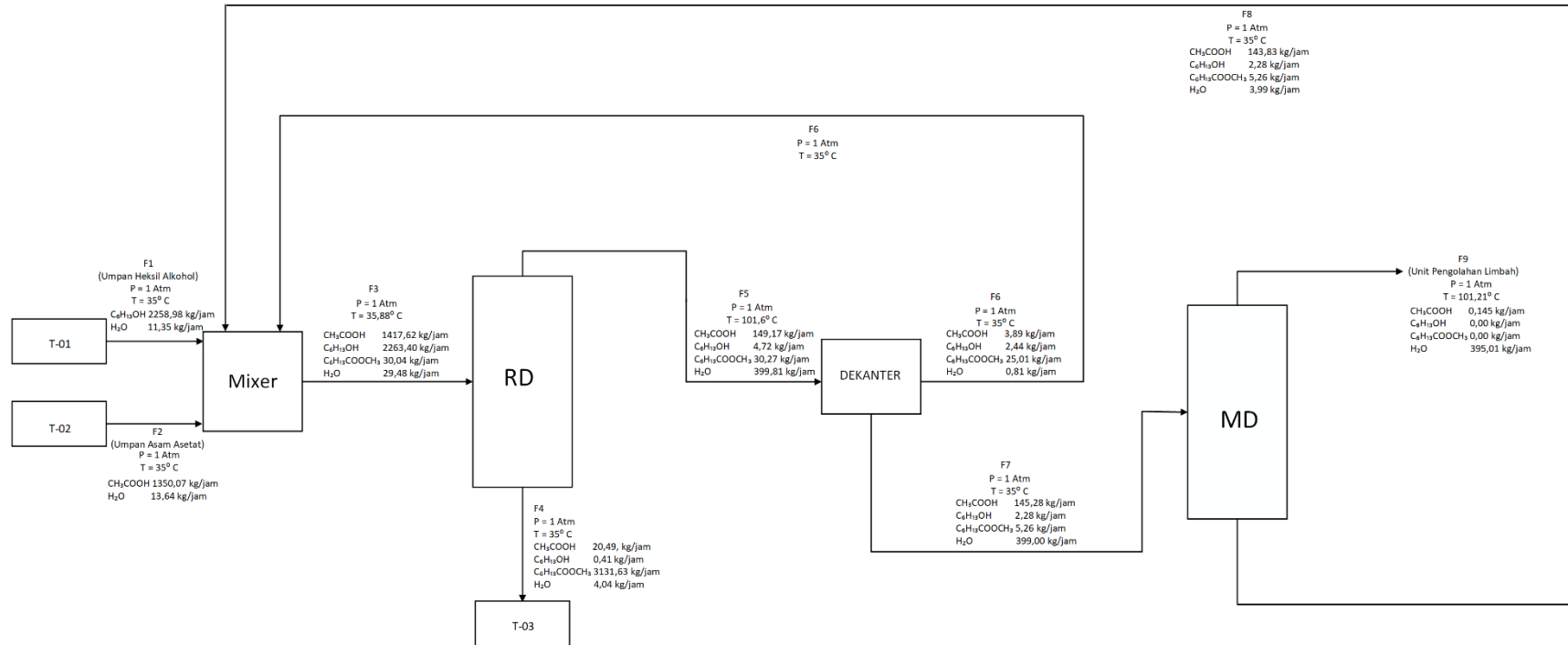
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

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

Dalam pembuatan heksil asetat dari asam asetat dan heksil alkohol dilakukan beberapa tahapan yaitu:

a. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan heksil asetat yaitu terdiri dari heksil alkohol dan asam asetat. Heksil alkohol dalam bentuk cair dengan komposisi heksil alkohol sebesar 99,5% vol dan impuritas berupa air 0,5% vol disimpan fase cair pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm dalam tangki T-01. Selanjutnya bahan baku heksil alkohol dialirkan menggunakan pompa P-01 menuju ke mixer M-01.

Sementara itu, bahan baku berupa asam asetat dalam bentuk cair dengan komposisi asam asetat adalah 99% vol dan impuritas berupa air 1% vol disimpan fase cair pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm dalam tangki T-02. Selanjutnya asam asetat dialirkan menggunakan pompa P-02 menuju ke mixer M-01 untuk mencampur bahan baku.

b. Tahap Pembentukan Heksil Asetat

Bahan baku pada mixer M-01 sebelum diumpankan ke dalam reaktor, dinaikkan suhunya menggunakan heater hingga menjadi suhu 130,85 °C. Reaktor yang digunakan adalah reaktor *reactive distillation* yang beroperasi pada temperatur rata-rata 130 °C dengan tekanan 1 atm. Reaktor RD-01 sudah berisi katalis padat berupa *amberlyst* CSP2 yang terletak di tengah reaktor RD-01.

Asam asetat akan bereaksi dengan heksil alkohol membentuk heksil asetat dan air. Reaksi yang terjadi bersifat isobarik. Panas yang timbul digunakan untuk membantu proses pemurnian produk. Pada proses ini, konversi heksil alkohol pada reaktor yaitu 93,8%.

Produk yang dihasilkan dari reaksi tersebut akan mengalami proses pemisahan berdasarkan titik didihnya. Pada *reactive distillation* hasil atas sebagian besar berupa air dan komponen lain berupa asam asetat, heksil alkohol, dan heksil asetat. Sedangkan pada hasil bawah berupa produk utama yaitu heksil asetat (99,5%), asam asetat, heksil alkohol, dan air.

Produk hasil bawah keluaran dari *reboiler reactive distillation* yang sebagian besar berupa produk utama heksil asetat akan dialirkan menuju *cooler* untuk mengurangi temperatur dari 157,75 °C menjadi temperatur 35 °C untuk selanjutnya dialirkan menuju tangki penyimpanan produk (T-03).

Sedangkan produk yang keluar dari hasil atas akan dimurnikan di dalam *decanter* untuk memisahkan asam asetat dan heksil asetat yang terikut dalam produk atas *reactive distillation* dengan air. Untuk hasil atas keluaran dari *decanter* sebagian besar berupa air akan dialirkan menuju mixer untuk diolah kembali. Sedangkan hasil bawah keluaran dari *decanter* berupa asam asetat dan air dialirkan menuju menara distilasi untuk memisahkan asam asetat dan air berdasarkan titik didihnya.

Hasil atas keluaran menara distilasi berupa air dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL). Sedangkan hasil keluaran bawah menara distilasi berupa asam asetat dialirkan menuju mixer M-01 untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya atau bisa disebut dengan proses *recycle*.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum	
Kode	RD – 01
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi antara asam asetat dengan heksanol sehingga menghasilkan produk heksil asetat
Jenis/Tipe	<i>Reactive distillation / Tray column</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Harga, Rupiah	442.698.924
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	130
Tekanan, atm	1
Kondisi proses	Isobarik
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 167 type 304</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	1,009
Tebal <i>shell</i> , m	0,005
Tinggi total, m	21,04
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>
Diameter <i>hole</i> , m	0,005
Insulasi	
Bahan	<i>Rock wool</i>
Tebal isolasi, m	0,107
Spesifikasi Khusus	
Jenis katalis	<i>Amberlyst CSP2</i>
Bentuk katalis	Padat
Berat katalis, kg	2105,924
Diameter, m	0,001
Volume katalis, m ³	2,73
Packing	
Tipe	<i>Structured packing Katapak – SP 11</i> dengan katalis <i>Amberlyst CSP2</i>
Ukuran, m	0,05

3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah

3.3.2.1. Dekanter

Tabel 3. 2 Spesifikasi Dekanter

Dekanter – 01	
Nama dan kode	DC – 01
Fungsi	Memisahkan fraksi ringan (sebagian air) dan fraksi berat
Jenis	Silinder <i>horizontal</i>
Material	<i>Stainless steel SA 167 grade 3 type 304</i>
Kondisi operasi	
a. Suhu (°C)	35
b. Tekanan (atm)	1
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	
a. Diameter (m)	0,35
b. Panjang (m)	1,04
c. Tebal (m)	0,0079
<i>Head</i>	
a. Jenis	<i>Torispherical head</i>
b. Tinggi (m)	0,116
c. Tebal (m)	0,0079
Harga, Rupiah	111.734.954

3.3.2.2. Menara Distilasi

Tabel 3. 3 Spesifikasi Menara Distilasi

Menara Distilasi – 01	
Nama dan kode	MD – 01
Fungsi	Memisahkan asam asetat dengan air
Jenis	<i>Plate Tower</i>
Tipe	<i>Tray column</i>
Material	<i>Stainless steel SA 167 type 304</i>
Kondisi operasi (suhu, °C)	
a. Umpan	101,45
b. Distilat	102,06
c. <i>Bottom</i>	105,32
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	
a. Diameter (m)	0,530
b. Tebal (m)	0,005
c. Material	<i>Stainless steel SA 167 type 304</i>
<i>Head</i>	
a. Jenis	<i>Torispherical Dished Head</i>
b. Tebal (m)	0,005
Tipe <i>tray</i>	
<i>Sieve Tray</i>	
a. Jenis <i>tray</i>	
b. <i>Feed plate</i>	5
c. Jumlah <i>plate</i> aktual	13
d. Susunan <i>hole</i>	<i>Triangular</i>
e. Diameter <i>hole</i> (m)	0,005
f. <i>Tray spacing</i> (m)	0,6
g. Jumlah lubang (buah)	629
Jumlah	1
Harga, Rupiah	251.905.613

3.3.3. Spesifikasi Alat Pendukung

3.3.3.1. Accumulator

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Accumulator* – 01

<i>Accumulator</i> – 01	
Nama dan kode	ACC – 01
Fungsi	Menampung arus keluar kondensor pada RD dan untuk menjaga kontinuitas serta kestabilan aliran keluar
Jenis	Silinder horizontal
Jumlah	1
Material	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi Operasi	
a. Suhu (°C)	101,57
b. Tekanan (atm)	1
Spesifikasi Alat	
Volume tangki, m ³	0,48
Diameter tangki, m	0,58
Panjang tangki, m	2,31
Tebal <i>shell</i> , m	0,0048
Tebal <i>head</i> , m	0,0048
Tinggi <i>head</i> , m	0,15
Panjang tangki total, m	2,60
Harga, Rp	44.308.688

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Accumulator* – 02

<i>Accumulator</i> – 02	
Nama dan kode	ACC – 02
Fungsi	Menampung arus keluar kondensor pada MD dan untuk menjaga kontinuitas serta kestabilan aliran keluar
Jenis	Silinder horizontal
Jumlah	1
Material	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi Operasi	
a. Suhu (°C)	105,32
b. Tekanan (atm)	1
Spesifikasi Alat	
Volume tangki, m ³	0,32
Diameter tangki, m	0,50
Panjang tangki, m	2,01
Tebal <i>shell</i> , m	0,0048
Tebal <i>head</i> , m	0,0048
Tinggi <i>head</i> , m	0,13
Panjang tangki total, m	2,27
Harga, Rp	34.676.365

3.3.4. Spesifikasi Alat Penyimpanan

3.3.4.1. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tangki		T – 01	T – 02	T – 03
Fungsi		Menyimpan kebutuhan bahan baku $C_6H_{14}O$	Menyimpan kebutuhan bahan baku CH_3COOH	Menyimpan produk heksil asetat
Lama penyimpanan, hari		30	30	30
Fasa		Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki		1	1	1
Jenis tangki		Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>
Kondisi operasi	Suhu ($^{\circ}C$) :	35	35	35
	Tekanan (atm) :	1	1	1
Spesifikasi	Bahan konstruksi :	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
	Volume tangki (m^3) :	2.882,30	1.281,02	3.362,68
	Diameter (m) :	18,29	12,19	18,29
	Tinggi (m) :	10,97	12,80	10,97
	Jumlah <i>course</i> :	6	6	7
	Tebal <i>shell</i> (m) :			
	<i>Course</i> 1 (m) :	0,025	0,021	0,027
	<i>Course</i> 2 (m) :	0,024	0,019	0,025
	<i>Course</i> 3 (m) :	0,022	0,019	0,024
	<i>Course</i> 4 (m) :	0,022	0,017	0,024
<i>Course</i> 5 (m) :	0,021	0,016	0,022	
<i>Course</i> 6 (m) :	0,019	0,016	0,021	
<i>Course</i> 7 (m) :			0,019	

Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku (Lanjutan)

<i>Head & Bottom</i>	Jenis <i>head</i> :	<i>Conical roof</i>	<i>Conical roof</i>	<i>Conical roof</i>
	Tebal <i>head</i> (m) :	0,019	0,016	0,019
	Jenis <i>bottom</i> :	<i>Flat bottom</i>	<i>Flat bottom</i>	<i>Flat bottom</i>
	Tebal <i>bottom</i> (m) :	0,025	0,021	0,027
Harga (Rupiah)		10.668.076.760	5.555.879.058	11.573.778.201

3.3.4.2. *Mixer*Tabel 3. 7 Spesifikasi *Mixer*

Mixer – 01	
Nama dan kode	M – 01
Fungsi	Mencampurkan bahan baku asam asetat dan heksanol dengan arus recycle
Jenis	Tangki berpengaduk berbentuk silinder vertikal dengan <i>torispherical head</i>
Jumlah	1
Harga, Rupiah	80.911.518
Kondisi Operasi	
Tekanan operasi, atm	1
Suhu operasi, °C	35,25
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304</i>
Volume, m ³	0,44
Diameter tangki, m	0,82
Panjang tangki, m	0,3
Tebal <i>shell</i> , m	0,0069
Tebal <i>head</i> , m	0,0079
Tinggi <i>head</i> , m	0,1960
Panjang tangki total, m	1,22
Pengaduk	
Jenis pengaduk	turbin dengan 6 <i>flat blade</i> dan 4 <i>baffle</i>
Diameter <i>propeller</i> , m	0,27
Lebar <i>baffle</i> , m	0,08
Kecepatan, rpm	320

3.3.5. Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi

Parameter	P – 01	P – 02	P – 03	P – 04	P – 05
Fungsi	Mengalirkan bahan baku asam asetat menuju <i>mixer</i>	Mengalirkan bahan baku heksil alkohol menuju <i>mixer</i>	Mengalirkan keluaran <i>mixer</i> menuju reaktor	Mengalirkan fluida dari reboiler menuju CO-02	Mengalirkan fluida dari CO-02 menuju T-03
Viskositas (cP)	3,32	0,97	1,67	0,24	0,90
Kapasitas (m ³ /jam)	3,37	1,65	5,09	5,18	4,40
<i>Pump head</i> (m)	1,27	1,30	4,18	3,11	12,53
Suhu fluida (°C)	35	35	35,88	166,16	35
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Daya motor, watt	93,21	124,28	372,85	248,57	1118,55
<i>Material construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Harga (Rupiah)	46.235.153	30.823.435	57.793.941	57.793.941	46.235.153

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi (Lanjutan)

Parameter	P – 06	P – 07	P – 08	P – 09	P – 10
Fungsi	Mengalirkan fluida dari ACC-01 menuju CO-01	Mengalirkan fluida dari DC-01 menuju <i>mixer</i>	Mengalirkan fluida dari DC-01 menuju HE-02	Mengalirkan fluida dari RB-02 menuju <i>mixer</i>	Mengalirkan fluida dari ACC-02 menuju UPL
Viskositas (cP)	0,30	0,95	0,79	0,39	0,30
Kapasitas (m ³ /jam)	1,26	0,05	0,65	0,03	0,84
<i>Pump head</i> (m)	21,22	3,91	3,19	3,25	15,76
Suhu fluida (°C)	101,57	35	35	135,74	105,32
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Daya motor, watt	1.118,55	62,14	186,43	62,14	559,28
<i>Material construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Harga (Rupiah)	30.823.435	7.705.858	26.970.506	7.705.858	26.970.506

3.3.6. Spesifikasi Alat Penukar Panas

3.3.6.1. Spesifikasi Heat Exchanger

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 01

Parameter	HE – 01			
Fungsi	Memanaskan umpan reaktor RD-01			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	-	-	3740,54	3740,54
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	857,19	857,19	-	-
Temperature, °C	194,33	194,33	35,88	130,85
Pressure, atm	13,61	13,61	1	1
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	80,85			
	Annulus		Inner pipe	
<i>Length, ft</i>	20	<i>Length, ft</i>	20	
<i>Hairpin</i>	8	<i>Hairpin</i>	8	
<i>ID, in</i>	1,61	<i>ID, in</i>	0,824	
		<i>OD, in</i>	1,05	
		<i>A, in²</i>	0,534	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,082/2	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	4,708/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,013/0,002	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,013/0,002	
Harga (Rupiah)	34.676.365			

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 02

Parameter	HE – 02			
Fungsi	Menaikkan suhu umpan masuk MD-01			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Shell		Tube	
<i>Fluid</i>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	-	-	551,46	551,46
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	68,12	68,12	-	-
Temperature, °C	194,33	194,33	35	101,45
Pressure, atm	13,61	13,61	1	1

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 02 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Luas permukaan, ft ²		5,71	
Annulus		Inner pipe	
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12
<i>Hairpin</i>	2	<i>Hairpin</i>	2
<i>ID</i> , in	10,02	<i>ID</i> , in	0,364
		<i>OD</i> , in	0,54
		<i>A</i> , in ²	0,104
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,000/2	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	3,757/10
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,765/0,002	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,765/0,002
Harga (Rupiah)	23.117.576		

3.3.6.2. Spesifikasi Cooler**Tabel 3. 11** Spesifikasi *Cooler* – 01

Parameter	CO – 01			
Fungsi	Menurunkan suhu produk keluaran reaktor RD-01			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid</i>		<i>Dowtherm</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	531,23	531,23	2941,73	2941,73
Temperature, °C	101,57	35	25	50
Pressure, atm	1	1	1	1
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²		71,93		
Annulus		Inner pipe		
<i>Length</i> , ft	20	<i>Length</i> , ft	20	
<i>Hairpin</i>	7	<i>Hairpin</i>	7	
<i>ID</i> , in	1,38	<i>ID</i> , in	0,824	
		<i>OD</i> , in	1,05	
		<i>A</i> , in ²	0,534	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,357/2	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	4,012/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,002	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,002	
Harga (Rupiah)	32.749.900			

Tabel 3. 12 Spesifikasi Cooler – 02

Parameter	CO – 02			
Fungsi	Menurunkan suhu produk keluaran reaktor RD-01			
Jenis	<i>Shell and tube</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner Pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid</i>		<i>Dowtherm</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	3156,57	3156,57	20960,62	20960,62
<i>Temperature, °C</i>	166,16	35	25	50
<i>Pressure, atm</i>	1	1	1	1
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	158,49			
	Annulus		Inner Pipe	
<i>Length, ft</i>	20	<i>Length, ft</i>	20	
<i>Hairpin</i>	6	<i>Hairpin</i>	6	
<i>ID, in</i>	3,068	<i>ID, in</i>	2,469	
		<i>OD, in</i>	2,38	
		<i>A, in²</i>	4,79	
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,89/2	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,63/10	
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,009/0,002	Rd_{cal} / Rd_{min}	0,009/0,002	
Harga (Rupiah)	40.455.759			

3.3.6.3. Spesifikasi Kondensor

Tabel 3. 13 Spesifikasi Kondensor – 01

Parameter	CD – 01			
Fungsi	Mengkondensasikan hasil atas RD-01			
Jenis	<i>Shell and tube</i>			
Operating Condition				
Position	Shell		Tube	
<i>Fluid</i>	<i>Gasses</i>		<i>Dowtherm</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	-	-	15212,30	15212,30
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	990,86	990,86	-	-
<i>Temperature, °C</i>	104,54	101,57	25	50
<i>Pressure, atm</i>	1	1	1	1

Tabel 3. 13 Spesifikasi Kondensor – 01 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Luas permukaan, ft ²		286,28	
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i> (ft)		<i>Length</i>	20
<i>Passes</i>	2	<i>Passes</i>	4
<i>ID</i> (in)	13,25	<i>OD</i> (in)	1
<i>Baffle spaces</i>	13,25	<i>Number</i>	58
		<i>A</i> (in ²)	0,421
		<i>BWG</i>	10
		<i>Pitch</i> (in)	1,25 triangular
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$ (psi)	0,003/2	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	5,86/10
Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,027/0,0005	Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,027/0,0005
Harga (Rupiah)	733.983.061		

