

TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DARI ETANOL DAN ASAM ASETAT PADA KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



Disusun oleh :

Hilman Rasyid Setyadi	(3335170101)
Rangga Editya Pratama	(3335170107)

**JURUSAN TEKNIK KIMIA – FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SULTAN AGENG TIRTAYASA
CILEGON – BANTEN**

2022

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Hilman Rasyid Setyadi

NIM : 333517010

Jurusan: Teknik Kimia

Judul : PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DARI ETANOL
DAN ASAM ASETAT PADA KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir pra rancangan pabrik dengan judul tersebut diatas adalah benar karya saya sendiri dengan arahan dosen pembimbing dan tidak ada duplikasi dengan karya orang lain kecuali telah disebutkan sumbernya.

Apabila dikemudian hari terbukti terdapat plagiat dalam penelitian ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan peraturan perundang-undangan yang berlaku.

Cilegon, 11 Januari 2023



Hilman Rasyid Setyadi

HALAMAN PENGESAHAN

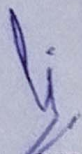
Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat dari Etanol dan Asam Asetat dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

disusun oleh:

1. Hilman Rasyid Setyadi 3335170101
2. Ranga Editia Pratama 3335170107

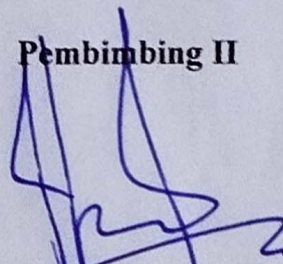
Telah disetujui oleh Dosen Pembimbing dan telah dipertahankan di hadapan
Tim Penguji pada tanggal 27 Oktober 2022

Pembimbing I



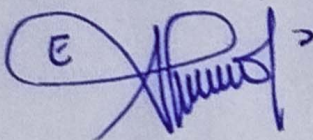
Wardalia, S.T., M.T.
NIP. 198406202008122002

Pembimbing II



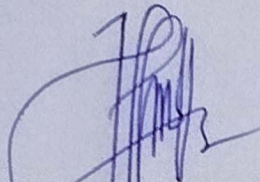
Agus Rochmat, S.Si., M.Farm.
NIP. 197406182005011002

Penguji I



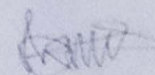
Endang Suhendi, S.T., M.Eng.
NIP. 197707052003121001

Penguji II



Dr. Iqbal Syaichurrozi, S.T., M.T.
NIP. 199003202014041001

Penguji II



Denni Kartika Sari, S.T., M.T.
NIP. 198211142008122002



Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Javanudin, S.T., M.Eng.
NIP. 197808112005011003

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT, atas berkat rahmatNya sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Pra-Rancangan Pabrik Etil Asetat dari Asam Asetat dan Etanol dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun”. Shalawat serta salam tidak lupa pula penulis limpah curahkan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, sahabat dan para pengikutnya hingga akhir zaman.

Laporan Tugas Akhir ini dibuat dengan tujuan sebagai salah satu pemenuhan syarat menempuh sebagai Sarjana Starata-1 Teknik Kimia, Universitas Sultan Ageng Tirtayasa. Penulis menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari kesempurnaan, oleh karena itu penulis berharap kritik dan saran yang bersifat membangun dari semua pihak demi kesempurnaan laporan ini.

Pada kesempatan ini dengan segala kerendahan hati dan penuh rasa hormat penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada pihak-pihak yang telah berjasa dan membantu dalam pelaksanaan hingga proses pembuatan laporan tugas akhir ini, dan memberikan bantuan moril maupun materil baik langsung maupun tidak langsung, yaitu :

1. Kepada kedua Orang Tua penulis yang selalu memberikan dukungan dan motivasi kepada penulis, baik dari segi moral dan materil sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan akhir ini dengan maksimal.
2. Ibu Wardalia, S.T., M.T dan Bapak Agus Rochmat, S.Si., M.Farm. selaku Dosen Pembimbing yang telah banyak meluangkan waktu dalam memberikan bimbingan, motivasi serta arahan selama proses penyusunan laporan tugas akhir ini.
3. Bapak Endang Suhendi, S.T., M.Eng., Bapak Dr. Iqbal Syaichurrozi, S.T., M.T. dan Ibu Denni Kartika Sari, S.T., M.T. selaku Dosen Wali yang senantiasa membimbing serta memberikan nasehat.
4. Bapak Dr. Jayanudin S.T., M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.
5. Ibu Dr. Alia Badra Pitaloka, S.T., M.T., selaku koordinator Rancangan Pabrik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.
6. Rekan-rekan Teknik Kimia angkatan 2017 yang telah memberikan semangat dan bantuan selama proses penyusunan laporan tugas akhir ini.
7. Serta rekan-rekan penulis lainnya yang tidak bisa disebutkan satu-persatu, terima kasih atas dukungan, doa dan semangat yang selalu menjadi pengingat dan motivasi bagi penulis.

Penulis mengucapkan banyak terima kasih dan mohon maaf atas segala kekurangan. Kritik dan saran kami terima dari pembaca, semoga laporan prarancangan pabrik ini dapat bermanfaat untuk penulis dan pembaca kedepannya.

Cilegon, Maret 2022

Penulis

ABSTRAK

Etil asetat, juga dikenal sebagai etil etanoat, merupakan bahan kimia yang penting dan banyak digunakan dalam industri. Ini memiliki peran penting sebagai pelarut dalam perekat, cat, atau pelapis, dan dapat digunakan untuk menggantikan pelarut aromatik seperti toluene. Dari hasil proyeksi di atas, didapat bahwa kebutuhan Etil Asetat pada tahun 2026 adalah 286238,28 ton/tahun. Direncanakan kapasitas pabrik Etil Asetat untuk memenuhi kebutuhan pasar sebesar 20% dengan pertimbangan akan bahan baku, listrik dan bahan bakar adalah 60.000 ton/tahun. Pabrik Etil Asetat ini didirikan dengan harapan dapat memenuhi sebagian besar dari kebutuhan Etil Asetat di Indonesia, oleh karena itu ditetapkan kapasitas pabrik yang akan berdiri yaitu 60.000 Ton/Tahun. Peralatan proses yang digunakan antara lain mixer, reaktor, menara distilasi. Unit pendukung proses pabrik meliputi unit pengadaan air pendingin sebanyak 516138.29 kg/jam. Pabrik juga didukung laboratorium yang mengontrol mutu bahan baku dan produk. Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi line and staff. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan shift dan non shift. Dari analisis ekonomi diketahui bahwa pabrik memerlukan Fixed Capital Investment sebesar \$ 98,151,457 dengan Working Capital sebesar \$ 65,135,175. Nilai POS sebelum pajak 16.42 % dan setelah pajak 12.32 %, % ROI sebelum pajak 38.06 % dan setelah pajak 28.55 %, POT sebelum pajak yaitu 2,6 tahun dan setelah pajak 3,2 tahun, dengan nilai BEP senilai 40.16 %, SDP 29.87 %, DCF 25%. Berdasarkan analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik etil asetat dengan kapasitas 60.000 ton/tahun layak dipertimbangkan dan direalisasikan pembangunannya.

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	ii
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL.....	vi
DAFTAR GAMBAR	ix
BAB I STRATEGI PERANCANGAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas	2
1.3 Bahan Baku dan Produk	5
1.5 Pemilihan Proses	10
1.6 Menghitung Gross Profit Margin (GPM).....	12
BAB II NERACA MASSA DAN ENERGI	14
2.1 Flowsheeting	14
2.2. Aplikasi Neraca Massa dan Energi.....	14
2.2.1. Neraca Massa.....	14
2.3 Deskripsi Proses	16
2.4 Neraca Massa.....	16
2.4.1 Neraca Massa Mixer (M-1)	16
2.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-1).....	17
2.4.3 Neraca Massa Distilasi 1	18
2.4.4 Neraca Massa Distilasi 2.....	19
2.5 Neraca Energi	20
2.4.1 Neraca Energi Mixer (M-1)	20
2.5.2 Neraca Energi Reaktor (R-1)	21
2.5.3 Neraca Energi Distilasi 1	22
2.5.4 Neraca Energi Distilasi 2	22
2.5.5 Neraca Energi Heater 1	23
2.4.6 Neraca Energi Cooler 1.....	24

2.5.7 Neraca Energi Kondensor 1	24
2.5.8 Neraca Energi Cooler 2.....	25
2.5.9 Neraca Energi Kondensor 2.....	25
2.5.10 Neraca Energi Kondensor 2.....	26
BAB III PERANCANGAN ALAT DAN UTILITAS	27
3.1 Spesifikasi Alat.....	27
3.1.1 Spesifikasi Alat Utama	27
3.1.3 Spesifikasi Alat Bantu	37
3.2 Instrumentasi	48
3.2.1 Instrumentasi Pengukuran.....	50
3.2.2 Prinsip Kerja Instrumentasi dan Alarm Proses	51
3.2.2 Pemilihan Konfigurasi Pengendalian.....	53
3.2.3 Perancangan Sistem Pengendalian.....	55
3.2.4. Pengendalian Komputer digital Pada Pengendalian Proses.....	58
3.3 Utilitas	64
3.3.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....	64
3.3.2 Unit Penyedia Listrik.....	68
3.3.3 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	73
3.3.4 Unit Pengolahan Limbah	74
BAB IV MANAJEMEN DAN LAYOUT PABRIK	76
4.1 Manajemen Pabrik.....	76
4.1.1 Nama, Tujuan, serta Visi dan Misi Perusahaan	77
4.1.2 Struktur Organisasi	78
4.1.3 Tugas dan Wewenang.....	80
4.1.4 Kesehatan dan Keselamatan Kerja	86
4.1.5 Kualifikasi Karyawan	87
4.1.6 Perincian Jumlah Pegawai dan Penggolongan Tingkat Pendidikan	89
4.1.7 Status dan Penggolongan Gaji.....	91
4.1.8 Jaminan Sosial	94
4.2 Layout Pabrik dan Layout Peralatan Proses.....	96
BAB V ANALISA EKONOMI	102

5.1 Perhitungan Biaya Kebutuhan Pembangunan Pabrik.....	105
5.1.1 Harga Alat.....	105
5.1.2 Harga Bahan Baku	110
5.1.3 Harga Kebutuhan Unit Utilitas	112
5.1.4 Harga Kebutuhan Kemasan.....	112
5.1.5 Harga Tanah.....	113
5.1.6 Biaya Gaji Karyawan.....	113
5.1 Modal Investasi	116
5.1.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment).....	116
5.1.2 Modal Kerja (Working Capital).....	117
5.1.3 Manufacturing Cost	118
5.1.4 General Expanse	120
5.3 Analisa Kelayakan Ekonomi	120
5.3.1 Percent Profil on Sales (POS).....	121
5.3.2 Percent Return of Sales (ROI)	121
5.3.3 Pay Out Time (POT).....	122
5.3.4. Break Even Point (BEP)	122
5.3.5 Shut Down Point (SDP).....	123
5.3.6 Discounted Cash Flow (DCF).....	124
BAB VI KESIMPULAN.....	126

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Etil Asetat di Indonesia Menurut BPS	2
Tabel 1.2 Data Ekspor Etil Asetat di Indonesia Menurut BPS	2
Tabel 1.3 Data Pabrik dan Kapasitas Etil Asetat Indonesia	4
Tabel 1.4 Perbandingan Teknologi	12
Tabel 1.5 Perhitungan GPM.....	12
Tabel 2.1 Neraca Massa Mixer (M-1).....	17
Tabel 2.2 Neraca Massa Reaktor	17
Tabel 2.3 Neraca Massa Distilasi 1	18
Tabel 2.4 Neraca Massa Distilasi 2.....	20
Tabel 2.5 Neraca Energi Mixer	21
Tabel 2.6 Neraca Energi Reaktor	22
Tabel 2.7 Neraca Energi Distilasi 1	22
Tabel 2.8 Neraca Energi Distilasi 2	23
Tabel 2.9 Neraca Energi Heater 1	23
Tabel 2.10 Neraca Energi Cooler 1	24
Tabel 2.11 Neraca Energi Condensor 1	24
Tabel 2.12 Neraca Energi Cooler 2.....	25
Tabel 2.13 Neraca Energi Condenser 2.....	26
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Etanol (T-101).....	27
Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Asam Asetat (T-102).....	28
Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (T-103)	29
Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Etil Asetat (T-104)	30
Tabel 3.5 Spesifikasi Mixer (M-101).....	31
Tabel 3.6 Spesifikasi Reaktor (R-101).....	32
Tabel 3.7 Spesifikasi Distilasi 1 (D-201).....	33
Tabel 3.8 Spesifikasi Akumulator MD I (V-101)	34
Tabel 3.9 Spesifikasi Distilasi 2 (D-202).....	35
Tabel 3.10 Spesifikasi Akumulator MD II (V-102).....	36
Tabel 3.11 Spesifikasi Heater 101	37

Tabel 3.12 Spesifikasi Condenser 1 (CD-101)	38
Tabel 3.13 Spesifikasi Reboiler (RB-101)	39
Tabel 3.14 Spesifikasi Condenser 2 (CD-102)	40
Tabel 3.15 Spesifikasi Reboiler (RB-102)	41
Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa (P-01 A/B)	42
Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa (P-02 A/B)	43
Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa (P-03 A/B)	44
Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa (P-04 A/B)	45
Tabel 3.20 Spesifikasi Pompa (P-05 A/B)	45
Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa (P-06 A/B)	46
Tabel 3.22 Spesifikasi Pompa (P-07 A/B)	47
Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa (P-08 A/B)	48
Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa (P-09 A/B)	49
Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa (P-10 A/B)	50
Tabel 3.26 Tabel Kebutuhan Air	67
Tabel 3.27 Kebutuhan Steam	68
Tabel 3.28 Kebutuhan Air Total	69
Tabel 3.29 Kebutuhan Listrik	71
Tabel 3.30 Kebutuhan Penerangan Pabrik	72
Tabel 3.31 Listrik untuk AC	74
Tabel 3.32 Kebutuhan Listrik Total	74
Tabel 4.1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift	88
Tabel 4.2 Perincian Jumlah Karyawan	91
Tabel 4.3 Gaji Karyawan	92
Tabel 5.1 Indeks Harga Alat	105
Tabel 5.2 Proyeksi Plant Cost Indeks CEPCI	107
Tabel 5.3 Daftar Harga Alat Proses Utama	108
Tabel 5.4 Daftar Harga Alat Proses Utilitas	112
Tabel 5.5 Index Harga Bahan Baku	112
Tabel 5.6 Harga Bahan Baku	114
Tabel 5.7 Harga Produk	114

Tabel 5.8 Harga Kebutuhan Unit Utilitas	115
Tabel 5.9 Harga Kebutuhan Kemasan	115
Tabel 5.10 Inflasi Total Harga Biaya Tanah.....	116
Tabel 5.11 Biaya Gaji Karyawan	117

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor dan Ekspor Etil Asetat di Indonesia tahun 2012 – 2017	3
Gambar 1.2 Peta lokasi pabrik	9
Gambar 1.3 Teknologi Esterifikasi	10
Gambar 2.1 <i>flowsheet Diagram</i> proses pembuatan etil asetat	16
Gambar 2.2 Klasifikasi Neraca Massa	17
Gambar 2.3 Mixer (M-1).....	18
Gambar 2.4 Reaktor (R-1).....	19
Gambar 2.5 Menara Distilasi 1	20
Gambar 2.6 Menara Distilasi 2	21
Gambar 2.7 Neraca Energi Mixer	22
Gambar 2.8 Neraca Energi Reaktor	23
Gambar 2.9 Neraca Energi Distilasi 1.....	24
Gambar 2.10 Neraca Energi Distilasi 2.....	25
Gambar 2.11 Neraca Energi HE-01	26
Gambar 2.12 Neraca Energi Cooler 1	26
Gambar 2.13 Neraca Energi Condensor 1.....	27
Gambar 2.14 Neraca Energi Cooler 2	27
Gambar 2.15 Neraca Energi Condensor 2.....	28
Gambar 3.1 Konfigurasi Pengendalian	56
Gambar 3.2 <i>Feed Back Control Configuration</i>	56
Gambar 3.3 Inferential Control Configuration.....	57
Gambar 3.4 Skema Sistem Pengendalian DDC	61
Gambar 3.5 Skema Sistem Pengendalian DCS.....	62
Gambar 3.6 Block Flow Diagram Utilitas	66
Gambar 4.1 Struktur Organisasi.....	82
Gambar 4.2 Layout Pabrik	103
Gambar 4.3 Layout Alat Proses	103
Gambar 5.1 Grafik Cost Index CEPCI.....	109

Gambar 5.2 Grafik Cost Index Bahan baku CEPCI.....	113
Gambar 5.3 Grafik BEP dan SDP	124

BAB I

STRATEGI PERANCANGAN

1.1 Latar Belakang

Perindustri merupakan salah satu parameter yang menjadi indikator perkembangan ekonomi di suatu Negara, untuk memenuhi kebutuhan kita akan penggunaan bahan kimia maka dibangunlah industri kimia. Industri kimia merupakan suatu industri yang terlibat dalam produksi zat kimia. Industri ini mencakup petrokimia, agrokimia, farmasi, polimer, dan oleokimia. Petrokimia adalah semua bahan kimia yang diperoleh dari bahan bakar fosil. Etil asetat telah diproduksi dari sumber daya berbasis fosil tetapi dalam hal keberlanjutan, upaya penelitian baru-baru ini difokuskan pada penyelidikan kemungkinan strategi sintesis satu pot yang sederhana dan ekonomis, dengan memanfaatkan bioetanol. Proses utama berbasis fosil terdiri dari reaksi esterifikasi antara etanol dan asam asetat (Nguyen et al., 2010).

Etil asetat merupakan salah satu ester karboksil dengan bentuk larutan bening pada suhu di bawah 77°C , zat ini berupa larutan polar yang volatile (mudah menguap), toksisitas rendah dan tidak higroskopis yang digunakan. etil asetat adalah senyawa organik dengan rumus molekul $\text{CH}_3\text{-COO-CH}_2\text{-CH}_3$, disederhanakan menjadi $\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$.

Etil asetat, juga dikenal sebagai etil etanoat, merupakan bahan kimia yang penting dan banyak digunakan dalam industri. Ini memiliki peran penting sebagai pelarut dalam perekat, cat, atau pelapis, dan dapat digunakan untuk menggantikan pelarut aromatik seperti toluene. Dengan menggunakan pelarut ini biji kopi dan daun the akan berkurang kandung kafeinnya. (Appel et al., 2011; Nguyen et al., 2010). Selain itu, etil asetat menunjukkan potensi sebagai aditif diesel (Ashok, 2010).

Kebutuhan impor etil asetat dalam negeri pada tahun 2019 berdasarkan data BPS, kemenpri mencapai 84 ton, dan perkiraan tahun 2026 akan naik

mencapai 200 ton. sebagai salah satu bahan pelarut yang ramah terhadap lingkungan etil asetat memiliki potensi dalam pasar dalam negeri maupun internasional. Sehingga penting sekali adanya perencanaan pendirian pabrik etil asetat di Indonesia, untuk membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri serta diharapkan juga dapat menjadi komoditi ekspor.

1.2 Kapasitas

Dalam menentukan kapasitas Pra rancangan pabrik Etil Asetat yang akan dibangun, didasarkan dengan mempertimbangan perkiraan kebutuhan Etil Asetat di Indonesia pada tahun yang akan datang, hingga saat ini kebutuhan Etil Asetat di Indonesia masih dipenuhi oleh impor dari negara lain, oleh karena itu, prediksi kebutuhan Etil Asetat di Indonesia dapat di tinjau dari jumlah impor dan ekspor Etil Asetat dalam beberapa tahun terakhir. Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik, berikut data kebutuhan impor dan ekspor Etil Asetat di Indonesia tahun 2012-2018:

Tabel 1.1 Data Impor Etil Asetat di Indonesia Menurut BPS

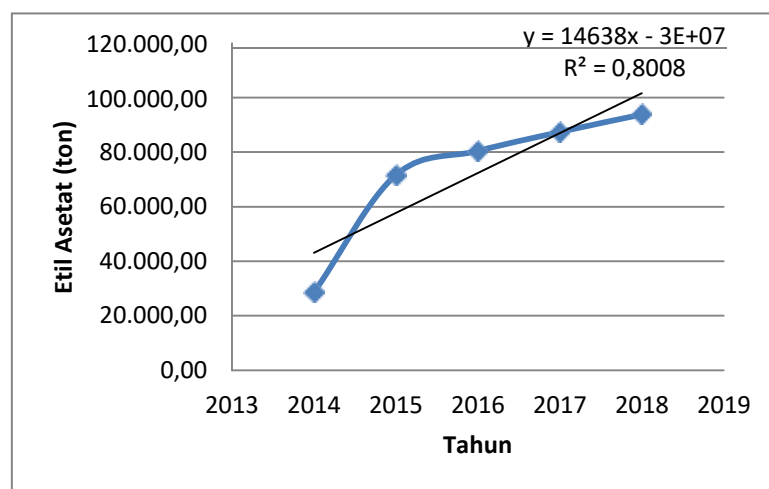
Tahun	Kapasitas (kg/thn)
2014	28.500,77
2015	71.649,69
2016	80.433,62
2017	87.390,71
2018	93.821,23

Tabel 1.2 Data Ekspor Etil Asetat di Indonesia Menurut BPS

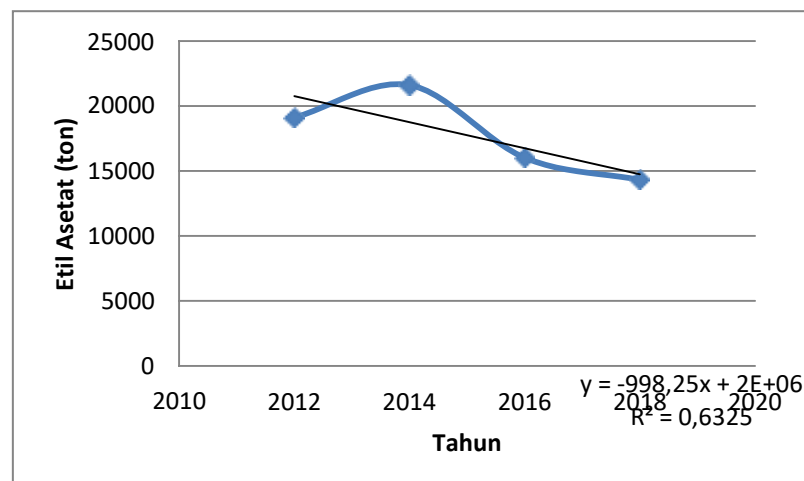
Tahun	Kapasitas (kg/thn)
2012	19102
2014	21600
2016	16011

2018	14310
------	-------

Untuk mencari proyeksi kebutuhan Etil Asetat di Indonesia, digunakan metode grafik yang diperoleh dari data – data pada tabel 1.1 dan tabel 1.2, selanjutnya dilakukan linearisasi pada grafik pada gambar 1.1 untuk memperoleh persamaan $y = ax + b$ yang digunakan untuk memproyeksikan kebutuhan Etil Asetat pada tahun yang akan datang.



(a)



(b)

Gambar 1.1 Grafik Impor dan Ekspor Etil Asetat di Indonesia tahun 2012 – 2017

Berdasarkan data kebutuhan Etil Asetat pada tahun 2012 - 2017, persamaan dari slope dan intercept yang didapatkan, untuk impor yaitu $Y=14638194,48X-29438240857,26$ dan untuk ekspor yaitu $Y=-1996.50X+4041701,50$. Pabrik Etil Asetat ini akan dibangun pada tahun 2025 dan mulai beroperasi pada tahun 2026, maka proyeksi kebutuhan Etil Asetat di Indonesia pada tahun 2025, yang diperoleh melalui persamaan regresi linear, yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Import tahun 2026} &= 218741159,20 && \text{kg/tahun} \\ &= 218741,15 && \text{ton/tahun} \\ \\ \text{Eksport tahun 2026} &= 8086610,50 && \text{kg/tahun} \\ &= 8.086,61 && \text{ton/tahun} \end{aligned}$$

Di Indonesia, sudah berdiri pabrik yang memproduksi Etil Asetat yang disajikan pada tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Pabrik dan Kapasitas Etil Asetat Indonesia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Indo Acidatama <i>Chemical Industry</i>	Solo	7500
PT. Showa Esterindo Indonesia	Merak	60000
Total Produksi Etil Asetat Indonesia		67500

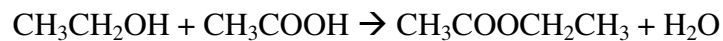
$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Demand} \\ \text{Kapasitas Baru} + \text{Eksport} &= \text{Kebutuhan Pasar} + \text{Import} \\ \text{Kebutuhan Pasar} &= (\text{Import} + \text{Produksi}) - \text{Eksport} \\ &= (218741,16 + 67500) - 8086,61 \\ &= 278154,55 && \text{ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari hasil proyeksi di atas, didapat bahwa kebutuhan Etil Asetat pada tahun 2026 adalah 286238,28 ton/tahun. Direncanakan kapasitas pabrik Etil Asetat untuk memenuhi kebutuhan pasar sebesar 20% dengan

pertimbangan akan bahan baku, listrik dan bahan bakar adalah 55630,91 \approx 60000 ton/tahun. Pabrik Etil Asetat ini didirikan dengan harapan dapat memenuhi sebagian besar dari kebutuhan Etil Asetat di Indonesia, oleh karena itu ditetapkan kapasitas pabrik yang akan berdiri yaitu 60000 Ton/Tahun.

1.3 Bahan Baku dan Produk

Bahan baku yang digunakan meliputi Etil Alkohol (Etanol) dan Asam Asetat dengan menggunakan katalis Asam Sulfat melalui proses reaksi esterifikasi dengan menghasilkan produk berupa Etil Asetat atau Etil Ester Asam Asetat dan produk samping berupa Air. Persamaan reaksi esterifikasi yang terjadi adalah sebagai berikut :



1.3.1 Bahan Baku

a. Etil Alkohol (EtOH)

Rumus Molekul	:	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$
Jenis	:	Cairan tak berwarna
Spesifikasi	:	Massa Molar : 46,06 gr/mol
	:	Densitas : 0,78 gr/cm ³
	:	Titik Lebur : -114,14 °C
	:	Titik Didih : 78,29 °C
	:	Kelarutan : Tercampur penuh dalam Air
	:	Tekanan Uap : 58 kPa (20 °C)
	:	Keasaman : 15,9 (pK _a)
	:	Indeks Bias : -
	:	Viskositas : 1,200 cP (20 °C)
	:	Titik Nyala : 13 °C
Kebutuhan	:	31.681,9 Ton/Tahun
Asal	:	Dalam Negeri (PT. Indonesia Etanol Industry – Lampung Tengah)

	Tekanan Uap	: <10 Pa (20 °C)
	Keasaman	: 1,98 (pK _a)
	Indeks Bias	: -
	Viskositas	: 26,70 Cp (20 °C)
	Titik Nyala	: Tidak Ternyalakan
Kebutuhan	:	44159,21 Ton/Tahun
Asal	:	Dalam Negeri (PT. Timuraya Tunggal - Karawang)
Harga per Satuan	:	USD 230,00/Kg

1.3.3 Produk

Nama Produk	:	Etil Asetat (EtOAc)
Rumus Molekul	:	CH ₃ COOCH ₂ CH ₃
Jenis	:	Cairan Tak Berwarna
Spesifikasi	:	Massa Molar : 88,11 gr/mol Densitas : 0,09 gr/cm ³ Titik Lebur : -83,60 °C Titik Didih : 77,10 °C Kelarutan : 8,30 g/100 mL (20 dalam Air °C) Tekanan Uap : 73 mmHg (20 °C) Keasaman : 25 (pK _a) Indeks Bias : 1,37 (n _D) Viskositas : 0,42 Cp (20 °C) Titik Nyala : -4 °C
Kebutuhan	:	218741 Ton / Tahun
Harga per Satuan	:	USD 3500,00 / Ton

1.4 Lokasi

Pemilihan lokasi pabrik dipertimbangkan atas beberapa faktor yang sangat berpengaruh pada biaya produksi yang meliputi akses distribusi, utilitas, K3 dan lingkungan. Karena itu dipilih lokasi di *Krakatau Industrial Estate Cilegon* (KIEC). Faktor-faktor tersebut diantaranya :

1. Letak Geografis

Pabrik berada di daerah pesisir yang berarti sangat memungkinkan untuk membuat *Port Shipping* yang sangat memudahkan akses dalam pendistribusian bahan maupun produk melalui jalur laut. Faktor ini pun memangkas biaya *Shipping* karena tidak perlu menggunakan pelabuhan milik pemerintah/swasta karena pada dasarnya pabrik sangat memerlukan *shipping* karena salah satu bahan baku yang digunakan berasal dari luar pulau Jawa (Lampung Tengah - Sumatera). Dalam keadaan tertentu bisa juga menggunakan pelabuhan PT. Pelindo II – Cigading dan ASDP Indonesia Ferry.

Untuk akses distribusi jalur darat, pabrik pun diuntungkan oleh letaknya yang dekat dengan Gerbang Tol Cilegon Barat dengan jarak sekitar 4,7 km yang memudahkan pendistribusian produk dan memangkas waktu pengiriman.

2. Faktor Utilitas dan Limbah

Pabrik berada di kawasan KIEC yang mayoritas *supply* listriknya adalah dari PT. Krakatau Daya Listrik. Oleh karena itu kebutuhan listrik pabrik bisa di-*supply* dari PT. Krakatau Daya Listrik. Sedangkan untuk kebutuhan air akan dipasok dari PT. Krakatau Tirta Industri.

Selain memasok air dari PT. Krakatau Tirta Industri, limbah yang dihasilkan oleh pabrik pun akan diolah (*treatment*) di PT. Krakatau Tirta Industri karena perusahaan tersebut menyediakan pengolahan limbah untuk industri. Maka dari itu, pabrik bisa fokus pada kualitas produksi Etil Asetat.

3. Faktor Lingkungan dan K3

Letak pabrik yang berada di KIEC memberikan kemudahan, kenyamanan serta keamanan yang lebih. Pasalnya di KIEC ini terdapat banyak sekali pabrik yang memudahkan dalam perizinan pembangunan pabrik kepada pemda setempat, serta para pekerja pun akan merasa nyaman karena KIEC menyediakan banyak fasilitas untuk perusahaan/pabrik yang berada di lingkungannya seperti rumah sakit yaitu RS Krakatau Medika, pemadam kebakaran, layanan keamanan 24 jam, supermarket yaitu Krakatau Junction, Citimall, Transmart, dan Cilegon Center Mall, bank diantaranya BNI, BRI, CIMB, Mandiri, BJB, BSI, dan fasilitas pendukung lainnya. (sumber: <https://kiec.co.id/industrial-area/>)

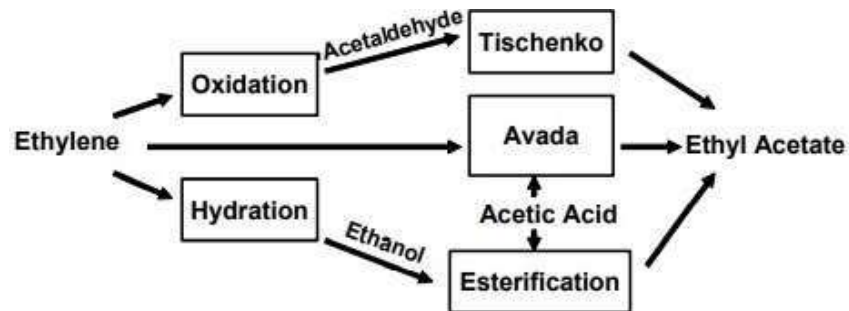
Lingkungan yang berada di kawasan industri juga memudahkan mendapatkan *supply* bahan material yang diperlukan untuk pembangunan pabrik dengan kapasitas 60.000 Ton/Tahun seperti pipa yang bisa di-*supply* dari PT.KHI Pipe Industries serta untuk konstruksi bisa di PT. Krakatau Engineering and Constructions.



Gambar 1.2 Peta lokasi pabrik

1.5 Pemilihan Proses

Pada proses produksi etil asetat terdapat beberapa proses, yaitu :

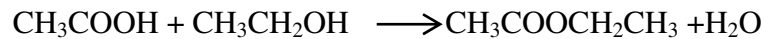


Gambar 1.3 Alur proses produksi Etil Asetat

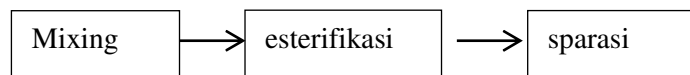
1.5.1 Proses Esterifikasi

Proses esterifikasi dalam industri dapat dilakukan secara kontinu maupun batch. Pemilihan kedua macam proses tersebut tergantung pada kapasitas produksinya. Esterifikasi adalah penggabungan asam organik dengan alkohol yang membentuk ester.

Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Pada produksi etil asetat bahan bakunya berupa etanol dan asam asetat, mekanisme reaksi yang terjadi adalah penggantian gugus $-\text{OH}$ pada alkohol dengan gugus alkoksi dari asam organik kondisi operasi proses terjadi pada tekanan 1-100 atm, dengan suhu 70-150 °C.



1.5.2 Proses Reaksi Tishchenko

Reaksi tishchenko merupakan reaksi disproporsiasi atau reaksi dimana suatu zat direduksi dan dioksidasi sekaligus, reaksi ini terjadi dengan bantuan katalis besi oksida contohnya aluminium triethanolat. Pada produksi etil asetat proses ini hanya berbahan baku asetaldehid.

Reaksi yang terjadi seperti berikut:



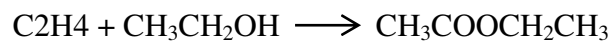
Kondisi operasi proses terjadi pada dibawah tekanan 1 atm dan bersuhu 0-5 °C. Reaksi ini memiliki produk samping berupa 2 butanone dan 2 propanol.



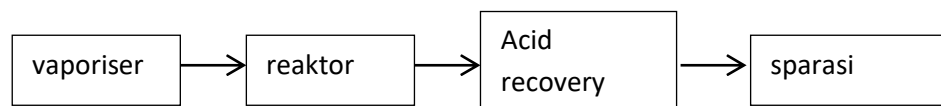
1.5.3 Avada (*AdVanced Acetates by Direct Addition*)

Avada atau asetat lanjutan oleh tambahan langsung, merupakan reaksi antara etilen dengan asam asetat menggunakan katalis heteropoly acids (HPA). Didasarkan pada reaksi fase uap etilen dan asam asetat didalam katalis HPA.

Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



sangat aktif untuk reaksi fase uap asam asetat dengan etilen pada suhu sekitar 180°C, dan tekanan 145 psig atau 10 atm dengan rasio molar etilen terhadap asam asetat yang tinggi. Rasio etilena terhadap asam asetat yang tinggi diperlukan karena asam asetat mudah terserap ke dalam sebagian besar HPA.



Tabel 1.4 Perbandingan Teknologi

Parameter	esterifikasi	Avada	Tischenko
Umpan	Etanol, asam asetat	Etilen, Asam asetat	Asetaldehida
Temperatur	70°C-150°C	180°C	0-5 °C
Tekanan	1 atm	10 atm	< 1 atm
Jenis Reaksi	Eksotermis		
Katalis	H ₂ SO ₄ Asam sulfat	C ₇ HF ₁₃ O ₅ S Nafion	Al(OC ₂ H ₅) ₃ Aluminium triethanolat
Konversi	99%	97%	98%
Kemurnian Produk	99,5%	99,98%	97%
By product	Air	Etanol, dietil ether	isobutyl acetate, and isobutyl isobutyrate

1.6 Menghitung Gross Profit Margin (GPM)

Pemasaran produk Etil Asetat untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan dalam negeri sudah dapat dipenuhi maka pemasaran diarahkan ke luar Indonesia.

Reaksi:



Daftar harga bahan baku dan produk:

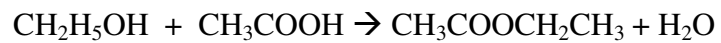
1. Etil Alkohol : \$ 820/ton (Diambil dari www.Alibaba.com)
2. Asam Asetat : \$ 540/ton (Diambil dari www.Alibaba.com)
3. Etil Asetat : \$ 35000/ton (Diambil dari www.Alibaba.com)

Tabel 1.5 Perhitungan GPM

Senyawa	Harga (US\$/ton)	BM (ton/tonmol)	US\$/tonmol
Etil Alkoho	820	46,07	- 37777,40

1			
Asam Asetat	540	60	- 32400
Etil Asetat	3500	88,11	308385
Total			69869,01

Berdasarkan harga pembelian bahan baku dan penjualan produk, maka *Gross Profit Margin* dapat dihitung sebagai berikut.



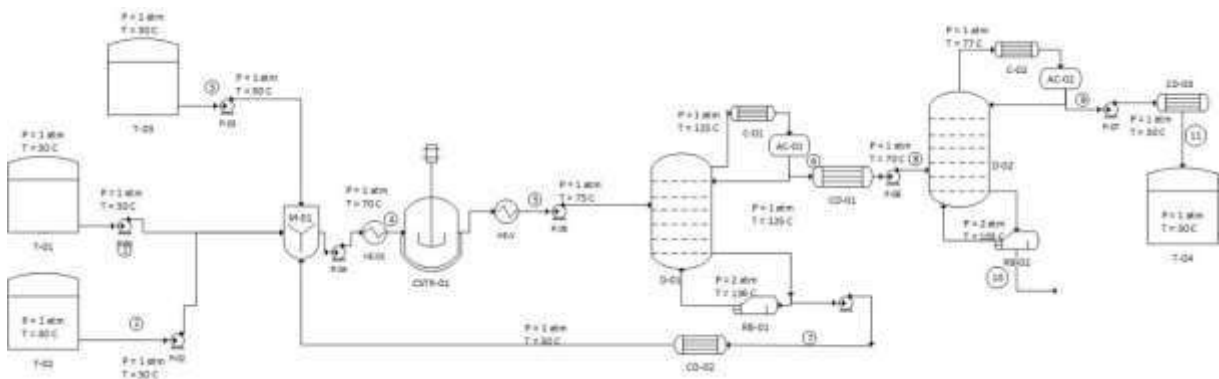
$$\begin{aligned} \text{GPM} &= \frac{(69.869,015)}{88,11} / \text{tonmol Etil Asetat} \\ &= 792,97 / \text{tonmol Etil Asetat} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan diperoleh keuntungan sebesar 792,97 \$/ton dengan demikian pabrik pembuatan *Etil Asetat* akan menghasilkan keuntungan jika pabrik ini dibuat.

BAB II NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

2.1 Flowsheeting

Berikut ini merupakan diagram alir proses pembuatan etil asetat dari etanol dan asam asetat.



Gambar 2.1 *flowsheet Diagram* proses pembuatan etil asetat

2.2. Aplikasi Neraca Massa dan Energi

2.2.1. Neraca Massa

Hukum kekekalan massa atau yang dikenal juga sebagai hukum Lomonosov – Lavoiser menyatakan bahwa massa dari suatu sistem tertutup akan konstan meskipun terjadi berbagai macam proses di dalam sistem tersebut atau dengan kata lain dalam sistem tertutup massa zat sebelum dan sesudah reaksi adalah sama (konstan).

Persoalan neraca massa dapat dikelompokkan sebagai berikut :



Gambar 2.2 Klasifikasi Neraca Massa

Secara umum persamaan neraca massa dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\text{Rate of Accumulation of mass in system} = \left(\begin{array}{c} \text{Mass flow} \\ \text{rate} \\ \text{into system} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Mass flow} \\ \text{rate} \\ \text{out of system} \end{array} \right)$$

Sistem adalah sebagian atau seluruh dari proses yang dipilih untuk dianalisis.

Adapun sistem dapat dibedakan menjadi dua, yaitu:

1. Sistem terbuka, dimana bahan-bahan berpindah melewati sistem, bahan-bahan masuk ke dalam system atau meninggalkan system atau terjadi kedua-duanya selama proses berlangsung disebut, proses kontinyu.
2. Sistem tertutup yaitu sistem dimana tidak ada perpindahan bahan melewati sistem selama interval waktu tertentu disebut proses batch.
3. Perasamaan umum neraca massa di atas berlaku untuk setiap bahan, baik yang mengalami reaksi kimia maupun tidak, dan persamaan tersebut berlaku untuk suatu interval waktu yang diinginkan termasuk tahun, jam, detik atau biasa juga differensial. Generasi dan konsumsi yang dimaksud dalam persamaan di atas adalah terbentuknya atau terpakainya bahan karena reaksi kimia.

2.3 Deskripsi Proses

Proses pembuatan etil asetat dari etanol dan asam asetat terdiri dari beberapa tahapan yaitu :

1. tahap proses reaksi dalam reaktor

Pada tahap reaksi reaktan membentuk etil asetat, bahan baku di panaskan terlebih dahulu sebelum memasuki reaktor dengan tujuan suhu bahan baku seragam yaitu pada 30°C dan 1 atm.

2.4 Neraca Massa

Prarancangan pabrik pembuatan etil asetat dengan menggunakan bahan baku etanol dan asam asetat mengikuti ketentuan sebagai berikut:

Kapasitas Produksi = 60.000 ton/ tahun

Basis Perhitungan = 1 jam oprasi

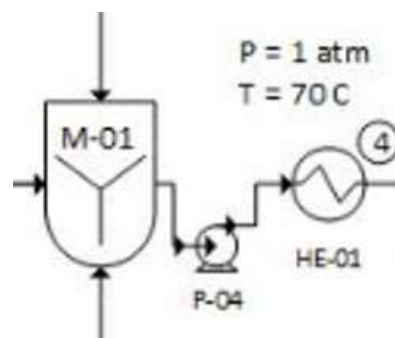
Satuan Massa = Kg/jam

Satu tahun operasi = 330 hari

Satu hari operasi = 24 jam

2.4.1 Neraca Massa Mixer (M-1)

Fungsi : Mencampurkan bahan baku



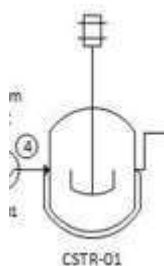
Gambar 2.3 Mixer (M-1)

Tabel 2.1 Neraca Massa Mixer (M-1)

Komponen	Input				Output
	Aliran 1 (kg/jam)	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 10	Aliran 4
C ₂ H ₄ O ₂	15499,78	-	-	173,26	15673
C ₂ H ₅ OH	-	4000,23	-	0,86	4001,10
H ₂ SO ₄	-	-	5575,65	324,22	5899,90
C ₄ H ₈ O ₂	-	-	-	0,77	0,77
H ₂ O	-	210,53	113,78	19,68	344,01
Subtotal	15499,78	4210,77	5689,44	518,80	25919
Total	25919				

2.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-1)

Fungsi : Membentuk Etil Asetat dan Air

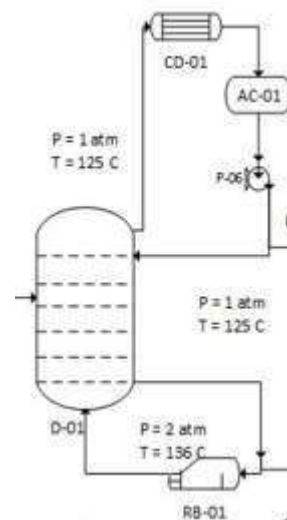
**Gambar 2.4** Reaktor (R-1)**Tabel 2.2** Neraca Massa Reaktor

komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
C ₂ H ₄ O ₂	15673,05		10509,96
C ₂ H ₅ OH	4001,10		40,01
H ₂ SO ₄		5899,88	5899,88
C ₄ H ₈ O ₂			7575,76
H ₂ O	82,34	120,40	1751,68

Subtotal	19756,49	6020,28	25777,29
Total	25777		25777

2.4.3 Neraca Massa Distilasi 1

Fungsi : Memisahkan Asam Sulfat dan Asam Asetat pada campuran produk



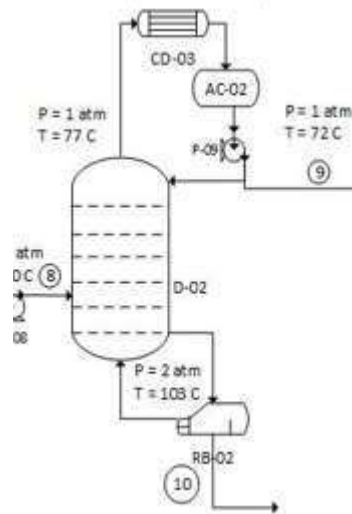
Gambar 2.5 Menara Distilasi 1

Tabel 2.3 Neraca Massa Distilasi 1

Komponen	Input	Output	
	Feed	Distilat	Bottom
	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam
C ₂ H ₄ O ₂	10509,90	1,05	10509
C ₂ H ₅ OH	40,01	40,01	0,01
C ₄ H ₈ O ₂	7575,92	7575,20	0,76
H ₂ O	1751,69	1751,50	0,17
H ₂ SO ₄	5899,91	0,59	5899
Total	25777	9368,30	16409
		25777	
		Kg/Jam	

2.4.4 Neraca Massa Distilasi 2

Fungsi : Memisahkan Etanol dari campuran produk sekaligus memurnikan produk



Gambar 2.6 Menara Distilasi 2

Tabel 2.4 Neraca Massa Distilasi 2

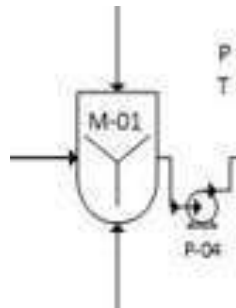
Komponen	Input	Output	
	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7
$C_3H_6O_3$	1,05	0,00	1,05
CH_3OH	40,01	0,00	40,00
$C_4H_8O_2$	7575,16	7499,41	75,75
H_2O	1751,52	0,00	1751,34
H_2SO_4	0,59	0,00	0,59
Subtotal	9368,32	7499,4068	1868,74
Total	9368,32	9368,14	

5. Neraca Energi

Bahan Baku	:	Asam Asetat Etanol Asam Sulfat
Produk	:	Etil Asetat Air
Kapasitas Produksi	:	60000 Ton/Tahun
Basis Perhitungan	:	1 Jam
Satu Tahun Operasi	:	330 Hari
Satu Hari Operasi	:	24 Jam
Satuan Perhitungan	:	KiloJoule (kJ)
Temperatur Referensi	:	25°C atau 298,15 K

2.4.1 Neraca Energi Mixer (M-1)

Fungsi : Mencampurkan bahan baku



Gambar 2.7 Neraca Energi Mixer

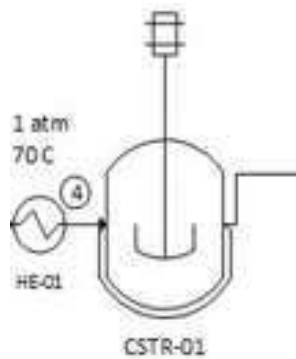
Tabel 2.5 Neraca Energi Mixer

Neraca total	kJ/jam	kJ/jam
ΔH Aliran 1	166493,95	
ΔH Aliran 2	51169,49	

ΔH Aliran 3	42272,63	
ΔH Aliran 4	2731,92	
ΔH Aliran 5		45004,54
Total	45004,55	45004,54

2.5.2 Neraca Energi Reaktor (R-1)

Fungsi : Membentuk Etil Asetat dan Air



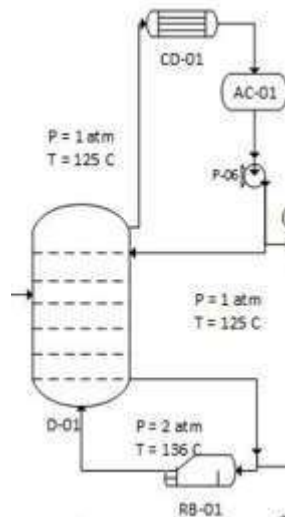
Gambar 2.8 Neraca Energi Reaktor

Tabel 2.6 Neraca Energi Reaktor

Energi	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
H in	2368603,81	-
ΔH_{rx}	1295714,12	-
H out	-	4870488
Cooling water	-	-1206169,69
Total	3664317,93	3664317,93

2.5.3 Neraca Energi Distilasi 1

Fungsi : Memisahkan Asam Sulfat dan Asam Asetat pada campuran produk



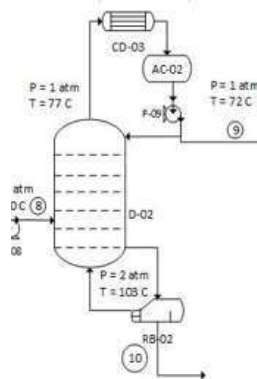
Gambar 2.9 Neraca Energi Distilasi 1

Tabel 2.7 Neraca Energi Distilasi 1

Energi Masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kj/jam)
ΔH feed	5567124,72	ΔH distilat	1587405,23
		ΔH bottom	3649948,53
Q reboiler	111779,73	Q kondensor	441550,62
Total	5678904,43	Total	5678904,44

2.5.4 Neraca Energi Distilasi 2

Fungsi : Memisahkan Etanol dari campuran produk sekaligus memurnikan produk

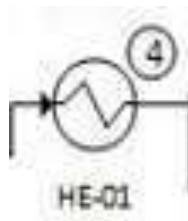


Gambar 2.10 Neraca Energi Distilasi 2

Tabel 2.8 Neraca Energi Distilasi 2

Energi Masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kj/jam)
ΔH feed	1013734,73	ΔH distilat	782113,47
		ΔH bottom	578656,57
Q reboiler	6961285,64	Q kondensor	6614250,32
Total	7975020,36	Total	7975020,36

2.5.5 Neraca Energi Heater 1



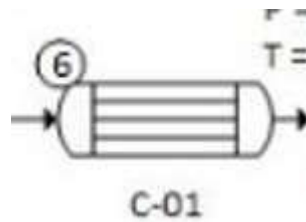
Gambar 2.11 Neraca Energi HE-01

Tabel 2.9 Neraca Energi Heater 1

Neraca	(kj/kmol)	(kj/jam)
Total		
ΔH Aliran in	251229,19	
ΔH Aliran		2307820,33

out		
ΔH Pemanas	2056591,11	
Total	2307820,32	2307820,33

2.4.6 Neraca Energi Cooler 1

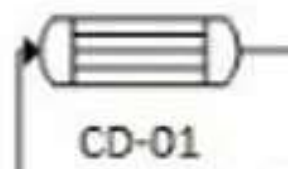


Gambar 2.12 Neraca Energi Cooler 1

Tabel 2.10 Neraca Energi Cooler 1

Energi Masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kj/jam)
ΔH in	2200995,51	ΔH out	684607,17
ΔH cw in	506711,48	ΔH cw out	2023099,84
Total	2707707	Total	2707707

2.5.7 Neraca Energi Kondensor 1



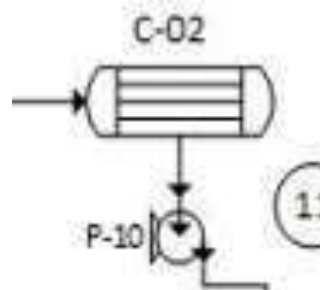
Gambar 2.13 Neraca Energi Kondensor 1

Tabel 2.11 Neraca Energi Kondensor 1

Komponen	Input	Output
----------	-------	--------

	kj/jam	kj/jam
Q Masuk	1433962,60	
Q Penguapan	7238,72	
Q Keluar		696134,30
Q Pendinginan		745067,02
Total	1441201,32	1441201,32

2.5.8 Neraca Energi Cooler 2

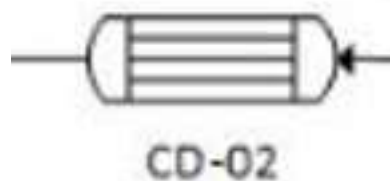


Gambar 2.14 Neraca Energi Cooler 2

Tabel 2.12 Neraca Energi Cooler 2

Energi Masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kj/jam)
ΔH in	706618,67	ΔH out	72854,36
ΔH cw in	211776,65	ΔH cw out	845540,95
Total	918395,32	Total	918395,31

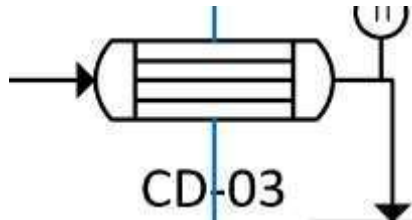
2.5.9 Neraca Energi Kondensor 2



Gambar 2.15 Neraca Energi Kondensor 2

Tabel 2.13 Neraca Energi Condenser 2

Komponen	Input kj/jam	Output kj/jam
Q Masuk	2368542,02	
Q Penguapan	3227,44	
Q Keluar		3,67
Q Pendinginan		2371765,79
Total	2371769,46	2371769,46

2.5.10 Neraca Energi Kondensor 2**Gambar 2.16** Neraca Energi Condensor 2**Tabel 2.14** Neraca Energi Condenser 2

Komponen	Input kj/jam	Output kj/jam
Q Masuk	544165	
Q Penguapan	1417,80	
Q Keluar		0,00
Q Pendinginan		545582,85
Total	545582,80	545582,85

BAB III

PERANCANGAN ALAT DAN UTILITAS

3.1 Spesifikasi Alat

Perancangan alat menggunakan basis dari hasil perhitungan NM dan NE.

