

**PRA RANCANGAN PABRIK
ETIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

**Nama : Naufal Aqib Aqil Fattah Nama : Hermansyah Tri Cahyono
NIM : 19521089 NIM : 19521214**

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Naufal Aqib Aqil Fattah Nama : Hermansyah Tri Cahyono
NIM : 19521089 NIM : 19521214

Yogyakarta, 10 Juli 2023

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

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



Naufal Aqib Aqil Fattah
NIM. 19521089



Hermansyah Tri Cahyono
NIM. 19521214

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT

DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Naufal Aqib Aqil Fattah

Nama : Hermansyah Tri Cahyono

NIM : 19521089

NIM : 19521214

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Pembimbing

الإسلام
الهداية
Dr. Arif Hidayat / S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT

DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Naufal Aqib Aqil Fattah Nama : Hermansyah Tri Cahyono

NIM : 19521089 NIM : 19521214

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta,

Tim Penguji,

Ketua Penguji

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

Anggota I

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc

Anggota II

Venitalitya Alethea SA, S.T., M.Eng



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadirat Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “**PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**” tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada pihak-pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak langsung, yang terhormat :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu mendo'akan kami serta memberikan dukungan serta motivasi kepada kami untuk menyelesaikan penyusunan laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia

Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

6. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang selalu sabar dalam membimbing kami, memberikan masukan, dan memberikan semangat kepada kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2019 yang selalu memberikan semangat dan doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan laporan penelitian.

Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya. Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini. Akhir kata penulis berharap laporan penelitian ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, Juli 2023

الجمعة الاستاذة الاندوني
Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillahirobbil 'alamin.

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada:

Allah SWT karena sudah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiap harinya, melindungi saya, memberikan petunjuk, dan hanya dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Kepada Mamah (Siti Safuroh, S.H., M.H.) dan Papah (Nanang Dwi Rusharjanto, S.E., M.H.) yang selalu memberikan doa, semangat, dorongan, kasih sayang dan kepercayaan. Terima kasih atas segala pengorbanan, nasihat, dan doa baik yang tidak pernah berhenti yang telah Mamah dan Papah berikan kepada saya. Pesan-pesan yang selalu mengingatkan kepada saya untuk selalu menjaga sholat, ngaji, dan akhlak oleh Mamah dan Papah sangat berarti dalam kehidupan saya hingga kapanpun. Saya sangat bangga dan bersyukur memiliki kedua orang tua hebat seperti Mamah dan Papah. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan oleh Mamah dan Papah yang begitu banyak dan tidak ternilai harganya. Tidak lupa juga terimakasih kepada adik kandung saya Hana Mariska Rosnadiana yang selalu memberikan semangat dan doa.

Terimakasih untuk bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu di tengah kesibukannya untuk membimbing, mengarahkan, memberi ilmu, dan menasehati kami.

Hermansyah Tri Cahyono *Partner* saya mulai dari Penelitian hingga Tugas Akhir. Terima kasih atas perjuangan, kerjasama, kesabaran dan semua

yang telah di lewatkan semoga ilmu yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat untuk sekitar. Dan maaf kalau selama penelitian hingga Tugas Akhir ini dari saya ada banyak kesalahan.

Untuk semua teman dan sahabat yang selalu mendukung dan membantu baik moril maupun materil yaitu Sylvina Bella Puspita, Cumlaud Ambyar (Akhlis, Andyan, Fikri, Eka, Bagus, Adji, Mas Ganteng (Fajar), Kirey, Esti, Iis), Aswe Kabeh (Ilham, Noval, Coki, Farrell, Herman, Rafi), Panjenengan Aswe (Ilham, Noval, Coki, Farrell, Herman, Rafi, Inggis, Mayang, Nadia, Muti, Sri, Ayu), serta Manan dan Teddy.

Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Atas segala kenangan yang telah saya dapatkan di dalam kelas maupun di luar kelas serta segala kebaikan yang telah menolong saya semasa perkuliahan ini. Semoga kita semua sukses baik dunia maupun akhirat.

Jodoh penulis kelak, kamu adalah salah satu alasan penulis menyelesaikan skripsi ini, meskipun saat ini penulis tidak tahu keberadaanmu entah di bumi bagian mana dan menggenggam tangan siapa, seperti kata Presiden RI ke-6 Bapak B.J. Habibie “Kalau memang dia dilahirkan untuk saya, kamu jungkir balik, saya yang dapat”.

Untuk diri saya sendiri, terimakasih sudah berjuang sejauh ini. Terimakasih sudah mau kuat dan tidak mengenal kata lelah.

Naufal Aqib Aqil Fattah

Teknik Kimia UII 2019

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillahirabbil 'alamiin, puji syukur kehadiran Allah Subhanahu Wa Ta'ala atas berkah dan karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dengan baik. Rasa syukur tak henti hentinya saya haturkan kepada Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang telah memberikan nikmat kepada saya, sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk menuntut ilmu dan menyelesaikan studi saya di Jurusan Teknik Kimia FTI UII.

Selesainya tugas akhir ini tak luput dari berbagai halangan dan rintangan. Namun, dibalik itu semua Allah Subhanahu Wa Ta'ala memberikan berbagai alasan agar saya selalu kuat dan dapat bertahan menyelesaikan studi saya hingga saat ini. Di lembar persembahan ini, apresiasi setinggi tingginya dan ucapan terimakasih yang sebesar besarnya yang paling tulus dari lubuk hati, saya berikan kepada :

Bapak Wahono dan Ibu Dra. Isrowati, kedua orangtua tercinta saya, yang senantiasa memberikan dukungan dan doa terbaiknya, kepada anak bungsu mereka. Dukungan berupa moril dan materi yang tanpa kekurangan suatu apapun, hingga saya dapat berada di posisi ini. Gelar yang saya raih nantinya tak luput dari usaha kedua orangtua saya, kakak kakak saya, keponakan kecil saya, serta keluarga besar yang sangat mendukung dan selalu memberikan doa terbaik mereka. Untuk kedua kakak saya Hutdi Nur Cahyono dan Harun Nur Cahyono yang selalu memberikan semangat dan dukungan kepada saya, dan untuk Ihsan Nur Athailla keponakan saya

yang selalu mengobati lelah saya dalam menjalani hari hari. Semoga seluruh keluarga saya selalu diberikan kesehatan dan diberkahi oleh Allah Subhanahu Wa Ta'ala. Aamiin yaa rabbal alaamiin.

Terimakasih saya ucapkan untuk rekan Tugas Akhir saya, Naufal Aqib Aqil Fattah yang telah kebersamai saya semenjak penelitian hingga saat ini telah menyelesaikan tugas akhir. Tentunya ada banyak kendala yang dihadapi, ada berbagai salah paham, banyak jalan penuh lika-liku namun alhamdulillah dapat teratasi dengan baik. Semoga segala ilmu yang telah didapatkan dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya. Semoga segala hal dan mimpi yang diimpikan nantinya diijabah oleh Allah Subhanahu Wa Ta'ala, aamiin.

Terima kasih yang sebesar besarnya saya ucapkan kepada Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T selaku dosen pembimbing yang sudah yakin bahwa saya dan partner saya memiliki potensi lebih untuk menyelesaikan TA dengan baik, segala bentuk wejangan dan nasihat yang diberikan selama masa pengerjaan Tugas Akhir, tak akan pernah kami lupakan, dan akan selalu menjadi kenangan.

Apresiasi dan ucapan terima kasih yang setulus-tulusnya saya sampaikan kepada teman teman saya “Cendol Dawet” grup, yakni Rizkita, Addin, Brian, Yovy, Teddy, Cassanova, dan Luthfiah. Kemudian kepada Noval, Ilham, Farrel, Syauqy, Arrafi, Ayu, Sri, Mayang, Inggis, Nadia, dan Muti. Teman teman dan sekaligus saya anggap sebagai adik adik saya, Revi, Riffa, dan Lita. Terimakasih sudah hadir dari awal menjadi maba sampai pada titik ini, segala cerita telah kita lalui, tawa, sedih, senang, dan duka, kalian semua hebat, semoga kita semua selalu dalam lindungan

Allah Subhanahu Wa Ta'ala dan segala keinginan kita dapat terwujud nantinya, semoga kita akan bertemu kembali di titik terbaik menurut takdir dengan kondisi yang lebih baik lagi, aamiin. Tak lupa untuk teman teman semasa SMK saya grup "Retjeh", yaitu Dimas, Gavriel, Sinta, Merika, Sekar, dan Via, grup "Podcast Apasih", yaitu Kinanti, Daniel, dan Septian, grup "Kuli-kuli Jaberkost" Mbak Rima, Rafli, dan Diva yang selalu menjadi pelarian hiburan saya ketika saya suntuk dengan dunia perkuliahan, terimakasih selalu menjadi penghiburan saya semoga kita semua sukses kedepannya aamiin.

Seluruh teman-teman "REACTOR 19" (Teknik Kimia Angkatan 2019) dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang selalu memberikan semangat, doa, dan dukungan terbaik bagi kelancaran proses perkuliahan kita semua. Semoga kelak kita menjadi orang yang sukses dan bermanfaat bagi sesama.

Terakhir, ucapan terimakasih dan apresiasi tertinggi saya persembahkan untuk diri saya sendiri. Semua hasil kerja keras ini tidak ada apa adanya tanpa raga yang selalu berusaha kuat, dan jiwa yang sangat hebat. Setiap hari selalu saya tanamkan kepada diri saya sendiri "Akan kuhadapi, walau sambil Ya Allah, Ya Allah". Terimakasih diri telah kuat sampai saat ini.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Hermansyah Tri Cahyono

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR TABEL.....	xvi
DAFTAR GAMBAR	xviii
DAFTAR LAMPIRAN	xix
ABSTRAK.....	xx
ABSTRACT.....	xxi
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik.....	2
1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Etil Asetat	2
1.2.2 Skala Produksi Pabrik Etil Asetat	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	5
1.3.1 Macam-macam proses pembuatan produk.....	5
1.3.2 Kegunaan Produk.....	9
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	10
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	10
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	13
BAB II.....	14
PERANCANGAN PRODUK	14
2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	15
2.3 Spesifikasi Produk.....	16
2.4 Pengendalian Kualitas	16

2.4.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	17
2.4.2	Pengendalian Kualitas Proses	17
2.4.3	Pengendalian Kualitas Produk	20
BAB III		21
PERANCANGAN PROSES.....		21
3.1	Uraian Proses.....	21
3.1.1	Proses Persiapan Bahan Baku	21
3.1.2	Tahap Reaksi	22
3.1.3	Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk	22
3.2	Spesifikasi Alat.....	24
3.2.1	Tangki Penyimpanan	24
3.2.2	<i>Mixer</i>	25
3.2.3	Reaktor	26
3.2.4	<i>Neutralizer</i>	27
3.2.5	Dekanter	28
3.2.6	Menara Destilasi 1	29
3.2.7	Menara Destilasi 2	30
3.2.8	<i>Heater</i>	32
3.2.9	<i>Cooler</i>	35
3.2.10	Pompa.....	37
3.3	Neraca Massa dan Neraca Panas	39
3.3.1	Neraca Massa Total	39
3.3.2	Neraca Massa Alat	39
3.3.3	Neraca Panas Total	42
3.3.4	Neraca Panas Alat	43
3.4	Diagram Alir Proses dan Material	45
3.4.1	Diagram Alir Kualitatif	45
3.4.2	Diagram Alir Kuantitatif	45
BAB IV		46
PERANCANGAN PABRIK		46
6.1	Lokasi Pabrik.....	46
4.4.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	47

4.4.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	50
6.2	Tata Letak Pabrik.....	51
6.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	54
6.4	Organisasi Perusahaan.....	56
6.4.1	Bentuk Perusahaan	56
6.4.2	Struktur Organisasi.....	57
6.4.3	Tugas dan Wewenang.....	58
6.4.4	Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan	65
6.4.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan	69
6.4.6	Ketenagakerjaan.....	72
BAB V	75
UTILITAS	75
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	78
5.2	Unit Pembangkit Steam.....	80
5.3	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	81
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	84
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	84
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	85
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	86
5.7.1	Perancangan Pengolahan Air	86
5.7.2	Pengolahan Air Sanitasi	93
5.7.3	Pengolahan Air Pendingin.....	96
5.7.4	Pengolahan Air <i>Steam</i>	98
5.7.5	Pengolahan Air <i>Service</i>	102
5.7.6	Pompa Utilitas.....	103
BAB VI	109
EVALUASIEKONOMI	109
6.1	Evaluasi Ekonomi.....	109
6.2	Penaksiran Harga Peralatan	111
6.3	Perhitungan Biaya	113
6.4	Analisa Resiko Pabrik	118
6.5	Analisa Kelayakan.....	118

BAB VII.....	126
PENUTUP.....	126
7.1 Kesimpulan.....	126
7.2 Saran.....	127
DAFTAR PUSTAKA.....	128
LAMPIRAN-1	130
LAMPIRAN-2.....	144
LAMPIRAN-3.....	145



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Etil Asetat.....	2
Tabel 1. 2 Data Produsen Etil Asetat di Dunia.....	4
Tabel 1. 3 Perbandingan Jenis Proses Produksi Etil Asetat	8
Tabel 1. 4 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen	10
Tabel 1. 5 Harga ΔG_f° Pada Masing-Masing Komponen	11
Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	15
Tabel 2. 3 Spesifikasi Produk.....	16
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	24
Tabel 3. 2 Spesifikasi Mixer	25
Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor.....	26
Tabel 3. 4 Spesifikasi Neutralizer	27
Tabel 3. 5 Spesifikasi Dekanter.....	28
Tabel 3. 6 Spesifikasi Menara Destilasi-01.....	29
Tabel 3. 7 Spesifikasi Menara Destilasi-02.....	30
Tabel 3. 8 Spesifikasi Heater-01	32
Tabel 3. 9 Spesifikasi Heater-02	33
Tabel 3. 10 Spesifikasi Heater-03	34
Tabel 3. 11 Spesifikasi Cooler-01	35
Tabel 3. 12 Spesifikasi Cooler-02	36
Tabel 3. 13 Spesifikasi Pompa	37
Tabel 3. 14 Neraca Massa Total	39
Tabel 3. 15 Neraca Massa di Mixer	39
Tabel 3. 16 Neraca Massa di Reaktor	40
Tabel 3. 17 Neraca Massa di Neutralizer	40
Tabel 3. 18 Neraca Massa di Dekanter.....	41
Tabel 3. 19 Neraca Massa di Menara Destilasi 1	41
Tabel 3. 20 Neraca Massa di Menara Destilasi 2	41
Tabel 3. 21 Neraca Panas Total	42
Tabel 3. 22 Neraca Panas di Mixer	43
Tabel 3. 23 Neraca Panas di Reaktor	43
Tabel 3. 24 Neraca Panas di Neutralizer	43
Tabel 3. 25 Neraca Panas di Dekanter	44
Tabel 3. 26 Neraca Panas di Menara Destilasi 1	44
Tabel 3. 27 Neraca Panas di Menara Destilasi 2	44
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah Pabrik Etil Asetat	52
Tabel 4. 2 Jumlah dan Gaji Karyawan	67
Tabel 4. 3 Pembagian Shift Karyawan.....	71
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik.....	79
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	79
Tabel 5. 3 Kebutuhan Steam	80

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	82
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	83
Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Total	84
Tabel 5. 7 Spesifikasi Screening	86
Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal	86
Tabel 5. 9 Bak Penggumpal	87
Tabel 5. 10 Spesifikasi Tangki Larutan Alum	88
Tabel 5. 11 Spesifikasi Bak Pengendapan I	89
Tabel 5. 12 Spesifikasi Bak Pengendapan II.....	90
Tabel 5. 13 Spesifikasi Sand Filter.....	91
Tabel 5. 14 Spesifikasi Bak Penampungan Sementara	92
Tabel 5. 15 Spesifikasi Tangki Klorinasi	93
Tabel 5. 16 Spesifikasi Tangki Kaporit.....	94
Tabel 5. 17 Spesifikasi Tangki Air Bersih.....	95
Tabel 5. 18 Spesifikasi Bak Pendingin.....	96
Tabel 5. 19 Spesifikasi Cooling Tower	97
Tabel 5. 20 Spesifikasi Blower Cooling Tower.....	98
Tabel 5. 21 Spesifikasi Mixed Bed	98
Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki NaCl.....	99
Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki NaOH.....	100
Tabel 5. 24 Spesifikasi Tangki Demin	100
Tabel 5. 25 Spesifikasi Dearator	101
Tabel 5. 26 Spesifikasi Tangki N ₂ H ₄	102
Tabel 5. 27 Spesifikasi Tangki Service	102
Tabel 5. 28 Spesifikasi Pompa Utilitas	103
Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)	111
Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC).....	114
Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	114
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment (FCI).....	115
Tabel 6. 5 Working Capital Investment.....	115
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost.....	116
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost	116
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	117
Tabel 6. 9 Manufacturing Cost (MC).....	117
Tabel 6. 10 General Expense.....	117
Tabel 6. 11 Total Production Cost.....	118
Tabel 6. 12 Fixed Cost (Fa).....	121
Tabel 6. 13 Regulated Cost (Ra)	122
Tabel 6. 14 Variable Cost (Va)	122
Tabel 6. 15 Annual Sales Value (Sa).....	122

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Pertumbuhan Impor Etil Asetat di Indonesia Tahun 2015-2022.....	3
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	45
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kualitatif	45
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Etil Asetat di Kabupaten Karanganyar.....	46
Gambar 4. 2 Denah Tata Letak Pabrik Etil Asetat	54
Gambar 4. 3 Denah Tata Letak Proses Pabrik Etil Asetat.....	56
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	58
Gambar 5. 1 Tata Letak Utilitas Pabrik Etil Asetat.....	76
Gambar 6. 1 Grafik Kelayakan Ekonomi.....	125



DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN-1	129
LAMPIRAN-2	143
LAMPIRAN-3	144



ABSTRAK

Etil Asetat adalah senyawa kimia yang tersusun dari unsur-unsur karbon, hidrogen, dan oksigen. Etil Asetat memiliki rumus molekul $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ yang digunakan sebagai bahan pembuatan tinta, sebagai pelarut, dan digunakan dalam industri farmasi dan kosmetik. Perkembangan industri kimia menjadi bagian penting dalam pertumbuhan ekonomi nasional. Inovasi dalam bidang industri kimi semakin ditingkatkan, salah satunya pengembangan dalam industri produk antara, hal ini dikarenakan industri kimia produk antara dinilai sangat menguntungkan, oleh karena itu perancangan pabrik kimia etil asetat dirasa perlu untuk membantu pertumbuhan ekonomi nasional dan mengurangi ketergantungan terhadap ekspor luar negeri. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dirancang pabrik etil asetat dengan kapasitas 30.000 ton per tahun. Proses pembuatan etil asetat menggunakan reaksi esterifikasi dari asam asetat dan etanol dengan katalis asam sulfat. Etil asetat diproses di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm yang berlangsung dalam fase cair, untuk mendapatkan produk etil asetat dengan kemurnian 98%. Dalam proses pembuatan etil asetat dibutuhkan bahan baku asam asetat sebanyak 26.242,2804 ton/tahun dan etanol sebanyak 40.238,1633 ton/tahun. Dalam proses produksi, pabrik ini membutuhkan setidaknya 18.883,5892 ton/tahun air pendingin, 191,6197 ton/tahun steam, kebutuhan listrik sebesar 898.146,406 kW, bahan bakar solar sebesar 361.758,9360 kl/tahun, dan kebutuhan udara tekan sebesar 37,3824 m^3/jam . Didapatkan hasil analisis bahwa pabrik etil asetat ini memiliki resiko yang rendah (low risk) didapatkan nilai ROI minimal sebesar 11%, nilai POT maksimal 5 tahun, dan BEP sebesar 40-60%. Kebutuhan modal tetap terhitung sebesar Rp210.369.612.169,69 dengan modal kerja sebesar Rp174.307.340.262,67, hasil perhitungan menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 26,81% dan setelah pajak sebesar 18,77%, nilai POT sebelum pajak sebesar 2,72 tahun dan setelah pajak sebesar 3,48 tahun dengan nilai BEP sebesar 52,15%, nilai SDP sebesar 30,73%, dan nilai DCFRR sebesar 17,26%. Berdasarkan hasil analisis evaluasi ekonomi yang telah diperhitungkan, dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik etil asetat secara ekonomi dapat dikaji lebih lanjut dan layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Asam Asetat, Etil Asetat, Etanol, Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

ABSTRACT

Ethyl Acetate is a chemical compound composed of the elements carbon, hydrogen and oxygen. Ethyl Acetate has the molecular formula $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ which is used as an ingredient in making inks, as a solvent, and is used in the pharmaceutical and cosmetic industries. The development of the chemical industry is an important part of national economic growth. Innovation in the chemical industry is increasing, one of which is the development of the intermediate product industry, this is because the intermediate product chemical industry is considered very profitable, therefore the design of an ethyl acetate chemical plant is deemed necessary to help national economic growth and reduce dependence on foreign exports. To meet domestic demand, an ethyl acetate plant is designed with a capacity of 30.000 tons per year. The process of making ethyl acetate uses the esterification reaction of acetic acid and ethanol with sulfuric acid as a catalyst. Ethyl acetate is processed in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) at a temperature of 60°C with a pressure of 1 atm which takes place in the liquid phase, to obtain 98% purity ethyl acetate product. In the process of producing ethyl acetate, 26.242,2804 tons/year of acetic acid and 40.238,1633 tons/year of ethanol are needed. In the production process, this plant requires at least 18.883.5892 tons/year of cooling water, 191,6197 tons/year of steam, requires electricity of 898.146,406 kW, diesel fuel of 361.758,9360 KL/year, and compressed air requirements of 37,3824 m^3/hour . The results of the analysis show that this ethyl acetate factory has a low risk (low risk) with a minimum ROI value of 11%, a maximum POT value of 5 years, and a BEP of 40-60%. Fixed capital requirements are calculated at IDR 210.369.612.169,69 with working capital of IDR 174.307.340.262,67, the calculation results show the value of ROI before tax is 26,81% and after tax is 18,77%, the POT before tax is 2,72 years and after tax of 3,48 years with a BEP value of 52,15%, an SDP value of 30,73%, and a DCFRR value of 17,26%. Based on the results of the calculated economic evaluation analysis, it can be concluded that the design of the ethyl acetate factory can be studied further economically and is feasible to build.