Tabel 3. 14 Spesifikasi Kondensor – 02

Parameter	CD – 02			
Fungsi	Mengkondensasikan hasil atas MD-01			
Jenis	<i>Shell and tube</i>			
Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Gasses</i>		<i>Dowtherm</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	-	-	10513,06	10513,06
<i>Vapor flowrate</i> , kg/jam	666,04	666,04	-	-
<i>Temperature</i> , °C	101,31	100,76	25	50
<i>Pressure</i> , atm	1	1	1	1
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²		220,38		
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>		
<i>Length</i> (ft)		<i>Length</i>	12	
<i>Passes</i>	4	<i>Passes</i>	6	
<i>ID</i> (in)	15,25	<i>OD</i> (in)	0,75	
<i>Baffle spaces</i>	15,25	<i>Number</i>	118	
		<i>A</i> (in ²)	0,334	
		<i>BWG</i>	18	
		<i>Pitch</i> (in)	1	
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,334/2	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	2,897/10	
Rd_{cal}/ Rd_{min}	1,352/0,0005	Rd_{cal}/ Rd_{min}	1,352/0,0005	
Harga (Rupiah)	271.631.526			

3.3.6.4. Spesifikasi Reboiler

Tabel 3. 15 Spesifikasi Reboiler – 01

Parameter	RB – 01			
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah RD-01			
Tipe/Jenis	<i>Kettle reboiler/Shell and tube</i>			
Operating Condition				
Position	Shell		Tube	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid</i>		<i>Steam</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Cold fluid</i>		<i>Hot fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	9046,57	9046,57	-	-
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	-	-	857,19	857,19
<i>Temperature, °C</i>	166,14	166,16	194,33	194,33
<i>Pressure, atm</i>	1	1	13,61	13,61
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	419,49			
	Shell		Tube	
<i>Length, ft</i>		<i>Length, ft</i>	20	
<i>Passes</i>	4	<i>Passes</i>	6	
<i>ID, in</i>	12	<i>OD, in</i>	0,75	
<i>Baffle spaces</i>	12	<i>Number</i>	82	
		<i>A, in²</i>	0,182	
		<i>BWG</i>	10	
		<i>Pitch</i>	0,94	
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,105/2	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,102/10	
Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,008/0,001	Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,008/0,001	
Harga (Rupiah)	595.277.600			

Tabel 3. 16 Spesifikasi Reboiler – 02

Parameter	RB – 02			
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01			
Tipe/Jenis	<i>Kettle reboiler/Shell and tube</i>			
Operating Condition				
Position	Shell		Tube	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	-	-	1266,35	1266,35
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	430,93	430,93	-	-
<i>Temperature, °C</i>	150,51	150,51	103,72	106,97
<i>Pressure, atm</i>	4,76	4,76	1	1

Tabel 3. 16 Spesifikasi Reboiler – 02 (Lanjutan)

<i>Mechanical Design</i>			
Luas permukaan, ft ²		392,23	
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i> , ft		<i>Length</i> , ft	23
<i>Passes</i>	6	<i>Passes</i>	8
<i>ID</i> , in	12	<i>OD</i> , in	0,482
<i>Baffle spaces</i>	12	<i>Number</i>	78
		<i>A</i> , in ²	0,182
		<i>BWG</i>	10
		<i>Pitch</i>	0,94
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,004/2	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,071/10
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,032/0,001	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,032/0,001
Harga (Rupiah)	231.175.767		

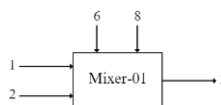
3.4. Neraca Massa

3.4.1. Neraca Massa Total

Tabel 3. 17 Neraca Massa Total

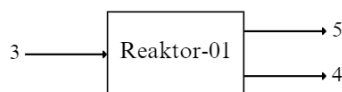
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 9
C ₆ H ₁₄ O	2.258,95	0,00	0,41	1,45
CH ₃ COOH	0,00	1.269,91	20,49	81,62
C ₈ H ₁₆ O ₂	0,00	0,00	3.131,63	0,00
H ₂ O	11,35	12,83	4,04	395,01
Subtotal	2.270,30	1.282,73	3.156,57	396,47
Total	3.740,54		3.740,54	

3.4.2. Neraca Massa Mixer

**Tabel 3. 18** Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 6	Arus 8	Arus 3
C ₆ H ₁₄ O	2.258,95	0,00	2,44	2,28	2.263,40
CH ₃ COOH	0,00	1.269,91	3,89	143,83	1.417,62
C ₈ H ₁₆ O ₂	0,00	0,00	25,01	5,26	30,04
H ₂ O	11,35	12,83	0,81	3,99	29,48
Total	2.270,30	1.282,73	32,14	155,36	3.740,54
	3.740,54				

3.4.3. Neraca Massa Reaktor



Tabel 3. 19 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₁₄ O	2.263,40	0,41	4,72
CH ₃ COOH	1.417,62	20,49	149,17
C ₈ H ₁₆ O ₂	30,04	3.131,63	30,27
H ₂ O	29,48	4,04	399,81
Total	3.740,54	3.156,57	583,98
		3.740,54	

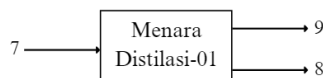
3.4.4. Neraca Massa Dekanter



Tabel 3. 20 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₆ H ₁₄ O	4,72	2,28	2,44
CH ₃ COOH	149,17	145,28	3,89
C ₈ H ₁₆ O ₂	30,27	5,26	25,01
H ₂ O	399,81	399,00	0,81
Total	583,98	551,83	32,14
		583,98	

3.4.5. Neraca Massa Menara Distilasi



Tabel 3. 21 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₆ H ₁₄ O	2,28	2,28	0,00
CH ₃ COOH	145,28	143,83	1,45
C ₈ H ₁₆ O ₂	5,26	5,26	0,00
H ₂ O	399,00	3,99	395,01
Total	551,83	155,36	396,47
		551,83	

3.5. Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Total

Tabel 3. 22 Neraca Panas Total

Alat	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Mixer – 01	90.451,44	90.451,44
Reaktor – 01	2.478.850,36	2.478.850,36
Dekanter – 01	20.687,34	20.687,34
Menara distilasi – 01	1.058.598,17	1.058.598,17
Cooler – 01	159.152,35	159.152,35
Cooler – 02	1.102.066,54	1.102.066,54
Total	4.909.806,20	4.909.806,20

3.5.2. Neraca Panas Mixer

Tabel 3. 23 Neraca Panas Mixer

Komponen	Input (kJ/jam)				Output (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 6	Arus 8	Arus 3
C ₆ H ₁₄ O	50.835,64	0,00	54,19	771,18	54.377,05
CH ₃ COOH	0,00	30.334,96	1.330,95	2.847,85	34.008,58
C ₈ H ₁₆ O ₂	0,00	0,00	650,03	50,97	692,34
H ₂ O	495,67	595,46	0,00	2.484,54	1.373,48
Total	51.331,31	30.930,43	2.035,17	6.154,54	90.451,44
	90.451,44				

3.5.3. Neraca Panas Reaktor

Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₁₄ O	471.633,96	42.741,29	775,51
CH ₃ COOH	308.305,82	6.729,27	25.546,49
C ₈ H ₁₆ O ₂	6.252,84	942.110,83	4.961,99
H ₂ O	11.858,35	2.407,02	127.868,35
Subtotal	798.050,84	993.988,41	159.152,35
Q reboiler	1.680.799,40		
Q kondenser			1.325.709,61
Total	2.478.850,36		2.478.850,36

3.5.4. Neraca Panas Dekanter

Tabel 3. 25 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₆ H ₁₄ O	101,97	50,00	51,97
CH ₃ COOH	3.214,64	1.938,10	1.276,53
C ₈ H ₁₆ O ₂	626,71	3,25	623,46
H ₂ O	16.744,03	16.744,03	0,00
Total	20.687,34	18.735,38	1.951,96
		20.687,34	

3.5.5. Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3. 26 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₆ H ₁₄ O	393,64	400,89	6,83
CH ₃ COOH	15.945,26	1.529,68	13.824,63
C ₈ H ₁₆ O ₂	26,65	27,37	0,25
H ₂ O	132.207,35	1.369,50	125.255,23
Subtotal	148.572,90	3.327,43	139.086,95
Q reboiler	910.025,27		
Q kondenser		916.183,79	
Total	1.058.598,17	1.058.598,17	

3.5.6. Neraca Panas Cooler – 01

Tabel 3. 27 Neraca Panas Cooler – 01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 7
C ₆ H ₁₄ O	775,51	98,08
CH ₃ COOH	25.546,49	3.214,64
C ₈ H ₁₆ O ₂	4.961,99	626,73
H ₂ O	127.868,35	20.683,47
Subtotal	159.152,35	19.494,83
Q pendingin		138,468,88
Total	159.152,35	159.152,35

3.5.7. Neraca Panas Cooler – 02

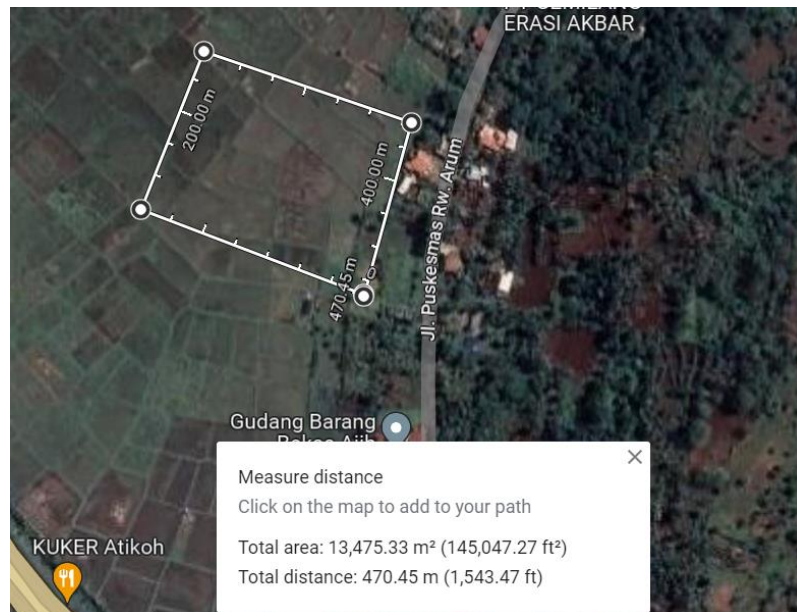
Tabel 3. 28 Neraca Panas Cooler – 02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 4	Arus 4
C ₆ H ₁₄ O	127,84	8,43
CH ₃ COOH	6.729,27	441,58
C ₈ H ₁₆ O ₂	984.516,85	64.838,58
H ₂ O	2.407,02	169,13
Subtotal	993.780,98	65.457,72
Q pendingin		928.323,26
Total	993.780,98	993.780,98

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam pendirian pabrik. Pemilihan lokasi pabrik dapat berpengaruh dalam operasi pabrik heksil asetat baik secara teknis maupun ekonomis. Lokasi pabrik heksil asetat direncanakan dibangun di daerah Rawa Arum, Gerogol, Cilegon, Banten. Pemilihan lokasi secara spesifik dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Heksil Asetat

Daerah ini dipilih dengan mempertimbangkan beberapa faktor diantaranya yaitu:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik dipilih dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku yang digunakan. Bahan baku berupa asam asetat diperoleh dari PT. Atlantik Sejahtera Raya yang terletak di Jakarta Barat. Sedangkan bahan baku heksil alkohol diimpor dari China.

b. Pemasaran Produk

Pemilihan lokasi pabrik juga dengan mempertimbangkan pemasaran produk nantinya. Oleh karena itu, lokasi pabrik harus mendekati para konsumen. Pemasaran produk yang baik dapat menjamin kelangsungan pabrik. Lokasi pabrik yang dipilih yaitu di daerah Cilegon yang termasuk tempat strategis untuk mendistribusikan produk. Lokasi pabrik yang dekat dengan pelabuhan dapat mempermudah distribusi produk dalam skala besar, menengah, maupun kecil, dan dalam skala nasional maupun internasional.

c. Transportasi

Transportasi merupakan faktor penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Akses transportasi perlu diperhatikan supaya mudah dalam membeli bahan baku maupun dalam mendistribusikan produk. Kawasan Cilegon mempunyai sarana transportasi baik darat maupun laut yang cukup memadai yaitu dekat dengan Gerbang Tol Merak sehingga mudah untuk mendistribusikan produk. Selain itu, juga dekat dengan Pelabuhan Merak yang dapat memudahkan pemasaran produk dan juga pembelian bahan baku heksil alkohol.

d. Utilitas

Untuk menunjang kelangsungan pabrik, diperlukan fasilitas yang terdiri dari penyediaan air, dan listrik. Sehingga lokasi pabrik harus dekat dengan sumber tersebut. Untuk kebutuhan air didapatkan dari air tanah daerah tersebut. Sedangkan kebutuhan listrik didapatkan dari PT. PLN (Perusahaan Listrik Negara).

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dibutuhkan dalam pengoperasian pabrik sehingga didapatkan produk yang diinginkan. Cilegon merupakan kawasan industri yang menjadi salah satu tujuan para pekerja. Tenaga kerja berpendidikan dan berpengalaman dibutuhkan dalam suatu pabrik. Tenaga kerja dapat direkrut dari daerah Jakarta maupun daerah lainnya.

f. Ketersediaan Lahan yang Memadai

Lahan merupakan faktor penunjang pada pendirian pabrik. Dalam pendirian pabrik juga perlu dipertimbangkan area untuk perluasan dalam kurun waktu 10 hingga 20 tahun ke depan. Kawasan Cilegon masih cukup luas untuk perluasan pabrik sehingga tidak kesulitan dalam mencari lahan.

g. Tanah dan Iklim

Penentuan kawasan industri terkait dengan masalah tanah yaitu tidak rawan terhadap bahaya tanah longsor, gempa, maupun banjir. Sehingga, pemilihan lokasi pendirian pabrik di Kawasan Cilegon merupakan keputusan yang tepat karena merupakan daerah dataran rendah, tanahnya masih cukup luas, dan daerah penghijauan yang terdapat masih banyak pepohonan sehingga mampu mengurangi kadar polusi yang ditimbulkan oleh pabrik. Selain itu, kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sangat menguntungkan bagi keberlangsungan pabrik.

h. Kebijakan Pemerintah

Kebijakan pemerintah untuk menjadikan daerah Rawa Arum, Gerogol, Cilegon dan sekitarnya sebagai kawasan industri akan memudahkan dalam hal perijinan dan pengembangan pabrik.

4.2. Tata Letak Pabrik

Salah satu landasan utama dalam dunia industri yaitu tata letak pabrik. Tata letak pabrik dirancang untuk penyusunan fasilitas dan sarana yang menunjang kebutuhan pabrik seperti perlengkapan, bangunan, sanitasi, kelistrikan, pembuangan limbah dan lain sebagainya. Tata letak pabrik juga dirancang untuk keselamatan, keamanan, dan kenyamanan karyawan dalam bekerja. Adapun tujuan perancangan tata letak pabrik secara rinci yaitu:

- a. Memanfaatkan area yang ada guna menghemat tempat
- b. Meminimumkan pemindahan bahan sehingga diperlukan penyusunan alat secara berurutan
- c. Mempersingkat proses manufaktur dengan memperpendek jarak antara proses satu dengan proses berikutnya.

d. Mengurangi waktu tunggu dalam proses produksi dengan pengaturan tata letak yang terkoordinasi dengan baik

e. Memelihara pemakaian tenaga kerja seefektif mungkin

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) terdapat beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik, diantaranya yaitu:

a. Pengembangan lokasi baru atau kemungkinan perluasan lokasi pabrik

b. Penentuan jenis dan jumlah produk yang akan diproduksi

c. Jenis pengendalian proses dan produk

d. Pengoptimalan waktu tempuh transportasi dalam area pabrik

e. Distribusi ekonomi pada bahan baku, produk, utilitas, dan lain sebagainya

f. Jenis bangunan, luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi yang telah memenuhi syarat

g. Pertimbangan kesehatan dan keselamatan tenaga kerja

h. Pembuangan limbah cair

i. Pemanfaatan area pabrik agar efektif dan efisien

j. *Service area* untuk tenaga kerja

Tata letak pabrik terdiri dari beberapa daerah utama, yaitu sebagai berikut:

a. Daerah administrasi/perkantoran

Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik untuk mengatur kelancaran operasi dalam pabrik maupun luar pabrik.

b. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah proses merupakan tempat untuk alat-alat proses diletakkan pada lokasi yang memudahkan suplai bahan baku dan pengiriman produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan alat. Sedangkan ruang kontrol merupakan tempat yang digunakan untuk mengontrol jalannya proses.

c. Daerah laboratorium

Daerah ini digunakan untuk melakukan analisa kualitas terhadap bahan baku yang akan digunakan maupun produk yang dihasilkan. Dengan adanya analisa ini dapat mengetahui apakah bahan baku layak dipakai atau tidak dan produk layak dijual atau tidak. Selain itu, daerah laboratorium

juga digunakan untuk penelitian dan pengembangan terhadap produk yang dihasilkan. Oleh karena itu, daerah ini diletakkan dekat dengan proses.

d. Daerah pemeliharaan dan perbaikan

Daerah ini merupakan daerah yang digunakan untuk *maintenance* alat-alat produksi yang dilakukan secara berkala demi kelancaran produksi. Daerah ini berupa bengkel teknik dan gudang teknik yang diletakkan di luar daerah proses karena terdapat aktivitas di dalam bengkel yang dapat berakibat fatal bagi jalannya proses.

e. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Daerah utilitas merupakan daerah yang menyediakan keperluan untuk menunjang jalannya proses maupun kegiatan dalam pabrik seperti penyediaan air, penyediaan listrik, dan penyediaan bahan bakar. Dalam daerah ini juga terdapat unit pemadam kebakaran untuk mengantisipasi jika terjadi kebakaran dalam pabrik.

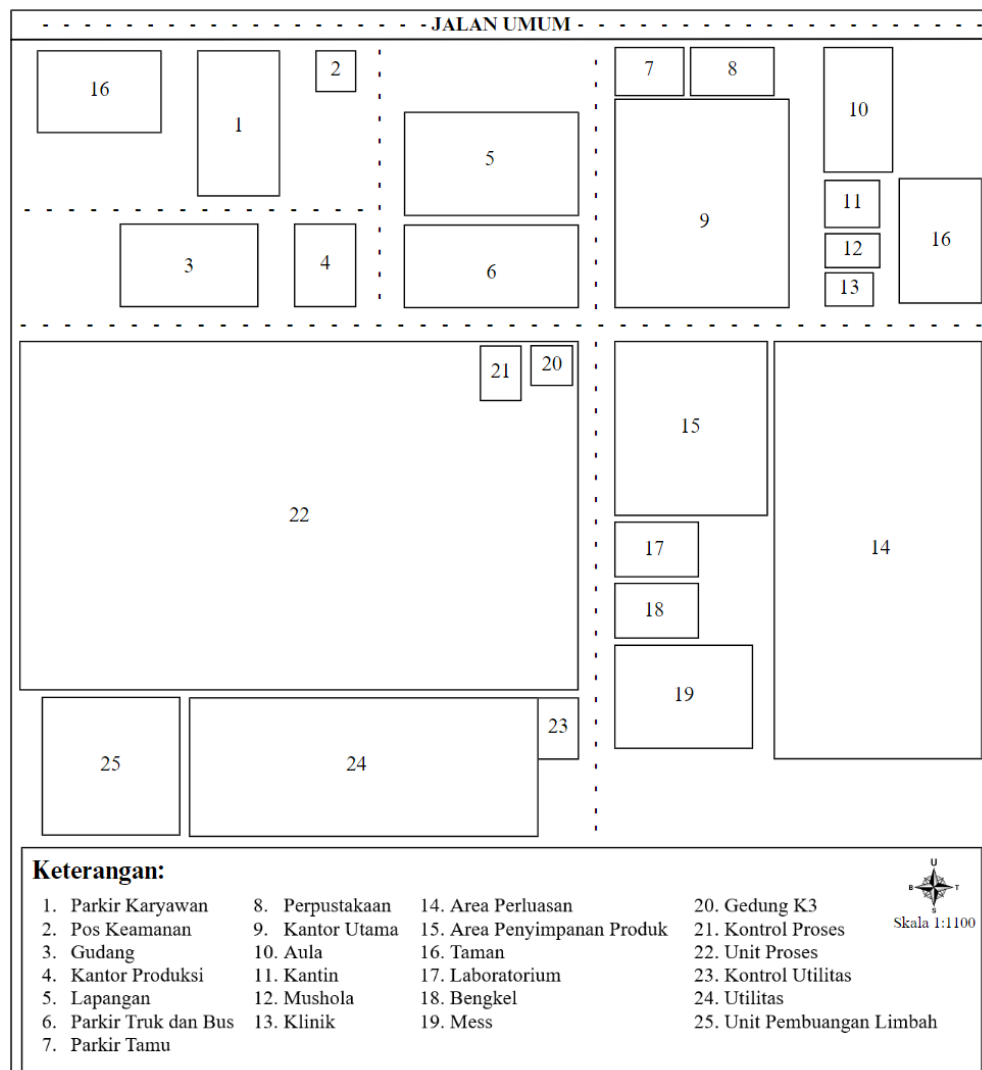
f. Daerah pengolahan limbah

Pada industri kimia, daerah pengolahan limbah harus ada karena untuk limbah hasil produksi harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Pengolahan ini bertujuan supaya limbah yang dibuang ke lingkungan sudah dalam kondisi aman, tidak membahayakan masyarakat dan lingkungan sekitar.