3.1.1 Spesifikasi Alat Utama

1. Tangki Etanol (T-101)

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Etanol (T-101)

Spesifikasi Tangki Etanol		
Nama	Tangki Etanol	
Kode	T -101	
Fungsi	Tempat Penyimpanan Asam Laktat sebagai Bahan Baku	
Tipe	Vertikal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Grade 316</i>	
Jumlah	6	unit
Tekanan	1,00	atm
Tekanan desain	2,32	atm
Temperatur	30	°C
Lama Penyimpanan	25	Hari
Volume cairan dalam 25 hari	3.180,03	m ³
Kapasitas tangki	636,01	m ³
Dimensi:		
- Dimater <i>inside</i>	8,14	m
- Diameter		
- <i>outside</i>	8,18	m
- Tinggi <i>Head</i>	1,24	m
- Tinggi Total	13,45	m
- Tebal <i>shell</i>	0,02	m
- Tebal <i>head</i>	0,03	m
- Tinggi <i>shell</i>	12,22	m

2. Tangki Asam Asetat (T-102)

Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Asam Asetat (T-102)

Spesifikasi Tangki Asam Asetat		
Nama	Tangki Asam Asetat	
Kode	T-102	
Fungsi	Tempat Penyimpanan Methanol sebagai Bahan Baku	
Tipe	Vertikal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Grade 316</i>	
Jumlah	7	unit
Tekanan	1,00	atm
Tekanan desain	3,18	atm
Temperatur	30	°C
Lama Penyimpanan	25	Hari
Volume cairan dalam 25 hari	9.064,20	m ³
Kapasitas tangki	1553,86	m ³
Dimensi:		
- Dimater <i>inside</i>	10,97	m
- Diameter <i>outside</i>	10,99	m
- Tinggi <i>Head</i>	1,58	m
- Tinggi Total	18,03	m
- Tebal <i>shell</i>	0,01	m
- Tebal <i>head</i>	0,02	m
- Tinggi <i>shell</i>	16,45	m

3. Tangki Asam Sulfat (T-103)

Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (T-103)

Spesifikasi Tangki Asam Sulfat		
Nama	Tangki Asam Sulfat	
Kode	T -103	
Fungsi	Tempat Penyimpanan Asam Sulfat sebagai Katalis	
Tipe	Vertikal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Grade 316</i>	
Jumlah	2	unit
Tekanan	1,00	atm
Tekanan desain	4,36	atm
Temperatur	30	°C
Lama Penyimpanan	25	Hari
Kapasitas tangki	1196,94	m ³
Dimensi:		
- Dimater <i>inside</i>	10,05	m
- Diameter <i>outside</i>	10,08	m
- Tinggi <i>Head</i>	1,47	m
- Tinggi Total	16,55	m
- Tebal <i>shell</i>	0,01	m
- Tebal <i>head</i>	0,02	m
- Tinggi <i>shell</i>	15,08	m

4. Tangki Etil Asetat (T-104)

Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Etil Asetat (T-104)

Spesifikasi Tangki Etil Asetat		
Nama	Tangki Etil Asetat	
Kode	T -104	
Fungsi	Tempat Penyimpanan Metil Laktat sebagai Produk	
Tipe	Vertikal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Grade 316</i>	
Jumlah	2	unit
Tekanan	1,000	atm
Tekanan desain	2,47	atm
Temperatur	30	°C
Lama Penyimpanan	3	Hari
Kapasitas tangki	650,56	m ³
Dimensi:		
- Dimater <i>inside</i> Diameter	8,21	m
- <i>outside</i> Tinggi <i>Head</i>	8,22	m
- Tinggi Total	1,20	m
- Tebal <i>shell</i>	13,51	m
- Tebal <i>head</i>	0,01	m
- Tinggi <i>shell</i>	0,01	m
	12,31	m

5. Mixer (M-101)

Tabel 3.5 Spesifikasi Mixer (M-101)

Spesifikasi Mixer (M-101)		
Nama	Mixer	
Kode	M-101	
Fungsi	Mencampurkan Asam Asetat) dengan Etanol agar reaksi yang terjadi di Reaktor (R-101) menghasilkan produk yang maksimal	
Tipe	Vertikal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 grade 304</i>	
Jumlah	1	unit
Tekanan	1	atm
Tekanan desain	1,29	atm
Temperatur	30,00	°C
Waktu tinggal	8,06	menit
Kapasitas tangki	4,49	m ³
Dimensi mixer		
- Dimater <i>inside</i>	1,56	m
- Diameter <i>outside</i>	0,86	m
- Tinggi <i>shell</i>	2,34	m
- Tinggi total	3,52	m
- Tebal <i>shell</i>	0,48	cm
- Tebal <i>head</i>	0,48	cm
Jenis pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>	
Jumlah turbin	4	turbin
Jumlah <i>buffle</i>	6	<i>buffle</i>
Dimensi pengaduk:		
- Diameter pengaduk	0,78	m
- Diameter <i>disk</i>	0,52	m
- Lebar pengaduk	0,16	m
- Lebar <i>buffle</i>	0,13	m
- Jarak pengaduk dengan <i>buffle</i>	0,20	m

Jarak pengaduk dari - dasar reaktor	0,52	m
Kecepatan pengaduk	80,23	rpm
Daya pengaduk	4,33	hp

6. Reaktor (R-101)

Tabel 3.6 Spesifikasi Reaktor (R-101)

Spesifikasi Reaktor (R-101)		
Nama	Reaktor	
Kode	R-101	
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara Asam Laktat (C ₃ H ₆ O ₃) dengan Methanol (CH ₃ OH) dengan menggunakan katalis Asam Sulfat (H ₂ SO ₄) membentuk Metil Laktat (C ₄ H ₈ O ₃)	
Tipe	<i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 grade 316</i>	
Jumlah	1	unit
Tekanan	1	atm
Tekanan desain	1,38	atm
Temperatur	70	°C
Waktu tinggal	58,03	menit
Kapasitas tangki	26,55	m ³
Dimensi:		
- Diameter <i>inside</i>	2,82	m
- Diameter <i>outside</i>	2,90	m
- Tinggi <i>shell</i>	4,24	m
- Tinggi <i>head</i>	0,56	m
- Tebal <i>shell</i>	0,00	m
- Tebal <i>head</i>	0,01	m
Jenis pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>	
Jumlah turbin	1	turbin
Jumlah <i>baffle</i>	4	<i>baffle</i>
Dimensi pengaduk:		
- Diameter pengaduk	1,41	m
- Diameter <i>disk</i>	0,94	m
- Lebar pengaduk	0,28	m
- Lebar <i>baffle</i>	0,24	m
- Jarak pengaduk dengan <i>baffle</i>	0,35	m
- Jarak pengaduk dari dasar reaktor	0,94	m
Kecepatan pengaduk	18,44	rpm
Daya pengaduk	1,23	hp

7. Distilasi 1 (D-201)

Tabel 3.7 Spesifikasi Distilasi 1 (D-201)

Spesifikasi Distilasi 1 (D-201)	
Fungsi	Memisahkan dengan air, etil asetat dan ethanol
Tipe	<i>Sieve Tray</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 Grade S-304</i>
Jumlah <i>tray</i>	96 <i>tray</i>
Tekanan operasi	1 atm
Temperatur <i>feed</i>	127,42 °C
Temperatur <i>top</i>	124,78 °C
Temperatur <i>bottom</i>	136,22 °C
Jumlah lubang	6079
Tinggi menara	17,33 m
Diameter menara	5,37 m
Diameter lubang <i>tray</i>	0,02 m
Tebal <i>plate</i>	0,03 m
Tebal <i>shell</i>	0,05 m
Tebal <i>head</i>	0,05 m
Tebal isolasi	0,01 m
Pipa masukan <i>feed</i>	0,05 m
Pipa keluaran uap kolom atas	0,48 m
Pipa refluks ke kolom distilasi	0,09 m
Pipa untuk distilat	0,04 m
Pipa masuk ke <i>reboiler</i>	0,09 m
Pipa uap keluaran <i>reboiler</i>	0,73 m
Pipa untuk <i>bottom</i>	0,04 m

8. Akumulator MD I (V-101)

Tabel 3.8 Spesifikasi Akumulator MD I (V-101)

Spesifikasi Akumulator MD I (V-101)		
Nama	Akumulator MD I	
Kode	V-101	
Fungsi	Menampung sementara keluaran kondensor menara distilasi I yang sebagian masuk kembali ke menara distilasi I sebagai <i>reflux</i> , dan sebagian menjadi produk <i>distillate</i> .	
Tipe	Horizontal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 grade 316</i>	
Jumlah	1	unit
Tekanan	1	atm
Tekanan desain	3,15	atm
Temperatur	255,09	°C
Waktu tinggal	10	menit
Kapasitas tangki	1,13	m ³
Dimensi:		
- Dimater <i>inside</i>	0,75	m
- Diameter <i>outside</i>	0,75	m
- Lebar <i>shell</i>	1,61	m
- Lebar total	1,98	m
- Tebal <i>shell</i>	0,01	m
- Tebal <i>head</i>	0,01	m
Jenis isolator	<i>rock-wall</i>	
Tebal isolator	0,01	m

9. Distilasi 2 (D-202)

Tabel 3.9 Spesifikasi Distilasi 2 (D-202)

Spesifikasi Distilasi 1 (D-201)	
Fungsi	Memisahkan Etil Asetat dengan Etanol dan Air
Tipe	<i>Sieve Tray</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 Grade S-304</i>
Jumlah <i>tray</i>	17 <i>tray</i>
Tekanan operasi	1 at m
Temperatur <i>feed</i>	70,00 °C
Temperatur <i>top</i>	77,00 °C
Temperatur <i>bottom</i>	103,00 °C
Jumlah lubang	2664
Tinggi menara	7,78 m
Diameter menara	3,56 m
Diameter lubang <i>tray</i>	0,02 m
Tebal <i>plate</i>	0,03 m
Tebal <i>shell</i>	0,05 m
Tebal <i>head</i>	0,05 m
Tebal isolasi	0,00 m
Pipa masukan <i>feed</i>	0,05 m
Pipa keluaran uap kolom atas	0,44 m
Pipa refluks ke kolom distilasi	0,09 m
Pipa untuk distilat	0,04 m
Pipa masuk ke <i>reboiler</i>	0,09 m
Pipa uap keluaran <i>reboiler</i>	0,43 m
Pipa untuk <i>bottom</i>	0,04 m

10. Akumulator MD II (V-102)

Tabel 3.10 Spesifikasi Akumulator MD II (V-102)

Spesifikasi Akumulator MD II (V-102)		
Nama	Akumulator MD II	
Kode	V-102	
Fungsi	Menampung sementara keluaran kondensor menara distilasi II yang sebagian masuk kembali ke menara distilasi II sebagai <i>reflux</i> , dan sebagian menjadi produk <i>distillate</i> .	
Tipe	Horizontal silinder dengan <i>Torispherical head</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 grade 316</i>	
Jumlah	1	unit
Tekanan	1	atm
Tekanan desain	3,09	atm
Temperatur	268,09	°C
Waktu tinggal	10	menit
Kapasitas tangki	0,79	m ³
Dimensi:		
- Dimater <i>inside</i>	0,70	m
- Diameter <i>outside</i>	0,71	m
- Lebar <i>shell</i>	1,43	m
- Lebar total	1,80	m
- Tebal <i>shell</i>	0,05	m
- Tebal <i>head</i>	0,01	m
Jenis isolator	<i>rock-wall</i>	
Tebal isolator	0,01	m

3.1.3 Spesifikasi Alat Bantu

1. Heater 101

Tabel 3.11 Spesifikasi Heater 101

Spesifikasi Heater-101		
Fungsi	Menaikan Temperatur <i>Feed Reaktor</i>	
Jumlah	1	Unit
Bahan konstruksi		
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Data Desain		
Temperatur fluida panas masuk	111,40	°C
Temperatur fluida panas keluar	81,40	°C
Temperatur fluida dingin masuk	30,0	°C
Temperatur fluida dingin keluar	70,0	°C
Aliran fluida	<i>Counter-current</i>	
<i>Annulus</i>		
OD	0,10	m
ID	0,10	m
Panjang <i>pipe</i>	0,70	m
<i>Heat transfer area</i>	3,03	m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	221,01	W/m ² °C
<i>Fouling factor</i>		
ΔP	0,37366	atm
<i>Inner pipe</i>		
OD	0,10	m
ID	0,10	m
ΔP	2,29E-05	atm

2. Condenser 1 (CD-101)

Tabel 3.12 Spesifikasi Condenser 1 (CD-101)

Spesifikasi Condenser 1 (CD-101)			
Fungsi	Mengkondensasi <i>Top Product MD-101</i>		
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-285 grade C</i>		
Tipe	<i>Shell and Tube</i>		
Data Desain			
Temperatur fluida panas masuk	125	°C	
Tempartaur fluida panas keluar	120	°C	
Temperatur fluida dingin masuk	30	°C	
Temperatur fluida dingin keluar	45	°C	
Aliran fluida	<i>Counter-current</i>		
<i>Tube Side</i>			
Jumlah <i>tube</i>	24	<i>tubes</i>	
Panjang <i>tube</i>	0,06	m	
OD <i>tube</i>	0,02	m	
ID <i>tube</i>	0,01	m	
<i>Tube pitch</i>	0,02	m	
<i>Passes</i>	2		
<i>Heat transfer coefficient</i>	501,34		W/m ² °C
ΔP	0,08	atm	
<i>Shell Side</i>			
ID <i>shell</i>	0,25	m	
<i>Buffle space</i>	0,05	m	
<i>Passes</i>	1		
ΔP	0,05E-04		atm

3. Reboiler 1 (RB-101)

Tabel 3.13 Spesifikasi Reboiler (RB-101)

Spesifikasi Reboiler (RB - 101)		
Fungsi	Menguapkan bottom product D-101	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 Grade 316</i>	
Tipe	<i>Shell And Tube Heat Exchanger</i>	
Data Desain		
Temperatur fluida panas masuk	550	°C
Tempartaur fluida panas keluar	350	°C
Temperatur fluida dingin masuk	70	°C
Temperatur fluida dingin keluar	136	°C
Aliran fluida	<i>Counter-current</i>	
<i>Tube Side</i>		
Jumlah <i>tube</i>	98	<i>tubes</i>
Panjang <i>tube</i>	5,67	m
OD <i>tube</i>	0,02	m
ID <i>tube</i>	0,01	m
<i>Tube pitch</i>	0,02	m
<i>Passes</i>	2	
<i>Heat transfer coefficient</i>	2,72	$\frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$
ΔP	15,47	atm
<i>Shell Side</i>		
ID <i>shell</i>	0,3	m
<i>Buffle space</i>	0,1	m
<i>Passes</i>	1	
ΔP	2,8449E-08	atm

4. Condenser 2 (CD-102)

Tabel 3.14 Spesifikasi Condenser 2 (CD-102)

Spesifikasi Condenser 2 (CD-102)	
Fungsi	Mengkondensasi Recycle MD-102
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Data Desain	
Temperatur fluida panas masuk	125 °C
Tempartaur fluida panas keluar	120 °C
Temperatur fluida dingin masuk	30 °C
Temperatur fluida dingin keluar	45 °C
Aliran fluida	<i>Counter-current</i>
Tube Side	
Jumlah <i>tube</i>	56 <i>tubes</i>
Panjang <i>tube</i>	0,06 m
OD <i>tube</i>	0,02 m
ID <i>tube</i>	0,01 m
<i>Tube pitch</i>	0,02 m
<i>Passes</i>	2
<i>Heat transfer coefficient</i>	501,34 W/m ² °C
ΔP	0,02 atm
Shell Side	
ID <i>shell</i>	0,25 m
<i>Buffle space</i>	0,05 m
<i>Passes</i>	1
ΔP	0,000005 atm

5. Reboiler 2 (RB-102)

Tabel 3.15 Spesifikasi Reboiler (RB-102)

Spesifikasi Reboiler (RB - 102)	
Fungsi	Menguapkan bottom product D-102
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 Grade 316</i>
Tipe	<i>Shell And Tube Heat Exchanger</i>
Data Desain	
Temperatur fluida panas masuk	550 °C
Temperatur fluida panas keluar	350 °C
Temperatur fluida dingin masuk	70 °C
Temperatur fluida dingin keluar	103 °C
Aliran fluida	<i>Counter-current</i>
<i>Tube Side</i>	
Jumlah <i>tube</i>	98 <i>tubes</i>
Panjang <i>tube</i>	5,67 m
OD <i>tube</i>	0,02 m
ID <i>tube</i>	0,01 m
<i>Tube pitch</i>	0,02 m
<i>Passes</i>	2
<i>Heat transfer coefficient</i>	466,67 W/m ² °C
ΔP	0,07 atm
<i>Shell Side</i>	
ID <i>shell</i>	0,30 m
<i>Baffle space</i>	0,10 m
<i>Passes</i>	1
ΔP	2,84E-08 atm

1. Pompa 1 (P-01 A/B)

Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa (P-01 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-02 A/B)	
Kode	P-02 A/B
Fungsi	Alat transportasi bahan baku Asam Asetat dari tangki menuju Mixer 1
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,08 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,09 m
Diameter Dalam Pipa	0,08 m
Luas Penampang	0,01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	1,08 Hp
<i>Power Motor</i>	2,00 Hp
NPSH _R	1,69 m
NPSH _A	10,37 m

2. Pompa 2 (P-02 A/B)

Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa (P-02 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-02 A/B)	
Kode	P-02 A/B
Fungsi	Alat transportasi bahan baku Ethanol dari tangki menuju Mixer 1
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 Unit Operasi + 2 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,05 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,06 m
Diameter Dalam Pipa	0,05 m
Luas Penampang	0,02E-01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,001 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	1,32 Hp
<i>Power Motor</i>	2,00 Hp
NPSH _R	2,61 m
NPSH _A	18,46 m

3. Pompa 3 (P-03 A/B)

Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa (P-03 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-03 A/B)	
Kode	P-03 A/B
Fungsi	Alat transportasi bahan baku Asam Sulfur dari tangki menuju Mixer 1
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 Unit Operasi + 2 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,05 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,06 m
Diameter Dalam Pipa	0,05 m
Luas Penampang	0,02E-01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,001E-01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	1,61 Hp
<i>Power Motor</i>	2,00 Hp
NPSH _R	1,53 m
NPSH _A	9,76 m

4. Pompa 4 (P-04 A/B)

Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa (P-04 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-04 A/B)	
Kode	P-04 A/B
Fungsi	Alat transportasi bahan baku dari Mixer 1 menuju heat exchanger 1
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,10 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,11 m
Diameter Dalam Pipa	0,09 m
Luas Penampang	0,01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	8,82 Hp
<i>Power Motor</i>	15,00 Hp
NPSH _R	19,80 m
NPSH _A	15,14 m

5. Pompa 5 (P-05 A/B)

Tabel 3.20 Spesifikasi Pompa (P-05 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-05 A/B)	
Kode	P-05 A/B
Fungsi	Alat transportasi bahan dari Reaktor 1 menuju Heat exchanger 2
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,10 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,11 m
Diameter Dalam Pipa	0,09 m
Luas Penampang	0,01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	8,54 Hp
<i>Power Motor</i>	10,00 Hp
NPSH _R	20,37 m
NPSH _A	14,62 m

6. Pompa 6 (P-06 A/B)

Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa (P-06 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-06 A/B)	
Kode	P-06 A/B
Fungsi	Alat transportasi aliran keluar Akumulator 1 menuju menara cooler 1
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 Unit Operasi + 2 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,06 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,07 m
Diameter Dalam Pipa	0,05 m
Luas Penampang	0,01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	2,93 Hp
<i>Power Motor</i>	3,00 Hp
NPSH _R	4,53 m
NPSH _A	13,96 m

7. Pompa 7 (P-07 A/B)

Tabel 3.22 Spesifikasi Pompa (P-07 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-07 A/B)	
Kode	P-07 A/B
Fungsi	Alat transportasi aliran keluar Akumulator 1 menuju menara cooler 1
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 Unit Operasi + 2 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,09 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,10 m
Diameter Dalam Pipa	0,08 m
Luas Penampang	0,01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	4,58 Hp
<i>Power Motor</i>	7,50 Hp
NPSH _R	13,74 m
NPSH _A	7,18 m

8. Pompa 8 (P-08 A/B)

Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa (P-08 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-08 A/B)	
Kode	P-08 A/B
Fungsi	Alat transportasi aliran keluar Cooler 1 menuju Destilasi 2
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	2 Unit Operasi + 2 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,06 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,07 m
Diameter Dalam Pipa	0,06 m
Luas Penampang	0,01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	2,89 Hp
<i>Power Motor</i>	5,00 Hp
NPSH _R	4,20 m
NPSH _A	13,26 m

9. Pompa 9 (P-09 A/B)

Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa (P-09 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-09 A/B)	
Kode	P-09 A/B
Fungsi	Alat transportasi aliran keluar akumulator 2 menuju Cooler 2
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,05 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,06 m
Diameter Dalam Pipa	0,05 m
Luas Penampang	0,02E-02 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01E-01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	2,31 Hp
<i>Power Motor</i>	3,00 Hp
NPSH _R	2,01 m
NPSH _A	10,57 m

10. Pompa 10 (P-10 A/B)

Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa (P-10 A/B)

Spesifikasi Pompa (P-10 A/B)	
Kode	P-10 A/B
Fungsi	Alat transportasi aliran keluar Cooler 2 menuju Tangki produk
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	0,05 m
<i>Schedule Number</i>	80
Diameter Luar Pipa	0,06 m
Diameter Dalam Pipa	0,05 m
Luas Penampang	0,02E-01 m ²
Spesifikasi Pompa	
Kapasitas	0,01E-01 m ³ /s
<i>Power Pompa</i>	2,28 Hp
<i>Power Motor</i>	3,00 Hp
NPSH _R	1,94 m
NPSH _A	10,29 m

3.2 Instrumentasi

Pabrik pembuatan etil asetat dari etanol dan asam asetat dengan kapasitas 60.000 ton/tahun terdiri dari beberapa unit alat proses, diantaranya yaitu tangki penyimpanan bahan baku, katalis dan produk, Mixer, RATB, kondensor, alat penukar panas, serta alat transportasi yaitu pompa. Peralatan tersebut harus dilengkapi dengan alat pengendali supaya proses dapat dipantau dan dikendalikan. Setiap unit proses dilengkapi dengan alat pengendali dengan tujuan untuk menjaga proses dalam pabrik agar dapat beroperasi secara optimal sesuai dengan perhitungan dan perencanaan, teknis umum, kondisi ekonomi dan sosial yang ditentukan, sehingga dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan kualitas dan kapasitas yang diharapkan. Hal ini tentu saja dapat menjaga efisiensi biaya operasi dalam pabrik. Pengendalian juga bertujuan untuk meredam pengaruh gangguan eksternal (disturbance) sehingga proses tetap stabil dan menjaga peralatan

yang digunakan agar tidak cepat rusak. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (galat) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal. Beberapa instrumentasi harus dipasang pada setiap unit proses, tergantung pada tujuan pengendaliannya. Instrumen yang digunakan dalam proses ini di antaranya :

1. Level Indicator Controller (LIC)

Mengetahui dan mengendalikan ketinggian bahan cairan didalam suatu alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan.

2. Flow Indicator Controller (FIC)

Mengontrol dan mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang akan masuk kedalam suatu proses atau alat.

3. Temperature Indicator Controller (TIC)

Mengendalikan temperatur operasi, agar operasi berjalan secara optimal serta untuk memantau dan mengontrol tercapainya temperatur keluaran alat.

4. Pressure Indicator Controller (PIC)

Mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang ditetapkan. PIC sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran steam atau gas. PIC dihubungkan dengan control valve pada aliran keluaran steam atau gas.

5. Transmitter

Alat yang berfungsi untuk menyampaikan atau mentransmisikan kondisi besaran proses sehingga keadaan pada tempat tersebut dapat dilihat, dipantau atau dikendalikan. Adapun macam – macam transmitter meliputi: Level Transmitter (LT) berfungsi memantau besaran ketinggian fluida contohnya Differential Pressure Transmitter (DPT) dan Ultra Sonic Sensor, Flow Transmitter (FT) berfungsi memantau besaran laju alir/debit. Temperature Transmitter (TT) memantau besaran suhu, Pressure Transmitter (PT) berfungsi memantau besaran tekanan.

6. Control Valve (CV)

Jenis valve yang digunakan untuk mengendalikan aliran, tekanan, temperatur, dan level cairan dengan cara membuka/menutup sebagian respons terhadap sinyal yang diterima. Contohnya Flow Valve (FV), Level Valve (LV), Temperature Valve (TV), dan Pressure Valve (PV).

7. Pressure Indicator (PI)

Mengindikasikan/informatif tekanan pada aliran/alat. 8. Weight Indicator (WI) Mengindikasikan/informatif berat solid pada aliran/alat.

Instrumen digunakan untuk mengukur gangguan (disturbance), variabel output terkontrol dan variabel output sekunder. Instrumen merupakan sumber utama informasi mengenai apa yang terjadi didalam proses. Sedangkan sistem instrumentasi meliputi pengukuran, penampilan, pengontrolan dan perekaman data dari variabel-variabel yang terlibat dalam proses. Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual ataupun otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang diatas papan instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan peralatan (kontrol otomatis). Prinsip operasi alat ukur/sensor adalah mampu mentransmisikan nilai dari variabel yang diukur menjadi variabel lain yang dapat terbaca. Instrumentasi yang digunakan pada pabrik Etil Asetat ini diantaranya alat ukur (sensor), penampilan (indikator), pengontrol (controller), pemberitahuan (alarm) dan perekaman (recorder). Variabel-variabel yang dapat diukur adalah tekanan, temperatur, laju alir, ketinggian permukaan cairan dan konsentrasi.

3.2.1 Instrumentasi Pengukuran

Instrumentasi pengukuran adalah instrumen-instrumen yang digunakan untuk melakukan pengukuran variabel-variabel proses. Variabel yang dimaksud adalah tekanan, temperatur, laju alir, dan tinggi permukaan cairan.

1. Tekanan (P)

Peralatan untuk mengukur tekanan fluida yang mengalir dan di dalam unit operasi adalah pressure gauge dan electric strain gauge. Alat ukur tekanan digunakan untuk mengukur tekanan pada reaktor, pompa, kompressor, silo dan tangki penyimpanan.

2. Temperatur (T)

Peralatan untuk mengukur temperatur adalah thermocouple. Thermocouple digunakan pada pengukuran temperatur hampir pada semua unit, yaitu dalam reaktor, heater, pump, rotary dryer vacuum filter, rotary cooler dan rotary dryer.

3. Laju Alir (v)

Peralatan yang digunakan untuk mengukur laju alir fluida adalah venturimeter, orificemeter, dan rotameter. Pada pabrik ini digunakan alat ukur berupa orificemeter karena lebih murah dan instalasinya mudah. Orificemeter digunakan antara lain dalam pengukuran laju alir zat masuk ke tangki penyimpanan dan reaktor. Di dalam metode kerjanya, laju alir control dihubungkan dengan temperatur, tekanan, level fluida maupun pengukur dan pengontrol indikasi lainnya, sehingga sebelum melakukan pengambilan keputusan untuk mengubah laju alir, sudah ada informasi – informasi yang dapat dijadikan sebagai variabel pembatas untuk merubah laju alir.

4. Tinggi Permukaan Cairan (H)

Peralatan untuk mengukur tinggi permukaan cairan adalah pelampung dan lengan gaya. Prinsip kerja pelampung dan lengan gaya adalah perubahan apung yang dialami pelampung akibat perubahan tinggi cairan. Pelampung yang mengapung pada permukaan cairan selalu mengikuti tinggi permukaan cairan sehingga gaya apung pelampung dapat diteruskan ke lengan gaya, sehingga dapat diketahui tinggi

3.2.2 Prinsip Kerja Instrumentasi dan Alarm Proses

Dasar teknik instrumentasi adalah mengubah dan memindahkan suatu besaran ke besaran lain, yang dikenal sebagai sinyal. Pemindahan

atau pengiriman data hasil pengukuran atau sinyal dapat dilakukan dengan listrik, pneumatic (udara atau gas), hidraulik (cair tekan), frekuensi modulasi, radio frekuensi, dan lain-lain. Proses pengaturan pneumatic memerlukan sumber udara tekan atau gas tekan. Udara tekan harus memiliki tekanan yang tetap, untuk itu diperlukan suatu alat tambahan, yaitu regulator. Disamping itu diperlukan pula penyaring udara yang bebas debu, uap air dan oli. Kadang diperlukan suatu pelumas untuk beberapa jenis valve. Untuk memberikan kebutuhan udara pada instrumentasi, umumnya mengikuti tahapan–tahapan berikut :

1. Udara dikompresi dengan kondisi yang siap pakai.
2. Tekanan udaran didistribusikan ke instrumen – instrumen.
3. Pengaturan tekanan akhir udara yang diberikan pada instrumen.

Suatu sistem alarm memiliki bagian-bagian utama, yaitu sensor, bagian transmisi dan bagian actuator. Terdapat dua fungsi sistem alarm, yaitu memberikan peringatan dalam bentuk suara atau cahaya, dan memberikan atau melakukan intervensi terhadap perlakuan akhir dalam proses. Jika tidak terdapat kesempatan untuk melakukan perbaikan maka langsung terjadi shutdown, hal itu dilakukan apabila sistem menghendakinya. Hal itu sangat berguna apabila tindakan operator tidak mengimbangi kecepatan proses. Sensor pada sistem alarm biasanya berbentuk suatu switch dengan berbagai ragam desain. Switch tersebut merupakan alat pengukur variabel tertentu dan diatur pada harga tertentu sesuai dengan kepekaannya. Switch akan berfungsi apabila harga yang telah ditetapkan dicapai oleh variabel yang diukur. Switch yang dipasang mungkin berada pada kondisi *on* atau *off*.

Dalam penempatannya terdapat dua kemungkinan, yaitu switch langsung dipasangkan dalam proses atau switch dipasangkan pada sinyal transmisi (tidak langsung pada proses). Sinyal yang diterima oleh switch akan diteruskan melalui suatu sistem transmisi. Ujung transmisi ini terdapat pada bagian sentral yang menerima dan mengelola sinyal.

Sinyal tersebut akan diubah menjadi sinyal alarm atau tanda peringatan yang akan menggerakkan bagian aktuator untuk shutdown. Bentuk peringatan suara terutama ditujukan untuk operator yang berada jauh dari tempat annunciator. Melihat fungsinya terkadang pengertian peringatan dan pengontrolan sering bercampur. Sistem alarm juga dapat berfungsi sebagai pengontrol. Karena fungsinya yang demikian penting, syarat utama suatu sistem alarm adalah memiliki kehandalan yang tinggi. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengujian yang baik dengan komponen-komponen pembentuk yang dapat diandalkan.

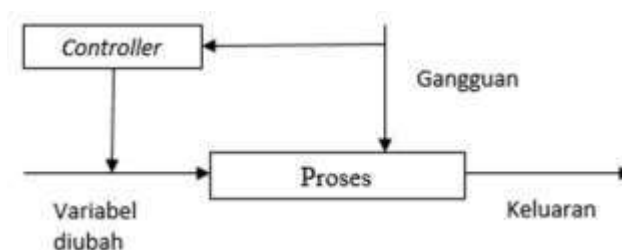
Prinsip kerja yang paling dasar dari sistem alarm adalah :

1. Switch yang bertugas sebagai sensor akan berubah kondisinya apabila proses menjadi abnormal sehingga alarm suara akan berbunyi dan lampu tanda peringatan akan menyala.
2. Operator akan memberikan reaksinya dengan cara menghentikan bunyi alarm sedangkan lampu tanda peringatan tetap menyala.
3. Tim pemeliharaan dan perbaikan (maintenance) akan bertindak sehingga switch kembali ke keadaan normal, lampu tanda peringatan akan mati.

3.2.2 Pemilihan Konfigurasi Pengendalian

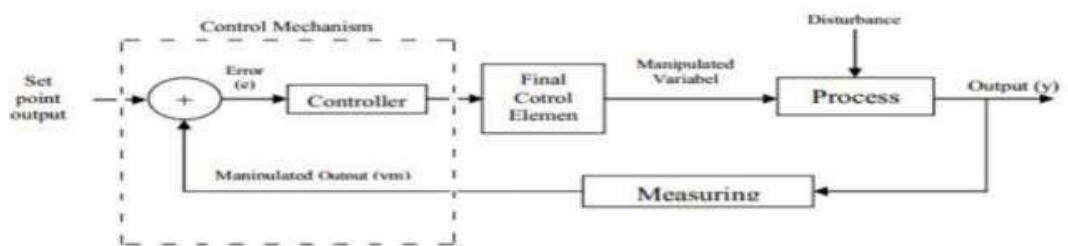
Konfigurasi pengendalian merupakan suatu bentuk informasi yang digunakan untuk menghubungkan variabel pengukuran terhadap variabel yang akan dimanipulasi. Tipe konfigurasi pengendalian, antara lain:

1. Feed Forward Control Configuration Konfigurasi sistem pengendali feed forward pada gambar 3.1 memanfaatkan pengukuran langsung pada disturbance. Hal ini dilakukan apabila sudah diketahui disturbance yang paling dominan dalam sistem, sehingga dengan mengatur atau mengontrol input sebelum ke sistem akan diperoleh output yang diinginkan.



Gambar 3.1 Konfigurasi Pengendalian

2. Feed Back Control Configuration Konfigurasi seperti pada gambar 3.2 bertujuan untuk mempertahankan variabel yang dikendalikan pada nilai yang diinginkan (set point). Sebagian instrumentasi pada proses produksi menggunakan konfigurasi pengendalian feedback. Dimulai dari pengendalian temperatur, pengendalian ketinggian, dan pengendalian tekanan.

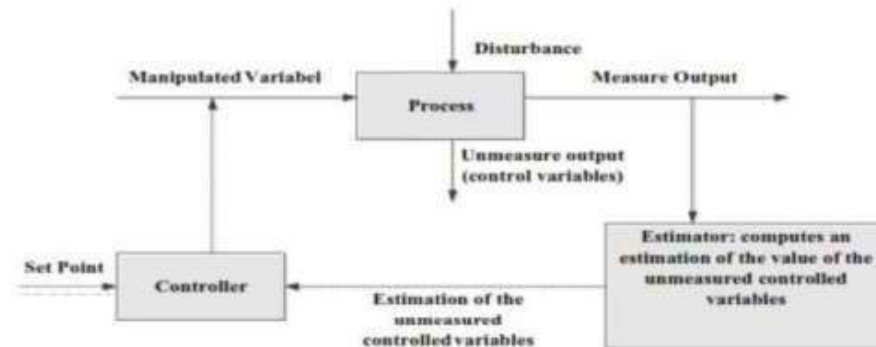


Gambar 3.2 Feed Back Control Configuration

3. Inferential Control Configuration

Konfigurasi sistem pengendali inferensial seperti pada gambar 3.3 memanfaatkan data hasil pengukuran output sekunder (secondary measurement) untuk mengatur harga variabel yang akan dimanipulasi. Tujuan pengendalian ini yaitu mempertahankan variabel unmeasured output tersebut pada tingkat/nilai yang ditetapkan pada set point. Alat ukur yang digunakan untuk memperoleh harga variabel terukur (measured output) yang dapat dideteksi dalam persamaan neraca massa dan energi, Variabel terukur ini dapat mewakili proses dengan menggunakan suatu persamaan matematika tertentu yang dapat dihitung dengan computer. Hasil perhitungan dengan komputer menjadi output

unmeasured variable yang ingin dikendalikan. Hasil tersebut kemudian digunakan oleh instrumentasi pengendalian untuk mengatur atau mengontrol harga variabel yang akan dimanipulasi. Inferential control configuration digunakan untuk mengendalikan temperatur reaktor berdasarkan data laju reaksi pelarutan alumina.



Gambar 3.3 Inferential Control Configuration

3.2.3 Perancangan Sistem Pengendalian

Pada industri pembuatan Etil Asetat dari bahan baku Etanol dan Asam Asetat, konfigurasi ataupun perencanaan sistem pengendalian yang diterapkan serta alat-alat instrumentasi yang dipasang di dalam alat-alat proses utama adalah sebagai berikut.

1. Tangki Penyimpanan

Pada industri pembuata Etil Asetat terdapat 3 buah tangki penyimpanan yaitu tangki penyimpanan metanol, tangki penyimpanan asam klorida, dan tangki penyimpanan produk Etil Asetat. Pada tangki penyimpanan, alat-alat instrumentasi yang dipasang adalah LI atau level indicator. Fungsi dari alat tersebut adalah untuk mengukur ketinggian cairan didalam tangki serta memberikan informasi pengukuran ke alat selanjutnya yaitu level transmitter (LT). Level transmitter kemudian menghasilkan sinyal keluaran yang membawa informasi tentang kondisi ketinggian cairan didalam tangki. Apabila cairan yang terukur berada pada kondisi diluar dari batas yang telah ditentukan, sinyal tersebut akan memicu

alarm berbunyi LAH (Level alarm high yaitu saat ketinggian cairan berada pada ketinggian yang melewati batas yang telah ditentukan) pada kondisi ini FIC akan mengirimkan sinyal ke flow relay (FY) untuk menutup FCV. Apabila cairan yang terukur berada pada kondisi dibawah batas yang ditentukan, sinyal tersebut akan memicu alarm berbunyi LAL (level alarm low saat ketinggian cairan lebih rendah dari ketinggian cairan yang telah ditentukan) pada kondisi ini FIC akan mengirimkan sinyal ke flow relay (FY) untuk membuka FCV.

Selain itu instrumentasi yang digunakan adalah pressure indicator (PI) dan temperature indicator (TI) yang berfungsi untuk mengetahui serta mengukur besar tekanan serta temperatur yang ada di dalam tangki penyimpanan.

2. Alat Penukar Panas

Pada alat penukar panas, alat-alat instrumentasi yang dipasang adalah TI atau Temperature indicator. Fungsi dari alat tersebut adalah untuk mengukur temperatur fluida yang dipanaskan atau yang didinginkan serta memberikan informasi pengukuran ke alat selanjutnya yaitu temperature transmitter (TT). Temperature transmitter kemudian menghasilkan sinyal keluaran yang membawa informasi tentang kondisi temperature fluida yang keluar. Apabila fluida yang terukur berada pada kondisi diluar dari batas yang telah ditentukan, sinyal tersebut akan memicu alarm berbunyi TAH (Temperature alarm high yaitu saat temperatur cairan berada pada temperatur yang melewati batas yang telah ditentukan) pada kondisi ini TIC akan mengirimkan sinyal ke temperature relay (TY) untuk menutup CV. Apabila cairan yang terukur berada pada kondisi dibawah batas yang ditentukan, sinyal tersebut akan memicu alarm berbunyi TAL (Temperature alarm low saat temperatur fluida lebih rendah dari temperatur fluida yang telah ditentukan) pada kondisi ini

TIC akan mengirimkan sinyal ke temperature relay (TY) untuk membuka CV.

3. Reaktor

Sistem pengendali selanjutnya yaitu pada alat terjadinya reaksi antara metanol dengan asam klorida yang akan menghasilkan Etil Asetat dan air. Alat instrumentasi yang digunakan adalah temperature indicator (TI) dan pressure indicator (PI). Fungsi dari temperature indicator adalah untuk mengukur temperatur fluida yang ada didalam reaktor serta memberikan informasi pengukuran ke alat selanjutnya yaitu temperature transmitter (TT). Temperature transmitter kemudian menghasilkan sinyal keluaran yang membawa informasi tentang kondisi temperature fluida yang keluar. Apabila fluida yang terukur berada pada kondisi diluar dari batas yang telah ditentukan, sinyal tersebut akan memicu alarm berbunyi TAH (Temperature alarm high yaitu saat temperatur cairan berada pada temperatur yang melewati batas yang telah ditentukan) pada kondisi ini TIC akan mengirimkan sinyal ke temperature relay (TY) untuk menutup CV. Apabila cairan yang terukur berada pada kondisi dibawah batas yang ditentukan, sinyal tersebut akan memicu alarm berbunyi TAL (Temperature alarm low saat temperatur fluida lebih rendah dari temperatur fluida yang telah ditentukan) pada kondisi ini TIC akan mengirimkan sinyal ke temperature relay (TY) untuk membuka CV.

4. Distilasi

Sistem pengendali selanjutnya yaitu Distilasi. Distilasi berfungsi untuk memisahkan campuran liquid dan liquid parsial. Sistem pengendali yang digunakan didala Distilasi adalah Level Indicator Control yang berfungsi untuk mengukur Volume yang ada didalam alat Distilasi, temperature indicator yang berfungsi untuk mengukur suhu yang ada didalam alat Distilasi.

5. Alat Transportasi Aliran

Alat transportasi yang digunakan dalam proses produksi Etil Asetat dari Etanol dan asam asetat adalah pompa, *condensor*, *Reboiler*. Pompa berfungsi untuk mengalirkan Etanol dari tangki penyimpanan menuju Mixer. Condensor berfungsi untuk Merubah fasa aliran keluaran distilasi dari uap menjadi cair. Sistem pengendali yang digunakan didalam alat transportasi ini diantaranya ialah *pressure indicator* yang berfungsi untuk mengukur tekanan pada aliran keluaran pompa/ condensor, *temperature indicator* yang berfungsi untuk mengukur temperatur keluaran pompa/ condensor, selanjutnya *flow transmitter* yang berfungsi untuk mengukur serta mengirimkan sinyal kepada *flow indicator controller* yang menggambarkan besaran laju aliran pada aliran keluaran pompa/ condensor yang kemudian FIC melalui *electric line* mengendalikan elemen pengendali akhir melalui *flow tranducer* atau *flow relay* yang berfungsi menggerakkan secara otomatis control valve apabila terjadi penyimpangan atau ketidaksesuaian dari nilai yang telah ditentukan.

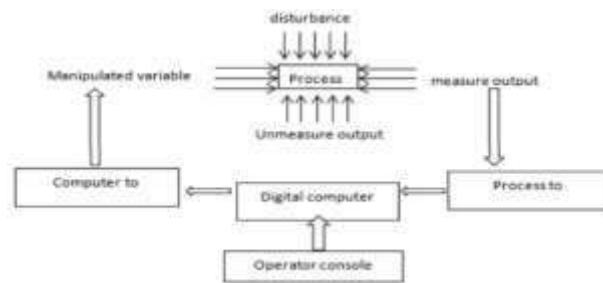
3.2.4. Pengendalian Komputer digital Pada Pengendalian Proses

Aspek pengendalian seluruh pabrik tidak hanya melibatkan satu unit proses saja. Masing-masing unit mempunyai sistem pengendalian tersendiri, tetapi tetap terintegrasi satu sama lain. Kini kemajuan teknologi komputer sangat pesat dengan harga yang semakin terjangkau. Hal ini membuat perangkat ini banyak digunakan untuk pengendalian dalam proses- proses kimia. Beberapa aplikasi spesifik komputer untuk pengendalian proses adalah sebagai berikut:

1. *Direct Digital Control* (DDC)

Komputer digital dapat digunakan untuk pengendalian secara simultan beberapa output. Pada sistem kontrol utama (*supervisor controller*) terdapat satu processor komputer untuk mengendalikan dan mengoperasikan proses. Untuk itu, semua data dikumpulkan dalam satu unit komputer. Komputer digunakan untuk mengubah nilai set point sesuai dengan harga parameter pengendali lokal.