Keywords : *Acetic Acid, Ethyl Acetate, Ethanol, Stirred Tank Flow Reactor*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan berkembangnya era modern menjadikan daya saing antar negara meningkat di berbagai bidang, salah satunya di bidang industri. Perkembangan industri menjadi bagian penting dalam usaha pembangunan pertumbuhan ekonomi nasional yang lebih kuat dan seimbang dengan menitik beratkan pada industri maju yang didukung oleh sektor-sektor yang tangguh. Peningkatan daya saing antar negara inilah yang menuntut adanya inovasi ataupun terobosan baru sehingga suatu produk yang dihasilkan memiliki pangsa pasar dan daya saing yang tinggi, efektif, dan efisien serta yang terpenting harus ramah terhadap lingkungan.

Inovasi di bidang industri, khususnya industri kimia semakin ditingkatkan, berbagai produk kimia, salah satunya produk antara semakin dikembangkan agar dapat memenuhi kebutuhan konsumen. Produk antara yang dihasilkan oleh industri dalam negeri dinilai sangat menguntungkan karena dapat mengurangi ketergantungan terhadap ekspor luar negeri yang dapat mengurangi pengeluaran devisa negara untuk mengimpor suatu produk. Salah satu bahan kimia antara tersebut adalah Etil Asetat.

Etil Asetat adalah senyawa kimia yang tersusun dari unsur-unsur karbon, hidrogen, dan oksigen yang diperoleh dari reaksi esterifikasi. Etil Asetat memiliki nama lain etil etanoat dengan rumus kimia $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$. Produk ini berbentuk cairain yang tidak berwarna, mudah terbakar, dan memiliki titik didih 77°C .

Kebutuhan dalam negeri akan produk Etil Asetat semakin meningkat tiap tahunnya, ditinjau dari data Badan Pusat Statistik, pada tahun 2022 Indonesia mengimpor Etil Asetat sebanyak 109.645.873 kg. Semakin meningkatnya kebutuhan akan Etil Asetat tidak diimbangi dengan peningkatan produksi dalam negeri karena terbatasnya pabrik dalam negeri yang memproduksi Etil Asetat. Oleh karena itu, pendirian pabrik Etil Asetat perlu direncanakan agar kebutuhan akan Etil Asetat dapat terpenuhi dan akan mendukung pertumbuhan pengembangan ekonomi dalam negeri.

1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik

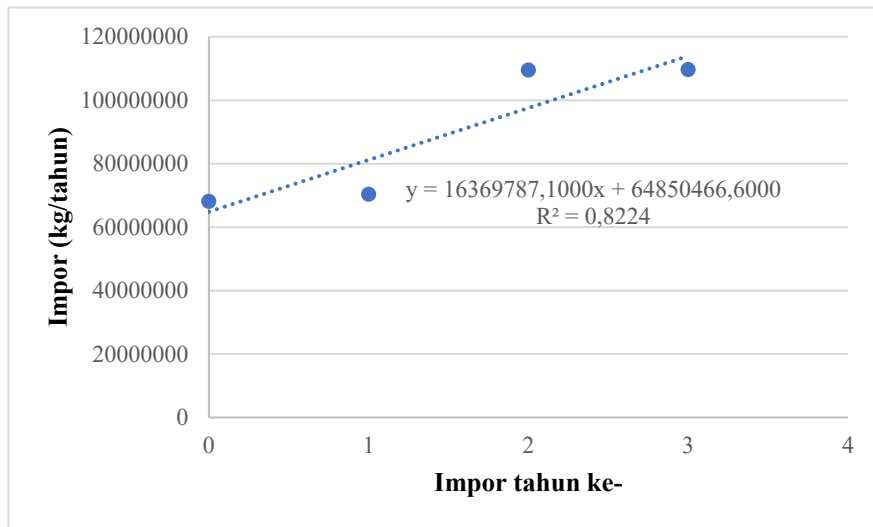
Penentuan dari kapasitas perancangan pabrik perlu mempertimbangkan beberapa hal, diantaranya :

1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Etil Asetat

Kebutuhan akan Etil Asetat dalam negeri semakin meningkat dari tahun ke tahun berdasarkan data Badan Pusat Statistik nasional. Hal ini dapat ditinjau dari Tabel 1.1 di bawah ini

Tabel 1. 1 Data Impor Etil Asetat

Tahun ke-	Tahun	Jumlah Impor (kg)
0	2019	68.130.271,00
1	2020	70.346.690,00
2	2021	109.497.755,00
3	2022	109.645.873,00



Gambar 1. 1 Data Pertumbuhan Impor Etil Asetat di Indonesia Tahun 2015-2022
(Sumber : Badan Pusat Statistik)

Dari data impor etil asetat yang tersedia, kebutuhan impor etil asetat dari tahun 2019-2022 mengalami peningkatan dari 68.130.271,00 kg/tahun menjadi 109.645.873,00 kg/tahun, sehingga dapat diperkirakan jika kebutuhan etil asetat di Indonesia semakin meningkat. Kemudian dapat diperkirakan kebutuhan impor Etil Asetat pada tahun 2027 mendatang dengan perhitungan berikut :

$$y = 16.369.787,10x + 64.850.466,60 \text{ kg/tahun} \quad \dots (1)$$

Dengan

$$x = \text{Tahun ke-}x$$

$$y = \text{Kebutuhan produk pada tahun ke-}x \text{ (kg/tahun)}$$

Sehingga, Tahun 2027 (tahun ke-8)

$$y = 16.369.787,10 (8) + 64.850.466,60$$

$$= 195.808.763,4 \text{ kg} = 195.898,763 \text{ ton}$$

Dapat disimpulkan bahwa perkiraan impor etil asetat pada tahun 2027 sebesar 195.808.763,4 kg atau 195.898,763 ton. Etil Asetat digunakan sebagai pelarut dalam industri, selain itu digunakan untuk cat, pelapis, noda kayu, pernis berbasis minyak dan enamel, perekat, selulosa, tinta, plastik, atau lemak.

1.2.2 Skala Produksi Pabrik Etil Asetat

Berdasarkan pertimbangan skala komersil, kapasitas pabrik Etil Asetat dari bahan baku Asam Asetat dan Etanol minimal yang dapat memberikan keuntungan apabila didirikan adalah 11.000 ton/tahun (Treton, Michigan, A.S) dan kapasitas terbesar adalah 400.000 ton/tahun (Jiangsu Sopo, Cina). Beberapa produsen lainnya disajikan dalam tabel sebagai berikut:

Tabel 1. 2 Data Produsen Etil Asetat di Dunia

Perusahaan	Kapasitas
INEOS	330.000
Celanse	92.000
Eastman Chemical	59.000
Jiangsu Sopo	400.000
Jiangmen Handsome	280.000
Wuxi Baichuan	100.000
IOL Chemicals and Pharmaceuticals	87.000
Ashok Alco-chem Limited	28.000
Treton	11.000

Tabel 3.4 ... (lanjutan)

Perusahaan	Kapasitas
Shandong Jinyimeng Group Co.Ltd	250.000
Solutina	25.000
Sipchem	100.000
Godavari Biorefineries Ltd.	105.000

Berdasarkan pertimbangan di atas, perancangan pabrik Etil Asetat yang akan didirikan pada tahun 2027 dibuat untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi beban impor Etil Asetat. Kami mengansumsikan bahwa impor Etil Asetat merupakan kebutuhan dalam negeri. Sehingga kami mengambil 15% dari estimasi impor pada tahun 2027 yaitu :

195.898,763 ton x 15% =29.384 ton/tahun dibulatkan menjadi 30.000 ton/tahun.

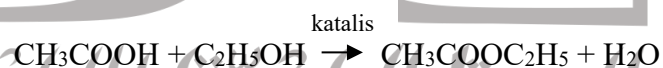
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam-macam proses pembuatan produk

Kapasitas Etil Asetat dapat diperoleh sebagai produk komersil melalui beberapa cara. Ada 5 macam proses pembuatan Etil Asetat, antara lain :

1. Proses Esterifikasi

Reaksi yang terjadi :



Proses pembuatan Etil Asetat dengan proses esterifikasi ini menggunakan bantuan katalis berupa Asam Sulfat. Proses ini dapat dijalankan secara *batch* maupun kontinyu. Bahan baku yang digunakan adalah Asam Asetat dan Etanol. Suhu operasi yang dapat digunakan dalam proses ini antara 55-100 °C dengan tekanan 1 atm. Konversi yang

dihasilkan dari proses ini mencapai 99% bergantung pada suhu operasi, katalis, dan bahan lainnya.

2. Proses *Tischenko*

Reaksi yang terjadi :



Proses *Tischenko* adalah proses dimerisasi dari aldehyd untuk membentuk turunan esternya. Reaksi ini menggunakan bahan baku Asetaldehid untuk membentuk Etil Asetat. Proses ini pertama kali dikembangkan pada industri di Eropa dalam kurun waktu 150 tahun. Konversi yang dihasilkan dari proses ini sebesar 61% yang menggunakan bahan pembantu sebagai katalis berupa Alumunium Etoksida. Suhu operasi yang dapat dijalankan pada proses ini yaitu -20°C dengan tekanan 1 atm. (Mc. Ketta & Cunningham, 1984). Proses ini menghasilkan produk samping berupa Hidrogen dan Aldol yang kemudian berlanjut ke pembentukan Alkohol tidak jenuh dan air.

3. Proses *Theodore*

Reaksi yang terjadi :



Proses pembuatan Etil Asetat menggunakan proses ini hampir sama dengan reaksi esterifikasi, perbedaannya terletak pada katalis yang digunakan. Pada proses ini katalis yang digunakan adalah katalis padat berupa *Zirconium Dioxide*, serta prosesnya berjalan secara *batch*. Bahan baku yang dibutuhkan yaitu Etanol dan Asam Asetat. Reaksi ini

menghasilkan konversi hingga 64% dengan suhu operasi sebesar 70 °C pada tekanan 1 atm.

4. Proses Dehidrogenasi & Dimerisasi

Reaksi yang terjadi :



Proses pembentukan Etil Asetat dalam proses dehidrogenasi akan terbentuk Esetaldehid dan Hidrogen. Sedangkan pada proses dimerisasi, etanol akan bereaksi dengan Asetal dehid membentuk Etil Asetat dan Hidrogen. Suhu operasi yang berlangsung pada proses ini sebesar 100-300 °C dengan tekanan 1 atm. Konversi yang didapatkan dari proses ini mencapai 98,5%.

5. Proses Adisi

Reaksi yang terjadi :



Proses pembuatan Etil Asetat menggunakan proses adisi merupakan salah satu proses pembuatan Etil Asetat yang tergolong baru. Proses digunakan dengan pertimbangan ketika memakai reaksi esterifikasi akan menghasilkan banyak produk samping berupa air yang kemudian harus dipisahkan, dan proses ini menghasilkan produk samping berupa Asetaldol. Proses pembuatan Etil Asetat menggunakan proses adisi ini belum banyak digunakan secara komersil karena masih terdapat

permasalahan pada katalis yang digunakan. Proses ini berjalan pada suhu 100-300 °C pada tekanan 1 atm. Konversi

6. Proses *Reactive Distillation*

Reaksi yang terjadi :



Pada proses pembuatan Etil Asetat menggunakan proses *reactive distillation* merupakan proses yang menggunakan suatu alat yang menggabungkan proses reaksi kimia dan proses distilasi ke dalam satu unit proses. Penggabungan proses tersebut menghasilkan proses yang lebih sederhana dan intensif, serta dapat mengurangi arus *recycle* dan mengurangi kebutuhan dalam pengolahan limbah, sehingga dapat mengurangi biaya operasional dan investasi. Katalis yang digunakan berupa resin aktif yang memiliki ion H⁺. Ion ini berfungsi dalam mempercepat reaksi esterifikasi, sebagai contoh katalis yang digunakan adalah *amberlyst-35*. Proses ini dijelaskan pada *US Pat. No. 9447018* dimana bahan baku yang digunakan adalah Etanol, dan proses ini bereaksi pada suhu 211 °C dengan tekanan 20 bar di dalam *Reactive*

Distillation Coloumn.

Tabel 1. 3 Perbandingan Jenis Proses Produksi Etil Asetat

No	Jenis Proses	Bahan Baku	Kondisi Operasi	Produk Samping	Konversi
1	Esterifikasi	Asam Asetat & Etanol	T=55-100°C P=1 atm	Air	~99%

Tabel 1.3 ... (lanjutan)

No	Jenis Proses	Bahan Baku	Kondisi Operasi	Produk Samping	Konversi
2	<i>Tischenko</i>	Aldehid	T=-20°C P=1 atm	H ₂ & Aldol	~61%
3	<i>Theodre</i>	Asam Asetat & Etanol	T=70°C P=1 atm	Air	~64%
4	Dehidrogenasi & Dimerisasi	Etanol	T=100- 300°C P=1 atm	H ₂	~65%
5	Adisi	Asam Asetat & Etilen	T=100- 300°C P=30-300 atm		~44%
6	<i>Reactive Distillation</i>	Asam Asetat & Etanol	T=211°C P=20 atm	Air	~99%

Berdasarkan Tabel 1.4, dapat disimpulkan bahwa proses pembuatan Etil Asetat menggunakan proses esterifikasi dengan katalis Asam Sulfat karena konversi yang dihasilkan besar, yakni mencapai 99% dengan suhu reaksi dan tekanan yang rendah yaitu 55-100 °C dengan tekanan 1 atm.

1.3.2 Kegunaan Produk

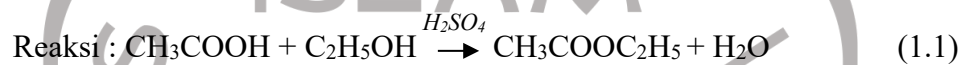
Kegunaan produk Etil Asetat antara lain :

1. Bahan baku tinta cetak dan industri resin sintesis.
2. Bahan baku pembuatan parfum, komsetik, dan sabun.
3. Bahan baku pelarut cat dan bahan pembuatan plastik.
4. Kebutuhan industri farmasi.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Pada tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi, seperti bersifat eksotermis atau endotermis serta berlangsung secara berlawanan ataupun searah. Panas reaksi berjalan secara eksotermis, hal tersebut dapat diketahui dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada suhu 298 K.



Harga ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel 1.5 sebagai berikut :

Tabel 1. 4 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen

Komponen	Harga ΔH_f° (kJ/mol)
Asam Asetat (CH_3COOH)	-434,84
Etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$)	-234,81
Etil Asetat ($\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$)	-442,92
Air (H_2O)	-241,80

(Sumber : Yaws, 1990 hal. 288)

Setelah menghitung nilai ΔH_f° pada masing-masing komponen, kemudian dihitung nilai entalpi pada keseluruhan.

- Entalpi keseluruhan (ΔH_r°) :

$$\Delta H_r^\circ(298) = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ(298) = [\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta H_f^\circ(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH})]$$

$$\Delta H_r^\circ(298) = [(-442,92) + (-241,80)] - [(-434,84) + (-234,81)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_r^\circ(298) = -15,07 \text{ kJ/mol} = -15.070 \text{ J/mol}$$

Kemudian menghitung nilai *Gibbs* (ΔG_f°) keseluruhan pada reaksi yang sama pada suhu 298 K. Perhitungan nilai *Gibbs* keseluruhan komponen dapat ditinjau berdasarkan Tabel 1.6 berikut :

Tabel 1. 5 Harga ΔG_f° Pada Masing-Masing Komponen

Komponen	Harga ΔG_f° (kJ/mol)
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	-376,69
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	-168,28
Etil Asetat (CH ₃ COOC ₂ H ₅)	-327,40
Air (H ₂ O)	-228,60

(Sumber : Yaws, 1990 hal. 318)

- Energi *Gibbs* Keseluruhan :

$$\Delta G_{r(298)}^\circ = \Delta G_{f^\circ}^{\text{produk}} - \Delta G_{f^\circ}^{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G_{r(298)}^\circ = [\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5) + \Delta G_f^\circ(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta G_f^\circ(\text{CH}_3\text{COOH}) + \Delta G_f^\circ(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH})]$$

$$\Delta G_{r(298)}^\circ = [(-327,40) + (-228,60)] - [(-376,69) + (-168,28)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G_{r(298)}^\circ = -11,03 \text{ kJ/mol} = -11.030 \text{ J/mol}$$

Reaksi keseluruhan dari proses pembuatan Etil Asetat merupakan reaksi eksotermis dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kanan dengan didapatkan nilai $\Delta H_r^\circ = -15,07 \text{ kJ/mol}$ yang berarti reaksi melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan, sehingga kalor dari sistem berkurang. Sedangkan untuk nilai energi *Gibbs* yang didapatkan sebesar : $\Delta G_r^\circ = -11,03 \text{ kJ/mol}$, yang berarti reaksi berlangsung secara spontan.

Berdasarkan persamaan 15.14 dari Van Ness (1997), maka :

$$\ln K_1 = \left(\frac{-\Delta G^\circ_r}{T \cdot R} \right) \quad (1.2)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} \times \frac{-(-11,03)}{0,008314} \quad (1.3)$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{T} \times 1326,68} \quad (1.4)$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu 298 K dapat dihitung dengan persamaan (1.4) maka didapatkan :

$$K_1 = e^{\frac{1}{T} \times 1326,68}$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{298} \times 1326,68}$$

$$K_1 = 85,6012$$

Pada suhu 60 °C (333,15 K), besarnya konstanta kesetimbangan (K_2) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (1.5)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.5) maka didapatkan :

$$\ln \frac{K_2}{85,6012} = \left[-\frac{-15,07}{0,008314} \right] \left[\frac{1}{333,15} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{85,6012} = -0,63931$$

$$\frac{K_2}{85,6012} = e^{-0,63931}$$

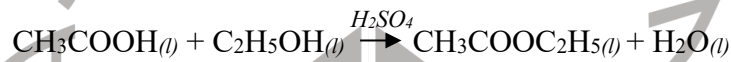
$$K_2 = 45,1681$$

Reaksi berjalan secara *irreversible* apabila nilai $K > 1$, dari hasil perhitungan didapatkan nilai K_1 sebesar 85,6012 dan K_2 sebesar 45,1681, sehingga dapat

disimpulkan bahwa reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible* karena nilai K bernilai positif.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, yang meliputi ilmu yang mempelajari tentang pengukuran laju reaksi dan variabel-variabel dalam laju reaksi yaitu konsentrasi, suhu, dan tekanan. Adapun persamaan reaksi yang terbentuk yaitu :



Ditinjau dari segi kinetika reaksi, kecepatan reaksi asam asetat dan etanol menjadi etil asetat adalah reaksi orde dua. Persamaan reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut (Tajdari *et al.*, 2009) :

$$k = (4,19C_k + 0,08815) \exp\left(-6500x\frac{1}{T}\right) \quad (1.6)$$

Sehingga didapatkan nilai k sebesar :

$$k = 0,25455 \text{ m}^3/\text{Kmol.jam}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Pada perancangan pabrik kimia Etil Asetat dari Asam Asetat dan Etanol ini akan menghasilkan produk utama berupa Etil Asetat dengan tingkat kemurnian 95%-99% yang berbentuk cair. Produk hasil nantinya digunakan kembali sebagai bahan baku dan diproses menjadi produk yang siap digunakan sesuai dengan keinginan konsumen. Kualitas dari produk yang dihasilkan dipengaruhi oleh 4 variabel, yaitu spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, spesifikasi produk, dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi	Bahan Baku	
	Asam Asetat	Etanol
Rumus Kimia	CH ₃ COOH	C ₂ H ₅ OH
Berat Molekul, g/mol	60,5	46,07
Wujud	Cairan	Cairan
Warna	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna
Densitas, kg/m ³ (25°C)	1.040	789
Titik Beku, °C	16,66	-114,1
Titik Didih, °C	118	78
Temperatur Kritis, °C	332	243
Tekanan Kritis, atm	44,7	63,005
Kemurnian, %	99,8	96,5

Sumber : MSDS LabChem, 2012

2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Spesifikasi	Bahan Pembantu	
	Asam Sulfat	Sodium Hidroksida
Rumus Kimia	H ₂ SO ₄	NaOH
Berat Molekul, g/mol	98,08	39,99
Wujud	Cairan	Cairan
Warna	Jernih (murni), Keruh (tidak murni)	Tidak Berwarna
Densitas, kg/m ³ (25°C)	1.840	2.130
Titik Beku, °C	10	-93
Titik Didih, °C	337°C	143
Temperatur Kritis, °C	652	-
Tekanan Kritis, atm	63,16	250
Kemurnian, %	98	50

Sumber : MSDS LabChem, 2012

الجامعة الإسلامية
الاستدرا الإندونيسية

2.3 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 3 Spesifikasi Produk

Spesifikasi	Produk
	Etil Asetat
Rumus Kimia	CH ₃ COOC ₂ H ₅
Berat Molekul, g/mol	88,11
Wujud	Cairan
Warna	Tidak Berwarna
Densitas, kg/m ³ (25°C)	900,3
Titik Beku, °C	-83,55
Titik Didih, °C	77,1
Temperatur Kritis, °C	250,15
Tekanan Kritis, atm	38,29
Kemurnian, %	99,8

Sumber : MSDS LabChem, 2012

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau pengendalian mutu merupakan suatu usaha yang akan dilakukan untuk menghasilkan produk Etil Asetat yang memiliki spesifikasi dan kualitas yang sesuai dengan standar yang diinginkan. Pengendalian kualitas (*quality control*) terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan terakhir pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilaksanakan untuk memastikan bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi agar proses yang dilakukan akan menghasilkan produk yang sesuai dengan standar. Proses pengendalian kualitas bahan baku dapat ditinjau dari spesifikasi bahan baku yang digunakan dan dilakukan sebelum bahan baku memasuki proses produksi. Pengendalian kualitas ini dilaksanakan pada semua bahan baku dan bahan pembantu yaitu asam asetat, etanol, asam sulfat, dan sodium hidroksida. Proses ini dilakukan dengan cara menganalisa bahan baku dan bahan pembantu secara 2 metode, yaitu kualitatif dan kuantitatif.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga produk yang dihasilkan. Pengendalian kualitas pada proses dapat ditinjau dari pengawasan bahan baku dan bahan pembantu, serta alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Pengawasan dan pengendalian kualitas terhadap jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada ruang pengawasan (*control room*), pengawasan dilakukan secara otomatis menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada proses, maka sinyal atau tanda atau nyala lampu atau bunyi alarm dan sebagainya yang menyala, maka hal tersebut dapat mengindikasikan terjadinya penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan dan diatur baik dari *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, dan *temperature control*.