Pendirian pabrik heksil asetat dengan kapasitas 25.000 ton/tahun direncanakan dibangun pada area seluas 12.106 m². Berikut rincian luas tanah penggunaan lahan dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut:

Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
1	Parkir karyawan	12	21	252
2	Pos keamanan	6	6	36
3	Gudang	20	12	240
4	Kantor produksi dan teknik	9	12	108
5	Lapangan	25	15	375
6	Parkir truk dan bus	25	12	300
7	Parkir tamu	10	7	70
8	Perpustakaan	12	7	84
9	Kantor utama	25	30	750
10	Aula	10	18	180
11	Kantin	8	7	56
12	Mushola	8	5	40
13	Klinik	7	5	35
14	Area perluasan	30	60	1.800
15	Area penyimpanan produk	22	25	550
16	Taman dan jalan	40	30	1.200
17	Laboratorium	12	8	96
18	Bengkel	12	8	96
19	Mess	20	15	300
20	Gedung K3	6	6	36
21	Kontrol proses	6	8	48
22	Unit proses	80	50	4.000
23	Kontrol proses	6	9	54
24	Utilitas	50	20	1.000
25	Unit pembuangan limbah	20	20	400
Total				12.106



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

4.3. Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses merupakan tempat dimana alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat proses dirancang untuk mendapatkan kondisi proses yang efisien. Beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak alat proses yaitu:

- Aliran bahan baku dan produk yang efisien dapat memberikan keuntungan ekonomi yang lebih besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

- b. Aliran udara di dalam maupun di sekitar peralatan proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.
- c. Pencahayaan sebuah pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan
- d. Lalu lintas manusia dan kendaraan dalam perancangan tata letak alat proses perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Apabila terjadi gangguan pada alat proses, para pekerja dapat segera memperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalankan tugas juga harus diprioritaskan.
- e. Pertimbangan ekonomi pada alat proses bertujuan untuk menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.
- f. Jarak antar alat proses perlu diperhatikan untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi yang tinggi. Alat tersebut sebaiknya dipisah dari alat proses yang lain supaya tidak terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut. Sehingga tidak membahayakan proses produksi dan pekerja.

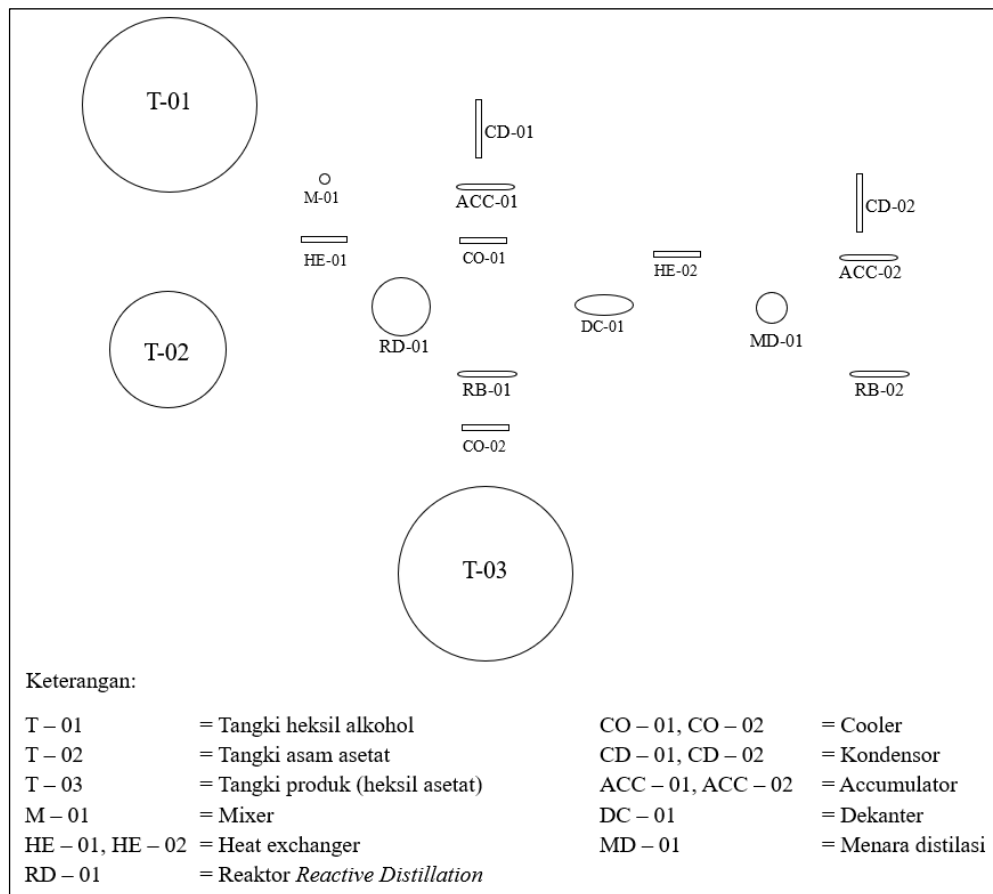
Adapun kelebihan dalam tata letak alat proses yaitu:

- a. Tata letak alat proses disusun berdasarkan urutan proses produksi sehingga didapatkan garis produksi yang logis dan lancar.
- b. Waktu produksi yang singkat karena alat proses berurutan.
- c. Penggunaan area yang lebih sedikit.

Selain itu, kekurangan dalam tata letak alat proses sebagai berikut:

- a. Biaya *material handling* lebih mahal karena lini produksi yang panjang.
- b. Perlu adanya perencanaan produksi dan sistem kontrol.
- c. Waktu produksi lebih besar dan kecepatan produksi tergantung pada mesin yang paling lambat.

Berikut *layout* tata letak alat proses pabrik heksil asetat yang terdapat pada Gambar 4.3 sebagai berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:800)

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik heksil asetat direncanakan akan didirikan dengan spesifikasi sebagai berikut:

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri Heksil Asetat

Lokasi Perusahaan : Gerogol, Cilegon, Banten

Alasan pendirian pabrik dalam bentuk Perseroan Terbatas dilatarbelakangi atas beberapa pertimbangan diantaranya yaitu:

1. Modal mudah didapatkan dengan menjual saham perusahaan.
2. Kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan karena tanggung jawab pemegang saham terbatas.

3. Pemilik perusahaan (pemegang saham) dan pengurus perusahaan (direksi, manager, staf dan lainnya) terpisah satu sama lain.
4. PT dapat mengumpulkan dana yang sangat besar dari masyarakat sehingga dapat mengembangkan bisnis. Oleh karena itu, keberlanjutan perusahaan akan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemilik perusahaan, manajer, staf dan karyawan perusahaan.
5. Kepemilikan dapat berubah-ubah dengan cara mengalihkan kepemilikan dengan menjual saham kepada orang lain.
6. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang profesional dan berpengalaman.

4.4.2. Struktur Organisasi

Salat satu faktor penting untuk menunjang kelangsungan dan kemajuan suatu perusahaan yaitu struktur organisasinya. Struktur organisasi ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan demi tercapainya kerja sama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang baik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain: perumusan tujuan perusahaan, pembagian tugas kerja, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengendalian pekerjaan, dan organisasi perusahaan. Menurut Nurlia (2019: 54), struktur organisasi terdiri dari 3 macam, yaitu:

1. Line System

Sistem ini digunakan pada perusahaan kecil dimana pemilik perusahaan sebagai komando tertinggi dan memberi perintah secara langsung kepada bawahannya. Organisasi dengan sistem ini, secara keseluruhan terlalu bergantung kepada satu orang.

2. *Line and Staff System*

Sistem ini digunakan pada sebagian besar perusahaan baik perusahaan kecil maupun besar. Garis wewenang lebih sederhana, praktis, dan tegas. Koordinasi lebih mudah dilaksanakan karena pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas. Seorang karyawan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

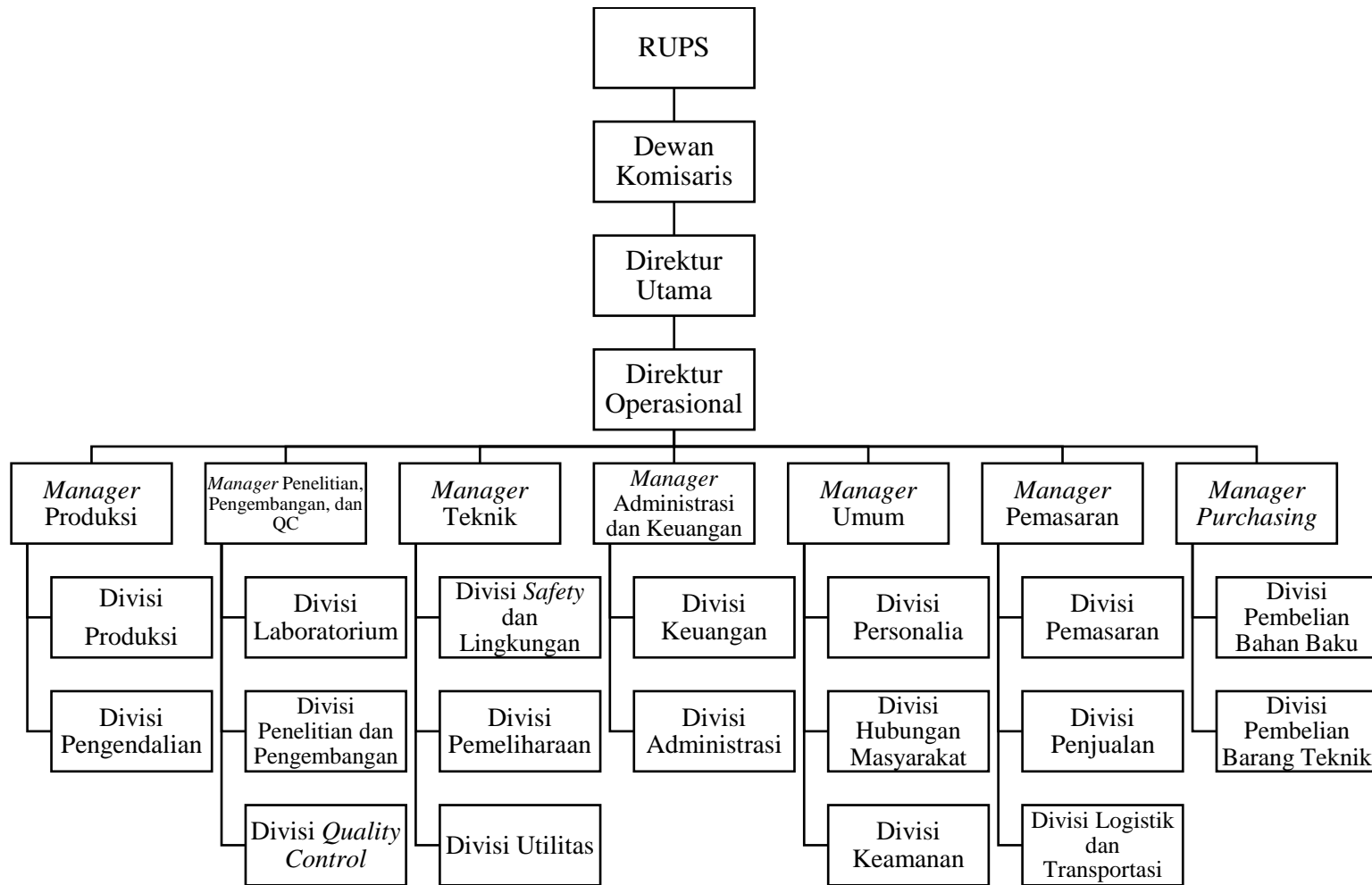
3. *Functional System*

Pada sistem ini, karyawan ditempatkan pada bidangnya masing-masing sesuai dengan keahliannya. Wewenang karyawan terbatas pada bidang keahliannya. Umumnya struktur ini digunakan pada perusahaan besar.

Struktur organisasi yang digunakan di perusahaan ini mengacu pada *line and staff system* (sistem garis dan staf). Dalam sistem ini, garis wewenang lebih sederhana, efisien, dan tegas. Sehingga seorang pegawai hanya akan bertanggung jawab kepada satu atasan. Untuk memastikan kelancaran produksi, diperlukan tenaga ahli yang terdiri dari individu yang ahli dalam bidangnya.

Muljawan (2019) menyatakan bahwa terdapat dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi dengan *line and staff system*, yaitu:

1. Garis atau *line* adalah pemimpin yang memegang peranan dalam mengambil keputusan, kebijakan, dan memiliki otoritas serta bertanggung jawab secara langsung terhadap pencapaian tujuan perusahaan. Wewenang lini dalam struktur organisasi dapat digambarkan dengan garis.
2. Staf merupakan individu yang bertugas untuk menyediakan data, informasi, pelayanan, dan ide-ide guna membantu kelancaran tugas manajer lini. Dalam struktur organisasi digambarkan dengan garis putus-putus. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4 sebagai berikut:



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3. Tugas dan Wewenang

a. RUPS (Rapat Umum Pemegang Saham)

Melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), Pemegang Saham merupakan kekuasaan tertinggi dalam perseroan yang melaksanakan pimpinan tertinggi atas perusahaan. Pemegang saham disebut juga dengan orang yang memiliki hak kepemilikan saham perusahaan. Wewenang dari pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Meminta pertanggungjawaban dari Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur dengan musyawarah pemegang saham.
3. Menyetujui hasil usaha dan laporan keuangan tahunan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan organ perseroan yang bertanggung jawab untuk memantau tugas-tugas manajemen. Dewan Komisaris bertugas melakukan pengawasan secara umum dan khusus sesuai dengan anggaran dasar serta memberikan saran kepada direksi. Dewan Komisaris tidak boleh terlibat dalam tugas-tugas manajemen dan tidak diperbolehkan mewakili perusahaan dalam transaksi dengan pihak ketiga. Dewan komisaris memiliki peranan yang sangat penting terhadap proses pengelolaan perusahaan seperti memastikan proses manajemen perusahaan yang dilakukan oleh direksi berjalan sesuai dengan tugas dan tanggung jawabnya.

c. Direktur Utama

Direktur utama perusahaan menjalankan peran penting terhadap sukses atau tidaknya suatu perusahaan. Direktur utama merupakan penentu keputusan penting dan strategis yang dapat mempengaruhi kinerja perusahaan maupun kualitas pelaporan akuntansi suatu

perusahaan. Direktur atau disebut juga dengan dewan direksi memiliki peran dalam perusahaan diantaranya yaitu:

1. Direktur utama harus mampu menyusun strategi bisnis yang dapat mengarahkan perusahaan ke arah yang lebih baik.
2. Direktur utama harus memiliki kemampuan untuk menyusun, mengkomunikasikan, dan menerapkan visi, misi, serta arah yang akan diambil perusahaan di masa depan.
3. Direktur utama bertanggung jawab menguraikan ide dan arahan ke seluruh perusahaan dan menjadi pemimpin dalam pertemuan rutin dengan CEO, tim eksekutif, dan para pemimpin senior perusahaan lain.
4. Direktur utama bertugas untuk menunjuk karyawan yang akan memimpin divisi tertentu dan diminta untuk memberikan laporan rutin tentang kinerja divisi tersebut kepada direktur.
5. Direktur utama bertugas menyampaikan laporan kepada pemegang saham atas kinerja yang telah dicapai perusahaan supaya pemegang saham mengetahui apa saja yang telah dicapai oleh perusahaan.
6. Mengawasi situasi kompetisi bisnis secara keseluruhan baik secara internal maupun eksternal.
7. Melakukan evaluasi kesuksesan perusahaan dengan menggunakan metode-metode tertentu dan apabila terjadi kegagalan, direktur utama harus dapat mencari penyebab dari kegagalan tersebut.

d. Direktur Operasional

Direktur operasional dalam struktur perusahaan berada tepat di bawah direktur utama. Direktur operasional bertanggung jawab terhadap semua kegiatan operasional perusahaan mencakup proses perencanaan hingga pelaksanaan operasional. Direktur operasional membantu direktur utama dalam melaksanakan tugas operasional

yang terkait dengan operasional perusahaan. Tugas dari seorang direktur operasional diantaranya yaitu:

1. Bertanggung jawab terhadap proses operasional, produksi, proyek, hingga kualitas produksi.
2. Bertanggung jawab terhadap pengembangan kualitas produk serta karyawan yang terlibat.
3. Menyusun strategi dalam pemenuhan target perusahaan dan cara mencapai target tersebut.
4. Mengecek, mengawasi, dan menentukan semua kebutuhan dalam proses operasional perusahaan.
5. Merencanakan, menentukan, mengawasi, mengambil keputusan serta melakukan koordinasi dalam hal anggaran untuk operasional perusahaan.
6. Mengawasi semua karyawan dan memastikan mereka melaksanakan tugas sesuai dengan yang diperintahkan.
7. Membuat laporan kegiatan untuk diberikan kepada direktur utama.

e. *Manager*

Manager merupakan seseorang yang bertanggung jawab atas pengelolaan dan koordinasi sumber daya dalam suatu organisasi. Dalam struktur organisasi, *manager* berada di bawah direktur operasional. Tugas pokok *manager* dalam perusahaan yaitu memimpin, mengarahkan, dan mengawasi staf untuk bekerja sama mencapai tujuan perusahaan. *Manager* pada pabrik heksil asetat terdiri dari beberapa bagian, yaitu:

1. *Manager* Produksi

Manager produksi mempunyai tugas untuk merancang, mengimplementasikan dan mengawasi strategi produksi. *Manager* produksi juga memastikan produksi berjalan dengan baik. Selain itu, *manager* produksi harus mengontrol, mengawasi penggunaan bahan dan alat produksi serta menjadi

pemimpin dalam tim produksi. *Manager* produksi membawahi beberapa divisi yaitu divisi produksi dan divisi pengendalian.

1) Divisi Produksi

Tugas dari divisi produksi yaitu:

- a. Mengkoordinasi dan mengatur para karyawan di bagian produksi untuk melakukan pengoperasian mesin produksi.
- b. Menjadi pusat pengendalian target produksi untuk menghasilkan produk sesuai dengan target pencapaian yang ditetapkan oleh perusahaan.
- c. Membuat dan menciptakan hasil produk sesuai kualitas dan kuantitas yang sudah ditetapkan oleh perusahaan.
- d. Mengadakan seluruh sarana kebutuhan operator mesin produksi yang berhubungan dengan proses produksi.

2) Divisi Pengendalian

Tugas dari divisi pengendalian yaitu:

- a. Memimpin dan memantau langsung kelancaran pada proses pengendalian.
- b. Melakukan pengukuran dan perbaikan terhadap pelaksanaan produksi sehingga tujuan perusahaan dapat tercapai.

2. *Manager* Penelitian, Pengembangan dan QC

Tugas dari *manager* penelitian, pengembangan, dan *quality control* yaitu merencanakan penelitian dan pengembangan untuk peningkatan efisiensi dan efektifitas proses produksi serta bertanggung jawab terhadap data *quality control* serta mengkoordinir staf-staf. *Manager* penelitian, pengembangan dan QC membawahi beberapa divisi yaitu divisi laboratorium, divisi penelitian dan pengembangan serta divisi *quality control*.