Pengendali lokal berfungsi sebagaimana sinyal digital yang diterapkan pada Direct Digital Control (DDC). DDC umumnya dipakai untuk unit dalam skala terbatas seperti untuk satu unit produksi atau digunakan untuk sebuah unit operasi dengan sebuah unit produksi. Interface input/output akan menghasilkan informasi kepada komputer supervisor berupa tetapan pada local control loop yang dipakai komputer untuk menghasilkan nilai set point pada local control loop. Skema sistem pengendalian DDC disajikan pada Gambar 3.10



Gambar 3.4 Skema Sistem Pengendalian DDC

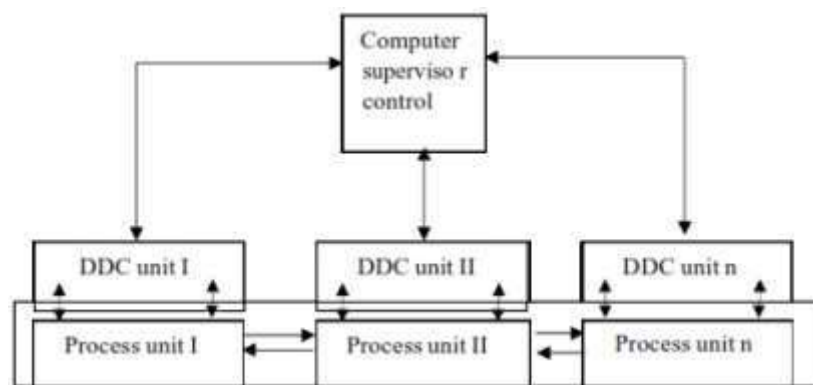
Komputer menerima secara langsung hasil pengukuran dari proses, kemudian menghitung nilai manipulated variable berdasarkan *control law* yang telah diprogram dan tersimpan dalam memorinya. *Manipulated variable* tersebut kemudian diaplikasikan kembali ke dalam proses dengan menggunakan elemen pengendali akhir seperti kerangan, pompa, *switch*, dan sebagainya. Dengan demikian komputer dan proses dijabatani oleh perangkat-perangkat keras yang digunakan untuk menghubungkan komputer dengan proses dengan baik.

2. *Distributed Control System (DCS)*

Penggunaan sistem kontrol dengan memakai satu buah komputer untuk mengendalikan sebuah unit operasi lebih mudah diterapkan. Akan tetapi, sistem supervisor control akan mengalami kesulitan jika sistem ini diterapkan pada unit yang kompleks, hal ini

terjadi karena akan dihasilkan suatu pengendalian dan pengoperasian yang sangat kompleks dan rumit.

Metoda terbaru pengendalian proses dalam pabrik adalah *Distributed Control System* (DCS) yang langsung diminati untuk diterapkan pada skala komersial saat pada saat pertama kali diluncurkan. DCS terdiri dari beberapa microprocessor yang saling berhubungan dalam satu jaringan komunikasi digital yang sering disebut sebagai data *highway*. Skema tipe DCS disajikan pada Gambar 3.11.



Gambar 3.5 Skema Sistem Pengendalian DCS

Tujuan pengendalian proses adalah mendapatkan kinerja proses yang optimum. Seringkali operator manusia sulit menemukan kebijakan pengoperasian pabrik yang terbaik supaya biaya operasi dapat ditekan seminimal mungkin. Ini disebabkan kompleksnya pabrik kimia yang akan dikendalikan. Pada kasus seperti ini, programmed intelligence dari komputer dapat dimanfaatkan untuk menganalisis situasi proses dan memberikan usulan kebijakan pengoperasian yang terbaik. Pada *supervisor control* ini, komputer mengkoordinasi aktivitas dari beberapa loop DDC.

Pada sistem ini, satu buah komputer utama (*supervisor control*) membagi kerja pengendalian pada beberapa komputer yang bekerja sebagai DDC lokal. Keunggulan sistem DCS dibanding DDC yaitu

sistem DCS memungkinkan area kerja atau DDC lokal satu tetap bekerja dan dapat dikendalikan walaupun ada suatu unit tertentu yang tidak beroperasi. Sebaliknya, kekurangan sistem DCS dibandingkan DDC adalah biaya investasi sistem DCS yang sangat besar karena membutuhkan komputer pengendali yang lebih banyak.

3. *Scheduling Computer Control*

Penggunaan komputer dalam pabrik yang lain lagi adalah untuk mengatur penjadwalan operasi suatu pabrik kimia. Kondisi pasar yang berubah setiap waktu akan menyebabkan manajemen perlu terus menerus mengubah penjadwalan operasi pabrik. Contohnya, mengurangi waktu produksi untuk mencegah menumpuknya produk (*over stock*), penambahan kapasitas produksi saat kebutuhan meningkat, dan lain-lain. Keputusan-keputusan ini dapat diambil dengan bantuan komputer digital yang kemudian akan mengkomunikasikan keputusan-keputusan tersebut kepada supervisor computer controller. Kemudian keputusan-keputusan tersebut diimplementasikan melalui DDC-DDC yang berhubungan langsung dengan proses.

mengatur penjadwalan operasi suatu pabrik kimia. Kondisi pasar yang berubah setiap waktu akan menyebabkan manajemen perlu terus menerus mengubah penjadwalan operasi pabrik. Contohnya, mengurangi waktu produksi untuk mencegah menumpuknya produk (*over stock*), penambahan kapasitas produksi saat kebutuhan meningkat, dan lain-lain. Keputusan-keputusan ini dapat diambil dengan bantuan komputer digital yang kemudian akan mengkomunikasikan keputusan-keputusan tersebut kepada supervisor computer controller. Kemudian keputusan-keputusan tersebut diimplementasikan melalui DDC-DDC yang berhubungan langsung dengan proses

4. Perangkat Keras Sistem Pengendalian Proses

Pada konfigurasi sistem pengendali terdapat beberapa terminologi yang membedakan sistem pengendali yang satu dengan yang lainnya, yaitu:

1. Proses Kimia

Proses kimia mewakili peralatan proses yang digunakan dan operasi baik secara kimia maupun fisika yang terjadi di dalam peralatan tersebut.

2. Instrumen Pengukur atau sensor

Peralatan pengukur/sensor digunakan untuk mengukur *disturbance*, mengukur *controlled output variabel*, dan mengukur *secondary output variable*. Peralatan pengukur dan sensor adalah sumber informasi yang mengidentifikasikan hal-hal yang sedang terjadi pada proses. Salah satu syarat penting dalam pemilihan sensor adalah hasil pengukuran sensor harus dapat ditransmisikan dengan mudah. Contoh instrumen pengendali yang dipakai pada pabrik harus ini adalah termokopel (alat ukur temperatur) dan pressure transducer (alat ukur tekanan).

3. *Transducer*

Transducer merupakan alat yang digunakan untuk mengkonversi hasil pengukuran menjadi besaran yang ditransmisikan. Alat ini diperlukan karena ada beberapa hasil pengukuran tidak dapat digunakan langsung untuk tujuan pengendalian sebelum dikonversi menjadi besaran fisik yang dapat dengan mudah ditransmisikan seperti tegangan listrik.

4. Jalur Transmisi dan *Amplifier*.

Jalur transmisi merupakan media untuk membawa sinyal hasil pengukuran dari alat ukur ke controller. Pada banyak kasus, sinyal yang dihasilkan alat ukur terlalu lemah untuk ditransmisikan sehingga sinyal tersebut harus diperkuat terlebih dahulu oleh *amplifier*.

5. Elemen Pengendali (*Controller*).

Elemen pengendali adalah perangkat keras yang memiliki intelegensi. Perangkat ini menerima informasi dari alat ukur dan memutuskan tindakan yang harus dilakukan. Beberapa jenis elemen pengendali yang umum digunakan:

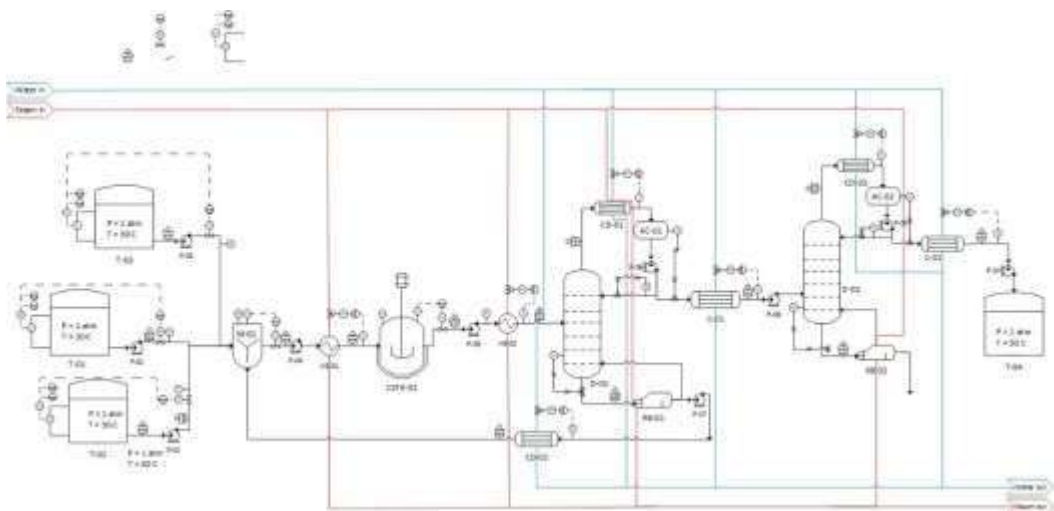
- a *Flowmeter controller* (FC): pengendali laju alir.
- b *Pressure controller* (PC): pengendali tekanan.
- c *Temperature controller* (TC): pengendali temperature.
- d *Level controller* (LC): pengendali ketinggian.
- e *Ratio controller*: pengendali rasio dua aliran.

6. Elemen Pengendali Akhir

Elemen pengendali akhir merupakan perangkat keras yang melaksanakan tindakan yang diperintahkan oleh *controller*. Elemen pengendali akhir yang diaplikasikan pada perancangan pabrik ini adalah *control valve* yang membuka dan menutup sampai derajat tertentu sesuai keputusan *controller*.

7. Elemen Pencatat

Elemen pencatat merupakan bagian dari sitem pengendali yang mencatat semua variabel sehingga kelakuan proses yang sedang berlangsung dapat ditampilkan secara visual.



Gambar 3.6 *Pipe and Instrument Diagram*

3.3 Utilitas

Utilitas merupakan unit–unit atau bagian dari sebuah pabrik yang berfungsi dalam menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas juga berfungsi dalam menyediakan bahan maupun tenaga pembantu guna kelancaran operasi pada pabrik. Dalam pabrik pembuatan etil asetat dari Etanol dan Asam Asetat ini, peranan utilitas sangat membantu terhadap jalannya proses produksi. Sistem utilitas yang diperlukan dalam prarancangan pabrik etil asetat diantaranya:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air Unit ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan air, dari pengolahan hingga air siap digunakan untuk air proses, sanitasi, dan pendingin. Untuk memenuhi keperluan air pendingin, pabrik memanfaatkan air PDAM sebagai media pendinginnya.
2. Unit penyediaan Steam Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan steam dalam produksi etil asetat. Pada unit ini digunakan boiler dengan air sebagai umpan masukan.
3. Unit penyediaan tenaga listrik Unit ini berfungsi untuk menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak pada peralatan proses dan penerangan. Listrik diambil dari suplai PLN serta generator sebagai cadangan apabila listrik suplai mengalami gangguan.
4. Unit pengolahan limbah Unit ini berfungsi untuk menampung limbah yang dihasilkan oleh pabrik yang selanjutnya diteruskan kepada pihak ketiga untuk diolah lebih lanjut agar sesuai dengan ketentuan standar baku limbah yang berlaku.

3.3.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Pabrik ini menggunakan air yang berasal dari Laut, air yang digunakan harus diolah terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan air yang dapat digunakan.

3.1.1.1 Kebutuhan Air dan Steam

Kegunaan air ini dibagi sesuai kebutuhannya sebagai berikut :

1. Air Bahan Baku

Untuk air bahan baku, ada beberapa faktor yang harus diperhatikan yaitu :

1. Alkalinitas
2. Kadar amoniak
3. Ca²⁺ dan Mg²⁺
4. Minyak dan lain – lain

2. Air Pendingin

Air yang digunakan sebagai media pendingin dan pemanas diperoleh dari air sungai karena mudah dalam pengaturan dan pengolahannya serta lebih ekonomis. Air PDAM tersebut masih memiliki zat pengotor sehingga perlu diproses terlebih dahulu sebelum digunakan.

Tabel 3.26 Tabel Kebutuhan Air

Nama Alat (Kode Alat)	Kebutuhan
	Massa air (kg/jam)
Cooler-101	1.062.587,278
Cooler-102	754.931,072
Kondensor 1 (CD-101)	7.042,27
Kondensor 2 (CD-102)	7.042,27
Kondensor 3 (CD-103)	303.658,37
Reaktor (R-101)	14.427,87
Total	2.149.689,14

3. Kebutuhan Steam

Untuk menghasilkan steam di dalam boiler, air yang digunakan harus memenuhi syarat sebagai berikut :

1. Bebas dari zat penyebab korosi seperti asam dan gas-gas terlarut,

2. Bebas dari zat penyebab kerak yang disebabkan oleh kesadahan tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika,
3. Bebas dari zat penyebab timbulnya buih (busa) seperti zat-zat organik, anorganik dan minyak,
4. Kandungan logam dari impurities seminimal mungkin

Tabel 3.27 Kebutuhan Steam

Nama Alat (Kode Alat)	Kebutuhan
	Massa <i>Steam</i> (kg/jam)
HE-101	33,08
HE-102	33,08
Reboiler 1	33,08
Reboiler 2	33,08
Total	132,32

4. Air Sanitasi

Air sanitasi dipakai untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi dan sebagainya. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas, yaitu :

1. Syarat Fisis

Suhu : Dibawah suhu kamar 65

Warna : Jernih

Rasa dan bau : Tidak berasa dan berbau

2. Syarat Kimia

Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg dan tidak mengandung zat-zat kimia yang beracun.

3. Syarat Bakteriologi

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen, Maka kebutuhan air sanitasi untuk pabrik sebagai berikut :

a. Air untuk karyawan pabrik = 307,77 kg/jam

- b. Air untuk laboratorium dan taman = 76,94 kg/jam
 c. Air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air = 369,32 kg/jam
 Total Kebutuhan Sanitasi sebesar = 754,03 kg/jam

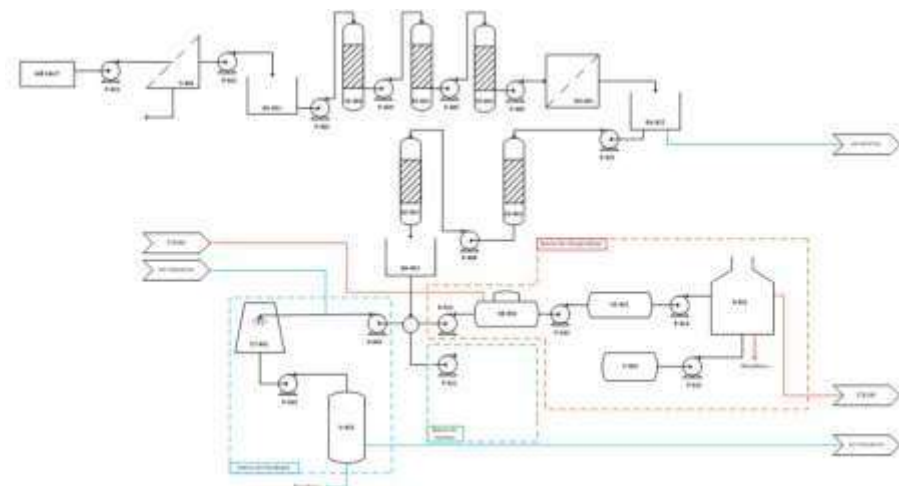
5. Kebutuhan Air Total

Adapun kebutuhan air secara keseluruhan adalah sebagai berikut :

Tabel 3.28 Kebutuhan Air Total

Kebutuhan Air	Jumlah (kg/jam)
Air Pendingin	2149689,14
Steam	132,32
Air Sanitasi	754,03
Total	2150.575,49

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, air umpan boiler, dan air sanitasi dibutuhkan treatment sebelum air digunakan untuk memastikan kualitas dan keamanan produk yang dihasilkan. Pengolahan tersebut dapat dijelaskan melalui gambar berikut.



Gambar 3.7 Block Flow Diagram Utilitas

- Cation Exchanger

Air yang sudah bersih diumpankan ke dalam cation exchanger untuk menghilangkan mineralnya seperti : Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , K^{+} , Fe^{2+} dengan menggunakan resin.

- Anion Exchanger

Air yang keluar dari cation exchanger diumpankan ke dalam anion exchanger untuk menghilangkan anion-anion mineralnya seperti : HCO_3^- , SiO_3 , Cl^- , NO^- , CO_3^{2-} dengan menggunakan resin.

- Deaerator

Gas-gas yang terlarut dalam air terutama oksigen dan karbondioksida, yang dapat menyebabkan korosi, dihilangkan dengan menggunakan deaerator, dimana pada alat ini diinjeksikan bahan-bahan kimia dengan tujuan tertentu. Pada pabrik Etil Asetat ini, bahan kimia yang diinjeksikan pada deaerator adalah hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi untuk pembebasan air umpan boiler dari gas O_2 dan CO_2 yang dapat menyebabkan korosi.

- Boiler dan Cooling Tower

Boiler dan cooling tower pada pabrik Etil Asetat ini digunakan sebagai alat penukar kalor, dimana air keluaran boiler digunakan sebagai steam dan air keluaran cooling tower digunakan sebagai cooling water dari unit utilitas yang akan disuplai untuk masing – masing alat penukar kalor di unit proses.

3.3.2 Unit Penyedia Listrik

Pada perancangan pabrik Etil Asetat kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi oleh PLN dan generator sebagai cadangan atau emergency. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik (AC) dengan pertimbangan tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar, dan tegangannya dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator. Generator AC yang digunakan adalah jenis generator AC 3 phase yang mempunyai keuntungan seperti tegangan listrik dan daya kerja lebih stabil, kawat penghantar yang

digunakan lebih sedikit, serta motor 3 phase harganya relatif murah dan sederhana.

Adapun kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk Alat Proses dan Utilitas

Kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas pada pabrik Etil Asetat dapat dilihat pada Tabel

Tabel 3.29 Kebutuhan Listrik

Nama Alat	Jumlah	Daya(Hp)	Σ Hp
Pompa (P-101)	2	7,50	15,00
Pompa (P-102)	2	2,00	4,00
Pompa (P-103)	2	2,00	4,00
Pompa (P-104)	2	15,00	30,00
Pompa (P-105)	2	10,00	20,00
Pompa (P-106)	2	3,00	6,00
Pompa (P-107)	2	7,50	15,00
Pompa (P-108)	2	5,00	10,00
Pompa (P-109)	2	3,00	6,00
Pompa (P-110)	2	3,00	6,00
Pengaduk (M-101)	1	4,30	4,33
Pengaduk (R-101)	1	1,20	1,23
TOTAL			121,56

Diperkirakan kebutuhan listrik untuk alat yang tidak terdeskripsikan sebesar 10% dari kebutuhan total, Maka, total kebutuhan listrik untuk peralatan = $10\% \times 121,56 \text{ Hp} = 12,2 \text{ Hp}$ Total Kebutuhan listrik = $121,56 + 12,2 = 133,72 \text{ Hp}$

Dimana : $1 \text{ Hp} = 745,60 \text{ watt} = 0,75 \text{ kW}$ Jadi, kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas = $133,72 \text{ Hp} \times 745,60 \text{ watt} / 1 \text{ Hp} = 99,71 \text{ kW}$

Listrik Untuk Penerangan

Untuk menentukan besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan dipakai standar dengan persamaan yang digunakan adalah :

$$L = a \times \frac{F}{U \times D}$$

Keterangan :

L = Lumen per outlet

F = Foot Candle yang diperlukan

U = Koefisien Utilitas White Bowl Lamp

D = Efisiensi Lampu

a = Luas Area (ft 2)

Kebutuhan listrik untuk penerangan pada pabrik etil asetat dapat dilihat pada Tabel

Tabel 3.30 Kebutuhan Penerangan Pabrik

Lokasi	Luas (m ²)	F	U	D	L
Pos keamanan (Security) Gate1	60	20	0,4	0,75	4.2692
Parkir	135	10	0,49	0,75	39.206,94
Markas Komandan (MAKO)	370	20	0,4	0,75	263.267,33
Parkir	400	10	0,49	0,75	116.168,71
Masjid	310	20	0,55	0,75	160.418,42
Pos keamanan (Security) Gate2	140	20	0,4	0,75	99.614,67
kantor utama	4800	35	0,51	0,75	4.687.749,02
klirik	490	20	0,56	0,75	249.036,67
Taman	560	5	5,59	5,75	929,75
HSE	770	35	0,51	0,75	751.993,07
Kantin	890	20	0,56	0,75	452.331,90
Gudang	2900	10	3,59	3,75	22.991,05
Green Area	1100	5	5,59	5,75	1.826,29
Area Bahan Baku	1900	30	0,51	0,75	1.590.486,27
Laboratorium	390	40	0,51	0,75	435.290,98

DCS Room	425	35	0,51	0,75	415.061,11
Pemadam Kebakaran	170	5	5,59	5,75	282,24
Area Proses	5900	30	0,51	0,75	4.938.878,43
Area Pengemasan	770	30	0,51	0,75	644.565,49
Area Produk	1200	30	0,51	0,75	1.004.517,65
Area Utilitas	2960	30	0,51	0,75	2.477.810,20
Bengkel (Workshop)	680	40	0,59	0,75	656.057,85
Truck Area (Loading Point)	1500	20	0,56	0,75	762.357,14
Generator	1070	40	0,59	0,75	1.032.326,33
Limbah	930	30	0,51	0,75	778.501,18
Port Area	1520	30	0,51	0,75	1.272.389,02
Jalan	10360	5	5,59	5,75	17.200,32
R. Ekspansi	23500	5	5,59	5,75	39.016,18
TOTAL	66200				22.913,95

* Untuk semua area dalam bangunan direncanakan, seperti :

Menggunakan Lampu TL 40 Watt = 1.920 lumen/buah

Jumlah lumen dalam ruangan = 8.236.786,33 lumen

Jumlah lampu dalam ruangan = 4.289,99 buah

** Untuk semua area di luar bangunan direncanakan, seperti :

Menggunakan Lampu Mercury 250 Watt = 10000 lumen/buah

Jumlah lumen di luar ruangan = 14677164 lumen

Jumlah lampu di luar ruangan = 1467,72 buah

Maka, daya penerangan yang dibutuhkan pada pabrik etil asett adalah

= Daya Dalam Bangunan + Daya Luar Bangunan

= (4289,99 x 40) + (1467,72 x 250)

= 171599,72 + 366929,09

= 538528,81 W

= 538,53 kW

2. Listrik untuk Air Conditioner (AC)

Kebutuhan listrik untuk air conditioner (AC) pada pabrik etil asetat dapat dilihat pada Tabel

Bangunan	Luas	Jumlah	Watt	btu/hr
	(m ²)			
Kantor Utama	4800	96	186240	2304000
Ruang Kontrol	425	8,50	16490	204000
Laboratorium	390	7,80	15132	187200
HSE	770	15,40	29876	369600
Masjid	310	6,20	12028	148800
klirik	490	9,80	19012	235200
		143,70	278778	3448800

3. Listrik untuk Laboratorium dan Instrumentasi

Diperkirakan listrik untuk instrumentasi adalah 10% dari kebutuhan listrik proses dan utilitas. Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Listrik instrumentasi} &= 10\% \times \text{listrik proses \& utilitas} \\
 &= 10\% \times 75,78 \text{ Hp} \\
 &= 7,58 \text{ Hp} \\
 &= 5,65 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Maka total kebutuhan listrik secara keseluruhan pada pabrik etil asetat dapat dilihat pada

Tabel 3.32 Kebutuhan Listrik Total

Kebutuhan	Daya	Daya
	(kW)	(hP)
Keperluan Proses dan Utilitas	90,65	123,25
Keperluan Penerangan	538,53	732,19
Air Conditioner	278,78	379,03
Laboratorium dan Instrumentasi	9,06	12,32
Total	917,02	1246,80

Diperkirakan kebutuhan daya listrik untuk alat yang tidak terdeskripsikan sebesar $\pm 10\%$ dari total kebutuhan. Maka total kebutuhan listrik di pabrik etil asetat adalah:

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= \text{total listrik} + \text{listrik tak terseskripsi} \\ &= 1246,80 + (1246,8 \times 10\%) \\ &= 1008,72 \text{ Kw} \end{aligned}$$

Pada pabrik Etil Asetat digunakan generator arus bolak balik (AC) sistem tiga fase. Generator berfungsi untuk menyediakan listrik dari peralatan yang tidak boleh terputus atau berubah-ubah tegangannya. Maka, untuk mengetahui kapasitas generator yang diperlukan, dilakukan perhitungan sebagai berikut:

Total kebutuhan listrik	=	1008,72 kW
Faktor keamanan 10%	=	100,87 kW
Total Kebutuhan Listrik	=	1109,59
Effisiensi generator, 80%	=	1386,99 kW
Ditetapkan input generator	=	1500 kW Listrik masih tersedia
	=	$1500 - 1386,99 = 113,01 \text{ kW}$

Spesifikasi Generator

Tipe	=	AC Generator
Kapasitas	=	1500
Efisiensi	=	80%
Jumlah	=	1 buah

3.3.3 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar pada pabrik Etil Asetat meliputi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Adapun bahan bakar yang digunakan adalah solar, pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan– pertimbangan sebagai berikut:

1. Harganya relatif murah
2. Mudah didapat

3. Heating value relative tinggi

4. Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Adapun kebutuhan bahan bakar solar untuk boiler dan generator adalah sebagai berikut: Kebutuhan Bahan Bakar = Bahan Bakar Boiler + Bahan Bakar Generator = 1,07 kg/jam + 375.00 kg/jam = 376,07 kg/jam

3.3.4 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik Etil Asetat menghasilkan limbah berupa limbah cair. Limbah cair ini berasal dari beberapa sumber, yaitu:

1. Limbah Air Sanitasi, berasal dari aktivitas atau keperluan kantor dan pabrik berupa air pencucian, air masak dan lain sebagainya. Penanganan limbah air sanitasi ini tidak memerlukan proses khusus, karena limbah air sanitasi ini tidak tergolong ke dalam limbah yang berbahaya dan tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya.
2. Limbah Laboratorium Limbah yang berasal dari laboratorium mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku, mutu produk yang dihasilkan serta untuk penelitian dan pengembangan proses maupun mutu dari produk. Limbah laboratorium termasuk limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim kepada penampung limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 19 Tahun 1994 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengelolaan limbah B3 dikirim ke PPLI Kalimantan.
3. Limbah Air Berminyak dari Mesin Proses Air yang mengandung minyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Air berminyak akan diolah dengan cara dipisahkan dari air berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak pada bagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air yang

berada pada bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir,
kemudian dibuang.

BAB IV

MANAJEMEN PABRIK DAN LAYOUT PABRIK

4.1 Manajemen Pabrik

Manajemen menurut G.R, Terry (2010;16) merupakan suatu proses khas yang terdiri atas tindakan-tindakan perencanaan, pengorganisasian, penggerakan, dan pengendalian untuk menentukan serta mencapai tujuan melalui pemanfaatan sumber daya manusia dan sumber daya lainnya. Sistem manajemen akan diterapkan pada pabrik etil asetat dari etanol dan asam asetat yang direncanakan akan didirikan dalam bentuk, status dan lokasi sebagai berikut:

Bentuk Perusahaan : PT (Perseroan Terbatas)
Status Perusahaan : PMDN (Penanaman Modal Dalam Negeri) Swasta
Lokasi : Krakatau Industrial Estate Cilegon, Kota Cilegon
- Banten

Kapasitas Produksi : 60.000 ton/tahun

Perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT) serta peraturan pelaksanaannya. Syarat-syarat pendirian Perseroan Terbatas adalah :

1. Didirikan oleh dua orang atau lebih, yang dimaksud dengan “orang” adalah orang perseorangan atau badan hukum.
2. Didirikan dengan akta autentik, yaitu dihadapan notaris.
3. Modal dasar perseroan, yaitu paling sedikit Rp20.000.000,00 (dua puluh juta rupiah) atau 25 % dari modal dasar, tergantung mana yang lebih besar dan harus selesai ditempatkan dan telah disetor.

Adapun prosedur pendirian perseroan terbatas adalah :

1. Pembuatan akta pendirian dihadapan notaris.

2. Pengesahan oleh Menteri Kehakiman.
3. Pendaftaran perseroan dan pengumuman dalam tambahan berita Negara.

Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan PT adalah sebagai berikut :

1. Kemudahan mendapat bahan baku dan modal, penjualan saham merupakan sumber pendapatan modal yang besar dan mudah dilaksanakan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah manajer beserta staff yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, manajer beserta staff dan karyawan perusahaan.
5. Kepemilikan dapat berganti–ganti dengan jalan memindahkan hak milik dengan cara menjual saham kepada orang lain.
6. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cakap dan berpengalaman.
7. Mudah mendapatkan tambahan modal dengan jaminan perusahaan yang ada untuk memperluas volume usaha.
8. Lapangan usaha lebih luas, Suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.1.1 Nama, Tujuan, serta Visi dan Misi Perusahaan

Perencanaan pabrik produksi etil asetat akan di didirikan dengan nama “PT. Edacid Internasional, tbk”. Pabrik ini memiliki beberapa tujuan diantaranya yaitu :

1. Mampu menyediakan produk etil asetat berkualitas tinggi yang memenuhi standar nasional maupun internasional.
2. Memenuhi kebutuhan industri dan mampu menyediakan lapangan pekerjaan.

Visi perusahaan ini adalah “Menjadi Perusahaan Etil Asetat Berkualitas Tinggi dan Bersaing di Kanca Internasional”.

Adapun misi dari perusahaan produksi Etil Asetat ini adalah sebagai berikut :

1. Menyediakan produk Etil Asetat berbahan dasar Etanol dan Asam Asetat dengan air yang memiliki kualitas unggul untuk meningkatkan kesejahteraan nasional.
2. Menjalani kerja sama yang sinergis dan berkesinambungan dengan perusahaan lain dalam konsumsi maupun produksi Etil Asetat dan produk sampingnya.

4.1.2 Struktur Organisasi

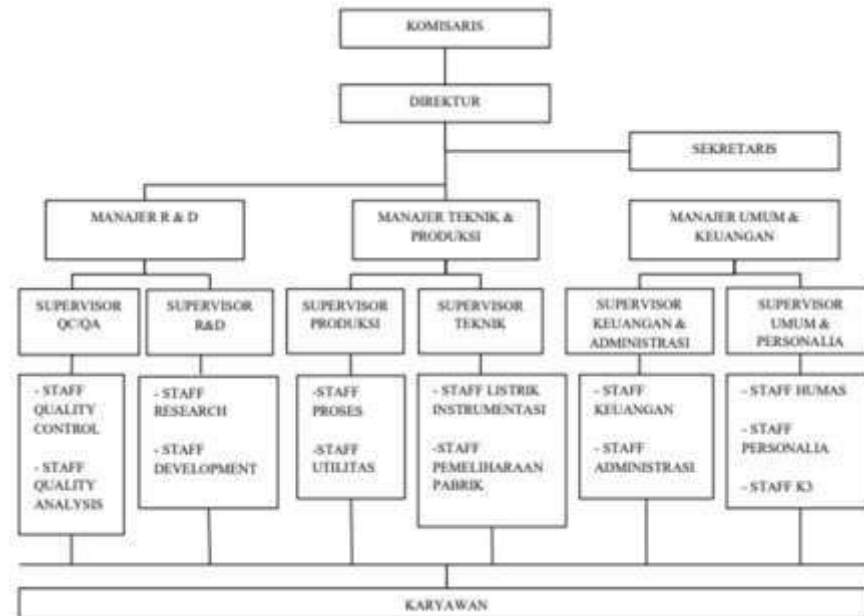
Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah diagram atau struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam suatu perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Adapun struktur organisasi yang diterapkan pada pabrik etil asetat ini adalah sistem lini dan staff. Beberapa alasan yang mendasari terpilihnya sistem lini dan staff berdasarkan kelebihan-kelebihannya yaitu sebagai berikut :

1. Biasanya digunakan pada organisasi yang relatif cukup besar dengan produksi secara kontinyu.
2. Terdapat satu kesatuan terkait pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja mampu berjalan dengan baik dan terstruktur.
3. Mayoritas digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.

4. Masing–masing Supervisor atau manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan baik visi maupun misinya.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris, Anggota dewan komisaris merupakan wakil–wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.
6. Pengambilan keputusan dapat diambil dengan cara yang sehat dan mudah karena adanya bantuan arahan dari staff ahli.
7. Perwujudan “the right man in the right place” lebih mudah dilaksanakan. Untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri
 - atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staff ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasihat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam mempelajari organisasi dan staff yaitu :
 - a. Sebagai garis atau lini, yaitu orang–orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
 - b. Sebagai staff ahli, yaitu orang–orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari– harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direktur dibantu oleh manajer teknik dan produksi, manajer umum dan keuangan, manajer R&D (Research and Development). Manajer–manajer ini membawahi beberapa Supervisor yang akan bertanggung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing–masing Supervisor membawahi beberapa seksi dan masing–masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan

pada masing–masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok/regu yang bertanggungjawab kepada pengawas seksi.



Gambar 4.1 Struktur Organisasi

4.1.3 Tugas dan Wewenang

Adapun Tugas dan Wewenang dari setiap bagiannya diantaranya :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang ikut dalam pengumpulan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang besarnya tergantung dari presentase kepemilikan saham. Kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang–hutang perusahaan. Penanam saham wajib menanamkan modalnya paling sedikit satu tahun. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) adalah rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan. RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik

saham, dewan komisaris dan direktur. Adapun hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut :

- a. Meminta pertanggungjawaban komisaris dan direktur lewat suatu siding.
- b. Dengan musyawarah dapat mengganti komisaris dan direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
- c. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan atau ditanamkan kembali.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris terdiri dari para pemegang saham perusahaan. Pemegang saham adalah pihak-pihak yang menanamkan modalnya untuk perusahaan dengan membeli saham perusahaan. Dewan komisaris dipilih dalam RUPS untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris ini bertanggung jawab kepada RUPS. Adapun tugas-tugas Dewan Komisaris adalah sebagai berikut :

- a. Memilih dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur utama dan menetapkan kebijakan perusahaan (Organization)
- b. Mengawasi kinerja dari pada direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perusahaan (Controlling)
- c. Mengawasi evaluasi / pengawasan tentang hasil yang diperoleh oleh perusahaan (Analizing)
- d. Menyetujui ataupun menolak rancangan / rencana kerja yang diajukan oleh direktur (Planning)
- e. Memberikan nasihat pada direktur utama bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan (Staffing)
- f. Mengadakan pertemuan / rapat berkala (Doing)
- g. Menentukan besarnya devident (Directing)

3. Direktur Utama

Posisi direktur utama merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. Tugas dan wewenang direktur utama adalah :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manajer.
- b. Membuat rencana pengembangan perusahaan dan usaha perusahaan dalam jangka pendek dan jangka panjang.
- c. Mengurus harta kekayaan perusahaan.
- d. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
- e. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi.
- f. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- g. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- h. Direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan dan harus berkonsultasi kepada dewan komisaris setiap akan melakukan tindakan perusahaan yang krusial seperti peminjaman uang ke Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang perusahaan, dll).

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli

bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya. Tugas dan wewenang staff ahli antara lain :

- a. Memberikan nasihat beserta saran dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

5. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh Direktur untuk menangani masalah surat menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur dalam menangani administrasi perusahaan.

6. Manajer R & D (*Research and Development*)

Manajer R & D bertanggung jawab langsung kepada direktur dalam usaha pengembangan proses produksi dan perbaikan kualitas produksi dari pabrik. Dalam menjalankan tugasnya manajer R & D dibantu oleh dua Supervisor yaitu Supervisor QC/QA (quality control/quality analyst) dan Supervisor R & D.

7. Manajer Teknik dan Produksi

Manajer teknik dan produksi bertanggung jawab langsung kepada direktur. Tugasnya mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan operasi pabrik baik proses maupun teknik. Manajer ini dibantu oleh dua Supervisor, yaitu Supervisor teknik dan Supervisor produksi.

8. Manajer Umum dan Keuangan

Manajer umum dan keuangan bertanggung jawab langsung kepada direktur dalam mengawasi dan mengatur keuangan, administrasi, pemasaran dan personalia. Dalam menjalankan tugasnya manajer umum dan keuangan dibantu oleh tiga Supervisor yaitu Supervisor umum dan personalia, Supervisor pembelian dan pemasaran serta Supervisor keuangan dan administrasi.

9. Supervisor dan Staff

Secara umum tugas Supervisor adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis dari pimpinan perusahaan. Supervisor dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama para ahli. Staff merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana, agar masing-masing bagian dapat maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Staff bertanggung jawab terhadap Supervisor masing-masing sesuai dengan seksinya. Supervisor dan Staff terdiri dari beberapa posisi dan tugas-tugasnya yaitu sebagai berikut :

a. Supervisor QC atau QA

Supervisor QC / QA bertugas untuk mengawasi mutu bahan baku yang diterima dan produk yang dihasilkan. Selama mengawasi mutu produksi, tidak hanya produk jadi yang dianalisis tapi juga setiap tahap proses. Supervisor ini membawahi Staff yang dibagi berdasarkan tujuan masing – masing yaitu Staff Quality Control dan Staff Quality Analyst.

b. Supervisor R dan D

Supervisor R&D bertanggung jawab langsung kepada manajer bagian dan bertugas mengembangkan secara kreatif serta inovatif pada segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dengan peningkatan kualitas produksi sehingga mampu bersaing dengan produk kompetitor. Supervisor ini dibantu langsung oleh Staff yang terbagi atas tujuannya masing-masing yaitu Staff Research dan Staff Development.

c. Supervisor Produksi

Supervisor produksi membawahi seksi proses dan seksi utilitas. Tugas seksi proses meliputi mengawasi jalannya proses dan produksi, menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan. Tugas seksi utilitas yaitu melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk pemenuhan

kebutuhan air, steam, ruang penyimpanan, pengolahan bahan pelengkap proses, tenaga listrik dan pengolahan limbah.

d. Supervisor Teknik

Supervisor teknik bertanggung jawab langsung kepada manajer teknik dan produksi. Supervisor teknik membawahi seksi pemeliharaan pabrik serta seksi listrik dan instrumentasi. Seksi pemeliharaan pabrik bertugas melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki pula kerusakan pada peralatan pabrik. Seksi listrik dan instrumentasi bertanggung jawab dalam hal-hal perawatan peralatan instrumentasi di pabrik serta peralatan penunjang operasi seperti indikator proses dan peralatan elektronik.

e. Supervisor Teknik

Supervisor umum bertanggung jawab kepada manajer umum dan keuangan. Supervisor umum dan personalia membawahi seksi personalia, bertugas melaksanakan hal berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta pekerja dan lingkungan supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja sehingga dinamis. Seksi humas bertugas mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Seksi keamanan bertugas menjaga dan mengawasi semua bangunan pabrik dan fasilitas diperusahaan, mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan di lingkungan perusahaan, menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan hal-hal internal.

f. Supervisor Pembelian dan Pemasaran

Supervisor umum bertanggung jawab kepada manajer umum dan keuangan. Supervisor umum dan personalia membawahi seksi personalia, bertugas melaksanakan hal berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya

serta pekerja dan lingkungan supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja sehingga dinamis. Seksi humas bertugas mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Seksi keamanan bertugas menjaga dan mengawasi semua bangunan pabrik dan fasilitas diperusahaan, mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan di lingkungan perusahaan, menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan hal-hal internal. dan alat dari gudang. Seksi pemasaran bertugas untuk merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan distribusi hasil produksi dari gudang.

4.1.4 Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Pabrik etil asetat ini mengambil kebijakan dalam aspek perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan instalasi peralatan serta karyawan dibawah unit inspeksi proses dan keselamatan lingkungan. Manajemen perusahaan sangat mendukung dan ikut berpartisipasi dalam program pencegahan kerugian baik terhadap karyawan, harta benda perusahaan, terjadinya kegiatan operasi, serta keamanan masyarakat sekitar yang diakibatkan oleh kegiatan perusahaan.

Pelaksanaan tugas dalam kesehatan dan keselamatan kerja berlandaskan :

1. UU No.1/1970 Menangani keselamatan kerja karyawan yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.
2. UU No.2/1951 Mengenai ganti rugi akibat kecelakaan kerja yang dikeluarkan oleh Departemen Tenaga Kerja.
3. PP No.4/1982 Mengenai ketentuan pokok pengolahan lingkungan hidup yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup.
4. PP No.29/1986 Mengenai ketentuan Amdal yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup.

Kegiatan yang dilakukan dalam rangka kesehatan dan keselamatan kerja meliputi mengawasi keselamatan jalannya operasi proses, bertanggung jawab terhadap alat-alat keselamatan kerja, bertindak sebagai instruktur safety, membuat rencana kerja pencegahan kecelakaan, membuat prosedur darurat agar penanggulangan kebakaran kecelakaan proses berjalan baik, mengawasi kuantitas bahan buangan pabrik agar tidak berbahaya bagi lingkungan.

4.1.5 Kualifikasi Karyawan

Pra-rancangan pabrik pembuatan etil asetat dari etanol dan asam asetat dengan kapasitas 60.000 ton/tahun ini direncanakan beroperasi 330 hari per tahun secara kontinu selama 24 jam sehari. Berdasarkan pengaturan jam kerja, maka karyawan dapat digolongkan mejadi dua golongan, yaitu:

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya direktur, staf ahli, manajer, bagian administrasi, bagian gudang, dan lain – lain. Jam kerja karyawan non-shift ditetapkan sesuai Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Kep, 234/Men/2003 dan Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Kep, 102/MEN/VI/2004 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu dan jam kerja selebihnya dianggap lembur dimana pekerja non shift bekerja selama 5 hari dengan ketentuan hari Sabtu, Minggu dan hari hari besar dapat dinyatakan libur. Perhitungan uang lembur menggunakan acuan I/173 dari upah sebulan (Pasal 10 Kep, 234/Men/2003) dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar 1,5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam. Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut:

1) Hari Senin – Jum'at : Jam 08.00 – 17.00 WIB

Jam istirahat:

1) Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00 WIB

2) Hari Jum'at : Jam 11.00 – 13.00 WIB

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran proses produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan pabrik. Perincian jam kerja shift adalah:

- Shift pagi : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Shift sore : Jam 16.00 – 24.00 WIB
- Shift malam : Jam 24.00 – 08.00 WIB

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam empat regu (A, B, C, D) dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Berikut tertulis pada tabel 4.1 terkait jadwal pembagian kelompok shift.

Tabel 4.1 Jadwal Pembagian Kelompok Shift

Hari	Shift Pagi	Shift Sore	Shift Malam	Libur
1	A	B	C	D
2	A	B	C	D
3	D	A	B	C
4	D	A	B	C
5	C	D	A	B
6	C	D	A	B
7	B	C	D	A
8	B	C	D	A

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

4.1.6 Perincian Jumlah Pegawai dan Penggolongan Tingkat Pendidikan

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan atau pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Tabel 4.2 berisi jumlah karyawan yang dibutuhkan beserta penggolongan gaji setiap karyawan.

Tabel 4.2 Perincian Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Dewan Komisaris	2	Teknik Kimia (S2)
Direktur	1	Ekonomi/Teknik (S2)
Sekretaris	1	Akuntansi/Manajemen (S2)
Manajemen Teknik dan Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Manajemen <i>Research and Development</i>	1	Teknik Industri/Kimia (S1)
Manajemen Umum dan Keuangan	1	Ekonomi/Manajemen (S1)
Supervisor QC/QA	1	Kimia Analis/Teknik Kimia (S1)
Supervisor R&D	1	Kimia Murni/Analis Kimia (S1)
Supervisor Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Supervisor Teknik	1	Teknik Industri (S1)
Supervisor Umum dan Personalia	1	Hukum/ Psikoogi (S1)
Supervisor Pembelian dan Pemasaran	1	Ekonomi/Manajemen (S1) Marketing (S2)

Supervisor Keuangan dan Administrasi	1	Ekonomi/Manajemen/Akuntansi (S1)
Staff QC	1	Teknik Kimia (S1)
Staff QA	1	Teknik Kimia (S1)
Staff Research	1	Kimia Murni/Analisis (S1)
Staff Development	1	Kimia Murni/Analisis (S1)
Staff Proses	1	Teknik Kimia (S1)
Staff Utilitas	1	Teknik Kimia (S1)
Staff Listrik dan Instrumentasi	1	Teknik Elektro (S1)
Staff Pemeliharaan	1	Teknik Mesin (S1)
Staff Humas	1	Ilmu Komunikasi (S1)
Staff Personalia	1	Administrasi Publik (S1)
Staff Keamanan dan K3	1	Teknik Kimia/K3 (S1)
Staff Pembelian	1	Manajemen (S1)
Staff Pemasaran	1	Marketing (S1)
Staff Keuangan	1	Akuntansi/Ekonomi (S1)
Karyawan Proses	6	Teknik Kimia (S1) / Politeknik (D3)
Karyawan Pengendalian	6	Teknik Mesin (S1) / Politeknik (D3)
Karyawan QC/QA, R&B dan Lab.	12	Kimia Murni/Analisis Kimia (S1) / Kimia Analisis (D3)
Karyawan Pemeliharaan	5	Teknik Mesin (D3)
Karyawan Utilitas	5	Teknik Kimia (D3)
Karyawan Pembelian	3	Akuntansi (D3)
Karyawan Administrasi	3	Administrasi Perkantoran (D3)
Karyawan Keuangan	3	Akuntansi (D3)
Karyawan Humas	3	Ilmu Komunikasi (D3)
Karyawan K3	3	K3 (D3)

Karyawan Gudang	3	SMA/SMK Sederajat/D1
Operator Lapangan	18	SMA/SMK Sederajat/D1
Dokter	1	Kedokteran (S1)
Perawat	2	Keperawatan/Kebidanan (D3)
Petugas Keamanan	6	SMA/SMK Sederajat/D1
Petugas Kebersihan	6	SMA/SMK Sederajat/D1
OB	5	SMA/SMK Sederajat/D1
Sopir	3	SMA/SMK Sederajat/D1
Total	124	

4.1.7 Status dan Penggolongan Gaji

Pabrik Etil Asetat mempunyai sistem pembagian gaji yang beragam sesuai dengan tingkatan karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut.

- a. Tingkat Pendidikan;
- b. pengalaman kerja;
- c. keahlian;
- d. tanggung jawab dan kedudukan; dan
- e. pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria diatas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi tiga bagian yaitu :

1. Karyawan Regular

Karyawan regular adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 4.3 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Orang	Gaji Per Bulan
		(Rp/bulan)	
Dewan Komisaris	2	45.000.000	90.000.000
Direktur Utama	1	100.000.000	100.000.000
Sekretaris	1	10.000.000	10.000.000
Direktur Teknik & Produksi	1	65.000.000	65.000.000
Direktur R&D	1	65.000.000	65.000.000
Direktur Umum & Keuangan	1	65.000.000	65.000.000
<i>Manager Proses</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager Utilitas</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager Listrik & Instrumentasi</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager Pemeliharaan</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager R&D</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager QC</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager QA</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager Keuangan</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager Administrasi</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager SDM dan Humas</i>	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager K3 & Lingkungan</i>	1	35.000.000	35.000.000
Supervisor Proses	1	20.000.000	20.000.000

Supervisor Utilitas	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Listrik & Instrumentasi	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Pemeliharaan	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor R&D	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor QC	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor QA	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor SDM dan Humas	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor K3 & Lingkungan	1	20.000.000	20.000.000
Ketua Regu Proses	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu Utilitas	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu Listrik & Instrumentasi	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu Pemeliharaan	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu K3 & Lingkungan	4	12.000.000	48.000.000
Karyawan Proses	16	8.000.000	128.000.000
Karyawan Utilitas	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan Listrik & Instrumentasi	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan Pemeliharaan	8	8.000.000	64.000.000
Karyawan R&D	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan QC	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan QA	4	8.000.000	32.000.000

Karyawan Bagian Keuangan	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Bagian Administrasi	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Bagian SDM dan Humas	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan K3 & Lingkungan	8	8.000.000	64.000.000
Dokter	2	10.000.000	20.000.000
Perawat	2	6.000.000	12.000.000
Petugas Kebersihan	10	3.500.000	35.000.000
Petugas Keamanan	10	3.500.000	35.000.000
Supir	5	4.000.000	20.000.000
Jumlah	158		2.002.000.000

4.1.8 Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya yang menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah sebagai berikut.