Pengawasan yang dikontrol oleh alat ini berupa pengontrolan atau pengawasan terhadap kondisi operasi baik dari segi temperatur, aliran, dan sistem kontrol. Alat kontrol yang harus di atur pada kondisi tertentu yaitu antara lain:

1. Alat Sistem Kontrol, terbagi dalam :

a. *Sensor*; digunakan untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan meliputi manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan, dan level serta *thermocouple* sebagai sensor suhu.

b. *Controller* dan Indikator merupakan alat untuk pengawasan dan pengendalian jalannya proses produksi yang biasanya dikendalikan pada *control room* atau ruang pengawasan, dapat dilakukan secara *automatic control* maupun secara manual dengan bantuan indikator.

Adapun alat kontrol yang digunakan antara lain :

1) *Temperature Control* (TC)

Temperature control merupakan alat kontrol yang dipasang untuk mengontrol suhu di dalam alat proses.

Apabila suhu yang ditentukan tidak sesuai maka akan menimbulkan masalah dan timbul tanda berupa suara atau nyala lampu.

2) *Pressure Control* (PC)

Pressure control merupakan alat kontrol yang dipasang untuk mengontrol tekanan pada sistem terutama

proses yang memerlukan tekanan diatas tekanan atmosfer. *Control valve* dihubungkan dengan saklar yang mana jika tekanan pada suatu proses naik lebih dari *set point* maka saklar akan aktif dan mematikan *control valve*.

3) *Flow Control (FC)*

Flow control merupakan alat kontrol yang digunakan untuk mengontrol kecepatan aliran fluida. Alat ini dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk, dan aliran keluar proses.

4) *Level Control (LC)*

Level control merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol ketinggian (*level*) larutan pada suatu tangki atau alat proses.

- c. *Actuator*, digunakan untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan *variable controller*. Alat yang digunakan adalah *automatic control valve* dan *manual control valve*.

2. Aliran Sistem Kontrol, terbagi dalam :

- a. Aliran pneumatis atau aliran udara tekan digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran listrik atau elektrik digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik atau aliran gerakan/perpindahan *level* digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas dari produk dilakukan untuk mengetahui dan memastikan apakah produk yang dihasilkan dari proses produksi sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Proses pengendalian kualitas produk ini dilakukan dengan cara yang sama dengan pengendalian kualitas bahan baku, yaitu dengan pengujian bahan di dalam laboratorium pengujian.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pra rancang pabrik Etil Asetat dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun, reaksi yang digunakan merupakan reaksi antara Asam Asetat dan Etanol dalam fase cair dengan persamaan reaksi sebagai berikut :

Untuk mempercepat terjadinya reaksi esterifikasi, maka diperlukan adanya bahan yang berfungsi sebagai katalisator. Katalisator yang digunakan dalam reaksi esterifikasi ini adalah Asam Sulfat (H_2SO_4).

Proses pembuatan Etil Asetat dibagi menjadi 3 tahapan proses, antara lain :

1. Tahap persiapan bahan baku,
2. Tahap reaksi,
3. Tahap pemisahan dan pemurnian produk.

3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku Asam Asetat 99,8% dari produsen dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-01) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Bahan baku Etanol 96,5% dari produsen dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-02) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian, katalisator cair berupa Asam Sulfat 98% dari produsen akan dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-03) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. NaOH 50% digunakan sebagai bahan netralisasi dari produsen akan dialirkan dan disimpan ke dalam

tangki penyimpanan (T-04) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

3.1.2 Tahap Reaksi

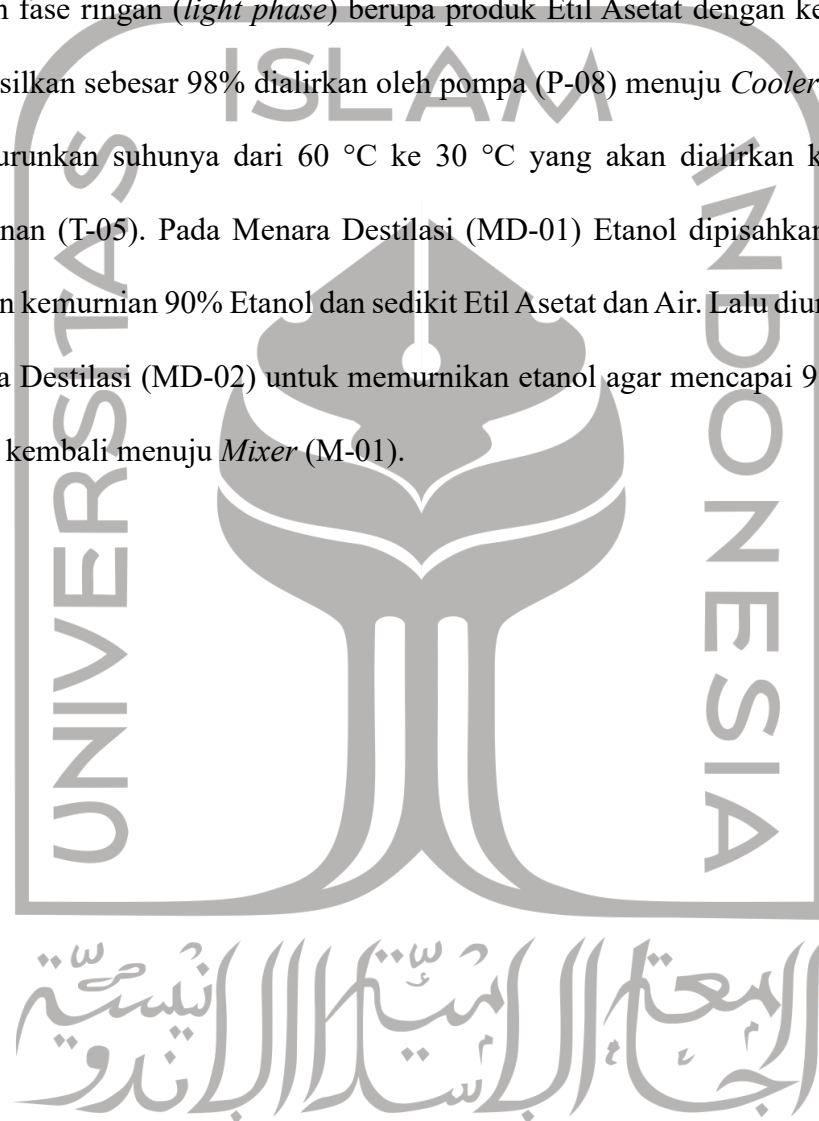
Dari tangki penyimpanan (T-01) akan dialirkan bahan baku Asam Asetat menggunakan pompa (P-01) menuju *Mixer* dan dari tangki penyimpanan (T-02) akan dialirkan bahan baku Etanol menggunakan pompa (P-02) menuju *Mixer*. Dalam *Mixer* terjadi pencampuran antara Asam Asetat dan Etanol, hasil pencampuran ini akan dinaikkan suhunya oleh *Heat Exchanger* (HE-01) hingga suhu 60 °C, lalu dialirkan menggunakan pompa (P-03) menuju Reaktor (R-01). Kemudian, akan dialirkan katalisator berupa Asam Sulfat dari tangki penyimpanan (T-03) yang telah dinaikkan suhunya dengan *Heat Exchanger* (HE-02) hingga suhu 60 °C menuju pompa (P-04). Pada Reaktor (R-01) akan terjadi reaksi pembentukan produk Etil Asetat dengan suhu operasi 60 °C dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi 85%.

Hasil reaksi tersebut kemudian dialirkan dengan pompa (P-06) menuju *Neutralizer* (N-01), lalu bahan pembantu berupa NaOH dialirkan dengan pompa (P-05) menuju *Neutralizer* (N-01). Di dalam *Neutralizer* akan terjadi proses penetralan Asam dari Asam Asetat dan Asam Sulfat dengan bantuan NaOH. Asam Asetat dan Asam Sulfat akan habis bereaksi dengan NaOH dan membentuk Sodium Asetat dan Sodium Sulfat. Suhu operasi di *Neutralizer* 60 °C dan tekanan 1 atm.

3.1.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari *Neutralizer* (N-01) akan dialirkan dengan pompa (P-07) menuju Dekanter untuk memisahkan campuran menjadi 2 fase, yaitu fase ringan

(*light phase*) dan fase berat (*heavy phase*). Proses pemisahan ini berdasarkan dari perbedaan kelarutan dan massa jenis (densitas) dari komponen. Fase berat (*heavy phase*) akan dialirkan dengan pompa (P-09) menuju Menara Destilasi 1 (MD-01) untuk memurnikan etanol yang menjadi umpan *recycle* menuju Mixer (M-01), sedangkan fase ringan (*light phase*) berupa produk Etil Asetat dengan kemurnian yang dihasilkan sebesar 98% dialirkan oleh pompa (P-08) menuju *Cooler* (CL-01) untuk diturunkan suhunya dari 60 °C ke 30 °C yang akan dialirkan ke tangki penyimpanan (T-05). Pada Menara Destilasi (MD-01) Etanol dipisahkan dengan Air dengan kemurnian 90% Etanol dan sedikit Etil Asetat dan Air. Lalu diumpankan ke Menara Destilasi (MD-02) untuk memurnikan etanol agar mencapai 98% yang di *recycle* kembali menuju *Mixer* (M-01).



3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Fungsi	Menyimpan kebutuhan CH_3COOH untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan H_2SO_4 untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan NaOH untuk proses produksi	Menyimpan produk $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$
Lama Penyimpanan	7 hari	7 hari	7 hari	7 hari	7 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1	1	1
Kondisi Operasi	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade</i>
Konstruksi	<i>3 Type 304</i>	<i>C</i>	<i>3 Type 304</i>	<i>3 Type 304</i>	<i>C</i>
Volume Tangki (m^3)	644,99	1.341,76	43,54	135,30	876,65
Diameter (m)	13,72	21,34	6,10	9,14	15,24
Tinggi (m)	7,90	11,03	4,77	5,29	8,16
Jumlah Course	3	4	2	2	3
Tebal Shell (m)	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005

3.2.2 Mixer

Tabel 3. 2 Spesifikasi *Mixer*

Kode	M-01	
Fungsi	Mencampurkan bahan baku utama CH ₃ COOH dan C ₂ H ₅ OH	
Jenis	Tangki Silinder tegak dengan <i>Torispherical Dishead Head</i> berpengaduk	
Kondisi Operasi	T = 30 °C	P = 1 atm
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
Jumlah Pengaduk	1	buah
Waktu Tinggal	10	menit
Dimensi <i>Mixer</i>		
Diameter	1,2716	m
Tinggi	1,9074	m
Tinggi Cairan	1,1988	m
Volume <i>Mixer</i>	1,7991	m ³
Volume <i>Head</i>	0,1850	m ³
Tebal <i>Shell</i>	0,1875	in
Tebal <i>Head</i>	0,1875	in
Jumlah Pengaduk	1	buah
Kecepatan Pengadukan	206,9473	rpm
<i>Power Motor</i>	10	Hp
Harga	\$12.000	

3.2.3 Reaktor

Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor

Kode	R-01	
Fungsi	Mereaksikan CH_3COOH dengan $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ dengan katalis H_2SO_4 untuk menghasilkan $\text{CH}_3\text{COC}_2\text{H}_5$ dan H_2O	
Jenis/Tipe	<i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>	
Mode Operasi	Kontinyu	
Jumlah	1	
Harga (\$)	\$ 439,800	
Kondisi Operasi		
Suhu	60	$^{\circ}\text{C}$
Tekanan	1	atm
Kondisi Proses	<i>Isothermal</i>	
Konstruksi dan Material		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 240 Grade S Type 304</i>	
Diameter (ID) <i>shell</i>	3,8376	m
Tebal <i>shell</i>	0,25	in
Tinggi total	5,3632	m
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical</i>	
Spesifikasi Khusus		
Tipe Pengaduk	<i>Turbine with 6 Flat Blades</i>	
Diameter Pengaduk	1,28	m
Kecepatan Pengadukan	56	rpm
<i>Power</i> Pengadukan	25	Hp
Jumlah <i>Baffle</i>	4	buah
Lebar <i>Baffle</i>	0,22	m

3.2.4 Neutralizer

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Neutralizer*

Kode	N-01	
Fungsi	Menetralkan H ₂ SO ₄ dan CH ₃ COOH dengan NaOH	
Jenis/Tipe	Silinder tegak dengan <i>Torispherical Dishead Head</i> berpengduk	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade S Type 304</i>	
	Kondisi Operasi	
Suhu	60	°C
Tekanan	1	atm
	Dimensi <i>Neutralizer</i>	
Diameter <i>shell</i>	2,2765	m
Tinggi <i>shell</i>	1,9980	m
Tebal <i>shell</i>	0,1875	in
Volume <i>shell</i>	6,2941	m ³
Tinggi <i>Neutralizer</i>	4,0619	m
Volume <i>Neutralizer</i>	6,4832	m ³
	Dimensi <i>Head</i>	
Tinggi <i>head</i>	0,5219	m
Tebal <i>head</i>	0,1875	m
Volume <i>head</i>	0,0891	m ³
	Pengaduk	
Jenis Pengaduk	<i>Turbine with 6 Flat Blades</i>	
Jumlah Pengaduk	1	buah
Jumlah <i>Baffle</i>	2	buah
Diameter Pengaduk	0,6707	m
Tinggi Pengaduk	2,6157	m
Lebar Pengaduk	0,1677	m

Tabel 3.4 ... (lanjutan)

Pengaduk		
Jarak Pengaduk	0,8719	m
Lebar <i>Baffle</i>	2,1140	m
Kecepatan Pengadukan	100	rpm
<i>Power</i> Pengadukan	10	Hp
Jaket Pendingin		
Bahan Jaket	<i>Stainless Steel</i>	
Diameter Dalam Jaket	2,3876	m
Diameter Luar Jaket	2,4384	m
Beban Pendingin	1.292.352,888	kJ/jam
Luas Selubung <i>Neutralizer</i>	26,7163	m ²
Harga	\$ 174.800	

3.2.5 Dekanter

Tabel 3. 5 Spesifikasi Dekanter

Kode	DC-01
Fungsi	Memisahkan fase ringan dan fase berat yang keluar dari <i>Neutralizer</i> dengan prinsip perbedaan kelarutan dan massa jenis
Jenis/Tipe	Dekanter Silinder Horizontal
Jenis Bahan	<i>Stainless Steels SA-299 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	60 °C
Tekanan	1 atm

Tabel 3.5 ... (lanjutan)

Spesifikasi		
Shell		
Diameter	1,0485	m
Tinggi	2,0970	m
Tebal	0,1875	in
Head		
Jenis	<i>Torispherical Head</i>	
Tinggi	0,0266	m
Tebal	0,1875	m
Harga	\$ 8364,94	

3.2.6 Menara Destilasi 1

Tabel 3. 6 Spesifikasi Menara Destilasi-01

Kode	MD-01	
Fungsi	Memisahkan komponen Etanol dengan Air	
Jenis/Tipe	<i>Plate Tower (Sieve Tray) Torispherical Roof</i>	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade S Type 304</i>	
Kondisi Operasi		
Umpan	60	°C
Distilat	27,45	°C
Bottom	88	°C
Spesifikasi		
<i>shell</i>		
Diameter	0,8	m
Tinggi	23	m
Tebal	0,1331	in
<i>Head</i>		
Jenis	<i>Torispherical Dishead Head</i>	
Tinggi	1,2167	in

Tabel 3.6 ... (lanjutan)

Spesifikasi		
Tebal Tray	0,3125	in
Jenis Tray	<i>Sieve Tray</i>	
Tebal Tray	0,003	buah
Jumlah Plate Aktual	26	buah
Diameter Hole	0,005	m
Jumlah Lubang	112	m

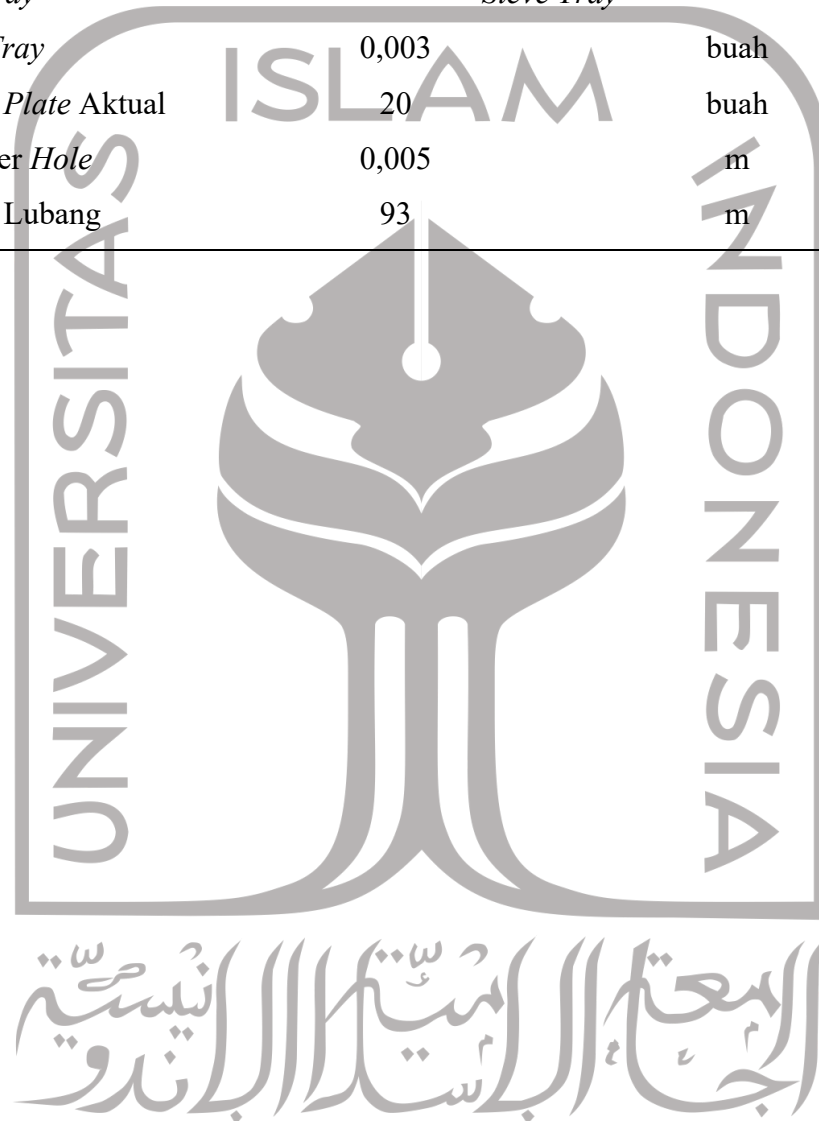
3.2.7 Menara Destilasi 2

Tabel 3. 7 Spesifikasi Menara Destilasi-02

Kode	MD-02	
Fungsi	Memisahkan komponen Etanol dengan Etil Asetat	
Jenis/Tipe	<i>Plate Tower (Sieve Tray) Torispherical Roof</i>	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade S Type 304</i>	
Kondisi Operasi		
Umpan	27,45	°C
Distilat	73,65	°C
Bottom	109	°C
Spesifikasi		
<i>shell</i>		
Diameter	0,7	m
Tinggi	21	m
Tebal	0,1331	in
<i>Head</i>		
Jenis	<i>Torispherical Dishead Head</i>	
Tinggi	1,2167	in

Tabel 3.7 ... (lanjutan)

Spesifikasi		
Tebal Tray	0,3125	in
Jenis Tray	<i>Sieve Tray</i>	
Tebal Tray	0,003	buah
Jumlah Plate Aktual	20	buah
Diameter Hole	0,005	m
Jumlah Lubang	93	m