1) Divisi Laboratorium

Tugas dari divisi laboratorium yaitu:

- a. Melakukan analisa kandungan terhadap bahan baku yang akan digunakan untuk produksi maupun produk yang dihasilkan dari proses produksi.
- b. Memantau limbah yang dihasilkan dari proses apakah limbah tersebut sudah layak untuk dibuang ke lingkungan atau belum.

2) Divisi Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dari divisi litbang yaitu:

- a. Melaksanakan penelitian dan pengembangan untuk setiap lini dan sektor sesuai dengan visi dan misi perusahaan.
- b. Memantau, mengawasi dan mengevaluasi pelaksanaan tugas dalam lingkup divisi penelitian dan pengembangan untuk mengetahui kemajuan dalam pelaksanaan tugas.

3) Tugas divisi *quality control* antara lain:

Tugas dari divisi *quality control* yaitu:

- a. Menjalankan uji coba pada produk dari aspek mutu dan jumlah selama proses produksi mulai dari pemilihan bahan baku, pengolahan bahan baku, hingga tahap barang setengah jadi dan hasil akhir produksi untuk mencapai standar kualitas yang telah ditentukan oleh perusahaan.

3. *Manager* Teknik

Manager teknik bertanggung jawab langsung kepada direktur personalia. Tugas utamanya yaitu mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan masalah teknik baik di lapangan maupun di kantor. Dalam menjalankan tugasnya, *manager* teknik dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi *Safety* dan Lingkungan

Tugas dari divisi *safety* dan lingkungan yaitu:

- a. Melakukan pengadaan terhadap segala kebutuhan yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja bagi karyawan di lingkungan perusahaan.
- b. Memastikan seluruh pegawai di tempat kerja, bekerja dengan keadaan yang terjamin keamanan dan kesehatannya.

2) Divisi Pemeliharaan (*Maintenance*)

Tugas dari divisi pemeliharaan yaitu:

- a. Menyediakan layanan dalam perbaikan terkait masalah instrument, elektronik, maupun mekanik.
- b. Melakukan pemeliharaan peralatan di pabrik dan instrumentasi yang menunjang operasi yang berlangsung dalam pabrik.

3) Divisi Utilitas

Tugas dari divisi utilitas yaitu:

- a. Melakukan perbaikan terhadap mesin dan instalasi sumber energi berupa air, angin, maupun steam.
- b. Melakukan improvement terhadap mesin-mesin pensupply sumber energi.
- c. Melakukan perawatan dan pemeliharaan terhadap mesin utilitas serta melakukan pengadaan spare part.

4. *Manager* Administrasi dan Keuangan

Manager administrasi dan keuangan umumnya bertugas untuk melakukan perencanaan dan pengembangan sistem keuangan di perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya, *manager* administrasi dan keuangan dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi Keuangan

Tugas dari divisi keuangan yaitu:

- a. Membuat rencana keuangan perusahaan mulai dari perencanaan peminjaman, uang kas masuk dan kas keluar, hingga pembayaran jatuh tempo utang.
- b. Menyusun kebijakan anggaran keuangan perusahaan.
- c. Mengetahui dan membayarkan utang dan beban perusahaan.

2) Divisi Administrasi

Tugas dari divisi administrasi yaitu:

- a. Mampu membuat dan menyusun laporan mengenai kondisi dan perkembangan keuangan di dalam perusahaan.
- b. Menyusun dan melakukan pembukuan tentang aktivitas keuangan di dalam perusahaan.

5. *Manager* Umum

Manager umum mempunyai tugas pada bidang sumber daya manusia (SDM) baik karyawan maupun pekerja. Dalam menjalankan tugasnya, *manager* umum dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi Personalia

Tugas dari divisi personalia yaitu:

- a. Bertanggung jawab atas database karyawan dan benefit yang diterima karyawan seperti asuransi.
- b. Mengelola daftar hadir, absensi serta cuti para karyawan mulai dari masuk kerja hingga jam pulang kerja karyawan.

2) Divisi Hubungan Masyarakat

Tugas dari divisi hubungan masyarakat yaitu:

- a. Bertanggung jawab atas penyampaian informasi secara lisan, tulisan, maupun gambar kepada publik.

- b. Membangun hubungan baik dengan masyarakat maupun media massa guna membangun penerimaan publik yang baik dan menyenangkan.

3) Divisi Keamanan

Tugas dari divisi keamanan yaitu:

- a. Bertanggung jawab terhadap keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja sehingga karyawan terjamin keamanannya.

6. *Manager* Pemasaran

Manager pemasaran bertanggung jawab langsung terhadap direktur operasional. *Manager* pemasaran bertugas mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran produk. Dalam menjalankan tugasnya, *manager* ini dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi Pemasaran

Tugas dari divisi pemasaran yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam pengembangan strategi untuk mempromosikan produk supaya terjadi peningkatan penjualan dan pendapatan bagi perusahaan.

2) Divisi Penjualan

Tugas dari divisi penjualan yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam mencari pelanggan ataupun calon pelanggan hingga mencapai target penjualan.
- b. Bertanggung jawab dalam menawarkan produk perusahaan kepada konsumen.
- c. Memberikan konsultasi barang yang akan dijual kepada calon pembeli.

3) Divisi Logistik dan Transportasi

Tugas dari divisi logistik dan transportasi yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam mendistribusikan dan menyimpan stok barang baik yang akan masuk ataupun yang akan keluar dari gudang.
- b. Merencanakan, mengerahkan dan mengkoordinasikan pengoperasian transportasi pada perusahaan.

7. *Manager Purchasing*

Manager purchasing pada perusahaan mempunyai tugas dalam bidang pengadaan barang kebutuhan perusahaan baik produksi maupun non produksi. Dalam menjalankan tugasnya, *manager* ini dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi Pembelian Bahan Baku

Tugas dari divisi pembelian bahan baku yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam pembelian bahan baku yang digunakan untuk produksi mulai dari mencari *supplier* dan melakukan negosiasi hingga tercapai kesepakatan yang menguntungkan bagi perusahaan.

2) Divisi Pembelian Barang Teknik

Tugas dari divisi pembelian barang teknik yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam pengadaan alat-alat proses untuk menunjang kebutuhan proses produksi.

4.4.4. Catatan

a. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik heksil asetat direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun. Proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan *shut down* pabrik. Menurut PP RI No 35 Tahun 2021, pembagian kerja karyawan terbagi menjadi karyawan *shift* dan *non-shift* dengan jumlah jam kerja 40 jam tiap minggu.

1. Karyawan *Non-Shift* / Harian

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan *non-*

shift disebut juga dengan karyawan harian. Mereka termasuk direktur, *manager*, *supervisor*, serta karyawan yang berada di kantor. Karyawan harian bekerja selama 8 jam per harinya dan selama 5 hari dalam seminggu serta libur pada hari Sabtu, Minggu dan hari besar. Pembagian jam kerja karyawan harian di pabrik ini yaitu sebagai berikut:

Jam kerja:

- Hari Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 17.00
- Hari Jum'at : Pukul 08.00 – 17.00

Jam istirahat:

- Hari Senin – Kamis : Pukul 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : Pukul 11.30 – 13.00

2. Karyawan *Shift*

Karyawan yang menangani proses produksi secara langsung disebut dengan karyawan *shift*. Karyawan *shift* mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran proses produksi. Karyawan *shift* terdiri dari karyawan pada proses dan utilitas, laboratorium, pemeliharaan, dan bagian-bagian yang selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Karyawan *shift* bekerja selama 7 jam per shiftnya. Sehingga karyawan *shift* bekerja selama 24 jam dengan bergantian. Pembagian jam kerja karyawan *shift* yaitu sebagai berikut:

- *Shift* 1 (pagi) : Pukul 06.00 – 14.00
- *Shift* 2 (siang) : Pukul 14.00 – 22.00
- *Shift* 3 (malam) : Pukul 22.00 – 06.00

Karyawan *shift* terbagi menjadi 4 kelompok yaitu kelompok A, B, C, dan D. Dalam 4 kelompok tersebut, terdapat 1 kelompok yang libur setiap harinya. Jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok disajikan dalam Tabel 4.2 sebagai berikut.

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Kelompok	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1
B	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2
C	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3
D	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■
Kelompok	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2
B	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3
C	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■
D	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1

Keterangan:

1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

■ : Hari libur

3. Kerja Lembur

Kerja lembur dilakukan ketika ada keperluan mendesak dan atas persetujuan dari *manager* masing-masing.

b. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan

Pada pabrik ini, sistem pembagian gaji karyawan terbagi menjadi 3 jenis, yaitu:

1. Gaji harian, yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.
2. Gaji bulanan, yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
3. Gaji lembur, yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok

Berikut penggolongan jabatan, jumlah karyawan, pendidikan dan gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 5.2

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji (Rp) (/Orang/Bulan)	Total Gaji (Rp)
Dewan Komisaris	S3	1	85.000.000	85.000.000
Direktur Utama	S2	1	70.000.000	70.000.000
Direktur Operasional	S2	1	60.000.000	60.000.000
Manager Produksi	S1	1	20.000.000	20.000.000
Manager Litbang dan QC	S1	1	20.000.000	20.000.000
Manager Administrasi dan Keuangan	S1	1	20.000.000	20.000.000
Manager Umum	S1	1	20.000.000	20.000.000
Manager Pemasaran	S1	1	20.000.000	20.000.000
Manager Purchasing	S2	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Proses	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Pengendalian	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Laboratorium	S1/D3	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Litbang	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Quaity Control	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Safety dan Lingkungan	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Pemeliharaan	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Utilitas	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Keuangan	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Administrasi	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Hubungan Masyarakat	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Keamanan	S1/Pensiunan ABRI	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Personalia	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Pemasaran	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Penjualan	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Logistik dan Transportasi	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Pembelian Bahan Baku	S1	1	10.000.000	10.000.000
Supervisor Pembelian Barang Teknik	S1	1	10.000.000	10.000.000
Sekretaris	S1/D3	1	5.000.000	5.000.000
Dokter	S1	2	6.000.000	12.000.000
Perawat	S1/D3	3	4.700.000	14.100.000
Operator Proses dan Utilitas (shift)	S1/D3	64	5.000.000	320.000.000

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan
(Lanjutan)

Karyawan Proses	S1/D3	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Utilitas	S1/D3	3	7.000.000	21.000.000
Karyawan Pengendalian (shift)	S1/D3	8	8.000.000	64.000.000
Karyawan Laboratorium (shift)	S1/D3	8	5.200.000	41.600.000
Karyawan Safety dan Lingkungan (Shift)	S1/D3	8	5.200.000	41.600.000
Karyawan Pemeliharaan (shift)	S1/D3	8	7.000.000	56.000.000
Karyawan Litbang	S1/D3	3	5.400.000	16.200.000
Security (Shift)	SLTA	8	4.100.000	32.800.000
Karyawan Keuangan	S1/D3	2	5.200.000	10.400.000
Karyawan Administrasi	S1/D3	2	5.200.000	10.400.000
Karyawan Pembelian	S1/D3	2	5.200.000	10.400.000
Karyawan Humas	S1/D3	3	4.700.000	14.100.000
Karyawan Personalia	S1/D3	3	5.200.000	15.600.000
Karyawan Pemasaran	S1/D3	3	5.200.000	15.600.000
Karyawan Penjualan	SI/D4	3	5.200.000	15.600.000
Karyawan Logistik dan Transportasi	S1/D3	3	5.200.000	15.600.000
Petugas Perpustakaan	S1/D3	1	4.700.000	4.700.000
Petugas Koperasi	S1/D3	1	4.700.000	4.700.000
Sopir	SLTA	4	4.700.000	18.800.000
Cleaning Service	SLTA	6	3.000.000	18.000.000
Total		180	663.800.000	1.337.200.000

c. Kesejahteraan Karyawan

Hak dan kewajiban karyawan di perusahaan telah diatur oleh Undang-Undang Ketenagakerjaan. Terdapat dua jenis karyawan pada perusahaan yaitu:

1. Karyawan Kontrak

Karyawan kontrak merupakan karyawan yang bersedia menandatangani Perjanjian Kerja Waktu Tertentu (PKWT) dimana perjanjian tersebut adalah perjanjian kerja antara karyawan dengan direktur untuk mengadakan hubungan kerja dalam jangka waktu tertentu atau untuk pekerjaan tertentu. Perjanjian tersebut dapat diperpanjang sesuai dengan kebutuhan perusahaan.

2. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang dipekerjakan oleh suatu perusahaan dengan status kepegawaian yang jelas. Karyawan tetap dipekerjakan secara permanen dan penuh waktu.

Seluruh karyawan memiliki hak serta kewajiban yang sama, seperti mendapatkan gaji, tunjangan, dan juga cuti.

- Hak Karyawan

- Gaji Pokok

Gaji pokok karyawan merupakan gaji dasar yang diberikan kepada karyawan berdasarkan jabatan, keahlian, prestasi kerja, dan masa kerja. Kenaikan gaji pokok akan terjadi setiap tahunnya sesuai dengan pertumbuhan ekonomi dan prestasi karyawan tersebut.

- Tunjangan Karyawan

Seluruh karyawan mendapatkan tunjangan yang telah diatur oleh perusahaan. Berikut jenis-jenis tunjangan yang diberikan:

- a. Tunjangan Kesehatan

Seluruh karyawan memiliki tunjangan kesehatan berupa asuransi yang telah diatur oleh perusahaan sesuai dengan UU RI No 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional Pasal 18 sebagai berikut:

1. Jaminan kecelakaan kerja
2. Jaminan kesehatan
3. Jaminan hari tua
4. Jaminan pensiun dan kematian

Perusahaan akan mengganti seluruh biaya perawatan jika terdapat karyawan yang mengalami kecelakaan kerja maupun sakit yang harus dirawat.

b. Tunjangan Makan

Tunjangan makan berupa makan siang yang telah disediakan oleh perusahaan untuk seluruh karyawan. Bisa berupa makanan ataupun uang makan.

c. Tunjangan Transportasi

Tunjangan transportasi diberikan kepada seluruh karyawan untuk menjangkau lokasi kerja. Tunjangan ini bisa berupa uang transport maupun fasilitas transportasi untuk keperluan pekerjaan.

d. Tunjangan Hari Raya

Salah satu hak karyawan yang telah diatur dalam peraturan perusahaan di Indonesia yaitu tunjangan hari raya (THR). THR bertujuan untuk memberikan motivasi dan penghargaan kepada karyawan yang telah bekerja dengan baik selama satu tahun. THR dihitung dari gaji pokok karyawan ditambah dengan beberapa tunjangan lainnya seperti tunjangan makan, tunjangan transportasi, dan lain sebagainya.

e. Tunjangan Susu

Tunjangan ini diberikan kepada karyawan produksi, laboratorium, penelitian dan pengembangan. Tunjangan tersebut diberikan demi menjaga kesehatan para karyawan karena telah berhadapan langsung dengan bahan kimia.

- Fasilitas Karyawan

Berikut beberapa fasilitas yang didapatkan oleh para karyawan, yaitu:

1. Seragam kerja dan peralatan keselamatan kerja
2. Tempat ibadah

3. Klinik yang telah dilengkapi dengan tenaga medis untuk karyawan yang sedang sakit atau terjadi kecelakaan kerja.
 4. Bonus performa kerja
 5. Pelatihan untuk pengembangan skill karyawan
 6. Upah lembur
- Cuti dan Hari Libur Nasional
- Karyawan mendapatkan cuti tahunan sebanyak 12 hari setiap tahun. Cuti tahunan diberikan kepada karyawan tetap atau yang telah bekerja selama 12 bulan secara terus menerus. Jika dalam waktu satu tahun karyawan tidak menggunakan hak cutinya, maka hak cutinya akan hangus untuk tahun itu. Cuti tahunan termasuk dalam cuti bersama yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Pada hari libur nasional, karyawan non-shift tidak masuk kerja. Sedangkan untuk karyawan shift tetap masuk kerja dan dihitung sebagai kerja lembur.
- Kewajiban Karyawan
 - Kewajiban yang harus dilaksanakan oleh seluruh karyawan pabrik heksil asetat adalah sebagai berikut:
 1. Karyawan wajib mendukung visi dan misi perusahaan serta setia mengemban amanat perusahaan sampai akhir masa kerja.
 2. Karyawan harus paham mengenai data dan informasi terkait perusahaan yang tidak boleh disebarluaskan ke tempat umum.
 3. Karyawan wajib taat dan patuh kepada seluruh aturan perusahaan.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan salah satu bagian penting yang digunakan untuk menunjang proses produksi dalam pabrik. Utilitas pada pabrik heksil asetat meliputi unit pengadaan dan pengolahan air, unit pembangkit *steam*, unit pembangkit listrik, unit penyedia udara tekan, unit penyedia bahan bakar, dan unit pengolahan limbah. Unit-unit ini bekerja secara bersamaan dan menggunakan sistem *reuse* pada beberapa peralatan.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1. Unit Penyedia Air

Unit penyedia air merupakan unit yang menyediakan air untuk memenuhi kebutuhan baik dalam proses industri maupun sanitasi. Kebutuhan air bisa didapat dari beberapa sumber seperti air tanah, air sungai, air danau, dan air laut. Dalam pabrik heksil asetat ini, sumber air yang digunakan merupakan sumber air tanah.

Air tanah merupakan air yang mempunyai kualitas yang relatif baik dibandingkan dengan air permukaan dan tidak tergantung pada musim. Air tanah memiliki cadangan air yang lebih besar dan lebih mudah diperoleh dengan cara yang sederhana dan biaya relatif murah. Air yang diolah pada unit utilitas ini adalah sebagai berikut:

1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang disuplai ke boiler untuk dirubah menjadi *steam*. Berikut beberapa persyaratan air yang digunakan untuk umpan boiler:

- a. Tidak mengandung garam-garam kalsium dan magnesium karena jika terkena panas akan mengendap dan melekat pada dinding-dinding boiler sehingga menjadi kerak. Kerak tersebut dapat menyebabkan isolasi terhadap panas dan akan

menghambat perpindahan panas serta dapat menimbulkan kebocoran apabila kerak tersebut pecah.

- b. Tidak mengandung logam atau kation bervalensi dua seperti Fe, Mn, Ca, dan Mg. Karena logam-logam tersebut dapat menyebabkan kesadahan pada air. Untuk menghilangkan kesadahan pada air dapat menggunakan resin penukar ion dengan cara ion pada resin akan bertukar tempat dengan ion yang akan diambil. Cara lain untuk menghilangkan kesadahan yaitu dengan menambahkan bahan kimia untuk pengendapan ion-ion penyebab kesadahan.
- c. Air tidak mengandung oksigen dan karbon dioksida yang terdapat dalam uap yang terkondensasi karena dapat menyebabkan korosi.

Jumlah kebutuhan air yang digunakan untuk umpan boiler yaitu sebesar 544,96 kg/jam.

2. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air dengan kualitas tertentu untuk keperluan sehari-hari yang kualitasnya berbeda dengan air untuk keperluan minum. Air ini digunakan untuk keperluan pada perkantoran. Berikut kualitas pada air sanitasi yang harus dipenuhi:

- a. Syarat fisika : tidak berwarna, tidak berasa, dan tidak berbau.
- b. Syarat kimia : tidak mengandung zat-zat kimia yang membahayakan untuk kesehatan manusia.
- c. Syarat biologi : tidak mengandung mikroorganisme atau bakteri patogen.
- d. Syarat radioaktif : tidak mengandung unsur-unsur radioaktif yang dapat membahayakan kesehatan seperti aktivis alpha dan aktivis beta.

Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Sanitasi

Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
Air untuk karyawan	495,83
Air untuk laboratorium	50,00
Air taman	68,75
Air untuk keperluan kantin	141,67
Air poliklinik	25,00
Air untuk kebutuhan mess	166,67
Total	947,92

3. Air Hydrant

Hydrant merupakan sitem perlengkapan pemadam kebakaran yang digunakan sebagai alat keamanan untuk mencegah terjadinya kebakaran. Media yang digunakan yaitu berupa air. Jumlah kebutuhan air yang digunakan untuk *hydrant* yaitu sebesar 94,79 kg/jam.