1. Tunjangan

- a. Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

2. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kaca mata, pelindung dan lain-lain) serta berupa transportasi antar jemput bagi karyawan, mobil dinas, kantin dan sebagainya.

3. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di klinik yang ada pada perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut.

- a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma; dan
- b. karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

4. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan Staff ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang tercapai.

5. Cuti

Berdasarkan Undang-Undang Nomor 11 Tahun 2020 tentang Cipta Kerja Kluster Ketenagakerjaan (UU No, 11/20) Pasal 79 ayat (3), seorang pekerja berhak atas cuti tahunan selama paling sedikit 12 hari kerja setelah pekerja/buruh yang bersangkutan bekerja selama 12 (dua belas) bulan secara terus menerus, Dengan ketentuan sebagai berikut :

- a. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- b. Cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita, Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

6. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK)

Merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya. Peraturan pelaksanaan Jaminan Sosial Tenaga Kerja diatur dalam UU No. 3 Tahun 1992 dimana perusahaan wajib mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program JAMSOSTEK yang meliputi :

- Jaminan kesehatan kerja;
- jaminan kematian; dan
- jaminan hari tua.

4.2 Layout Pabrik dan Layout Peralatan Proses

Layout atau tata letak pabrik merupakan tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik secara efektif dan efisien pada area yang telah disediakan, sehingga dapat meminimasi pergerakan. Layout pabrik yang tepat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, keamanan, kenyamanan dan kelancaran kerja bagi para tenaga kerja. Selain itu tata letak pabrik memiliki tujuan lain diantaranya.

- a. Mempermudah akses keluar masuk pabrik, baik untuk manusia/barang;
- b. mempermudah pemasangan, pemeliharaan, dan perbaikan peralatan;
- c. membuat proses pengolahan dari bahan baku hingga menjadi produk berlangsung secara efisien;
- d. mengantisipasi dampak yang mungkin timbul apabila terjadi musibah, seperti ledakan, kebakaran, dsb; dan
- e. mengoptimalkan keuntungan.

Peletakan daerah seperti daerah proses, penyimpanan, utilitas, perkantoran dan sarana lain perlu ditata seoptimal mungkin agar kondisi diatas dapat tercapai. Secara garis besar layout dapat dibagi menjadi :

1. Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah administrasi merupakan pusat segala kegiatan administrasi pabrik yang mengatur jalannya kelancaran operasi. Daerah ini harus

terletak jauh dari areal proses yang berbahaya, agar kegiatan administrasi tidak mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik.

2. Daerah Fasilitas Umum

Daerah ini merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kebutuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin, poliklinik dan pos keamanan.

3. Daerah Pengendalian Proses

Daerah pengendalian proses meliputi laboratorium dan ruang kontrol. Daerah ini merupakan pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk dan limbah proses, sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan (kondisi operasi baik tekanan, temperatur dan lain-lain yang diinginkan). Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakkan dekat dengan daerah proses yang bertujuan bila terjadi sesuatu masalah di daerah proses akan dapat cepat teratasi.

4. Daerah Proses

Daerah ini merupakan pusat proses produksi dimana alat-alat proses dan pengendali proses ditempatkan. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan pengiriman produk ke daerah penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses.

5. Daerah pergudangan umum

Daerah pergudangan umum ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku, bahan-bahan pelengkap proses maupun bahan sisa dari proses. Tempat-tempat tersebut biasanya terletak didekat area proses agar suplai bahan-bahan tersebut lebih mudah.

6. Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

7. Daerah Utilitas

Daerah utilitas merupakan tempat untuk penyediaan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, listrik. Daerah ini ditempatkan dekat dengan daerah proses agar system pemipaan lebih ekonomi, tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara area utilitas dengan area proses harus tetap diatur terlebih dahulu.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan didalam layout atau tata letak ruang pabrik diantaranya sebagai berikut:

1. Perluasan Area

Dimasa yang akan datang adanya kemungkinan berupa perluasan area pabrik dan penambahan bangunan. Perluasan area pabrik harus sudah termasuk dalam perhitungan awal sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi permasalahan besar disuatu hari mendatang. Sejumlah area khusus harus disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik bila dimungkinkan pabrik menambah peralatan untuk menambah kapasitas atau menambah peralatan guna mengolah bahan baku sendiri.

2. Harga Tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Bila harga tanah tinggi, maka dibutuhkan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan area yang tersedia. Bila perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat luas area.

3. Kualitas, Kuantitas dan Letak Bangunan

Kualitas, kuantitas dan letak bangunan harus memenuhi standar sebagai bangunan pabrik baik dalam arti kekuatan bangunan fisik maupun perlengkapannya seperti ventilasi, insulasi dan instalasi. Keteraturan penempatan bangunan akan memberi kemudahan kerja dan perawatan.

4. Faktor Keamanan

Faktor yang paling penting yaitu faktor keamanan. Meskipun telah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti hydrant, reservoir air yang baik, penahan ledakan dan juga asuransi pabrik. Adapun faktor-faktor pencegah lainnya harus tetap disediakan misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat yang rawan akan bahaya ledakan dan kebakaran.

5. Fasilitas Jalan

Jalan raya untuk pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses atau kelancaran dari tempat yang dilalui.

Dalam pra - rancangan pabrik, tidak hanya layout pabrik secara umum saja yang perlu diperhatikan, namun layout atau tata letak peralatan proses juga perlu diperhatikan. Tata letak peralatan proses merupakan tempat peletakan alat-alat yang akan digunakan dalam suatu proses produksi. Dimana tata letak alat proses ini harus dirancang sedemikian rupa sehingga kelancaran proses produksi dapat terjamin dengan baik, penggunaan luas lantai dapat dimanfaatkan secara efektif, keselamatan dan kenyamanan kerja karyawan dapat ditingkatkan, biaya penanganan material lebih rendah atau terhindarnya pengeluaran modal yang tidak penting. Jika tata letak peralatan proses disusun sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka pangangkutan yang mahal tidak perlu dilakukan oleh perusahaan. Adapun hal-hal yang harus dipertimbangkan dalam perencanaan tata letak peralatan proses pada pabrik adalah sebagai berikut :

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tetap akan mencapai keamanan, kelancaran produksi, serta keuntungan ekonomis yang besar. Selain itu adapun aspek lain yang perlu diperhatikan diantaranya seperti sudut elevasi pipa, untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk

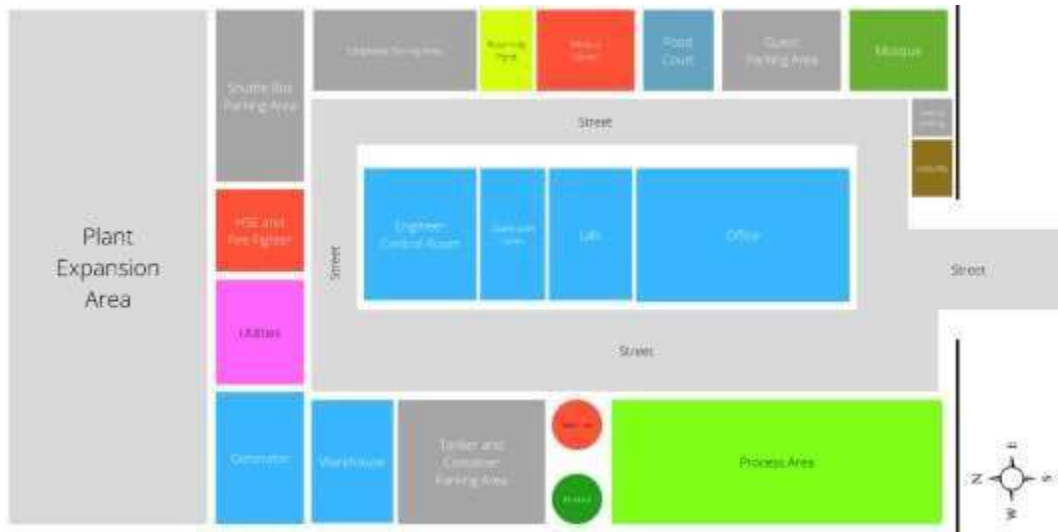
perpipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga lalu lintas pekerja tidak terganggu oleh hal tersebut.

2. Lalu Lintas Alat Berat

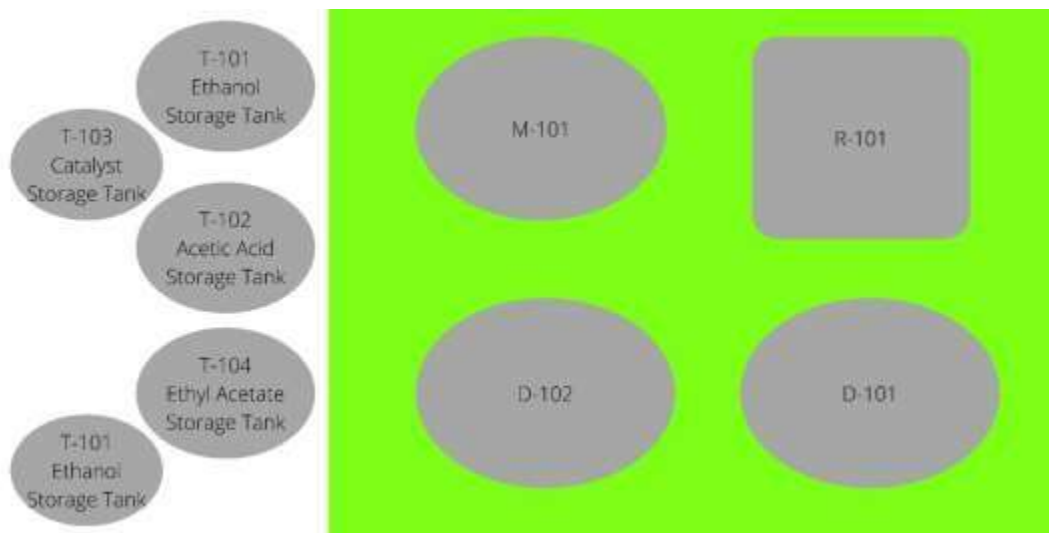
Perlunya diperhatikan jarak antara alat proses dengan lebar jalan agar seluruh alat proses dapat dicapai oleh pekerja dengan cepat dan mudah. Selain itu, adanya manfaat lain yaitu jika terjadi gangguan pada alat proses maka dapat segera diperbaiki karena jangkauannya lebih mudah.

3. Keselamatan dan Kelancaran Kerja

Keselamatan dan kelancaran kerja ini berlaku untuk para tenaga kerja dan proses produksi. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi diletakkan terpisah dari alat proses lain dan mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Penentuan tata letak alat juga diusahakan agar penyusunan peralatan proses alat satu dengan yang lainnya harus berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya. Namun demikian perlu diperhatikan sifat dan kondisi operasi masing-masing alat tersebut. Pengaturan alat kontrol dilakukan didalam ruang kendali (control room). Untuk ruang kendali didirikan di area yang berdekatan dengan lokasi proses agar semua kegiatan pabrik dapat terkontrol dengan cepat dan teratasi jika terjadi permasalahan didalam suatu proses.



Gambar 4.2 Layout Pabrik



Gambar 4.3 Layout Alat Proses

BAB V

ANALISIS EKONOMI

Perusahaan merupakan suatu unit kegiatan ekonomi yang terorganisasi yang dijalankan atau dioperasikan untuk menyediakan barang dan jasa bagi konsumen atau pun masyarakat dengan tujuan memperoleh laba atau keuntungan. Pada perusahaan dibutuhkan analisis ekonomi yang bertujuan untuk dapat mengetahui pabrik yang dirancang mempunyai prospek untung atau rugi. Oleh sebab itu, dalam pra-rancangan pabrik Etil Asetat dari Etanol dan asam asetat dibutuhkan evaluasi penilaian investasi dengan penaksiran terkait beberapa faktor yang diantaranya sebagai berikut.

1. Penaksiran Modal Industri (Total Capital Investment) yang terdiri dari :

a. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Kira-kira 85 sampai 90% dari modal total umumnya merupakan modal tetap. Modal tetap dapat didefinisikan sebagai biaya total dari instalasi alat-alat proses, bangunan-bangunan, alat-alat bantu dan rekayasa yang terlibat dalam penciptaan sebuah pabrik baru. Bagian utama dari modal tetap adalah biaya fisik dari pabrik yang merupakan jumlah dari semua peraalatan, material, dan pengeluaran-pengeluaran untuk buruh (tenaga) yang terjadi pada pembangunan fasilitas-fasilitas pabrik. PPC ditambah dengan biaya-biaya untuk teknik dan konstruksi menjadi DPC. DPC ditambah dengan upah kontraktor dan biaya tak terduga membentuk biaya modal tetap.

b. Modal Kerja (Working Capital)

Modal kerja didefinisikan sebagai biaya-biaya yang diperlukan untuk melakukan bisnis secara normal. Pada umumnya besar modal kerja sebesar 10- 15% dari investasi modal tetap atau 25% dari nilai jual produksi tahunan. Modal kerja meliputi cadangan bahan baku, in process inventory, product inventory, extended credit, dan available cash.

2. Penentuan Biaya Produksi Total (Production Cost) yang terdiri atas :

a. Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost)

Biaya produksi adalah jumlah semua biaya langsung, biaya tidak langsung dan biaya-biaya tetap yang timbul akibat pembuatan suatu produk. Dimana biaya produksi meliputi Direct Manufacturing Cost (biaya langsung) yang meliputi biaya-biaya yang berhubungan langsung dengan operasi produksi (pembuatan suatu produk) seperti biaya bahan baku, upah buruh, pengawasan, perawatan, plant supplies, royalties dan patent, dan utilitas. Indirect Manufacturing Cost (biaya tidak langsung) yang berupa pengeluaran-pengeluaran yang diadakan sebagai akibat (tidak langsung) dari operasi produksi meliputi payroll overhead, laboratorium, plant overhead, pengepakan (packaging). Fixed Manufacturing Cost (FCM) merupakan biaya tetap dimana dalam suatu pabrik ada biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi atau tidak, Biaya-biaya yang tidak bergantung pada jumlah produksi disebut Fixed Cost atau Fixed Charges (biaya tetap) yang meliputi depresiasi, pajak dan asuransi.

b. Biaya Pengeluaran Umum (General Expense)

Pengeluaran-pengeluaran pabrik Etil Asetat selain biaya umum dikelompokkan dalam suatu klasifikasi yang disebut General Expense, Hal ini meliputi biaya-biaya administrasi, penjualan produk, penelitian, dan biaya pembelanjaan.

3. Total Pendapatan atau Analisis Kelayakan, meliputi :

a. Percent Profit of Sales

Ini merupakan ekpresi paling sederhana untuk menyatakan profitabilitas. Percent Profit of Sales adalah satuan keuntungan, baik sebelum atau sesudah pajak, dinyatakan sebagai presentase dari satuan harga jual. Jadi profitability dinyatakan dalam term batas antara biaya dan harga penjualan.

b. Percent Return of Investment

Salah satu cara yang paling umum untuk menganalisis keuntungan dari suatu pabrik baru adalah percent return of investment yaitu kecepatan tahunan dimana keuntungan-keuntungan akan mengembalikan investasi (modal). Dalam bentuk dasar ROI dapat didefinisikan sebagai rasio

(perbandingan) yang dinyatakan dalam presentase dari keuntungan tahunan dengan investasi modal.

c. Pay Out Time

Pay Out Time didefinisikan sebagai jumlah tahunan dimana investasi modal tetap dapat dikembalikan dengan keuntungan-keuntungan yang dihitung, belum dengan pengurangan depresiasi. Jadi POT menunjukkan jumlah tahun yang dilalui sampai modal awal (initial investment) dapat ditutup.

d. Break Event Point

Titik berpotongan antara garis sales dan garis total cost disebut break event point, yaitu menunjukkan tingkat produksi dimana sales akan sama dengan cost total. Pengoperasian pabrik dibawah kapasitas tersebut akan mengakibatkan pabrik merugi dan pengoperasian pabrik diatas level produksi itu, maka pabrik akan untung.

e. Shut Down Point

Shut Down Point adalah suatu level produksi dimana pada kondisi ini menutup pabrik lebih menguntungkan dari pada tetap mengoperasikannya. Keadaan ini dicapai bila output turun sampai dibawah BEP dan pada kondisi dimana Fixed Expense lebih kecil dari selisih antara total cost dan total sales.

f. Discounted Cash Flow

Cara pendekatan untuk mengevaluasi keuntungan dengan DCF dengan mempertimbangkan "time value" dari uang dan berdasarkan pada jumlah investasi yang belum dikembalikan/tersisa pada masing-masing akhir tahun selama umur proyek/pabrik. Prosedur Trial and Error digunakan untuk menentukan "a rate of return" yang dapat digunakan untuk cash flow tahunan sehingga investasi awal/mula-mula berkurang menjadi nol selama umur pabrik/proyek. Dengan demikian, rate of return dengan metode ini ekuivalen dengan bunga bank maksimum dimana uang dapat dipinjam untuk membiayai proyek dalam kondisi dimana cash flow netto ke proyek/pabrik

selama umur proyek hanya akan cukup untuk membayar uang pokok dan bunga yang terakumulasi pada uang pokok yang belum terlunasi.

5.1 Perhitungan Biaya Kebutuhan Pembangunan Pabrik

Pada perhitungan ekonomi untuk kebutuhan pembangunan pabrik etil asetat dari etanol dan asam asetat terdapat dasar perhitungan untuk pengolahan data yaitu sebagai berikut.

Kapasitas Produksi	: 60.000 Ton/Tahun
Waktu satu tahun operasi	: 330 hari
Pabrik dibangun pada tahun	2024
Pabrik beroperasi pada tahun	2025
Nilai kurs US \$: Rp 14.800,- (Agustus 2022)

5.1.1 Harga Alat

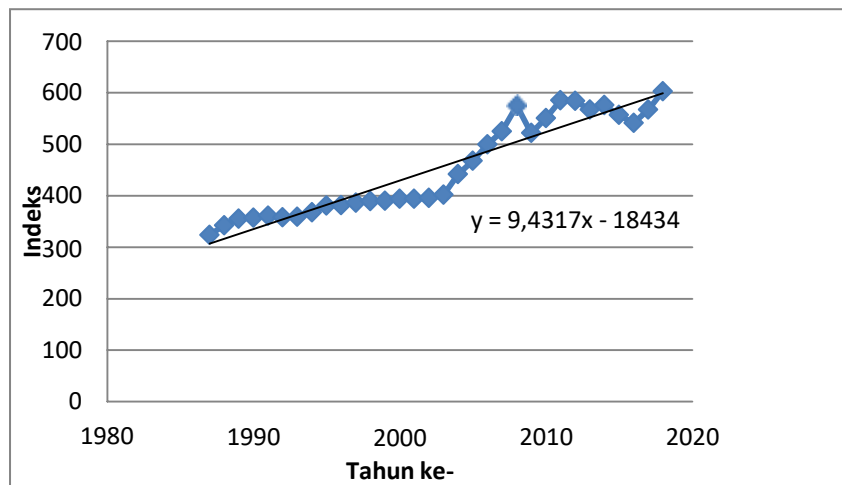
Harga alat proses senantiasa hadapi pergantian tiap tahun, tergantung pada keadaan ekonomi yang terjalin pada waktu tersebut. Harga alat yang saat ini bisa estimasi dari harga pada tahun-tahun yang tadinya dan diproyeksikan bersumber pada indeks harga. Tipe indeks yang digunakan adalah Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Adapun tabel 5.1 terkait Informasi indeks harga ditampilkan sebagai berikut

Tabel 5.1 Indeks Harga Alat

No	tahun	Index
1	1987	323,80
2	1988	342,50
3	1989	355,40
4	1990	357,60
5	1991	361,30
6	1992	358,20
7	1993	359,20
8	1994	368,10

9	1995	381,10
10	1996	381,70
11	1997	386,50
12	1998	389,50
13	1999	390,60
14	2000	394,10
15	2001	394,30
16	2002	395,60
17	2003	402,00
18	2004	442,20
19	2005	468,20
20	2006	499,60
21	2007	525,40
22	2008	575,40
23	2009	521,90
24	2010	550,80
25	2011	585,70
26	2012	584,60
27	2013	567,30
28	2014	576,10
29	2015	556,80
30	2016	541,70
31	2017	567,50
32	2018	603,10

Dari tabel indeks diatas, didapat grafik linearisasi sebagai berikut:



Gambar 5.1 Grafik Cost Index CEPCI

Berdasarkan grafik hasil linearisasi CEPCI dengan tahun yang ditunjukkan pada Gambar 5.1. Persamaan linear yang diperoleh yaitu $y = 9,4317x - 18434$ dengan y merupakan indeks CEPCI dan x merupakan tahun. Dari nilai dan persamaan tersebut didapatkan indeks untuk

pembangunan pabrik pada tahun yang ditunjukkan pada Tabel 5.2 berikut :

Tabel 5.2 Proyeksi Plant Cost Indeks CEPCI

No	Tahun	Index
1	2015	556,80
2	2016	541,70
3	2017	567,50
4	2018	603,10
5	2019	608,60
6	2020	618,03
7	2021	627,47
8	2022	636,90
9	2023	646,33
10	2024	655,76

11	2025	665,19
----	------	--------

Berikut tabel 5.3 mengenai rincian harga alat untuk peralatan pada proses utama dan peralatan pada unit utilitas.

Tabel 5.3 Daftar Harga Alat Proses Utama

No	Alat	Jumlah	Harga Satuan (Referensi) US\$	Harga Sub Total (2024) US\$
1	R-101	1	128.067,79	137.839,89
2	HE-101	1	24.174,64	26.019,26
3	HE-102	1	24.389,16	26.250,15
4	RB-01	1	27.081,66	29.148,10
5	RB-02	1	27.081,66	29.148,10
6	CD-01	1	24.602,83	26.480,12
7	CD-02	1	24.600,36	26.477,46
8	CD-03	1	25.590,46	27.543,12
9	T. Asam Asetat	1	177.550,22	191.098,02
10	T. Etanol	1	1.009.978,71	1.087.044,18
12	T. Asam Sulfat	1	809.812,34	871.604,30
13	T. Etil Asetat	1	79.859,39	85.952,99
14	Mixer	1	20.936,11	22.533,62
15	T. Acc-1	1	18.973,31	20.421,05
16	T. Acc-2	1	16.903,20	18.192,98
17	MD-01	1	230770	248.378,69
18	MD-02	1	32.443,14	34.918,68
21	P-101	2	8.863,88	19.080,46
22	P-102	2	8.333,63	17.939,05
22	P-103	2	8.230,82	17.717,74
23	P-104	2	9.317,59	20.057,12
24	P-105	2	9.335,08	20.094,77
25	P-106	2	8.392,66	18.066,12
26	P-107	2	9.026,07	19.429,59
27	P-108	2	8.376,67	18.031,69
28	P-109	2	8.278,74	17.820,88
29	P-110	2	8.270,69	17.803,54
Total				3.095.091,69

Tabel 5.4 Daftar Harga Alat Bantu Proses Utama

No	Alat	Jumlah	Harga Satuan (Referensi) US\$	Harga Sub Total (2025) US\$
1	R-101	1	128.067,79	137.839,89
2	E-101	1	24.174,64	26.019,26
3	E-102	1	24.389,16	26.250,15
4	Reboiler 1	1	27.081,66	29.148,10
5	Reboiler 2	1	27.081,66	29.148,10
6	Kondensor-01	1	24.602,83	26.480,12
7	Kondensor-02	1	24.600,36	26.477,46
8	Kondensor-03	1	25.590,46	27.543,12
9	T. Asam Asetat	1	177.550,22	191.098,02
10	T. Etanol	1	1.009.978,71	1.087.044,18
12	T. Asam Sulfat	1	809.812,34	871.604,30
13	T. Etil Asetat	1	79.859,39	85.952,99
14	Mixer	1	20.936,11	22.533,62
15	T. Acc-1	1	18.973,31	20.421,05
16	T. Acc-2	1	16.903,20	18.192,98
17	MD-01	1	230770	248.378,69
18	MD-02	1	32.443,14	34.918,68
21	P-101	2	8.863,88	19.080,46
22	P-102	2	8.333,63	17.939,05
22	P-103	2	8.230,82	17.717,74
23	P-104	2	9.317,59	20.057,12
24	P-105	2	9.335,08	20.094,77
25	P-106	2	8.392,66	18.066,12
26	P-107	2	9.026,07	19.429,59
27	P-108	2	8.376,67	18.031,69
28	P-109	2	8.278,74	17.820,88
29	P-110	2	8.270,69	17.803,54
Total				3.095.091,69

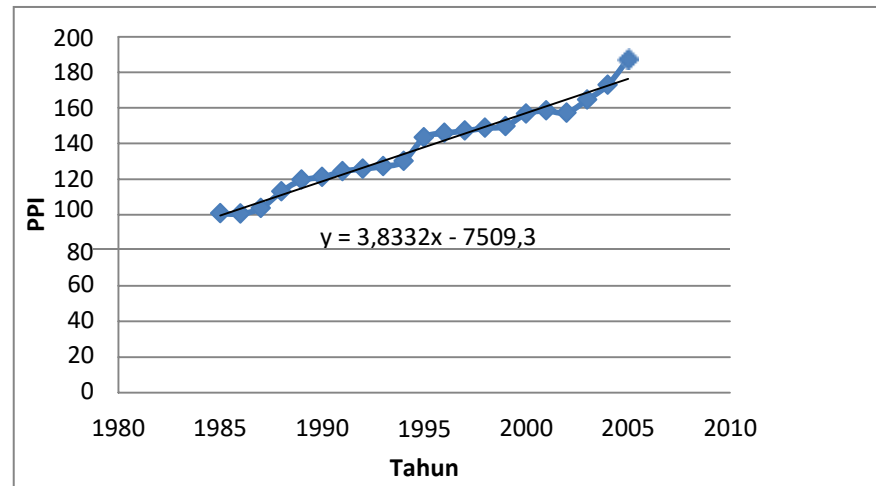
5.1.2 Harga Bahan Baku

Harga bahan baku dan produk tiap tahunnya akan selalu mengalami perubahan tergantung kondisi ekonomi yang terjadi pada tahun tersebut. Namun harga tersebut dapat ditaksir dari harga – harga pada tahun sebelumnya kemudian diproyeksikan berdasarkan indeks harga. Indeks yang digunakan bersumber dari Appendix II pada buku Brown dan ditampilkan pada tabel 5.5 daftar indeks harga bahan sebagai berikut.

Tabel 5.5 Index Harga Bahan Baku

No	Tahun	PPI
1	1985	100,70
2	1986	100,50
3	1987	103,60
4	1988	113,00
5	1989	119,60
6	1990	121,00
7	1991	124,40
8	1992	125,80
9	1993	127,20
10	1994	130,00
11	1995	143,40
12	1996	145,80
13	1997	147,10
14	1998	148,70
15	1999	149,70
16	2000	156,70
18	2001	158,40
19	2002	157,30
20	2003	164,60
21	2004	172,80
22	2005	187,30

Berdasarkan Tabel 5.5 dapat dibuat grafik seperti berikut :



Gambar 5.2 Grafik Cost Index Bahan baku CEPCI

Diperoleh persamaan $y = 3,8332x - 7509,3$ dengan variabel y sebagai nilai indeks, dan variabel x sebagai nilai tahun, sehingga nilai indeks pada tahun 2021 dan 2026 adalah :

$$\text{Indeks 2021} = 237,60$$

$$\text{Indeks 2025} = 249,10$$

Berikut rincian harga bahan baku dan produk dari pabrik etil asetat yang ditampilkan dalam tabel 5.6 tentang daftar harga bahan baku dan tabel 5.7 tentang daftar harga produk yaitu :

Tabel 5.6 Harga Bahan Baku

No	Nama Bahan	Harga Referensi	Harga 2025	Kebutuhan	Total
1	Asam Asetat	540,00	585,01	122.758,27	\$ 71.815.060,30
2	Etanol	820,00	888,35	31.681,87	\$ 28.144.636,90
3	Asam Sulfat	230,00	249,17	44.159,21	\$ 11.003.229,09

Total	\$ 110.962.926,30
-------	--------------------------

Tabel 5.7 Harga Produk

No	Nama Produk	Harga Referensi	Harga 2025	Produksi	Total
1	Etil Asetat	3.500,00	3.790,00	60.000,00	\$ 227.504.658
Total					\$ 227.504.658

5.1.3 Harga Kebutuhan Unit Utilitas

Pada tabel 5.8 menjelaskan tentang rincian harga kebutuhan pada proses unit utilitas. Dapat dilihat sebagai berikut.

Tabel 5.8 Harga Kebutuhan Unit Utilitas

No	Bahan Penunjang	Kapasitas	Harga persatuan	Harga
1	Fuel Diesel (L/y)	3.599.637,84	1,37	4.930.527,94
2	Listrik (kwhr)	1.008,72	824,46	831.644,53
3	Hidrazin (Kg)	8,20	21,67	177,59
4	NaOH (kg/y)	13,03	0,54	7,06
5	HCl (kg/y)	27,87	0,43	12,08
6	Resin Kation (L)	258,76	1,41	364,42
7	Resin Anion (L)	190,01	2,82	535,21
8	Air Proses (Kg/y)	2.691.954,45	4,57	12.304.635,85
Jumlah				18.067.904,70

5.1.4 Harga Kebutuhan Kemasan

kapasitas (ton) : 60.000 Kg/Tahun

Kapasitas Drum : 200 L

Kebutuhan Drum : 332,59 Drum/tahun

Harga/Drum (2020)	: \$ 24,86
Harga/Drum (2025)	: \$ 26,93
Biaya Packing	: \$ 8.957,72

5.1.5 Harga Tanah

Pabrik etil asetat akan didirikan di Kawasan Industri KIEC Cilegon – Banten dan harga tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik diperkirakan sebesar :

$$\text{Harga Tanah (2020)} = \text{Rp } 2.000.000/\text{m}^2$$

$$\text{Luas Tanah} = 66.200 \text{ m}^2$$

$$\text{Biaya Tanah (2020)} = \text{Rp } 132.400.000 = \$ 9.404.410,98$$

Dengan ditetapkan besarnya inflasi tiap tahun sebesar 10%, maka harga tanah pada tahun 2025 dapat diperkirakan menjadi seperti pada tabel 5.12.

Tabel 5.9 Inflasi Total Harga Biaya Tanah

Tahun	kenaikan harga tanah	Harga Tanah
2020		\$ 9.404.410,98
2021	\$ 940.441	\$ 10.344.852,08
2022	\$ 1.034.485	\$ 11.379.337,29
2023	\$ 1.137.934	\$ 12.517.271,02
2024	\$ 1.251.727	\$ 13.768.998,12
2025	\$ 1.376.900	\$ 15.145.897,93

5.1.6 Biaya Gaji Karyawan

Berikut pada tabel 5.13 tentang daftar gaji karyawan diperoleh rincian perencanaan gaji karyawan berdasarkan golongan atau jabatannya yang dapat dilihat dibawah ini.

Tabel 5.10 Biaya Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Orang	Gaji Per Bulan
		(Rp/bulan)	
Dewan Komisaris	2	45.000.000	90.000.000
Direktur Utama	1	100.000.000	100.000.000
Sekretaris	1	10.000.000	10.000.000
Direktur Teknik & Produksi	1	65.000.000	65.000.000
Direktur R&D	1	65.000.000	65.000.000
Direktur Umum & Keuangan	1	65.000.000	65.000.000
<i>Manager</i> Proses	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> Utilitas	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> Listrik & Instrumentasi	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> Pemeliharaan	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> R&D	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> QC	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> QA	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> Keuangan	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> Administrasi	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> SDM dan Humas	1	35.000.000	35.000.000
<i>Manager</i> K3 & Lingkungan	1	35.000.000	35.000.000
Supervisor Proses	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Utilitas	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Listrik & Instrumentasi	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Pemeliharaan	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor R&D	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor QC	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor QA	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor Keuangan	1	20.000.000	20.000.000

Supervisor Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor SDM dan Humas	1	20.000.000	20.000.000
Supervisor K3 & Lingkungan	1	20.000.000	20.000.000
Ketua Regu Proses	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu Utilitas	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu Listrik & Instrumentasi	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu Pemeliharaan	4	12.000.000	48.000.000
Ketua Regu K3 & Lingkungan	4	12.000.000	48.000.000
Karyawan Proses	16	8.000.000	128.000.000
Karyawan Utilitas	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan Listrik & Instrumentasi	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan Pemeliharaan	8	8.000.000	64.000.000
Karyawan R&D	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan QC	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan QA	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Bagian Keuangan	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Bagian Administrasi	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Bagian SDM dan Humas	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan K3 & Lingkungan	8	8.000.000	64.000.000
Dokter	2	10.000.000	20.000.000
Perawat	2	6.000.000	12.000.000

Petugas Kebersihan	10	3.500.000	35.000.000
Petugas Keamanan	10	3.500.000	35.000.000
Supir	5	4.000.000	20.000.000
Jumlah	158		2.002.000.000

Dengan ditetapkan besarnya inflasi tiap tahun sebesar 10%, maka total gaji karyawan pada tahun 2025 dapat ditunjukkan dalam Tabel 5. 6 inflasi Total Biaya Gaji Karyawan.

Tabel 5.11 Total Gaji Karyawan

Tahun	kenaikan gaji	Gaji
2022		\$ 11.850,22
2023	\$ 1.185	\$ 13.035,24
2024	\$ 1.304	\$ 14.338,77
2025	\$ 1.434	\$ 15.772,64

5.1 Modal Investasi

Modal investasi adalah banyaknya biaya yang dibutuhkan dalam mendirikan sebuah pabrik dengan berbagai fasilitas penunjang sehingga pabrik dapat beroperasi secara maksimal, yang meliputi dari:

5.1.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Fixed Capital Investment (FCI) adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas suatu pabrik.

a. Purchased Equipment Cost	14.283.362,32
Harga Alat/PEC	
b. Equipment Installation	6.141.845,80
43% PEC (material 11%, labor 32%)	
c. Piping	12.283.691,60
Sistem Fluid : 86% PEC (material 49%, labor 37%)	

d.		
Instrumentation		2.142.504,35
	Some Specific Control: 15% PEC (material 12%, labor 3%)	
e. Insulation		1.142.668,99
	8% PEC (material 3%, labor 5%)	
f. Electrical Auxiliaries		1.428.336,23
	10-15% PEC, diambil 10%	
g. Buildings		4.285.008,70
	30% PEC outdoor construction	
h. Land and Yard Improvement		13.768.998,12
	10-15% PEC, diambil 10%	
i. Utilities		10.712.521,74
	Utilities complete new service sebesar 75% PEC	
Physical Plant Cost (PPC)		66.188.937,84
j. Engineering and Construction (E&C)		13.237.787,57
	Untuk PPC > US 5000000, E&C sebesar 20% PPC	
	DPC = PPC + E&C	
DPC (Direct Plant Cost)		79.426.725,40
k. Contractor's Fee		3.177.069,02
	4-10% DPC, diambil sebesar 4%	
l. Contingency		19.856.681,35
	Contingency high sebesar 25% DPC	
	FCI = DPC + Contractor's Fee + Contingency	
FCI (Fixed Capital Investment)		102.460.475,77

5.1.2 Modal Kerja (Working Capital)

a. Raw Material Inventory	10.087.538,75
---------------------------	---------------

Persediaan bahan baku selama 1 bulan	
(-) Asam Asetat	6.528.641,85
(-) Ethanol	2.558.603,35
(-) Bahan Pendukung	
Katalis H ₂ SO ₄	1.000.293,55
b. Inprocess inventory	7.070.154,90
Biaya : (0.5 x MC x1 bulan)	
c. Product Inventory	12.961.950,66
Harga 1 bulan produksi pada biaya produksi	
(1 bulan x MC)	
d. Extended Credit	18.958.721,49
Diperkirakan jumlahnya sebesar penjualan produk selama 1 bulan	
(1 bulan x sales)	
e. Available Cash	12.961.950,66
Diperkirakan jumlahnya sebesar penjualan produk selama 1 bulan	
(1 bulan x MC)	
WC (Working Capital)	62.040.316,46

5.1.3 Manufacturing Cost

a. Raw Material	110.962.926,30
Persediaan bahan baku selama 1 tahun	
(-) Asam Asetat	71.815.060,30
(-) Ethanol	28.144.636,90
(-) Bahan Pendukung Proses	11.003.229,09
b. Labor	2.130.114,57
c. Supervision	213.011,46
10% dari labor	

d.		
Maintenance		8.196.838,06
	Biaya maintenance sebesar 8-10% FCI, diambil 8% FCI	
e. Plant		
Supplies		819.683,81
	15% dari biaya maintenance	
f. Royalties and Patents		2.275.046,58
	1-5 % dari hasil penjualan produk, diambil	
	1%	
g. Utilities		18.067.763,12
h. Payroll Overhead		319.517,19
	15-20% dari biaya labor, diambil	
	15%	
i. Laboratory		213.011,46
	10-20% dari biaya labor, diambil	
	10%	
j. Plant Overhead		1.065.057,29
	50-100% dari biaya labor, diambil	
	50%	
k. Packaging		8.957,72
l. Shipping		828,00
m.		
Depreciation		8.196.838,06
	8-10% dari FCI, diambil 8%	
n. Property		
Taxes		2.049.209,52
	2-4% dari FCI, diambil 2%	
o. Insurance		1.024.604,76
Direct Manufacturing Cost (DMC)		142.665.383,90
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		1.607.371,65

Fixed Manufacturing Cost (FMC)	11.270.652,33
MC = DMC + IMC + FMC	
MC (Manufacturing Cost)	155.543.407,88

5.1.4 General Expense

a.		
Administrasi		4.550.093,16
	2-3% dari harga penjualan, diambil 2%	
b. Sales		6.825.139,74
	3-12 % dari harga penjualan, diambil 3%	
c. Research		4.550.093,16
	2-4% dari harga penjualan, diambil 2%	
d. Finance		21.601.304,56
	12% FCI + 15 % WC	
GE = Administrasi + Sales + Research + Finance		
General Expense (GE)	=	37.526.630,62

5.1.5 Analisa Kelayakan Ekonomi

Kelayakan pembangunan suatu pabrik dapat dilihat dari profitabilitas, Jika profitabilitas tinggi maka pabrik memiliki potensi untuk dibangun. Berikut pada tabel 5.19 merupakan perhitungan profitabilitas yang ditinjau dari keuntungan sebelum dan sesudah pajak.

Keuntungan sebelum pajak	\$ 34.434.619,43
Keuntungan Setelah Pajak	\$ 25.825.964,59

Berdasarkan perhitungan keuntungan, pabrik Etil Asetat memiliki keuntungan setelah pajak sebesar \$ 192.925.903,04. Selanjutnya dilakukan analisis atau evaluasi kelayakan untuk mengetahui pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak.

Berikut merupakan indikator yang digunakan untuk analisis ekonomi :

5.2 Percent Profil on Sales (POS)

Percent profil sales adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan produk yang terjual.

$$POS = \frac{Pb}{S} \times 100\%$$

Dimana:

Pb = Keuntungan sebelum/setelah pajak per satuan produksi

S = Harga penjualan per satuan produksi (sales)

(-) Percent Profit On Sales Sebelum Pajak

Keuntungan sebelum pajak persatuan produksi	0,57	
Harga Penjualan persatuan produksi	3,79	
POS	15,14	%

(-) Percent Profit On Sales Setelah Pajak

Keuntungan setelah pajak persatuan produksi	0,43	
Harga Penjualan persatuan produksi	3,79	
POS	11,35	%

Berdasarkan perhitungan Percent Profit on Sales pabrik ertil asetat untung karena nilai Percent Profit on Sales positif.

5.2.1 Percent Return of Sales (ROI)

Percent Return of Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan,

$$POS = \frac{Pb}{FCI} \times 100\%$$

Pb = Keuntungan sebelum/setelah pajak per satuan produksi

FCI = Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

(-) Percent Return Of Investment Sebelum Pajak

Keuntungan sebelum pajak	34.434.619,43
FCI	102.460.475,77

ROI 33,61 %

(-) Percent Return Of Investment Setelah Pajak

Keuntungan setelah pajak	25.825.964,57
FCI	102.460.475,77

ROI 25,21 %

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus dalam tabel 8-1 nilai minimum ROI untuk pabrik baru adalah 8-16%. Pabrik Etil Asetat memenuhi nilai minimum ROI.

5.2.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal berdasarkan keuntungan yang dicapai. POT ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{FCI}{Pb + Depresiasi} \times 100\%$$

Pb = Keuntungan sebelum/setelah pajak per satuan produksi

FCI = Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

Tabel 5.22 Pay Out Time

POT Sebelum pajak	: 2,40 Tahun
POT setelah pajak	: 3,01 Tahun

5.2.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa, biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP dapat

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

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

Dimana, 10, 45, 43, 9

Sa = Sales

Fa = Fixed Expense

Va = Variable Expense

Ra = Regulated Expense

Bedasarkan perhitungan dari persamaan BEP tersebut, diperoleh nilai Break Event Point sebesar 43.20%

5.2.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

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

Dimana,

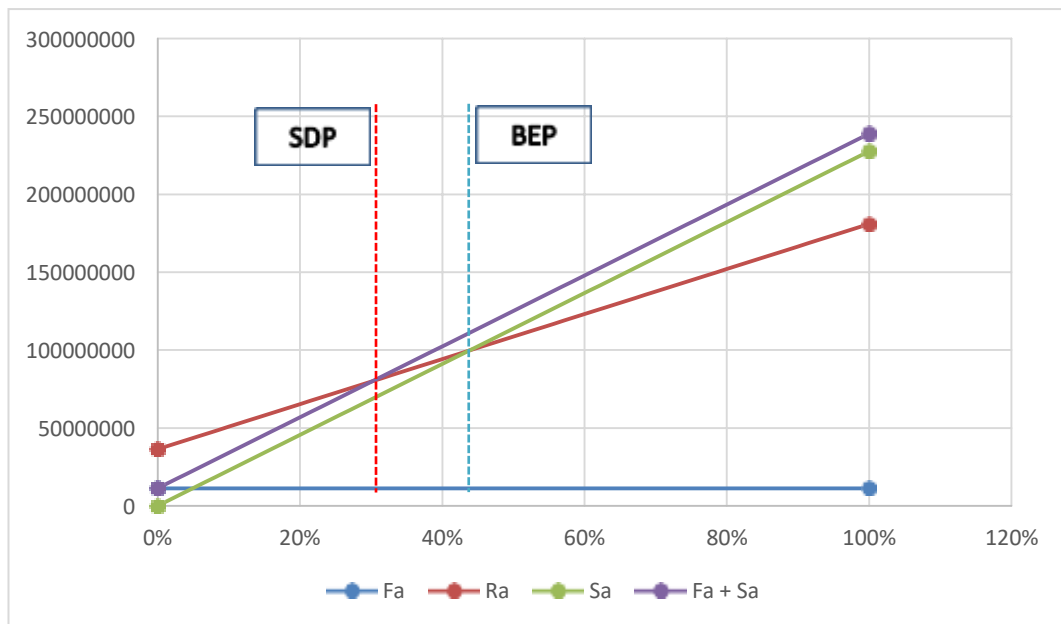
Sa = Sales

Fa = Fixed Expense

Va = Variable Expense

Ra = Regulated Expense

Bedasarkan perhitungan dari persamaan SDP tersebut diperoleh nilai Shut Down Point sebesar 31.72%



Gambar 5.3 Grafik BEP dan SDP

5.2.4 Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted Cash Flow dapat diartikan sebagai tingkat ketertarikan investasi. DCF dapat dihitung berdasarkan investasi yang tidak kembali dan dapat diestimasi tiap tahun selama proyek yang dihitung berlangsung.

$$(FCI + WC) \times (1 + i)^n - (SV + WC) \\ = C\{(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1\}$$

Dimana,

- FCI = *Fixed Capital Investment*
 WC = *Working Capital*
 SV = *Service Value*
 = 10% x FCI
 C = *Cash Flow*
 = Keuntungan setelah pajak + *Finance* + Depresiasi
 n = Umur pabrik
 = (FCI-SV) / Depresiasi
 i = Nilai DCF

Berdasarkan perhitungan dari persamaan DCF, diperoleh nilai Discounted Cash Flow sebesar 0,2822 atau 28,22 %. DCF harus lebih dari dua kali bunga perbankan yang merupakan gambaran nilai sekarang (present value) dari keuntungan di masa mendatang yang didapat terhadap modal tetap yang sudah diinvestasikan. Nilai ini merupakan awal ketertarikan penanam modal terhadap usaha yang akan dilakukan, karena jika nilainya sama dengan tingkat bunga perbankan maka lebih baik penanam modal menyimpan uangnya di bank dibandingkan dengan membangun pabrik (Loh, & Lyons, 2002). Suku bunga rata-rata 2021 menurut BI-rate adalah 3,5 %. Berdasarkan perhitungan, nilai DCF pabrik Etil Asetat terpenuhi. Setelah dilakukan analisa terhadap beberapa indikator analisa kelayakan ekonomi, pabrik Etil Asetat dengan kapasitas 60.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

BAB VI

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil pra-rancangan pabrik etil asetat dari asam asetat dan etanol dengan kapasitas 60.000 , dapat diambil kesimpulan secara garis besarnya, yaitu:

1. Pabrik etil asetat dengan kapasitas 60.000 ini membutuhkan 122.758,27 Ton asam asetat yang berasal PT. Wisma Unggul Indah Cahaya – Jakarta Selatan, 31.681,90 etanol yang berasal dari PT. Indonesia Etanol Industri – Lampung Tengah, dan 22.159,21 asam sulfat yang berasal dari PT. Timuraya Tunggal - Karawang. Pabrik etil asetat ini akan didirikan di Kota Cilegon, Banten.
2. Dari hasil studi kelayakan pabrik melalui evaluasi ekonomi, diperoleh kesimpulan sebagai berikut:
 - Fixed Capital Investment : \$ 98,151,457.97
 - Manufacturing Cost : \$ 151,207,740.26
 - Working Capital : \$ 65,135,175.90
 - General Expense : \$ 38,937,341.47
 - POS sebelum pajak : 16.42 %
 - POS setelah pajak : 12.32 %
 - ROI sebelum pajak : 38.06 %
 - ROI setelah pajak : 28.55 %
 - POT sebelum pajak : 2,17 tahun
 - POT setelah pajak : 2,74 tahun
 - Break Even Point (BEP) : 40.16 %
 - Shutdown Point (SDP) : 29.87 %

Berdasarkan data kelayakan rata-rata saat ini, Sehingga hasil evaluasi ekonomi Pabrik Etil Asetat dari Asam Asetat dan etanol dengan kapasitas 60.000 diatas dapat dikatakan layak untuk dikaji lebih lanjut untuk memenuhi kebutuhan Etil Asetat di dalam negeri

DAFTAR PUSTAKA

- ANSI/ISA-S5.1, 1984. *Instrumentation Symbols and Identification*. California
- Aries, R.S., and Newton, R.D., "Chemical Engineering Cost Estimation". McGraw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Badan Pusat Statistik Indonesia "Data Impor dan Ekspor Etil Asetat 2013 - 2017"
(bps.go.id)
- Badan Pusat Statistik Indonesia "Direktori Importir Indonesia 2019" (bps.go.id)
- Brown, Thane. 2006. *Engineering Economics and Economic Design for Process Engineers*. University of Cincinnati, Ohio : CRC Press.
- Brownell, Lloyd E. 1959. *Process Equipment Design*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Cengel, Yunus. A. And Ghajar A.J. 2011. *Heat and Mass Transfer Fundamentals & Applications*, Fifth Edition. New York : McGraw Hill.
- Coulson and Richardson's. 2005. *Chemical Engineering Design Fourth Edition*. Oxford : R. K Sinnott.
- Dutia, P. 2004. *Ethyl Acetate: A Techno-Commercial Profile*. Chemical Weekly. 179-186.
- Faith, Keyes & Clark., "Industrial Chemical", 4th ed, John Willey and Sons, Inc., New York, 1955.
- Fogler, Scott H., "Elements of Chemical Reaction Engineering" 3rd ed, Prentice Hall International Inc., USA. 1999.
- Felder, R.M. & Rosseau, R.W, 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes*. Third Edition. New York : John Wiley Sons & Inc.
- Geankoplis, C.J. 2003. *Transport Process and Unit Operation*. New York : Ally and Bacon.
- <https://Acidatama.co.id> (Diakses pada Maret 2020)
- <https://www.Alibaba.com> (Diakses pada Maret 2020)
- <https://pln.co.id/> (Diakses pada Desember 2020)
- <https://pnpmgresik.weebly.com/profil.html> (Diakses pada Agustus 2020)
- <https://Petrokimia-Gresik.com> (Diakses pada Maret 2020)

<https://Molindo.co.id> (Diakses pada Maret 2020)

I-Kuan Lai, Yan Chun Liu, Cheng-Ching Yu a, Ming-Jer Lee, Hsiao-Ping Huang. 2007. *Production of high-purity ethyl acetate using reactive distillation: Experimental and start-up procedure*. Department of Chemical Engineering, National Taiwan University, Taipei 106-17, Taiwan

I-Lung Chien Yao-Pin Teng, Hsiao-Ping Huang, Yeong Tarn Tang. 2005. *Design and control of an ethyl acetate process: coupled reactor/column configuration*. Department of Chemical Engineering, National Taiwan University of Science and Technology.