3.2.8 Heater

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Heater-01*

Kode	H-01	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari <i>Mixer-01</i> menuju Reaktor-01	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
	Kondisi Operasi	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk, °C	100	30
Suhu Keluar, °C	100	60
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	758.338,3578	
	Mechanical Design	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang, ft	20	20
<i>Hairpin</i>	1	1
ID, in	4,026	3,068
OD, in	4,5	3,5
A, ft ²	1,178	0,917
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0,0001	0,0161
Rd, Btu/Jam.ft ² .F	0,012	
Harga, \$	11400	

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Heater-02*

Kode	H-02	
Fungsi	Memanaskan H ₂ SO ₄ dari Tangki (T-03) menuju Reaktor (R-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
	Kondisi Operasi	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk, °C	100	30
Suhu Keluar, °C	100	60
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	15.300,8405	
	<i>Mechanical Design</i>	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang, ft	15	15
<i>Hairpin</i>	1	1
ID, in	2,067	1,380
OD, in	2,380	1,660
A, ft ²	0,622	0,435
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0,0000004	0,00065
Rd, Btu/Jam.ft ² .F	0,157	
Harga, \$	9200	

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Heater-03*

Kode	H-03	
Fungsi	Memanaskan NaOH dari Tangki (T-04) menuju <i>Neutralizer</i> (N-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
	Kondisi Operasi	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk, °C	100	30
Suhu Keluar, °C	100	60
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	88.942,3342	
	Mechanical Design	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang, ft	20	20
<i>Hairpin</i>	1	1
ID, in	4,026	3,068
OD, in	4,5	3,5
A, ft ²	1,178	0,917
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0,0000043	0,00147
Rd, Btu/Jam.ft ² .F	0,053	
Harga, \$	9200	

الجامعة الإسلامية
الاستد بالاندونيسي

3.2.9 Cooler

Tabel 3. 11 Spesifikasi *Cooler-01*

Kode	CL-01	
Fungsi	Mendinginkan hasil atas keluaran Dekanter menuju Tangki-05	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Air Pendingin	
	Kondisi Operasi	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk, °C	25	60
Suhu Keluar, °C	40	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas, (Btu/jam)	22.0469,0106	
	<i>Mechanical Design</i>	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang, ft	20	20
<i>Hairpin</i>	7	7
ID, in	4.026	3.068
OD, in	4.5	3.5
A, ft ²	1.178	0.917
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0.0001	0.0019
Rd, Btu/Jam.ft ² .F	0.003	
Harga, \$	16.900	

Tabel 3. 12 Spesifikasi *Cooler-02*

Kode	CL-02	
Fungsi	Mendinginkan hasil atas keluaran Menara Destilasi 2 menuju Mixer-01	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Air Pendingin	
	Kondisi Operasi	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk, °C	25	109
Suhu Keluar, °C	40	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas, (Btu/jam)	333.918,0558	
	Mechanical Design	
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang, ft	20	20
<i>Hairpin</i>	5	5
ID, in	4.026	3.068
OD, in	4.5	3.5
A, ft ²	1.178	0.917
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0.0001	0.0006
Rd, Btu/Jam.ft ² .F	0.005	
Harga, \$	16.900	

3.2.10 Pompa

Tabel 3. 13 Spesifikasi Pompa

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Memompa larutan CH ₃ COOH menuju Mixer (M-01)	Memompa larutan C ₂ H ₅ OH menuju Mixer (M-01)	Memompa hasil Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)	Memompa larutan H ₂ SO ₄ menuju Reaktor (R-01)	Memompa hasil Reaktor (R-01) menuju Neutralizer (N-01)	Memompa larutan NaOH menuju ke Neutralizer (N-01)
Kondisi Operasi						
Viskositas, Cp	10,364	0,9591	81,004	180,998	0,5642	4.239,5128
Kapasitas, m ³	4,055	7,994	8,723	0,123	12,267	0,281
Pump Head, m	1,9425	1,934	9.233	7.332	11,365	7,162
Suhu Fluida, °C	30	30	30	30	60	60
Submersibility	<i>Immersed</i>					
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Daya Motor, Hp	0,05	0,75	0,05	0,05	1,00	0,05
Material Construction	<i>Commercial Steel</i>					
Harga, \$	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000

الجامعة الإسلامية
الاستدالاندونسية

Tabel 3.13 ... (lanjutan)

Pompa	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Memompa hasil <i>Neutralizer</i> (N-01) menuju Dekanter (DC-01)	Memompa hasil atas Dekanter (DC-01) menuju Tangki (T-05)	Memompa hasil bawah Dekanter (DC-01) menuju Menara Destilasi (MD-01)	Memompa hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) menuju UPL	Memompa hasil atas Menara Destilasi (MD-01) menuju Menara Destilasi (MD-02)	Memompa hasil atas Menara Destilasi (MD-02) menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Memompa hasil bawah Menara Destilasi (MD-02) menuju UPL
Viskositas, Cp	0,3827	0,2511	0,7693	0,2737	0,9272	0,2938	0,4021
Kapasitas, m ³	13,235	3,911	7,562	3,542	4,370	3,065	1,743
<i>Pump Head</i> , m	6,179	10,495	4,335	1,147	17,189	26,093	3,530
Suhu Fluida, °C	60	30	60	88	27,5	109	73
<i>Submersibility</i>				<i>Immersed</i>			
Jenis Pompa				<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Daya Motor, Hp	0,75	0,50	0,50	0,50	0,75	0,75	0,08
<i>Material Construction</i>				<i>Commercial Steel</i>			
Harga, \$	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000

3.3 Neraca Massa dan Neraca Panas

3.3.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 14 Neraca Massa Total

Komponen	Input		Output
	Umpan (kg/jam)	Limbah (kg/jam)	Produk (kg/jam)
CH ₃ COOH	3.313,4192		
C ₂ H ₅ OH	5.080,5762	2.877,5113	43,8200
CH ₃ COOC ₂ H ₅		342,8505	3.787,8788
H ₂ O	767,3770	1.794,9276	27,3339
H ₂ SO ₄	165,6710		
NaOH	466,5835		
CH ₃ COONa		679,2509	
Na ₂ SO ₄		240,0538	
Sub Total	9.793,6269	5.934,5943	3.859,0327
Total	9.793,6269		9.793,6269

3.3.2 Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa di Mixer

Tabel 3. 15 Neraca Massa di Mixer

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 12	Arus 3
CH ₃ COOH	3.313,4192			3.313,4192
C ₂ H ₅ OH		5.080,5762	1755,2096	5.080,5762
H ₂ O	6,6401	184,2696		190,9097
Total		8.584,9051		8.584,9051

2. Neraca Massa di Reaktor

Tabel 3. 16 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
CH ₃ COOH	3.313,4192		497,0129
C ₂ H ₅ OH	5.080,5762		2.921,3313
CH ₃ COOC ₂ H ₅			4.130,7293
H ₂ O	190,9097	71,0018	1.106,8335
H ₂ SO ₄		165,6710	165,6710
Total	8.821,5779		8.821,5779

3. Neraca Massa di Neutralizer

Tabel 3. 17 Neraca Massa di Neutralizer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
CH ₃ COOH	497,0129		
C ₂ H ₅ OH	2.921,3313		2.921,3313
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4.130,7293		4.130,7293
H ₂ O	1.106,8335	505,4655	1.822,2615
H ₂ SO ₄	165,6710		
NaOH		466,5835	
CH ₃ COONa			679,2509
Na ₂ SO ₄			240,0538
Total	9.793,6269		9.793,6269

4. Neraca Massa di Dekanter

Tabel 3. 18 Neraca Massa di Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 8	Arus 9
C ₂ H ₅ OH	2.921,3313	43,8200	43,8200	2.877,5113
CH ₃ COOC ₂ H ₅	4.130,7293	3787,8788	3787,8788	342,8505
H ₂ O	1.822,2615	27,3339	27,3339	1.794,9276
CH ₃ COONa	679,2509			679,2509
Na ₂ SO ₄	240,0538			240,0538
Total	9.793,6269		9.793,6269	

5. Neraca Massa di Menara Destilasi 1 (*Recycle*)

Tabel 3. 19 Neraca Massa di Menara Destilasi 1

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 10	Arus 11
C ₂ H ₅ OH	2.877,5113	2.536,0137	2.536,0137	341,4976
CH ₃ COOC ₂ H ₅	342,8505	342,8505	342,8505	
H ₂ O	1.794,9276	35,9291	35,9291	1.758,9986
CH ₃ COONa	679,2509			679,2509
Na ₂ SO ₄	240,0538			240,0538
Total	5.934,4943		5.934,4943	

6. Neraca Massa di Menara Destilasi 2 (*Recycle*)

Tabel 3. 20 Neraca Massa di Menara Destilasi 2

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 12	Arus 13
C ₂ H ₅ OH	2.536,0137	1.775,2096	1.775,2096	760,8041
CH ₃ COOC ₂ H ₅	342,8505	3,4326	3,4326	339,4179
H ₂ O	35,9291	13.1576	13.1576	22,7715
Total	2914,7933		2914,7933	

3.3.3 Neraca Panas Total

Tabel 3. 21 Neraca Panas Total

Alat	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)
<i>Mixer-01</i>	705.561,9613	705.561,9613
Reaktor-01	1.431.768,6059	1.431.768,6059
<i>Neutralizer-01</i>	2.102.958,7452	2.102.958,7452
Dekanter-01	843.594,4981	843.594,4981
Menara Destilasi-01	4.144.095,7628	4.144.095,7628
Menara Destilasi-02	1.534.457,4935	1.534.457,4935
Total	10.762.437,0666	10.762.437,0666

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
الجامعة الإسلامية الاندونيسية

3.3.4 Neraca Panas Alat

1. Neraca Panas di *Mixer*

Tabel 3. 22 Neraca Panas di *Mixer*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q ₁	705.562,9613	-
Q ₂	-	705.562,9613
Total	705.562,9613	705.562,9613

2. Neraca Panas di Reaktor

Tabel 3. 23 Neraca Panas di Reaktor

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q ₁	724.381,2096	-
Q ₂	-	738.928,3184
Q _{Reaksi}	707.387,3963	-
Q _{pendingin}	-	692.840,2875
Total	1.431.769,6059	1.431.769,6059

3. Neraca Panas di *Neutralizer*

Tabel 3. 24 Neraca Panas di *Neutralizer*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q ₁	848.446,9809	-
Q ₂	-	810.606,8570
Q _{Reaksi}	1.254.512,7643	-
Q _{pendingin}	-	1.292.353,8881
Total	2.102.959,7452	2.102.959,7452

4. Neraca Panas di Dekanter

Tabel 3. 25 Neraca Panas di Dekanter

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q ₁	843.594,4981	-
Q ₂	-	843.594,4981
Total	843.594,4981	843.594,4981

5. Neraca Panas di Menara Destilasi 1

Tabel 3. 26 Neraca Panas di Menara Destilasi 1

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q _(umpan)	3.129.278,5941	-
Q _(distilat)	-	1.172.835,9175
Q _(bottom)	-	1.956.709,3932
Q _(reboiler)	1.014.817,1686	-
Q _(condensor)	-	1.014.550,4521
Total	4.144.095,7628	4.144.095,7628

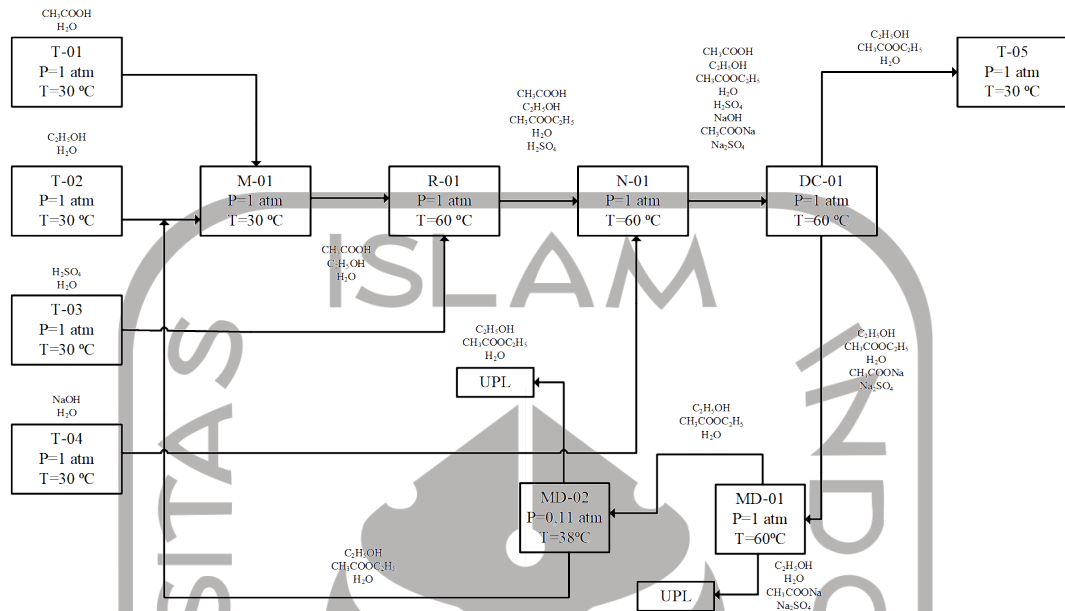
6. Neraca Panas di Menara Destilasi 2

Tabel 3. 27 Neraca Panas di Menara Destilasi 2

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q _(umpan)	1.172.835,9175	-
Q _(distilat)	-	465.602,6182
Q _(bottom)	-	720.017,5972
Q _(reboiler)	361.620,5760	-
Q _(condensor)	-	348.837,2781
Total	1.534.457,4935	1.534.457,4935

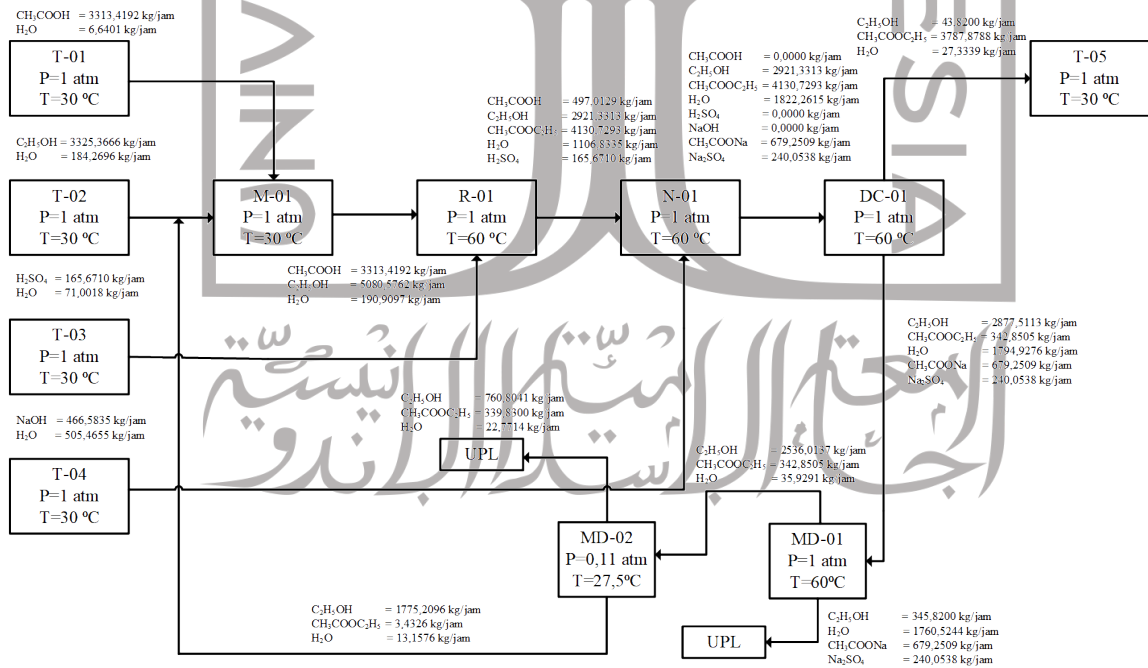
3.4 Diagram Alir Proses dan Material

3.4.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.4.2 Diagram Alir Kuantitatif



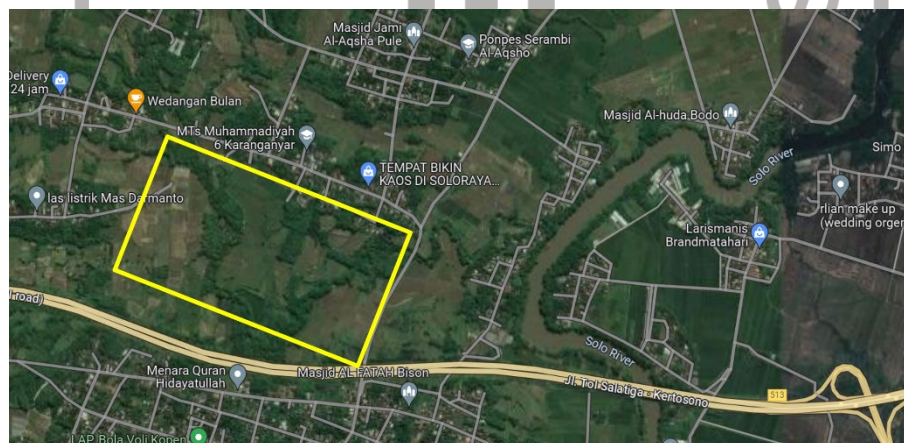
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kualitatif

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

6.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dari lokasi pembangunan pabrik menjadi salah satu hal yang penting untuk dipertimbangkan. Hal ini penting karena akan berdampak langsung dengan keadaan pabrik secara operasional, ekonomi hingga distribusi produk. Banyak aspek yang akan menjadi bahan pertimbangan dari penentuan lokasi pabrik ini, antara lain ketersediaan bahan baku untuk produk, transportasi, lingkungan sekitar, ketersediaan lahan, kebutuhan air dan listrik, dll. Lokasi dari Pabrik Etil Asetat dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini direncanakan akan dibangun di Kecamatan Gondangrejo, Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah. Lokasi ini secara lebih jelas, dapat dilihat pada gambar 4.1 dan pemilihan lokasi ini didasari dari beberapa pertimbangan sebagai berikut.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Etil Asetat di Kabupaten Karanganyar

4.4.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat penting dalam penentuan pendirian pabrik. Kemudahan akses untuk mendapatkan bahan baku juga harus diperhatikan untuk mengurangi biaya transportasi. Lokasi pabrik yang telah ditentukan ini tidak jauh dari sumber bahan baku yang akan digunakan. Bahan baku asam asetat dan etanol akan diambil dari PT Acidatama yang berlokasi di Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah dengan kapasitas pabrik sebesar 36.600 ton per tahun untuk Asam Asetat dan 45.000 ton per tahun untuk Etanol. Sedangkan bahan baku pembantu berupa Asam Sulfat sebagai katalisator didapatkan dari PT. Liku Telaga yang berlokasi di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas pabrik sebesar 60.000 ton per tahun serta bahan baku pembantu berupa Natrium Hidroksida didapatkan dari PT. Asahimas Chemicals yang berlokasi di Kabupaten Cilegon, Tangerang dengan kapasitas pabrik sebesar 70.000 ton per tahun.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik yang berdekatan dengan kawasan industri menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi pendirian pabrik ini. Kabupaten Karanganyar merupakan lokasi yang prospektif dalam pemasaran produk karena berada dekat kawasan industri dan terletak antara Provinsi Jawa Tengah dan Jawa Timur, sehingga akan lebih mudah

apabila produk Etil Asetat ini akan dibutuhkan untuk industri yang berlokasi di Pulau Jawa karena berada di tengah-tengah.



c. Utilitas

Utilitas merupakan penunjang utama dalam mendirikan suatu pabrik. Utilitas dan sarana pendukung lainnya mudah didapatkan di Karanganyar. Kebutuhan air dapat diambil dari Sungai Bengawan Solo. Kebutuhan listrik dapat diperoleh dari PT Perusahaan Listrik Negara (PT PLN), akan tetapi untuk dapat menghindari pemberhentian proses akibat gangguan transmisi aliran listrik PT PLN, maka pabrik memiliki generator cadangan.

d. Transportasi

Sarana transportasi yang memadai menjadi faktor penting karena berkaitan dengan proses transportasi untuk penyediaan bahan baku, pengangkutan dan pengiriman produk. Dari segi sarana transportasi darat, Karanganyar merupakan lokasi yang strategis karena berdekatan dengan sarana transportasi yang menghubungkan dengan berbagai kota dengan Kawasan industri lainnya melalui Tol Trans-Jawa. Selain itu untuk menunjang sarana transportasi laut, Karanganyar merupakan lokasi yang berdekatan dengan Pelabuhan yaitu Pelabuhan Gresik yang berada di Kabupaten Gresik.

e. Tenaga Kerja

Kawasan industri merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Sebagian besar dari tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik ini adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah. Faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja pada tenaga kerja juga menjadi

prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga tenaga kerja yang diterima saat perekrutan merupakan tenaga kerja yang berkualitas dan berkerja sebagaimana mestinya.

4.4.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a. Perluasan Pabrik

Pemilihan lokasi sebuah pabrik turut mempertimbangkan rencana perluasan area pabrik untuk 10 sampai dengan 20 tahun kedepan. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan produk yang menuntut adanya peningkatan kapasitas pabrik yang membutuhkan perluasan lahan. Kabupaten Karanganyar berada di pinggiran kota yang memiliki banyak lahan kosong, sehingga memenuhi kriteria ini.

b. Biaya dan Perizinan

Keamanan dan kemudahan kerja disekitar lokasi pabrik terpenuhi yaitu, pengoperasian, pengangkutan, pemindahan, maupun perbaikan semua peralatan proses. Yang kedua adalah tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dengan harga yang terjangkau, serta pemanfaatan area tanah dengan efisien. Serta yang terakhir adalah adanya transportasi yang terjangkau.