Total jumlah kebutuhan air yang akan diolah pada unit pengolahan air tercantum pada Tabel 5.2 berikut:

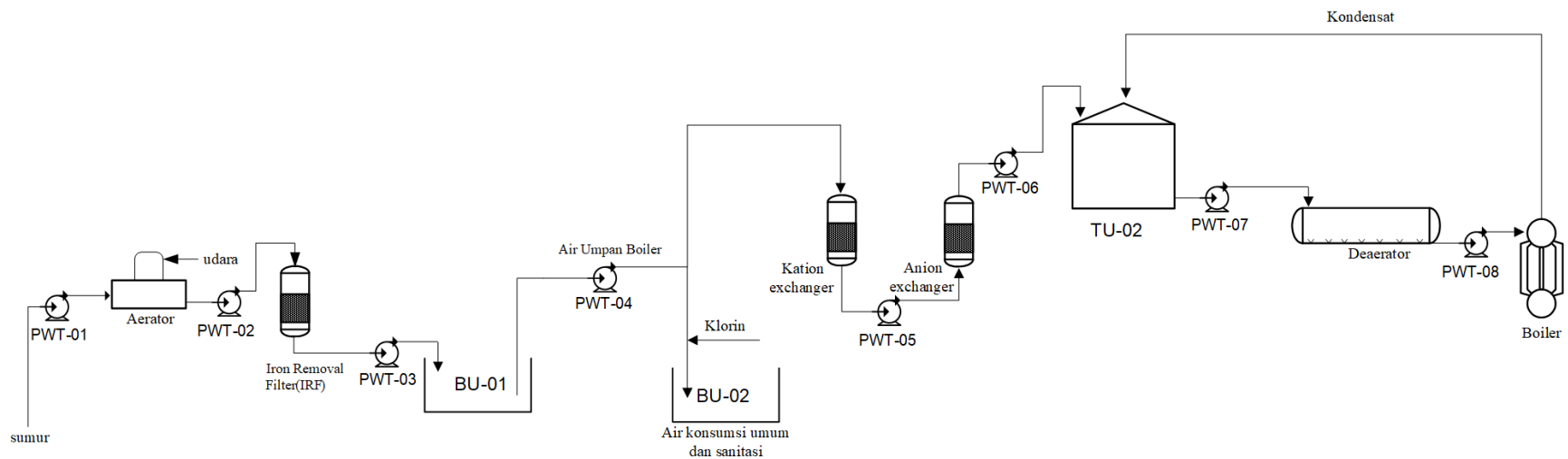
Tabel 5. 2 Jumlah Kebutuhan Air

Alat Proses	Kebutuhan Air (kg/jam)
Air umpan boiler	544,96
Air sanitasi	947,92
Air pemadam kebakaran	94,79
Total	1.587,67

Dari total kebutuhan air yang digunakan maka dibuat *overdesign* 20% sehingga total kebutuhan air yang diolah pada unit utilitas sebesar 1.905,20 kg/jam.

5.1.2. Unit Pengolahan Air

Air yang digunakan pada unit utilitas ini diperoleh dari air tanah sehingga harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. Adapun tahapan pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.1 berikut:



Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air Utilitas

a. Aerasi

Aerasi merupakan penambahan oksigen ke dalam air. Tujuan dari proses ini yaitu meningkatkan kandungan oksigen dalam air supaya zat-zat yang mudah menguap seperti hidrogen sulfida dan metana yang mempengaruhi rasa dan bau pada air dapat dihilangkan. Selain itu, kandungan karbondioksida dalam air akan berkurang. Mineral yang larut seperti besi dan mangan akan teroksidasi membentuk endapan yang dapat dihilangkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

b. Filtrasi

Filtrasi merupakan suatu proses penyaringan zat dari fluida cair yaitu air. Alat yang digunakan pada proses filtrasi ini bernama *Iron Removal Filter (IRF)* yang mengandung *manganese dioxide*. Tujuan dari proses ini yaitu untuk memisahkan endapan besi yang lolos pada proses aerasi dengan penurunan tekanan minimum. Sistem filtrasi ini beroperasi dengan prinsip mengoksidasi besi untuk mengubahnya dari besi terlarut menjadi besi tidak terlarut.

c. Bak Pengendapan

Proses selanjutnya yaitu air menuju ke bak pengendapan. Pada proses ini, terjadi pemurnian air dengan cara pengendapan bahan padat yang terdapat dalam air. Prinsip yang terjadi pada proses ini yaitu dengan memanfaatkan gaya gravitasi, sehingga bagian yang padat dan memiliki massa yang lebih berarti akan berada didasar bak pengendapan. Sedangkan air akan berada di atasnya.

d. Klorinasi

Untuk penggunaan air minum dan sanitasi akan melalui proses klorinasi. Pada proses ini terjadi penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air dengan tujuan untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya. Air yang telah mengalami proses klorinasi ditampung pada tangki air bersih.

e. Demineralisasi

Air yang digunakan untuk umpan boiler diolah terlebih dahulu untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi merupakan suatu proses terjadinya pertukaran ion untuk menghilangkan kontaminan mineral ion yang terdapat pada air. Prinsip dari demineralisasi ini adalah terjadinya pertukaran ion positif ataupun negatif dari larutan dan melepaskan ion lain ke dalam larutan tersebut dalam jumlah ekuivalen yang sama. Jumlah muatan yang diserap juga sama dengan muatan yang dilepas agar resin atau media penukar tetap stabil. Demineralisasi menggunakan resin penukar kation dan anion.

1. Penukar kation/ kation exchanger

Pada penukar kation, air yang mengandung kation diganti dengan ion H^+ (resin bersifat asam) sehingga air yang keluar merupakan air yang mengandung anion dan ion H^+ .

2. Penukar anion/ anion exchanger

Penukar anion berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam reaksi dengan menggunakan resin yang bersifat basa.

f. Deaerator

Deaerator merupakan tempat penghilangan kadar oksigen pada air. Penghilangan kadar oksigen dilakukan dengan proses pemanasan air kondensat dengan menggunakan uap ekstraksi turbin. Oksigen pada proses ini dihilangkan karena dapat menyebabkan korosi pada boiler.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan *steam* yang digunakan untuk media pemanas selama proses produksi. Steam yang dibutuhkan sebesar 544,96 kg/jam dengan menggunakan boiler. Untuk memenuhi kebutuhan steam digunakan 1 buah boiler dengan suhu 194,33 °C dan tekanan 13,61 atm.

5.3 Unit Penyedia *Dowtherm*

Fungsi dari unit ini yaitu sebagai penyedia *dowtherm* yang digunakan untuk media pendingin pada reaktor, menara distilasi, dan *cooler*. Air tidak digunakan sebagai media pendingin karena akan terjadi penguapan sebelum proses pendinginan berakhir. *Dowtherm* yang digunakan merupakan *dowtherm* A yang terdiri dari senyawa dipenil eter dan bipenil eter.

Dowtherm A tersebut dipilih dengan pertimbangan tidak mudah terurai pada suhu tinggi (dengan kisaran aplikasi rentang suhu 15 – 400°C) dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair maupun fase uap. Selain itu, viskositas *dowtherm* tergolong rendah sehingga tidak ada permasalahan pada pemompaan. Jumlah *dowtherm* yang digunakan adalah sebesar 50.157,16 kg/jam yang diperoleh dari Shenzhen Zhongke Lanqiao Technology Co., Ltd.

5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik merupakan unit yang bertugas untuk menyediakan aliran listrik pada pabrik. Tanpa adanya listrik, suatu pabrik tidak dapat berjalan dengan baik. Kebutuhan listrik pabrik heksil asetat dipenuhi dari PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan jika terdapat gangguan atau pemadaman listrik secara tiba-tiba dari PLN. Generator yang digunakan merupakan generator arus bolak – balik dengan kapasitas 300 kW. Generator jenis ini dipilih berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
 2. Tegangan dapat dinaikkan maupun diturunkan sesuai dengan kebutuhan.
- Kebutuhan listrik pada pabrik heksil asetat antara lain terdiri dari:
- a. Listrik untuk alat proses, seperti pada alat *mixer* dan pompa.
 - b. Listrik untuk alat utilitas, seperti pada alat pompa, *cooling tower*, dan kompresor udara.
 - c. Listrik untuk alat penunjang, seperti pada AC, komputer, penerangan, *mess*, laboratorium dan instrumen.

Sehingga kebutuhan total listrik pada pabrik heksil asetat dapat dilihat pada Tabel 5.3 berikut:

Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Listrik alat proses	16,18
2	Listrik alat utilitas	22,96
3	Listrik alat penunjang	158,93
Total		198,07

Kebutuhan listrik pada perancangan pabrik ini digunakan faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan listrik keseluruhan sebesar 237,68 kW.

5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit ini bertugas untuk menggerakkan instrumen pengendali yang bekerja secara *pneumatic*. Udara tekan yang digunakan berada pada tekanan 4 atm dan suhu 35 °C. Setiap alat kontrol membutuhkan udara tekan sebanyak 1,7 m³/jam. Jumlah alat kontrol yang digunakan sebanyak 23 buah, sehingga udara tekan yang dibutuhkan sebesar 39,08 m³/jam. Digunakan faktor keamanan 20% sehingga total kebutuhan udara tekan sebesar 46,89 m³/jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel*. Adapun spesifikasi kompresor yang digunakan yaitu:

Kode	: KU – 01
Fungsi	: Mengkompresi udara dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm
Jenis	: Single stage reciprocating compressor
Jumlah	: 1
Kapasitas	: 47 m ³ /jam
Tekanan <i>suction</i>	: 1 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 4 atm
Suhu udara	: 35 °C
Efisiensi	: 80 %
Daya kompresor	: 5 Hp

5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar bertugas untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan yaitu *Industrial Diesel Oil* (IDO). Bahan bakar yang dibutuhkan sebanyak 195,24 kg/jam.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses pengolahan pabrik harus diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Pengolahan tersebut dilakukan supaya limbah tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan pada pabrik ini adalah limbah cair. Limbah cair yang dihasilkan berasal dari air proses, utilitas, dan sanitasi. Berikut pengolahan limbah cair dari masing-masing limbah:

a. Limbah Air Proses

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari keluaran menara distilasi berupa CH_3COOH , H_2O , $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}$, $\text{C}_8\text{H}_{16}\text{O}_2$ yang dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

b. Limbah Air Utilitas

Limbah air utilitas berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin yang bersifat asam atau basa. Sehingga perlu dilakukan penetralan pH dengan menggunakan asam kuat seperti H_2SO_4 untuk pH limbah yang lebih dari 7. Sedangkan untuk pH limbah yang kurang dari 7 dengan menggunakan basa kuat seperti NaOH . Penetralan pH ini dilakukan sebelum limbah dialirkan ke penampungan akhir limbah.

c. Limbah Air Sanitasi

Limbah air sanitasi mengandung bakteri dan beberapa sumber kotoran. Oleh karena itu, sebelum dibuang ke lingkungan harus ditambahkan disinfektan berupa lumpur aktif dan injeksi klorin untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada perancangan pabrik heksil asetat ini, dilakukan evaluasi ekonomi dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan menguntungkan atau tidak. Evaluasi ekonomi ini dilakukan untuk mendapatkan estimasi kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik. Hal ini dilakukan dengan meninjau kebutuhan modal investasi, laba yang diperoleh, waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi, dan total produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Faktor – faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya sebagai berikut:

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

Sebelum dilakukan analisa terhadap faktor – faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi di atas, maka perlu adanya perkiraan terhadap beberapa hal, diantaranya yaitu:

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

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*fixed cost*)
- b. Biaya tidak tetap (*regulated cost*)
- c. Biaya variabel (*variable cost*)

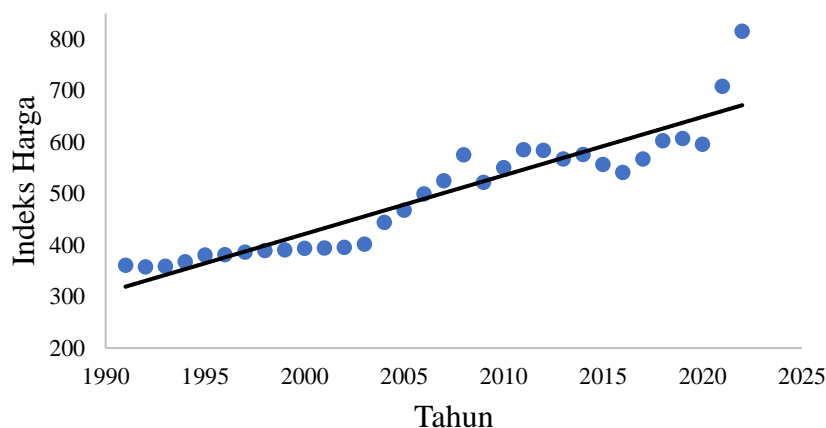
6.1. Penaksiran Harga Alat

Harga setiap alat proses tergantung pada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga masing – masing alat diperlukan suatu cara untuk memperkirakan harga alat masing – masing. Harga alat tersebut dapat diperkirakan dari data indeks harga alat pada tahun sebelumnya. Pabrik heksil asetat ini, rencana didirikan pada tahun 2028. Harga indeks tahun 2028 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1991 sampai 2022. Dari data indeks ini ditentukan dengan regresi linear terhadap indeks harga tahun – tahun sebelumnya.

Berdasarkan data indeks, maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = 11,375x - 22329 \quad (6.1)$$

Rencana pendirian pabrik heksil asetat dengan kapasitas 25.000 ton/tahun yaitu pada tahun 2028. Dengan menggunakan persamaan di atas, dapat mensubstitusikan nilai x menjadi 2028, maka diperoleh harga indeks pada tahun 2028 sebesar 739,50. Berikut ini merupakan grafik hubungan antara tahun dan indeks harga yang ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6. 1 Grafik Indeks vs Tahun

Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi yaitu tahun 2028. Persamaan yang digunakan untuk menghitung harga alat pada tahun evaluasi yaitu:

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

Dimana:

E_x = Harga pembelian pada tahun 2028

E_y = Harga pembelian pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun 2028

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	= 25.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	= 2028
Kurs mata uang	= 1 US \$ = Rp 15.116,04 (11 Juli 2023)
Harga bahan baku (heksanol)	= Rp 17.383,45/kg
Harga bahan baku (asam asetat)	= Rp 7.558,02/kg
Harga katalis (<i>Amberlyst</i> CSP2)	= Rp 15.116,04/kg
Harga produk (heksil asetat)	= Rp 105.812,28/kg

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1. *Capital Investment*

Capital investment atau modal investasi merupakan biaya yang harus disediakan untuk produksi, pembangunan, dan pengoperasian suatu pabrik selama jangka waktu tertentu. *Capital investment* terdiri dari modal tetap dan modal kerja.

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment atau modal tetap merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik. Perhitungan *fixed capital investment* terdiri dari *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital instrument*. Berikut hasil

perhitungan dari masing – masing yang ditunjukkan pada Tabel 6.2 – 6.3.

Tabel 6. 1 Physical Plant Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Purchased equipment cost</i>	42.674.390.919
2	<i>Delivered equipment cost</i>	10.668.597.729
3	<i>Instalation cost</i>	6.858.149.985
4	<i>Piping cost</i>	23.412.538375
5	<i>Instrumentation cost</i>	10.647.597.630
6	<i>Insulasion cost</i>	1.618.351.568
7	<i>Electrical cost</i>	4.605.558.933
8	<i>Building cost</i>	17.069.756.367
9	<i>Land & yard improvement</i>	105.927.500.000
Total		223.482.441.510

Tabel 6. 2 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct plant cost</i>	268.178.929.812
2	<i>Contractor's fee</i>	18.772.525.086
3	<i>Contingency</i>	40.226.839.471
Total		327.178.294.371

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment atau modal kerja merupakan biaya yang diperlukan untuk modal dalam operasi suatu pabrik selama waktu tertentu. Berikut estimasi modal kerja pabrik heksil asetat yang ditunjukkan pada Tabel 6.4.

Tabel 6. 3 Working Capital Investment (WCI)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	44.152.953.438
2	<i>Inprocess inventory</i>	145.160.577
3	<i>Product inventory</i>	209.031.231.444
4	<i>Extended credit</i>	282.503.219.238
5	<i>Available cash</i>	209.031.231.444
Total		744.863.796.143

6.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* terdiri dari biaya langsung, biaya tidak langsung, dan biaya tetap yang bersangkutan dengan produk.

a. Direct Cost

Direct cost atau biaya langsung merupakan biaya pengeluaran yang bersangkutan langsung dalam pembuatan produk. Estimasi biaya langsung ditunjukkan pada Tabel 6.5 berikut.

Tabel 6. 4 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	485.682.487.826
2	<i>Labor cost</i>	16.046.400.000
3	<i>Supervisory cost</i>	4.011.600.000
4	<i>Maintenance cost</i>	19.630.697.662
5	<i>Plant supplies cost</i>	2.944.604.649
6	<i>Royalty and patents cost</i>	62.150.708.232
7	<i>Utilities cost</i>	1.248.724.825.737
Total		1.839.191.324.108

b. Indirect Cost

Indirect cost atau biaya tidak langsung merupakan biaya pengeluaran yang tidak bersangkutan langsung dengan pembuatan suatu produk. Estimasi biaya tidak langsung pada pabrik ini ditunjukkan pada Tabel 6.6 berikut.

Tabel 6. 5 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	2.406.960.000
2	<i>Laboratory</i>	1.604.640.000
3	<i>Plant overhead</i>	9.627.840.000
4	<i>Packaging and shipping</i>	403.979.603.510
Total		417.619.043.510

c. *Fixed Cost*

Fixed cost atau biaya tetap merupakan modal tetap yang tidak tergantung pada waktu maupun tingkat produksi. Berikut estimasi biaya tetap pabrik heksil asetat yang ditunjukkan pada Tabel 6.7.

Tabel 6. 6 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	32.717.829.437
2	<i>Property taxes</i>	6.543.565.887
3	<i>Insurance</i>	3.271.782.943
Total		42.533.178.268

Sehingga, didapatkan total manufacturing cost yang dapat dilihat pada Tabel 6.8 sebagai berikut.

Tabel 6. 7 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	1.839.191.324.108
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	417.619.043.510
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	42.533.178.268
Total		2.299.343.545.887

6.3.3. *General Expense*

General expense atau biaya pengeluaran umum merupakan biaya pengeluaran yang tidak berkaitan langsung dengan pengolahan suatu produk. Berikut estimasi biaya pengeluaran umum pabrik heksil asetat yang ditunjukkan pada Tabel 6.9.

Tabel 6. 8 *General Expense (GE)*

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	137.960.612.753
2	<i>Sales expense</i>	229.934.354.588
3	<i>Research</i>	183.947.483.670
4	<i>Finance</i>	21.440.841.810
Total		573.283.292.823

Tabel 6. 9 Total Production Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	2.299.343.545.887
2	<i>General Expense (GE)</i>	573.283.292.823
Total		2.872.626.838.710

6.4. Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp3.107.535.411.621
Total production cost	: Rp2.872.626.838.710
Keuntungan	: total penjualan – total biaya produksi Rp234.908.572.911

2. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak 22% dari keuntungan	: $22\% \times \text{Rp}234.908.572.911$ Rp51.679.886.040
Keuntungan	: keuntungan sebelum pajak – pajak Rp183.228.686.870

6.5. Analisa Risiko Pabrik

Dalam pendirian suatu pabrik, perlu diperhatikan risiko pabrik tersebut tergolong dalam pabrik berisiko rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter – parameter untuk menentukan pabrik heksil asetat termasuk dalam golongan *high risk* atau *low risk*.

Tabel 6. 10 Hasil Analisa Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi Proses	Risk	
			High	Low
1	Kondisi operasi	Suhu 130°C		√
		Tekanan 1 atm		√
2	Bahan baku	Asam asetat	√	
		Heksil alkohol	√	
3	Sifat produk	Heksil asetat	√	
4	Regulasi pemerintah	Limbah pabrik	√	

Berdasarkan Tabel 6.1 menunjukkan bahwa prarancangan pabrik heksil asetat dari asam asetat dan heksil alkohol kapasitas 25.000 ton/tahun termasuk dalam pabrik berisiko tinggi (*high risk*).

6.6. Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui keuntungan suatu pabrik yang sedang dirancang, bisa dilakukan analisis kelayakan pada pabrik tersebut. Analisis kelayakan ini bisa dilakukan dengan perhitungan *return on investment*, *pay out time*, *break even point*, *shut down point*, dan *discounted cash flow rate of return*.