Kern Donald Q. 1950. *Process Heat Transfer*. New York : McGraw Hill Book Co.Inc., New York. 1983.

Ketta, Mc. J.John, "Chemical Processing Handbook", Marcel Dekker Inc, New York, 1993.

Kementrian Perindustrian, Statistik Industri

Konakom, K., Saengchan, A., Kittisupakorn, P., dan Mujtaba, I. M. 2010. *High Purity Ethyl Acetate Production with a Batch Reactive Distillation Column using Dynamic Optimization Strategy*. Proceedings of the World Congress on Engineering and Computer Science Vol II. San Francisco: USA.

Matches. 2015. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). www.matche.com.

Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fourth Edition*. New York : McGraw-Hill.

Rase, H. F. and Barrow, M. H. 1968. *Project Engineering of Process Plants*. United States of America : John Wiley & Sons, Inc.

Reynolds, T.D and Richard, P. 1996. *Unit Operations and Processes in Environmental Engineering Second Edition*. New York : PWS Publishing Company.

Robert H. Perry, 1997. *Chemical Engineers' Handbook Seventh Edition*. New York : McGraw Hill.

Smith, Robin, 1995, *Chemical Process Design*. Singapore : McGraw Hill International Book Company.

- Suhendi, Endang. *Ekonomi Teknik Kimia Edisi Kedua*. Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.
- Towler, Gavin and Ray Sinnott, 2013, *Chemical Engineering Design Second Edition*. Oxford : Elsevier Ltd.
- Treyball, Robert E. 1981. *Mass Transfer Operations International Edition*. Singapore : McGraw Hill.
- Turton, Richard, 2012. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process Fourth Edition*. United States : Prentice Hall.
- United States Patents 3714236
- United States Patent 8080684B1
- Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Washington : ButterworthHeinemann.
- Yaws. C.L., "Thermodynamic and Physical Property Data". Gulf Publishing Co.,Houston, 1980.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Bahan Baku	= 1. Asam asetat	C ₂ H ₄ O ₂
	2. Etanol	C ₂ H ₅ OH
	3. Asam Sulfat	H ₂ SO ₄
Produksi	= 1. Etil asetat	C ₄ H ₈ O ₂
	2. Air	H ₂ O
Kapasitas Produksi	=	60.000 Ton/tahun
Basis Perhitungan	=	1 Jam operasi
1 Tahun Operasi	=	330 hari
1 Hari Operasi	=	24 Jam

Perbandingan umpan masuk = asam asetat : etanol
3 : 1

Kapasitas produksi dalam 1 jam operasi :

$$= 60.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 7575,757576 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \text{ atau } 85,9797 \text{ kmol/jam}$$

Tabel A1. Rumus Kimia dan Berat Molekul

komponen	Rumus Kimia	Berat Molekul (kg/kmol)
Asam asetat	C ₂ H ₄ O ₂	60,05
Etanol	C ₂ H ₅ OH	46,07
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	98,08
Etil Asetat	C ₄ H ₈ O ₂	88,11
Air	H ₂ O	18,02

Tabel A2. Komposisi Umpan Asam Laktat

Komponen	Komposisi (wt%)
Asam asetat	100
Air	0

Tabel A3. Komposisi Umpan Etanol

Komponen	Komposisi (wt%)
Etanol	95
Air	5

n ethanol mula-mula= 86,85

Tabel A4. Komposisi Umpan Asam Sulfat

Komponen	Komposisi (wt%)
Asam Sulfat	98%

Air	2%
-----	----

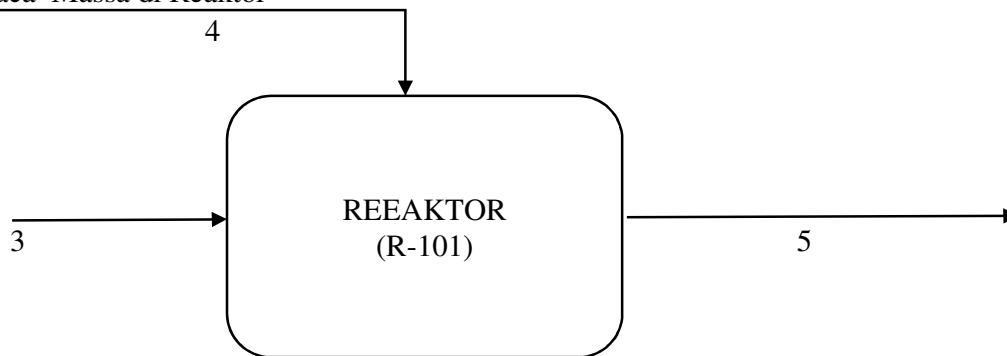
A Neraca Massa di Mixing



Tabel A6. Neraca Massa di Mixing

Komponen	Input (kg/jam)				Output
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 10	Aliran 4
C ₂ H ₄ O ₂	15673,05	-	-	-	15673,05
C ₂ H ₅ OH	-	4001,095857	-	-	4001,096
H ₂ SO ₄	-	-	5899,88	-	5899,883
C ₄ H ₈ O ₂	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	82,35	120,406	-	202,75
Subtotal	15673,05	4083,441649	6020,29	0,0	25776,8
Total	25776,8				

B. Neraca Massa di Reaktor



Basis Perhitungan =	261 kmol/jam	C ₂ H ₄ O ₂	
=	15673,05 kg/jam		
w Asam asetat =	261 kmol/jam =	15673,05 kg/jam	
w Air pd A.Lakta =	0 kmol/jam =	0 kg/jam	
berat etanol =	91,41914152 kmol/jam		
=	4211,68 kg/jam		
w etanol =	86,85 kmol/jam =	4001,0959 kg/jam	210,6
w Air Pd Metano =	4,57 kmol/jam =	82,35 kg/jam	
berat A. Sulfat =	6020,288632 kg/jam		

$$\begin{aligned}
 &= 61,38203522 \text{ kmol/jam} \\
 \text{w A.sulfat} &= 5899,88286 \text{ kg/jam} = 60,154395 \text{ kmol/jam} \\
 \text{w Air pd A.sulfat} &= 120,4057726 \text{ kg/jam} = 1,2276407 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Konversi} = 99,00\%$$

reaksi yang terjadi

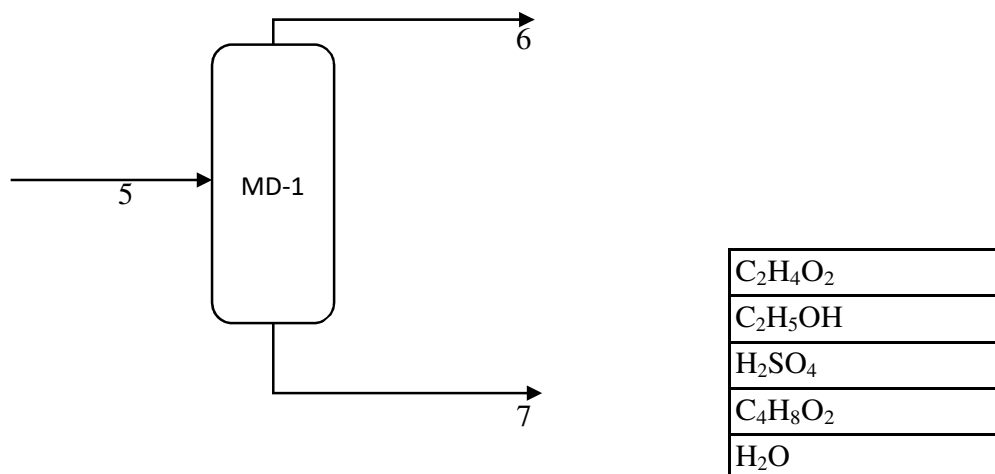
261

	$C_2H_4O_2$	+ C_2H_5OH	\longrightarrow	$C_4H_8O_2$	+	H_2O
m	261	86,84818444	60,1543945			
r	85,9797026	85,9797026	0	85,979703		85,9797
s	175,0202974	0,868481844	60,1544	85,979703		85,9797
	10509,96886	40,01095857	5899,88	7575,7576		1548,924
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam		kg/jam

Tabel A5. Neraca Massa di Reaktor

komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
$C_2H_4O_2$	15673,050		10509,969
C_2H_5OH	4001,096		40,011
H_2SO_4		5899,88286	5899,883
$C_4H_8O_2$			7575,758
H_2O	82,346	120,405773	1751,676
Subtotal	19756,492	6020,28863	25777,296
Total	25777		25777

C. Neraca Massa di Menara Distilasi 1



Tabel A7. Titik Didih Komponen

komponen	Titik Didih ($^{\circ}C$)
$C_2H_4O_2$	118

C ₂ H ₅ OH	78
C ₄ H ₈ O ₂	337
H ₂ O	77
H ₂ SO ₄	100

Tabel A8. Komposisi yang diinginkan (%)

komponen	Atas	Bawah
C ₂ H ₄ O ₂	0,01	99,99
C ₂ H ₅ OH	99,99	0,01
C ₄ H ₈ O ₂	99,99	0,01
H ₂ O	99,99	0,01
H ₂ SO ₄	0,01	99,99

Tabel A9. Bubble Point Distilasi 127 C

Komponen	Bm	kmol/jam	kg/jam	Komposisi(%)
C ₂ H ₄ O ₂	60,05	175,02	10509,96886	0,407721927
C ₂ H ₅ OH	46,07	0,86848	40,01095857	0,001552178
C ₄ H ₈ O ₂	88,11	66,9597	5899,88286	0,228879042
H ₂ O	18,02	420,525	7575,757576	0,293892638
H ₂ SO ₄	98,08	17,8598	1751,675907	0,067954214
Total		681,233	25777,29616	1

Tabel A10. Output Top Distilasi (Aliran 6) 124,78 C

Komponen	Bm	kmol/jam	kg/jam	Komposisi(%)	Fraksi
C ₃ H ₆ O ₃	60,05	0,02	1,0509861	0,00	0,00
CH ₃ OH	46,07	0,87	40,0079988	0,00	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	88,11	85,97	7575,158408	0,81	0,47
H ₂ O	18,02	97,22	1751,489608	0,19	0,53
H ₂ SO ₄	98,08	0,01	0,58999079	0,00	0,00
Total		184,089	9368,296992	1	1

Tabel A11. Output Bottom Distilasi (Aliran 7) 136,22 c

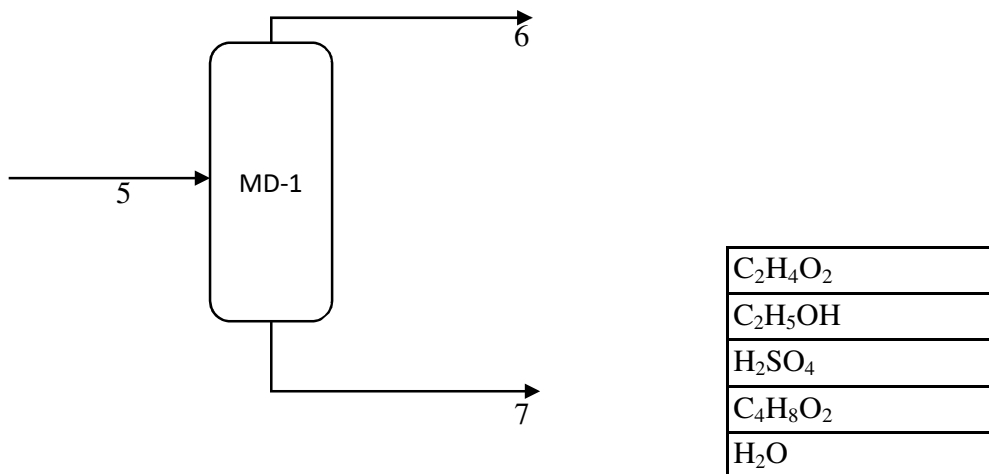
Komponen	Bm	kmol/jam	kg/jam	Komposisi(%)	Fraksi
C ₃ H ₆ O ₃	60,05	175,001	10508,81001	0,64	0,74
CH ₃ OH	46,07	8,7E-05	0,0040012	0,00	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	88,11	0,0086	0,7575916	0,00	0,00
H ₂ O	18,02	0,00972	0,175166477	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	98,08	60,1486	5899,317909	0,36	0,26
Total		235,168	16409,06468	1	1,00

Tabel A12. Neraca Massa Destilasi 1 (Kg)

Komponen	Input	Output	
	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7

$C_3H_6O_3$	10509,96886	1,0509861	10508,81001
CH_3OH	40,01095857	40,0079988	0,0040012
$C_4H_8O_2$	88,11	7575,15841	0,7575916
H_2O	18,02	1751,48961	0,175166477
H_2SO_4	98,08	0,58999079	5899,317909
Subtotal	10754,18482	9368,29699	16409,06468
Total	10754,47		25777,65

D. Neraca Massa di Menara Distilasi 2



Tabel A7. Titik Didih Komponen

komponen	Titik Didih ($^{\circ}C$)
$C_2H_4O_2$	118
C_2H_5OH	78
H_2SO_4	337
$C_4H_8O_2$	77
H_2O	100

Tabel A8. Komposisi yang diinginkan (%)

komponen	Atas	Bawah
$C_2H_4O_2$	1	99,00
C_2H_5OH	1	99,00
$C_4H_8O_2$	99	1,00
H_2O	1	99,00
H_2SO_4	1	99,00

Tabel A9. Bubble Point Distilasi 70 C

Komponen	Bm	kmol/jam	kg/jam	Komposisi(%)
$C_2H_4O_2$	60,05	0,02	1,0509861	0,000112185
C_2H_5OH	46,07	0,87	40,0079988	0,004270573
$C_4H_8O_2$	88,11	85,97	7575,158408	0,808595032

H ₂ O	18,02	97,22	1751,489608	0,186959232
H ₂ SO ₄	98,08	0,01	0,58999079	6,29774E-05
Total		184,089	9368,296992	1

Tabel A10. Output Top Distilasi (Aliran 6) 77,30 C

Komponen	Bm	kmol/jam	kg/jam	Komposisi(%)	Fraksi
C ₃ H ₆ O ₃	60,05	0,00	0	0,00	0,00
CH ₃ OH	46,07	0,00	0	0,00	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	88,11	85,11	7499,406824	100,00	1,00
H ₂ O	18,02	0,00	0	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	98,08	0,00	0,005899908	0,00	0,00
Total		85,1132	7499,412724	100	1

Tabel A11. Output Bottom Distilasi (Aliran 7) 102,70 c

Komponen	Bm	kmol/jam	kg/jam	Komposisi(%)	Fraksi
C ₃ H ₆ O ₃	60,05	0,02	1,050881001	0,06	0,00
CH ₃ OH	46,07	0,87	40,003998	2,23	0,01
C ₄ H ₈ O ₂	88,11	0,01	0,757515841	0,04	0,00
H ₂ O	18,02	97,21	1751,314459	97,64	0,99
H ₂ SO ₄	98,08	0,01	0,589931791	0,03	0,00
Total		98,1147	1793,716786	100	1,00

Tabel A12. Neraca Massa Destilasi 1 (Kg)

Komponen	Input	Output	
	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7
C ₃ H ₆ O ₃	1,0509861	0	1,050881001
CH ₃ OH	40,0079988	0	40,0079988
C ₄ H ₈ O ₂	7575,158408	7499,40682	0,757515841
H ₂ O	1751,489608	0,17514896	1751,314459
H ₂ SO ₄	0,58999079	0,00589991	0,589931791
Subtotal	9368,296992	7499,58787	1793,716786
Total	9368,30		9293,30

LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Bahan baku	= Asam Asetat (C ₂ H ₄ O ₂) dan Ethanol (C ₂ H ₅ OH)
Produk	= Etil Asetat (C ₄ H ₈ O ₂)
Kapasitas Produksi	= 60000 ton/tahun
Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Suhu referensi	= 25°C/273,15 K
Satuan perhitungan	= kJ/jam
Satuan Cp dalam kJ/kmol.K	

A. Perhitungan Neraca Energi

1. Panas Sensibel

Panas sensibel merupakan jumlah kalor yang dapat menyebabkan terjadinya perubahan suhu suatu zat

$$Q = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Dimana :

$$\Delta T = T - T_o$$

$$Q = \text{Panas sensible yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ/jam)}$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas (kJ/kmol.K)}$$

$$n = \text{mol senyawa (kmol/jam)}$$

$$T_o = \text{Temperature referensi (273 K)}$$

$$T = \text{Temperature senyawa (K)}$$

Untuk fase liquid :

$$C_p \Delta T = \int_{T_o}^T C_p dT$$

$$C_p \Delta T = \int_{T_o}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$C_p \Delta T = A(T - T_o) + \frac{B}{2} (T^2 - T_o^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_o^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_o^4)$$

Untuk fase gas :

$$C_p \Delta T = \int_{T_o}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$C_p \Delta T = A(T - T_o) + \frac{B}{2} (T^2 - T_o^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_o^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_o^4) + \frac{E}{5} (T^5 - T_o^5)$$

Data Properties Untuk Menghitung Kapasitas Panas

Tabel 1. Data Properties Komponen Gas

komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄ O ₂	34,85	3,76E-02	2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,11E-01	1,10E-04	-1,50E-07	4,66E-11
C ₄ H ₈ O ₂	69,848	8,23E-02	3,72E-04	-4,11E-07	1,24E-10
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
H ₂ SO ₄	9,486	3,38E-01	-3,81E-04	2,13E-07	-4,69E-11

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (\text{Yaws, Tabel 2-1})$$

Tabel 2. Properties Komponen Liquid

komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₄ O ₂	-18,944	1,10E+00	-2,89E-03	2,93E-06
C ₂ H ₅ OH	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06
C ₄ H ₈ O ₂	62,832	8,41E-01	-2,70E-03	3,66E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06

Data Cp dari Tabel 2-1, hal 63, 78 & 79 dan Tabel 3-1 hal 39, 51 & 52

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{Yaws, Tabel 3-1})$$

2. Panas Laten

Panas laten merupakan jumlah kalor yang dapat menyebabkan terjadinya perubahan fase.

$$Q = n \cdot \Delta H_v$$

Dimana :

Q = Panas laten senyawa (kJ/jam)

n = Mol senyawa (kmol/jam)

$\Delta H =$ Panas penguapan (kJ/kmol)

Menghitung panas laten pada temperatur tertentu dihitung

$$\Delta H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n \quad (\text{Yaws, Tabel 5-1})$$

Dimana :

$\Delta H =$ Entalpi penguapan pada temperatur T (kJ/mol)

A, = Koefisien regresi untuk senyawa kimia

$T_c =$ Temperatur kritis

T = Temperatur operasi

Tabel 3. Koefisien Entalpi Penguapan

ompone	A	Tc	n	Tmin	Tmax	VAP @
C ₂ H ₄ O ₂	11,575	592,71	-0,65	289,81	391,05	23,33
C ₂ H ₅ OH	43,122	516,25	0,08	300	516,25	39,4
C ₄ H ₈ O ₂	35,17	425,37	0,45	200	425,37	22,48
H ₂ O	52,053	647,13	0,32	273,16	647,13	39,5
H ₂ SO ₄	50,115	925,00	0,38	599,1	925	610

3. Panas Reaksi

Panas reaksi merupakan jumlah kalor yang diserap atau dilepaskan ketika membentuk

$$\Delta H_{R(298.15\text{ K})} = \sum (n \Delta H_f)_{\text{produk}} - \sum (n \Delta H_f)_{\text{reaktan}}$$

(Eq. 9.5-1, Felder & Rousseau)

$\Delta H_f =$ Panas pembentukan suatu senyawa (kJ/kmol)

Entalpi juga dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut ini :

$$\Delta H_f = A + BT + CT^2 \quad (\text{Yaws, Tabel 12-1})$$

$\Delta H_f =$ Panas pembentukan suatu senyawa (kJ/kmol)

T = Temperature (K)

A, B d = Koefisien pembentukan reaksi

AH. Neraca Energi Mixing Point 5

Fungsi : Pada titik ini NMP keluaran Distilasi akan digabungkan dengan NMP dari Tanki Penyimpanna

Kondisi Operasi :

Temp. in = 30 °C = 303 K

Temp. referensi = 25 °C = 298 K

Tekanan Operasi = 1 atm = 5,06 bar

1. Panas sensibel input

Panas Sensibel Aliran 1

Komponen	(kmol/ja	CpdT	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	258,115	645,039	166493,95
H ₂ O	0	377,486	0
Total	258,115	1022,53	166493,95

Panas Sensibel Aliran 2

Komponen	kmol/jam	Cp Dt	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	86,8295	538,502	46757,864
H ₂ O	11,6869	377,486	4411,6296
Total	98,5164	915,988	51169,493

Panas Sensibel Aliran 3

Komponen	kmol/jam	Cp Dt	ΔH (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	56,8486	701,658	39888,298
H ₂ O	6,31634	377,486	2384,3339
Total	63,165	1079,14	42272,632

Panas Sensibel Aliran 4

Komponen	kmol/jam	Cp Dt	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	2,8854	645,039	1861,1923
C ₂ H ₅ OH	0,01866	538,502	10,050232
H ₂ SO ₄	3,30575	701,658	2319,5058

H ₂ O	1,09252	377,486	412,41061
Total	4,39827	1079,14	2731,9164

2. Panas sensibel output

Dengan metode trial temperatur output MP 3 diperoleh

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

dengan persamaan Neraca Energi sebagai berikut

$$0 = \Delta H_{\text{output}} - \Delta H_{\text{input}}$$

$$0 = \Delta H_{\text{aliran 3}} - (\Delta H_{\text{aliran 1}} + \Delta H_{\text{aliran 2}})$$

$$= 0 \text{ kJ/jam}$$

Panas Sensibel Aliran 5

Komponen	n (kmol/ja)	CpdT	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	261	645,039	168355,15
C ₂ H ₅ OH	86,8482	538,502	46767,91
H ₂ SO ₄	60,1544	701,658	42207,80
H ₂ O	19,0957	377,486	2796,74
Total	60,15	701,7	45004,54

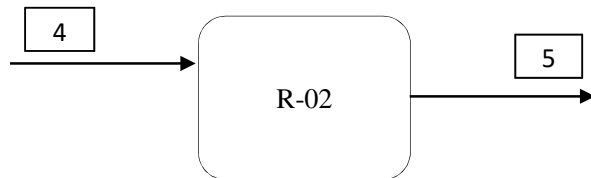
3. Neraca Energi Total Mixing Point 5

Neraca Energi Total MP 5

Neraca total	kJ/jam	kJ/jam
ΔH Aliran 1	166493,95	
ΔH Aliran 2	51169,49	
ΔH Aliran 3	42272,63	
ΔH Aliran 4	2731,916429	
ΔH Aliran 5		45004,54
Total	45004,55	45004,54

1. Neraca massa REAKTOR (R-102)

Konversi Rx = 99%



Keterangan :

Aliran 4 : Aliran umpan berupa output dari M-01

Aliran 5 : Aliran keluar menuju Destilasi D-01

Tabel A.1 Kandungan Senyawa dalam Asam Asetat

komponen Asam Ase

Komponen	Rumus Molekul	Kandungan	
Asam Asetat	C ₂ H ₄ O ₂	100,00%	wt%

Tabel A.2 Kandungan Senyawa dalam Katalis

Komponen Katalis

Komponen	Rumus Molekul	Kandungan	
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	98	wt%
Air	H ₂ O	2	wt%

Tabel A.2 Kandungan Senyawa dalam Ethanol

Komponen Katalis

Komponen	Rumus Molekul	Kandungan	
Ethanol	C ₂ H ₅ OH	95	wt%
Air	H ₂ O	5	wt%

Tabel A.3 Rumus Kimia Bahan dan Berat Molekul

Komponen	Rumus Molekul	BM (Kg/Kmol)
Asam asetat	C ₂ H ₄ O ₂	60,05000
Etanol	C ₂ H ₅ OH	46,07000
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	98,07900
Etil Asetat	C ₄ H ₈ O ₂	88,11100
Air	H ₂ O	18,01508

Konversi = 99,00%

Reaksi yang terjadi pada reaktor antara lain yaitu:

Reaksi

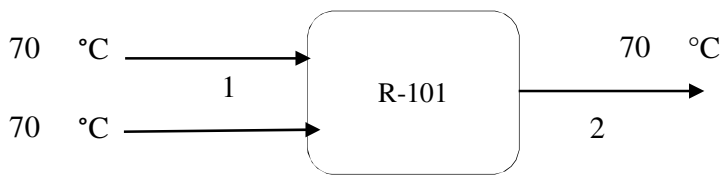
	C ₂ H ₄ O ₂	+	C ₂ H ₅ OH	→	C ₄ H ₈ O ₂	+	H ₂ O
mula-mula	261		86,8	60,2	-		-
reaksi	85,98		85,98	-	85,98		85,98
sisanya	175,0		0,9	60,2	85,98		85,98

Tabel Neraca Massa Total Reaktor 2

Komponen	Input				Output	
	Kg/jam			Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
	1	2	3		4	
C ₂ H ₄ O ₂	15673	-	-	261,00	10510,0	175,02
C ₂ H ₅ OH	-	4212	-	86,85	40,0	0,87
H ₂ SO ₄	-	-	5899,9	60,15	5899,9	60,15
C ₄ H ₈ O ₂	-	-	-	-	7575,8	85,98
H ₂ O	-	82,3	120,406	11,25	1751,7	97,23
Total	25987			419,3	25777	419,3

2. Neraca Energi di Reaktor (R-102)

Fungsi : Mereaksikan Asam Asetat dengan ethanol untuk membentuk Etil Asetat dan air
 Konversi pembentukan Etil Asetat dan air sebesar 99 % terhadap umpan Ethanol
 Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm.



Gambar . Blok Diagram Reaktor (R-102)

Temperatur aliran 1 = 70 °C = 343 K
 Temperatur aliran 2 = 70 °C = 343 K
 Temperatur referensi = 25 °C = 298 K

Entalpi input dari DC-01 Top = 2368603,81 kJ/jam

- Kapasitas Panas Cairan (Cp)

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

Tabel B1. Koefisien Kapasitas Panas Cairan

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₄ O ₂	-18,944	1,10E+00	-2,89E-03	2,93E-06
C ₂ H ₅ OH	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06
C ₄ H ₈ O ₂	62,832	8,41E-01	-2,70E-03	3,66E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
H ₂ SO ₄	3E+01	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06

(Sumber : Tabel 3-1 Yaws, Carl. Chemical Properties)

- Kapasitas Panas Gas (Cp)

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

Koefisien Kapasitas Panas Gas

komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄ O ₂	34,85	3,76E-02	2,83E-04	-3,08E-07	9,26E-11
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,11E-01	1,10E-04	-1,50E-07	4,66E-11
C ₄ H ₈ O ₂	69,848	8,23E-02	3,72E-04	-4,11E-07	1,24E-10
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
H ₂ SO ₄	9,486	3,38E-01	-3,81E-04	2,13E-07	-4,69E-11

(Sumber : Tabel 2-1 Yaws, Carl. Chemical Properties)

Tabel LB.4 Data Entalpi Pembentukan

Komponen	A	B	C	f @298
C ₂ H ₄ O ₂	-422,6	-0,048	2,E-05	-434,8
C ₂ H ₅ OH	-217	-0,070	3,E-05	-234,8
C ₄ H ₈ O ₂	-420,2	-0,090	4,E-05	-442,9
H ₂ O	52,05	647	3,E-01	-241,8
H ₂ SO ₄	-	-	-	-735,1

Tabel. Entalpi input Reaktor (R-01)

Komponen	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	m (kg/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	T (K)	Tref (K)	ΔHout (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	60,05	261,00	15673,05	5,9E+03	343	298	1549811
C ₂ H ₅ OH	46,07	86,85	4001,096	5,0E+03	343	298	431411
H ₂ SO ₄	98,08	60,15	5899,883	6,4E+03	343	298	387383
Total		408,00	2,6E+04	1,7E+04			2368604

Tabel. Entalpi Output Reaktor (R-02)

Komponen	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	m (kg/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	T (K)	Tref (K)	ΔHout (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	60,05	60,15	3612,271	5,9E+03	343	298	357195

C2H5OH	46,07	85,98	3961,085	5,0E+03	343	298	427096
C4H8O2	88,11	97,23	8567,45	7,9E+03	343	298	769266
H2O	18,02	419,26	7552,959	7,9E+03	343	298	3316930
H2SO4	98,08	0,00	0	3,4E+03	343	298	0
Total		662,63	2,4E+04	3,0E+04			4870488

Entalpi Reaksi Pembentukan

Reaksi

	C2H4O2	+	C2H5OH	→	C4H8O2	+	H2O
M	261,00		86,84818444	60,154	-		-
R	85,98		85,9797026	-	85,9797		85,98
S	175,02		0,87	60,154	85,9797		85,98

Tabel. Entalpi Pembentukan Reaksi 1

Komponen	Koefisien	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH (kJ/kmol)
C2H4O2	1	-434,84	-434840
C2H5OH	1	-234,81	-234810
C4H8O2	1	-442,92	-442920
H2O	1	-241,80	-241800
Total			-1354370

(Sumber : Yaws, 1999)

Sehingga entalpi reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= \sum (n\Delta H)_{\text{produk}} - \sum (n\Delta H)_{\text{reaktan}} \\ &= H_f(C_3H_6O) + (\Delta H_f, C_6H_6O) - (\Delta H_f, C_9H_{12}O_2) \\ &= -684720 - -669650 \\ &= -15070 \text{ kJ/kmo (Eksotermis)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol bereaksi} &= 85,98 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_{\text{rx}} &= 1295714,118 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Energi Total di Reaktor

Rohi – Roho + Rogen = Roha

$$\Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} + (-\Delta H_r)(-r_a)v - Q = 0 \text{ (Steady State)}$$

$$\Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} + (-\Delta H_r) \cdot \text{nao} \cdot X_a - Q = 0$$

$$Q \text{ pendingin} = \Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} + (-\Delta H_r) \cdot \text{nao} \cdot X_a$$

$$Q \text{ pendingin} = -1206169,698 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m = 14.427,87 \text{ kg/jam}$$

Tabel. Neraca Energi Total Reaktor (R-101)

Energi	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
H in	2368603,81	-
ΔH_{rx}	1295714,118	-
H out	-	4870488
cooling water	-	-1206169,698
Total	3664317,93	3664317,93

AC. Neraca Energi Distilasi 2

Fungsi : Untuk memurnikan Etil Asetat

Kondisi Operasi

$$T_{in} = 70 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 343,150 \text{ K}$$

$$T_{top} = 77 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 350,15 \text{ K}$$

$$T_{bottom} = 103 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 376,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Persamaan NE

$$\Delta H_{feed} + Q_{reboiler} = \Delta H_{Distilat} + \Delta H_{bottom} + Q_{kondensor}$$

Entalpi Masuk

Entalpi masuk Distilasi 2

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	T _{in} (K)	T _{reff}	ΔH (kj/jam))
C ₂ H ₄ O ₂	0,0175	5937,97	343	298	103,9254873
C ₂ H ₅ OH	0,86842	4967,41			4313,786752
C ₄ H ₈ O ₂	85,9729	7911,44			680169,0995
H ₂ O	97,224	3385,06			329109,1754
H ₂ SO ₄	0,00602	6439,81			38,73843036
Total	184,089				1013734,726

Entalpi Keluar

Entalpi Top Distilasi 2

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	T _{in} (K)	T _{reff}	ΔH (kj/jam))
C ₂ H ₄ O ₂	0,0175	6888,19	350	298	120,5561023
C ₂ H ₅ OH	0,86842	5767,61			5008,696353
C ₄ H ₈ O ₂	85,9729	9189,09			790013,1551
H ₂ O	97,224	3910,89			380232,6509
H ₂ SO ₄	0,00602	7464,63			44,90324182
Total	184,089				1175419,962

Panas Penguapan Distilasi

Komponen	T _{in}	H _{vn} kj/kmol	n kmol/ja	n. ΔH vap
C ₂ H ₄ O ₂	350	11575	0,0175	202,584
C ₂ H ₅ OH		43122	0,86842	37447,9
C ₄ H ₈ O ₂		35170	85,9729	3023667

H2O	52053	97,224	5060799
H2SO4	50115	0,00602	301,465
Total	192035	184,089	8122418

Entalpi Refluks Distilasi

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	T _{in} (K)	T _{reff}	ΔH (kj/jam))
C ₂ H ₄ O ₂	4,2E-06	6888,19	350	298	0,029017999
C ₂ H ₅ OH	0,00021	5767,61			1,205599252
C ₄ H ₈ O ₂	206,917	9189,09			1901381,034
H ₂ O	0,0234	3910,89			91,52245757
H ₂ SO ₄	1,4E-06	7464,63			0,010808264
Total	206,941	25755,8			1901473,802

Entalpi Distilat Distilasi

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	T _{in} (K)	T _{reff}	ΔH (kj/jam))
C ₂ H ₄ O ₂	0	6888,19	350	298	0
C ₂ H ₅ OH	0	5767,61			0
C ₄ H ₈ O ₂	85,1132	9189,09			782113
H ₂ O	0	3910,89			0
H ₂ SO ₄	6E-05	7464,63			0,44903
Total	85,1132	33220,4			782113

Persamaan Neraca Energi Kolom Atas :

$$\Delta H_{\text{top}} = \Delta H_{\text{Refluks}} + \Delta H_{\text{Distilat}} + Q_{\text{kondensor}}$$

$$\Delta H_{\text{sensibel}} + \Delta H = \Delta H_{\text{Refluks}} + \Delta H_{\text{Distilat}} + Q_{\text{kondensor}}$$

$$Q_{\text{kondensor}} = (\Delta H_{\text{sensibel}} + \Delta H_{\text{vap}}) - (\Delta H_{\text{Refluks}} + \Delta H_{\text{Distilat}})$$

$$= 6614250,319 \text{ kj/kg.K}$$

Kebutuhan Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air pendingin

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

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

$$C_p = 4,18 \text{ kj/kg.K}$$

$$Q = m.C_p.Dt$$

$$m = 105490 \text{ kg/jam}$$

Entalpi Bottom Distilasi

komponen	kmol/ ja	CpdT	T _{in}	T _{reff}	ΔH
----------	----------	------	-----------------	-------------------	----

			(K)	(K)	(kj/jam))
C ₂ H ₄ O ₂	0,0175	10483	376	298	183,4465304
C ₂ H ₅ OH	0,86833	8819			7657,564392
C ₄ H ₈ O ₂	0,0086	14069			120,9556207
H ₂ O	97,2142	5870			570626,5284
H ₂ SO ₄	0,00601	11318			68,07796594
Total	98,1147	50558			578657

$$\Delta H \text{ feed} + Q \text{ reboiler} = \Delta H \text{ distilat} + \Delta H \text{ bottom} + Q \text{ kondensor}$$

$$Q \text{ reboiler} = (\Delta H \text{ distilat} + \Delta H \text{ bottom} + Q \text{ kondensor}) - \Delta H \text{ feed}$$

$$Q \text{ reboiler} = 6961286 \text{ kj/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Pemanas

Pemanas yang digunakan : Superheated steam

$$T_{in} = 550 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 823 \text{ K}$$

$$T_{out} = 350 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 623 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 450 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 723 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ bar}$$

$$2 \text{ atm}$$

$$2026500 \text{ kPa}$$

Pemanas yang digunakan yaitu superheated steam

Data	Steam avg	Steam 350	Steam 550
T (°C)	450	350	550
P (bar)	5	5	5
H (kj/kg)	3379	3168	3592
V (m ³ /kg)	0,664	0,571	0,758
U (kj/kg)	3045	2883	3213

Sumber : Felder, Appendix B.7

Massa kebutuhan steam $\frac{Q \text{ reboiler}}{H}$

$$H$$

$$= 2060,1615 \text{ kg/jam}$$

Neraca Energi Distilasi

Energi Masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kj/jam)
$\Delta H \text{ feed}$	1013734,73	$\Delta H \text{ distilat}$	782113,47
		$\Delta H \text{ bottom}$	578656,57
Q reboiler	6961285,64	Q kondensor	6614250,32
Total	7975020,36	Total	7975020,36

A. Neraca Energi Heater 1 (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu sebelum masuk Reaktor 1

Kondisi Operasi

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K}$$

1. Panas Sensibel Input

Komponen	n (kmol/ja)	Cp Dt (kj/kmol)	ΔH (kj/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	261,00	645,04	168355,15
C ₂ H ₅ OH	86,85	538,50	46767,91
H ₂ O	60,15	377,49	22707,46
H ₂ SO ₄	19,10	701,66	13398,66
Total			251229,19

2. Panas Sensibel Output

Komponen	n (kmol/ja)	Cp Dt (kj/kmol)	ΔH (kj/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	261,00	5937,97	1549810,56
C ₂ H ₅ OH	86,85	4967,41	431410,59
H ₂ O	60,15	3385,06	203626,39
H ₂ SO ₄	19,10	6439,81	122972,74
Total			2307820,28

$$\begin{aligned} Q_{pemanas} &= \Delta H \text{ aliran out} - \Delta H \text{ aliran in} \\ &= 2307820,28 - 251229,19 \\ &= 2056591,09 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

Pemanas yang digunakan : Saturated Steam

$$T_{in} = 550 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 823 \text{ K}$$

$$T_{out} = 350 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 623 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 450 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 723 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} P &= 1,01 \text{ bar} \\ &= 1 \text{ atm} \\ &= 101 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Pemanas yang digunakan yaitu saturated steam

Data	Steam avg	Steam 350	Steam 550
------	-----------	-----------	-----------

T (°C)	450,00	350,00	550,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01
H (kj/kg)	3278,00	3168,00	3379,00
V (m3/kg)	0,62	0,57	0,66
U (kj/kg)	2964,00	2883,00	3045,00

Sumber : Felder, Appendix B.7

$$\begin{aligned} \text{Jadi, massa kebutuhan steam pemanas} &= \frac{Q \text{ Pemanas}}{H} \\ &= 627,39 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Neraca Energi Total Heater 1

Neraca Total	(kj/kmol)	(kj/jam)
ΔH Aliran in	251229,19	
ΔH Aliran out		2307820,3
ΔH Pemanas	2056591,1	
Total	2307820,3	2307820,3

B. Neraca Energi Heater 2 (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu sebelum masuk Destilasi 1

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ T_{in} &= 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 127 \text{ } ^\circ\text{C} = 400,57 \text{ K} \end{aligned}$$

1. Panas Sensibel Input

Komponen	n (kmol/ja)	Cp Dt (kj/kmol)	ΔH (kj/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	175,02	5937,97	1039254,87
C ₂ H ₅ OH	0,87	4967,41	4314,22
C ₄ H ₈ O ₂	85,98	7911,44	680237,12
H ₂ O	97,23	3385,06	329142,09
H ₂ SO ₄	60,15	6439,81	387384,30
Total			2440332,61

2. Panas Sensibel Output

Komponen	n (kmol/jam)	Cp Dt (kj/kmol)	ΔH (kj/jam)
----------	-----------------	--------------------	----------------

C ₂ H ₄ O ₂	175,02	13959,55	2443178,99
C ₂ H ₅ OH	0,87	11815,65	10261,94
C ₄ H ₈ O ₂	85,98	18876,46	1623026,02
H ₂ O	97,2337	7726,7466	751300,02
H ₂ SO ₄	60,1546	14999,398	902283,56
Total			5730050,5

$$\begin{aligned}
 Q \text{ pemanas} &= \Delta H \text{ aliran out} - \Delta H \text{ aliran in} \\
 &= 5730050,528 - 2440332,6 \\
 &= 3289717,92 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Pemanas yang digunakan : Saturated Steam

$$T \text{ in} = 550 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 823 \text{ K}$$

$$T \text{ out} = 350 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 623 \text{ K}$$

$$T \text{ avg} = 450 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 723 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 1,01 \text{ bar} \\
 &1,00 \text{ atm} \\
 &101 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Pemanas yang digunakan yaitu saturated steam

Data	Steam avg	Steam 350	Steam 550
T (°C)	450,00	350,00	550,00
P (bar)	1,01	1,01	1,01
H (kJ/kg)	3278,00	3168,00	3379,00
V (m ³ /kg)	0,62	0,57	0,66
U (kJ/kg)	2964,00	2883,00	3045,00

Sumber : Felder, Appendix B.7

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi, massa kebutuhan steam pemanas} &= \frac{Q \text{ Pemanas}}{H} \\
 &= 1003,57 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Neraca Energi Total Heater 1

Neraca Total	(kJ/kmol)	(kJ/jam)
ΔH Aliran in	2440332,6	
ΔH Aliran out		5730050,5
ΔH Pemanas	3289717,9	
Total	5730050,5	5730050,5

C. Neraca Energi Cooler 1 (C-01)

Fungsi : Mendinginkan komponen keluaran Top Destilasi 1

Kondisi Operasi

$$T_{in} = 120,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 70,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Entalpi Masuk Cooler 1

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	0,02	12892,1	225,63509
C ₂ H ₅ OH	0,87	10890,2	9457,2346
C ₄ H ₈ O ₂	85,97	17390,3	1495094,9
H ₂ O	97,22	7160,11	696134,3
H ₂ SO ₄	0,01	13875,1	83,465199
Total	184,09		2200995,5

Entalpi Keluar Cooler 1

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	ΔH (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀	0,02	5937,97	103,93
C ₄ H ₆	0,87	4967,41	4313,79
H ₂ O	85,97	7911,44	680169,10
H ₂	0,01	3385,06	20,36
Total	86,86		684607,17

Neraca Energi Total

$$\Delta H_{input} = \Delta H_{output} + Q_{cooling\ water}$$

$$Q_{cooling\ water} = 1516388,36 \text{ kJ/jam}$$

Fluida Panas

$$T_{hi} = 120,00 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 393,15 \text{ K}$$

$$T_{ho} = 70,00 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 343,15 \text{ K}$$

$$T_{av} = 95,00 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 368,15 \text{ K}$$

Fluida Dingin (Air Pendingin)

$$T_{ci} = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 303,15 \text{ K}$$

$$T_{co} = 45,00 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 318,15 \text{ K}$$

Komponen	BM
	Kg/kmol
H ₂ O	18,02

$$T_{av} = 37,50 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 310,65 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Neraca Energi Aliran Cooling Water

Komponen	A	B	C	D	Cp.dT (kj/kmo)	Cp.dT (kj/kg)
Cw in	92,05	-0,04	0,00	0,00	377,49	6800,5
Cw out	92,05	-0,04	0,00	0,00	1507,2	27152
					ΔH	20351

Panas yang harus dihilangkan oleh cooler

$$Q_{cw} = 1516388,36 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Fluida Pendinginan, $m = Q/\int C_p.dT$

$$m_{cw} = 74,51 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_{cw \text{ in}} = 506711,48 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{cw \text{ o}} = 2023099,84 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi di Cooler 1

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH_{in}	2200995,5	ΔH_{out}	684607,17
$\Delta H_{cw \text{ in}}$	506711,48	$\Delta H_{cw \text{ out}}$	2023099,84
Total	2707707	Total	2707707,02

D. Neraca Energi Kondensor Parsial 2 (CD-02)

1

menjadi cair untuk di recycle ke mixer

Kondisi Operasi :

$$T_{in} = 136 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 409,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Menghitung Panas Masuk Kondensor

Untuk menentukan panas komponen senyawa yang masuk ke dalam kondensor dapat menggunakan persamaan dibawah ini :

$$C_p \Delta T = A(T - T_0) + \frac{B(T^2 - T_0^2)}{2} + \frac{C(T^3 - T_0^3)}{3} + \frac{D(T^4 - T_0^4)}{4} + \frac{E(T^5 - T_0^5)}{5}$$

$$Cp\Delta T = A(T - T_0) + \frac{\quad}{2} + \frac{\quad}{3} + \frac{\quad}{4} + \frac{\quad}{5}$$

Komponen masuk kondensor

Komponen	BM	n	Fraksi mol	Massa kg/jam	Fraksi massa
C ₂ H ₄ O ₂	60,1	175	0,74415	10508,8	0,64043
C ₂ H ₅ OH	46,1	0	3,7E-07	0,004	2,4E-07
C ₄ H ₈ O ₂	88,1	0,01	3,7E-05	0,75759	4,6E-05
H ₂ O	18	0,01	4,1E-05	0,17517	1,1E-05
H ₂ SO ₄	98,1	60,1	0,25577	5899,32	0,35952
Total		235	1	16409,1	1

Komponen	n	Cp Dt	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	175	7929	1387582,7
C ₂ H ₅ OH	0	8208,4	0,7129014
C ₄ H ₈ O ₂	0,01	14343	123,32044
H ₂ O	0,01	3771,7	36,673933
H ₂ SO ₄	60,1	16306	980798,62
Total	235	50558	2368542

Mencari Entalpi Penguapan (Laten)

$$Q = n \text{ mol } A(1 - T/T_c)n$$

Entalpi penguapan

Komponen	n	Cp Dt	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	175	18,44	3226,85
C ₂ H ₅ OH	0	40,21	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	0,01	20,12	0,17
H ₂ O	0,01	42,50	0,41
Total	175	121,26	3227,44

Mencari Panas Keluar Kondensor

Entalpi Keluar Komponen Liquid

Komponen	n	Cp Dt	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	175	645,04	112882,45

C ₂ H ₅ OH	0	538,50	0,05
C ₄ H ₈ O ₂	0,01	855,91	7,36
H ₂ O	0,01	377,49	3,67
H ₂ SO ₄	60,1	701,66	42203,76
Jumlah			3,67

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{Penguapan} = \Delta$$

$$\begin{aligned}
 Q_{pendingin} &= \Delta H_{in} + \Delta H_{Penguapan} - \Delta H_{out} \\
 &= 2368542,02 + 3227,44 - 3,67 \\
 &= 2371765,79 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung Kebutuhan Pendingin

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 318,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	D	CpdT (kJ/km)	CpdT (kJ/kg)
Cw in	92,05	-0,04	0,00	5,347E-07	377,49	6800,5
Cw out	92,05	-0,04	0,00	5,347E-07	1507,2	27152
ΔH						33952

Panas yang harus dihilangkan oleh cooler

$$Q_{cw} = 2371765,8 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Fluida Pendingin, } m = Q / \int C_p \cdot dT$$

$$m_{cw} = 69,85574144 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_{cw \text{ in}} = 475055,5666 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{cw \text{ out}} = 1896710,22 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Total pada Kondensor

Komponen	Input kJ/jam	Output kJ/jam
Q Masuk	2368542,02	
Q Penguapan	3227,44	
Q Keluar		3,67
Q Pendinginan		2371765,79
Total	2371769,46	2371769,46

E. Neraca Energi Cooler 2 (C-02)

Fungsi : Mendinginkan komponen keluaran Top Destilasi 2

Kondisi Operasi

$$T_{in} = 72,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Entalpi Masuk Cooler 1