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik etil asetat. Hal ini dikarenakan dapat meningkatkan jumlah

ketersediaan lapangan kerja masyarakat sekitar serta membantu meningkatkan perekonomian sekitar secara keseluruhan.

6.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*plant layout*) dalam pra rancangan pabrik merupakan bagian yang penting sebagai tempat keseluruhan bagian yang ada di pabrik yang terdiri atas tempat perkantoran, peralatan proses, penyimpanan bahan baku, unit pendukung proses, fasilitas kegiatan internal dan eksternal, dan sebagainya. Tata letak pabrik harus dirancang untuk mendukung efisiensi proses produksi pabrik dan berjalan secara optimal. Selain itu, keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dalam bekerja turut dipertimbangkan. Penataan letak pabrik dengan mempertimbangkan faktor-faktor berikut:

- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik, dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin,

sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.

- h. Masalah pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Berdasarkan pertimbangan faktor dalam penataan letak pabrik, diharapkan dapat memberikan beberapa keuntungan sebagai berikut :

- a. Mempermudah *material handling*.
- b. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perawatan.
- c. Meningkatkan keselamatan kerja
- d. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses menjadi lebih baik.

Perincian luas tanah yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik dapat dilihat pada tabel 4.1 berikut.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah Pabrik Etil Asetat

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		Panjang (m)	Lebar (m)	
1	Pos Keamanan	7	7	49
2	Kantor Utama	30	25	750
3	Parkir Karyawan	20	15	300
4	Parkir Tamu	15	15	225
5	<i>Power Plant</i>	10	5	50
6	Masjid	15	15	225
7	Area Mess	25	20	500

Tabel 4.1 ... (lanjutan)

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		Panjang (m)	Lebar (m)	
8	Kantin	10	10	100
9	Kantor Teknik dan Produksi	15	10	150
10	Gedung Serba Guna	18	10	180
11	Laboratorium	15	10	150
12	Area Timbang Truk	15	8	120
13	Area Parkir Truk	20	20	400
14	Poliklinik	10	10	100
15	Perpustakaan	10	10	100
16	Unit Pemadam Kebakaran	15	15	225
17	<i>Control Room</i>	15	10	150
18	<i>Control Utilitas</i>	15	10	150
19	Bengkel	15	10	150
20	Unit Pengolahan Limbah	15	10	150
21	Gudang Peralatan	15	10	150
22	Area Proses	60	40	2.400
23	Area Utilitas	40	25	1.000
24	Taman	10	10	100
25	Daerah Perluasan	60	30	1.800
26	Jalan	50	40	2.000
Luas Bangunan				9.923
Luas Tanah				11.674
Total				21.597



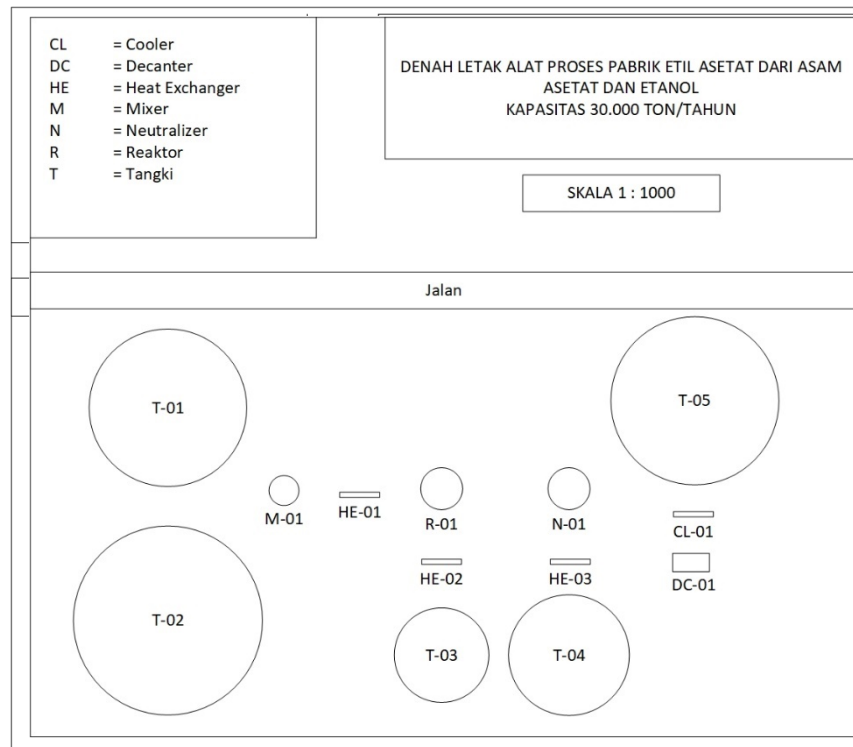
Gambar 4. 2 Denah Tata Letak Pabrik Etil Asetat

6.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Tata letak mesin/alat proses merupakan suatu pengaturan dari komponen komponen fasilitas pabrik. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk, jalur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran Udara, arah hembusan angin serta kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara atau keadaan berhenti pada suatu tempat berupa akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.
3. Pencerayaan, pada seluruh area pabrik harus memadai. Serta perlunya tambahan penerangan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.
4. Lalu Lintas Kendaraan dan Manusia, dalam perancangan *lay out* peralatan perlu diperhatikan supaya karyawan dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat, mudah dan aman. Sehingga, apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.
5. Pertimbangan Ekonomi, penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dan tetap menjamin kelancaran serta keamanan produk pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.
6. Jarak Antar Alat Proses, untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi dan suhu yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, untuk menghindari jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut sehingga tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4. 3 Denah Tata Letak Proses Pabrik Etil Asetat

6.4 Organisasi Perusahaan

6.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik etil asetat yang dalam pra rancangan ini direncanakan akan memiliki bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu bentuk perusahaan yang modal pendiriannya didapatkan dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut yang dimiliki pemegang saham sebagai bentuk sebagian kepemilikan atas perusahaan tersebut dengan ikut menyetorkan modal. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Adapun alasan pemilihan Perseroan Terbatas sebagai bentuk perusahaan ini adalah:

1. Mudah mendapatkan modal melalui penjualan surat berharga perusahaan (saham).
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan struktural perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, dimana pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff dan karyawan.
5. Efisiensi dari manajemen dimana pemegang saham duduk dalam dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi diantaranya direktur utama perusahaan yang berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas.

6.4.2 Struktur Organisasi

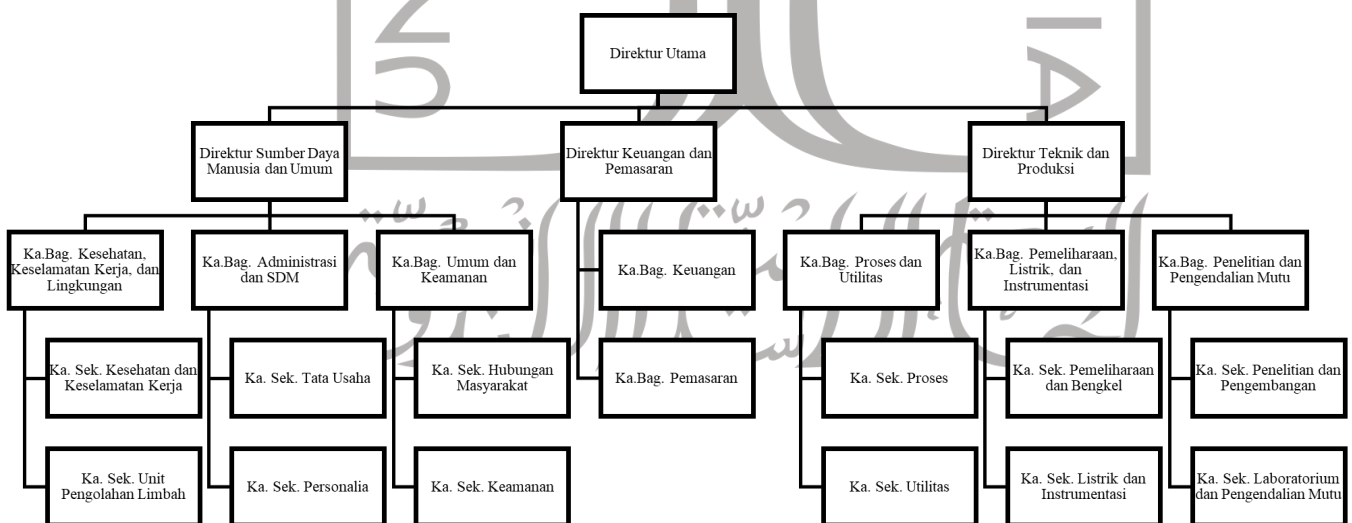
Untuk menjalankan segala aktivitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Dengan adanya struktur yang baik maka antara jabatan dapat memahami batasan masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Terdapat dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris. Dalam menjalankan tugas perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4 berikut.

6.4.3 Tugas dan Wewenang



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

1. Pemegang saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut.

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- c. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam satu tahun.

2. Dewan komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggungjawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut.

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

3. Direktur utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggungjawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- a. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
- b. Bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
- e. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, diantaranya:

- Direktorat Teknis dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi memiliki tugas dan wewenang dalam merumuskan kebijakan teknik operasi serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, serta Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

- Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

- Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia, serta Bagian Umum dan Keamanan.

4. Bagian

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

Bagian-bagian tersebut terdiri dari :

- Bagian Proses dan Utilitas

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

- Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

- Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

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

- Bagian Keuangan

Bertanggungjawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

- Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.

- Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

- Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.

- Bagian Umum dan Keamanan

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

5. Seksi

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

- Seksi Proses

Bertanggungjawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

- Seksi Utilitas

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

- Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

- Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

- Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan

- Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

- Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

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

- Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

- Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis dibidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta asset perusahaan.

- Seksi Personalia

Bertanggungjawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

- Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggungjawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

- Seksi Keamanan

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

6.4.4 Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan

1. Status Karyawan

Berdasarkan status dan system upah, karyawan dapat digolongkan menjadi 3, yaitu:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Kontrak

Karyawan kontrak adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.

c. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik hanya bila diperlukan. Karyawan ini menerima upah

borongan untuk suatu perusahaan atas hasil kerjanya yang telah disetujui.

2. Penggolongan Jabatan

Jabatan dari struktur organisasi perusahaan perlu dibebankan pada individu dengan tingkat pendidikan dan keahlian yang sesuai. Karyawan pada perusahaan ini terdiri berbagai jenjang pendidikan tertinggi dijabarkan sebagai berikut:

- a. Direktur Utama : S-2 semua jurusan
- b. Direktur : S-2 semua jurusan
- c. Kepala Bagian : S-1 semua jurusan
- d. Kepala Seksi : S-1 semua jurusan
- e. Staff Ahli : S-1 semua jurusan
- f. Sekretaris : S-1 semua jurusan
- g. Karyawan dan Operator: D-4/S-1 jurusan teknik
- h. Dokter : S-1 kedokteran
- i. Perawat : D4/S-1 keperawatan
- j. Supir : SMP-SMA dilengkapi dengan SIM A/B
- k. *Cleaning Service* : SMP-SMA
- l. Satpam : SMP-SMA dilengkapi dengan sertifikat satpam

3. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan yang diperlukan dalam aktivitas perusahaan garus ditentukan secara tepat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara baik dan

efisien. Jumlah karyawan yang diperlukan beserta gaji dapat dilihat pada tabel 4.2 berikut.

Tabel 4. 2 Jumlah dan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp	Total Gaji (Per Tahun), Rp
Direktur Utama	1	40.000.000	480.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	25.000.000	300.000.000
Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	25.000.000	300.000.000
Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	25.000.000	300.000.000
Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Pemeliharaan Listrik, dan Instrumentasi	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Keuangan	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	13.000.000	156.000.000
Ka. Bag. Umum dan Kemanan	1	13.000.000	156.000.000

Tabel 4.2 ... (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp	Total Gaji (Per Tahun), Rp
Ka. Sek. Proses	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Tata Usaha	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	10.000.000	120.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	8.000.000	96.000.000
Karyawan Proses	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Utilitas	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Listrik dan Instrumentasi	4	7.000.000	336.000.000

Tabel 4.2 ... (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Per Orang), Rp	Total Gaji (Per Tahun), Rp
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	8	7.000.000	672.000.000
Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	8	7.000.000	672.000.000
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6	7.000.000	504.000.000
Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4	7.000.000	336.000.000
Karyawan Tata Usaha	5	4.000.000	240.000.000
Karyawan Personalia	5	4.000.000	240.000.000
Karyawan Hubungan Masyarakat	5	4.000.000	240.000.000
Karyawan Keamanan	8	4.000.000	384.000.000
Operator	45	4.000.000	2.160.000.000
Dokter	2	10.000.000	240.000.000
Perawat	4	4.000.000	192.000.000
Sopir	6	3.000.000	216.000.000
Cleaning Service	10	3.000.000	360.000.000
Total	156	433.000.000	11.844.000.000

6.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik etil asetat direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam dalam 1 hari. Perbaikan, perawatan (*maintenance*), dan *shutdown* dapat dilakukan pada sisa hari diluar hari

libur. Untuk menjaga proses produksi secara *continue*, pemberlakuan jam kerja *shift* diperuntukkan bagi karyawan yang terlibat langsung dibidang teknikal proses.

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung proses produksi maupun pengamanan pabrik. Karyawan yang tergolong bekerja secara *non-shift* adalah direktur beserta jajaran, kepala bagian, kepala seksi, serta karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* akan bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam, hari kerja : Senin-Jumat, 07.00-16.00 WIB

Jam istirahat : Senin-Kamis, 12.00-13.00 WIB

Jumat, 11.30-13.30 WIB

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang terlibat langsung dalam menangani proses produksi serta pengamanan. Sebagian dari bagian teknikal, Gudang, dan bagian lain harus berkerja atau siaga demi kelancaran dan keamanan produksi pabrik. Pembagian jam kerja *shift*

sebagai berikut:

Shift I : pukul 07.00-15.00 WIB

Shift II : pukul 15.00-23.00 WIB

Shift III : pukul 23.00-07.00 WIB

Pembagian jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam tiap *shift* dengan 3 kelompok *shift* dalam 1 hari. Pergantian jam kerja kelompok

shift dilakukan setiap 3 hari kerja dengan maksimal hari bekerja yaitu 3 hari dan diikuti 1 hari libur. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapatkan giliran *shift* dan 1 regu libur. Jadwal pembagian *shift* (siklus) karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.3 berikut.

Tabel 4. 3 Pembagian *Shift* Karyawan

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

Tabel 4.3 . . . (lanjutan)

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

Keterangan :

1,2,3 dst... : Hari ke-

A,B,C, dan D : Regu kerja

I,II, dan III : *Shift* ke-

■ : Libur

6.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan memiliki hak ketenagakerjaan yang harus diberikan oleh perusahaan. Hak-hak tersebut yaitu:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
 - b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
 - c. Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.
2. Hari libur nasional

Hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja bagi karyawan non-*shift* dan dihitung sebagai hari kerja lembur bagi karyawan *shift*.
3. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - b. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

- c. Cuti melahirkan bagi karyawan selama 3 bulan (1 bulan sebelum melahirkan dan 2 bulan setelah melahirkan).

4. Fasilitas karyawan

Fasilitas karyawan disediakan guna meningkatkan produktifitas karyawan.

a. Poliklinik

Poliklinik yang disediakan oleh perusahaan bertujuan untuk menangani dan menjaga kesehatan karyawan dan berpengaruh terhadap produktifitas pabrik.

b. Pakaian kerja

Perusahaan memberikan pakaian kerja untuk memberikan identitas perusahaan pada karyawan dari karyawan perusahaan lain maupun masyarakat umum.

c. Makan dan minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang.

d. Tempat ibadah

Tempat ibadah berupa masjid disediakan guna memfasilitasi kegiatan ibadah karyawan muslim.

e. Transportasi

Perusahaan menyediakan bus antar jemput di titik tertentu untuk mempermudah akomodasi karyawan.

5. Jaminan ketenagakerjaan

Perusahaan mendaftarkan karyawan sebagai peserta Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) dengan 4 jaminan, yaitu Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JKM), Jaminan Hari Tua (JHT) dan Jaminan Pensiun (JP).



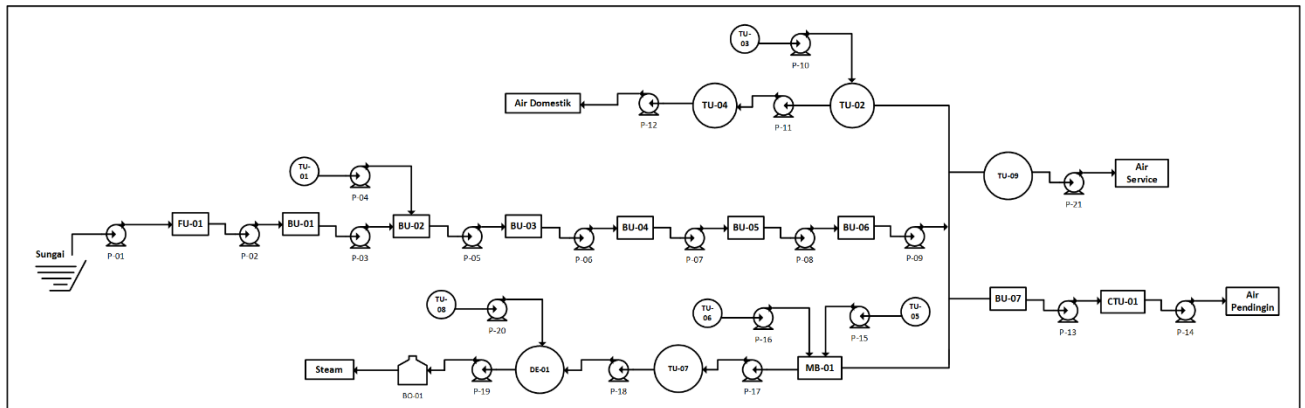
BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik pabrik etil asetat ($\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$) ini, meliputi :

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

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية
الاندونيسية



Gambar 5. 1 Tata Letak Utilitas Pabrik Etil Asetat

Keterangan :

1. PU-01-21 = Pompa
2. FU-01 = *Screening*
3. BU-01 = Bak Pengendapan Awal
4. BU-02 = Bak Penggumpal
5. BU-03 = Bak Pengendapan I
6. BU-04 = Bak Pengendapan II
7. BU-05 = *Sand Filter*
8. BU-06 = Bak Penampung Sementara
9. TU-01 = Tangki Alum
10. TU-02 = Tangki Klorinasi
11. TU-03 = Tangki Kaporit
12. TU-04 = Tangki Air Bersih
13. BU-07 = Bak Air pendingin
14. CTU-01 = *Cooling Tower*
15. MB-01 = *Mixed Bed*
16. TU-05 = Tangki NaCl

17. TU-06 = Tangki NaOH
18. TU-07 = Tangki Air Demin
19. TU-08 = Tangki N₂H₄
20. DE-01 = Dearator
21. BO-01 = *Boiler*
22. TU-09 = Tangki Air *Service*



5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik. Dalam perancangan pabrik $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ ini, sumber air yang digunakan adalah sumber air Sungai Bengawan Solo. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air.

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan relatif murah, sedangkan pengolahan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi karena lebih banyak kandungan garam mineral di dalamnya yang perlu dipisahkan. Tetapi dengan faktor letak pabrik yang dekat dengan sumber air sungai.
- b. Air Sungai merupakan sumber kontinyu yang tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.

Berikut ini merupakan kebutuhan air yang diperlukan untuk aktivitas pabrik etil asetat yang akan berdiri di Karanganyar, Jawa Tengah :

- a. Air Domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso, 2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 156 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air, kg/jam
1	Air Karyawan	650,00
2	Air Kantor	145,83
3	Air Perumahan	1.000,00
Total		1.795,8300

b. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk peralatan pada pabrik etil asetat ini telampir pada tabel 5.2 sebagai berikut.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Keterangan	Kebutuhan Air, kg/jam
1	Cooler	205,67
2	Reaktor	1.6570,77
3	Neutralizer	30.909,40
Total		47.685,8400

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 57.8223 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blowdown* pada unit *cooling tower* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 648,53 kg/jam.

c. Air Steam

Kebutuhan steam untuk peralatan pada pabrik etil asetat ini telampir pada tabel 5.3 sebagai berikut :

Tabel 5. 3 Kebutuhan Steam

No	Keterangan	Kebutuhan Air, kg/jam
1	<i>Heater-01</i>	354,51
2	<i>Heater-02</i>	7,15
3	<i>Heater-03</i>	41,58
Total		403,2390

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 483,89 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pembangkit *steam* 85% dimanfaatkan kembali, sehingga diperlukan 15% air *make-up*, dikarenakan terjadinya *blowdown* pada *boiler* sebesar 10% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5%, sehingga jumlah air *make-up* yang dibutuhkan setelah dilakukan perhitungan yaitu sebesar 96,78 kg/jam.

d. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Perkiraan kebutuhan air untuk penggunaan layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran, dan lain lain sebesar 350 kg/jam.

5.2 Unit Pembangkit Steam

Keberadaan unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi etil asetat, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 433,99 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batu bara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 °C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses produksi.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik di pabrik ini diperoleh dari PLN, selain dari PLN listrik cadangan didapatkan dari generator pabrik apabila listrik dari PLN mengalami kendala. Hal ini bertujuan agar pasokan listrik dapat berlangsung kontinyu dan tidak ada gangguan listrik yang padam. Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain :

- Listrik untuk AC
- Listrik untuk laboratorium dan bengkel
- Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- Listrik untuk penerangan
- Listrik untuk instrumentasi

Kelebihan menggunakan listrik PLN adalah biayanya murah, sedangkan kekurangan menggunakan listrik PLN adalah kontinyu dari penyediaan listrik tenaganya tidak tetap dan kurang terjamin.

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,5	372,85
Pompa-02	P-02	0,75	559,28
Pompa-03	P-03	1	745,70
Pompa-04	P-04	0,05	37,29
Pompa-05	P-05	1	745,70
Pompa-06	P-06	0,05	37,29
Pompa-07	P-07	0,75	559,28
Pompa-08	P-08	0,5	372,85
Pompa-09	P-09	0,5	372,85
Reaktor-01	R-01	25	18.642,50
Neutralizer-01	N-01	10	7.457,00
Mixer-01	M-01	10	7.457,00
TOTAL		50,1	37.359,57

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Blower Cooling Tower</i>	BO-01	7,5	5.592,7500
Kompresor	K-01	3,5	2.609,9500
Pompa-01	PU-01	1,5	1.118,5500
Pompa-02	PU-02	2	1.491,4000
Pompa-03	PU-03	1,5	1.118,5500
Pompa-04	PU-04	0,05	37,2850
Pompa-05	PU-05	0,75	559,2750
Pompa-06	PU-06	0,75	559,2750
Pompa-07	PU-07	0,75	559,2750
Pompa-08	PU-08	0,5	372,8500
Pompa-09	PU-09	0,5	372,8500
Pompa-10	PU-10	0,05	37,2850
Pompa-11	PU-11	0,05	37,2850
Pompa-12	PU-12	0,05	37,2850
Pompa-13	PU-13	0,33	248,5667
Pompa-14	PU-14	0,33	248,5667
Pompa-15	PU-15	0,05	37,2850
Pompa-16	PU-16	0,05	37,2850
Pompa-17	PU-17	0,05	37,2850
Pompa-18	PU-18	0,05	37,2850
Pompa-19	PU-19	0,05	37,2850
Pompa-20	PU-20	0,05	37,2850
Pompa-21	PU-21	0,5	37,2850
Total		20,4667	15.262,9933

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Total

No	Keperluan	Kebutuhan, Kw
1	<i>Power Plant</i> dan Utilitas	57,8837
2	Alat Kontrol	14,4709
3	Penerangan	8,6826
4	Peralatan Kantor	8,6826
5	Bengkel dan Laboratorium	8,6826
6	Perumahan	15
	Total	113,40

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat *controller* memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip *pneumatic* terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrument udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 37,3824 m³/jam dengan tekanan 5,5 atm.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 45,6766 kg/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah cair yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah :

- Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini tidak membutuhkan penanganan khusus karena tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya.
- Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment*, (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

الجامعة الإسلامية
الاستدرا اللاندو

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

5.7.1 Perancangan Pengolahan Air

1. Screening (FU-01)

Tabel 5. 7 Spesifikasi Screening

Spesifikasi Umum Screening (FU-01)	
Nama Alat	Screening
Kode	(FU-01)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Dimensi	
Diameter lubang saringan	1 cm
Panjang saringan	10 ft
Lebar saringan	8 ft
Jumlah air yang diolah	74.398,4766 kg/jam

2. Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan Awal (BU-01)	
Nama Alat	Bak Pengendapan Awal/Sedimentasi
Kode	(BU-01)
Fungsi	Mengendapan kotoran yang terbawa dari air sungai
Bentuk	Balok
Bahan	Beton bertulang
Volume	509,3181 m ³

Tabel 5.8 . . . (Lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Waktu tinggal	6 jam
<i>Over design</i>	20%

Dimensi

Tinggi	5,0309 m
Panjang	10,0617 m
Lebar	10,0617 m
Kapasitas bak pengendapan	84,8864 m ³ /jam

3. Bak Penggumpal (BU-02)

Tabel 5. 9 Bak Penggumpal

Spesifikasi Umum Bak Penggumpal (BU-02)

Nama Alat	Bak Penggumpal
Kode	(BU-02)
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran
Volume	80,5736 m ³
Waktu pengendapan	1 jam
<i>Over design</i>	20%

Tabel 5.9 . . . (lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Penggumpal (BU-02)	
Dimensi	
Diameter	4,6821 m
Tinggi	4,6821 m
Bentuk	Silinder tegak
Jenis Pengaduk	
Jenis pengaduk	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Diameter <i>impeller</i>	1,5607 m
Jarak <i>impeller</i>	1,1705 m
Jarak cairan dalam tangki	4,2139 m
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Lebar <i>baffle</i>	0,1516
Jumlah <i>impeller</i>	1 buah
<i>Power motor</i>	0,33 Hp

4. Tangki Larutan Alum (TU-01)

Tabel 5. 10 Spesifikasi Tangki Larutan Alum

Spesifikasi Umum Tangki Larutan Alum (TU-01)	
Nama Alat	Tangki Larutan Alum (tawas)
Kode	(TU-01)
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 %
Keb 5% larutan alum	0,5753 kg/jam

Tabel. 10 . . . (lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Larutan Alum (TU-01)	
Waktu penyimpanan	2 minggu
Konsentrasi alum dalam air	425 ppm
Bentuk	Silinder tegak
<i>Over design</i>	20%
<i>Volume alum</i>	0,6904 m ³
Diameter	0,7603 m
Tinggi	1,5209 m

5. Bak Pengendapan I (BU-03)

Tabel 5. 11 Spesifikasi Bak Pengendapan I

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan I (BU-03)	
Nama Alat	Bak Pengendapan I
Kode	(BU-03)
Fungsi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Bentuk	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang
<i>Volume</i>	306,4397 m ³
Waktu tinggal	6 jam

Tabel 5.11 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan I (BU-03)

<i>Over design</i>	20%
Dimensi	
Tinggi	4,2471 m
Panjang	8,4942 m
Lebar	8,4942 m
Kapasitas bak pengendapan	76,6099 m ³ /jam

6. Bak Pengendapan II (BU-04)

Tabel 5. 12 Spesifikasi Bak Pengendapan II

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan II (BU-04)

Nama Alat	Bak Pengendapan II
Kode	(BU-04)
Fungsi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ₂)
Bentuk	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang
<i>Volume</i>	291,1178 m ³
Waktu tinggal	4 jam
<i>Over design</i>	20%

Tabel 5.12 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Bak Pengendapan II (BU-04)

Dimensi

Tinggi	4,1751 m
Panjang	8,3503 m
Lebar	8,3503 m
Kapasitas bak pengendapan	72,7794 m ³ /jam

7. *Sand Filter* (BU-05)

Tabel 5. 13 Spesifikasi *Sand Filter*

Spesifikasi Umum *Sand Filter* (BU-05)

Nama Alat	Bak Saringan Pasir
Kode	(BU-05)
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Kecepatan penyaringan	5 gpm/ft ²
Diameter partikel	0,0394 in
Material	<i>Spheres</i>
Tinggi lapisan pasir	0,8319 m

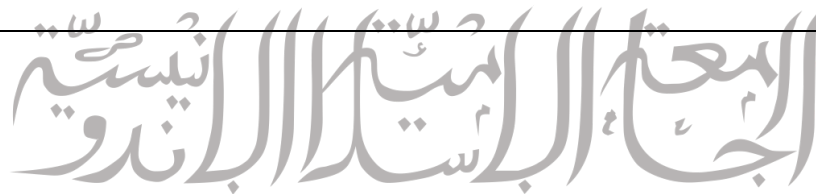
Dimensi

Volume	4,9491 m ³
Tinggi	1,0736 m
Panjang	2,1471 m
Lebar	2,1471 m

8. Bak Penampungan Sementara (BU-06)

Tabel 5. 14 Spesifikasi Bak Penampungan Sementara

Spesifikasi Umum Bak Penampungan Sementara (BU-06)	
Nama Alat	Bak Penampungan Sementara
Kode	(BU-06)
Fungsi	Bak Penampungan Sementara <i>raw water</i> setelah di saring di <i>sand filter</i>
Bentuk	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang
Volume	72,7176 m ³
Waktu tinggal	1 jam
Over design	20%
Dimensi	
Tinggi	2,6294 m
Panjang	5,2588 m
Lebar	5,2588 m
Kapasitas bak penampungan	60,5980 m ³ /jam



5.7.2 Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinasi (TU-02)

Tabel 5. 15 Spesifikasi Tangki Klorinasi

Spesifikasi Umum Tangki Klorinasi (TU-02)	
Nama Alat	Tangki Klorinasi
Kode	(TU-02)
Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Waktu tinggal	1 jam
Bentuk	Tangki silinder berpengaduk
Over design	20%
Dimensi	
<i>Volume</i>	2,1550 m ³
Diameter	1,4002 m
Tinggi	1,4002 m
Kapasitas	1,7958 m ³ /jam

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية

2. Tangki Kaporit (TU-03)

Tabel 5. 16 Spesifikasi Tangki Kaporit

Spesifikasi Umum Tangki Kaporit (TU-03)	
Nama Alat	Tangki Kaporit
Kode	(TU-03)
Fungsi	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan kedalam tangki klorinasi (TU-02)
Waktu tinggal	1 bulan
Bentuk	Silinder tegak
Kebutuhan kaporit	0,0129 kg
Kebutuhan kaporit (30 hari)	9,2961 kg
Dimensi	
<i>Volume</i>	0,0047 m ³
Diameter	0,1882 m
Tinggi	0,1882 m

الجمهورية الإسلامية الإندونيسية

3. Tangki Air Bersih (TU-04)

Tabel 5. 17 Spesifikasi Tangki Air Bersih

Spesifikasi Umum Tangki Air Bersih (TU-04)	
Nama Alat	Tangki Air Bersih
Kode	(TU-04)
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Waktu tinggal	24 jam
Bentuk	Tangki silinder berpengaduk
<i>Over design</i>	20%
Dimensi	
<i>Volume</i>	51,7200 m ³
Diameter	4,0389 m
Tinggi	4,0389 m
Kapasitas	1,7958 m ³ /jam

الجمهورية الإسلامية الإندونيسية

5.7.3 Pengolahan Air Pendingin

1. Bak Air Pendingin (BU-07)

Tabel 5. 18 Spesifikasi Bak Pendingin

Spesifikasi Umum Bak Air Pendingin (BU-07)	
Nama Alat	Bak Air Pendingin
Kode	(BU-07)
Fungsi	Menampung kebutuhan air pendingin dan proses
Bentuk	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Volume	1.666,6666 m ³
Waktu tinggal	24 jam
Over design	20%
Dimensi	
Tinggi	7,4691 m
Panjang	14,9381 m
Lebar	14,9381 m
Kapasitas bak penampungan	57,8715 m ³ /jam



2. *Cooling Tower* (CTU-01)

Tabel 5. 19 Spesifikasi *Cooling Tower*

Spesifikasi Umum Cooling Tower (CTU-01)	
Nama Alat	<i>Cooling Tower</i>
Kode	(CTU-01)
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas tower	9,0926 m ²
<i>Mass velocity liquid</i>	1.303,5934 lb/jam.ft ²
Kebutuhan udara	19.486,0439 ft ³ /min
Dimensi	
Tinggi	1,7406 m
Panjang	3,0154 m
Lebar	3,0154 m
Difusi Unit	
H1	44,1000 Btu/lb
H2	57,6000 Btu/lb
Tinggi Diffusi	
Tinggi unit diffuse	0,9944 m
Jumlah <i>spray</i>	10 buah
Kecepatan volumetrik udara	869,0622 lb/jam.ft ²

3. *Blower Cooling Tower* (BL-01)

Tabel 5. 20 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Spesifikasi Umum <i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01)	
Nama Alat	<i>Blower Cooling Tower</i>
Kode	(BL-01)
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Kebutuhan udara	1.169.162,6354 ft ³ /min
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm

5.7.4 Pengolahan Air *Steam*

1. *Mixed Bed* (MB-01)

Tabel 5. 21 Spesifikasi *Mixed Bed*

Spesifikasi Umum <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	
Nama Alat	<i>Mixed Bed</i>
Kode	(MB-01)
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Resin	Zeolit
Dimensi	
Diameter tangki	0,2246 m

Tabel 5.20 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	
Tinggi tangki	2,1336 m
Tinggi <i>bed</i>	1,7780 m
Volume <i>bed</i>	0,0704 m ³
Volume bak	24.855,7945 grain
Tebal	0,1875 in
Jumlah	1

2. Tangki NaCl (TU-05)

Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki NaCl

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaCl
Kode	(TU-05)
Fungsi	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i>
Bentuk	Tangki Silinder
<i>Overdesign</i>	20%
Dimensi	
Volume	0,2255 m ³
Diameter	0,6598 m
Tinggi	0,660 m

3. Tangki NaOH

Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki NaOH

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaOH
Kode	(TU-06)
Fungsi	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>Anion Exchanger</i> .
Bentuk	Tangki silinder
<i>Overdesign</i>	20%
Dimensi	
Volume	0,6397 m ³
Diameter	0,9341 m
Tinggi	0,9341 m

4. Tangki Demin (TU-07)

Tabel 5. 24 Spesifikasi Tangki Demin

Spesifikasi Umum Tangki Demin (TU-07)	
Nama Alat	Tangki Air Demin
Kode	(TU-07)
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air
Waktu tinggal	24 jam
Bentuk	Silinder tegak
<i>Overdesign</i>	20%

Tabel 5.23 ...(lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Demin (TU-07)

Dimensi

Volume	16,723 m ³
Diameter	2,772 m
Tinggi	2,772 m

5. Dearator

Tabel 5. 25 Spesifikasi Dearator

Spesifikasi Umum Dearator (DE-01)

Nama Alat	Dearator
Kode	(DE-01)
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i>
Waktu tinggal	2 Jam
Bentuk	Tangki silinder tegak
<i>Overdesign</i>	20%

Dimensi

Volume	2,7872 m ³
Diameter	1,5256 m
Tinggi	3,0511 m
Kapasitas	1,1613 m ³ /jam

6. Tangki N₂H₄ (T-08)

Tabel 5. 26 Spesifikasi Tangki N₂H₄

Spesifikasi Umum Tangki N₂H₄	
Nama Alat	Tangki N ₂ H ₄
Kode	(T-08)
Fungsi	Menyimpan N ₂ H ₄
Waktu tinggal	4 bulan
Bentuk	Silinder tegak
<i>Overdesign</i>	20%
Dimensi	
Volume	1,4166 m ³
Diameter	1,2175 m
Tinggi	2,4349 m

5.7.5 Pengolahan Air *Service*

1. Tangki Air *Service* (TU-09)

Tabel 5. 27 Spesifikasi Tangki *Service*

Spesifikasi Umum Tangki Air <i>Service</i> (TU-09)	
Nama Alat	Tangki Air <i>Service</i>
Kode	(TU-09)
Fungsi	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Bentuk	Tangki silinder

Tabel 5.26 ... (lanjutan)

Spesifikasi Umum Tangki Air Service (TU-09)

Overdesign

20%

Dimensi

Volume

10,0800 m³

Diameter

2,3417 m

Tinggi

2,3417 m

5.7.6 Pompa Utilitas

Tabel 5. 28 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari Sungai menuju Screening	Mengalirkan air dari Screening (SF-01) menuju Bak Pengendapan Awal (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan Awal (BU-01) menuju Bak Penggumpal (BU-02)	Mengalirkan larutan alum dari Tangki alum (TU-01) menuju Bak penggumpal (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Penggumpal (BU-02) menuju Bak Pengendap I
Jenis			<i>Centrifugal Pump</i>		
Bahan			<i>Comercial steel</i>		
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	310.4879	294.9635	280.2153	0.0029	266.2045
Rate Volumetrik, ft ³ /jam	0.6918	0.6572	0.6243	0.0000064	0.5931
Kecepatan Aliran, ft/s	3.4498	3.2773	3.1134	0.0011	2.9578
Dimensi Pipa					
IPS, in	6.00	6.00	6.00	1.00	6.00

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
<i>Flow Area</i> , in ²	28.9	28.9	28.9	0.864	28.9
OD, in	6.63	6.63	6.63	1.32	6.63
ID, in	6.07	6.07	6.07	1.049	6.07
Head Pompa					
Efisiensi Motor	56%	57%	56%	0.000097%	56%
Power Pompa, Hp	84%	115%	105%	0.05	50%
Power Motor, Hp	150%	200%	150%	0	75%

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak pengendap I menuju Bak Pengendap II	Mengalirkan air dari Bak pengendap II menuju Sand Filter (BU-05)	Mengalirkan air dari Sand Filter (BU-05) menuju Bak Penampungan Sementara (BU-06)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-06) menuju Area Kebutuhan Air
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Comercial steel</i>			
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	252.8943	252.8943	252.8943	252.8943
Rate Volumetrik, ft ³ /jam	0.5635	0.5635	0.5635	0.5634523
Kecepatan Aliran, ft/s	2.8099	2.8099	2.8099	2.8098840
Dimensi Pipa				
IPS, in	5.00	5.00	6.00	6.00
<i>Flow Area</i> , in ²	28.90	28.90	28.90	28.90
OD, in	6.63	6.63	6.63	6.63

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
ID, in	6.07	6.07	6.07	6.065
Head Pompa				
Efisiensi Motor	52%	52%	55%	55%
Power Pompa, Hp	0.44	0.44	0.35	0.36
Power Motor, Hp	0.75	0.75	0.50	0.50

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-10	PU-11	PU-12	PU-13
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari Tangki kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-01) menuju Tangki Air Bersih (TU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-02) menuju Kebutuhan Domestik	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-05) menuju Cooling Tower (CTU-01)
Jenis		<i>Centrifugal Pump</i>		
Bahan		<i>Comercial steel</i>		
Impeller	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	0.000017	7.4946	7.4946	241.5158
Rate Volumetrik, ft ³ /jam	0.000000037	0.0167	0.0167	0.5381
Kecepatan Aliran, ft/s	0.0000061	2.7836	2.7836	2.6835
Dimensi Pipa				
IPS, in	1.00	1.00	1.00	6.00
Flow Area, in ²	0.86	0.86	0.86	28.90
OD, in	1.32	1.32	1.32	6.63
ID, in	1.05	1.05	1.05	6.07

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-10	PU-11	PU-12	PU-13
Head Pompa				
Efisiensi Motor	41%	45%	45%	45%
Power Pompa, Hp	0.0000000013	0.02	0.02	0.02
Power Motor, Hp	0.05	0.05	0.05	0.05

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-14	PU-15	PU-16	PU-17
Fungsi	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CTU-01) menuju Kebutuhan Air Pendingin	Mengalirkan NaCl dari Tangki NaCl (TU-03) menuju <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan NaOH dari Tangki NaOH (TU-04) menuju <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (MB-01) menuju Tangki Air Demin (TU-05)
Jenis		<i>Centrifugal Pump</i>		
Bahan		<i>Comercial steel</i>		
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>
Kapasitas, gpm	241.5158	0.131744	0.1847	2.4233
Rate Volumetrik, ft ³ /jam	0.5381	0.000294	0.0004	0.0054
Kecepatan Aliran, ft/s	2.6835	0.406385	0.5696	1.4587
Dimensi Pipa				
IPS, in	6.00	0.25	0.25	0.75
Flow Area, in ²	28.90	0.10	0.10	0.53
OD, in	6.63	0.54	0.54	1.05
ID, in	6.07	0.36	0.36	0.82

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-14	PU-15	PU-16	PU-17
Head Pompa				
Efisiensi Motor	55%	42%	42%	45%
Power Pompa, Hp	0.24	0.000059	0.00013	0.0048
Power Motor, Hp	0.33	0.05	0.05	0.05

Tabel 5.27 ... (lanjutan)

Parameter	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-05) menuju Tangki Dearator (DE-01)	Mengalirkan air dari Tangki Dearator (DE-01) menuju Boiler	Mengalirkan N ₂ H ₄ dari Tangki N ₂ H ₄ (TU-06) menuju Tangki Dearator (DE-01)	Mengalirkan air dari Tangki Air Service (TU-07) menuju Kebutuhan Air Service
Jenis		<i>Centrifugal Pump</i>		
Bahan		<i>Comercial steel</i>		
Impeller	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>
Kapasitas, gpm	2.4233	2.4233	0.000145	1.460658
Rate Volumetrik, ft ³ /jam	0.0054	0.0054	0.00000032	0.003254
Kecepatan Aliran, ft/s	1.4587	1.4587	0.000821	0.879235
Dimensi Pipa				
IPS, in	0.75	0.75	0.13	0.75
Flow Area, in ²	0.53	0.53	0.06	0.53
OD, in	1.05	1.05	0.41	1.05
ID, in	0.82	0.82	0.27	0.82

Tabel 5.27...(lanjutan)

Parameter	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
<i>Head Pompa</i>				
Efisiensi Motor	45%	45%	41%	41%
Power Pompa, Hp	0.01	0.01	0.00000015	0.0019
Power Motor, Hp	0.05	0.05	0.05	0.0



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik yang akan didirikan. Faktor - faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain :

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

Sebelum pabrik didirikan diperlukan analisis ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain :

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent return on invesment (ROI)*

- b. *Pay out time (POT)*
- c. *Break event point (BEP)*
- d. *Shut down point (SDP)*
- e. *Discounted cash flow (DCF)*

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat diketahui apakah pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak maka dilakukan Analisa kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

- a. *Percent return on invesment (ROI)*

Percent return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

- b. *Pay out time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

- c. *Break event point (BEP)*

Break Event Point adalah terjadinya titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

- d. *Shut down point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain variable cost yang

terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

e. *Discounted cash flow (DCF)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1

Tabel 6.1...(lanjutan)

No	(Xi)	Indeks (Yi)
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8

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

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (6.1)$$

Dimana :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2027

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : *Index* harga pada tahun 2027

Ny : *Index* harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Peters dan Timmerhaus tahun 2003 seta data yang sudah diperoleh dari www.matche.com/equipcost . Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP indeks pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,1. Sementara nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu tahun 2027 adalah 672,49.

6.3 Perhitungan Biaya

1. Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 30.000 Ton/Tahun
2. Satu Tahun Operasi = 330 Hari
3. Umur Pabrik = 10 Tahun
4. Tahun Pendirian Pabrik = 2027
5. Indeks Harga Tahun 2026 = 672,49
6. Upah Buruh Asing = US\$ 20/*man hour*
7. Upah Buruh Indonesia =Rp 20.000/*man hour*
8. Kurs Dollar = Rp 15.149 = \$ 1

9. Harga Etil Asetat = \$ 1.700

10. UMR Karanganyar = Rp 3.000.000

2. Total Capital Investment

Total Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik. *Total capital investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 6. 2 *Pyhsical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	71.757.295.828,33	4.736.767,83
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	17.939.323.957,08	1.184.191,96
3	Instalasi Cost	11.921.374.113,87	786.941,32
4	Pemipaan	39.818.532.711,88	2.628.459,48
5	Instrumentasi	17.977.014.418,69	1.186.679,94
6	Insulasi	2.782.105.058,09	183.649,42
7	Listrik	7.175.729.582,83	473.676,78
8	Bangunan	34.572.000.000,00	2.282.130,83
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	19.310.000.000,00	1.274.671,60
	Total	223.253.375.670,78	14.737.169,16

Tabel 6. 3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Engineering and Construction</i>	44.650.675.134,16	2.947.433,83
2	<i>Direct Plant Cost</i>	267.904.050.804,94	17.684.603,00
	Total	312.554.725.939,10	20.632.036,83

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	267.904.050.804,94	10.764.883.41
2	<i>Contractor's fee</i>	10.716.162.032,20	430.595,34
3	<i>Contingency</i>	66.976.012.701,24	2.691.220,85
	Total	345.596.225.538,37	22.813.137,87

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah total biaya pengeluaran untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang di tentukan.

Tabel 6. 5 *Working Capital Investment*

No	<i>Type of Expenses</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Raw Material Inventory</i>	14.122.650.643,77	932.249,70
2	<i>Inprocess Inventory</i>	9.908.029.156,31	654.038,49
3	<i>Product Inventory</i>	42.462.982.098,47	2.803.022,12
4	<i>Extended Credit</i>	17.903.363.636,36	1.181.818,18
5	<i>Available Cash</i>	42.462.982.098,47	2.803.022,12
	Total	174.307.340.262,67	8.374.150,61

3. Total Production Cost

Manufacturing Cost adalah jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang terikat dala pembuatan suatu produk.

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 6. 6 *Direct Manufacturing Cost*

No	Type of Expense	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Raw Material</i>	332.891.050.888,97	21.974.457,12
2	<i>Labor</i>	11.844.000.000,00	781.833,78
3	<i>Supervision</i>	1.184.400.000,00	78.183,38
4	<i>Maintenance</i>	20.735.773.532,30	1.368.788,27
5	<i>Plant Supplies</i>	3.110.366.029,85	205.318,24
6	<i>Royalty and Patents</i>	5.908.110.000,00	390.000,00
7	<i>Utilities</i>	7.970.805.567,46	526.160,51
	Total	383.644.506.018,58	25.324.741,30

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 6. 7 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Type of Expense	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.776.600.000,00	117.275,07
2	<i>Laboratory</i>	1.184.400.000,00	78.183,38
3	<i>Plant Overhead</i>	9.475.200.000,00	625.467,03
4	<i>Packaging and Shipping</i>	29.540.550.000,00	1.950.000,00
	Total	41.976.750.000,00	2.770.925,47

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau

pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi.

Tabel 6. 8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Depreciation</i>	34.559.622.553,84	1.388.669,96
2	<i>Property Taxes</i>	3.455.962.255,38	228.131,38
3	<i>Insurance</i>	3.455.962.255,38	228.131,38
	Total	41.471.547.064,60	2.737.576,54

Tabel 6. 9 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	383.644.506.018,58	25.324.741,30
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	41.976.750.000,00	2.770.925,47
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	41.471.547.064,60	2.737.576,54
	Total	467.092.803.083,19	30.833.243,32

4. *General Expense*

General Expense adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost.

Tabel 6. 10 *General Expense*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Administration</i>	14.012.784.092,50	924.997,30
2	<i>Sales Expense</i>	23.354.640.154,16	1.541.662,17
3	<i>Research</i>	16.348.248.107,91	1.079.163,52
4	<i>Finance</i>	9.449.124.663,44	623.745,77
	Total	63.164.797.018,00	4.169.568,75

Tabel 6. 11 *Total Production Cost*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	467.092.803.083,19	30.833.243,32
2	<i>General Expenses (GE)</i>	63.164.797.018,00	4.169.568,75
	Total	530.257.600.101,19	35.002.812,07

6.4 Analisa Resiko Pabrik

Dalam menentukan suatu pabrik mempunyai risiko yang tinggi maupun risiko yang rendah dapat dilakukan dengan meninjau beberapa aspek. Pada prarancangan pabrik ini terdapat 2 aspek tinjauan dalam menentukan risiko pabrik. Pertama yaitu dari aspek sifat bahan - bahan yang terlibat dalam proses produksi, dan yang kedua yaitu dari aspek kondisi operasi alat yang digunakan pada saat proses produksi. Berdasarkan tinjauan dari semua sifat bahan - bahan yang terlibat serta kondisi operasi alat yang tidak terlalu tinggi maka prarancangan pabrik ini memiliki risiko yang rendah (*low risk*).

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk layak atau tidaknya dari suatu pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut diantaranya lain :

1. *Return of Investment (ROI)*

Return On Investment (ROI) adalah kecepatan pengembalian banyaknya modal investasi, dinyatakan dalam persentase (%) terhadap modal yang tetap.

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

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk low risk yaitu 11% dan high risk yaitu 44%. Pabrik etil asetat termasuk pabrik yang low risk, sehingga batas minimum ROI sebesar 11%.

- Profit = Sales Price - Total Product Cost
- Pajak = 20% (PP No.30 Tahun 2020)
- Hasil Penjualan = Rp590.811.000.000,00
- Biaya Produksi = Rp530.257.600.101,19
- Keuntungan sebelum pajak = Hasil penjualan – Biaya Produksi
= Rp60.553.399.898,81
- Pajak = 20% x Keuntungan sebelum pajak
= Rp12.110.679.979,76
- Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak - Pajak
= Rp48.442.719.919,05
- ROI sebelum pajak =
$$ROI = \frac{\text{Keuntungan Sebelum Pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

= 17,52%

- ROI setelah pajak =
$$ROI = \frac{\text{Keuntungan Setelah Pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

= 14,02%

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Fixed Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

- POT Sebelum Pajak =

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit Before Taxes} + 0,1FCI)} \times 100\%$$
$$= 3,63 \text{ tahun}$$

- POT Setelah Pajak =

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit After Taxes} + 0,1FCI)} \times 100\%$$
$$= 4,16 \text{ tahun}$$

Batasan maksimum *Pay Out Time (POT)* setelah pajak untuk skala industri kimia *Low risk* yaitu 5 tahun dan *High risk* yaitu 2 tahun. Pabrik etil asetat termasuk pabrik yang *low risk* sehingga, POT sebelum pajak maksimum 5 tahun.

3. Break Event Point (BEP)

Break Event Point (BEP) adalah suatu titik impas (hal tersebut pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Total Kapasitas pabrik pada saat *sales value = total cost*. Suatu pabrik akan mengalami jika beroperasi di bawah standar *Break Event Point (BEP)* dan mendapatkan keuntungan jika beroperasi diatas *Break Event Point (BEP)*. Harga *Break Event Point (BEP)* pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$\text{Break Event Point} = \frac{Fa + (0,3xRa)}{(Sa - Va - (0,7xRa))} \times 100\%$$

Keterangan :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variable cost

Sa : Sales price

- *Fixed Cost (Fa)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya baik pabrik produksi ataupun tidak memproduksi.
- *Variabel Cost (Va)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.
- *Regulated Cost (Ra)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi. Biaya-biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Harga, Rp	Harga, \$
1	Depresiasi	34.559.622.553,84	2.281.313,79
2	Property Taxes	3.455.962.255,38	228.131,38
3	Asuransi	3.455.962.255,38	228.131,38
	Total Fa	41.471.547.064,60	2.737.576,54

Tabel 6. 13 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Harga, Rp	Harga, \$
1	Gaji Karyawan	11.844.000.000,00	781.833,78
2	<i>Payroll Overhead</i>	1.776.600.000,00	117.275,07
3	<i>Supervision</i>	1.184.400.000,00	78.183,38
4	<i>Plant Overhead</i>	9.475.200.000,00	625.467,03
5	Laboratorium	1.184.400.000,00	78.183,38
6	<i>General Expense</i>	63.164.797.018,00	4.169.568,75
7	<i>Maintenance</i>	20.735.773.532,30	1.368.788,27
8	<i>Plant Supplies</i>	3.110.366.029,85	205.318,24
	Total Ra	112.475.536.580,15	7.424.617,90

Tabel 6. 14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Raw Material</i>	332.891.050.888,97	21.974.457,12
2	<i>Packaging and Shipping</i>	29.540.550.000,00	1.950.000,00
3	<i>Utilities</i>	7.970.805.567,46	526.160,51
4	<i>Royalty & Patents</i>	5.908.110.000,00	390.000,00
	Total Va	570.197.137.354,59	37.639.259,18

Tabel 6. 15 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Komponen	Harga, Rp	Harga, \$
1	<i>Annual Sales Value</i>	590.811.000.000,00	39.000.000,00
	Total Sa	590.811.000.000,00	39.000.000,00

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$\text{BEP} = 55,40\%$$

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi pabrik yang mana biaya untuk mengoperasikan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik tersebut dan membayar sejumlah fixed cost.

$$\begin{aligned} \text{Shut Down Point} &= \frac{0,3 \times Ra}{(Sa - Va - (0,7 \times Ra))} \times 100\% \\ &= 24,85\% \end{aligned}$$

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*). Dihitung dengan persamaan:

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

Keterangan :

$$R = S$$

$$FC = \text{Fixed Capital}$$

$$WC = \text{Working Capital}$$

$$SV = \text{Salvage Value}$$

$$CF = \text{Annual Cash Flow (After Profit + taxes + depreciaton + finance)}$$

$$I = \text{Discounted cash flow rate}$$

$$n = \text{Umur Pabrik (10 tahun)}$$

$$\text{Salvage Value} = 10\% \times \text{FCI}$$

$$= \text{Rp}34.559.622.553,84$$

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Annual profit} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp}92.451.467.136,32 \end{aligned}$$

Discounted cash flow rate dihitung secara trial and error,

$$R = \text{Rp}2.605.241.342.983,35$$

$$S = \text{Rp}2.605.241.342.983,35$$

$$R-S = \text{Rp}0,00$$

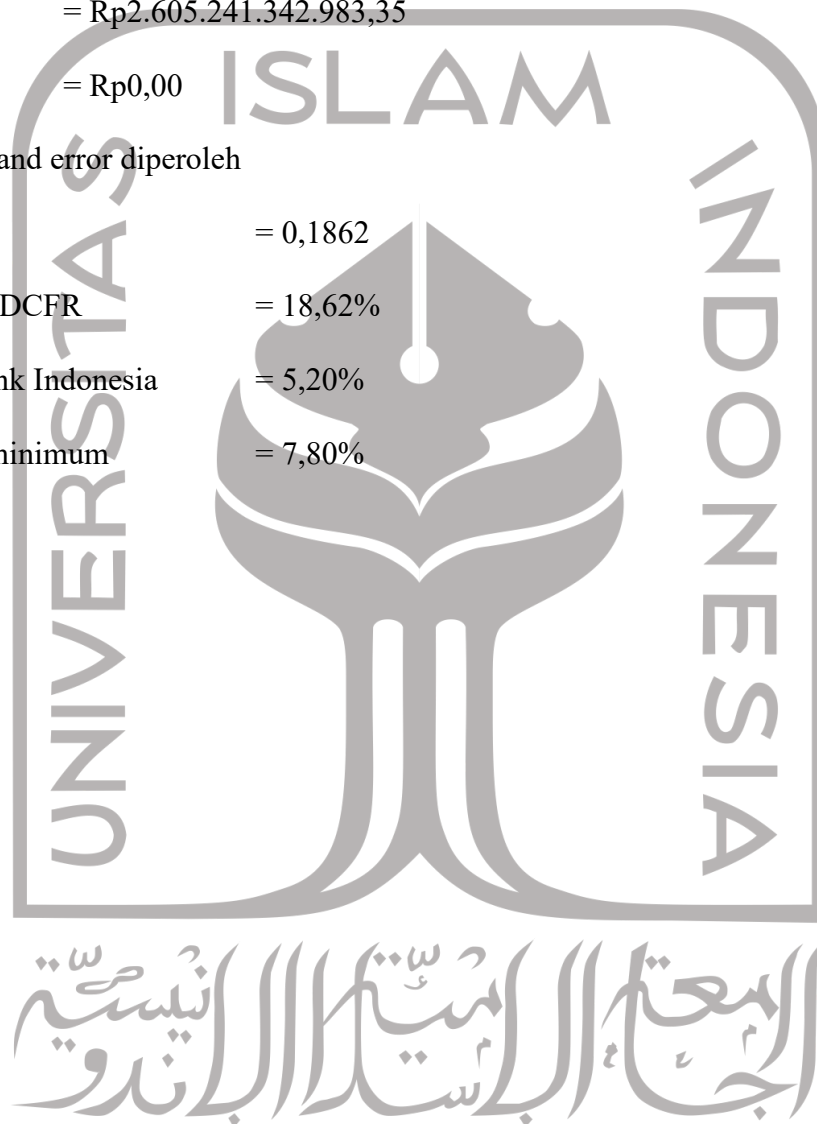
Dari trial and error diperoleh

$$\text{Harga } i = 0,1862$$

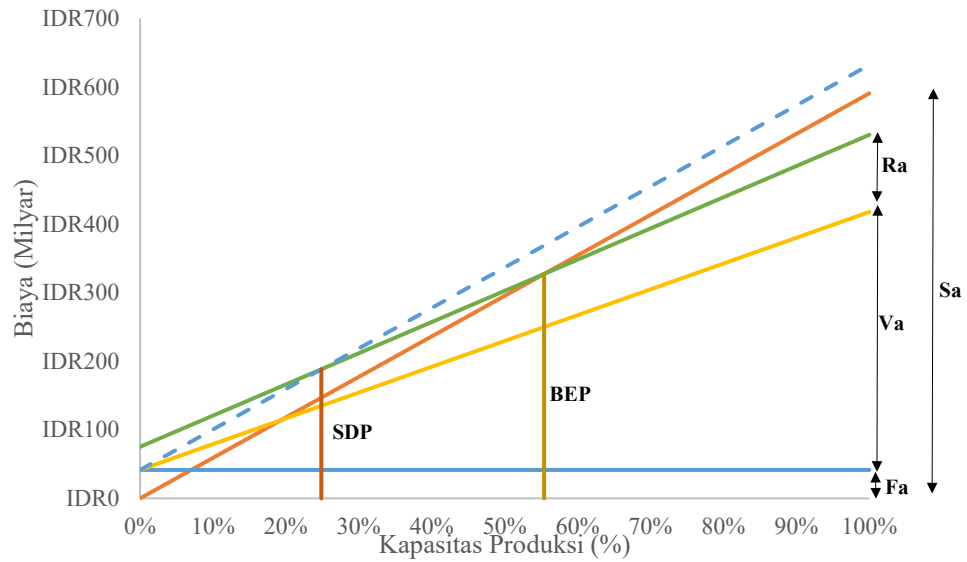
$$\text{Sehingga DCFR} = 18,62\%$$

$$\text{Bunga bank Indonesia} = 5,20\%$$

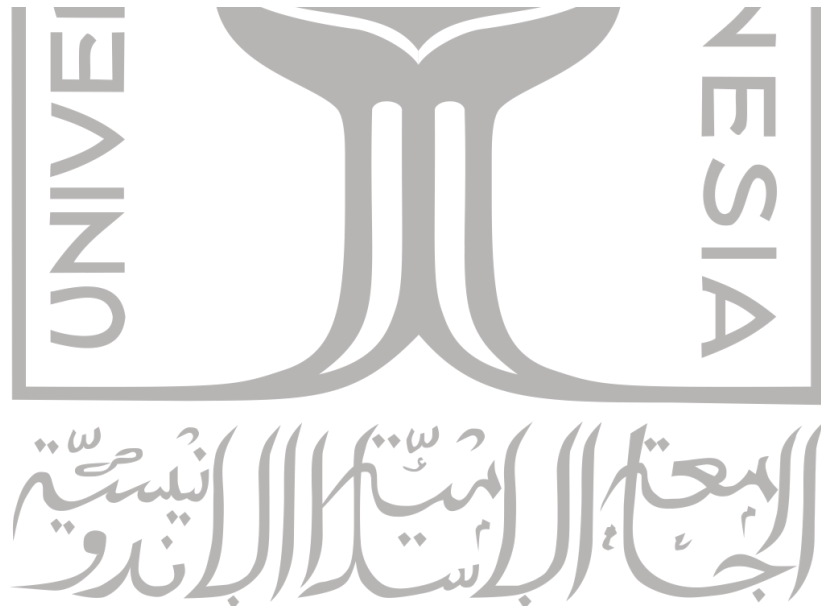
$$\text{DCFRR minimum} = 7,80\%$$



Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik etil asetat dari asam asetat dan etanol ditampilkan sebagai berikut :



Gambar 6. 1 Grafik Kelayakan Ekonomi



BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang dapat diperoleh dari hasil laporan perancangan pabrik etil asetat, antara lain :

1. Pabrik etil asetat dari asam asetat dan etanol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, memberi lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Ditinjau dari karakteristik bahan baku dan produk yang terlibat serta kondisi operasi alat yang tidak terlalu tinggi,, maka pabrik etil asetat memiliki risiko yang rendah (*low risk*).
3. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan, maka pabrik ini menarik dan layak untuk dipertimbangkan serta dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa *indicator* sebagai berikut :
 - a. *Return On Investment (ROI)*, nilai minimum ROI untuk pabrik dengan risiko rendah yaitu 11%.
 - ROI sebelum pajak = 26,81%
 - ROI setelah pajak = 21,45%

b. *Pay Out Time*, nilai maksimal POT untuk pabrik dengan risiko rendah yaitu 5 tahun.

- POT sebelum pajak = 2,72 tahun
- POT setelah pajak = 3,18 tahun

c. *Break Event Point* = 52,15 %, nilai BEP berkisar antara 40 – 60%.

d. *Shut Down Point* = 30,73 %, nilai SDP berada diatas 20%.

e. *Discounted Cash Flow Rate* = 18,91%, nilai DCFR harus diatas 1,5 kali dari suku bunga bank.

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi diatas maka pabrik etil asetat dari asam asetat dan etanol menggunakan proses esterifikasi kapasitas 30.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

Prarancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang ramah lingkungan.
2. Produk etil asetat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.
3. Pengoptimalan pemilihan alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan agar lebih mengoptimalkan keuntungan yang bisa diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton R.D. (1955). "Chemical Engineering Cost Estimation". Mc.Graw Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik. (2022). Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia. www.bps.go.id. Indonesia. Diakses pada tanggal 29 Desember 2022.
- Brownell, L.E., and Young, E.H. (1959). "Process Equipment Design", John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Colley, Stephen William (2002). Synthesis of ethyl ethanoate from ethanol by heterogeneous catalytic dehydrogenation, hydrogenation and purification. Durham theses, Durham University.
- F.S. Atalay. (1993). "Kinetics of the Esterification Reaction between Ethanol and Acetic Acid". Short Research Communication, Department of Chemical Engineering, Ege University & Bornova-Izmir, TURKEY, Short Research Communication, PP 181-184
- Gregory, R., Smith, D.J.H. and Westlake, D.J. (1983). The production of ethyl acetate from ethylene and acetic acid using clay catalysts. Clay Minerals, 18, 431-435.
- He, Ruining, Zou, Yun, Dong, Yanbo, Yaseen, Muhammad, Subhan, Sidra, Tong, Zhangf. Kinetic Study and Process Simulation of Esterification of Acetic acid and Ethanol Catalyzed by $[\text{HSO}_3\text{-bmim}][\text{HSO}_4]$. Chemical Engineering Research and Design. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.07.020>.
- Inui, K., Kurabayashi, T., & Sato, S. (2002). Direct Synthesis of Ethyl Acetate from Ethanol Carried Out under Pressure. Journal of Catalysis, 212(2), 207-215. doi:10.1006/jcat.2002.3769.
- Kern, D.Q., (1950) "Process Heat Transfer". Mc.Graw Hill International Book Co. Tokyo.
- Kirk, R.E. & Othmer, D.F. (1983). "Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd Edition". A Wiley Inter Science Publisher Inc., New York.
- Manjare. M.S., Deorukhkar. O.A., Sathe. V.S. (2015). ESTERIFICATION REACTION OF ACETIC ACID AND ETHANOL WITH H_2SO_4 : BATCH KINETICS AND SIMULATION APPROACH. International Journal of Advanced Technology in Engineering and Science Vol. No.3, Special Issue No.01.

- Matche. 2021. Equipment Cost Index. <https://www.matche.com/> diakses pada tanggal 20 Juni 2023.
- Mc.Ketta, J.J., and Cunningham, W. (1984). "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Volume 20, Merzell Dekker, Inc., New York.
- Nuryoto., Amaliah.A.R., Puspitasari. A., Ramadhan.A.D. (2020). Study of Esterification Reaction between Ethanol and Acetic Acid Using Homogeneous and Heterogeneous Catalyst. World Chemical Engineering Journal Vol.4, No.2, (2020), pp. 51 – 55.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., (2003). Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Piotrowski, W.; Kubica, R. (2021). Integration of the Process for Production of Ethyl Acetate by an Enhanced Extraction Process. Processes 2021, 9, 1425. <https://doi.org/10.3390/pr9081425>.
- Rase, H.F., 1977, Chemical Reactor Design for Process Plant, vol II, John Willey and Sons Inc., New York.
- Tajdari.M., Ardjmand.M., Soltanieh.M, & Safekordi. A.A. (2009). "Shock Control Study in Ethyl Acetate Production Process in a Reactive Distillation Column: Experimental and Simulation". World Applied Sciences Journal 7 (5): 574-581.
- US Pat. No. 9447018 <https://patents.google.com/patent/US9447018B2/en>
Walas, S.M. (2012). "Chemical Process Equipment", 3rd ed, Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.
- Yaws. (1999). "Chemical Properties Handbook :Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals". The McGraw Hill Companies Inc. New York.
- Zeki, N.S. Ahmed., Al-Hassani, Maha.H., Al-Jendeel, Haider. A. (2010). "Kinetic Study of Esterification Reaction". Al-Khwarizmi Engineering Journal, Vol. 6, No. 2, PP 33-42.
<https://www.chemengonline.com/pci> diakses pada tanggal 4 Januari 2023
<https://www.labchem.com/tools/msd> diakses pada tanggal 10 Januari 2023

LAMPIRAN-1

PERANCANGAN REAKTOR

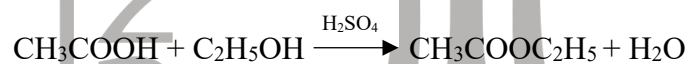
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi : Mereaksikan Asam Asetat dan Etanol untuk mendapatkan produk berupa Etil Asetat menggunakan katalis Asam Sulfat.

Kondisi Operasi :

Suhu : 60°C
Tekanan : 1 atm
Reaksi : Eksotermis & *Ireversible*
Konversi : 85%

Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan Etil Asetat ($\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$) merupakan reaksi esterifikasi fase cair dengan bahan baku Asam Asetat (CH_3COOH) dan Etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) sesuai dengan persamaan berikut :



Untuk mempercepat reaksi esterifikasi digunakan katalis asam sulfat dikarenakan dalam skala industri asam sulfat paling umum digunakan, serta mudah didapatkan.

Reaksi esterifikasi dalam pembentukan Etil Asetat ($\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$) adalah reaksi orde 2. Dari eksperimen diperoleh persamaan empiris untuk harga k, adalah sebagai berikut (Tajdari *et al.*, 2009) :

$$k = (4,195C_k + 0,08815)\exp\left(\frac{-6500,1}{T}\right)$$

Dimana,

k = konstanta kecepatan reaksi ($\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)

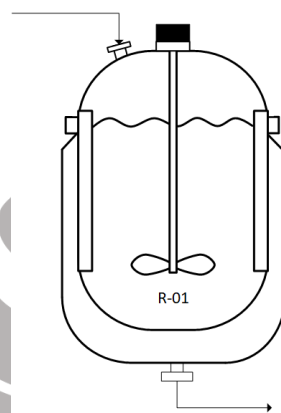
C_k = persen volume katalis

T = temperatur (K)

Didapat nilai k sebesar $0,2546 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$

Perancangan Reaktor

ISLAM



Model Matematis Perancangan Reaktor

- Asumsi :
1. Isothermal
 2. Pengadukan sempurna
 3. Laju alir volumetrik tetap
 4. Steady state

Neraca Massa

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$Fv \cdot C_{A \text{ in}} - Fv \cdot C_{A \text{ out}} + (-r_A)V = 0$$

$$Fv \cdot C_{A \text{ in}} - Fv \cdot C_{A \text{ out}} = (-r_A)V$$

$$V = \frac{Fv(C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv(C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv(C_{A0} \cdot X_A)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A0} \cdot X}{(k \cdot C_A \cdot C_B)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A0} \cdot X}{k \cdot C_{A0}(1 - X) \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot X}{k \cdot C_{A0}(1 - X) \cdot (M - X)}$$

Diketahui

$$Fv = 10,2701 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{a0} = 5,3772 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 10,7543 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = 2$$

$$X_a = 0,85$$

$$k = 0,2546 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

Sehingga diperoleh :

$$V = 36,9721 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$t = 5 \text{ jam}$$

Optimasi Reaktor

Menghitung Volume Reaktor

$$\text{Persamaan} : X_{n-1} = X_{An} - \frac{V \cdot k \cdot C_{A0}(1 - X_{An})(M - X_{An})}{Fv}$$

Keterangan :

$$X = 0,85$$

$$k = 0,2546 \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$$

$$F_V = 10,2701 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = 5,3772 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 10,7543 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = 2$$

a. Menggunakan 1 Reaktor

Diperoleh :

$$V_{\text{coba-coba}} = 36,9721 \text{ m}^3 = 9766,9831 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,85$$

b. Menggunakan 2 Reaktor

$$V_{\text{coba-coba}} = 11,1560 \text{ m}^3 = 2947,1028 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,59$$

$$X_2 = 0,85$$

c. Menggunakan 3 Reaktor

$$V_{\text{coba-coba}} = 7,3170 \text{ m}^3 = 1932,9465 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,44$$

$$X_2 = 0,68$$

$$X_3 = 0,85$$

d. Menggunakan 4 Reaktor

$$V_{\text{coba-coba}} = 5,9261 \text{ m}^3 = 1565,5097 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,35$$

$$X_2 = 0,56$$

$$X_3 = 0,71$$

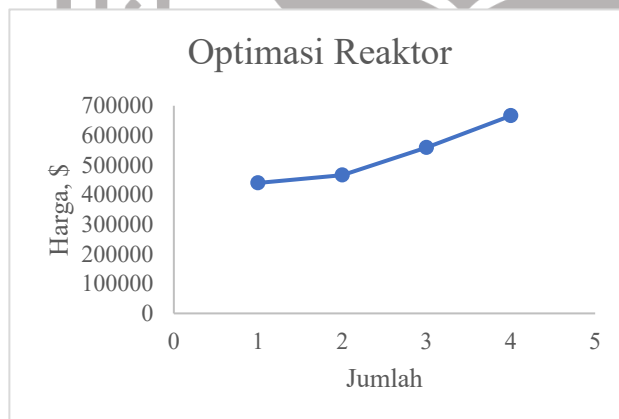
$$X_4 = 0,85$$

n	V ₁ (gallon)	V ₂	V ₃	V ₄
1	9.766,9831			
2	2.947,1028	2.947,1028		
3	1.932,9465	1.932,9465	1.932,9465	
4	1.565,5097	1.565,5097	1.565,5097	1.565,5097

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
الجامعة الإسلامية الاندونيسية

n	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄
1	0,00	0,85			
2	0,00	0,59	0,85		
3	0,00	0,44	0,68	0,85	
4	0,00	0,35	0,56	0,71	0,85

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	9.766,9831	439.800	439.800
2	2.947,1028	233.100	466.200
3	1.932,9465	186.400	559.200
4	1.565,5097	166.600	666.400



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 85% dengan laju alir 8.821,5779 kg/jam yaitu 1 reaktor dikarenakan mempunyai harga yang paling murah.

Mechanical Design

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah 1 : 1 (H=D).

Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head*.

Menghitung Kapasitas Reaktor

Densitas

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	ρ (kg/m ³)	Fraksi massa	ρ campuran (kg/m ³)
CH ₃ COOH	3.313,4192	55,2237	1.005,7823	0,3756	377,7758
C ₂ H ₅ OH	5.080,5762	110,4473	753,3715	0,5759	433,8862
H ₂ O	261,9116	14,5506	994,8173	0,0297	29,5360
H ₂ SO ₄	165,6710	1,6905	945,8246	0,0188	17,7628
Total	8.821,5779	181,9121	3.699,7957	1	858,9608

Densitas campuran = 858,9608 kg/m³

Waktu tinggal = 5 jam

Fv = 10,2701 m³/jam

V = 36,9721 m³

V Over Design = 44,3802 m³

V silinder = $\frac{\pi D^2 H}{4}$

44,3665 m³ = $\frac{3,14 D^2 1,5 D}{4}$

D = 3,8376 m = 151,0874 in

H = 3,8376 m = 151,0874 in

h_{cairan} = $\frac{4V}{\pi D^2}$

h_{cairan} = 3,8370 m

Menghitung Tekanan Desain

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \cdot h \cdot \text{liquid} \cdot \frac{g}{gc}}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{858,9608 \cdot 3,8370 \cdot 1}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 4,6801 \text{ psi}$$

$$P_{\text{absolut}} = 19,3801 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 23,2561 \text{ psi}$$

Menentukan Tebal *Shell* :

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

ts = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = *Allowable stress* (18.750 psi)

ri = Jari-jari dalam *storage* (in)

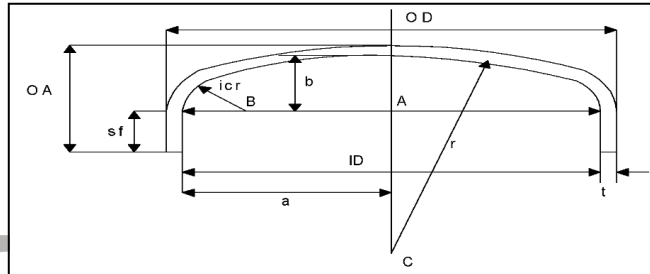
E = Efisiensi pengelasan (80%, *double welded butt joint*)

C = Faktor korosi (0,125 in)

Diperoleh tebal *shell* hitungan adalah 0,2422 in, tebal *shell* standar adalah 0,25 in.

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية

Menghitung Dimensi Head



- t = tebal head, in
- icr = inside corner radius, in
- r = radius of dish, in
- OD = outside diameter, in
- ID = inside diameter, in
- B = dept of dish, in
- OA = overall dimension, in
- Sf = straight flange

Menghitung Tebal Head

- ts = 0,25 in
- icr = 9,375 in
- r = 144 in
- OD = 151,09 in
- ID = 156 in
- a = 77,75 in
- AB = 68,35 in
- BC = 134,625 in
- AC = 115,97 in
- b = 28,03 in

Diperoleh dari persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959

$$th = \frac{P r w}{(2 f E - 0,2 P)} + C$$

Diperoleh nilai tebal *head* atas standar adalah 0,25 in dan tebal *head* bawah standar adalah 0,25 in.

Dari table 5.8 Brownell dengan tebal *head* 0,25 in didapatkan $sf = 1,5 - 2,25$ in digunakan nilai $sf = 2$ in.

Sehingga, tinggi *head* yang diperoleh adalah

$$H_{head} = sf + b + th = 30,0313 \text{ in} = 0,7628 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Total Reaktor} = 2.H_{shell} + H_{head} = 7,2820 \text{ m}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk

Jenis pengaduk adalah flat six blade turbine with disk karena turbin ini dapat digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9 = 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3 = 1,3$$

$$wb/Di = 0,17$$

$$L/Di = 0,25$$

$$\text{Baffle} = 4$$

$$Di = \text{diameter pengaduk} = 50,3625 \text{ in}$$

$$ZL = \text{tinggi cairan dalam reaktor} = 196,4136 \text{ in}$$

$$wb = \text{lebar baffle} = 8,5616 \text{ in}$$

$$Zi = \text{jarak pengaduk dari dasar tangka} = 65,4712 \text{ in}$$

L = lebar pengaduk = 12,5906 in

Jumlah Impeller = 1

WELH = 3,3130 m

Jumlah Putaran, N = 51,81 rpm = 0,86 rps

Diambil standar = 56 rpm = 0,93 rps

Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$

Re = 1.574.840

Dengan menggunakan fig 477 G.G Brown page 507, 1978 diperoleh Np = 7

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

Np = Power Number = 7

ρ = Densitas campuran = 858,9608 kg/m³

Di = Diameter pengaduk = 1,2792 m

Ni = Kecepatan putar pengaduk = 0,8635 rps

Pa = 13261,4059 Watt = 13,26 kW = 17,78 hP

Daya motor, efisiensi motor adalah 80% (figure 14.38 peters hal 521), sehingga

P = 20,92 hP

Dipilih power standar P = 25 hP

Neraca Panas Reaktor :

Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
ΔH	724.381,2096	
ΔH		738.928,3184
ΔHR	707.387,3963	
Q Pendinginan		692.840,2875
Total	1.431.768,6059	1.431.768,6059

Media pendingin yang digunakan adalah Cooling Water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 40 °C.

$$\Delta H = Cp \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = \Delta H(40^{\circ}\text{C}) - \Delta H(30^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta H = (4,1799 \times (313 - 298)) - (4,1775 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 41,811 \text{ kJ/kg}$$

Maka, kebutuhan pendingin :

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

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 16.570,7658 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	40	313,15	104

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 44,3935 \text{ F}$$

Luas Perpindahan Panas :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk medium organics (hot) dan water (cold) sebesar

50-125 Btu/ft².°F.jam

$$A = 10,9958 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor :

$$A = \pi \cdot D \cdot H = 35,1061 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor, maka dipilih jaket pendingin.

Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 16,5707 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan Ukuran Jaket Pendingin

$$ID = OD \text{ tangka} + 2 \cdot jw$$

$$= 160 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Dinding Jaket

$$t = \frac{P r i}{f E - 0,6 P} + C$$

$$t_s = 0,25$$

$$OD = 168 \text{ in}$$

$$ID = 167,5 \text{ in}$$

Menentukan U_c dan U_d

$$U_c = \frac{h_{i_0} h_0}{h_{i_0} + h_0}$$

$$U_D = \frac{U_c h_D}{U_c + h_D}$$

$$U_c = 2,3077 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ F}$$

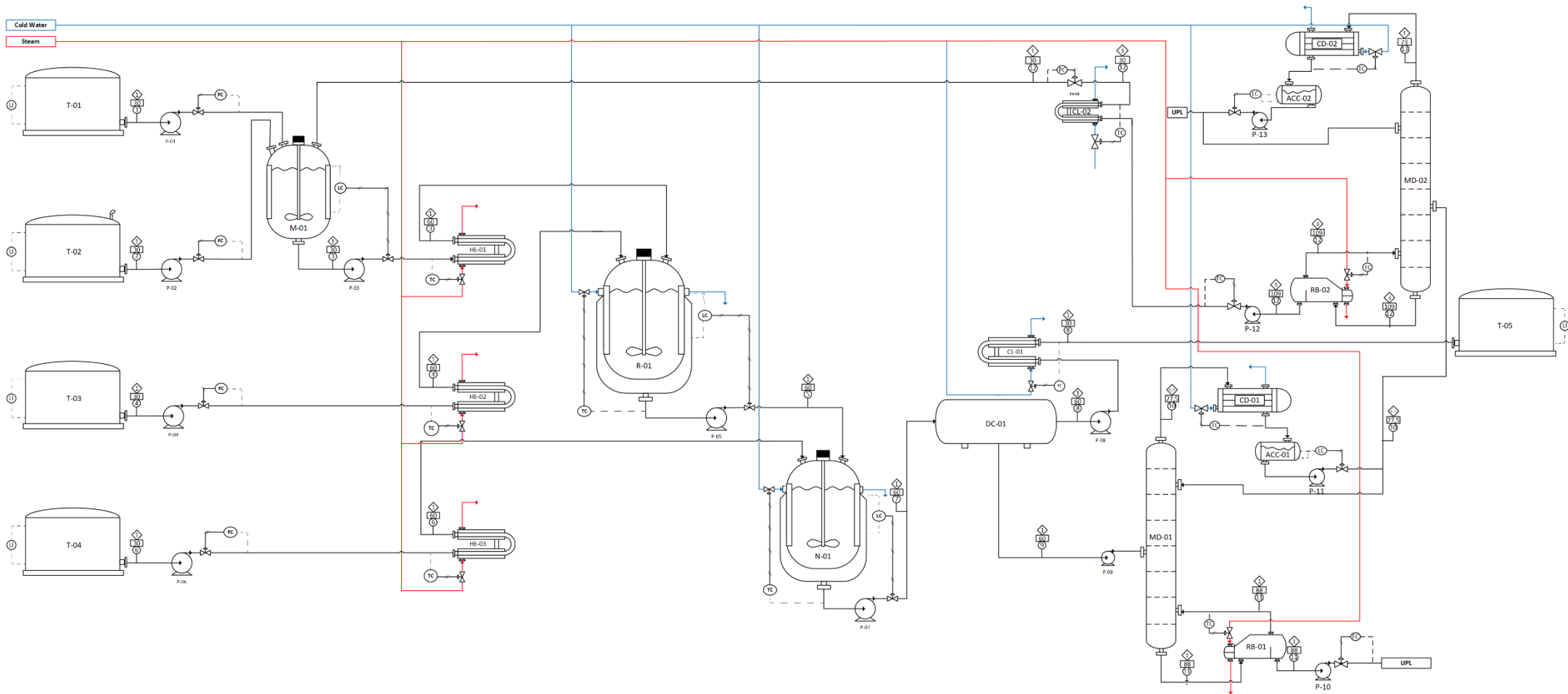
$$U_D = 2,3024 \text{ Btu/jam.ft}^2$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL

KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
CH ₃ COOH	3313,4192		3313,4192		497,0129								
C ₂ H ₅ OH		3325,3666	5080,5762		2921,3313		2921,3313	43,8200	2877,5113	2536,0137	345,8200	1775,2096	760,8041
CH ₃ COOC ₂ H ₅					4130,7293		4130,7293	3787,8788	342,8505	342,8505		3,4326	339,8300
H ₂ O	6,6401	184,2696	190,9097	71,0018	1106,8335	505,4655	1822,2615	27,3339	1794,9276	35,9291	1760,5244	13,1576	22,7714
H ₂ SO ₄				165,6710	165,6710								
NaOH						466,5835							
CH ₃ COONa							679,2509		679,2609		679,2609		
Na ₂ SO ₄							240,0538		240,0538		240,0538		
TOTAL	3320,0593	3509,6362	8584,9051	236,6728	8821,5779	972,0490	9793,6269	3859,0327	5934,5943	2914,7933	3019,8010	1791,7998	1122,9935

Keterangan Instrumen Abjad	
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indicator
TC	Temperature Control
Keterangan Instrumen Simbol	
	Tekanan (atm)
	Temperature (°C)
	Nomor Arus
	Control Valve
	Sinyal Pneumatic
	Sinyal Elektrik
	Piping

Keterangan Alat	
CL	Cooler
DC	Dekanter
HE	Heat Exchanger
M	Mixer
N	Neutralizer
R	Reaktor
T	Tangki
P	Pompa
MD	Menara Disitilasi
ACC	Accumulator
RB	Reboiler
CD	Condensor
PC	Pressure Control



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2023

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT
 DARI ASAM ASETAT DAN ETANOL
 KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :

Naufal Aqib Aqil Fattah (19521089)
 Hermansyah Tri Cahyono (19521214)

DOSEN PEMBIMBING :

Dr. Arif Iliidayat, S.T., M.T.

LAMPIRAN-3

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN




1. Nama Mahasiswa : Naufal Aqib Aqil Fattah
No. MHS : 19521089
2. Nama Mahasiswa : Hermansyah Tri Cahyono
No. MHS : 19521214
Judul Prarancangan :

**PRA RACANGAN PABRIK ETILASETAT DARI ASAMASETAT DAN
ETANOL KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

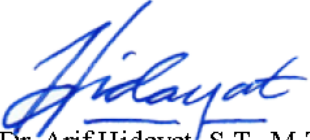
Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 6 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	6 Oktober 2022	Bimbingan Mengenai Judul Prarancangan.	<i>Hidayat</i>
2.	14 Desember 2022	Bimbingan Mengenai Penentuan Kapasitas Pabrik, Jenis Proses, Spesifikasi Bahan dan Produk	<i>Hidayat</i>
3.	17 Maret 2023	Bimbingan Mengenai Neraca Massa, Diagram Alir, dan Penentuan Alat Proses	<i>Hidayat</i>
4.	4 April 2023	Bimbingan Mengenai Reaktor	<i>Hidayat</i>
5.	12 Mei 2023	Bimbingan Neraca Massa, Alat Besar, serta Neraca Panas	<i>Hidayat</i>
6.	6 Juni 2023	Bimbingan Mengenai Alat Besar	<i>Hidayat</i>
7.	15 Juni 2023	Bimbingan Mengenai Alat Pemisah, Penyimpanan Bahan dan Penukar Panas	<i>Hidayat</i>
8.	17 Juni 2023	Bimbingan Mengenai Alat Pemisah dan Penukar Panas	<i>Hidayat</i>

9.	22 Juni 2023	Bimbingan Alat Pemisah dan Penyusunan Naskah	
10.	2 Juli 2023	Bimbingan Mengenai Evaluasi Ekonomi dan Unit Utilitas	
11.	10 Juli 2023	Bimbingan Mengenai Evaluasi Ekonomi, Unit Utilitas dan Keseluruhan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta, 10 Juli 2023
 Pembimbing


 Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.