6.5.1. Return On Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) merupakan kemampuan suatu perusahaan dalam menghasilkan laba atau keuntungan berdasarkan aset yang digunakan. Menurut Adiwinata, et al., (2017), semakin tinggi nilai ROI, maka semakin besar laba yang dihasilkan. ROI digunakan untuk menilai tingkat pengembalian investasi dan laba bersih berdasarkan penjualan produk perusahaan. Menurut Kurniawan, R. (2019), faktor yang dapat mempengaruhi persentase ROI yaitu sebagai berikut:

- a. Tingkat perputaran dari aset suatu perusahaan yang digunakan dalam kegiatan operasional seperti tingkat perputaran aset perusahaan selama periode waktu tertentu.
- b. Profit margin, yaitu jumlah laba kegiatan operasional dan jumlah penjualan bersih. Profit margin ini dapat mengukur seberapa menguntungkan suatu bisnis dan hubungan terhadap penjualannya.

Persamaan yang digunakan untuk menghitung *return on investment* yaitu sebagai berikut:

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \quad (6.3)$$

ROI sebelum pajak = 71,80 %

ROI setelah pajak = 56,00 %

6.5.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan jangka waktu pengembalian modal berdasarkan laba yang diperoleh. Perhitungan ini dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui dalam berapa tahun modal investasi akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung POT yaitu sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi}} \quad (6.4)$$

Pada pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun. Sedangkan pabrik yang risiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

POT sebelum pajak = 1,22

POT setelah pajak = 1,52

6.5.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan kondisi suatu perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Analisa BEP disebut juga dengan analisa titik impas yang merupakan analisa suatu perusahaan berada pada posisi tidak untung dan tidak rugi dengan menentukan pada produksi atau tingkat penjualan berapa produksi berjalan. Dalam menentukan titik impas, terdapat beberapa variabel yang harus dipenuhi seperti biaya tetap, biaya variabel, harga jual per unit, dan produksi atau penjualan maksimum.

Perusahaan akan mengalami kerugian apabila beroperasi dibawah nilai BEP dan akan mengalami keuntungan apabila beroperasi diatas nilai BEP. Pada umumnya, kisaran nilai BEP antara 40 – 60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

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

Dengan :

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual sales value* pada produksi maksimum

Va = *Annual variable value* pada produksi maksimum

Tabel 6. 11 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	32.717.829.437
2	<i>Property taxes</i>	6.543.565.887
3	<i>Insurance</i>	3.271.782.943
Total		42.533.178.268

Tabel 6. 12 Annual Variable Value (Va)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	485.682.487.826
2	<i>Packaging</i>	403.979.603.510
3	<i>Utilities</i>	1.248.724.825.737
4	<i>Royalty</i>	62.150.708.232
Total		2.200.537.625.307

Tabel 6. 13 Annual Regulated Expense (Ra)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Labor cost</i>	16.046.400.000
2	<i>Supervision</i>	4.011.600.000
3	<i>Payroll overhead</i>	2.406.960.000
4	<i>Plant overhead</i>	9.627.840.000
5	<i>Laboratory</i>	1.604.640.000
6	<i>General expense</i>	573.283.292.823
7	<i>Maintenance</i>	19.630.697.662
8	<i>Plant Supplies</i>	2.944.604.649
Total		629.556.035.134

Sehingga, didapatkan BEP sebesar 49,62%.

6.5.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik yang menunjukkan total penjualan yang diperoleh perusahaan adalah sama dengan besarnya total biaya yang dikeluarkan perusahaan. Sehingga perusahaan tidak memperoleh keuntungan dan kegiatan operasional dihentikan. Secara ekonomis, suatu usaha dikatakan tidak layak dilanjutkan apabila pendapatan penjualan tidak cukup untuk menutup biaya operasional.

Persamaan yang digunakan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

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

Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai SDP sebesar 40,50%

6.5.5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan analisis yang berhubungan dengan keuntungan perusahaan karena adanya pembelanjaan atau investasi dengan mempertimbangkan nilai waktu dari uang dan suku bunga. Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n - C \sum_{n=0}^{n-1} (1 + i)^n + WC + SV \quad (6.7)$$

Dimana :

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage capital*

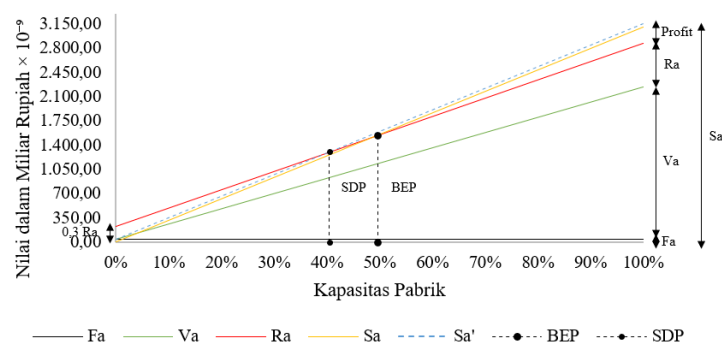
C = *Cash flow* (keuntungan setelah pajak + *depresiasi* + *finance*)

n = Umur pabrik

i = Nilai DCFR

Sehingga didapatkan nilai DCFR sebesar 21,31%.

Berdasarkan beberapa tahapan analisa ekonomi diatas, didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisa pada perancangan pabrik heksil asetat dari heksil alkohol dan asam asetat dengan kapasitas 25.000 ton/tahun, maka diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik heksil asetat ini didirikan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, meningkatkan lapangan kerja bagi masyarakat dan membantu meningkatkan perekonomian negara.
2. Heksil asetat diproduksi dengan metode esterifikasi pada suhu 130°C dan tekanan 1 atm dengan bantuan katalis *Amberlyst* CSP2 pada reaktor *Reactive Distillation* (RD) yang berlangsung pada fase cair. Reaksi antara heksil alkohol dan asam asetat dengan konversi 93,8% terhadap heksil alkohol menghasilkan heksil asetat sebagai produk utama dan air.
3. Perancangan pabrik heksil asetat ini, didirikan di daerah Rawa Arum, Gerogol, Cilegon, Banten. Pemilihan lokasi tersebut dengan mempertimbangkan lokasi bahan baku, dekat dengan pelabuhan dan akses transportasi yang mudah untuk pendistribusian produk.
4. Berdasarkan analisis ekonomi pendirian pabrik heksil asetat, didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel 7. 1 Hasil Analisa Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan
Keuntungan		
a. Keuntungan sebelum pajak	Rp 234.908.572.911	
b. Keuntungan setelah pajak	Rp 183.228.686.870	
Return On Investment (ROI)		
a. ROI sebelum pajak	71,80%	Risiko tinggi : minimal 44%
b. ROI setelah pajak	56,00%	

Tabel 7. 1 Hasil Analisa Ekonomi (Lanjutan)

<i>Pay Out Time (POT)</i>		
a. POT sebelum pajak	1,22	Risiko tinggi : maksimal 2 tahun
b. POT setelah pajak	1,52	
<i>Break Even Point (BEP)</i>	49,62%	40 – 60%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	40,50%	
<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	21,31%	Minimal 5,75%

5. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk, dan hasil evaluasi ekonomi. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik heksil asetat dari heksil alkohol dan asam asetat dengan kapasitas 25.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2. Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman terkait konsep dasar yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Produk heksil asetat dapat direalisasikan untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang.
2. Optimasi pemilihan alat proses dan bahan baku perlu diperhatikan untuk mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
3. Diharapkan limbah yang dihasilkan dari industri pabrik kimia dapat diminimalisir agar dapat tercipta industri kimia yang ramah terhadap lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G.G. 1978. *Unit Operation : 14th ed.* Modern Asia Edition. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Chen, J. S., Chang, S. W.,. 2001. *Optimized Synthesis of Lipase-Catalyzed Hexyl Acetate in n-Hexane by Response Surface Methodology*. Taiwan.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Equipment Design*. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Geankoplis, C.J., 1983, *Transport Processes and Unit Operations*, 2 nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston
- Holman, J.P. 1987. *Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill.
- Kern, D. Q., (1950). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering 4th ed.* Mc GrawHill Book Co. Singapore.
- McAdams, William. (1954). *Heat Transmission*. New York
- Perry, R.H. and Green, D.W.,. 1980. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Schmitt, Markus., dkk., 2003, *Synthesis of N-Hexyl Acetate By Reactive Distillation*, University of Stuttgart, Institute of Thermodynamics and thermal Process Engineering, Stuttgart, German.
- Smith, J.M.,. 1973. *Chemical Engineering Kinetic's 3rd ed.* Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo.
- Timmerhaus, Klaus & Peters, Max. (1991). *Plant Design And Economics For Chemical Engineers*.
- Treyball, R.E.,. 1979. *Mass Transfer Operation's 3rd ed.* Mc GrawHill Book. Kogakusha, Tokyo.
- Ullmann. 1987. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Vol, A.10, 5th edition, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim Federal Republic of Germany.

- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's*. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Vijay, S. P., Parag, R., Gogate. 2016. *Ultrasound-Assisted Improved Synthesis of Supported V_2O_5 Catalyst and Subsequent Application for the Production of *n*-Hexyl Acetate*. India.
- Walas, S.M.,. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth, United State of America.
- Yaws, C.L.,. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Companies, Inc., New York.

LAMPIRAN A REAKTOR

- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara asam asetat dengan heksanol sehingga menghasilkan produk heksil asetat
- Jenis : Reaktor *reactive distillation*
- Kondisi Operasi :
- Suhu : 130 °C
 - Tekanan : 1 atm
 - Reaksi : Eksotermis
- Tujuan :
- a. Menentukan jenis reaktor
 - b. Menghitung neraca massa reaktor
 - c. Menyusun persamaan laju reaksi keseluruhan
 - d. Perancangan reaktor

A. Penentuan Jenis Reaktor

Menurut Schmitt et al. (2003) pemilihan reaktor jenis *reactive distillation* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Mencapai peningkatan konversi
2. Mencapai peningkatan selektivitas produk
3. Menghemat energi dengan biaya investasi dan operasi yang menguntungkan.

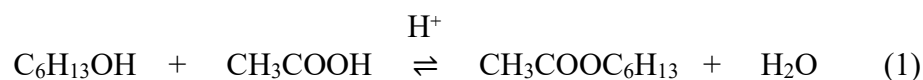
B. Neraca Massa Reaktor

Tabel 1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₁₄ O	2.263,40	0,41	4,72
CH ₃ COOH	1.417,62	20,49	149,17
C ₈ H ₁₆ O ₂	30,04	3.131,63	30,27
H ₂ O	29,48	4,04	399,81
Total	3.740,54	3.156,57	583,98
		3.740,54	

C. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah sebagai berikut:



Menurut Schmitt et al. (2003) persamaan laju reaksi dapat dituliskan melalui persamaan sebagai berikut:

$$\frac{dn_j}{dt} = c_{cat,H^+} V_{cat,W}^S (v_{1,j} k_1^a(T) a_{HexOH} a_{Ac} + v_{-1,j} k_{-1}^a(T) a_{HexAc} a_W) \quad (2)$$

Keterangan:

$\frac{dn_j}{dt}$: Laju reaksi (kmol/m³.jam)

c_{cat,H^+} : Konsentrasi katalis (kg/m³)

$V_{cat,W}^S$: Volume katalis (m³)

$v_{1,j}, v_{-1,j}$: Koefisien reaksi

$k_1^a(T), k_{-1}^a(T)$: Konstanta laju reaksi (kmol/m³.jam)

a_{HexOH} : Koevisien aktivasi heksil alkohol menurut Raoult (kmol/m³)

a_{Ac} : Koevisien aktivasi asam asetat menurut Raoult (kmol/m³)

a_{HexAc} : Koevisien aktivasi heksil asetat menurut Raoult (kmol/m³)

a_W : Koevisien aktivasi air menurut Raoult (kmol/m³)

Konstanta laju reaksi dapat dituliskan menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k_i^a(T) = k_i^a(T^0) \exp \left[-\frac{E_i}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^0} \right) \right] \quad (3)$$

Dengan:

$k_i^a(T^0)$: Konstanta laju reaksi pada suhu awal (mol/s.mol)

- E : Energi aktivasi (kJ/kmol)
 T : Suhu (K)
 T° : Suhu awal (K)
 R : Konstanta gas ideal (8,314 kJ/kmol)

D. Perancangan Reaktor

1. Menghitung Kebutuhan Umpan *Reactive Distillation* (RD)

Produk heksil asetat yang ingin dihasilkan adalah sebesar 25.000 ton/tahun.

Waktu operasi pabrik = 330 hari/tahun

Kapasitas = 25.000 ton/tahun

Massa produksi selama 1 jam = $\frac{\text{kapasitas produksi}}{\text{waktu operasi}} = 3.156,57 \text{ kg/jam}$

Basis = 1 jam operasi

Kondisi *reactive distillation*

- Suhu reaksi = 100°C – 130°C
- Tekanan = 1 atm
- Konversi = 93,8% (terhadap heksil alkohol)
- Perbandingan umpan masuk reaktor yaitu A:B = 1:1 (mol)
- 1% heksil asetat teruapkan ke distilat
- 99% heksil asetat menuju ke bottom

Reaksi $\text{C}_6\text{H}_{13}\text{OH} + \text{CH}_3\text{COOH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{COOC}_6\text{H}_{13} + \text{H}_2\text{O}$

Mula-mula	22,16	23,61	0,21	1,64
Bereaksi	20,78	20,78	20,78	20,78
Sisa	1,37	2,83	20,99	22,42

(dalam satuan kmol/jam)

2. Katalis

Katalis yang digunakan pada pembentukan heksil asetat yaitu *Amberlyst* CSP2 dengan ukuran 0,001 m. Berdasarkan Schmitt et al. (2003) jumlah katalis setiap umpannya adalah 0,564 kg_{cat}/kg_{feed}/h.

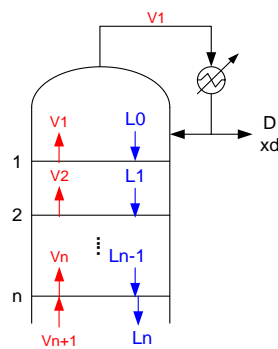
Sedangkan jumlah umpan yang digunakan pada reaktor yaitu 3.740,54 kg/h. Oleh karena itu, massa katalis yang digunakan yaitu 2.105,92 kg_{cat.}

Berdasarkan produk data *sheet* Dupont (2023), densitas bulk katalis sebesar 770 g/l. Sehingga volume katalis yang didapatkan sebesar 2,73 m³.

3. Penentuan Stage

Dalam *reactive distillation* terdapat 3 zona yang digunakan dalam penentuan stage, diantaranya yaitu:

a. Zona *Rectifying / Enriching*



Gambar 1 Skema Zona *Rectifying*

Neraca massa total

$$\text{Input} - \text{output} = \text{accumulation}$$

$$V - (L + D) = 0 \quad (4)$$

Neraca massa komponen:

$$V_{n+1} \times y_{n+1} - (L_n \times x_n + D \times x_d) = 0$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_d \quad (5)$$

Persamaan tersebut merupakan persamaan garis operasi atas yang merupakan garis lurus dengan slope sebesar (L/V) . Dengan mendefinisikan rasio refluks, $R = \frac{L}{D}$, maka persamaan garis operasi atas dapat dituliskan sebagai berikut:

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D} x_n + \frac{D}{L+D} x_d$$

$$y_{n+1} = \frac{L/D}{L/D+D/D} x_n + \frac{D/D}{L/D+D/D} x_d$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_d \quad (6)$$

R merupakan reflux operasi yang bernilai 1,3 Rmin yang didapatkan dari Geankoplis 1993. Sehingga nilai R yaitu 0,70.

$$D = 22,19 \text{ kmol/jam}$$

$$L = R \times D = 15,46 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L + D = 37,66 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga garis operasi atas menjadi $y_{n+1} = 0,41x_n + 0,59 x_d$

Syarat perhitungan stage pada zona *enriching* yaitu $\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_n \leq$

$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$. Berdasarkan neraca massa, air sebagai *light key component*

dan heksil asetat sebagai *heavy key component* maka $\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}} = 7,85$.

Perhitungan dihentikan bila sudah memenuhi syarat tersebut.

Perhitungan dimulai dari atas sebagai berikut:

Untuk menghitung x_1 dan T_1 menggunakan prinsip dew point sebagai berikut:

Stage 1

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 377,693 \text{ K}$$

Komponen	$y_1 = x_d$	Pvapor	$K = P_{\text{vap}}/P$	$x_1 = y_1/K$
Heksil Alkohol	0,002	103,496	0,136	0,014
Asam Asetat	0,100	492,145	0,648	0,154
Heksil Asetat	0,008	87,125	0,115	0,073
Air	0,890	891,202	1,173	0,759
Total	1,000			1,000

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_1 = 10,34$$

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_1 \leq \left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$$

$10,34 > 7,85$. Sehingga zona *enriching* belum berakhir.

Stage 2

Komponen	x1	xd	y2
Heksil Alkohol	0,014	0,002	0,007
Asam Asetat	0,154	0,100	0,122
Heksil Asetat	0,073	0,008	0,035
Air	0,759	0,890	0,836
Total	1,000	1,000	1,000

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 384,166 \text{ K}$$

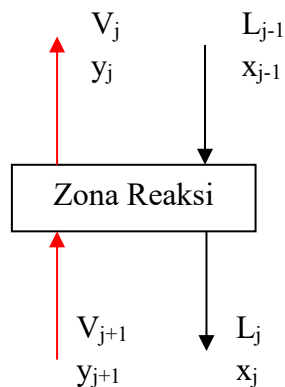
Komponen	y2	Pvapor	K = Pvap/P	x2 = y2/K
Heksil Alkohol	0,007	137,585	0,181	0,037
Asam Asetat	0,122	607,577	0,799	0,152
Heksil Asetat	0,035	111,913	0,147	0,238
Air	0,836	1.110,768	1,462	0,572
Total	1,000			1,000

$$\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_2 = 2,40$$

$$\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_2 \leq \left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$$

2,40 < 7,85. Sehingga zona *enriching* telah berakhir.

b. Zona Reaksi



Gambar 2 Skema Zona Reaksi

Neraca massa total :

Input – *output* = *accumulation*

$$V - (L + D) = \xi \quad (7)$$

Neraca massa komponen

$$\begin{aligned}
 V_{j+1} \times y_{j+1} - (L_j \times x_j + D \times x_d) &= \xi_n \\
 y_{j+1} &= \frac{L_j}{V_{j+1}} x_j + \frac{D}{V_{j+1}} x_d - \frac{\xi_n}{V_{j+1}} \\
 y_{j+1} &= \frac{L_j}{L_j+D} x_j + \frac{D}{L_j+D} x_d - \frac{\xi_n}{L_j+D} \\
 y_{j+1} &= \frac{L_j/D}{L_j/D+D/D} x_j + \frac{D/D}{L_j/D+D/D} x_d - \frac{\xi_n}{D \left[\frac{L_j+D}{D} \right]} \\
 y_{j+1} &= \frac{R}{R+1} x_j + \frac{1}{R+1} x_d - \frac{\xi_n}{D \left[\frac{L_j+D}{D} \right]} \\
 y_{j+1} &= \frac{R}{R+1} x_j + \frac{1}{R+1} x_d - \frac{\xi_n}{D[R+1]} \tag{8}
 \end{aligned}$$

Sehingga garis operasi reaksi menjadi:

$$y_{j+1} = 0,41 x_j + 0,59 x_d - \frac{\xi_n}{37,66}$$

Menentukan laju reaksi

$$r = c_{cat,H^+} V_{cat,W}^S (v_{1,j} k_1^a(T) a_{HexOH} a_{Ac} + v_{-1,j} k_{-1}^a(T) a_{HexAc} a_W)$$

Dengan :

$$c_{cat,H^+} = 1,7 \text{ mol}_{H^+}/l_{cat,w}$$

$$V_{cat,W}^S = 2,73 \text{ m}^3$$

$$v_1 \text{ dan } v_{-1} = 1$$

Konstanta laju reaksi

$$k_i^a(T) = k_i^a(T^0) \exp \left[-\frac{E_i}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^0} \right) \right]$$