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	ΔH (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O ₂	0,00	6208,73	0,00
C ₂ H ₅ OH	0,00	5195,19	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	85,11	8275,04	704314,74
H ₂ O	0,00	3535,27	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	6732,03	0,40
Total	85,11		704315,15

Entalpi Keluar Cooler 1

Komponen	(kmol/ ja	CpdT	ΔH (kJ/jam)
C ₄ H ₁₀	0,00	645,04	0,00
C ₄ H ₆	0,00	538,50	0,00
H ₂ O	85,11	855,91	72849,55
H ₂	0,00	377,49	0,02
Total	85,11		72849,58

Neraca Energi Total

$$\Delta H_{input} = \Delta H_{output} + Q_{cooling\ water}$$

$$Q_{cooling\ water} = 631465,57 \text{ kJ/jam}$$

Fluida Panas

$$T_{hi} = 72,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,15 \text{ K}$$

$$T_{ho} = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{av} = 51,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 324,15 \text{ K}$$

Fluida Dingin (Air Pendingin)

$$T_{ci} = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{co} = 45,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$T_{av} = 37,50 \text{ } ^\circ\text{C} = 310,65 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Neraca Energi Aliran Cooling Water

Komponen	A	B	C	D	CpdT (kj/kmo)	CpdT (kj/kg)
Cw in	92,05	-0,04	0,00	0,00	377,49	6800,5
Cw out	92,05	-0,04	0,00	0,00	1507,2	27152
					ΔH	20351

Panas yang harus dihilangkan oleh cooler

$$Q_{cw} = 631465,57 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Fluida Pendinginan, $m = Q / \int C_p \cdot dT$

$$m_{cw} = 31,03 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_{cw \text{ in}} = 211008,51 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{cw \text{ o}} = 842474,08 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi di Cooler 1

Energi Masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kj/jam)
ΔH_{in}	704315,15	ΔH_{out}	72849,58
$\Delta H_{cw \text{ in}}$	211008,51	$\Delta H_{cw \text{ out}}$	842474,08
Total	915323,66	Total	915323,66

LAMPIRAN C PERANCANGAN ALAT

A. PERANCANGAN ALAT UTAMA

1. T-101 (Tangki Etanol)

- Kondisi Operasi :

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 86 \text{ F}$$

$$T_{out} = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 86 \text{ F}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmhg} = 14,70 \text{ psi}$$

- Menentukan Densitas Campuran

Hubungan densitas terhadap fungsi temperatur dapat dinyatakan dengan persamaan berikut ini: (Yaws, 1999)

$$\rho = A \times B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

$\overline{C_2H_4O_2}$
 C_2H_5OH
 H_2SO_4
 $C_4H_8O_2$
 H_2O

Keterangan:

r = Densitas saturated liquid (g/cm^3)
 A, B, dan n = Koefisien regresi untuk komponen kimia
 T = Temperatur operasi (K)
 T_c = Temperatur kritis (K)

Tabel . Koefisien regresi densitas liquid

Komponen	A	B	n	Tc	$\rho(Kg/m^3)$
C ₂ H ₅ OH	0,266	0,264	0,237	516,250	782,64
H ₂ O	0,347	0,274	0,286	647,130	1.022,88

(yaws no 191 hal 191)

(yaws no 127 hal 208)

Komponen	x massa	ρ camp
C ₂ H ₅ OH	0,950	743,505
H ₂ O	0,050	51,144
Total	1,000	794,648

- Menentukan Nilai Viskositas Cairan

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

dimana $\mu = cp$ dan $T = K$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	μ
C ₂ H ₅ OH	- 6,441	1.117,600	0,014	-2,E-05	0,965
H ₂ O	- 10,216	1.792,500	0,018	-1,E-05	0,815

(yaws no 127 hal 501)

Komponen	x	μ camp
C ₂ H ₅ OH	0,950	0,916
H ₂ O	0,050	0,041
Total	1,000	0,957

- Menghitung Volume Tangki Penyimpanan Etanol

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir massa} &= 4211,68 \text{ Kg/jam} \\
\text{Lama penyimpanan} &= 25 \text{ hari} = 600 \text{ jam} \quad \text{sumatra} \\
\text{Laju alir volume} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{densitas campuran}} \\
&= \frac{4211,68 \text{ kg/jam}}{794,65 \text{ kg/m}^3} \\
&= 5,30 \text{ m}^3/\text{jam} = 5300,1 \text{ L/jam} \\
\text{Volume Cairan} &= 3.180,03 \text{ m}^3 \quad \text{volume total dalam 1 bulan} \\
\text{Over Design} &= 20 \% \text{ (safety dari buku wallas halaman 660)} \\
\text{Jumlah Tangki} &= 6 \text{ Unit} \\
\text{V.cairan/tangki} &= 530,01 \text{ m}^3 \\
\text{Volume Tangki} &= \frac{20}{100} \times V_{\text{cairan}} + V_{\text{cairan}} \\
&= \frac{20}{100} \times 530,006 + 530,006 \\
&= 636,007 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki Penyimpanan

Jenis head adalah torispherical dishead head (Ulrich, tabel 4-27 hal 248)
V head = 0,000049 D³ (Brownell pers.5.11, halaman 88)
Asumsi : H = 3/2 D (Rase, table 8)

$$\begin{aligned}
\text{Volume Tangki} &= V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{head}} \\
636,01 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H + 2 \times 0,000049 D^3 \\
636,01 \text{ m}^3 &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 D^3 + 0,000098 D^3 \\
636,01 \text{ m}^3 &= 1,177598 D^3 \\
D^3 &= 540,09 \quad 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft} \\
D &= 8,1437 \text{ m} \quad 1 \text{ m} = 39,37 \text{ in} \\
&= 26,718 \text{ ft} \\
&= 320,62 \text{ in} \quad 0,0112
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi Shell} &= 1,5 D \\
&= 12,216 \text{ m} \\
&= 40,077 \text{ ft} \\
&= 480,93 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi cairan} &= \frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}} \times \text{Tinggi shell} \\
&= \frac{530,006 \text{ m}^3}{636,007 \text{ m}^3} \times 12,21554 \\
&= 10,1796193 \text{ m} \\
&= 33,3977 \text{ ft} \\
&= 400,7716 \text{ in}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal shell

Bahan konstruksi shell tangki adalah jenis Stainless steel SA 240 Grade 316 (Hal 228, Megyesy, 2001)

Allowable stress (S)	=	20000	psi	(Hal 190, Megyesy, 2001)
Efisiensi pengelasan	=	0,8		(Brownell, tabel 13.2., hal 266)
Faktor Korosi (C)	=	0,125	in	(Perry 8th, hal 10-69)
Faktor Keamanan	=	20%		

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\
 &= 794,648 \times 9,8 \times 12,216 \\
 &= 95.129,196 \text{ Pa} \\
 &= 13,797 \text{ psi} \\
 &= 0,939 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Desain} &= (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) \times (1 + \text{faktor keamanan}) \\
 &= (14,696 + 13,797) \times (1 + 0,2) \\
 &= 34,192 \text{ psi} = 2,327 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{PR}{SE - 0,6 P} + C \\
 &= \frac{34,192 \times 160,309}{(20000 \times 0,8) - (0,6 \times 34,192)} + 0,125 \\
 &= 0,468 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih tebal standa} = \frac{5}{8} \text{ in} = 0,625 \text{ in} = 0,0159 \text{ m} \quad (\text{Brownell, hal 350})$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD shell} &= \text{ID shell} + 2 t_s \\
 &= 320,62 + 2 \times 0,625 \text{ in} \\
 &= 321,867 \text{ in} \\
 &= 8,175 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- Menghitung tebal head

Bahan konstruksi shell : Stainless steel SA 240 Grade 316
 Jenis Head : Torispherical

Tebal head (th) ditambah dengan faktor korosi

Nilai L sama dengan atau kurang dari OD (Walas, 2007), sehingga tebal head ketika L sama dengan OD adalah

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0,885 P.L}{S.E - 0,1 P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 34,192 \times 321,867}{(20000 \times 0,8) - 0,1 \times 34,192} + 0,125 \\
 &= 0,7339 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih tebal head standar} = \frac{1}{1} = 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m} \quad (\text{Brownell hal 87})$$

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88

dipilih, standard straight flange	=	1.5-4	in
dipilih, straight flange	=	3,5	in
Inside corner radius, icr	=	3	in

- Menentukan Tinggi Head Tangki

ID = 320,62 in

OD = 321,867 in

AB = ID/2 - icr
= 157,31 in

r = OD + (2 x th)
= 323,87 in

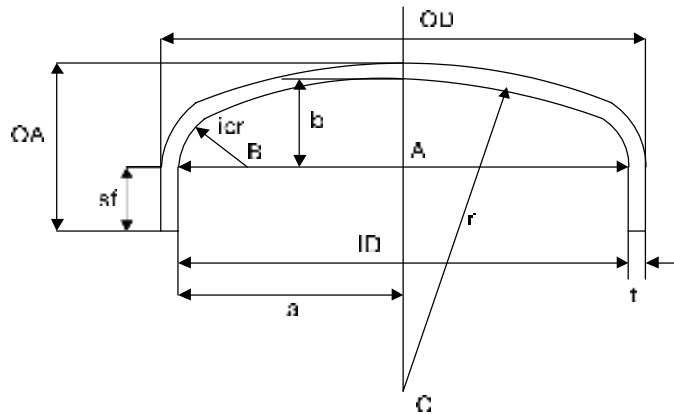
BC = r - icr
= 320,87 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
= 279,6602 in

b = r - AC = 44,207 in

OA = th + b + sf = 48,707 in
= 1,2372 m

Tinggi tangki = tinggi silinder + tinggi head
= 480,9259 + 48,70712 in
= 529,6331 in
= 13,45271 m



Spesifikasi Tangki Etanol	
Nama	Tangki Etanol
Kode	T -101
Fungsi	Tempat Penyimpanan Asam Laktat sebagai Bahan Baku
Tipe	Vertikal silinder dengan Torispherical head
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 240 Grade 316
Jumlah	6 unit
Tekanan	1,000 atm
Tekanan desain	2,327 atm
Temperatur	30 °C
Lama Penyimpanan	25 Hari
Volume cairan dalam 25 hari	3.180,03 m ³
Kapasitas tangki	636,01 m ³
Dimensi:	
- Dimater inside	8,14 m
- Diameter outside	8,18 m
- Tinggi Head	1,24 m
- Tinggi Total	13,45 m
- Tebal shell	0,02 m
- Tebal head	0,03 m
- Tinggi shell	12,22 m

2. Perancangan Mixer-101

- Kondisi operasi:

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 30,00 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 86 \text{ F}$$

$$m = 25918,81 \text{ kg/jam}$$

- Menentukan sifat fisik:

Menentukan densitas campuran

Hubungan densitas terhadap fungsi temperatur dapat dinyatakan dengan persamaan berikut ini: (Yaws, 1999)

$$\rho = A \times B - \left(1 - \frac{T}{c}\right)^n$$

Keterangan:

- r = Densitas *saturated liquid* (g/cm^3)
- A, B, dan n = Koefisien regresi untuk komponen kimia
- T = Temperatur operasi (K)
- c = Temperatur kritis (K)

komponen	A	B	c	n	
C ₂ H ₄ O ₂	0,35182	0,24008	675	0,28571	yaws hal 140 (537)
C ₂ H ₅ OH	0,2657	0,25541	512,64	0,28571	yaws hal 134 (44)
C ₄ H ₈ O ₂	0,30654	0,79186	924	0,2713	yaws hal 259 (148)
H ₂ O	0,3471	0,24468	584	0,28571	yaws hal 145 (944)
H ₂ SO ₄	0,42169	0,27	647,13	0,23	yaws hal 259 (145)

Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons

Tabel C. Perhitungan densitas campuran liquid (r_L)

Komponen	(1-T/c) ⁿ	r_L	massa	xi	$r_L \cdot xi$
		kg/m ³	kg/jam		kg/m ³
C ₂ H ₄ O ₂	0,843	1171,955724	15673,05	0,60469789	708,679152
C ₂ H ₅ OH	0,774	764,5745934	4001,09586	0,15437035	118,027648
C ₄ H ₈ O ₂	0,898	377,9849548	5899,88286	0,22762938	86,0404823
H ₂ O	0,811	1087,582516	0,7724	2,9801E-05	0,03241078
H ₂ SO ₄	0,865	1308,288078	344,00939	0,01327258	17,3643533
Total		4710,385866	25918,8105	1	930,144046

Menentukan Viskositas Campuran

Hubungan viskositas terhadap fungsi temperatur dapat dinyatakan dengan persamaan berikut ini: (Yaws, 1999)

$$\log_{10} n_{liq} = A + (B/T) + (C T) + (D T^2)$$

Keterangan:

η_{liq} = Viskositas *liquid* (centipoise)
 A, B, C, dan D = Koefisien regresi untuk komponen kimia
 T = Temperatur (K)

Tabel C. Koefisien regresi viskositas liquid

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₄ O ₂	-3,8937	7,85E+02	6,67E-03	-7,56E-06
C ₂ H ₅ OH	-6,4406	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E-05
C ₄ H ₈ O ₂	-3,6861	5,52E+02	8,00E-03	-1,04E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05

yaws hal 138 (543)
 yaws hal 132 (44)
 yaws hal 257 (110)
 yaws hal 144 (971)
 yaws hal 257 (107)

Transport Properties of Chemicals and Hydrocarbons

Tabel C. Perhitungan viskositas campuran

Komponen	m	massa	xi	m.xi	m.xi
	cp	kg/jam		cp	kg/m s
C ₃ H ₆ O ₃	1,049203153	15673,05	0,60469789	0,63445093	0,00063445
CH ₃ OH	0,964523097	4001,09586	0,15437035	0,14889377	0,00014889
H ₂ SO ₄	0,400043084	5899,88286	0,22762938	0,09106156	9,1062E-05
C ₄ H ₈ O ₃	0,815034472	0,7724	2,9801E-05	2,4289E-05	2,4289E-08
H ₂ O	19,61794992	344,00939	0,01327258	0,26038074	0,00026038
Total	22,84675373	25918,8105	1	1,13481129	0,00113481

Konversi satuan viskositas:

$$m = 1 \text{ cp} \frac{0.01 \text{ gr/cm s}}{1 \text{ cp}} \times \frac{1 \text{ kg/m s}}{10 \text{ gr/cm s}}$$

- Menentukan volume tangki (V_{tangki})

Menghitung laju alir volume (q):

$$q = \frac{m}{r_L} = \frac{25918,81 \text{ kg/jam}}{930,14 \text{ kg/m}^3} = 27,87 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung volume liquid (V_{liquid}):

Asumsi:

Waktu tinggal (t) = 8,06 menit = 0,1343 jam

$$V_{\text{liquid}} = q \times t = 27,87 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1343 \text{ jam} = 3,74 \text{ m}^3$$

Faktor toleransi = 20 % ☐ Ketentuan 20 % - 30 %

$$\begin{aligned}
V_{\text{tangki}} &= V_{\text{liquid}} + (\text{Faktor toleransi} \times V_{\text{liquid}}) \\
V_{\text{tangki}} &= 3,74 \text{ m}^3 + \left(\frac{20\%}{1 \text{ ft}^3} \times 3,74 \text{ m}^3 \right) \\
V_{\text{tangki}} &= 4,49 \text{ m}^3 \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,028317 \text{ m}^3} = \begin{matrix} 158,53 \text{ ft}^3 \\ 4,489197 \text{ m}^3 \end{matrix}
\end{aligned}$$

- - **Menentukan dimensi tangki**

Menghitung diameter dalam *shell* (D):

Persamaan untuk menghitung volume *shell* (V_{shell}):

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

Persamaan untuk menghitung volume *head*:

$$V_{\text{head}} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Hal 88, Brownel, 1959})$$

Keterangan:

D = Diameter dalam *shell* (ft)

V_{head} = Volume *head torispherical* (ft³)

Dimana:

$$\frac{H_s}{D} = \frac{3}{2} \quad \text{H}_s = \frac{3}{2} D \quad (\text{Rase, tabel 8})$$

Sehingga, persamaan untuk volume total tangki horizontal adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
V_{\text{tangki}} &= V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}} \\
V_{\text{tangki}} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \left[2 \times 0,000049 D^3 \right] \\
158,53 \text{ ft}^3 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times \frac{3}{2} D + \left[2 \times 0,000049 \times D^3 \right] \\
158,53 \text{ ft}^3 &= \left[1,1786 D^3 + 0,000098 D^3 \right] \frac{\text{ft}^3}{\text{ft}} \\
158,53 \text{ ft}^3 &= 1,1787 D^3 \frac{\text{ft}^3/\text{ft}}{3,2808 \text{ ft}} = 1,56 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menghitung tinggi *shell* (H_s):

$$H_s = \frac{3}{2} D = \frac{3}{2} \times 1,5617 \text{ m} = 2,34 \text{ m}$$

Menghitung tinggi liquid:

$$H_{\text{liquid}} = \frac{V_{\text{liquid}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s = \frac{3,74 \text{ m}^3}{4,49 \text{ m}^3} \times 2,34 \text{ m} = 1,95 \text{ m}$$

- **Menentukan tebal *shell***

Menentukan tekanan design:

$$P_{\text{hidrostatik}} = r \times g \times h$$

Keterangan:

r = massa jenis liquid (kg/m^3)

g = Percepatan gravitasi ($9,80665 \text{ m/s}^2$)

h = kedalaman/ketinggian zat cair (m)

$$P_{\text{hidrostatik}} = r \times g \times H_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 930,14 \text{ kg/m}^3 \times 9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,95 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 17806,48 \text{ kg/m s}^2 \times \frac{1 \text{ m/s}^2 \times 1,95 \text{ m}}{6894,76 \text{ kg/m s}^2} = 2,58 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} \times \frac{14,696 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} = 14,70 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} = 2,58 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi} = 17,28 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 10\%$$

$$P_{\text{design}} = 110 \% \times P_{\text{total}} = 110 \% \times 17,28 \text{ psi} = 19,01 \text{ psi}$$

Menentukan tebal *shell* dengan menggunakan *inside dimensions* :

- Bahan : *Stainless Steel SA-240 grade 316* ☐ T = 86 °F
- Nilai *stress* material (S) = 20000 psi (Hal 190, Megyesy, 2001)
- Efisiensi *joint* (E) = 0,8 ☐ Single weltd Butt joints
- *Corrosion allowance* (C) = 0,125 in (Hal 172, Megyesy, 2001)

$$R = \frac{D}{2} = \frac{1,56 \text{ m}}{2} = 0,7808 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 30,742 \text{ in}$$

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 P} + C \quad (\text{Hal 18, Megyesy, 2001})$$

$$t = \frac{17,28 \text{ psi} \times 30,742 \text{ in}}{20000 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,28 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 0,16 \text{ in}$$

$$\text{Dari tabel standar ketebalan dinding vessel} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \quad (\text{hal 182, Megyesy, 2001})$$

- Menentukan tebal *head*

Jenis *head* : Torispherical ☐ untuk tekanan operasi 15-200 psig.

Menentukan diameter *outside* (OD):

$$OD = D + 2t$$

$$OD = 1,56 \text{ m} + 2 \times 5, \text{E}-03 \text{ m} = 1,57 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 61,86 \text{ in}$$

1 m

Standar OD = 34 in = 0,8636 m (Hal 89, Brownell, 1959)

Dari nilai OD, maka dapat ditentukan:

- *Inside-corner radius* (icr) = 2,125 in (Hal 90, Brownell, 1959)
- *Radius of dish* (r) = 34 in (Hal 90, Brownell, 1959)
- *Straight flange height* (sf) = 1.5 - 3.5 in = 3 in (Hal 87, Brownell, 1959)
- *Stress-intensification factor* (W)

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \frac{r}{icr} \right)^{0.5} \quad (\text{Hal 138, Brownell, 1959})$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \frac{34 \text{ in}}{2,125 \text{ in}} \right)^{0.5} = 1,75$$

Menghitung koreksi diameter inside setelah didapatkan OD sesuai standar:

$$ID_{\text{koreksi}} = OD - 2 \text{ ts} = 61,86 \text{ in} - 2 \times 0,19 \text{ in} = 61,48 \text{ in} = 1,56 \text{ m}$$

Menentukan tebal *head* :

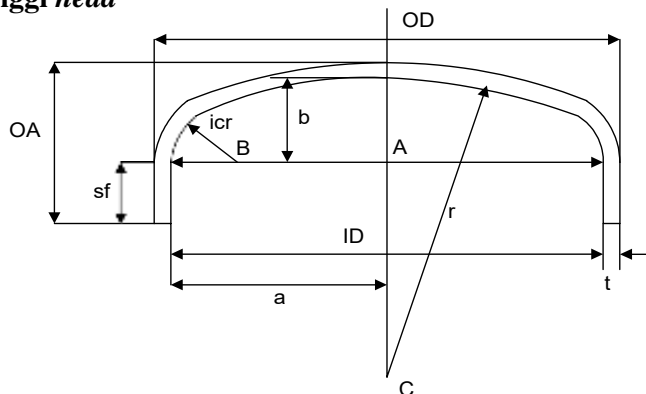
$$t = \frac{P \times r \times W}{2 S E - 0.2 P} + C \quad (\text{Hal 138, Brownell, 1959})$$

$$t = \frac{17,28 \text{ psi} \times 34 \text{ in} \times 1,75}{2 \times 20000 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 17,28 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t = 0,16 \text{ in}$$

$$\text{Standar } t = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \quad (\text{Hal 182, Megyesy, 2001})$$

- Menentukan tinggi *head*



Gambar dimensi untuk *head* jenis torispherical
(Hal 87, Brownell, 1959)

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{61,48 \text{ in}}{2} - 2,125 \text{ in} = 28,62 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 34 \text{ in} - 2,125 \text{ in} = 31,875 \text{ in} \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$AC = [(BC)^2 - (AB)^2]^{0.5} \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$AC = [(31,875 \text{ in})^2 - (28,62 \text{ in})^2]^{0,5}$$

$$AC = 14,04 \text{ in}$$

$$b = r - [(BC)^2 - (AC)^2]^{0,5} \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$b = 34 \text{ in} - [(31,875 \text{ in})^2 - (28,62 \text{ in})^2]^{0,5}$$

$$b = 19,96 \text{ in}$$

Menentukan tinggi *head* (OA):

$$OA = t + b + sf \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$OA = 0,16 \text{ in} + 19,96 \text{ in} + 3,00 \text{ in} = 23,12 \text{ in} = 0,59 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi total

$$H_{\text{total}} = H_s + 2 OA = 2,34 \text{ m} + 2 \times 0,59 \text{ m} = 3,52 \text{ m}$$

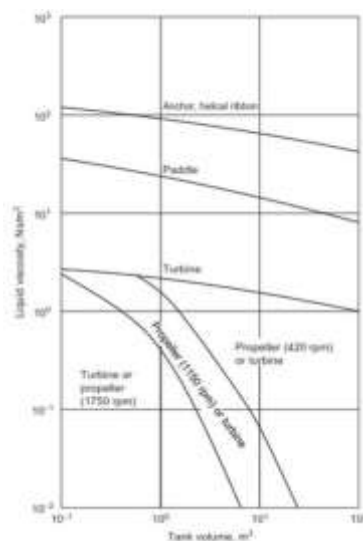
3. Menentukan Dimensi Pengaduk

- Menentukan jenis pengaduk:

$$D_t = 1,56 \text{ m} = 5,12 \text{ ft}$$

$$V = 3,74 \text{ m}^3 = 132,11 \text{ ft}^3$$

$$m_{\text{campuran}} = 0,00113 \text{ kg/ms} = 0,00113 \text{ N s/m}^2 = 0,00113 \text{ Pa.s}$$

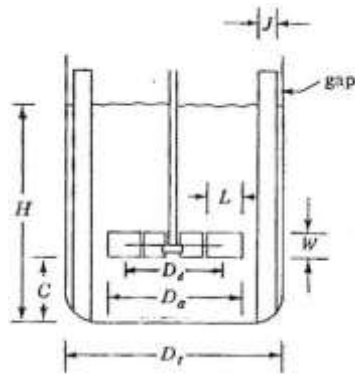


(Figure 15.14, Halaman 665, Towler, 2013)

Berdasarkan grafik diatas jenis pengaduk yang digunakan yaitu tipe: *flute six blade turbin*

Pertimbangan lainnya dilihat dari nilai viskositas larutan antara 0-10000 Pa.s (Holland table 8-3).

- Menentukan dimensi pengaduk



Dimensi turbin dan tangki
(Figure 3.4-3, Halaman 156, Geankoplis, 2003)

Proporsi geometris untuk standar sistem pengadukan:

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,5 \quad \square \quad 0,3 - 0,5 ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad (\text{Hal 158, Geankoplis, 2003})$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3} ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

Keterangan:

- | | |
|--------------------------------|-------------------------------------------|
| D_a = Diameter pengaduk | W = Lebar pengaduk |
| D_t = Diameter dalam reaktor | L = Jarak pengaduk dengan <i>baffle</i> |
| D_d = Diameter <i>disk</i> | J = Lebar <i>baffle</i> |
| H = Tinggi cairan | C = Jarak pengaduk dari dasar reaktor |

Maka dimensi pengaduk:

$$D_a = 0,5 \times D_t = 0,5 \times 1,56 \text{ m} = 0,78 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{5} \times D_a = \frac{1}{5} \times 0,78 \text{ m} = 0,16 \text{ m}$$

$$D_d = \frac{2}{3} \times D_a = \frac{2}{3} \times 0,78 \text{ m} = 0,52 \text{ m}$$

$$L = \frac{1}{4} \times D_a = \frac{1}{4} \times 0,78 \text{ m} = 0,20 \text{ m}$$

$$J = \frac{1}{12} \times D_t = \frac{1}{12} \times 1,56 \text{ m} = 0,13 \text{ m}$$

$$C = \frac{1}{3} \times D_t = \frac{1}{3} \times 1,56 \text{ m} = 0,52 \text{ m}$$

$$\frac{D_a}{W} = \frac{0,78}{0,16} = 5 \quad \text{dan} \quad \frac{D_t}{J} = \frac{1,56}{0,13} = 12$$

- **Menentukan jumlah pengaduk**

Menghitung tinggi cairan:

Tinggi cairan dapat ditentukan dengan persamaan :

$$V_{head} = 0,000049 D^3$$

Menghitung volume cairan dalam shell (V_{shell}):

$$V_{shell} = V_{reaktor} - V_{head}$$

$$V_{shell} = V_{reaktor} - 0,000049 DI_T^3$$

$$V_{shell} = 132,11 \text{ ft}^3 - (0,000049 \times 5,12^3 \text{ ft}^3) = 132,10 \text{ ft}^3 = 3,74 \text{ m}^3$$

Menghitung luas penampang shell (A_s):

$$A_s = \frac{\pi \times DI^2}{4} = \frac{\pi \times 1,56^2}{4} = 1,91 \text{ m}^2$$

Menghitung tinggi cairan dalam shell (Z_{shell}):

$$Z_{shell} = \frac{V_{shell}}{A_s} = \frac{3,74 \text{ m}^3}{1,91 \text{ m}^2} = 1,95 \text{ m}$$

Menghitung tinggi cairan total (Z_1):

$$Z_1 = Z_{shell} + \text{Tinggi head} = 1,95 \text{ m} + 0,59 \text{ m} = 2,54 \text{ m} = 8,34 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah pengaduk (Jumlah turbin):

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{WELH}{D} \quad (\text{Rase, eq 8.9})$$

Keterangan:

WELH = *water equivalent liquid height* (ft)

D = diameter pengaduk (ft)

Dimana:

$$WELH = Z_1 \times \frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}}$$

$$WELH = Z_1 \times \frac{930,14 \text{ kg/m}^3}{1308,29 \text{ kg/m}^3} = 8,34 \text{ ft} \times \frac{930,14}{1308,29} = 5,93 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{WELH}{D} = \frac{5,93 \text{ ft}}{0,78 \text{ m}} \times \frac{1 \text{ m}}{3,2808 \text{ ft}} = 2,31 \approx 4$$

Maka jumlah turbin yang digunakan yaitu = 4 turbin

- Menentukan kecepatan pengadukan

$$N = \frac{600 \times \frac{WELH}{2 \times ID}^{0.5}}{3,14 \times ID} \quad (\text{Rase, eq 8.8})$$

Keterangan:

WELH = water equivalent liquid height (ft)

ID = diameter pengaduk (ft)

N = Kecepatan pengadukan (rpm)

$$N = \frac{600 \times \left(\frac{5,93 \text{ ft}}{2 \times 2,56 \text{ ft}} \right)^{0.5}}{3,14 \times 2,56 \text{ ft}} = 80,23 \text{ rpm} = 1,34 \text{ rps}$$

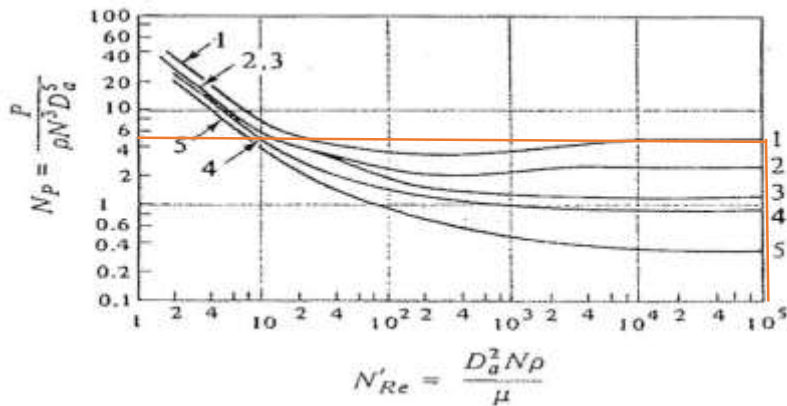
- Menentukan daya pengadukan

Menghitung Reynolds number (N'_{Re}):

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 \times N \times r}{m} \quad (\text{Hal 158, Geankoplis, 2003})$$

$$N'_{Re} = \frac{0,78^2 \text{ m}^2 \times 1,34 \text{ rps} \times 930,14 \text{ kg/m}^3}{0,00113 \text{ kg/m.s}} = 668223,15$$

Untuk jenis pengaduk *flat six-blade turbine with disk*



(Figure 3.4-5., Halaman 159, Geankoplis, 2003)

Dari grafik diatas didapatkan nilai *power number* (N_p) = 5

Menghitung daya pengaduk (P):

$$P = N_p \times r \times N^3 \times D_a^5$$

$$P = 5 \times 930,14 \times 1,34^3 \times 0,78^5 = 3227,29 \text{ J/s}$$

$$= 3,23 \text{ kW}$$

$$= 4,33 \text{ hp}$$

Spesifikasi Mixer (M-101)

Nama	Mixer
Kode	M-101
Fungsi	Mencampurkan Asam Laktat (C ₃ H ₆ O ₃) dengan Methanol (CH ₃ OH) agar reaksi yang terjadi di Reaktor (R-101) menghasilkan produk yang maksimal
Tipe	Vertikal silinder dengan <i>Torispherical head</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 grade 304</i>
Jumlah	1 unit
Tekanan	1 atm
Tekanan desain	1,29 atm
Temperatur	30,00 °C
Waktu tinggal	8,06 menit
Kapasitas tangki	4,49 m ³
Dimensi mixer	
- Dimater <i>inside</i>	1,56 m
- Diameter <i>outside</i>	0,86 m
- Tinggi <i>shell</i>	2,34 m
- Tinggi total	3,52 m
- Tebal <i>shell</i>	0,48 cm
- Tebal <i>head</i>	0,48 cm
Jenis pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Jumlah turbin	4 turbin
Jumlah <i>buffle</i>	6 <i>buffle</i>
Dimensi pengaduk:	
- Diameter pengaduk	0,78 m
- Diameter <i>disk</i>	0,52 m
- Lebar pengaduk	0,16 m
- Lebar <i>buffle</i>	0,13 m
- Jarak pengaduk dengan <i>buffle</i>	0,20 m
- Jarak pengaduk dari dasar reaktor	0,52 m
Kecepatan pengaduk	80,23 rpm
Daya pengaduk	4,33 hp

3. Perancangan Reaktor-101

1. Menentukan volume reaktor

Temperatur operasi = 70 C = 343,15 K

- Menentukan Densitas Campuran

Hubungan densitas terhadap fungsi temperatur dapat dinyatakan dengan persamaan berikut ini: (Yaws, 1999)

$$\rho = A \times B - \left(1 - \frac{T}{c}\right)^n$$

Keterangan:

- r = Densitas *saturated liquid* (g/cm³)
- A, B, dan n = Koefisien regresi untuk komponen kimia
- T = Temperatur operasi (K)
- c = Temperatur kritis (K)

komponen	A	B	c	n	
C ₂ H ₄ O ₂	0,35182	0,26954	592,71	0,26843	yaws hal 140 (537)
C ₂ H ₅ OH	0,2657	0,26395	516,25	0,2367	yaws hal 134 (44)
C ₄ H ₈ O ₂	0,30654	0,25856	523,3	0,278	yaws hal 259 (148)
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,28571	yaws hal 145 (944)
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	925	0,2857	yaws hal 259 (145)

Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons

Tabel C. Perhitungan densitas campuran liquid (r_L)

Komponen	(1-T/c) ⁿ	r	massa	xi	r.xi
		kg/m ³	kg/jam		kg/m ³
C ₂ H ₄ O ₂	0,793	994,7598898	10509,9689	0,40772193	405,585419
C ₂ H ₅ OH	0,772	743,0738666	40,0109586	0,00155218	1,1533831
C ₄ H ₈ O ₂	0,743	837,9542191	7575,75758	0,29389264	246,268576
H ₂ O	0,806	985,2217298	1751,67591	0,06795421	66,9499685
H ₂ SO ₄	0,876	1777,083728	5899,88286	0,22887904	406,737222
Total		5338,093433	25777,2962	1	1126,69457

- Menentukan Viskositas Campuran

Hubungan viskositas terhadap fungsi temperatur dapat dinyatakan dengan persamaan berikut ini: (Yaws, 1999)

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + (B/T) + (C T) + (D T^2)$$

Keterangan:

- η_{liq} = Viskositas *liquid* (centipoise)
- A, B, C, dan D = Koefisien regresi untuk komponen kimia
- T = Temperatur (K)

Tabel C. Koefisien regresi viskositas liquid

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₄ O ₂	-3,8937	784,8200	0,0067	-8,E-06
C ₂ H ₅ OH	-6,4406	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E-05
C ₄ H ₈ O ₂	-3,6861	5,52E+02	8,00E-03	-1,04E-05
H ₂ O	-8,3224	1,19E+03	1,98E-02	-1,92E-05
H ₂ SO ₄	-11,6225	1,95E+03	2,16E-02	-1,60E-05

yaws hal 138
(543)
yaws hal 132 (44)
yaws hal 257
(1,10)
yaws hal 144
(971)
yaws hal 257
(107)

Transport Properties of Chemicals and Hydrocarbons

Tabel C. Perhitungan viskositas campuran

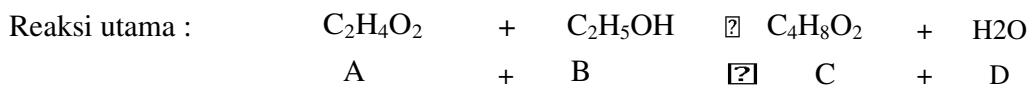
Komponen	m	massa	xi	m.xi	m.xi
	cp	kg/jam		cp	kg/m s
C ₂ H ₄ O ₂	0,616913579	10509,9689	0,40772193	0,25152919	0,00025153
C ₂ H ₅ OH	0,505373439	40,0109586	0,00155218	0,00078443	7,8443E-07
C ₄ H ₈ O ₂	0,275389442	7575,75758	0,29389264	0,08093493	8,0935E-05
H ₂ O	0,452731724	1751,67591	0,06795421	0,03076503	3,0765E-05
H ₂ SO ₄	0,398554581	5899,88286	0,22887904	0,09122079	9,1221E-05
Total	1	25777,2962	1	0,45523437	0,00045523

Konversi satuan viskositas:

$$m = 1 \text{ cp} \times \frac{0.01 \text{ gr/cm s}}{1 \text{ cp}} \times \frac{1 \text{ kg/m s}}{10 \text{ gr/cm s}}$$

- Menentukan Persamaan Laju Reaksi

Reaksi yang terjadi:



$$k_i = k_i^0 \exp\left(\frac{-E_{a,i}}{RT}\right)$$

$E_{A,1}$ apparent activation energy (kJ mol⁻¹)
 k_i kinetic constant (homogeneous reaction (mol s⁻¹); heterogeneous reaction (mol s⁻¹ kg⁻¹))
 k_i^0 preexponential factor (homogeneous reaction (mol s⁻¹); heterogeneous reaction (mol s⁻¹ kg⁻¹))
 R gas constant (J mol⁻¹ K⁻¹)

$$k_i^0 = 3317,3$$

$$E_{a,i} = 60,5$$

$$R = 8,31$$

$$k_i = 3388,4$$

$$-r_A = k_1 C_A C_B$$

Keterangan:

r_A	= Laju reaksi A	
k	= Konstanta laju reaksi (/s)	3388,3739
C_A	= konsentrasi komponen A (kmol/jam)	10000
C_B	= konsentrasi komponen B (kmol/jam)	0,3388

Nilai konstanta laju reaksi didapatkan dari jurnal yang berjudul "Troupe, Ralph A and Kenneth A Kobe. 1950. Kinetics of Acetic Acid and Ethanol reaction" yaitu :

$$K = 0,0139 \frac{L}{\text{mol}\cdot\text{second}} \text{ orde 2} = 0,834 \frac{L}{\text{mol}\cdot\text{min}}$$

$$k = 0,8340 \frac{L}{\text{mol min}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 L} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ jam}} = 50,0400 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}\cdot\text{jam}}$$

- **Menentukan laju alir volumetrik umpan (q_0):**

Diasumsikan : volume cairan selama reaksi adalah tetap.

$$m = r \times q_0 \quad 2 \quad 1,60$$

$$q_0 = \frac{m}{r} = \frac{25777,30 \text{ kg/jam}}{1126,69 \text{ kg/m}^3} = 22,88 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- **Menghitung konsentrasi umpan**

$$\text{konsentrasi C}_2\text{H}_4\text{O}_2(\text{Cao}) = \frac{261}{22,88} \frac{\text{kmol/jam}}{\text{m}^3/\text{jam}} = 11,407996 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{konsentrasi C}_2\text{H}_5\text{OH}(\text{Cbo}) = \frac{85,979703}{22,88} \frac{\text{kmol/jam}}{\text{m}^3/\text{jam}} = 3,7580692 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{konsentrasi C}_4\text{H}_8\text{O}_2(\text{Cco}) = \frac{85,979703}{22,88} \frac{\text{kmol/jam}}{\text{m}^3/\text{jam}} = 3,7580692 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{konsentrasi H}_2\text{O}(\text{Cdo}) = \frac{85,979703}{22,88} \frac{\text{kmol/jam}}{\text{m}^3/\text{jam}} = 3,7580692 \text{ kmol/m}^3$$

- **Menentukan C_A, C_B, C_C, C_D**

	$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	+	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	\rightleftharpoons	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	+	H_2O
mula mula	C_{ao}		C_{bo}				
Reaksi	$C_{ao}\cdot x_a$		$C_{bo}\cdot x_a$		$C_{bo}\cdot x_a$		$C_{bo}\cdot x_a$
Sisa	$C_{ao}-(C_{bo}\cdot x_a)$		$C_{bo}-(C_{bo}\cdot x_a)$		$C_{bo}\cdot x_a$		$C_{bo}\cdot x_a$

$$\text{Konversi} = 99,00\%$$

$$\text{Romi} - \text{Romo} - \text{Romr} = \text{Roma}$$

$$Fb_0 - Fb - (-rb)V = 0 \quad 0,99$$

$$Fb_0 - Fb = (-rb)V$$

$$V = \frac{Fb_0 - Fb}{(-rb)}$$

$$V = \frac{Fb_0 - Fb}{k \cdot C_b \cdot C_b}$$

$$V = \frac{Fb_0(Cb_0 - (Cb_0(1 - Xb)))}{k \cdot Cb_0(1 - Xb)(M - Xb)} \quad 22,127294 \quad \text{JR} \quad 1$$

$$v = \frac{85,12}{50 \times 3,76 (1 - 0,99) (3,04 - 0,99)} = \frac{85,12}{3,8468286} = 22,12729381 \quad \text{m}^3$$

$$t = \frac{22,127}{22,88} = 0,9672 \quad \text{jam} = 58,029 \quad \text{menit} \quad 3481,8$$

2. Menentukan Dimensi Reaktor

- Kondisi operasi

$$T = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} \times \frac{14,696 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} = 14,70 \text{ psi}$$

$$r_{\text{campuran}} = 1126,69 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1 \text{ lb/ft}^3}{16,0185 \text{ kg/m}^3} = 70,34 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 22,1273 \text{ m}^3 = 22127 \text{ L}$$

- Menentukan volume tangki (V_{tangki})

Faktor toleransi = 20 % ☐ Ketentuan 20 % - 30 %

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{liquid}} + (\text{Faktor toleransi} \times V_{\text{liquid}})$$

$$V_{\text{tangki}} = 22,13 \text{ m}^3 + (20 \% \times 22,13 \text{ m}^3)$$

$$V_{\text{tangki}} = 26,55 \text{ m}^3 \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,028317 \text{ m}^3} = 937,70 \text{ ft}^3$$

- Menentukan dimensi tangki

Menghitung diameter dalam *shell* (D):

Persamaan untuk menghitung volume *shell* (V_{shell}):

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

Persamaan untuk menghitung volume *head* :

$$V_{\text{head}} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Hal 88, Brownel, 1959})$$

Keterangan:

D = Diameter dalam *shell* (ft)

V_{head} = Volume *head torispherical* (ft³)

Dimana:

$$\frac{H_s}{D} = \frac{3}{2} \quad H_s = \frac{3}{2} D \quad (\text{Rase, tabel 8})$$

Sehingga, persamaan untuk volume total tangki horizontal adalah sebagai berikut:

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{tangki}} = \frac{1}{4} \rho D^2 H + \left[2 \times 0,000049 D^3 \right]$$

$$937,70 \text{ ft}^3 = \left[\frac{1}{4} \rho \times D^2 \times \frac{3}{2} D \right] + \left[2 \times 0,000049 \times D^3 \right]$$

$$937,70 \text{ ft}^3 = \left[1,1786 D^3 + 0,000098 D^3 \right] \frac{\text{ft}^3}{\text{ft}}$$

$$937,70 \text{ ft}^3 = 1,1787 D^3 \frac{\text{ft}^3/\text{ft}}{3,2808 \text{ ft}} = 2,82 \text{ m}$$

Menghitung tinggi *shell* (H_s):

$$H_s = \frac{3}{2} D = \frac{3}{2} \times 2,8243 \text{ m} = 4,24 \text{ m}$$

Menghitung tinggi liquid:

$$H_{\text{liquid}} = \frac{V_{\text{liquid}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s = \frac{22,13 \text{ m}^3}{26,55 \text{ m}^3} \times 2,82 \text{ m} = 2,35 \text{ m} = 7,7221 \text{ ft}$$

- Menentukan tebal *shell*

Menentukan tekanan design:

$$P_{\text{hidrostatik}} = r \times g \times h$$

Keterangan:

r = massa jenis liquid (kg/m³)

g = Percepatan gravitasi (9,80665 m/s²)

h = kedalaman/ketinggian zat cair (m)

$$P_{\text{hidrostatik}} = r \times g \times H_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 1126,69 \text{ kg/m}^3 \times 9,80665 \text{ m/s}^2 \times 2,35 \text{ m}$$

$$P = \frac{1}{2} \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 26004,95 \text{ kg/m s} \times \frac{1}{6894,76 \text{ kg/m s}^2} = 3,77 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} \times \frac{14,696 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} = 14,70 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} = 3,77 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi} = 18,47 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 10\%$$

$$P_{\text{design}} = 110 \% \times P_{\text{total}} = 110 \% \times 18,47 \text{ psi} = 20,31 \text{ psi}$$

Menentukan tebal *shell* dengan menggunakan *inside dimensions* :

- Bahan : *Stainless Steel SA-240 grade 316* ☐ T = 158 °F
- Nilai *stress material* (S) = 20000 psi (Hal 190, Megyesy, 2001)
- Efisiensi *joint* (E) = 0,8 ☐ Single welted Butt joints
- Corrosion allowance* (C) = 0,125 in (Hal 172, Megyesy, 2001)

$$- R = \frac{D}{2} = \frac{2,82 \text{ m}}{2} = 1,4121 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 55,596 \text{ in}$$

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 P} + C \quad (\text{Hal 18, Megyesy, 2001})$$

$$t = \frac{20,31 \text{ psi} \times 55,596 \text{ in}}{20000 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 20,31 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 0,20 \text{ in}$$

$$\text{Dari tabel standar ketebalan dinding vessel} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \quad (\text{hal 182, Megyesy, 2001})$$

- Menentukan tebal *head*

Jenis *head* : Torispherical ☐ untuk tekanan operasi 15-200 psig.

Menentukan diameter *outside* (OD):

$$OD = D + 2t$$

$$OD = 2,82 \text{ m} + 2 \times 5,5 \times 10^{-3} \text{ m} = 2,83 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 111,57 \text{ in}$$

$$\text{Standar OD} = 114 \text{ in} = 2,90 \text{ m} \quad (\text{Hal 90, Brownell, 1959})$$

Dari nilai OD, maka dapat ditentukan:

- *Inside-corner radius* (icr) = 6,875 in (Hal 90, Brownell, 1959)
- *Radius of dish* (r) = 108 in (Hal 90, Brownell, 1959)
- *Stress-intensification factor* (W) (Hal 87, Brownell, 1959)

$$W = \frac{1}{4} \left[3 + \left(\frac{r}{icr} \right)^{0,5} \right] \quad (\text{Hal 138, Brownell, 1959})$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{108 \text{ in}}{6,875 \text{ in}} \right)^{0,5} \right) = 1,74$$

Menghitung koreksi diameter inside setelah didapatkan OD sesuai standar:

$$ID_{\text{koreksi}} = OD - 2 \text{ ts} = 112 \text{ in} - 2 \times 0,19 \text{ in} = 111,19 \text{ in} = 2,82 \text{ m}$$

Menentukan tebal *head* :

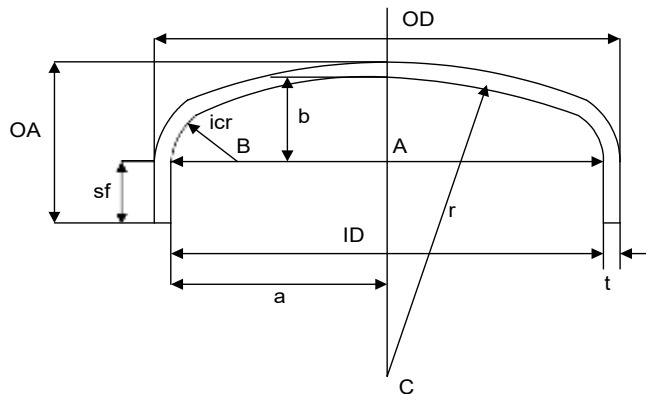
$$t = \frac{P \times r \times W}{2 S E - 0,2 P} + C \quad (\text{Hal 138, Brownell, 1959})$$

$$t = \frac{20,31 \text{ psi} \times 108 \text{ in} \times 1,74}{2 \times 20000 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 20,31 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t = 0,24 \text{ in}$$

$$\text{Standar } t = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,01 \text{ m} \quad (\text{Hal 182, Megyesy, 2001})$$

- Menentukan tinggi *head*



Gambar dimensi untuk *head* jenis torispherical
(Hal 87, Brownell, 1959)

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{111,19 \text{ in}}{2} - 6,875 \text{ in} = 48,72 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 108 \text{ in} - 6,875 \text{ in} = 101,125 \text{ in} \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$AC = [(BC)^2 - (AB)^2]^{0,5} \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$AC = [(101,125 \text{ in})^2 - (48,72 \text{ in})^2]^{0,5}$$

$$AC = 88,61 \text{ in}$$

$$b = r - [(BC)^2 - (AB)^2]^{0,5} \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$b = 108 \text{ in} - [(101,125 \text{ in})^2 - (48,72 \text{ in})^2]^{0,5}$$

$$b = 19,39 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 - 2,5 = 2,5 \text{ ditinjau dari OD (Tabel 5.6 Hal 88, Brownell, 1959)}$$

Menentukan tinggi *head* (*OA*) :

$$OA = t + b + sf \quad (\text{Hal 87, Brownell, 1959})$$

$$OA = 0,25 \text{ in} + 19,39 \text{ in} + 2,50 \text{ in} = 22,14 \text{ in} = 0,56 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi total

$$h_{\text{total}} = H_s + 2 \text{ OA} = 4,24 \text{ m} + 2 \times 0,56 \text{ m} = 5,36 \text{ m}$$

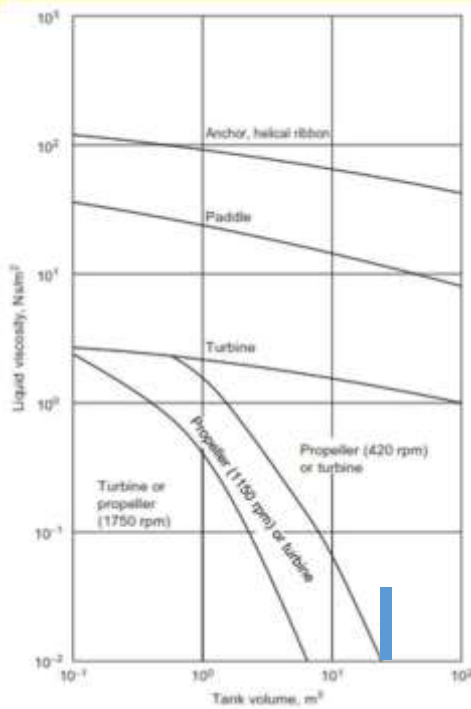
3. Menentukan Dimensi Pengaduk

- Menentukan jenis pengaduk:

$$D_t = 2,82 \text{ m} = 9,27 \text{ ft}$$

$$V = 22,13 \text{ m}^3 = 781,39 \text{ ft}^3$$

$$\mu_{\text{campuran}} = 0,00046 \text{ kg/ms} = 0,00046 \text{ N s/m}^2 = 0,00046 \text{ Pa.s}$$

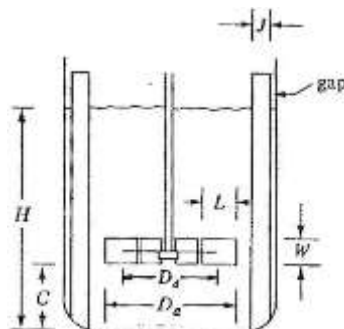


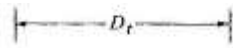
(Figure 15.14, Halaman 665, Towler, 2013)

Berdasarkan grafik diatas jenis pengaduk yang digunakan yaitu tipe: *flute six blade turbin*

Pertimbangan lainnya dilihat dari nilai viskositas larutan antara 0-10000 Pa.s (Holland table 8-3).

- Menentukan dimensi pengaduk





Dimensi turbin dan tangki
(Figure 3.4-3, Halaman 156, Geankoplis, 2003)

Proporsi geometris untuk standar sistem pengadukan:

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,5 \quad \square \quad 0,3 - 0,5 \quad ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad (\text{Hal 158, Geankoplis, 2003})$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad ; \quad \frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3} \quad ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad ; \quad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

Keterangan:

- | | |
|--------------------------------|-------------------------------------------|
| D_a = Diameter pengaduk | W = Lebar pengaduk |
| D_t = Diameter dalam reaktor | L = Jarak pengaduk dengan <i>buffle</i> |
| D_d = Diameter <i>disk</i> | J = Lebar <i>buffle</i> |
| H = Tinggi cairan | C = Jarak pengaduk dari dasar reaktor |

Maka dimensi pengaduk:

$$D_a = 0,5 \times D_t = 0,5 \times 2,82 \text{ m} = 1,41 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{5} \times D_a = \frac{1}{5} \times 1,41 \text{ m} = 0,28 \text{ m}$$

$$D_d = \frac{2}{3} \times D_a = \frac{2}{3} \times 1,41 \text{ m} = 0,94 \text{ m}$$

$$L = \frac{1}{4} \times D_a = \frac{1}{4} \times 1,41 \text{ m} = 0,35 \text{ m}$$

$$J = \frac{1}{12} \times D_t = \frac{1}{12} \times 2,82 \text{ m} = 0,24 \text{ m}$$

$$C = \frac{1}{3} \times D_t = \frac{1}{3} \times 2,82 \text{ m} = 0,94 \text{ m}$$

$$\frac{D_a}{w} = \frac{1,41}{0,28} = 5 \quad \text{dan} \quad \frac{D_t}{J} = \frac{2,82}{0,24} = 12$$

- Menentukan jumlah pengaduk

Menghitung tinggi cairan:

Tinggi cairan dapat ditentukan dengan persamaan :

$$V_{head} = 0,000049 D^3$$

Menghitung volume cairan dalam shell (V_{shell}):

$$V_{shell} = V_{reaktor} - V_{head}$$

$$V_{shell} = V_{reaktor} - 0,000049 D_T^3$$

$$V_{shell} = 781,39 \text{ ft}^3 - (0,000049 \times 9,27^3 \text{ ft}^3) = 781,35 \text{ ft}^3 = 22,13 \text{ m}^3$$

Menghitung luas penampang shell (A_s):

$$A_s = \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\pi \times 9,27^2}{4} = 67,40 \text{ m}^2$$

Menghitung tinggi cairan dalam shell (Z_{shell}):

$$Z_{shell} = \frac{V_{shell}}{A_s} = \frac{22,13 \text{ m}^3}{67,40 \text{ m}^2} = 0,33 \text{ m}$$

Menghitung tinggi cairan total (Z_1):

$$Z_1 = Z_{shell} + \text{Tinggi head} = 0,33 \text{ m} + 0,56 \text{ m} = 0,89 \text{ m} = 2,92 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah pengaduk (Jumlah turbin):

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{WELH}{D} \quad (\text{Rase, eq 8.9})$$

Keterangan:

WELH = water equivalent liquid height (ft)

D = diameter pengaduk (ft)

Dimana:

WELH = $Z_1 \times \text{specific gravity}$

$$WELH = Z_1 \times \frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}} = 2,92 \text{ ft} \times \frac{1126,69 \text{ kg/m}^3}{1777,08 \text{ kg/m}^3} = 1,85 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{WELH}{D} = \frac{1,85 \text{ ft}}{2,82 \text{ m}} \times \frac{1 \text{ m}}{3,2808 \text{ ft}} = 0,20 \approx 1$$

Maka jumlah turbin yang digunakan yaitu = 1 turbin

- Menentukan kecepatan pengadukan

$$N = \frac{600 \times \left(\frac{WELH}{2 \times ID} \right)^{0,5}}{3,14 \times ID} \quad (\text{Rase, eq 8.8})$$

Keterangan:

WELH = water equivalent liquid height (ft)

ID = diameter pengaduk (ft)

N = Kecepatan pengadukan (rpm)

$$N = \frac{600 \times \left(\frac{1,85 \text{ ft}}{2 \times 4,63 \text{ ft}} \right)^{0,5}}{3,14 \times 4,63 \text{ ft}} = 18 \text{ rpm} = 0,31 \text{ rps}$$

$$= 1106 \text{ rpj}$$

- **Menentukan daya pengadukan**

Menghitung Reynolds number (N'_{Re}):

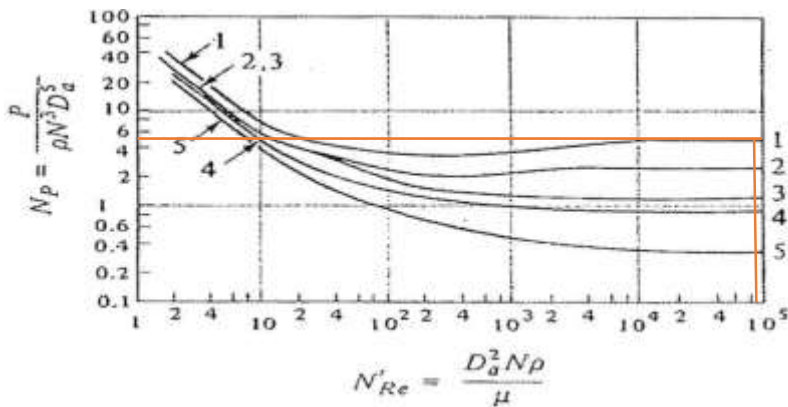
(Hal 158, Geankoplis, 2003)

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 \times N \times r}{m}$$

$$N'_{Re} = \frac{1,41^2 \text{ m}^2 \times 0,31 \text{ rps} \times 1126,69 \text{ kg/m}^3}{0,00046 \text{ kg/m.s}} = 1516917,09$$

$$= 3 \cdot 10^6$$

Untuk jenis pengaduk *flat six-blade turbine with disk*



(Figure 3.4-5., Halaman 159, Geankoplis, 2003)

Dari grafik diatas didapatkan nilai *power number* (N_p) = 5

Menghitung daya pengaduk (P):

$$P = N_p \times r \times N^3 \times D_a^5$$

$$P = 5 \times 1126,69 \times 0,31^3 \times 1,41^5 = 918,48 \text{ J/s}$$

$$= 0,92 \text{ kW}$$

$$= 1,23 \text{ hp}$$

Spesifikasi Reaktor (R-101)

Nama	Reaktor
Kode	R-101
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara Asam Laktat (C ₃ H ₆ O ₃) dengan Methanol (CH ₃ OH) dengan menggunakan katalis Asam Sulfat (H ₂ SO ₄) membentuk Metil Laktat (C ₄ H ₈ O ₃)
Tipe	<i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 grade 316</i>
Jumlah	1 unit
Tekanan	1 atm
Tekanan desain	1,38 atm
Temperatur	70 °C
Waktu tinggal	58,03 menit
Kapasitas tangki	26,55 m ³
Dimensi:	
- Diameter <i>inside</i>	2,82 m
- Diameter <i>outside</i>	2,90 m
- Tinggi <i>shell</i>	4,24 m
- Tinggi <i>head</i>	0,56 m
- Tebal <i>shell</i>	0,00 m
- Tebal <i>head</i>	0,01 m
Jenis pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Jumlah turbin	1 turbin
Jumlah <i>baffle</i>	4 <i>baffle</i>
Dimensi pengaduk:	
- Diameter pengaduk	1,41 m
- Diameter <i>disk</i>	0,94 m
- Lebar pengaduk	0,28 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,24 m
- Jarak pengaduk dengan <i>baffle</i>	0,35 m
- Jarak pengaduk dari dasar reaktor	0,94 m
Kecepatan pengaduk	18,44 rpm
Daya pengaduk	1,23 hp

Distilasi (D-201)

Fungs : Memisahkan Butadiene dengan n-Butane dan Pelarut NMP

Jenis : Sieve Tray

Kode : D-201

A. Kondisi Operasi

Temperatur

T Umpan = 127 °C = 401 K

T Distilat = 124,8 °C = 398 K

T Bottom = 136 °C = 409 K

Tekanan

P Umpan = 1 atm = 760 mmHg

P Distilat = 1 atm = 760 mmHg

P Bottom = 2 atm = 1520 mmHg

Light Key = C₄H₆

Heavy Key = C₄H₁₀

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	kmol/jam	x _F	kmol/jam	x _D	kmol/jam	x _B
C ₂ H ₄ O ₂	175,02	0,42	0,01750185	0	175,00	0,74
C ₂ H ₅ OH	0,87	0	0,868417599	0	0,00	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	85,98	0,21	85,97290246	0,47	0,01	0,00
H ₂ O	97,23	0,23	97,22395826	0,53	0,01	0,00
H ₂ SO ₄	60,15	0,14	0,6111111111	0	60,15	0,26
Total	419,3	1	184,6938913	1	235,17	1,00

B. Menentukan Stage Minimum

$$\alpha_{LK} = 2,57$$

$$x_{LK,D} = 0,52814$$

$$x_{HK,D} = 9,5E-05$$

$$x_{LK,B} = 4,1E-05$$

$$x_{HK,B} = 0,74415$$

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)^D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)^B}{\log \alpha_{LK}} \quad (\text{Persamaan 11.58, Towler})$$

$$N_m = 20,7055 \quad \text{stages}$$

$$= 19,7055 \quad \text{stages} \quad (\text{tanpa reboiler})$$

C. Menghitung Jumlah Tray Teoritis

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4\Psi}{11 + 1} \right)^{\frac{\Psi - 1}{2\Psi}} \left(\frac{\Psi - 1}{\Psi^{0,5}} \right) \right]$$

Dimana :

$$\Psi = (R - R_m) / (R + 1)$$

$$R_m = 5,21321$$

$$R = 6,77717$$

$$\psi = 0,2011$$

$$N_m = 19,5531$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,701414378$$

$$N = 67,83483809 \quad \text{stage}$$

$$= \quad \mathbf{68} \quad \text{stage}$$

D. Menentukan Efisiensi Plate

Efisiensi plate pada umumnya bernilai 30-70%. (Coulson, Hal. 548)

$$\text{Efisiensi (Ef)} = 70 \quad \%$$

$$\text{Jumlah tray aktual} = \frac{N - 1}{\text{Ef}} = 95,5 \text{ tray}$$

$$= 96,5 \text{ tray}$$

F. Menentukan Lokasi Feed Tray

Rumus untuk menghitung letak feed plate :

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_{F, HK}}{X_{F, LK}} \right) \left(\frac{X_{B, LK}}{X_{D, HK}} \right)^2 \right]$$

X _{f,HK} = 0,23192	log N _r /N _s = 0,0306696
X _{f,LK} = 0,41745	N _r /N _s = 1,07317265
X _{B,LK} = 0,74419	
X _{D,HK} = 0,52815	Stage (N)
B = 235,156	N = N _r + N _s
D = 184,101	N _r = 35,115 di bawah feed tray
	N _s = 32,720 di atas feed tray
	Total Stage = 67,835

G. Menghitung Tinggi Distilasi

Berdasarkan plate spacing Towler, pada umumnya jarak antar plate yang digunakan ialah 0,15 m - 1 m. (Towler, Hal 853)

Digunakan jarak antar plate = 0,25 m

Tinggi Menara Distilasi (H)

$$\begin{aligned}
 H &= \text{Jumlah tray aktual} \times \text{Plate spacing} \\
 &= 67,835 \times 0,25 \text{ m} \\
 &= 16,9587 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Plate Spacing

The overall height of the (6 in) to 1 m (36 in) are and operating condition room is restricted; as it diameter, plate spacing taken as an initial estimate is made.

A larger spacing will arrangements, and for m

H. Menghitung Laju Alir Maksimum

1. Neraca Massa Kolom Atas dan Kolom Bawah

$$\begin{aligned}
 L_n &= R \times D \\
 &= 6,78 \times 184,6939 \\
 &= 1251,7 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{n+1} &= L_n + D \\
 &= 1252 + 184,6939
 \end{aligned}$$

Tabel C. Komposisi Kolom atas Distilasi 1

Komponen	D	Ln	Vn+1
	kmol/jam	kmol/jam	kmol/jam
C ₂ H ₄ O ₂	0,0175	0,118613018	0,1361149
C ₂ H ₅ OH	0,86842	5,885413914	6,7538315
C ₄ H ₈ O ₂	85,9729	582,6529963	668,6259
H ₂ O	97,224	658,903317	756,12728
H ₂ SO ₄	0,61111	4,141604038	4,7527151
Total	184,694	1251,701944	1436,3958

$$V_{m+1} = L_m - W$$

Tabel C. Komposisi Kolom Bawah Distilasi 1

Komponen	Lm	Vm+1	W
	kmol/jam	kmol/jam	kmol/jam
C ₂ H ₄ O ₂	1240,46	1065,458809	175,00
C ₂ H ₅ OH	0,00	0,000528772	0,00
C ₄ H ₈ O ₂	0,06	0,052348128	0,01
H ₂ O	0,07	0,059198795	0,01
H ₂ SO ₄	426,35	366,2030077	60,15
Total	1666,94	1431,773893	235,17

2. Menghitung BM Campuran

Tabel C. Menghitung Berat Molekul Campuran Distilasi 1

Komponen	BM	xF	BMf	xD	BMd	xB	BMb
			kg/kmol		kg/mol		kg/kmol
C ₂ H ₄ O ₂	60,1	0,42	25,06879458	0	0,00569064	0,744	44,6881
C ₂ H ₅ OH	46,1	0	0,09544382	0	0,21663669	4E-07	1,7E-05
C ₄ H ₈ O ₂	88,1	0,21	18,06986868	0,47	41,0146668	4E-05	0,003221
H ₂ O	18	0,23	4,178088089	0,53	9,48335009	4E-05	0,000745
H ₂ SO ₄	98,1	0,14	14,07229977	0	0,32452165	0,256	25,08554
Total		1	61,48449493	1	51,0448659	1	69,77762

3. Menghitung Densitas Campuran Liquid

$$\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Tabel C. Data Properties Densitas Liquid

Komponen	A	B	n	Tc
C ₂ H ₄ O ₂	0,35182	0,26954	0,26843	592,71
C ₂ H ₅ OH	0,2657	0,26395	0,2367	516,25
C ₄ H ₈ O ₂	0,30654	0,25856	0,278	523,3
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925

Menghitung Densitas Umpan

$$\begin{aligned} T \text{ Umpan} &= 127 \text{ C} \\ &= 401 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel C. Densitas Campuran Umpan Distilasi

Komponen	1-T/Tc)^	ρ (kg/m ³)	x _F	ρ_F (kg/m ³)
C ₂ H ₄ O ₂	0,7391	927,0922266	0,4174	387,0141
C ₂ H ₅ OH	0,7018	676,6953978	0,0021	1,401797
C ₄ H ₈ O ₂	0,6682	756,8736416	0,2051	155,2202
H ₂ O	0,7590	927,3172618	0,2319	215,0626
H ₂ SO ₄	0,8503	1703,870833	0,1435	244,4701
Total			1	1003,169

Menghitung Densitas Distilat

$$\begin{aligned} T \text{ Distilat} &= 125 \text{ C} \\ &= 398 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel C. Densitas Campuran Distilat Distilasi

Komponen	1-T/Tc)^	ρ (kg/m ³)	x _D	ρ_D (kg/m ³)
C ₂ H ₄ O ₂	0,7418	930,3922613	9E-05	0,088165
C ₂ H ₅ OH	0,7056	680,0893128	0,0047	3,197732
C ₄ H ₈ O ₂	0,6722	760,9410641	0,4655	354,2094
H ₂ O	0,7614	930,0965188	0,5264	489,6083
H ₂ SO ₄	0,8516	1707,287558	0,0033	5,649036
Total		5008,806715	1	852,7526

Menghitung Densitas Bottom

$$\begin{aligned} T_{\text{Bottom}} &= 136 \text{ C} \\ &= 409 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel C. Densitas Campuran Bottom Distilasi

Komponen	$1-T/T_c$	ρ (kg/m ³)	x_B	ρ_B (kg/m ³)
C ₂ H ₄ O ₂	0,7298	915,9272855	0,74	681,59
C ₂ H ₅ OH	0,6888	665,0604545	0,00	0,000246
C ₄ H ₈ O ₂	0,6545	742,9992037	0,00	0,027165
H ₂ O	0,7512	917,9523776	0,00	0,037954
H ₂ SO ₄	0,8462	1692,434926	0,26	432,872
Total		4934,374247	1,00	1114,527

4. Menghitung Densitas Campuran Vapor

$$\begin{aligned} T_{\text{Distilat}} &= 124,8 \text{ }^\circ\text{C} &= 398 \text{ K} \\ T_{\text{Bottom}} &= 136,2 \text{ }^\circ\text{C} &= 409 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 1 \text{ atm} \\ R &= 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P \times B_M}{R \times T} \times \text{fraksi mol}$$

Tabel C. Densitas Campuran Vapor

Komponen	ρ distilat (kg/m ³)	ρ bottom (kg/m ³)
C ₂ H ₄ O ₂	0,000174397	1,369528422
C ₂ H ₅ OH	0,00663913	5,21469E-07
C ₄ H ₈ O ₂	0,290630348	2,28275E-05
H ₂ SO ₄	0,009945414	0,768781061
Total	0,30738929	2,138332832

I. Menghitung Mixtur Surface Tension

Berdasarkan Buku Yaws, 1999. Surface Tension ditentukan oleh :

$$\sigma = A \cdot (1 - T/T_c)^n \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Tabel C. Mixtur Surface Tension Distilat D-201

Komponen	A	T _c	n	σ	xD	σ _m (N/m)
				(dyne/cm)		
C ₂ H ₄ O ₂	52,66	425,18	1,233	1,779313	9E-05	1,7E-07
C ₂ H ₅ OH	47,682	425,37	1,051	2,676794	0,005	1,3E-05
C ₄ H ₈ O ₂	76,514	724,00	1,219	28,93644	0,526	0,015
H ₂ SO ₄	132,674	647,13	0,955	53,33249	0,003	0,00018
Total				86,72503	0,535	0,01542

Tabel C. Mixtur Surface Tension Bottom D-201

Komponen	A	T _c	n	σ	xB	σ _m (N/m)
				(dyne/cm)		
C ₂ H ₄ O ₂	52,66	425,18	1,23	0,90952131	0,74	0,000677
C ₂ H ₅ OH	47,682	425,37	1,05	1,51895458	0,00	5,61E-10
C ₄ H ₈ O ₂	76,514	724	1,22	27,7039627	0,00	1,15E-06
H ₂ SO ₄	132,674	647,13	0,96	50,9924103	0,26	0,013042
Total				81,1248489	1,00	0,01372

J. Menghitung Diameter Kolom

Menentukan Liquid Vapor Flow Factor (Flv) berdasarkan persamaan 17.50, Towler sebagai berikut :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Towler, 866})$$

Dimana :

L_w = Laju alir massa liqu (kg/s)

L_v = Laju alir massa vap (kg/s)

Menentukan Flv Distilat

Diketahui: L_w = 20,23999 kg/s

V_w = 17,63768 kg/s

ρ_v = 0,307389 kg/m³

ρ_L = 852,7526 kg/m³

Sehingga

$$\text{Flv Distilat} = 0,02179$$

Menentukan Flv Bottom

Diketahui: $L_w = 20,23999 \text{ kg/s}$
 $V_w = 17,63768 \text{ kg/s}$
 $\rho_v = 2,138333 \text{ kg/m}^3$
 $\rho_L = 1114,527 \text{ kg/m}^3$

Sehingga

$$\text{Flv Bottom} = 0,05026$$

0,05026

1. Menentukan Konstanta K1

Konstanta K1 ditentukan melalui kurva *flooding velocity, sieve plates* Towler Fig. 17.34 Hal. 866

Plate spacing digunakan = 0,25 m

K1 top = 0,03

K1 botto = 0,7

K1 untuk σ tertentu

$$K_1^* = K_1 \times \left[\frac{\sigma}{0,02} \right]^{0,2} \quad (\text{Towler, Hal 866})$$

maka

K1 top = 0,027821949

K1 bottom = 0,64917882

2. Menentukan Flooding Vapor Velocity (uf)

Flooding Vapor Velocity ditentukan dengan Persamaan (Fair, 1961) sebagai berikut

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Towler, Hal. 865})$$

Flooding Vapor Velocity untuk Top & Bottom Distilasi

uf Top = 0,634568118 m/s

uf Bottom = 14,80658942 m/s

Untuk estimasi design, digunakan 80% - 85% dari *flooding velocity* (uf)

Digunakan *flooding velocity* = 85% (Towler, Hal. 865)

Didapatkan *flooding* pada *maximum flowrate Design (un)* :

$$\begin{aligned} \text{un Top} &= 0,539 && \text{m/s} \\ \text{un Botto} &= 12,59 && \text{m/s} \end{aligned}$$

3. Menghitung *Maximum Volumetric Rate*

$$\begin{aligned} \text{Top Maximum Volumetric} &= \frac{V_m \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} \\ &= \frac{1436 \times 51,04}{0,31 \times 3600} \\ &= 66,2575 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom Max. Volumetric R} &= \frac{V_m \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} \\ &= \frac{1432 \times 69,78}{2,14 \times 3600} \\ &= 12,9782 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

4. Menghitung *Net Area* yang diperlukan (A_n)

$$\text{Net Area} = \frac{\text{Max. Volumetric Rate}}{\text{Max. Rate Flooding}}$$

$$\text{Top Net Area} = 122,8394 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom Net Area} = 1,03119 \text{ m}^2$$

5. Menghitung *Dowcomer Area* (A_d)

Untuk trial pertama, digunakan *Downcomer Area* sebesar 12% dari luas total

$$A_d = \frac{\text{Net Area}}{(1 - 0,12)}$$

$$A_d \text{ Top} = 614,197 \text{ m}^2$$

$$A_d \text{ Bottom} = 5,15595 \text{ m}^2$$

6. Menghitung *Diameter Kolom* (A_c)

$$\sqrt{A_d \times 4}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{L_m}{\pi}}$$

$$A_c \text{ Top} = 49,6 \text{ m}$$

$$A_c \text{ Botto} = 4,54 \text{ m}$$

K. Menghitung Liquid Flow Pattern

$$\begin{aligned} \text{Max. Volumetric Liqui} &= \frac{L_m \times \text{BM}}{\rho L \times 3600} \\ &= \frac{1666,942 \times 69,778}{1114,527 \times 3600} \\ &= 0,02898968 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Berdasarkan kurva pemilihan pola aliran pada Fig. 17.35, Towler dengan menyesuaikan nilai *Liquid flow rate* dan diameter kolom aliran yang digunakan dalam kolom distilasi D-201 ialah

Double Pass

L. Perancangan Plate

$$\begin{aligned} \text{Diameter kolom (Dc)} &= 4,54 \text{ m} \\ \text{Luas kolom (Ac)} &= 16,2 \text{ m}^2 \\ \text{Luas downcomer (Ad)} &= 12\% \text{ Ac} = 1,94 \text{ m}^2 \\ \text{Luas net area (An)} &= \text{Ac} - \text{Ad} = 14,2 \text{ m}^2 \\ \text{Luas active area (Aa)} &= \text{Ac} - 2\text{Ad} = 12,3 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole area (Ah)} &= 10\% \text{ Aa} = 1,23 \text{ m}^2 \\ \text{Panjang weir (lw)} &= \text{dari fig.17.39 (Towler, hal.872)} \\ &(\text{Ad}/\text{Ac}) \times 100\% = 12\% \\ \\ \text{lw}/\text{Dc} &= 0,74 \quad \text{fig.17.39 (Towler, hal.872)} \\ \text{lw} &= 0,74 \times 4,54134 \\ &= 3,36 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Dimaensi Weir :

Tinggi weir

Ketinggian weir untuk kolom distilasi yang beroperasi di atas tekanan

atmosferik berkisar antara 40 - 90 mm (Towler, Hal. 871)

digunakan Tinggi weir (h_{weir})

h_{weir} : 40 mm

Diameetr hole

Diameter *hole* pada umumnya berkisar antara 2,5 - 19 mm. untuk pada aplikasi kolom distilasi dengan material *non-fouling* biasanya digunakan diameter *hole* sebesar 5 mm.

(Towler, Hal. 871)

digunakan diameter hole (d_{hole}) :

d_{hole} : 19 mm

Tebal plate

Untuk material plate stainless steel, tebal plate yang digunakan ialah 3 mm

t_{plate} : 3 mm

M. Check Weeping

$$\begin{aligned} \text{Max. Liq rate} &= \frac{L_m \times BM}{3600} \\ &= \frac{1667 \times 69,77762}{3600} \\ &= 32,3 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Min. Liq rate} &= 70\% \times \text{max. liquid rate} \\ &= 22,6 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{max. } h_{ow} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times l_w} \right)^{2/3} \\ &= 750 \left(\frac{32,30979092}{1114,53 \times 3,3606} \right)^{2/3} \\ &= 31,5 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{min. } h_{ow} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times l_w} \right)^{2/3} \\ &= 750 \left(\frac{22,61685364}{1114,53 \times 3,3606} \right)^{2/3} \end{aligned}$$

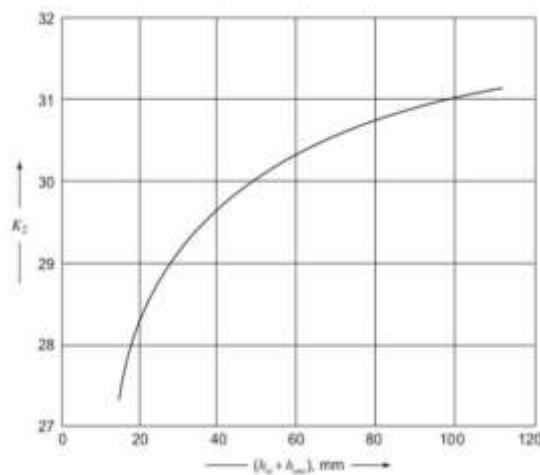
$$= \sqrt{1114,53 \times 3,3606}$$

$$= 24,5 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{minimum rate } h_{ow} + h_w &= 24,5 + 40 \\ &= 64,5 \text{ mm} \end{aligned}$$

Menentukan Nilai K2

Nilai K2 ditentukan dari Kurva *weep point correlation* pada Gambar 17.37, Towler



diperoleh : $K_2 = 29,9$

$$\begin{aligned} uh &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}} \\ &= \frac{29,9 - 0,9 (25,4 - 19)}{2,14^{0,5}} \\ &= 16,508 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{actual min. vapor} &= \frac{\text{minimum vapor rate}}{\text{velocity}} \\ &= \frac{0,7 \times 12,978}{1,230416} \\ &= 7,38 \text{ m/s} \end{aligned}$$

N. Plate Pressure Drop

$$\begin{aligned} \text{laju uap max. melalui hole} &= \frac{Q_v}{Ah} \\ &= \frac{13}{1,23} \\ &= 10,5 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari Kurva *Discharge coefficient*, untuk tebal *plate/hole* = 0,16
dengan nilai $Ah / Aa * 100 = 10,0$
didapatkan $C_0 = 0,72$ (Towler, 875)

$$\begin{aligned} hd &= 51 \left(\frac{uh}{C_0} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \\ &= 51 \left(\frac{16,5}{0,72} \right)^2 \frac{2,13833}{1115} \\ &= 51,4 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Menentukan *residual head* (hr),

$$\begin{aligned} hr &= \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} \\ &= \frac{12,5 \times 10^3}{1114,5} \\ &= 11,2 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Menentukan *pressure drop* total pada *plate* (ht),

$$\begin{aligned} ht &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 51,44 + 64,5 + 11,2 \\ &= 127 \text{ mm} \end{aligned}$$

Nilai ht yang diperoleh = 127 mm. nilai *pressure drop* tersebut dapat diterima (Towler, Hal 881)

$$\begin{aligned} \text{Plate pressure } dr &= 0,00981 \times ht \times \rho_L \\ &= 0,00981 \times 127 \times 1115 \\ &= 1389,7 \text{ Pa} \\ &= 0,01371519 \text{ atm} \end{aligned}$$

O. Downcomer Liquid Backup

Menentukan tinggi *bottom edge* dari apron di atas *plate*
(Towler, Hal. 877)

$$hap = hw - (10 \text{ mm})$$

dipilih:

$$\begin{aligned} hap &= hw - 10 \\ &= 40 - 10 \\ &= 30 \text{ mm} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area di bawah apron, } A &= hap \times lw \\ &= 0,03 \times 3,3606 \\ &= 0,100817842 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan *head loss* pada *downcomer* (h_{dc})

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho L A_m} \right)^2 \\ &= 166 \left(\frac{32,30979092}{1114,53 \times 0,1} \right)^2 \\ &= 13,7 \text{ mm} \end{aligned}$$

Menentukan *Backup in downcomer* (h_b),

dimana liquid bersifat bening, maka digunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} h_b &= (hw + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Towler, Hal. 876}) \\ &= 64,5 + 127 + 13,7 \\ &= 205 \text{ mm} \\ &= 0,21 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_b \leq 0,5 \times (\text{plate spacing} + \text{weir height})$$

$$0,21 \leq 0,5 \times (0,25 + 0,04) \text{ m}$$

$$0,21 \leq 0,145 \text{ m}$$

maka, nilai *plate spacing* = 0,25 m dapat diterima

Menentukan waktu tinggal *downcomer* (t_r),

$$\begin{aligned} t_r &= \frac{A_d h_b \rho L}{L_{wd}} \\ &= \frac{1,94 \times 0,21 \times 1115}{32,30979092} \\ &= 13,8 \text{ s} \end{aligned}$$

P. Check Entrainment

$$\begin{aligned}
 uv &= \frac{Qv}{An} \\
 &= \frac{13}{14,2} \\
 &= 0,91 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{\text{percent}}{\text{flooding}} &= \frac{uv}{uf} \\
 &= \frac{0,91}{14,8} \\
 &= 6\%
 \end{aligned}$$

FLV = 0,05
 dari kurva *entrainment correlation* untuk sieve plate, diperoleh $\psi = 0,01 < 0,1$, syarat terpenuhi (Towler, Hal. 869)

Trial Layout

Tipe konstruksi yang digunakan ialah *cartridge, dengan tebal*

Tebal tepi plate = 0,05 m
 Calming zone = 0,05 m
 (Towler, Hal. 882)

Q. Perforated area

Perbandingan lw/Dc

$$\begin{aligned}
 \frac{lw}{Dc} &= \frac{3,361}{4,541} \\
 &= 0,74
 \end{aligned}$$

dengan sudut subtended $\theta_c = 90^\circ$

$$\begin{aligned}
 \text{Sudut tepi plate pada } \textit{unperforated strip} &= 180 - 90^\circ \\
 &= 90^\circ
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang } \textit{unperforated edge} &= \left[Dc - \frac{\text{lebar } \textit{unperforated}}{\text{edge strip}} \right] \pi \times \left(\frac{\text{sudut tepi}}{180} \right) \\
 &= \left[4,5 - 0,05 \right] \pi \times \left(\frac{90}{180} \right) \\
 &= 7,05141 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area of unperforated edge} &= \text{Lebar unperforated} \times \text{Panjang unperforated edge strip} \\
 &= 0,05 \times 7,0514 \\
 &= 0,35257 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area of calming zone rata-rata} &= lw + \text{lebar unperforated strip} \\
 &= 3,361 + 0,05 \\
 &= 3,410597 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area of calming zone} &= 2 \left[\text{Area of calming zone rata-rata} \times \text{lebar unperforated strip} \right] \\
 &= 2 [3,41059 \times 0,05] \\
 &= 0,34106 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan total area perforation (A_p),

$$\begin{aligned}
 A_p &= A_a - \text{Area of unperforated edge strips} - \text{Area of calming zone} \\
 &= 12,3 - 0,35 - 0,34 \\
 &= 11,6 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\frac{Ah}{A_p} = \frac{1,23}{11,6} = 0,11$$

Dari kurva *hole area - pitch* diperoleh nilai $l_p/dh = 2,5$. Hal ini menunjukkan dengan range normal l_p/dh (Towler, Hal. 872)

R. Jumlah Lubang Plate

Jumlah lubang pada plate ditentukan pada persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{uas satu lubang} &= \frac{\pi \cdot dh^2}{4} \quad (\text{Towler, Hal. 882}) \\
 &= \frac{\pi \times [0,019]^2}{4}
 \end{aligned}$$

$$= 0,0002834 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{Ah}{\text{Luas satu lubang}} \quad (\text{Towler, Hal. 882}) \\
 &= \frac{1,230}{0,0002834}
 \end{aligned}$$

$$= 4342 \text{ lubang}$$

S. Menentukan Tebal *Shell* Kolom

Bahan shell yang digunakan adalah *plate steel* SA-240 grade S-304 (Brownell, Hal. 342)

$$\text{Allowable stress max (S)} = 17000 \text{ Psi}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

(Brownell, Tabel 13.2, Hal. 254)

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

$$P \text{ operasi} = 2 \text{ atm} = 29,392 \text{ Psi}$$

$$\text{Diameter mena} = 4,54 \text{ m} = 178,79 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari menar} = 2,27 \text{ m} = 89,396 \text{ in}$$

$$\text{Densitas} = 1115 \text{ kg/m}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 1115 \times 9,81 \times 16,959$$

$$= 185418,274 \text{ Pa} = 26,886 \text{ Psi}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ Operasi} + P \text{ Hidrostatik}$$

$$= 29,4 + 26,9 = 56,277 \text{ Psi}$$

Dengan faktor keamanan 10% maka didapatkan tekanan desain sebesar 61,9 Psi

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{PR}{((SE) - 0.6 P)} + C \\ &= \frac{56,3 \times 89,396}{((16711 \times 0,8) - (0,6 \times 42,57))} + 0,13 \\ &= 0,53303344 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{dipilih tebal shell standar} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

(Brownel, Tabel 5.8, Hal. 93)

Menentukan Tebal *Head*

Bahan yang digunakan sama dengan bahan yang digunakan untuk *shell* dan dipilih head jenis *torispherical dished head* (Brownell, Hal. 89-93)

$$\text{ID} = 179 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t = 179 \text{ in}$$

$$\text{OD Standar} = 32 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 2 \\ r &= 30 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{stress intensification factor (W)} &= \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{\text{icr}}{r} \right)^{0,5} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{2}{30} \right)^{0,5} \right) \\ &= 0,81 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID korek} &= \text{OD} - 2ts \\ &= 31,6 \text{ in} \\ &= 0,8 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal head} &= \frac{P \text{ rc } W}{2SE - 0,2P} + C \\ \text{kolom (th)} &= \frac{29,3918 \times 89,4 \times 0,81}{2 \times 16711 \times 0,8 - 0,2 \times 61,9} + 0,13 \\ &= 0,291 \text{ in} \\ \text{tebal head standar} &= 0,188 \text{ in} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

U. Menentukan Tinggi Head Kolom

Jenis *head* yang digunakan ialah *torispherical head* dengan ketebalan *head* sebesar *th*.

$$\text{th} = 0,19 \text{ in}$$

untuk ketebalan *head* 3/16, digunakan nilai *sf* sebagai berikut :
(Brownell, Hal. 87)

$$\begin{aligned} \text{sf} &= 1,5 \text{ in} \\ a &= \text{ID}/2 = 15,813 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} = 13,813 \text{ in} \\ \text{BC} &= \text{rc} - \text{icr} = 28 \text{ in} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} = 24,356 \text{ in} \\ b &= \text{rc} - \text{AC} = 5,644 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= \text{sf} + b + \text{tebal head} \\ &= 7,331 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 0,186 \text{ m}$$

V. Menghitung Tinggi Total Menara Distilasi

$$\text{Tinggi menara (H)} = 17 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head kolom atas} = 0,19 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head kolom bawah} = 0,19 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Total Kolom Distilasi} &= H + \text{Tinggi head atas} + \text{Tinggi head bawah} \\ &= 17,331 \text{ m} \end{aligned}$$

W. Menghitung Ukuran Pipa

D Optimum pipa berdasar brownell, process equipment design, hal 390

1. Pipa masukkan *feed* menara distilasi

$$\text{Feed (G)} = 25777,39 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,16038581 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{feed}} = 1003,16876 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 64,488 \text{ mm} \\ &= 2,539 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

$$\text{Nps} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 10\text{s}$$

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,635 \text{ in}$$

2. Pipa keluaran uap kolom atas menara distilasi

$$V = 72864 \text{ kg/jam}$$

$$= 20,240 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{uap}} = 0,307 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 532 \text{ mm} \\ &= 20,932 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 22 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 10\text{xs} \\
 \text{OD} &= 22 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 21 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Pipa masukan refluks menara distilasi

$$\begin{aligned}
 L_o &= 63496 \text{ kg/jam} \\
 &= 17,638 \text{ kg/s} \\
 \rho \text{ cair} &= 852,75 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum} &= 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37} \\
 &= 110,427 \text{ mm} \\
 &= 4,348 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 5 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 120 \\
 \text{OD} &= 5,56 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 4,563 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4. Pipa keluaran distilat menara distilasi

$$\begin{aligned}
 D &= 9368,3 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,602 \text{ kg/s} \\
 \rho \text{ cair} &= 852,75 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum} &= 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37} \\
 &= 40,050 \text{ mm} \\
 &= 1,577 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 160 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 1,69 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Pipa keluaran bawah menara distilasi

$$\begin{aligned}
 L_m &= 116312 \text{ kg/jam} \\
 &= 32,309 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ cair} = 1114,53 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37} \\ &= 137,843 \text{ mm} \\ &= 5,427 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 6 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 120 \\ \text{OD} &= 6,63 \text{ in} \\ \text{ID} &= 5,501 \text{ in} \end{aligned}$$

6. Pipa keluaran uap *reboiler* masuk menara distilasi

$$\begin{aligned} V &= 99903 \text{ kg/jam} \\ &= 27,751 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ uap} &= 2,138 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37} \\ &= 263,774898 \text{ mm} \\ &= 10,385 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 12 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 140 \\ \text{OD} &= 12,8 \text{ in} \\ \text{ID} &= 10,5 \text{ in} \end{aligned}$$

7. Pipa keluaran *bottom* produk menara distilasi

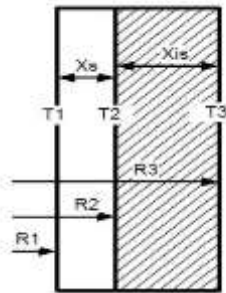
$$\begin{aligned} W &= 16409,1 \text{ kg/jam} \\ &= 4,558 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ cair} &= 1114,53 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37} \\ &= 48,820 \text{ mm} \\ &= 1,922 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

Nps = 0,5 in
 Sch.No = 80
 OD = 2,2 in
 ID = 2,1 in

X. Menghitung Tebal Isolasi



Gambar C.13 Tebal Isolasi

Keterangan :

R1 = Jari - jari dalam *shell*
 R2 = Jari - jari luar *shell*
 R3 = Jari - jari luar setelah di isolasi
 Xs = Tebal dinding
 Xis = Tebal isolasi
 T1 = Temperatur dinding di dalam *shell*
 T2 = Temperatur dinding di luar *shell*
 T3 = Temperatur dinding isolasi

jumlah panas yang hilang pada kolom distilasi diasumsikan bernilai 5% dari jumlah entalpi umpan.

$$Q_{\text{loss}} = 61998,09 \text{ kJ/jam}$$

$$= 17221,7 \text{ J/s}$$

Bahan isolasi = *Rock woll*
 Tebal dinding = 0,0048 m
 Jari - jari ID (R1 = 2,271 m
 Jari - jari OD (R2= 32,00 in
 = 0,81 m
 Panjang area (L)= 17,33 m
 Luas area ID (A1= 247,14 m²
 Luas area OD (A = 88,47 m²

$$\text{Luas area logaritm} = 154,45 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatur bagian dalam (} T_1 \text{)} &= 126,10 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 399,25 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatur bagian luar (} T_3 \text{)} &= 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 303,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Konduktivitas termal material shell

$$\text{distilasi (} k_A \text{)} = 12,6 \text{ W/m K (Chengel, P.911)}$$

Konduktivitas termal material

$$\text{isolasi (} k_B \text{)} = 0,05 \text{ W/m K (Walas, P.216)}$$

1. Menghitung resistance A (R_A)

$$\begin{aligned} R_A &= \frac{R_2 - R_1}{k_A A_{Alm}} \\ &= \frac{0,81 - 2,27067}{12,6 \times 154,451} \\ &= -0,0007 \text{ K/W} \end{aligned}$$

2. Menghitung temperatur interface (T_2)

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$T_2 = T_1 - Q \times R_A$$

$$T_2 = 399 - 17221,7 \times -0,0007$$

$$T_2 = 412 \text{ K}$$

$$= 139 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Menghitung tebal isolasi

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{(R_2 - R_1)}{(k_A \cdot A_{ALM})}} \quad Q = \frac{T_2 - T_3}{\frac{(R_3 - R_2)}{(k_B \cdot A_{BLM})}}$$

Dimana :

$$R_1 - R_2$$

$$R_2 - R_3$$

$$R_A = \frac{K \cdot A}{A \text{ ALM}} \quad R_B = \frac{K \cdot A}{B \text{ BLM}}$$

Maka :

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$Q = \frac{T_2 - T_3}{R_B}$$

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{R_A + R_B}$$

$$R_B = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{R - R_2}{K_B \cdot A_{BLM}} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

Dimana :

$$A_{BLM} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(\frac{A_3}{A_2}\right)} \quad A_3 = 2\pi R_3 L$$

$$A_2 = 2\pi R_2 L$$

Maka :

$$\frac{R_3 - R_2}{K_B \left(\frac{2\pi R_3 L}{\ln\left(\frac{2\pi R_3 L}{2\pi R_2 L}\right)} \right)} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{R_3 - R_2}{K_B \left(\frac{2\pi L (R_3 - R_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \right)} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}{K_B 2\pi L} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A \quad \ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right) = \left(\frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A\right) (K_B 2\pi L)$$

$$\left(\frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A\right) (K_B 2\pi L)$$

$$R_3 = e^{-\dots} \times R_2$$

Sehingga :

$$\frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A = \frac{399 \text{ K} - 303,15 \text{ K}}{17221,69165} = -0,000749$$

$$= 0,00633 \text{ K/W}$$

$$2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_b = 2 \times 17,3 \times 0,05 \text{ W/m.K}$$

$$= 1,62$$

$$R_3 = e^{\left(\left(\frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A \right) (K_B \cdot 2 \pi L) \right)} \times R_2$$

$$= \left((0,006) \times 1,6187 \right)$$

$$= e^{\dots} \times 0,81$$

$$= 0,82 \text{ m}$$

Maka,

$$\text{Tebal isolasi} = R_3 - R_2$$

$$= 0,82 - 0,8128$$

$$= 0,00837 \text{ m}$$

Spesifikasi Distilasi 1 (D-201)	
Fungsi	Memisahkan Butadiene dengan n-Butane dan Pelarut NMP
Tipe	<i>Sieve Tray</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 Grade S-304</i>
Jumlah tray	96 tray
Tekanan operasi	1 atm
Temperatur <i>feed</i>	127,42 °C
Temperatur <i>top</i>	124,78 °C
Temperatur <i>bottom</i>	136,22 °C
Jumlah lubang	4342
Tinggi menara	17,33 m
Diameter menara	4,54 m
Diameter lubang tray	0,02 m
Tebal <i>plate</i>	0,0030 m
Tebal <i>shell</i>	0,0048 m

Tebal <i>head</i>	0,0048	m
Tebal isolasi	0,01	m
Pipa masukkan <i>feed</i>	0,07	m
Pipa keluaran uap kolom atas	0,53	m
Pipa refluks ke kolom distilasi	0,12	m
Pipa untuk distilat	0,04	m
Pipa masuk ke <i>reboiler</i>	0,14	m
Pipa uap keluaran <i>reboiler</i>	0,27	m
Pipa untuk <i>bottom</i>	0,05	m

21. Perancangan Cooler 1 (C-101)

Fung : Menurunkan temperatur Keluaran atas Menara distilasi 1

Tipe : *double pipe*

1) Kondisi Operasi

Fluida Panas :

Jenis fluida = Umpan menuju Distilasi 2
 Temperatur *input* = 127,00 °C = 400,15 K = 260,6 F
 Temperatur *output* = 70,00 °C = 343,15 K = 158,0 F
 Temperatur rata-rata = 98,50 °C = 371,65 K = 209,3 F

Fluida Dingin :

Jenis fluida = *Cooling Water*
 Temperatur *input* = 30,00 °C = 303,15 K = 86,0 F
 Temperatur *output* = 50,00 °C = 323,15 K = 122,0 F
 Temperatur rata-rata = 40,00 °C = 313,15 K = 104,0 F

2) Data Properties

a. Fluida panas Mass Flo : 9368,32 Lbm/h

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraaksi massa	Mol (kmol/Jam)	Fraaksi mol	BM camp (kg/kmol)
C ₂ H ₄ O ₂	1,0509861	0,0001	0,0175012	9,5E-05	9,992E-05
C ₂ H ₅ OH	40,0079988	0,0043	0,8683422	0,00472	0,1887168
C ₄ H ₈ O ₂	7575,15841	0,8086	85,972902	0,46702	3537,7418
H ₂ O	1751,51683	0,187	97,223958	0,52814	925,03984
H ₂ SO ₄	0,58999079	6E-05	0,0060155	3,3E-05	1,928E-05
total	9368,32421	1	184,08872	1	4462,9705

Tabel B.2 Kapasitas Panas Fase liquid

komponen	A	B	C	D	E	BM
C ₂ H ₄ O ₂	-18,944	1,10E+00	-2,89E-03	2,93E-06	-	60,05
C ₂ H ₅ OH	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06	-	46,07
C ₄ H ₈ O ₂	62,832	8,41E-01	-2,70E-03	3,66E-06	-	88,11
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	-	18,02
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06	-	98,08

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

Komponen	Fraksi mol	C _p	C _p campuran
		(J/g .K)	(J/g .K)
C ₂ H ₄ O ₂	9,51E-05	139,57	0,013268607
C ₂ H ₅ OH	0,004717	119,01	0,561355318
C ₄ H ₈ O ₂	0,467019	190,51	88,97292111

H2O	0,528136	178,20	94,11391096
H2SO4	3,27E-05	149,12	0,004872679
total	1	776,40	183,6663287

Data konduktivitas thermal liquid

Komponen	A	B	C	k	k
				(W/m.K)	campura n
C ₂ H ₄ O ₂	-1,2836	6,E-01	592,71	0,14487	1E-05
C ₂ H ₅ OH	-1,3172	7,E-01	516,25	0,14693	0,0007
C ₄ H ₈ O ₂	-1,6938	1,E+00	523,3	0,11713	0,0547
H2O	-0,2758	5,E-03	-6E-06	3,30133	1,7436
H2SO4	0,1553	1,E-03	-1E-06	2,72298	9E-05
total					1,7991

$$k = A \cdot B T \cdot C T^2$$

$$k = A \cdot B T \cdot C T^2$$

Untuk organic compound $\log_{10} k_{liq} = A + B(1 - \frac{T}{C})^{2/7}$

Untuk inorganic compounds $k_{liq} = A + B T + C T^2$

Data viskositas liquid

$$\mu = 10^A (A + B/T + CT + DT^2)$$

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + CT + CT^2$$

Komponen	A	B	C	D	μ	μ
					(cP)	campura n
C ₂ H ₄ O ₂	-3,9	784,8	7,E-03	-8E-06	0,4475	4,3E-05
C ₂ H ₅ OH	-6,4	1117,6	1,E-02	-2E-05	0,3387	0,0016
C ₄ H ₈ O ₂	-3,7	552,3	8,E-03	-1E-05	0,2147	0,10029
H2O	-10,2	1792,5	2,E-02	-1E-05	0,2831	0,14954
H2SO4	-18,7	3496,2	3,E-02	-2E-05	4,4293	0,00014
total						0,25161

Data demsitas liquid

$$\rho = A \times B \cdot (1 - T/C)^n$$

Komponen	A	B	c	n	ρ	ρ
					(Kg/m3)	campura n
C ₂ H ₄ O ₂	0,35182	0,2401	675	0,2857	1094,9	0,10409
C ₂ H ₅ OH	0,2657	0,2554	512,64	0,2857	682,84	3,22092
C ₄ H ₈ O ₂	0,30654	0,7919	924	0,2713	375,52	175,375
H2O	0,3471	0,2447	584	0,2857	996,28	526,173
H2SO4	0,42169	0,27	647,13	0,23	1236,6	0,04041
total						704,913

Data properties fluida panas

$$C_p = 183,67 \text{ kJ/kg.K} = 43,868 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 1,7991 \text{ W/m.K} = 3,1137 \text{ tu/h.ft.}^\circ$$

$$\mu = 0,2516 \text{ Cp} = 0,6087 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\rho = 704,91 \text{ Kg/m}^3 = 44,006 \text{ lb/ft}^3$$

b. Fluida dingin

$$\text{Densitas Liq}\rho = A \times B - (1 - T/C)^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	ρ	ρ campuran
					(Kg/m ³)	
Air	0,3471	0,274	0,2857	647,13	1013,6	1013,6
Total						1013,6

Data konduktivitas thermal liquid

Komponen	A	B	C	k	k campuran
				(W/m.K)	
Air	-0,2758	0,0046	-6E-06	6,E-01	6,E-01

Data kapasitas panas (chemical properties handbook, Yaws)

Tabel. Kapasitas panas Liquid

Komponen	BM	A	B	C	D
Air	18	92,053	-0,04	-2,E-04	5,3E-07

Komponen	Fraksi mol	C_p
		(J/(g K))
Air	1,000	1354,81

Data viskositas liquid

$$\mu = 10^{(A + B/T + CT + DT^2)}$$

Komponen	A	B	C	D	μ	μ campura
					(cP)	
Air	-10,2158	1792,5	0,0177	-1E-05	0,6635	0,6635
Total						0,6635

Menentukan massa H₂O pendingin yang digunakan:

Dimana:

$$Q_{\text{pendinginan}}$$

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \quad H_{\text{in}} = 121,4 \text{ kJ/kg}$$

$$T_{\text{out}} = 50,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K} \quad H_{\text{out}} = 213,7 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{pendinginan}} = m \cdot \Delta H = m (H_{\text{out}} - H_{\text{in}})$$

$$m = \frac{Q_{\text{pendinginan}}}{(H_{\text{out}} - H_{\text{in}})} = \frac{98076805,72}{213,7 - 121,4} = 1062587,278 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa} = 1\text{E}+06 \text{ kg/jam} = 2\text{E}+06 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 1\text{E}+08 \text{ kJ/jam} = 9\text{E}+07 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida Dingin

$$\begin{aligned}
C_p &= 1354,8 \text{ J/g.K} = 323,59 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
k &= 0,6253 \text{ W/m.K} = 1,0822 \text{ tu/h.ft.}^\circ \\
\mu &= 0,6635 \text{ cP} = 1,6052 \text{ lb/ft.hr} \\
\rho &= 1013,6 \text{ kg/m}^3 = 63281 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

3. Menentukan ΔT_{LMTD}

Aliran yang digunakan adalah counter current sehingga,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}$$

Dimana :

- T1= Temperatur fluida panas inlet
- T2= Temperatur fluida panas outlet
- t1 = Temperatur fluida dingin inlet
- t2 = Temperatur fluida dingin outlet

$$\begin{aligned}
\Delta T_{LMTD} &= \frac{(261 - 122) - (158 - 86)}{\ln \left(\frac{261 - 122}{158 - 86} \right)} \\
&= 101,691 \text{ F}
\end{aligned}$$

4) Menentukan Koefisien Overall (U)

Dari tabel 8 hal 840 (Kern,1965), Nilai U untuk jenis fluida tersebut adalah

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500‡
Methanol	Water	250-500‡
Ammonia	Water	250-500‡
Aqueous solutions	Water	250-500‡
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Cold Fluid = water (liquid)

Hot Fluid = Light Organic

Range nilai U = 75-150 Btu/jam.ft².F

dipilih nilai U = 100 Btu/jam.ft².F

5 Menentukan Luas Area Transfer Panas (A)

$$\begin{aligned}
A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_M} \\
&= \frac{92958863,77 \text{ Btu/jam}}{100 \text{ Btu/(jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F)} \times 101,7 \text{ }^\circ\text{F}} \\
&= 9141,3 \text{ ft}^2 \\
&= 849,56 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan HE tipe double pipe

Data ukuran pipa untuk fluida dingin dan panas (Kern, pg. 844, Table 11)

fluida	IPS (in)	OD (in)	Sch.No	ID(in)	External Surface ft ² /ft
hot (annulus)	4	4,5	40	4,026	1,178
old (Inner pip)	3	3,5	40	3,068	0,917

<i>Annulus (hot fluid)</i>		<i>inner pipe (cold fluid)</i>
$D_1 = 3,5$ in		$D = 3,068$ in
$0,2916667$ ft	Diameter	$0,2557$ ft
$D_2 = 4,026$ in		
$0,3355$ ft		
$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$	Diameter	
$= 0,09425$ ft	Equivalen	
$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$	Flow Area	$a_p = \frac{\pi(D^2)}{4}$
$= 0,02158028$ ft		$= 0,0513119$ ft ²
$m_a = 9368,32$ kg/jam		$m_p = 1062587,28$ kg/jam
$= 20653,619$ lb/jam		$= 2342603,9$ lb/jam
	Mass velocity	
$G_a = \frac{m_a}{a_a}$		$G_p = \frac{m_p}{a_p}$
$= 957059,7336$ lb/ft ² .jam		$= 45654227$ lb/ft ² .jam
Pada Tc		pada Th
$T_c = 40,00$ C		Th = 98,50 C
$= 313,15$ K		371,65 K
$= 104,00$ F		209,3 F
$\mu = 0,61$ lb/ft.hr		$\mu = 1,60517$ lb/ft.hr
$NRe_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$	Nre	$NRe_p = \frac{D G_p}{\mu}$
$= 148184,46$		$= 7271684,4$
$Ln/De = 127,315$		$L/D = 3,9113429$
check fig 24 pg. 834		check fig 24 pg. 834
Jh = 120		Jh = 140
Heat Transfer		
Heat transfer Coe, Outside (kern pg 111, eq 6.15a)	Coeffiient	Heat transfer Coe, Outside Tube (kern pg 111, eq 6.15a)
$h_o = \frac{J_H k}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^3 \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$		$h_o = \frac{J_H k}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^3 \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

$$= 10787,00307 \text{ Btu/h.ft}^2$$

$$= 2335,776276 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Menghitung A dan Ud Aktual

Annulus

$$h_o = jh \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi$$

$$= 120 \frac{1,08}{0,09} \left(\frac{323,59 \times 1,6}{1,082} \right)^{1/3} 1$$

$$= 120 \frac{1,08}{0,09} 7,8296 1$$

$$= 10787,4 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Inner Pipe

$$h_i = jh \frac{k}{D} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi$$

$$= 140 \frac{3,11}{0,26} \left(\frac{43,868 \times 0,61}{3,114} \right)^{1/3} 1$$

$$140 \frac{3,11}{0,26} 2,0469 1$$

$$= 3490,04 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$= 3490 \frac{3,07}{3,5}$$

$$= 3059,27 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$U_c = \frac{h_i \cdot h_{io}}{h_i + h_{io}} = \frac{3490 \times 3059,3}{3490 + 3059,3}$$

$$= 1630,24 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad \text{dimana, } R_d = 0,001 \quad (\text{p.845 tabel 12., Kern organic untuk liquid (industrial) heating liquid})$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{1630} + 0,001$$

$$U_d = 619,807 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F} = 3519,5 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$A = \frac{Q_r}{U_d \times \Delta T_{lmtD}} = \frac{92958863,77}{619,81 \times 101,69}$$

$$= 1474,9 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{\text{External surface}} = \frac{1474,9}{0,917}$$

$$= 1608 \text{ (diambil panja 12 ft)}$$

$$\begin{aligned} \text{Hair pin terdiri dari 2 pipa} \\ \text{Jumlah hair pin} &= \frac{L}{2 \times Lh} = \frac{1608}{24} \\ &= 67 \\ &= 5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ aktual} &= \text{surface eksternal} \times \text{jumlah hairpin} \times \text{jumlah pipa} \times \text{pjl pipa} \\ &= 0,917 \times 5 \times 2 \times 12 \\ &= 115,04 \text{ ft}^2 = 10,688 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U \text{ aktual} &= \frac{Qr}{A \times \Delta Tl_{mtd}} = \frac{92958864}{115 \times 102} \\ &= 7946,208 \text{ Btu/h.ft}^{2 \cdot \circ\text{F}} \\ &= 45120,95 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Dirt Factor (Rd)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\ R_d &= \frac{1630,244 - 7946,208}{1630,244 \times 7946,208} \\ &= -0,0004876 \\ R_{d \text{ aktual}} &> R_{d \text{ dibutuhkan}} \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Menghitung Pressure Drop

Annulus

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Nre^{0,42}} & \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De'} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{148184,5} & &= \frac{2E+13}{3E+17} \\ &= 0,0035 & &= 7E-05 \\ V &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} & \Delta F_1 &= \frac{5 \times V^2}{2 \times g} \\ &= \frac{957059,7336}{3600 \times 63281} & &= \frac{5 \times 0,0042^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0042 & &= 1E-06 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_A &= \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) \rho}{144} = \frac{(7E-05 + 1E-06) \times 63281}{144} \\ &= 0,0293 \text{ psi} \text{ Pressure drop yang diperbolehkan} \\ &= 10 \text{ psi} \end{aligned}$$

Inner Pipe

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Nre^{0,42}} \quad \Delta F_i = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De'}$$

$$= 0,0035 + \frac{Nre^{0,42}}{7271684} = \frac{2 \times g \times \rho^2 \times De}{5E+12}$$

$$= 0,0035 = 11,339$$

$$\Delta P_I = \frac{\Delta F_i \times \rho}{144} = \frac{11,339 \times 44,006}{144}$$

= 3,4651 psi Pressure drop yang diperbolehkan
= 10psi

Spesifikasi Alat C-101	
Fungsi	Menurunkan temperatur Keluaran atas Menara distilasi 1
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kode	C-101
Luas transfer panas (A)	10,69 m ²
Koefisien overall heat transfer(Ud)	3519,45 W/m ² .K
<i>Annulus</i>	
<i>Inside</i> diameter	0,102 m
<i>Outside</i> diameter	0,114 m
<i>Inner Pipe</i>	
<i>Inside</i> diameter	0,078 m
<i>Outside</i> diameter	0,089 m
Jumlah hairpin	5
Panjang	36,58 m
ΔP_A	0,0293 Psi
ΔP_I	3,4651 Psi

PERANCANGAN ALAT TRANSPORTASI

1. Pompa (P-101)

Fungsi : Alat transportasi dari tangki Asam Asetat menuju mixing

Jumlah : 2 buah

Jenis pompa : Sentrifugal

Bahan pipa : *Commercial steel*

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (G)} &= 15673,05 \text{ kg/jam} \\ &= 4,35 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas cairan } (\rho) &= 1.037,47 \text{ kg/m}^3 \\ &= 64,77 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas cairan } (\mu) &= 2,45 \text{ cp} \\ &= 0,00 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0,00 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit aliran (Q)} &= \frac{G}{\rho} \\ &= \frac{4,35 \text{ kg/s}}{1037,47 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,004 \text{ m}^3/\text{s} = 0,25 \text{ m}^3/\text{min} = 4,20 \text{ L/s} \\ &= 66,51 \text{ gal/min} \\ &= 0,15 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

a. Pemilihan pipa

$$\begin{aligned} Di &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Wallas, 1988., Pers. 6.32 Hal. 100}) \\ &= 3,9 \times 0,1482^{0,45} \times 65^{0,13} \\ &= 2,841 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis

$$\text{NPS} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No} = 40$$

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

$$= 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,07 \text{ in}$$

$$= 0,078 \text{ m}$$

$$\text{Luas area (A)} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$= 7,3985 \text{ in}^2$$

$$= 0,0047 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Wall thickness} &= 0,22 \text{ in} \\ &= 0,0055 \text{ m} \end{aligned}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2 1/2	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
			80	0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3 1/2	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1

b. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0042 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0047 \text{ m}^2} \\ &= 0,886 \text{ m/s} \end{aligned}$$

c. Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times V \times \text{ID}}{\mu} \\ &= \frac{1037,5 \times 0,886 \times 0,08}{0,002448} \end{aligned}$$

$$= 29271,6$$

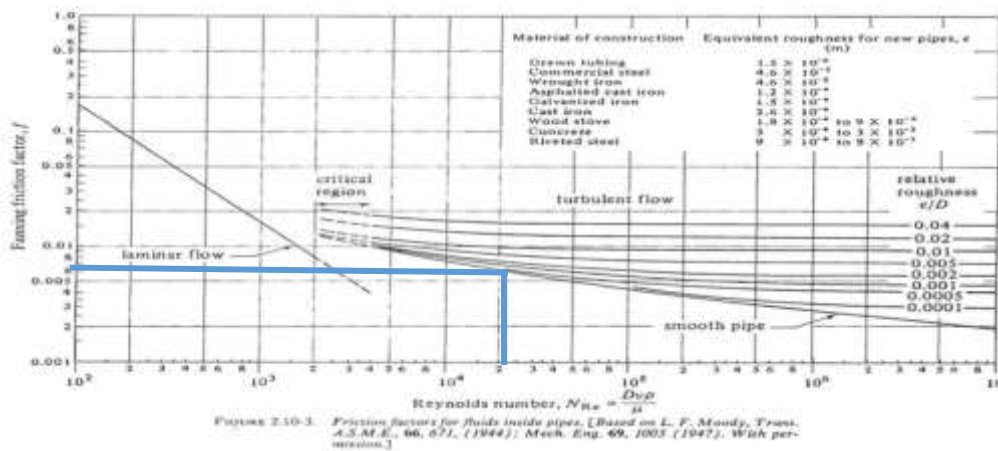
$N_{re} > 4000$, menunjukkan aliran yang turbulen (clouson, p.222)

d. Menghitung faktor friksi

$$\epsilon = 4,6E-05 \text{ m untuk commercial steel}$$

(Fig. 2.10-3 p.94,Geankoplis)

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{5E-05}{0,078} = 0,0006$$



Dari nilai ϵ/D dan N_{re} , diperoleh nilai friction factor (f)

$$\text{Friction factor (f)} = 0,007 \quad (\text{Fig. 2.10-3 p.94,Geankoplis})$$

e. Menghitung friction

1. Head friction suction

Propertis pipa :

$$\text{Panjang pipa} = 6 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pipa} = 3,07 \text{ in}$$

$$= 0,078 \text{ m}$$

$$\frac{\text{entry length}}{ID} = 50 \text{ untuk aliran turbulen (Geankoplis, hal 106)}$$

$$\begin{aligned} \text{entry length} &= 50 \times 0,078 \\ &= 3,8989 \text{ m} \end{aligned}$$

Kelengkapan pipa	Jumlah	K	Total K
------------------	--------	---	---------

Kontraksi	1	0,55	0,55
Gate Valve	1	0,17	0,17
			0,72

(Geankoplis, table 2.10-1)
hal.93

a. Hilang energi sepanjang pipa lurus

$$\text{Persamaan fanning} \quad F_f = 4f \frac{L V^2}{D^2} \quad (\text{Geankoplis, hal.89})$$

Dimana,

F_f = Hilang energi (J/kg)

f = Friction factor

L = Panjang pipa (m)

D = Diameter dalam pipa (m)

V = Kecepatan fluida (m/s)

$$\begin{aligned} F_f &= 4 \times 0,007 \times \frac{5,90}{0,078} \times \frac{0,78}{2} \\ &= 0,831 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b. Hilang energi akibat kontraksi keluaran tangki Asam Laktat (T-101)

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 4}^{\text{th}} \text{ edition, hal 98})$$

Dimana :

A_1 = Luas penampang tangki

A_2 = Luas penampang pipa

Karena luas A_1 sangat besar daripada luas A_2 maka A_2/A_1

mendekati nilai 0 sehingga :

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 \times (1 - 0) \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} F_c &= K_c \frac{V^2}{2\alpha} \\ &= 0,55 \times \frac{0,784}{2} \\ &= 0,216 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

c. Hilang energi akibat adanya Gate Valve

$$F_e = K_f \frac{V^2}{2} \times 1$$

$$= 0,17 \times \frac{0,784}{2} \times 1$$

$$= 0,067 \text{ J/kg}$$

$$\Sigma \text{ HFs} = F_f + F_C + F_e$$

$$= 0,831 + 0,216 + 0,067$$

$$= 1,113 \text{ J/kg}$$

2. Head friction discharge

Properti pipa :

Panjang pipa = 6,7492 m

Diameter pipa = 3,07 in

= 0,078 m

Kelengkapan pipa	Jumlah	K	Total K
Globe Valve	1	6,00	6,00
Ekspansi	1	1,00	1,00
<i>Elbow 90°</i>	3	0,75	2,25
			9,250

a. Hilang energi sepanjang pipa lurus

Persamaan fanning $F_f = 4f \frac{L V^2}{D}$ (Geankoplis, p.93)

Dimana,

F_f = Hilang energi (J/kg)

f = Friction factor

L = Panjang pipa (m)

D = Diameter dalam pipa (m)

V = Kecepatan fluida (m/s)

$$F_f = 4 \times 0,007 \times \frac{6,75}{0,078} \times \frac{0,78}{2}$$

$$= 0,95 \text{ J/kg}$$

b. Hilang energi akibat adanya globe valve

$$F_v = K_f \frac{V^2}{2} \times 1$$

(Geankoplis, p. 93)

$$= 6,00 \times \frac{0,784}{2} \times 1$$

$$= 2,353 \text{ J/kg}$$

c. Hilang energi akibat ekspansi

Hilang energi akibat ekspansi umpan menuju Mixing

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \quad (\text{Geankoplis, 4}^{\text{th}} \text{ edition, hal 98})$$

Dimana :

A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang mixing

Karena luas A_2 sangat besar daripada luas A_1 maka A_1/A_2

mendekati nilai 0 sehingga :

$$K_{ex} = (1 - 0)^2$$

$$= 1,00$$

maka :

$$F_{ex} = K_{ex} \frac{V^2}{2\alpha}$$

$$= 1,00 \times \frac{0,784}{1}$$

$$= 0,784 \text{ J/kg}$$

d. Hilang energi akibat adanya elbow

$$F_e = K_f \frac{V^2}{2} \times 3$$

$$= 0,75 \times \frac{0,784}{2} \times 3$$

$$= 0,882 \text{ J/kg}$$

$$\Sigma \text{ HFd} = F_f + F_v + F_{ex} + F_e$$

$$= 0,95 + 2,353 + 0,784 + 0,882$$

$$= 4,971 \text{ J/kg}$$

Total nilai friction loss pada sistem perpipaan

$$\Sigma F = H_{fd} + H_{fs}$$

$$= 4,97 + 1,11$$

$$= 6,08 \text{ J/kg}$$

f. Menghitung kerja pompa (-Ws)

Persamaan neraca energi mekanikal total : (geankoplis, p. 68)

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Dimana :

W = Kerja pompa (J/kg)

Δz = Perbedaan elevasi atau ketinggian (m)

ΔP = Perbedaan tekanan didalam sistem (Kg/m²)

Δv = Perbedaan kecepatan

ΣF = Pressure drop karena friksi

1. Menghitung *Pressure Head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ N/m}^2$$

$$P_2 = 1,3 \text{ atm} = 131723 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ &= \left(\frac{131722,5 - 101325}{1037,47} \right) \\ &= 29,30 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Menghitung *Static Head*

$$Z_1 = 10,49 \text{ m (ketinggian cairan di tangki 1)}$$

$$Z_2 = 1,27 \text{ m (ketinggian cairan di tangki 2)}$$

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g \\ &= (1,3 - 10,5) \times 9,8 \\ &= -90,32 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

3. Menghitung head velocity

Karena kecepatan linier fluida di titik 1 dan 2 relatif sama, maka $v_1 = v_2$, maka $\Delta V = 0$ sehingga nilai head velocity

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V^2}{2} \\ &= 0 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Maka kerja yang dilakukan pompa adalah ,

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2} + \Delta Z g + \sum F \\
 &= 29,3 + 0 + -90,32 + 6,08 \\
 &= 54,9 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung perbedaan tekanan sebelum dan sesudah pompa

$$\begin{aligned}
 \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z g + \sum F + W_s &= 0 \\
 \frac{\Delta P}{\rho} &= \frac{V_3^2 - V_4^2}{g} + (Z_3 - Z_4)g - \sum F - W_s
 \end{aligned}$$

Karena perbedaan level Z_4 dan Z_3 pada pompa diabaikan (dianggap ketinggian hampir sama), $\sum F = 0$ (karena friksi untuk sistem perpipaan & valve), dan $V_4 = V_3$ (karena diameter pipa sama & densitas dianggap sama)

$$\begin{aligned}
 \frac{\Delta P}{\rho} &= 0 + 0 - 0 + 54,9 \\
 &= 54,9 \text{ J/kg} \\
 \Delta P &= 56994,1 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{-W_s}{g} \\
 &= \frac{54,9 \text{ J/kg}}{9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 5,6057 \text{ m} \\
 &= 18,391 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Menghitung Daya Pompa (W_p)

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 0,004196 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 66,51 \text{ gal/min} \\
 \eta_p &= 5 \% \text{ (Fig.14-37 p.520, Timmerhause)}
 \end{aligned}$$

Brake hp (BHP) pompa

$$\text{Brake hp (Wp)} = \frac{(-W_s) \times m}{\eta_p}$$

Dimana :

(-Ws) = Kerja Pompa J/Kg

m = Laju alir massa Kg/s

η_p = Efisiensi pompa

$$\text{Brake hp pompa} = \frac{54,9 \times 4,354}{0,05}$$

$$= 4783,4 \text{ W}$$

$$= 6,4207 \text{ HP}$$

$$\text{diambil BHP} = 1 \text{ HP}$$

Brake hp (BHP) motor pompa

Efisiensi motor, $\eta_c = 80\%$ (Fig.14-38 p.521, Timmerhause)

$$\text{BHP motor (kW)} = \frac{\text{Brake hp pompa}}{\eta_c}$$

$$= \frac{1 \text{ HP}}{0,80}$$

$$= 1,25$$

$$\text{Diambil} = 2 \text{ Hp}$$

h. Menghitung NPSH

Untuk mengetahui pompa yang didesign tidak mengalami kavitasi ,

a. Nilai NPSH_R (*Net Positive Suction Head Required*)

$$N_s = \frac{(N \times Q^{1/2})^{4/3}}{(S)^{4/3}} \quad (\text{wallas, p.133})$$

Dimana N = Revolution per second

Q = Flow gal/min

Revolution per second (N) = 3500 rpm (Coulson, Fig. 5.6)

Spesific speed (S) = 7900 (Untuk 1 Suction, Wallas, p. 133)

$$\text{NPSH}_R = [N \cdot Q^{0,5} / S]^{4/3}$$

$$= 5,5445 \text{ ft}$$

$$= 1,69 \text{ m}$$

b. Nilai NPSH_A (*Net Positive Suction Head Available*)

$$\text{NPSH}_A = \frac{P}{\rho g} + H_{\text{Suction}} - \frac{F_{\text{suction}}}{g} - \frac{P_v}{\rho g}$$

(Coulson , Hal 211)

Dimana,

P = Tekanan Suction(N/m²)

Pv= Tekanan Uap fluida (N/m²)

ρ = Densitas fluida (Kg/m³)

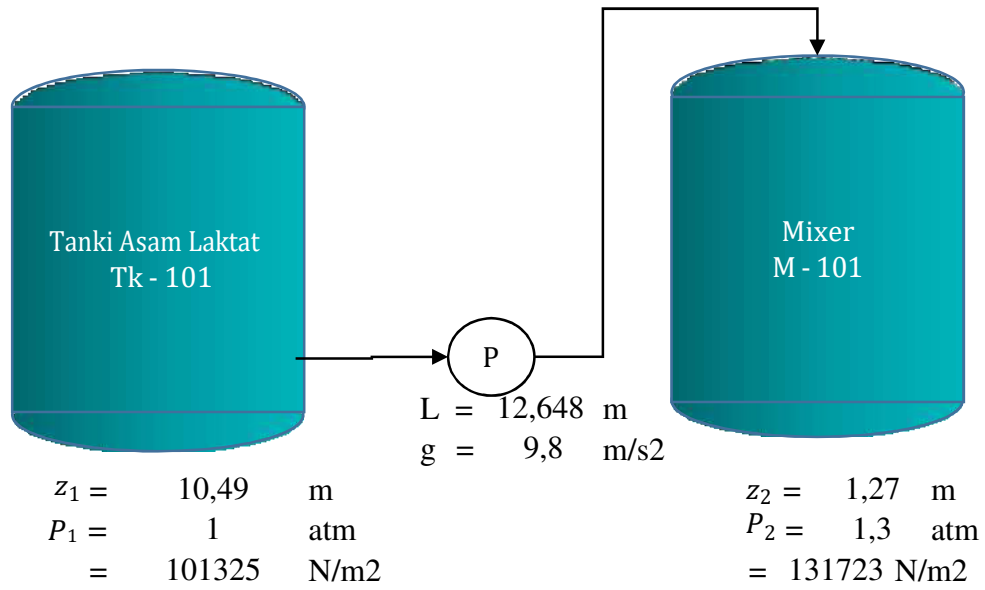
H = Beda ketinggian cairan (m)

F = Friction Loss di pipa suction (N/m²)

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= \frac{P}{\rho g} + H_{\text{Suction}} - \frac{F_{\text{suction}}}{g} - \frac{P_v}{\rho g} \\ &= \frac{1,01\text{E}+05}{10167,2} + 10,5 - \frac{1,1}{9,8} - \frac{101325}{10167} \\ &= 9,97 + 10,5 - 0,11 - 10 \\ &= 10,4 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH A > NPSH R, Pompa aman dari kavitasi

SPESIFIKASI P-101 A/B		
A. Spesifikasi Pipa		
NPS	3,0 in	0,0762
Schedule Number	40	1,016
Diameter luar (OD)	3,5 in	0,0889
Diameter dalam (ID)	3,1 in	0,078
Luas penampang (at)	7,399 in ²	0,1879
B. Spesifikasi Pompa		
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>	
Kapasitas	4,196 L/s	
Tenaga	54,9 J/kg	
Power pompa	1,0 Hp	
Power motor	2,0 Hp	
NPSH R	1,69 m	
NPSH A	10,37 m	



ALAT UTAMA

1 atm 0c 2.020,00 575,40
1,25 kg/m3 2.025,00 665,19

1. Reaktor

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		m3		(dolar)	(dolar)
Reaktor	1,00	26,95	Towler, 2020	166.896,45	192.941,03
Jumlah					192.941,03

341,25
108,15
50,49 kg/m3 16atm (165,00) c

2. Heat exchanger

Alat	Jumlah	Luas area	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		m2		(dolar)	(dolar)
C-101	1,00	10,69	Towler, 2020	12.229,07	14.137,44
C-102	1,00	10,69	Towler, 2020	12.229,07	14.137,44
HE-101	1,00	3,04	Towler, 2020	11.349,56	13.120,68
HE-102	1,00	3,04	Towler, 2020	11.681,56	13.504,50
Reboiler 1	1,00	33,24	Towler, 2020	11.349,56	13.120,68
Reboiler 2	1,00	33,24	Towler, 2020	11.681,56	13.504,50
Kondensor-01	1,00	28,89	Towler, 2020	11.981,51	13.851,25
Kondensor-02	1,00	0,79	Towler, 2020	11.978,16	13.847,37
Kondensor-03	1,00	0,44	Towler, 2020	13.202,94	15.263,29
Jumlah					109.223,87

#REF! 4,76 0,12 L

#REF! 798.835,00

#REF!

3. Tangki (Fig 14-56 pg. 539)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		m3		(dolar)	(dolar)
T. Etanol	6,00	619,12	Towler, 2020	142.635,50	989.364,57
T. Asam Asetat	7,00	619,12	Towler, 2020	265.342,62	2.147.249,64
T. Asam Sulfat	2,00	904,93	Towler, 2020	221.272,35	511.604,83
T. Etil Asetat	2,00	650,57	Towler, 2020	113.276,00	261.905,96
Mixer	1,00	3,28	Towler, 2020	20.936,11	24.203,24
T. Acc-1	1,00	5,05	Towler, 2020	30.730,32	35.525,86
T. Acc-2	1,00	2,69	Towler, 2020	27.061,45	31.284,45
Jumlah					4.001.138,56

SS 304 pg 539 (Fig. 14-15)

4. Destilasi (D-101) (Figure B-3 pg. 809)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
				(dolar)	(dolar)
Tray	96,48	0,04	Towler, 2020	2.934,46	327.292,46
Kolom	1,00	25.777,39	Towler, 2020	171.875,51	198.697,08
Jumlah					525.989,54

5. Destilasi (D-102) (Figure B-3 pg. 809)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
				(dolar)	(dolar)
Tray	17,21	0,01	Towler, 2020	1.358,78	27.038,69
Kolom	1,00	13.368,00	Towler, 2020	144.794,12	167.389,58
Jumlah					194.428,27

7. Pompa (Fig 35)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		L/s		(dolar)	(dolar)
P-101	2,00	4,15	Towler, 2020	8.863,88	20.494,22
P-102	2,00	1,44	Towler, 2020	8.333,63	19.268,23
P-103	2,00	0,96	Towler, 2020	8.230,82	19.030,52
P-104	2,00	6,63	Towler, 2020	9.317,59	21.543,25
P-105	2,00	6,73	Towler, 2020	9.335,08	21.583,68
P-106	2,00	1,73	Towler, 2020	8.392,66	19.404,72
P-107	2,00	5,02	Towler, 2020	9.026,07	20.869,21
P-108	2,00	1,65	Towler, 2020	8.376,67	19.367,74
P-109	2,00	1,18	Towler, 2020	8.278,74	19.141,31
P-110	2,00	1,14	Towler, 2020	8.270,69	19.122,69
Ex-101	1,00	1,60	Towler, 2020	8.366,37	9.671,96
Jumlah					209.497,54

UTILITAS

8. Pompa (Fig 35)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		L/s		(dolar)	(dolar)
P-201	2,00	0,58	Towler, 2020	3.324,90	7.687,53
P-202	2,00	0,58	Towler, 2020	4.072,69	9.416,49
P-203	2,00	0,04	Towler, 2020	3.348,00	7.740,93
P-204	2,00	0,04	Towler, 2020	3.410,28	7.884,91
P-205	2,00	0,20	Towler, 2020	3.318,47	7.672,64
P-206	2,00	52,24	Towler, 2020	3.333,11	7.706,50
P-207	2,00	52,24	Towler, 2020	3.300,00	7.629,95
Jumlah					55.738,94

9. Cooling Tower (Figure B-6 pg. 810)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		L/s		(dolar)	(dolar)
Coling tower	1,00	52,24	Towler, 2020	289.619,89	334.815,75
Jumlah					334.815,75

1m3/h = 0,28 L/s

10. Generator (Figure B-4)

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
		kW		(dolar)	(dolar)
Generator	1,00	1.500,00	Garret, 1987	3.065,80	3.544,23
Jumlah					3.544,23

11. Ion Exchange

Alat	Jumlah	Kapasitas	Referensi	Harga ref	Harga tahun 2025
------	--------	-----------	-----------	-----------	------------------

		m3/h		(dolar)	(dolar)
Cation Exchanger	1,00	2,08	Towler, 2020	31.240,18	36.115,28
Anion Exchanger	1,00	2,08	Towler, 2020	31.240,18	36.115,28
Jumlah					72.230,56

1 m3 = 35,31

12. Tangki Utilitas

Alat	Jumlah	Kapasitas m3	Referensi	Harga ref (dolar)	Harga tahun 2025 (dolar)
TA-201	1,00	55,01	Topeadymix.com	54.116,79	62.561,84
TA-202	1,00	21,23	Topeadymix.com	1.137,34	1.314,82
TA-203	1,00	1.354,06	Topeadymix.com	72.538,90	83.858,76
Deaerator (DE-201)	2,00	0,05	Topeadymix.com	2,63	6,09
T. Limbah	1,00	622,07	Topeadymix.com	33.325,29	38.525,78
Jumlah					186.267,30

1 m3 = 264,17

13. Boiler

Alat	Jumlah	Kapasitas kg/h	Referensi	Harga ref (dolar)	Harga tahun 2025 (dolar)
Boiler	1,00	249,79	Towler,2010	126.497,94	146.238,23
Jumlah					146.238,23

1 m3 = 35,31

Jumlah harga alat keseluruhan (Equipment Cost)

6.032.053,81 Tahun 2025

L.E.4 KEBUTUHAN BAHAN BAKU

1. Asam Asetat	Harga Asam Asetat Referensi	=	0,54	/kg	Tahun 2025
	Kebutuhan Asam Asetat	=	122.758.273,44	kg/thn	
	Harga Asam Asetat 2025	=	0,59	/kg	
2. Ethanol	Harga Ethanol Referensi	=	820,00	/ton	Tahun 2025
	Kebutuhan Ethanol	=	31.681,87	ton/tahun	
	Harga Ethanol 2025	=	888,35	/ton	
3. Bahan pendukung	Harga katalis referensi	=	230,00	/ton	
	Katalis H2SO4	=	44.159,21	ton/tahun	
	Harga katalis 2025	=	249,17	/ton	
			11.003.229,09	/tahun	

Jumlah harga kebutuhan bahan baku

110.962.926,30 /tahun

L.E.4 HASIL PENJUALAN PRODUK

1. Etil Asetat	Harga jual Etil Asetat Referensi	=	3,50	/kg	
	Harga jual Etil Asetat 2025	=	3,79	/kg	
	Kapasitas produksi	=	60.000.000,00	kg/tahun	
Jumlah harga penjualan			=	227.504.657,92	/tahun

Jumlah harga penjualan (sales)

227.504.657,92 /tahun

L.E.5 GAJI KARYAWAN

Gaji karyawan di tahun 2020

Jabatan	Jumlah	Gaji per Orang	Gaji Per Bulan
		(Rp/bulan)	
Dewan Komisaris	1,00	45.000.000,00	45.000.000,00
Direktur Utama	1,00	100.000.000,00	100.000.000,00
Sekertaris	4,00	10.000.000,00	40.000.000,00
Direktur Teknik & Prod	1,00	65.000.000,00	65.000.000,00
Direktur R&D	1,00	65.000.000,00	65.000.000,00
Direktur Umum & Keua	1,00	65.000.000,00	65.000.000,00
Manager Proses	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager Utilitas	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager Listrik & Instr	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager Pemeliharaan	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager R&D	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager QC	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager QA	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager Keuangan	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager Administrasi	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager SDM dan Hum	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Manager K3 & Lingkun	1,00	35.000.000,00	35.000.000,00
Kepala Divisi Proses	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi Utilitas	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi Listrik & I	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi Pemelihara	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi R&D	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi QC	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi QA	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi Keuangan	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi Administra	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi SDM dan	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Kepala Divisi K3 & Ling	1,00	20.000.000,00	20.000.000,00
Ketua Regu Proses	4,00	12.000.000,00	48.000.000,00

Ketua Regu Utilitas	4,00	12.000.000,00	48.000.000,00
Ketua Regu Listrik & In	4,00	12.000.000,00	48.000.000,00
Ketua Regu Pemeliharaan	4,00	12.000.000,00	48.000.000,00
Ketua Regu K3 & Lingk	4,00	12.000.000,00	48.000.000,00
Karyawan Proses	16,00	8.000.000,00	128.000.000,00
Karyawan Utilitas	12,00	8.000.000,00	96.000.000,00
Karyawan Listrik & Inst	12,00	8.000.000,00	96.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	8,00	8.000.000,00	64.000.000,00
Karyawan R&D	4,00	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan QC	4,00	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan QA	4,00	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Bagian Keuan	4,00	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Bagian Admin	4,00	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Bagian SDM	4,00	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan K3 & Lingkku	8,00	8.000.000,00	64.000.000,00
Dokter	2,00	10.000.000,00	20.000.000,00
Perawat	2,00	6.000.000,00	12.000.000,00
Petugas Kebersihan	10,00	3.500.000,00	35.000.000,00
Petugas Keamanan	10,00	3.500.000,00	35.000.000,00
Supir	5,00	4.000.000,00	20.000.000,00
Jumlah	160,00		1.987.000.000,00
		per tahun	1.600.386,61

$$M = \frac{E \cdot (CR / (CR - 1))}{\text{gpm}} \quad 1 \text{ gal} = \text{kg/jam}$$

Indeks Gaji Tahun 2020

Kenaikan gaji tiap tahun 0,10

Tahun	kenaikan gaji	Gaji
2.022,00		1.600.386,61
2.023,00	160.038,66	1.760.425,27
2.025,00	176.042,53	1.936.467,79
2.025,00	193.646,78	2.130.114,57

jumlah gaji karyawan : **2.130.114,57 /tahun**

L.E.6 ANALISA KELAYAKAN

1. Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

a. Purchased Equipment Cost	6.032.053,81
Harga Alat/PEC	
b. Equipment Installation	2.593.783,14
43% PEC (material 11%, labor 32%)	
c. Piping	5.187.566,28
Sistem Fluid : 86% PEC (material 49%, labor 37%)	
d. Instrumentation	904.808,07
Some Specific Conrol: 15% PEC (material 12%, labor 3%)	
e. Insulation	482.564,30
8% PEC (material 3%, labor 5%)	
f. Electrical Auxiliaries	904.808,07
10-15% PEC, diambil 15%	
g. Buildings	1.809.616,14
30% PEC outdoor contruction	
h. Land and Yard Improvement	13.768.998,12
10-15% PEC, diambil 10%	
i. Utilities	4.524.040,36
Utilities complete new service sebesar 75% PEC	
Physical Plant Cost (PPC)	36.208.238,28
j. Engineering and Contruction (E&C)	7.241.647,66
Untuk PPC> US 5000000, E&C sebesar 20% PPC	
DPC = PPC + E&C	
DPC (Direct Plant Cost)	43.449.885,94
k. Contractor's Fee	4.344.988,59
4-10% DPC, diambil sebesar 10%	
l. Contingency	10.862.471,49
Contingency high sebesar 25% DPC	
FCI = DPC + Contractor's Fee + Contingency	
FCI (Fixed Capital Investment)	58.657.346,02

arga tanah tahun 202	2.000.000,00	m2
	142,06	m2
	#####	66.200,00 m2
	9.404.410,98	Luas Tanah

Indeks Harga Tanah 2020

0,10

Kenaikan harga tanah tiap tahun

Tahun	kenaikan gaji	Gaji
#####		142,06
#####	14,21	156,27
#####	15,63	171,89
#####	17,19	189,08
#####	18,91	207,99
#####	20,80	228,79

13.768.998,12

2. Working Capital (Modal Kerja)

a. Raw Material Inventory	10.087.538,75
Persediaan bahan baku selama 1 bulan	
(-) Asam Asetat	6.528.641,85
(-) Ethanol	2.558.603,35
(-) Bahan Pendukung	
Katalis H2SO4	1.000.293,55
b. Inprocess inventory	#REF!
Biaya : (0.5 x MC x1 bulan)	
c. Product Inventory	#REF!
Harga 1 bulan produksi pada biaya produksi	
(1 bulan x MC)	
d. Extended Credit	18.958.721,49
Diperkirakan jumlahnya sebesar penjualan produk selama 1 bulan	
(1 bulan x sales)	
e. Available Cash	#REF!
Diperkirakan jumlahnya sebesar penjualan produk selama 1 bulan	
(1 bulan x MC)	
WC (Working Capital)	#REF!

3. Manufacturing Cost (MC)

a. Raw Material	110.962.926,30
Persediaan bahan baku selama 1 tahun	
(-) Asam Asetat	71.815.060,30
(-) Ethanol	28.144.636,90
(-) Bahan Pendukung Proses	11.003.229,09
b. Labor	2.130.114,57

c. Supervision		213.011,46
d. Maintenance	10% dari labor	5.865.734,60
e. Plant Supplies	15% dari biaya maintenance	586.573,46
f. Royalties and Patents	1-5% dari hasil penjualan produk, diambil 5%	11.375.232,90

No	Bahan Penunjang	Kapasitas	Harga persatuan	Harga
1	Fuel Diesel (L/y)	385.352,13	1,37	527.827,94
2	Listrik (kwhr)	#REF!	824,46	#REF!
3	Hidrazin (Kg)	8,20	21,67	177,59
4	NaOH (kg/y)	11,02	0,54	5,97
5	HCl (kg/y)	23,58	0,43	10,22
6	Resin Kation (L)	218,89	1,41	308,27
7	Resin Anion (L)	160,73	2,82	452,74
8	NaH2PO4			-
9	Air Proses (Kg/y)	2.691.954,45	4,57	12.304.635,85
Jumlah				#REF!

Direct Manufacturing Cost (DMC)

#REF!

h. Payroll Overhead

426.022,91

Direct Manufacturing Cost (DMC)

#REF!

15-20% dari biaya labor, diambil 20%

Indirect Manufacturing Cost (IMC)

2.991.946,12

i. Laboratory

426.022,91

Fixed Manufacturing Cost (FMC)

8.798.601,90

10-20% dari biaya labor, diambil 20%

MC = DMC + IMC + FMC

j. Plant Overhead

2.130.114,57

MC (Manufacturing Cost)

#REF!

k. Packaging

8.957,72

penjualan produk selama 1 tahun

kapasitas (ton)	60.000,00	kg/tahun
Kapasitas Drum	200,00	L
Kebutuhan Drum	332,59	Drum/tahun
Harga/Drum (2020)	24,86	
Harga/Drum (2025)	26,93	
Biaya Packing (2025)	8.957,72	

55,40

55.404,73

277,02

l. Shipping

828,00

Indirect Manufacturing Cost (IMC)

2.991.946,12

m. Depreciation

5.865.734,60

8-10% dari FCI, diambil 10%

n. Property Taxes

2.346.293,84

2-4% dari FCI, diambil 4%

o. Insurance

586.573,46

1% dari FCI

Fixed Manufacturing Cost (FMC)

8.798.601,90

MC = DMC + IMC + FMC

MC (Manufacturing Cost)

#REF!

4. General Expense

a. Administrasi

6.825.139,74

2-3% dari harga penjualan, diambil 3%

b. Sales

6.825.139,74

3-12% dari harga penjualan, diambil 3%

c. Research

9.100.186,32

2-4% dari harga penjualan, diambil 4%

d. Finance

#REF!

12% FCI + 15% WC

GE = Administrasi + Sales + Research + Finance

General Expense (GE)

=

#REF!

5. Perhitungan Estimasi Keuntungan

a. Penjualan

227.504.657,92

b. Manufacturing Cost

#REF!

c. General Expense

#REF!

#REF!

Keuntungan sebelum pajak = Penjualan -MC-GE

#REF!

Pajak Pendapatan 0,25

#REF!

Keuntungan setelah pajak = keuntungan sebelum pajak - pajak pendapatan

Keuntungan setelah pajak

#REF!

Pajak Pendapatan 25% pada UU No. 36 Tahun 2008

6. Analisis Kelayakan

a. Percent Profit On Sales (POS)

POS = (Profit/Harga Penjualan Produk) x 100%

-) Percent Profit On Sales Sebelum Paja

Keuntungan sebelum pajak persatuan produ

#REF!

Harga Penjualan persatuan produksi

3,79

POS

#REF! %

-) Percent Profit On Sales Setelah Paja

Keuntungan setelah pajak persatuan pro

#REF!

Harga Penjualan persatuan produksi

3,79

POS

#REF! %

b. Percent Return Of Investment (ROI)

ROI = (Profit / FCI) x 100%

(-) Percent Return Of Investment Sebelum Pajak

tongkang

17,25 /hari

Keuntungan sebe	#REF!
FCI	58.657.346,02
ROI	#REF! %
(-) Percent Return Of Investment Setelah Pajak	
Keuntungan sete	#REF!
FCI	58.657.346,02
ROI	#REF! %

c. Pay Out Time (POT)

POT = (FCI / (Profit + Depresiasi))

(-) POT sebelum Pajak	
FCI	58.657.346,02
Keuntungan sebelum pajak	#REF!
Depresiasi	5.865.734,60
POT	#REF! tahun
	#REF! bulan
(-) POT setelah Pajak	
FCI	58.657.346,02
Keuntungan setelah pajak	#REF!
Depresiasi	5.865.734,60
	#REF! tahun
	#REF! bulan

d. Break Even Point (BEP)

$BEP = (Fa + 0.3 Ra) / ((Sa - Va - 0.7 Ra) \times 100\%)$

(-) Fixed Manufacturing Cost (Fa)

Depresiasi	5.865.734,60
Property Taxes	2.346.293,84
Insurance	586.573,46
Fa	8.798.601,90

(-) Variable Cost (Va)

Raw Material	110.962.926,30
Packaging and Shipping	8.957,72
Royalties and Patters	11.375.232,90
Utilities	#REF!
Va	#REF!

(-) Regulated Cost (Ra)

Labour	2.130.114,57
Payroll Overhead	426.022,91
Laboratory	426.022,91
General Expanse	#REF!
Maintenance	5.865.734,60
Plant Supplies	586.573,46
Plant Overhead	2.130.114,57
Ra	#REF!

BEP #REF! %

Laju produksi tiap tahun (ra) = ((Fa + 0.3 Ra) Z) / ((Sa - Va - 0.7 Ra) x 100
ra #REF! dolar

e. Shut Down Point (SDP)

$SDP = (0.3 Ra) / ((Sa - Va - 0.7 Ra)) \times 100$
SDP #REF! %