Dengan :

$$k_1^a(T^0) = 0,02219 \text{ mol/s mol}_{H^+}$$

$$k_{-1}^a(T^0) = 0,000695 \text{ mol/s mol}_{H^+}$$

$$E_1 \text{ dan } E_{-1} = 34350 \text{ J/mol}$$

$$T^0 = 373,15 \text{ K}$$

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

Untuk perhitungan stage pada zona reaksi, dihentikan apabila telah mencapai konversi 93,8%, sebagai berikut:

Stage 3

Komponen	x2	xd	y3
Heksil Alkohol	0,037	0,002	0,014
Asam Asetat	0,152	0,100	0,119
Heksil Asetat	0,238	0,008	0,100
Air	0,572	0,890	0,757
Total	1,000	1,000	0,989

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 394,300 \text{ K}$$

Komponen	y3	Pvapor	K = Pvap/P	x3 = y3/K
Heksil Alkohol	0,014	209,74	0,276	0,049
Asam Asetat	0,119	832,15	1,095	0,108
Heksil Asetat	0,100	162,34	0,214	0,469
Air	0,757	1.542,35	2,029	0,373
Total	0,989			1,000

Sehingga didapatkan nilai:

$$\frac{1}{T} = 0,003 \text{ K}$$

$$k_1^a(T) = 0,040 \text{ (1/s)}$$

$$k_{-1}^a(T) = 0,001 \text{ (1/s)}$$

Untuk penentuan a komponen menggunakan densitas komponen yaitu:

Komponen	ρ (kg/m ³)	n/v (kmol/m ³)
Heksil Alkohol	307,99	3,01
Asam Asetat	403,02	6,71
Heksil Asetat	344,72	2,39
Air	411,78	22,86

Sehingga laju reaksi pada stage 3 yaitu:

$$\begin{aligned} r &= c_{cat,H^+} V_{cat,W}^S (v_{1,j} k_1^a(T) a_{HexOH} a_{Ac} + v_{-1,j} k_{-1}^a(T) a_{HexAc} a_W) \\ &= 1,7 \times 2,73 \times ((1 \times 0,04 \times 3,01 \times 6,71) + (1 \times 0,001 \times 2,39 \times \\ &22,86)) \\ &= 4,10 \text{ kmol/l.s} \\ &= 0,0041 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \\ &= 0,00032 \text{ kmol/hr.s} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal reaksi} = 310,35 \text{ s}$$

Sehingga heksil alkohol yang bereaksi yaitu $r \times t = 0,00032 \times 310,35 = 0,10 \text{ kmol/hr}$

Heksil alkohol mula-mula = $x_{HexOH} \times L = 0,571 \text{ kmol/hr}$

Konversi = $\left(\frac{\text{HexOH reaksi}}{\text{HexOH mula-mula}} \right) \times 100\% = 17,59\%$

Stage 4

Komponen	x3	xd	y4
Heksil Alkohol	0,049	0,002	0,017
Asam Asetat	0,108	0,100	0,099
Heksil Asetat	0,469	0,008	0,193
Air	0,373	0,890	0,673
Total	1,000	1,000	0,982

P = 760 mmHg

K = 404,070 K

Komponen	y4	Pvapor	K = Pvap/P	x4 = y4/K
Heksil Alkohol	0,017	306,91	0,404	0,041
Asam Asetat	0,099	1.108,68	1,459	0,068
Heksil Asetat	0,193	227,68	0,299	0,645
Air	0,673	2.079,52	2,736	0,246
Total	0,982			1,000

Sehingga didapatkan nilai:

$$\frac{1}{T} = 0,002 \text{ K}$$

$$k_1^a(T) = 0,052 \text{ (1/s)}$$

$$k_{-1}^a(T) = 0,002 \text{ (1/s)}$$

Untuk penentuan a komponen menggunakan densitas komponen yaitu:

Komponen	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$n/v \text{ (kmol/m}^3\text{)}$
Heksil Alkohol	305,73	2,99
Asam Asetat	399,91	6,66
Heksil Asetat	341,80	2,37
Air	408,54	22,69

Sehingga laju reaksi pada stage 4 yaitu:

$$r = c_{cat,H} + V_{cat,W}^S (v_{1,j} k_1^a(T) a_{HexOH} a_{Ac} + v_{-1,j} k_{-1}^a(T) a_{HexAc} a_W)$$

$$= 1,7 \times 2,73 \times ((1 \times 0,052 \times 2,99 \times 6,66) + (1 \times 0,002 \times 2,37 \times 22,68))$$

$$= 5,20 \text{ kmol/l.s}$$

$$= 0,0052 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$= 0,00055 \text{ kmol/hr.s}$$

$$\text{Waktu tinggal reaksi} = 310,35 \text{ s}$$

$$\text{Sehingga heksil alkohol yang bereaksi yaitu } r \times t = 0,00055 \times 310,35 = 0,172 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Heksil alkohol mula-mula} = x_{\text{HexOH}} \times L = 0,762 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Konversi} = \left(\frac{\text{HexOH reaksi}}{\text{HexOH mula-mula}} \right) \times 100\% = 22,59\%$$

Stage 5

Komponen	x4	xd	y5
Heksil Alkohol	0,041	0,002	0,014
Asam Asetat	0,068	0,100	0,082
Heksil Asetat	0,645	0,008	0,265
Air	0,246	0,890	0,621
Total	1,000	1,000	0,982

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 409,848 \text{ K}$$

Komponen	y5	Pvapor	K = Pvap/P	x5 = y5/K
Heksil Alkohol	0,014	380,12	0,50	0,027
Asam Asetat	0,082	1.304,48	1,72	0,048
Heksil Asetat	0,265	275,12	0,36	0,733
Air	0,621	2.462,70	3,24	0,192
Total	0,982			1,000

Sehingga didapatkan nilai:

$$\frac{1}{T} = 0,002 \text{ K}$$

$$k_1^a(T) = 0,060 \text{ (1/s)}$$

$$k_{-1}^a(T) = 0,002 \text{ (1/s)}$$

Untuk penentuan a komponen menggunakan densitas komponen yaitu:

Komponen	ρ (kg/m ³)	n/v (kmol/m ³)
Heksil Alkohol	304,42	2,98
Asam Asetat	398,11	6,63
Heksil Asetat	340,11	2,36
Air	406,67	22,57

Sehingga laju reaksi pada *stage* 5 yaitu:

$$\begin{aligned}
 r &= c_{cat,H} + V_{cat,W}^s (v_{1,j} k_1^a(T) a_{HexOH} a_{Ac} + v_{-1,j} k_{-1}^a(T) a_{HexAc} a_W) \\
 &= 1,7 \times 2,73 \times ((1 \times 0,06 \times 2,98 \times 6,63) + (1 \times 0,002 \times 2,36 \times \\
 &22,57)) \\
 &= 5,96 \text{ kmol/l.s} \\
 &= 0,0059 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \\
 &= 0,00054 \text{ kmol/hr.s}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal reaksi = 310,35 s

Sehingga heksil alkohol yang bereaksi yaitu $r \times t = 0,00054 \times 310,35 = 0,167 \text{ kmol/hr}$

Heksil alkohol mula-mula = $x_{HexOH} \times L = 0,64 \text{ kmol/hr}$

$$\text{Konversi} = \left(\frac{\text{HexOH reaksi}}{\text{HexOH mula-mula}} \right) \times 100\% = 26,05\%$$

Stage 6

Komponen	x5	xd	y6
Heksil Alkohol	0,027	0,002	0,008
Asam Asetat	0,048	0,100	0,074
Heksil Asetat	0,733	0,008	0,302
Air	0,192	0,890	0,599
Total	1,000	1,000	0,982

P = 760 mmHg

K = 412,197 K

Komponen	y6	Pvapor	K = Pvap/P	x6 = y6/K
Heksil Alkohol	0,008	413,73	0,54	0,015
Asam Asetat	0,074	1.391,67	1,83	0,040
Heksil Asetat	0,302	296,70	0,39	0,773
Air	0,599	2.633,92	3,47	0,173
Total	0,982			1,000

Sehingga didapatkan nilai:

$$\frac{1}{T} = 0,002 \text{ K}$$

$$k_1^a(T) = 0,063 \text{ (1/s)}$$

$$k_{-1}^a(T) = 0,002 \text{ (1/s)}$$

Untuk penentuan a komponen menggunakan densitas komponen yaitu :

Komponen	ρ (kg/m ³)	n/v (kmol/m ³)
Heksil Alkohol	303,92	2,97
Asam Asetat	397,90	6,62
Heksil Asetat	339,43	2,35
Air	405,92	22,53

Sehingga laju reaksi pada *stage* 6 yaitu:

$$\begin{aligned} r &= c_{cat,H^+} V_{cat,W}^s (v_{1,j} k_1^a(T) a_{HexOH} a_{Ac} + v_{-1,j} k_{-1}^a(T) a_{HexAc} a_W) \\ &= 1,7 \times 2,73 \times ((1 \times 0,063 \times 2,97 \times 6,62) + (1 \times 0,002 \times 2,35 \times \\ &22,53)) \\ &= 6,29 \text{ kmol/l.s} \\ &= 0,0062 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \\ &= 0,00038 \text{ kmol/hr.s} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal reaksi} = 310,35 \text{ s}$$

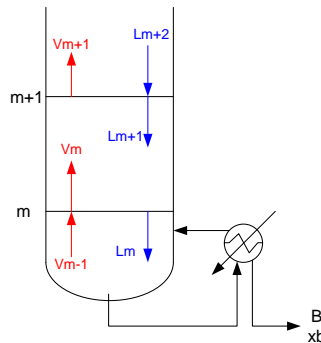
$$\begin{aligned} \text{Sehingga heksil alkohol yang bereaksi yaitu } r \times t &= 0,00038 \times \\ 310,35 &= 0,117 \text{ kmol/hr} \end{aligned}$$

$$\text{Heksil alkohol mula-mula} = x_{HexOH} \times L = 0,42 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Konversi} = \left(\frac{\text{HexOH reaksi}}{\text{HexOH mula-mula}} \right) \times 100\% = 27,57\%$$

Perhitungan stage dihentikan pada stage ke-6 dikarenakan konversi sudah mencapai 93,8%.

c. **Zona Stripping**



Gambar 3 Skema Zona Stripping

Neraca massa total

Input – output = accumulation

$$L - (V + B) = 0 \quad (9)$$

Neraca massa komponen:

$$L_{m+1} \times x_{m+1} - (V_m \times y_m + B \times x_b) = 0$$

$$x_{m+1} = \frac{V_m}{L_{m+1}} y_m + \frac{B}{L_{m+1}} x_b \quad (10)$$

Berdasarkan neraca massa diketahui nilai:

$$B = 22,67 \text{ kmol/jam}$$

$$L = 47,61 \text{ kmol/jam}$$

$$V = 37,66 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga garis operasi bawah menjadi $x_{m+1} = 0,60y_m + 0,36 x_b$

Syarat perhitungan *stage* pada zona *stripping* yaitu $\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_m \geq$

$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$. Berdasarkan zona reaksi pada *stage* 6, $\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}} = 0,22$.

Perhitungan dihentikan bila sudah memenuhi syarat tersebut.

Perhitungan *stage* dimulai dari bawah yaitu sebagai berikut:

Untuk menghitung y_1 dan T_1 menggunakan prinsip bubble point sebagai berikut:

Stage 1

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 439,294 \text{ K}$$

Komponen	x1 = xb	Pvapor	K = Pvap/P	y1 = K.x1
Heksil Alkohol	0,059	1.008,71	1,33	0,078
Asam Asetat	0,015	2.782,03	3,66	0,055
Heksil Asetat	0,916	660,93	0,87	0,797
Air	0,010	5.396,34	7,10	0,070
Total	1,000			1,000

$$\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_1 = 0,010$$

$$\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_1 \geq \left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$$

0,010 < 0,22. Sehingga zona *stripping* belum berakhir.

Stage 2

Komponen	y1	xb	x2
Heksil Alkohol	0,078	0,059	0,068
Asam Asetat	0,055	0,015	0,038
Heksil Asetat	0,797	0,916	0,805
Air	0,070	0,010	0,045
Total	1,000	1,000	0,957

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 430,952 \text{ K}$$

Komponen	x2	Pvapor	K = Pvap/P	y2 = K.x2
Heksil Alkohol	0,068	779,04	1,03	0,069
Asam Asetat	0,038	2.270,19	2,99	0,114
Heksil Asetat	0,805	523,22	0,69	0,554
Air	0,045	4.374,02	5,76	0,262
Total	0,957			1,000

$$\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_2 = 0,056$$

$$\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_2 \geq \left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$$

0,056 < 0,22. Sehingga zona *stripping* belum berakhir.

Stage 3

Komponen	y2	xb	x3
Heksil Alkohol	0,069	0,059	0,062
Asam Asetat	0,114	0,015	0,074
Heksil Asetat	0,554	0,916	0,661
Air	0,262	0,010	0,160
Total	1,000	1,000	0,956

$$P = 760 \text{ mmHg}$$

$$K = 430,952 \text{ K}$$

Komponen	x3	Pvapor	K = Pvap/P	y3 = K.x3
Heksil Alkohol	0,062	423,52	0,56	0,035
Asam Asetat	0,074	1.416,77	1,86	0,137
Heksil Asetat	0,661	302,94	0,40	0,263
Air	0,160	2.683,29	3,53	0,564
Total	0,956			1,000

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_3 = 0,242$$

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_3 \geq \left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_{\text{feed}}$$

0,242 > 0,22. Sehingga zona *stripping* telah berakhir.

Berdasarkan penentuan stage sebelumnya, dengan menggunakan persamaan O'conell didapatkan efisiensi sebesar:

$$E_o = 51 - 32,5 \log(\mu_a \alpha_a) \quad (11)$$

$$= 34\%$$

Sehingga N_{aktual} sebesar:

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{\text{Efisiensi}} + 1 \quad (12)$$

$$= \frac{9}{0,34} + 1 = 27,27 \sim 28 \text{ stage}$$

Untuk menentukan letak umpan menggunakan persamaan

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \cdot \log\left[\frac{B}{D} \cdot \left(\frac{x_{hk,f}}{x_{lk,f}}\right) \left(\frac{x_{lk,b}}{x_{hk,d}}\right)^2\right] \quad (13)$$

Didapatkan:

$$N_s = 10,76 \sim 11 \text{ plate}$$

$$N_r = 16,51 \sim 17 \text{ plate}$$

4. Perancangan *Plate* Menara

A. Laju Maksimum Uap dan Cairan

1. *Top* reaktor

a. Laju vapor = 990,86 kg/hr

b. Laju liquid = 406,89 kg/hr

2. *Bottom* reaktor

a. Laju vapor = 5.890,01 kg/hr

b. Laju liquid = 9.046,57 kg/hr

B. Data-Data Sifat Fisis

1. Densitas cair dan uap dari bagian atas dan bawah menara

a. *Top* reaktor

- $\rho_L = 409,94 \text{ kg/m}^3$

- $\rho_V = 0,76 \text{ kg/m}^3$

b. *Bottom* reaktor

- $\rho_L = 330,64 \text{ kg/m}^3$

- $\rho_V = 3,86 \text{ kg/m}^3$

2. Tegangan permukaan cair dan uap

a. *Top* reaktor

- $ST = 0,053 \text{ N/m}$

b. *Bottom* reaktor

- $ST = 0,013 \text{ N/m}$

C. *Plate Spacing*

Plate spacing besarnya antara 0,5 – 1,5 m. Dipilih *plate spacing* sebesar 0,5 m.

D. Diameter Menara

Perkiraan diameter menara dihitung berdasarkan *flooding*. *Flooding* terjadi karena aliran uap berlebih yang menyebabkan liquid terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dari uap berlebih menyebabkan kenaikan liquid yang tertahan pada plate di atasnya. *Flooding* diperoleh dengan persamaan:

$$u_v = (-0,171 \times l_t^2 + 0,27 \times l_t - 0,047) \times \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{1/2} \quad (14)$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times \overline{V_w}}{\pi \times \rho_V \times \overline{U_V}}} \quad (15)$$

Dengan :

u_v = kecepatan uap maksimum yang diijinkan berdasarkan luas melintang menara total, m/s

l_t = *plate spacing*, m

V_w = kecepatan uap maksimum, m/s

Atau dengan pendekatan:

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (16)$$

Dengan :

u_f = kecepatan uap flooding, m/s

K_1 = konstanta yang didapatkan dari grafik 11.27 Coulson, 1986

Dari fig 11.27 Coulson diperoleh nilai K_1 yang merupakan fungsi dari *plate spacing*. Dalam menentukan nilai K_1 , terdapat pertimbangan *flow factor* (F_{LV}) yang diperoleh dari persamaan berikut:

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (17)$$

Penentuan laju alir volumetrik maksimum yaitu dengan persamaan:

$$Q_v = \frac{V}{\rho_v} \quad (18)$$

Net area yang diperlukan:

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}, m^2 \quad (19)$$

Luas *downcomer* berdasarkan Coulson adalah 5-19% A_c . Luas *downcomer* yang diambil adalah 15% A_c .

Diameter kolom:

$$D = \sqrt{\frac{A_n}{\pi/4}} \quad (20)$$

Tabel 2 Perhitungan Diameter Menara

Stage	U_v , m/s	D_c , m ²	F_{LV}	K_1	K_1 Koreksi, m/s	U_v' , m/s	Q' , m ³ /s	A_n , m ²	Cross section, m ²	D, m
Top	1,05	0,66	0,02	0,090	2,55	2,04	0,36	0,18	0,21	0,52
Bottom	0,42	0,47	0,04	0,092	0,78	0,62	0,42	0,68	0,80	1,01

Berdasarkan perhitungan, diameter yang dipakai adalah diameter terbesar yaitu 1,01 m.

E. Perhitungan Bagian Atas Menara (*Top*)

1. Menentukan pola aliran cairan

$$L = 9.046,57 \text{ kg/hr}$$

$$\rho = 330,64 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan maksimum liquid yaitu $v = 0,008 \text{ m}^3/\text{s}$. Berdasarkan gambar 11.28 Coulson, maka alirannya adalah *single stage (cross flow)*.

2. Menentukan *layout plate*

Jenis *tray* yang dipilih yaitu *sieve tray* dengan pertimbangan harga dan *pressure drop* setiap *plate* paling rendah dibandingkan dengan *bubble cap tray* atau *valve tray*. Jenis ini juga dapat dioperasikan pada kapasitas yang cukup besar.

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 1,01 \text{ m}$$

$$\text{Luas tampang kolom (Ac)} = \frac{\pi}{4} \times D^2 = 0,80 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas downcomer (Ad)} &= \% \text{downcomer} \times \text{Ac} \\ &= 0,12 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas net area (An)} = \text{Ac} - \text{Ad} = 0,68 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif area (Aa)} = \text{Ac} - 2 \text{Ad} = 0,56 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole area (Ah)} = 8\% \text{ Aa} = 0,04 \text{ m}^2$$

Dengan:

Aa = luas aktif atau luas penggelembungan

Ah = luas lubang (*hole*), luas total semua *hole* aktif

Ap = *perforated area* (daerah yang dilubangi)

Berdasarkan gambar 11.31 (Coulson, 1983), didapatkan nilai $\left(\frac{L_w}{D_c}\right)$ sebesar 0,81. Sehingga panjang *weir* (L_w) 0,82 m.

Untuk perancangan, diambil beberapa besaran yaitu:

Tinggi *weir* (h_w) = 40 – 90 mm, dipilih = 40 mm

Diameter *hole* (d_h) = 2,5 – 12 mm, dipilih = 5 mm

Tebal *plate* = 3 mm

Material yang digunakan yaitu *stainless steel*.

3. Cek kecepatan *weeping*

Maksimum *liquid rate* = 2,51 kg/s

(diambil harga *turn down ratio* = 80%)

Minimum *liquid rate* pada 80% *turn down* = 2,01 kg/s

Berdasarkan persamaan 11.85 Coulson

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3} \quad (21)$$

Dengan:

h_{ow} = *weir crest*, mm *liquid*

L_w = *liquid rate*, kg/s

l_w = *weir length*, m

max h_{ow} = 28,73 mm *liquid*

min h_{ow} = 24,76 mm *liquid*

pada minimum *rate* $h_w + h_{ow} = 64,76$ mm *liquid*

berdasarkan gambar 11.30 Coulson, diperoleh nilai $K_2 = 30,65$

Dari persamaan 11.84 Coulson,

$$\check{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (22)$$

Dengan:

u_h = kecepatan minimum uap melewati *hole*, m/s

d_h = diameter *hole*, mm

maka, $u_{hmin} = 6,25$ m/s

Kecepatan minimum uap aktual = minimum vapor rate / A_h

$$= \frac{80\% \times Q_{v,top}}{A_h} = 6,50 \text{ m/s}$$

Kecepatan operasi minimum dikatakan baik jika diatas *weep point* sehingga *trial* yang dilakukan benar.

4. Cek *pressure drop* per *plate*

Kecepatan uap maksimum melewati hole (u_h) = $\frac{Q_v}{A_h} = 8,13$ m/s

Berdasarkan gambar 11.34 Coulson, diperoleh $C_o = \text{orifice coefficient} = 0,74$

a. Dry plate drop (h_d)

$$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 72,41 \text{ mm liquid}$$

b. Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 37,81 \text{ mm liquid}$$

c. Total pressure drop (h_t)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 174,98 \text{ mm liquid}$$

d. Pressure drop per plate

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^3 h_t \rho_L = 0,70 \text{ Pa} = 6,94 \times 10^{-6} \text{ atm}$$

5. Mengecek nilai downcomer backup (h_b)

a. *Downcomer pressure loss*

$$h_{ap} = h_w - 10 = 30 \text{ mm}$$

b. *Area under apron* (A_{ap})

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w = 0,0245 \text{ m}^2$$

c. *Head loss pada downcomer* (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2 = 10,37 \text{ mm} \sim 11 \text{ mm}$$

d. *Backup pada downcomer*

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 250,11 \text{ mm} = 0,25 \text{ m}$$

Jika $h_b < 0,5 \times (\text{plate spacing} + \text{weir height})$ maka *tray spacing* dapat diterima.

$$h_b < 0,27 \text{ m}$$

$0,25 < 0,26$. Sehingga h_b memenuhi syarat dan *tray spacing* dapat diterima.

e. Cek *residence time* (t_r)

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho L}{L_{wd}} = 41,18 \text{ s}$$

Residence time > 3 detik sehingga memenuhi syarat.

f. Cek *entrainment*

Actual percentage flooding for design area

$$u_v = \frac{Q_v}{A_n} = 0,54 \text{ m/s}$$

$$\text{percent flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\% = 69\%$$

Berdasarkan gambar 11.29 Coulson, diperoleh *fractional entrainment*, $\psi = 0,09$.

$\Psi < 0,1$ sehingga memenuhi.

6. *Perforated area*

Berdasarkan gambar 11.32 $\left(\frac{L_w}{D_c}\right)$ sebesar 0,81, diperoleh $\theta_c = 91^\circ$

Sudut *subtended* di tepi plat dengan strip tidak berlubang = $180 - 91 = 89^\circ$

a. Panjang rata-rata *unperforated edge strip*

$$(D_c - h_w) \times \pi \times \left(\frac{89}{190}\right) = 1,50 \text{ m}$$

b. Luas *unperforated edge strip*

$$A_{up} = h_w \times 1,50 = 0,06 \text{ m}^2$$

c. Luas *calming zone*, A_{cz}

$$2 \times h_w \times ((l_w - 2) \times h_w) = 0,059 \text{ m}^2$$

d. Luas area total untuk perforasi, A_p

$$A_p = A_a - A_{cz} - A_{up} = 0,44 \text{ m}^2$$

e. Berdasarkan gambar 11.33 diperoleh $l_p/d_h = 2,85$

Pemilihan diameter *hole* memenuhi karena antara 2,5 – 4,0

7. Jumlah *hole*

$$\text{Luas area per hole} = 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah hole} = \frac{A_h}{\text{luas area per hole}} = 2281 \text{ buah}$$

Spesifikasi plate bagian atas menara

- Jumlah *plate* = 28 *stage*

- Diameter *hole* = 1,01 m
- *Hole size* = 5 mm
- *Hole pitch* = 14,25 mm
- *Layout hole* = *triangular*
- *Active hole* = 2281 buah
- *Turn down* = 80% *max rate*
- *Material plate* = *stainless steel*
- *Material downcomer* = *stainless steel*
- *Plate spacing* = 0,5 m
- *Plate thickness* = 40 m
- *Plate pressure drop* = 174, 98 mm *liquid*

5. Mechanical Design

A. Penentuan Kondisi Menara Perancangan

Dipakai faktor keamanan sebagai berikut:

- Suhu perancangan = 70 – 130°C
- Tekanan perancangan = 1,2 × tekanan operasi = 1,2 atm

B. Tebal Shell

Material yang dipakai yaitu *Stainless Steel SA 167 type 304*

$$ts = \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6 \times P} + C \quad (23)$$

Tebal standar shell bagian atas menara = 0,188 in

Tebal standar shell bagian bawah menara = 0,250 in

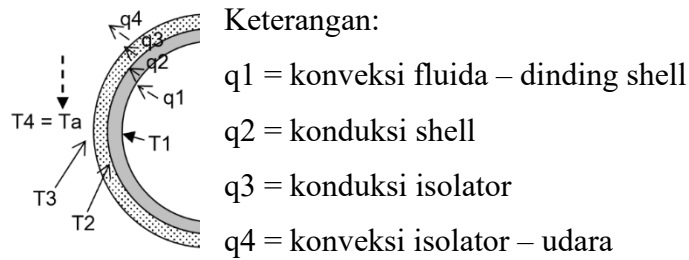
C. Dimensi Head

Dipilih jenis *Torispherical dished head* dengan ketebalan dihitung menggunakan persamaan:

$$ts = \frac{P \times r \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \quad (24)$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (25)$$

Tebal head (th) = 0,188 in



A. Isolasi Bagian Atas Menara

- 1) Menentukan h_c rockwool – udara (Mc, Adams, 1958)

$$Gr = \frac{L^3 \times \rho^2 \times \beta \times g \times \Delta t}{\mu^2} = 2.199,86$$

$$Pr = \frac{cp \times \mu}{k} = 70,51$$

$$Raf = Gr \times Pr = 1,55 \times 10^5$$

$$h_c = 0,29 \left(\frac{\Delta t}{L} \right)^{0,25} = 0,170 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- 2) Menentukan h_r rockwool – udara

$$q_r = \varepsilon \times \sigma \times (T_3^4 - T_4^4) = 30,59 \text{ W/m}^2$$

$$h_r = \frac{q_r}{T_3 - T_4} = 6,12 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- 3) Menentukan tebal isolasi

Didapatkan tebal isolasi 0,11 m dengan diameter luar shell (R_2) sebesar 0,68 m. Maka diameter keseluruhan (R_3) sebesar 0,79 m.

- 4) Menentukan % panas yang dapat dicegah

$$Q_{\text{loss tanpa isolasi}} = 54.028,85 \text{ W}$$

$$Q_{\text{loss dengan isolasi}} = 3.297,35 \text{ W}$$

Maka % panas yang dapat dicegah sebesar 93,90%.

B. Isolasi Bagian Bawah Menara

- 1) Menentukan h_c rockwool – udara (Mc, Adams, 1958)

$$Gr = \frac{L^3 \times \rho^2 \times \beta \times g \times \Delta t}{\mu^2} = 35.247,47$$

$$Pr = \frac{cp \times \mu}{k} = 17,62$$

$$Raf = Gr \times Pr = 6,21 \times 10^5$$

$$h_c = 0,29 \left(\frac{\Delta t}{L} \right)^{0,25} = 0,170 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

2) Menentukan hr rockwool – udara

$$q_r = \varepsilon \times \sigma \times (T_3^4 - T_4^4) = 30,59 \text{ W/m}^2$$

$$h_r = \frac{q_r}{T_3 - T_4} = 6,12 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

3) Menentukan tebal isolasi

Didapatkan tebal isolasi 0,22 m dengan diameter luar shell (R_2) sebesar 0,33 m. Maka diameter keseluruhan (R_3) sebesar 0,55 m.

4) Menentukan % panas yang dapat dicegah

$$Q_{\text{loss tanpa isolasi}} = 64.896,92 \text{ W}$$

$$Q_{\text{loss dengan isolasi}} = 2.293,29 \text{ W}$$

Maka % panas yang dapat dicegah sebesar 96,47%.

7. Ukuran Pipa

Untuk menentukan diameter pipa yang berhubungan dengan aliran dari dan ke menara *Reactive Distillation* digunakan persamaan:

$$D_{i,opt} = 3,9Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (26)$$

A. Pipa Pengeluaran Distilat

$$D_{i,opt} = 0,87 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 1,00 in
- OD = 1,32 in
- ID = 1,05 in
- SN = 40

B. Pipa Umpan

$$D_{i,opt} = 2,13 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 2,50 in
- OD = 2,88 in
- ID = 2,47 in

- SN = 40

C. Pipa Hasil Atas Menuju Kondenser

$$D_{i,opt} = 2,65 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 3,00 in
- OD = 3,50 in
- ID = 3,07 in
- SN = 40

D. Pipa Refluks Distilat

$$D_{i,opt} = 0,24 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 0,13 in
- OD = 0,41 in
- ID = 0,27 in
- SN = 40

E. Pipa Hasil Bawah Menuju Reboiler

$$D_{i,opt} = 1,02 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 1,00 in
- OD = 1,32 in
- ID = 1,05 in
- SN = 40

F. Pipa Refluks Bottom

$$D_{i,opt} = 3,50 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 3,50 in

- OD = 4,00 in
- ID = 3,55 in
- SN = 40

G. Pipa Pengeluaran Produk Utama (Bottom)

$$D_{i,opt} = 0,64 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar:

Spesifikasi

- IPS = 0,75 in
- OD = 1,05 in
- ID = 0,82 in
- SN = 40

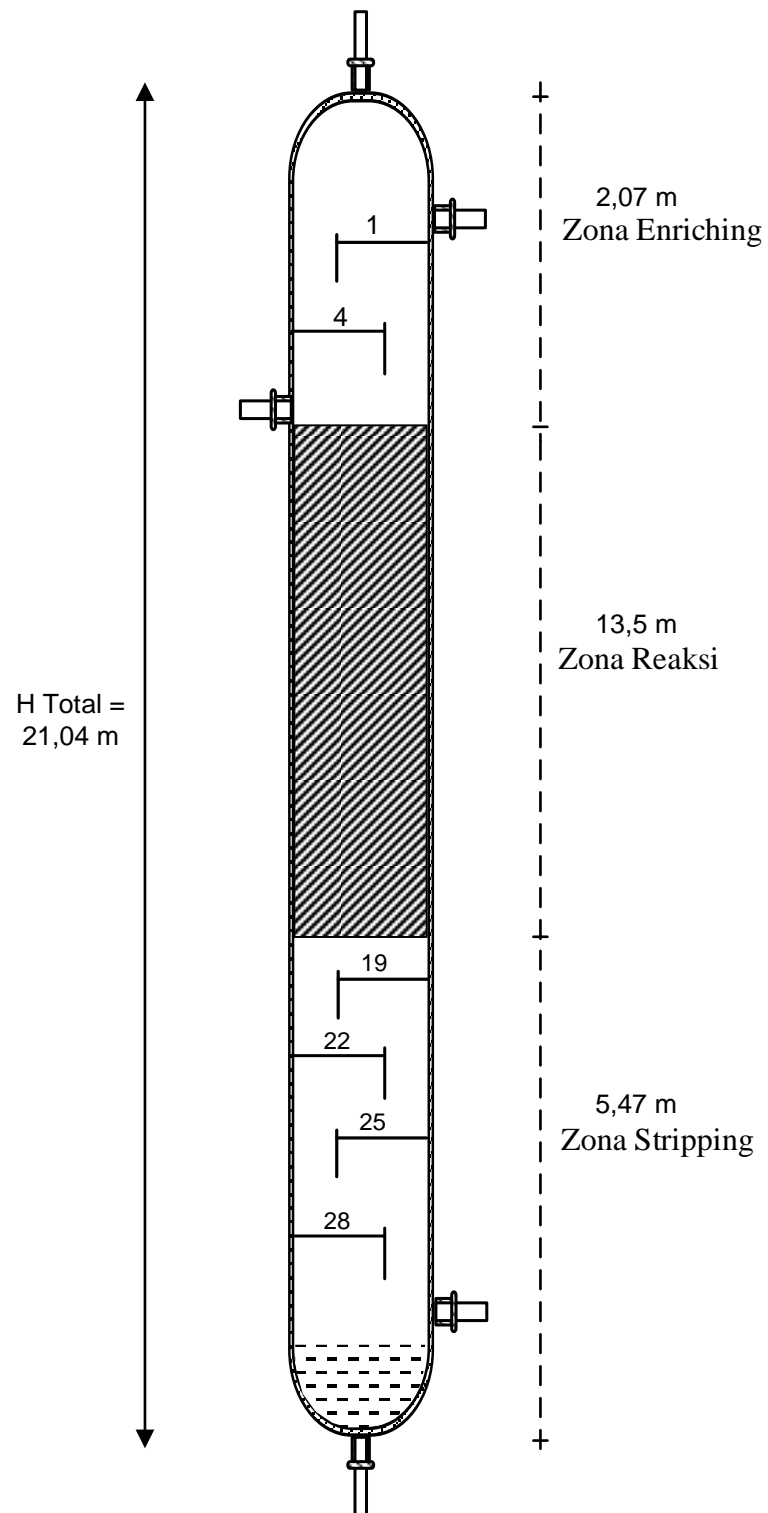
8. Perancangan Packing Zona Reaksi

A. Menentukan Jenis *Packing*

B. *Packing* yang digunakan pada *reactive distillation* yaitu menggunakan *structured packing* Katapak-SP 11 dengan katalis *Amberlyst CSP2*. Katalis disusun didalam *packing* dengan menggunakan *wire gauze layer* yang berukuran 0,71 mm.

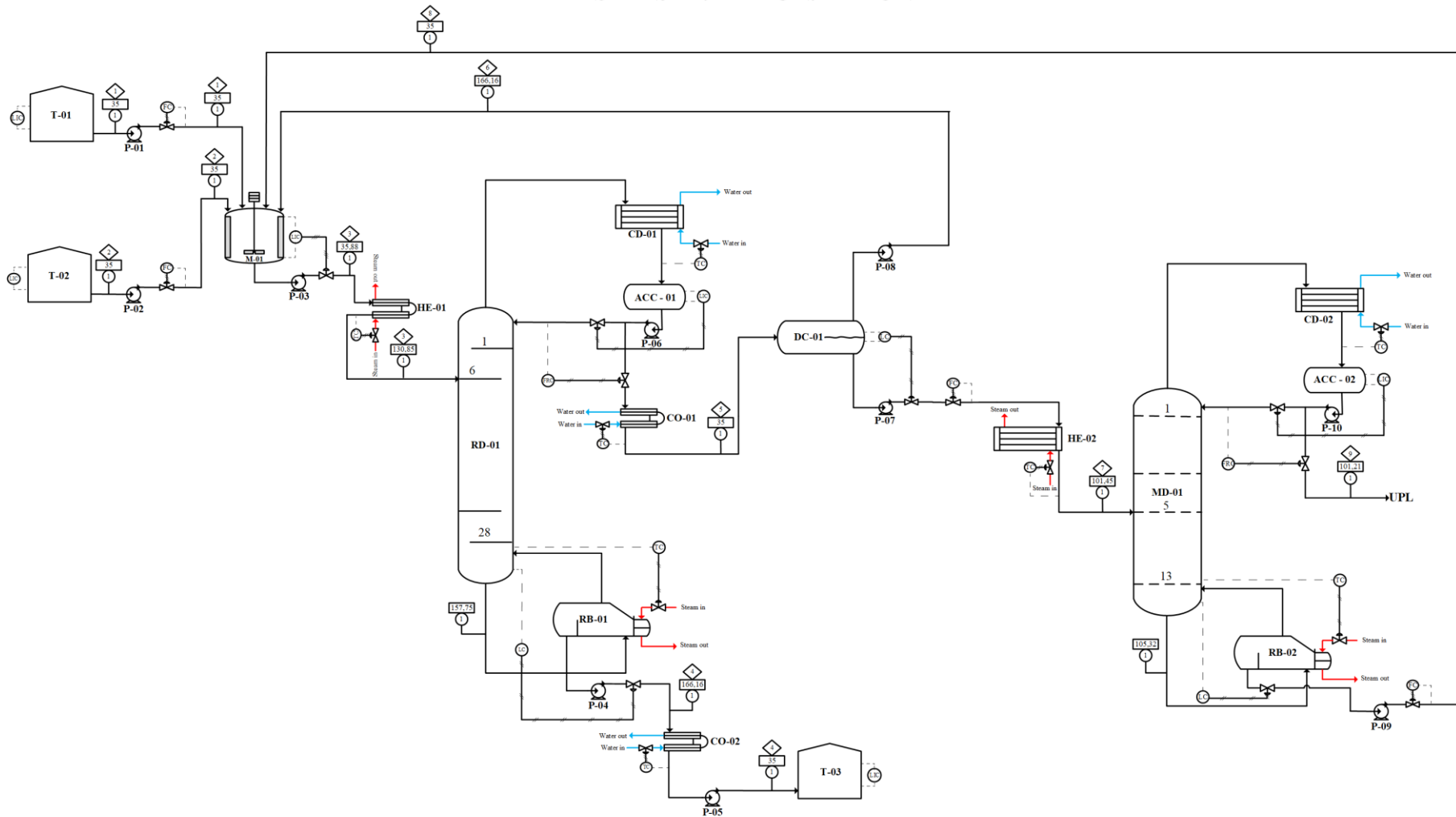
C. Menghitung Ukuran *Packing*

Berdasarkan perhitungan, didapatkan diameter kolom sebesar 1,01 m. Sehingga ukuran *packing* diambil ukuran 0,05 m.



Gambar 5 Ilustrasi Rancangan Reaktor

LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
CH ₃ COOH	0,00	1.350,07	1.417,62	20,49	149,17	3,89	145,28	143,83	1,45
C ₆ H ₁₄ O	2.258,98	0,00	2.263,40	0,41	4,72	2,44	2,28	2,28	0,00
C ₈ H ₁₆ O ₂	0,00	0,00	30,04	3.131,63	30,27	25,01	5,26	5,26	0,00
H ₂ O	11,35	13,64	29,48	4,04	399,81	0,81	399,00	3,99	395,01
Total	2.270,33	1363,71	3.740,54	3.156,57	583,98	32,14	551,83	155,36	396,47

KODE	KETERANGAN
T	Tangki
M	Mixer
RD	Reactive distillation
RB	Reboiler
CD	Condensator
ACC	Accumulator
DC	Decanter
MD	Menara distilasi
P	Pompa
HE	Heat exchanger
CO	Cooler

KODE	KETERANGAN
LIC	Level indicator controller
FC	Flow controller
FRC	Flow ratio controller
LC	Level controller
TC	Temperature controller
N	Number
S	Suhu, °C
T	Tekanan, atm
G	Gate valve
E	Arus pengendali elektrik
P	Arus pengendali pneumatik
U	Arus utama
H	Arus pemanas
C	Arus pendingin

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL KAPASITAS 25000 TON/TAHUN	
DISUSUN OLEH : 1. Khafidulol Afifa (19521182) 2. Abdulllah (19521197)	
DOSEN PEMBIMBING : Sholeh Ma'mun S. T., M.T. PhD	

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN




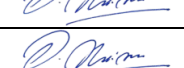

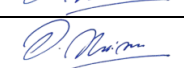



1. Nama Mahasiswa : Khafidlotul Afifa
No.MHS : 19521182
2. Nama Mahasiswa : Abdullah
No. MHS : 19521197

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK HEKSIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN HEKSIL ALKOHOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusi mengenai prarancangan pabrik	
2	17 November 2022	Penentuan nilai k, ekspor dan impor	
3	30 November 2022	Pergantian judul prarancangan pabrik	
4	4 Januari 2023	Penentuan kapasitas prarancangan pabrik	
5	1 Maret 2023	Penentuan stage reaktor	
6	18 April 2023	Konsultasi luaran 3 – 4	
7	29 Mei 2023	Perancangan menara distilasi	
8	25 Juli 2023	Perancangan katalis	
9	4 Agustus 2023	Perancangan utilitas dan evaluasi ekonomi	

**Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, Agustus 2023
Pembimbing,**



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

- *) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy