

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Nama : Fachril Muhammad Ilham Nama : Frea Huga Akira

Nim : 20521230 Nim : 20521140

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

Prarancangan Pabrik Asam Asetat Dengan Proses Oksidasi N-Butana
Kapasitas 30.000 Ton/Tahun

Kami yang bertanda atangan dibawah ini:

Nama : Fachril Muhammad Ilham
NIM : 20521230

Nama : Frea Huga Akira
NIM : 20521140

Yogyakarta, 28 Oktober 2024

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

Mahasiswa 1



Fachril Muhammad Ilham

Mahasiswa 2



Frea Huga Akira

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DENGAN OKSIDASI N-BUTANA KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Diajukan Sebagai Syarat
Untuk Mendapatkan Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama	:	Fachril Muhammad Ilham	Nama	:	Frea Huga Akira
Nim	:	20521230	Nim	:	20521140

Yogyakarta, 29 Oktober 2024

Dosen Pembimbing,


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

NIK. 995200445

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DENGAN OKSIDASI N-BUTANA

KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Fachril Muhammad Ilham Nama : Frea Huga Akira

Nim : 20521230 Nim : 20521140

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

Tim Penguji,

Ketua Penguji

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

 12/12/24

Anggota I

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

 11/12/24

Anggota II

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

 11/12/24

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

NIK: 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan Karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DENGAN OKSIDASI N-BUTANA KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**”, Tugas Pra Rancangan Pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT, atas rahmat karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas akhir ini.
2. Kedua Orang Tua tercinta yang selalu memberikan dukungan baik dalam bentuk do'a, semangat maupun material dalam penyelesaian laporan Tugas Akhir, terlebih biaya selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.

3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Soleh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia sekaligus selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, masukan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan laporan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2020 (*ASCENT*) yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan do'a.
7. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu yang telah membantu kami selama penyusunan laporan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Demikian laporan Tugas Akhir ini disusun, semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 28 Oktober 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Sembah sujud serta syukur kepada Allah SWT. Sumber segala kekuatan dan karunia yang senantiasa mengawal dan memberikan berkah pada setiap langkah saying dalam menyelesaikan skripsi ini dengan baik.

Dengan penuh rasa syukur, secara keseluruhan skripsi ini saya persembahkan untuk orang-orang hebat yang telah menjadi bagian yang tidak dapat terpisahkan dari rangkaian panjang dalam menggapai pencapaian ini:

1. Rasa sayang yang tidak akan pernah habis dan pembuka keberkahan untuk semua perjalanan panjang ini, Mama Rani Andriyani. Segala upaya dan do'a yang selalu mengiringi perjuangan saya selama masa perkuliahan. Terimakasih telah menjadi sosok ibu yang hebat dan kuat, yang selalu mengiringi setiap langkah perjuangan yang telah saya upayakan, dan tentunya telah membesarkan saya dengan kasih sayang penuh. Ungkapan rasa terimakasih rasanya tidak akan cukup untuk membalas semua budi baikmu. Semoga lembar persembahan ini dapat menjadi ungkapan kecil dari cinta dan rasa terima kasih yang sangat dalam. Hiduplah lebih lama dan semakin bahagia, Mah.
2. Sosok laki-laki hebat dan tangguh, Papa Asep Ruba'i. Dengan segala hormat dan terimakasih yang mendalam, saya mempersembahkan hasil kerja keras saya selama ini untuk membahagiakan Papa yang telah berjuang

dengan keras, tak kenal waktu untuk dapat menunjang perjuangan saya demi menggapai impian yang tinggi. Terimakasih telah memberikan do'a dan motivasi dalam perjalanan panjang ini.

3. Kakak perempuan saya, Keukeu Widya. Sosok perempuan hebat yang selalu mendukung penuh seluruh perjuangan panjang ini. Terimakasih selalu memberikan do'a dan motivasi dalam perjalanan panjang ini.
4. Bapak Soleh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terimakasih tak terhingga saya ucapkan atas bimbingan, arahan, dan dukungan Bapak sebagai pilar utama dalam perjalanan saya dalam menyelesaikan skripsi ini. Semoga ALLAH SWT senantiasa memberkahi Bapak dan keluarga dengan kesehatan, kebahagiaan, dan tentunya kesuksesan.
5. Frea Huga Akira, sebagai *partner* Tugas Akhir sekaligus teman baik saya. Terimakasih yang mendalam saya ucapkan atas semua upaya yang telah diperjuangkan dengan sungguh-sungguh. Terimakasih atas dedikasi dalam mengerjakan skripsi ini selama 7 bulan. Semoga semua upaya dan langkah kita selalu menjadi hal yang bermanfaat dan tentunya menjadi jalan pembuka untuk meraih kesuksesan di masa yang akan datang.
6. Gentan States (Naufal, Fikri, Decla, Zizo, Gilang, Fajar, Hawada, Alifian, Nafis, Ipung, Arya, dan Mamat) para lelaki tangguh yang berasal dari berbagai daerah, sekaligus sahabat terdekat saya. Terimakasih selalu kebersamaian saya dalam perjalanan panjang ini, sahabat yang selalu ada

dalam keadaan apapun, selalu memberikan bantuan dikala saya merasa dalam kesulitan. Kebersamaan yang telah dibangun, tidak akan pernah saya lupakan dan akan selalu saya kenang hingga kapanpun. Sampai jumpa di titik terbaik kehidupan nantinya. Semoga kesuksesan selalu menyertai kita semua, dan persahabatan ini tetap terjaga dengan baik hingga kapanpun.

7. *Ascent* dan Muntaks, teman-teman baik saya di Teknik Kimia Angkatan 2020. Terimakasih telah kebersamai perjuangan panjang ini, tidak terasa perjalanan menyenangkan ini akan segera berakhir. Setiap pertemuan, selalu kebersamai dengan perpisahan, semoga perpisahan ini menjadi kabar baik untuk menjadi versi yang lebih baik di masa yang akan datang. Sukses selalu *Ascent* dan Muntaks, kehidupan yang sebenarnya akan dimulai setelah melewati perpisahan ini, kuat selalu dimanapun kalian berada. *One Pride, One Family*.
8. Dewan Perwakilan Mahasiswa Fakultas Teknologi Industri (Fajar, Yanti, Deko, Agoy, Dika, Melvin, dan Memed) teman seperjuangan dalam mengurus kegiatan kelembagaan yang ada di Fakultas Teknologi Industri. Terimakasih atas segala dedikasi yang telah diberikan untuk semua lembaga yang ada di fakultas, semoga apa yang telah kita perjuangkan demi kemajuan lembaga dapat menjadi hal yang bermanfaat untuk banyak pihak.
9. BK (Arya, Ipung, Ardi, Mamat, Nafis, Frea, dan Fani) sahabat baik yang telah mengiringi perjalanan panjang ini. Terimakasih telah kebersamai

perjuangan saya dan menghibur saya. Semoga perjuangan kita tidak akan pernah menjadi perjuangan yang sia-sia.

10. Teman Konsultasi Skripsi (Falih, Farida, Arin, Ulya, Ulhaq, Siti, Zhafran, Fikri, dan Qonitha) teman-teman hebat yang saya miliki di masa akhir perkuliahan. Terimakasih telah memberikan pandangan dan saran dalam proses perjalanan skripsi ini, semoga ilmu yang kalian berikan bisa menjadi berkah dan amal baik. Semoga selalu diberikan kemudahan dan kelancaran dalam menjalani kehidupan, selalu kuat dan tidak mudah menyerah.
11. Perempuan yang hebat, Qonitha Arifa. Terimakasih yang sangat dalam saya ucapkan, sosok perempuan yang tulus kebersamai saya dalam proses perjuangan menyelesaikan skripsi ini. Terimakasih atas dukungan penuh yang telah diberikan dan telah berkontribusi dalam perjalanan panjang ini, tidak terasa sudah mencapai titik akhir dalam perjalanan panjang ini. Semoga segala hal baik yang telah diupayakan, menjadi jembatan kesuksesan untukmu di masa depan. Semoga selalu dilimpahkan kebahagiaan dimanapun kamu berada.

LEMBAR PERSEMBAHAN



Rasa syukur saya atas berkat rahmat Allah yang Maha Kuasa telah memberikan segala kekuatan dan kemudahan disetiap proses saya dalam menyelesaikan skripsi ini dengan baik.

Dengan rasa bahagia dan syukur, skripsi ini saya persembahkan kepada orang-orang yang telah mendukung saya didalam proses pembuatannya:

1. Kepada Mamah saya, Sheila Yunina Bi Barito. Terimakasih atas segala do'a dan dukungan yang membuat saya selalu kuat untuk menjalani masa perkuliahan ini, sehingga saya dapat berada dititik ini dan dapat menyelesaikan kewajiban saya.
2. Kepada Bapak saya, Umar Ali. Terimakasih karena selalu memberi dukungan secara moral, material, maupun spiritual. Selain itu saya juga berterimakasih karena selalu percaya dengan kemampuan saya, sehingga saya menjadi pribadi yang percaya diri untuk terus melalui apapun yang terjadi kedepannya.
3. Kepada adik-adik saya, Ahmad Sang Pangkalima Djanetra Kedar dan Atqiya Robbiatul Adawiya Al Ulya. Terimakasih atas segala dukungan dan apresiasi yang selalu diberikan atas segala pencapaian saya.
4. Bapak Soleh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terimakasih tak terhingga saya ucapkan atas bimbingan, arahan,

dan dukungan. Semoga Allah senantiasa memberikan bapak Kesehatan dan kebahagiaan.

5. Fachril Muhammad Ilham, sebagai *partner* saya. Ucapan terimakasih Sebanyak banyaknya atas segala dedikasi dalam mengerjakan skripsi ini. Semoga setelah ini kesuksesan dan kebahagiaan selalu menyertai.
6. Teman - teman Teknik Kimia angkatan 2020. Terimakasih atas segala kenangan yang telah saya dapatkan di dalam kelas maupun di luar kelas. Semoga kita semua sukses dimasa depan.
7. Beban Keluarga (Fani, Ardi, Arya, Nafis, Ipung, Fachril, Fajar, Rahmat), sahabat yang menemani dimasa perkuliahan ini. Terimakasih telah selalu menemani dan menolong dikeadaan apapun. Semoga kedepannya selalu diberikan kebahagiaan dan kesuksesan.

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xviii
ABSTRAK	xx
ABSTRACT	xxi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	19
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	19
2.2. Pengendalian Kualitas.....	20
BAB III.....	23
PERANCANGAN PROSES.....	23
3.1. Diagram Alir Proses	23
3.2. Uraian Proses	25
3. 3 Spesifikasi Alat Proses.....	28
3.4 Neraca Massa	41
3.5 Neraca Panas	43

BAB IV	45
PERANCANGAN PABRIK.....	45
4.1. Penentuan Lokasi Pabrik.....	45
4.2. Tata Letak Pabrik (<i>Layout Plant</i>).....	49
4.3. Tata Letak Peralatan Proses	52
4.4. Organisasi Perusahaan	55
BAB V	72
UTILITAS.....	72
5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air	73
5.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i>	83
5.3. Unit Pembangkit Listrik.....	84
5.4. Unit Penyedia Udara Tekan	88
5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar	88
5.6. Unit Pengolahan Limbah.....	89
5.7. Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i>	91
5.8. Spesifikasi Alat Utilitas.....	93
BAB VI	104
EVALUASI EKONOMI.....	104
6.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	106
6.2 Perhitungan Biaya	113
6.3. Komponen Biaya.....	113
6.4. Analisis Keuntungan	118
6.5. Analisis Kelayakan.....	119
BAB VII	128
KESIMPULAN.....	128
7.1 Kesimpulan	128
7.2 Saran.....	129
DAFTAR PUSTAKA	131

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kapasitas Produksi Asam Asetat Dunia.....	4
Tabel 1. 2 Data Impor Asam Asetat di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Konsumsi Asam Asetat Dalam Negeri.....	6
Tabel 1. 4 Jumlah Ekspor Asam Asetat.....	7
Tabel 1. 5 Spesifikasi proses produksi asam asetat.....	13
Tabel 1. 6 Harga $\Delta H^{\circ}f$	15
Tabel 1. 7 Harga $\Delta G^{\circ}f$	16
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk dan Bahan.....	19
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor.....	28
Tabel 3. 2 Spesifikasi Separator	29
Tabel 3. 3 Spesifikasi Menara Distilasi.....	30
Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku.....	31
Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk.....	31
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>Accumulator</i>	32
Tabel 3. 7 Spesifikasi Pompa	33
Tabel 3. 8 Spesifikasi <i>Blower</i>	34
Tabel 3. 9 Spesifikasi <i>Cooler</i>	35
Tabel 3. 10 Spesifikasi <i>Heat Exchanger-01</i>	36
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Heat Exchanger-02</i>	37
Tabel 3. 12 Spesifikasi <i>Reboiler</i>	38
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Condensor Partial</i>	39
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Condensor</i>	40
Tabel 3. 15 Neraca Massa Reaktor (R-01)	42
Tabel 3. 16 Neraca Massa Separator (SP-01).....	42
Tabel 3. 17 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	43
Tabel 3. 18 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	43
Tabel 3. 19 Neraca Panas Separator (SP-01).....	44
Tabel 3. 20 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	44
Tabel 4. 1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan.....	51
Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Setiap Regu	63
Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan Pabrik.....	64
Tabel 4. 4 Prasyarat dan Jabatan.....	66
Tabel 4. 5 Jumlah Gaji Karyawan	67
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik.....	74
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air <i>Service</i>	75
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Pendingin.....	76
Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	76
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Proses	85
Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	86

Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Alat Penunjang	87
Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Total	87
Tabel 5. 9 Kebutuhan <i>Dowtherm A</i>	91
Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Penampung Utilitas	93
Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat <i>Clarifier</i>	93
Tabel 5. 12 Spesifikasi Alat <i>Water Reverse Osmosis</i>	94
Tabel 5. 13 Spesifikasi Alat <i>Sceener</i>	94
Tabel 5. 14 Spesifikasi <i>Sand Filter</i>	94
Tabel 5. 15 Spesifikasi Alat <i>Carbon Filter</i>	95
Tabel 5. 16 Spesifikasi Bak Air Pendingin	95
Tabel 5. 17 Spesifikasi Alat <i>Cooling Tower</i>	96
Tabel 5. 18 Spesifikasi Alat <i>Deaerator</i>	96
Tabel 5. 19 Spesifikasi Alat <i>Boiler</i>	97
Tabel 5. 20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas	98
Tabel 6. 1 Harga Indeks Tiap Tahun	106
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses	110
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas	111
Tabel 6. 4 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	114
Tabel 6. 5 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	114
Tabel 6. 6 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	114
Tabel 6. 7 <i>Working Capital Investment (WCI)</i>	115
Tabel 6. 8 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	116
Tabel 6. 9 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	116
Tabel 6. 10 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	117
Tabel 6. 11 <i>Total Manufacturing Cost</i>	117
Tabel 6. 12 <i>General Expense</i>	118
Tabel 6. 13 <i>Total Production Cost</i>	118
Tabel 6. 14 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	122
Tabel 6. 15 <i>Annual Variable Value (Va)</i>	123
Tabel 6. 16 <i>Annual Regulated Expense (Ra)</i>	123
Tabel 6. 17 <i>Annual Sales Value (Sa)</i>	123
Tabel 6. 18 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi	127

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Impor asam asetat dari tahun 2019 (tahun ke-1) s.d 2023 (tahun ke-6) .	5
Gambar 1. 2	Konsumsi asam asetat dari tahun 2019 (tahun ke-1) s.d 2023 (tahun ke-6)	6
Gambar 1. 3	Ekspor asam asetat dari tahun 2019 (tahun ke-1) s.d 2023 (tahun ke-6)	7
Gambar 3. 1	Diagram Alir Kualitatif.....	23
Gambar 3. 2	Diagram Alir Kuantitatif.....	24
Gambar 4. 1	Lokasi Perencanaan Pendirian Pabrik Asam Asetat	48
Gambar 4. 2	Rencana Tata Letak Pabrik Asam Asetat.....	52
Gambar 4. 3	Tata Letak Alat Proses	55
Gambar 4. 4	Struktur Organisasi Perusahaan.....	57
Gambar 5. 1	Diagram Alir Utilitas Pengolahan Air Pabrik Asam Asetat	73
Gambar 5. 2	Diagram Alir <i>Dowtherm A</i>	92
Gambar 6. 1	Grafik Regresi Linear	108
Gambar 6. 2	Grafik Evaluasi Ekonomi	127

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Perancangan Reaktor	134
Lampiran B <i>Process Engineering Flow Diagram</i>	154
Lampiran C Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan.....	155

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, atm
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
A	: Luas Bidang Penampang, ft ²
W	: Bobot Katalis, kg
ID	: <i>Inside Diameter</i> , in
OD	: <i>Outside Diameter</i> , in
Icr	: Jari-jari Sudut Dalam, in
ts	: Tebal <i>Shell</i> , in
th	: Tebal <i>Head</i> , in
r	: Jari-jari <i>Dish</i> , in
b	: Tinggi <i>Head</i> , in
sf	: <i>Straight Flange</i> , in
rc	: <i>Radius Of Dish</i> , in
f	: <i>Maximum Allowance Stress</i> , psi
E	: <i>Welded Joint Efficiency</i>

C : *Corrosion Allowance*, in

LMTD : *Long Mean Temperature Different*, °F

ABSTRAK

Asam asetat merupakan senyawa kimia asam organik yang dikenal sebagai pemberi rasa asam dan aroma pada makanan. Pendirian Asam Asetat dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Indramayu, Jawa Barat pada tahun 2029. Proses produksi Asam Asetat menggunakan Reaktor *Fixed Bed Multitube* pada kondisi operasi 300°C pada tekanan 5 atm dan menggunakan proses oksidasi n-butana. Produk keluaran reaktor menghasilkan uap asam asetat dan air. Kemudian gas tersebut dialirkan pada *condenser partial* untuk diubah fasenya dari gas menjadi cair yang selanjutnya dialirkan ke separator untuk dipisahkan antara produk (cair) dengan bahan baku (gas) untuk di *recycle*. Kemudian hasil bawah dari separator dialirkan ke Menara Distilasi untuk proses pemisahan dan pemurnian. Pada keluaran atas Menara Distilasi akan berupa air yang langsung dialirkan ke Unit Pengendalian Limbah. Untuk keluaran bawah yang berupa asam asetat akan dialirkan ke tangki penyimpanan produk dengan kemurnian 99%. Untuk produksi asam asetat 30.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku n-butana sebanyak 14.700 ton/tahun. Utilitas untuk mendukung proses produksinya dibutuhkan air pendingin sebanyak 13.178 kg/jam, kebutuhan air *service* sebanyak 583 kg/jam, dan air *steam* sebanyak 8.146 kg/jam. Untuk kebutuhan listrik pabrik ini membutuhkan 567 kW. Dari studi evaluasi ekonomi, Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp 367.946.679.845 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp. 275.960.009.883. *Return Of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 66% dan setelah pajak sebesar 49%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 1 tahun dan POT setelah pajak selama 1 tahun. Syarat POT. *Break Even Point* (BEP) pada pabrik Asam Asetat sebesar 40%. Untuk nilai *Shut Down Point* (SDP) didapatkan sebesar 33%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) pada pabrik asam asetat sebesar 10%.

Kata Kunci:

Asam Asetat, Evaluasi Ekonomi, *Fixed Bed Multitube*, N-butana, Oksidasi

ABSTRACT

Acetic acid is an organic acid chemical compound known as a giver of sour taste and aroma in food. The establishment of Acetic Acid with a capacity of 30,000 tons/year is planned to be established in the Indramayu area, West Java in 2029. The production process of Acetic Acid uses a Multitube Fixed Bed Reactor at operating conditions of 300 ° C at 5 atm pressure and uses the n-butane oxidation process. The output product of the reactor is acetic acid gas, water, and unreacted raw materials. Then the gas is flowed to the partial condenser to change its phase from gas to liquid which is then flowed to the separator to be separated between the product and the unreacted raw material for recycle. Then the bottom result from the separator is flowed to the distillation tower to be purified. At the top output of the distillation tower will be water which is directly flowed to the Waste Control Unit. For the lower output in the form of acetic acid will be flowed to the product storage tank with 99% purity. For the production of 30,000 tons/year of acetic acid, 14.700 tons/year of n-butane raw materials are required. Utilities to support the production process require 13.178 kg/hour of cooling water, 583 kg/hour of service water, and 8.146 kg/hour of steam water. From the economic evaluation study, the profit of the factory before tax amounted to Rp 367,946,679,845 per year and after tax amounted to Rp 275,960,009,883. Return Of Investment (ROI) before tax amounted to 66% and after tax amounted to 49%. Pay Out Time (POT) before tax for 1 year and POT after tax for 1 year. POT requirements. The Break Even Point (BEP) of the Acetic Acid plant is 40%. Shut Down Point (SDP) is obtained at 33%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) at the acetic acid plant is 10%.

Keywords:

Acetic Acid, Economic Evaluation, Fixed Bed Multitube, N-butane, Oxidation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Asam asetat atau yang biasanya disebut *methane carbocyclic* atau *ethanoic acid* adalah suatu senyawa organik dengan rumus molekul CH_3COOH . Asam asetat adalah bahan kimia yang tidak berwarna dan berbau khas yang larut dalam air, alkohol, aseton, benzena dan etil eter. Asam asetat juga sangat baik sebagai *solvent* senyawa organik. Asam asetat berperan menjadi bahan baku utama dalam pembuatan produk kimia, seperti pada industri tekstil, industri *purified terephthalic acid* (PTA), industri asam cuka untuk menambah rasa pada makanan, dan industri etil asetat.

Penggunaan asam asetat sebagai vinyl asetat yang dapat digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi senyawa polyvinyl asetat. Polyvinil asetat digunakan untuk memproduksi lapisan gelas dan fiber. Asam asetat juga dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam asetat anhydride yang memiliki kegunaan sebagai zat yang dapat memproduksi *fiber selulose* asetat dan plastik. Kegunaan lain dari asam asetat diantaranya adalah pada bidang farmasi yaitu pembuatan zat aditif, fotografi, pembuatan terephthalat dan sebagai insektisida.

Dilihat dari kegunaan asam asetat sebagaimana berikut, industri asam asetat di Indonesia merupakan salah satu industri kimia yang memiliki prospek cukup

baik untuk didirikan. Produk asam asetat ini memiliki pasar yang cukup luas contohnya seperti industri etil asetat, industri tekstil, industri benang karet dan juga digunakan sebagai bahan setengah jadi untuk dapat membuat berbagai macam bahan-bahan kimia, seperti vinyl asetat, selulosa asetat, asam asetat anhidrid, maupun kloro asetat.

Produsen asam asetat di Indonesia yaitu PT. Indo Acidatama *Chemical Industry* yang memiliki jumlah kapasitas produksi sebesar 33.000 Ton/tahun untuk saat ini belum mampu dalam memenuhi kebutuhan akan asam asetat dalam negeri, maka demikian Indonesia masih melakukan kegiatan impor dari luar negeri untuk asam asetat ini sendiri (Suwarni, 2006). Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan asam asetat ini adalah N-Butana atau yang biasanya disebut sebagai gas butane. Solusi untuk mengurangi jumlah impor dari luar negeri salah satunya adalah mendirikan dan menambah jumlah pabrik asam asetat di dalam negeri.

Terkait bahan baku utama dari pembuatan asam asetat, dapat diketahui bahwa bahan baku butana dapat diperoleh dari PT Pertamina RU VI Balongan, Indramayu Jawa Barat. Kebutuhan akan bahan baku ini kurang lebih 45 ton/hari sehingga ketersediaan bahan baku di dalam negeri dapat dinyatakan cukup dan tidak perlu dikhawatirkan kembali untuk dapat memenuhi kebutuhan pabrik asam asetat yang akan direncanakan.

Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan dalam proses produksi asam asetat, dari beberapa proses produksi diantaranya karbonilasi methanol dan oksidasi asetaldehid yang paling tepat digunakan berdasarkan dengan kebutuhan

asam asetat dalam negeri adalah proses oksidasi butana dengan oksigen karena bahan baku yang digunakan dapat diperoleh cukup mudah serta menghasilkan produk yang dapat bermanfaat bagi kebutuhan industri lainnya.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dilihat dari proyeksi data impor pada tahun 2029 yang tinggi yaitu sebesar 61.089 ton/tahun, maka kapasitas perancangan pabrik dengan kapasitas sebesar 30.000 ton/tahun. Pendirian pabrik tersebut didasarkan sebagai upaya mengurangi ketergantungan pada impor. Penentuan kapasitas produksi dilakukan dengan pendekatan kapasitas pabrik yang sudah berdiri yaitu PT. Indo Acidatama dengan kapasitas produksi sebesar 33.000 ton/tahun.

1.2.1 Kapasitas Pabrik Asam Asetat di Indonesia

Produksi asam asetat di Indonesia hanya ada di PT. Indo Acidatama dengan kapasitas produksi sebesar 33.000 ton/tahun, untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri dilakukan impor dalam jumlah yang besar. Pabrik yang berdiri sejak tahun 1983, dengan nama awal PT. Indo Alkohol Utama kemudian pada tahun 1986 berubah nama menjadi PT. Indo Acidatama. Pabrik ini berlokasi di Solo-Sragen, Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah.

1.2.2 Perbandingan Pabrik Asam Asetat Dunia

Indonesia masih membutuhkan ekspor asam asetat, maka dari itu perlu juga diperhatikan terkait kapasitas produksi asam asetat yang ada di dunia, tertera pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Asam Asetat Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
BP Chemicals	Inggris	675.000
Acetex Paradise	Prancis	400.000
Showa Denko	Jepang	250.000
Celanese Chemical	Jerman	180.000
BASF	Jerman	50.000

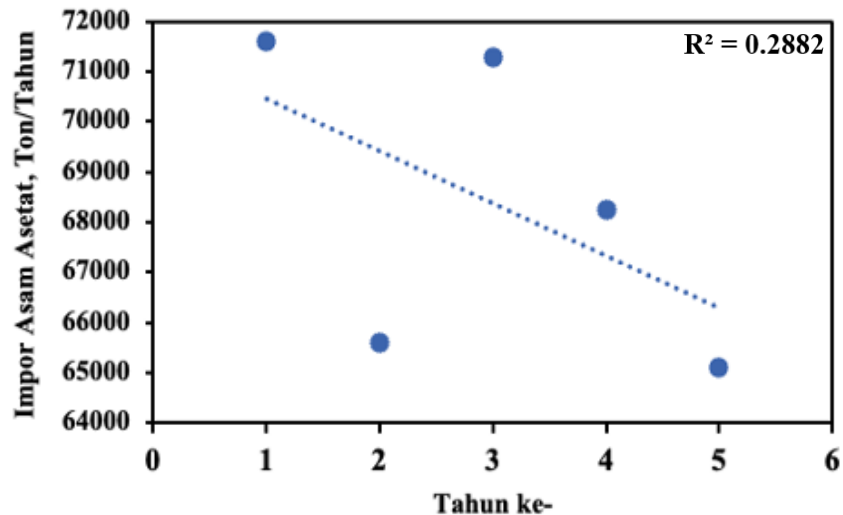
Sumber: Icis, 2015

1.2.3. Supply

Supply merupakan kalkulasi dari jumlah impor asam asetat dan produksi yang ada di dalam negeri. Berdasarkan dengan data yang telah diperoleh dari Badan Pusat Statistika (2024), berikut adalah jumlah kebutuhan impor asam asetat di Indonesia dari tahun 2019-2023 dapat dilihat pada Tabel 1.2

Tabel 1.2 Data Impor Asam Asetat di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton)
2019	71.599
2020	65.591
2021	71.278
2022	68.236
2023	65.084



Gambar 1.1 Impor asam asetat dari tahun 2019 (tahun ke-1) s.d 2023 (tahun ke-6)

Berdasarkan Gambar 1.1, didapatkan regresi menggunakan persamaan 1.1 sebagai berikut:

$$y = ax + b \quad (1.1)$$

$$y = -1038,4x + 714773$$

Dengan y adalah kapasitas asam asetat yang diimpor pada tahun x .

Dari persamaan tersebut, proyeksi kebutuhan impor asam asetat pada tahun 2029 adalah sebesar 61.089 ton/tahun.

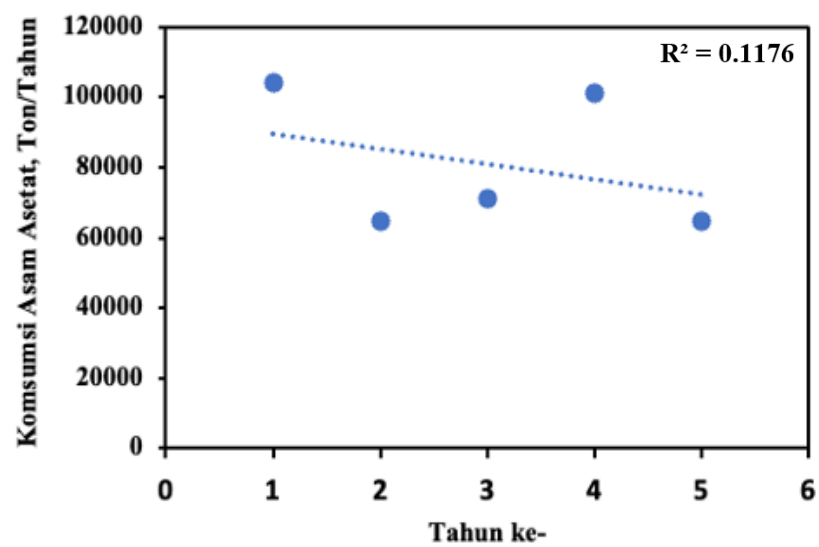
1.2.4 Demand

Jumlah konsumsi dalam negeri disebut sebagai *demand* atau kebutuhan terkait penggunaan asam asetat di dalam negeri. Data dari konsumsi dalam negeri menggunakan persamaan 1.2

$$\text{konsumsi} = (\text{produk} + \text{impor}) - \text{ekspor}$$

Tabel 1.3 Konsumsi Asam Asetat Dalam Negeri

Tahun	Konsumsi
2019	104.330
2020	64.647
2021	71.241
2022	101.081
2023	64.559

**Gambar 1.2** Konsumsi asam asetat dari tahun 2019 (tahun ke-1) s.d 2023(tahun ke-6)

$$y = ax + b \quad (1.2)$$

$$y = -4310,8x + 94104$$

Dengan y adalah kapasitas asam asetat yang diimpor pada tahun x.

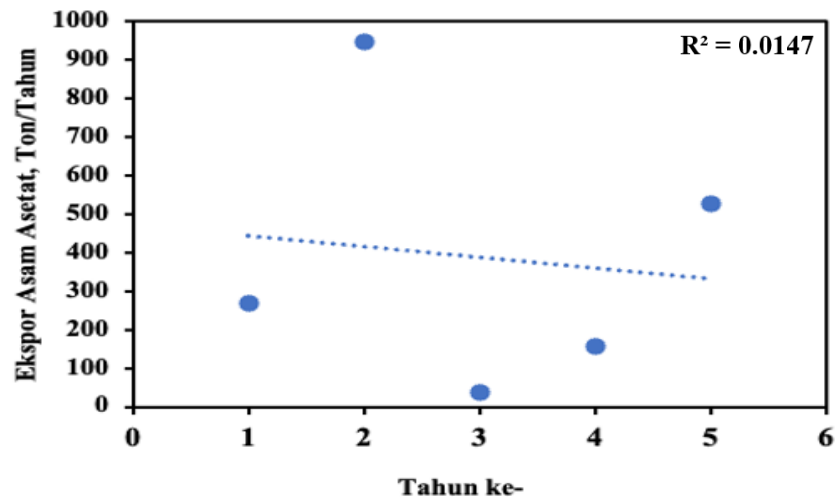
Dari persamaan tersebut, proyeksi kebutuhan konsumsi asam asetat pada tahun 2029 adalah sebesar 50.996 ton/tahun.

1.2.5 Ekspor

Berdasarkan dengan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistika, Indonesia masih tergolong kedalam kategori yang rendah dalam kegiatan ekspor produk asam asetat, karena kebutuhan di Indonesia sendiri masih dipenuhi dengan mengimpor asam asetat dalam jumlah yang besar, tetapi untuk 2 tahun terakhir mengalami kenaikan jumlah ekspor, seperti yang tertera pada Tabel 1.4

Tabel 1.4 Jumlah Ekspor Asam Asetat

Tahun	Kebutuhan (ton)
2019	268
2020	944
2021	37
2022	155
2023	524



Gambar 1.3 Ekspor asam asetat dari tahun 2019 (tahun ke-1) s.d 2023 (tahun ke-6)

Berdasarkan Gambar 1.3, didapatkan regresi dengan persamaan (1.3) sebagai berikut:

$$y = ax + b \quad (1.3)$$

$$y = -27,612x + 468,94$$

Dengan y adalah kapasitas asam asetat yang diimpor pada tahun x . Dari persamaan tersebut, proyeksi kebutuhan ekspor asam asetat pada tahun 2029 adalah sebesar 192 ton/tahun.

Berdasarkan dengan data konsumsi, impor, dan ekspor dapat diambil kesimpulan bahwa metode regresi linear yang digunakan tidak efektif, dikarenakan nilai dari R^2 yang tidak berhasil mencapai angka 1 dan jarak antara titik dan garis grafik yang saling berjauhan, sehingga diperlukan metode lain dalam menentukan kapasitas pendirian pabrik.

Hasil dari perhitungan tersebut adalah -42.900 yang menunjukkan bahwa kebutuhan asam asetat di Indonesia sudah terpenuhi. Untuk menentukan kapasitas perancangan pabrik asam asetat digunakan data impor sebagai pertimbangan karena pada proyeksi tahun 2029 besar impor asam asetat adalah 61.089 ton/tahun. Pendirian pabrik asam asetat dilakukan dengan tujuan untuk mengurangi ketergantungan impor.

Sehingga metode penentuan kapasitas yang digunakan adalah dengan pendekatan kapasitas pada pabrik asam asetat yang telah beridiri terlebih dahulu di Indonesia. Selain itu, kapasitas pabrik yang sudah ada

juga menjadi bahan pertimbangan untuk menentukan kapasitas perancangan pabrik asam asetat, di Indonesia pabrik yang memproduksi asam asetat yaitu PT. Indo Aciditama dengan kapasitas 33.000 ton/ tahun. Dari beberapa pertimbangan tersebut maka dapat ditetapkan kapasitas perancangan pabrik asam asetat tahun 2029 adalah 30.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1. Definisi Umum Asam Asetat

Asam asetat merupakan senyawa kimia asam organik yang dikenal sebagai pemberi rasa asam dan aroma pada makanan. Rumus empiris dari asam asetat adalah $C_2H_4O_2$. Rumus ini biasanya ditulis dalam bentuk CH_3COOH . Asam asetat murni disebut asam asetat glasial dengan nilai kemurnian sebesar 99-100% serta merupakan cairan higroskopis yang tidak berwarna dan memiliki titik beku $16,7^{\circ}C$.

Asam asetat merupakan nama trivial atau nama dagang dari senyawa ini, dan merupakan nama yang paling tepat digunakan oleh *IUPAC*. Nama sistematis dari senyawa ini adalah asam etanoat. Asam asetat glasial merupakan nama trivial yang merujuk pada asam asetat yang tidak tercampur dengan air.

Asam asetat dinyatakan sebagai salah satu asam karboksilat yang paling sederhana setelah asam formiat. Larutan asam asetat dalam air

merupakan asam lemah, artinya hanya terdisosiasi sebagian menjadi CH_3COOH^- . Asam asetat merupakan gabungan *hybrid* dalam bentuk ester dan dianggap terbentuk dari carbonyl oksigen. Metode esterifikasi, reaksi asam asetat dengan memakai katalis asam anorganik sangat baik digunakan sebagai katalis pada reaksi esterifikasi (Fessenden, 1992).

1.3.2. Definisi Umum N-Butana

Bahan baku utama yang digunakan kali ini adalah Butana, disebut juga n-butana merupakan alkana rantai lurus dengan empat atom karbon $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_3$. Butana juga digunakan sebagai istilah kolektif untuk N-butana dan salah satu isomernya, isobutana (disebut juga metilpropana), $\text{CH}(\text{CH}_3)_3$. Sifat utama dari butana adalah sangat mudah untuk terbakar, tidak berwarna, dan merupakan gas yang mudah untuk dicairkan. Nama butana ini merupakan turunan dari nama asam butirat.

1.3.3 Pemilihan Proses Produksi

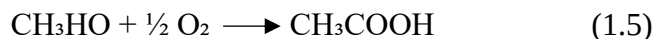
Terdapat beberapa proses pembuatan asam asetat skala industri, diantaranya dapat dilakukan sebagai berikut: (Mc Ketta and Cunningham, 1976)

1. Proses Oksidasi Asetaldehid dengan Oksigen
2. Proses Karbonilasi Methanol
3. Proses Oksidasi Butana dengan Oksigen

1.3.3.1. Proses Oksidasi Asetaldehid dengan Oksigen

Larutan asetaldehid diumpankan kedalam suatu reaktor dimana oksigen atau udara yang digelembungkan (*bubble*) melalui *liquid* yang mengandung mangan asetat. Katalis lain yang biasanya digunakan adalah cobalt. Etanol dapat dengan mudah dihidrogenasi dan dioksidasi menjadi asetaldehid dengan menggunakan katalis perak, kuningan, atau perunggu. Asetaldehid kemudian dapat dioksidasikan pada fase *liquid* beriringan dengan cobalt serta garam mangan menghasilkan asam asetat. Kondisi reaksi pada suhu 60-80°C dan dengan tekanan 3–10 atm. Campuran hasil reaksi kemudian dimurnikan di dalam kolom, *recovery* aldehyd, sedangkan *vent gas* didinginkan dan diabsorpsi menggunakan produk *crude* dan kemudian air. *Yield* yang dihasilkan sebesar 95%.

Reaksi:



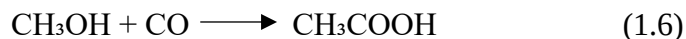
Scrubber memiliki fungsi untuk mereaksikan gas oksigen dan asetaldehid yang tidak bereaksi, dengan bantuan air dari bagian atas *scrubber* maka terjadi pelepasan nitrogen ke atmosfer, sedangkan larutan asetaldehid akan keluar pada bagian bawah *scrubber* dan menuju kolom untuk *discovery*. Asam asetat

yang dihasilkan dari reaktor kemudian melewati proses pemurnian lebih lanjut dalam kolom distilasi sehingga didapatkan larutan asam asetat dengan kemurnian 95%.

1.3.3.2. Proses Karbonilasi Methanol

Proses karbonilasi methanol ini dilakukan dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan suhu operasi sebesar 250°C dan pada tekanan 650 atm. Proses karbonilasi methanol dibagi menjadi dua macam proses, diantaranya yaitu proses BASF dan Monsanto. *Yield* yang dihasilkan lebih besar pada proses Monsanto dibandingkan dengan proses BASF, yaitu sebesar 99%.

Reaksi:



1.3.3.3 Proses Oksidasi Butana dengan Oksigen

Pada proses kali ini oksigen untuk proses oksidasi diambil dari udara bebas. Proses produksi didalam reaktor berlangsung pada suhu 300-400°C dengan tekanan 5-10 atm. Asam asetat dan air yang keluar reaktor melalui proses kondensasi dan masuk separator untuk dapat dipisahkan kandungan gas dan air. Kemudian gas akan dibuang menuju atmosfer sedangkan butana di *recycle* ke dalam reaktor untuk dijadikan sebagai bahan baku, kemudian selanjutnya dilakukan proses pemurnian asam asetat dalam kolom distilasi sehingga didapatkan kadar kemurnian asam asetat sebesar 99% dan *Yield* yang dihasilkan sebesar 75-

80%. Reaksi proses pembentukan asam asetat dinyatakan sebagai berikut:

Reaksi:



Spesifikasi proses produksi asam asetat dijelaskan pada Tabel 1.5 sebagai berikut:

Tabel 1.5 Spesifikasi Proses Produksi Asam Asetat

Kriteria	Oksidasi N-butana	Oksidasi Asetaldehid	Karbonilasi Metanol
Bahan Baku	N-butana dan O ₂	Etanol	Metanol dan CO
Yield (%)	75-80	95	99
Suhu (°C)	300-400	60-80	250
Tekanan (atm)	5-10	3-10	650
Limbah	CH ₃ COOH dan H ₂ O	Aseton, CO ₂ , H ₂ O	Metanol dan H ₂ O
Katalis	Mangan Asetat	Cobalt	Rhodium

1.3.4. Dasar Pemilihan Proses Produksi

Berdasarkan dengan keterangan tabel serta beberapa pertimbangan terkait pemilihan proses produksi asam asetat maka dipilih proses oksidasi n-butana dikarenakan proses ini memiliki beberapa keuntungan, diantaranya:

1. Prosesnya tidak terlalu rumit.
2. Memiliki persentase kemurnian hingga 99%.
3. Menghasilkan produk samping yang masih memiliki nilai ekonomis tinggi ketika dijual kembali.

4. Mampu untuk meningkatkan nilai ekonomis dari N-butana untuk bahan kimia selain bahan bakar.

1.3.5. Kegunaan Produk

Produk asam asetat telah banyak digunakan dalam kebutuhan industri, diantaranya adalah:

1. Industri Etil Asetat sebagai bahan baku utama, dimana untuk dapat memproduksi 1 ton etil asetat diperlukan kurang lebih 680 kg asam asetat.
2. Dapat digunakan sebagai vinil asetat yang dapat digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi senyawa polivinil asetat.
3. Sebagai bahan baku pembuatan asam asetat anhydride yang berguna sebagai zat untuk memproduksi fiber selulosa asetat dan plastik.
4. Sebagai bahan baku utama dalam industri asam cuka.

Dari beberapa kegunaan diatas, asam asetat juga digunakan sebagai bahan setengah jadi untuk membuat bahan-bahan kimia seperti vinil asetat, selulosa asetat, asam asetat anhydride, maupun chloro asetat.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditunjukkan untuk dapat mengetahui apakah reaksi tersebut bersifat eksotermis atau endotermis dan reaksi berlangsung searah atau berlawanan arah. Untuk penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat diketahui dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada suhu 298 K. Untuk reaksi pembentukan asam asetat dengan proses oksidasi n-butana dicantumkan pada persamaan (1.7). Harga ΔH°_f masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.6 yang bersumber dari (Yaws, 1990).

Tabel 1.6 Harga ΔH°_f Tiap Komponen

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)
Oksigen (O_2)	0
N-butana (C_4H_{10})	-126
Air (H_2O)	-241
Asam Asetat (CH_3COOH)	-434

Berdasarkan Tabel 1.6 dengan nilai harga ΔH°_f pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai *enthalpy*.

- *Enthalpy* reaksi utama dengan persamaan (1.7)

$$\Delta H^\circ_f = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.8)$$

$$\Delta H^\circ_f = (\Delta H^\circ_f CH_3COOH + \Delta H^\circ_f H_2O) - (\Delta H^\circ_f C_4H_{10} + \Delta H^\circ_f O_2)$$

$$\Delta H^\circ = 2(-434,84 \text{ kJ/mol}) + (-241,8 \text{ kJ/mol}) - ((-126,15 \text{ kJ/kmol}) + 5/2(0 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H^\circ = -985,330 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan dengan perhitungan diatas, dapat disimpulkan bahwa reaksi antara butana dengan oksigen menjadi asam asetat sifatnya eksotermis atau menghasilkan panas yang berlebih karena bernilai negatif (-), sehingga memerlukan pengendalian panas agar tidak terjadi *overheat*.

Tujuan menentukan energi Gibbs adalah untuk dapat mengetahui apakah reaksi tersebut berlangsung *reversible* atau *irreversible*. Harga energi Gibbs masing-masing komponen tertera pada Tabel 1.7 yang bersumber dari (Yaws, 1990).

Tabel 1.7 Harga ΔG°_f Tiap Komponen

Komponen	ΔG°_f 298K(kJ/mol)
Oksigen (O ₂)	0
Butana (C ₄ H ₁₀)	-15,90
Air (H ₂ O)	-237
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	-382

Berdasarkan Tabel 1.7 dengan nilai harga energi *Gibbs* pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai energi *Gibbs*.

- Energi *Gibbs* reaksi utama dengan persamaan (1.7)

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.9)$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_f \text{ CH}_3\text{COOH} + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{10} + \Delta G^\circ_f \text{ O}_2)$$

$$\Delta G^\circ = 2(-382,90 \text{ kJ/mol}) + (-237,13 \text{ kJ/mol}) - (-15,9 \text{ kJ/mol}) + 5/2(0 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ = -987,030 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -987,03 \text{ J/mol}$$

Nilai harga energi *Gibbs* yang didapatkan adalah (-), sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi yang terjadi berlangsung secara *irreversible* (reaktan akan menjadi produk, dan reaktan yang bereaksi tidak akan kembali menjadi reaktan). Reaksi berlangsung secara spontan dan searah, sehingga hanya membutuhkan sedikit energi.

1.4.4 Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui beberapa faktor yang dapat mempengaruhi laju reaksi kimia, seperti laju kinetika.

Kecepatan reaksi pembentukan asam asetat dari n-butana dan oksigen secara kinetika adalah:

$$k_1 = e^{\frac{-E}{RT}} \quad (1.10)$$

$$k_1 = 7,23 \cdot \exp(-20500/RT)$$

$$k_1 = 3,524 \cdot 10^{13} \text{ m}^{1,5} \text{ s}$$

Dimana:

R = 8,314 kJ/kmol K (konstanta gas ideal)

T = Suhu Operasi

$$A_{\text{Butana}} = 7,23 \times 10^{15} \text{ m}^3/2 \text{ mol}^{-1/2} \text{ s}^{-1} \text{ (frekuensi faktor tumbukan)}$$

$$E_{\text{Butana}} = 205 \text{ kJ mol}^{-1}$$

(Ferrer et al., 1983)

Laju reaksi kimia merupakan ukuran kecepatan terjadinya suatu reaksi kimia, pada proses pembentukan asam asetat dengan oksidasi N-butana dapat disimpulkan dengan laju reaksi kimia sebagai berikut:

$$-r_A = k \cdot C_A \quad (1.11)$$

$$-r_A = (3,91) \cdot (0,008)$$

$$-r_A = 0,031 \text{ kmol/L jam}$$

$$-r_A = 31,46 \text{ mol/Ls}$$

Dimana:

$$C_A = \text{N-butana di Reaktor}$$

$$k = \text{Konstanta Laju Reaksi}$$

$$-r_A = \text{Laju Reaksi Kimia}$$

Berdasarkan dengan nilai dari $-r_A$ yang didapatkan, dapat disimpulkan bahwa reaksi ini di kategorikan pada orde 2, kuadrat konsentrasi satu pereaksi atau hasil konsentrasi dari kedua pereaksi yang berbeda.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Untuk dapat memenuhi kualitas dari produk yang sesuai dengan capaian dan spesifikasi, maka diperlukan proses pembuatan asam asetat (CH_3COOH) dari butana (C_4H_{10}) dengan menggunakan proses oksidasi oksigen (O_2). Perancangan produk meliputi spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung serta pengendalian kualitas yang bersumber dari (Patent, 2012).

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan

Sifat Fisis	Asam Asetat	N-Butana	Mangan Asetat
Rumus molekul	CH_3COOH	C_4H_{10}	$\text{Mn}(\text{CH}_3\text{CO}_2)_2$
Berat molekul (g/gmol)	60,05	58,12	173
Fasa	cair	gas	padat
<i>Specific gravity</i>	1,04	0,6	1,58
Titik didih ($^{\circ}\text{C}$)	118	-1	210
Densitas (kg/m ³) (20 $^{\circ}\text{C}$)	1051	2,48	1589
Panas pembakaran (J/mol) (25 $^{\circ}\text{C}$)	-484	-125	
Panas pembekuan (J/mol) (25 $^{\circ}\text{C}$)	-374	-16.7	
Panas penggabungan (Kal/g)	46,68	19,16	
Tekanan (kPa)	5,74	3,77	
Suhu (K)	591	245	

2.2. Pengendalian Kualitas

Kualitas adalah salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh karena itu mempertahankan kualitas produk adalah salah satu hal yang penting untuk perusahaan. Dalam menjaga kualitas produk harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk yang memiliki kualitas yang dapat dipasarkan. Tujuan dilakukannya pemeriksaan produk adalah untuk menjaga stabilitas produk serta mengetahui proses produksi dapat berjalan dengan normal atau tidak. Apabila terjadi masalah dapat segera dilakukan pengendalian agar masalah tidak mejadi lebih besar sehingga dapat mengakibatkan kualitas produksi menurun.

2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku bertujuan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi tentu perlu adanya pengujian terhadap bahan baku. Hal ini bertujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan di dalam desain produksi. Pengujian yang akan dilakukan yaitu uji densitas, kemurnian, viskositas, dan lainnya.

2.2.2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk perlu dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Pengendalian kualitas dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Untuk memperoleh mutu produk standar diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*. Pengawasan dilakukan dari segi mutu bahan baku, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. Hal ini dianalisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.2.3. Pengendalian Proses

Pengendalian proses produksi dilakukan menggunakan alat kendali yang berpusat di *control room*, yang dilakukan dengan cara *automatic control* maupun manual dengan menggunakan indikator. Apabila dalam proses produksi terjadi penyimpangan indikator, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan seperti nyala lampu, *alarm*, dan sebagainya. Apabila hal tersebut terjadi, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan seperti kondisi semula. Adapun alat kontrol yang digunakan yaitu:

1. *Temperature Controller (TC)*

Alat kontrol yang dipasang didalam alat proses seperti reaktor dan *heat exchanger* yang bertujuan untuk mengontrol suhu dalam alat

proses. Apabila suhu yang digunakan tidak sesuai dengan kebutuhan proses, maka akan mempengaruhi proses produksi dan berpotensi menimbulkan kerusakan pada alat proses. Apabila suhu yang diinginkan tidak sesuai dengan suhu yang telah ditetapkan, maka sensor pada alat tersebut akan mengirimkan sinyal atau bunyi.

2. *Pressure Controller (PC)*

Alat yang digunakan untuk mengontrol tekanan pada alat proses. Alat kontrol akan bekerja apabila kondisi tekanan tidak sesuai dengan yang ditetapkan dengan ditandai berupa sinyal nyala lampu atau bunyi adanya deteksi berbahaya.

3. *Flow Controller (FC)*

Alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam *pipe line* atau unit proses. Pengukuran kecepatan aliran dalam pipa diatur sesuai aliran *output* dari alat.

4. *Level Indicator (LI)*

Alat yang digunakan sebagai penunjuk ketinggian (*level*) bahan dalam aliran yang sifat fisisnya cairan.

5. *Level Controller (LC)*

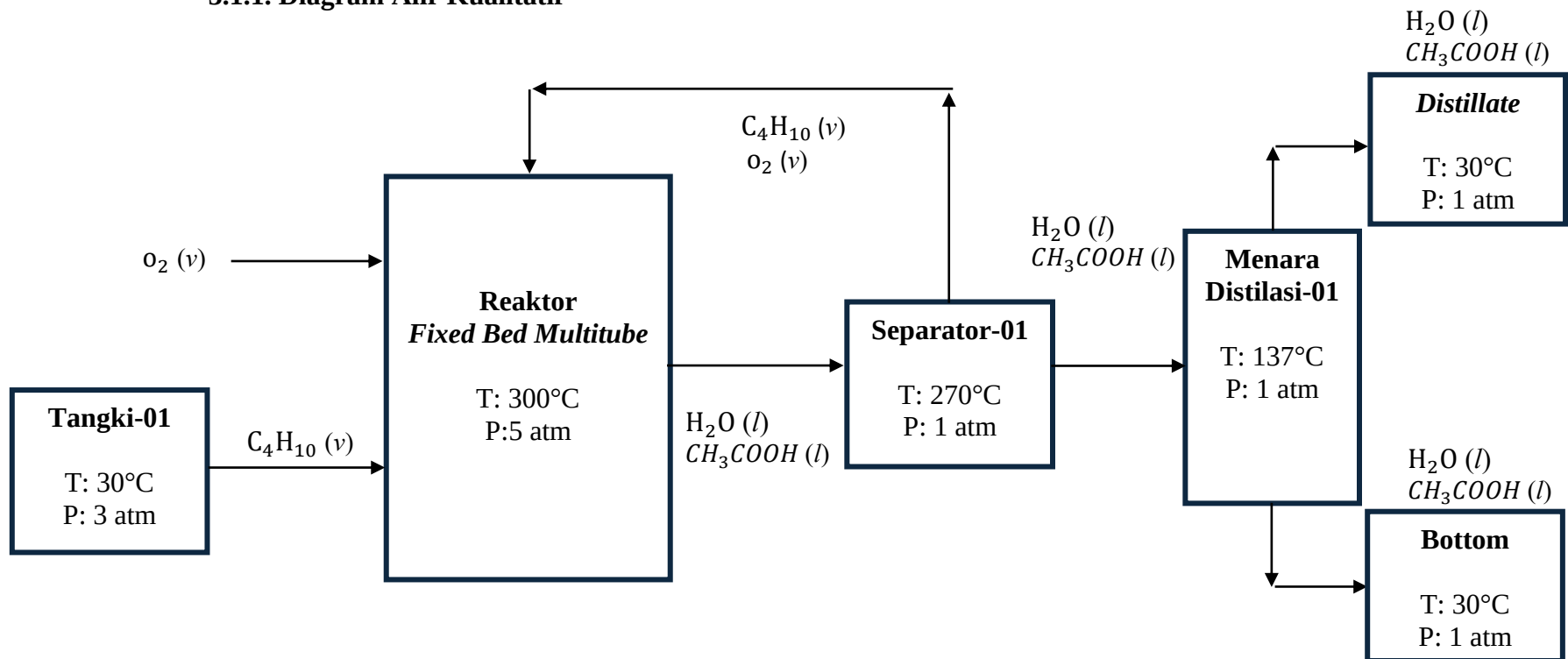
Alat yang digunakan untuk mengukur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat supaya tetap pada permukaan. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan menggunakan sebuah *control valve* dengan cara mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

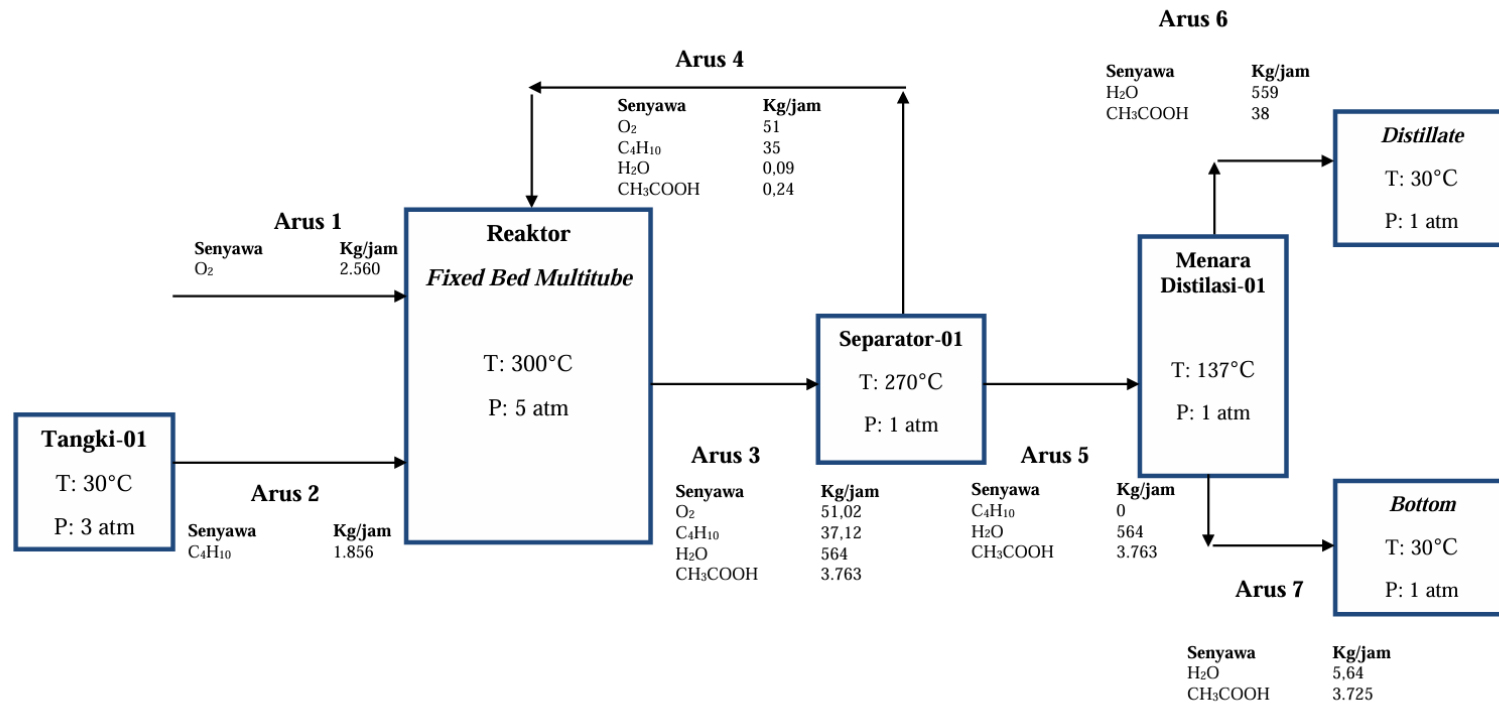
3.1. Diagram Alir Proses

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2. Uraian Proses

Proses pembuatan asam asetat pada perancangan ini menggunakan bahan baku N-butana dalam bentuk gas yang melalui proses oksidasi dengan oksigen yang menggunakan bantuan katalisator yaitu mangan asetat. Proses pembuatan asam asetat digolongkan menjadi 3 tahapan, yaitu:

1. Proses Persiapan Bahan Baku.
2. Proses Produksi.
3. Proses Pemisahan dan Pemurnian.

3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Bahan baku utama yang digunakan yaitu N-butana dalam kondisi gas dengan suhu 30°C dan tekanan sebesar 3 atm disimpan didalam tangki penyimpanan (T-01). Kemudian N-butana dialirkan dengan menggunakan blower menuju reaktor *Fixed Bed Multitube* dengan melewati *Heat Exchanger* (HE-02) yang bertujuan untuk menaikkan suhu sampai 300°C dan tekanan 5 atm. Udara melalui proses penyaringan menggunakan *air filter* dan *membrane* pemisah gas untuk menghasilkan oksigen dengan kemurnian yang lebih tinggi.

3.2.2 Proses Produksi

Pada aliran arus yang keluar dari *Heat Exchanger* (HE-02) berisi N-butana masuk kedalam reaktor *Fixed Bed Multitube* yang berisi

katalisator mangan asetat. Bahan baku oksigen disemprotkan dengan tekanan 5 atm yang bereaksi dengan N-butana dalam fase gas-gas, sehingga dari reaksi tersebut mampu menghasilkan asam asetat dan air dalam bentuk uap. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor *Fixed Bed Multitube* dengan pendingin *Dowtherm A*, dikarenakan reaksi yang berlangsung didalam reaktor bersifat eksotermis dan menghasilkan panas dengan suhu yang tinggi. Reaktor ini beroperasi secara *isothermal*. Suhu pada reaksi tersebut dipertahankan sekitar 300°C untuk mempertahankan reaksi tetap berlangsung dalam fase gas-gas sehingga mampu untuk mempertahankan *yield* pada kondisi yang diinginkan, dengan cara mengalirkan fluida pendingin yaitu *Dowtherm A* yang disirkulasikan didalam *shell*. Suhu keluar reaktor sebesar 300°C. Panas yang dihasilkan dari proses reaksi sebesar 61,81°C, sehingga penggunaan *Dowtherm A* cocok untuk pendingin pada reaktor.

3.2.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Asam asetat dan air yang merupakan hasil reaksi dari reaktor berbentuk uap dialirkan menggunakan pompa menuju *Condenser Partial* (CD-01) untuk diubah fasenya menjadi cair. Selanjutnya produk yang dialirkan dari *Condenser Partial* (CD-01) dialirkan menuju Separator (SP-01) untuk memisahkan antara komponen cair

dan gas. Setelah dipisahkan menggunakan Separator (SP-01), senyawa N-butana sisa dan oksigen sisa yang berwujud gas kemudian di *recycle* kembali untuk digunakan sebagai bahan baku.

Senyawa asam asetat dan air yang keluar dari Separator (SP-01) kemudian dialirkan melewati *Cooler* (CL-01) untuk menyesuaikan suhu yang masuk menuju Menara Distilasi (MD-01) kemudian dipisahkan sebagai komponen *Distillate* dan *Bottom* berdasarkan dengan perbedaan titik didih masing-masing komponen. Komponen yang titik didihnya lebih rendah akan menguap terlebih dahulu dibandingkan dengan komponen yang memiliki titik didih lebih tinggi. Hasil *distillate* dari Menara Distilasi (MD-01) adalah air dan hasil *bottom* adalah asam asetat. Hasil *bottom* yang merupakan produk berupa asam asetat dimasukkan kedalam Tangki penyimpanan (T-02). Sementara itu hasil *distillate* yaitu air yang masih mengandung sedikit asam asetat dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

3. 3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Nama	Reaktor
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan O_2 dengan C_4H_{10}
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Stell SA-283</i>
Katalis	<i>Manganese Acetat</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	5
Suhu ($^{\circ}C$)	300
Jenis Pendingin	<i>Dowthem A</i>
Suhu masuk ($^{\circ}C$)	100
Suhu keluar ($^{\circ}C$)	220
m pendingin (kg/jam)	6.626
Spesifikasi Tube	
Jumlah tube (buah)	63
Panjang pipa (m)	6,75
Idt (m)	0,05
Odt (m)	0,07
Susunan	<i>Triangular Pitch</i>
Material	<i>Carbon Stell SA-283</i>
<i>Pitch</i> (m)	0,08
<i>Clearence</i> (m)	0,02
Tebal Tube (m)	0,004
Spesifikasi Shell	
IDs (m)	1,8
Ods (m)	2
Ts (in)	0,20
Material	<i>Carbon Stell SA-283</i>
Spesifikasi Head	
Bentuk	<i>Flanged & Standart Dished Head</i>
tH (m)	0,004

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)

hH (m)	0,18
icr (m)	0,10
r (m)	1,52
sf (m)	0,07
Tinggi total reaktor (m)	7,68
Bobot Katalis	
W (kg)	1.743
Volume katalis (m ³)	1
Harga Total Reaktor	
Harga reaktor (\$)	27.100

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Separator (SP-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi Separator

Nama	Separator
Kode	SP-01
Fungsi	Memisahkan gas O ₂ dan C ₄ H ₁₀ dengan cairan H ₂ O dan CH ₃ COOH
Jumlah (unit)	1
Tipe	<i>Vertical Separator</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Stell SA-283</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	270
Konstruksi Separator	
Tinggi separator (m)	1,34
Diameter separator (m)	0,92

Tabel 3.2 Spesifikasi Separator (Lanjutan)

Tinggi <i>head</i> (m)	0,21
Tebal <i>head</i> (m)	0,19
Tebal <i>shell</i> (m)	0,19
Waktu tinggal cairan (menit)	5
Harga	
USD (\$)	11.300

2. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi

Nama	Menara Distilasi
Kode	MD-01
Fungsi	Memisahkan H ₂ O sebagai distilat dan CH ₃ COOH sebagai <i>bottom</i> (produk)
Jumlah (unit)	1
Tipe	<i>Sieve Tray</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Stell SA-283</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi (°C)	137
Tekanan (atm)	2,35
Suhu Distilat (°C)	151
Suhu <i>Bottom</i> (°C)	137
Bahan dan Konstruksi	
Diameter (m)	1,14
Tinggi (m)	10
Tebal <i>shell</i> (m)	0,006
Tebal <i>head</i> (m)	0,008
Jumlah <i>plate</i> (buah)	26
Tebal <i>tray</i> (m)	0,19
Diameter <i>hole</i> (m)	0,19
Jumlah <i>hole</i> (buah)	1191
Harga	
USD (\$)	35.500

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01)

Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Nama	Tangki N-butana
Kode	T-01
Fungsi	Penyimpanan bahan baku gas C_4H_{10}
Jumlah (unit)	1
Tipe	<i>Underground Storage Tank</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	3
Suhu (°C)	30
Dimensi Tangki	
Volume Tangki (m ³)	2792,40
Diameter Tangki (m)	9,14
Tinggi Tangki (m)	4,65
Waktu Tinggal (hari)	15
Kapasitas (bbl)	3512,84
Jumlah (unit)	3
Harga	
USD (\$)	495

2. Tangki Penyimpanan Produk (T-02)

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Nama	Tangki Penyimpanan Produk
Kode	T-02
Fungsi	Menyimpan hasil <i>Bottom</i> (produk) dari Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk (Lanjutan)

Jumlah (unit)	16
Tipe	Silinder tegak dengan alas datar dan atap berbentuk <i>Conical Roof</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Dimensi Tangki	
Volume Cairan (m ³)	21030
Volume Tangki (m ³)	2039,62
Tinggi Shell (m)	16,46
Tinggi Head (m)	2
Tinggi Tangki (m)	18,19
Diameter Tangki (m)	18,29
Tebal Shell (in)	1
Tebal Head (in)	0,75
Waktu Tinggal (hari)	30
Harga	
USD (\$)	325

3. *Accumulator* (ACC-01)

Tabel 3.6 Spesifikasi *Accumulator*

Nama	<i>Accumulator</i>
Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung keluaran kondensor (CD01) pada Menara Distilasi (MD-01)
Jumlah (unit)	1
Tipe	Tangki silinder horizontal
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>

Tabel 3.6 Spesifikasi *Accumulator* (Lanjutan)

Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Konstruksi Tangki	
Kapasitas Tangki (ft ³)	1,07
Diameter Tangki (m)	0,02
Panjang Tangki (m)	1,30
Harga	
USD (\$)	440

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi

1. Pompa

Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03
Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan keluaran dari CD-01 ke SP-01	Mengalirkan keluaran dari SP-01 ke MD-01	Mengalirkan keluaran dari CL-02 ke T-02
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>
Jumlah	1	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kondisi Operasi			
Suhu Masuk (°C)	270	137	30
Tekanan Masuk	1	1	1
Tekanan Keluar	1	1	1
Spesifikasi Pompa			
Kapasitas (m ³ /jam)	4295,39	4171,92	3461,95
<i>Volumetric Rate</i> (ft ³ /s)	42,14	40,93	33,96
Kecepatan Aliran (ft/s)	477,80	464,06	385,09

Tabel 3.7 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Ukuran Pipa			
ID (in)	4,03	4,03	4,03
OD (in)	4,50	4,50	4,50
NPS (in)	4,00	4,00	4,00
Flow Area (In ²)	12,70	12,70	12,70
Efisiensi Pompa	46%	46%	0,46
Power Pump (HP)	9750,24	13420,82	7968,07
Power Motor (HP)	10	10	10
Harga (\$)	4672	4672	4672

2. Blower

Tabel 3.8 Spesifikasi Blower

Nama	<i>Blower-01</i>	<i>Blower-02</i>
Kode	BL-01	BL-02
Fungsi	Untuk mengalirkan Gas Oksigen menuju <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	Untuk mengalirkan Gas Butana menuju <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)
Jumlah (unit)	1	1
Tipe	Blower Sentrifugal	Blower Sentrifugal
Kapasitas (culft/menit)	9167,23	3669,34
power (HP)	6/49	6/49
USD (\$)	4672	4672

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Cooler

Tabel 3.9 Spesifikasi *Cooler*

Nama	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>
Kode	CL-01	CL-02
Fungsi	Menurunkan temperatur hasil keluaran Separator-1 menuju Menara Distilasi-01	Menurunkan temperatur hasil keluaran Menara Distilasi-01 menuju Tanki-02
Jumlah	1 alat	1 alat
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Jumlah <i>Tube</i> (buah)	66	185
Kondisi Operasi <i>Tube</i>		
Suhu Masuk (°C)	25	25
Suhu Keluar (°C)	40	40
Tekanan (atm)	1	1
Kondisi Operasi <i>Shell</i>		
Suhu Masuk (°C)	270	137
Suhu Keluar (°C)	139	30
Tekanan (atm)	1	1
<i>Cold Fluid: Tube</i>		
BWG	18	18
Idt (in)	0,90	0,90
Odt (in)	18	18
<i>Flow area (in²)</i>	0,26	0,26
<i>Passes</i>	2	4
<i>Hot Fluid: Shell</i>		
IDs (in)	13,25	27
<i>Baffle (in)</i>	7,95	16,2
<i>Passes</i>	2	2

Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler (Lanjutan)

A (ft ²)	311,02	871,79
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	143,69	150,90
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	2199,03	355,39
Rd	0,006	0,004
Rd min	0,0010	0,0010
USD (\$)	33512	47437

2. Heat Exchanger

Tabel 3.10 Spesifikasi Heat Exchanger-01

Nama	<i>Heat Exchanger-01</i>
Kode	H-01
Fungsi	Menaikkan temperatur Oksigen menuju Reaktor-01
Jumlah (unit)	1
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Jumlah Hairpins	35
Panjang Hairpins (ft)	12
Kondisi Operasi Annulus	
Suhu Masuk (°C)	30
Suhu Keluar (°C)	149
Tekanan (atm)	1
Kondisi Operasi Inner pipe	
Suhu Masuk (°C)	300
Suhu Keluar (°C)	270
Tekanan (atm)	1
Cold Fluid: Annulus	
IPS (in)	6
Flow Area (in ²)	3,14

Tabel 3.10 Spesifikasi *Heat Exchanger-01* (Lanjutan)

OD (in)	6,63
ID (in)	6,07
Surface Area (ft ² /ft)	1,73
Hot Fluid: Inner pipe	
IPS (in)	4
Flow Area (in ²)	7,88
OD (in)	4,50
ID (in)	4,03
Surface Area (ft ² /ft)	1,18
A (ft ²)	248
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)	28,94
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)	31,20
Rd	0,0025
Rd min	0,0010
USD (\$)	2198

Tabel 3.11 Spesifikasi *Heat Exchanger-02*

Nama	<i>Heat Exchanger-02</i>
Kode	HE-02
Fungsi	Menaikkan temperatur n-Butana menuju Reaktor-01
Jumlah	1
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah Tube	118
Kondisi Operasi Tube	
Suhu Masuk (°C)	30
Suhu Keluar (°C)	300
Tekanan (atm)	1
Kondisi Operasi Shell	
Suhu Masuk (°C)	300
Suhu Keluar (°C)	250
Tekanan (atm)	1

Tabel 3.11 Spesifikasi *Heat Exchanger-02* (Lanjutan)

<i>Cold Fluid: Tube</i>	
BWG	18
IDt (in)	0,90
ODt (in)	1
<i>Flow area (in²)</i>	0,26
<i>Passes</i>	2
<i>Hot Fluid: Shell</i>	
IDs (in)	17,25
<i>Baffle (in²)</i>	10,35
<i>Passes</i>	1
A (ft ²)	741
Ud (Btu/hr ft ² F)	31,16
Uc (Btu/hr ft ² F)	33,90
Rd	0,0026
Rd min	0,0010
USD (\$)	4975

3. *Reboiler*

Tabel 3.12 Spesifikasi *Reboiler*

Nama	Reboiler
Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan H ₂ O yang keluar dari MD-01 sebagai hasil bawah
Jumlah (unit)	1
Tipe	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Dimensi Reboiler	
Luas Transfer Panas (m ²)	72
Aliran Fluida <i>Shell</i>	Fluida Dingin
Aliran Fluida <i>Tube</i>	Fluida Panas

Tabel 3.12 Spesifikasi *Reboiler* (Lanjutan)

<i>Inside Shell</i> (m)	0,54
<i>Inside Tube</i> (m)	0,017
<i>Outside Tube</i> (m)	0,019
Jumlah Pipa (buah)	246
Jumlah Pass	4
Susunan Pipa	<i>Square Pitch</i>
Panjang <i>Tube</i> (m)	4,88
Beban Panas (Kj/jam)	7750718
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	
H_o (Btu/ft ² .jam.F)	14347
H_{io} (Btu/ft ² .jam.F)	260
U_c (Btu/ft ² .jam.F)	255
U_d (Btu/ft ² .jam.F)	53,63
R_d (Btu/ft ² .jam.F)	0,02
R_d Minimum (Btu/ft ² .jam.F)	0,003
<i>Pressure Drop Shell</i> (atm)	0,69
<i>Pressure Drop Tube</i> (atm)	0,11
Harga	
USD (\$)	24.975

4. *Condenser*

Tabel 3.13 Spesifikasi *Condensor Partial*

Nama	<i>Condensor Partial</i>
Kode	CD-01
Fungsi	Mengubah keluaran fase gas dari reaktor menjadi cairtran
Jumlah	1
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jumlah <i>Hairpins</i> (buah)	3
Panjang <i>Hairpins</i> (ft)	12

Tabel 3.13 Spesifikasi *Condensor Partial* (Lanjutan)

Spesifikasi Alat	
A (ft ²)	19,40
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)	215
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)	465
Rd	0,002
Rd min	0,001 - 0,002
<i>Cold Fluid</i>	
IPS (m)	0,10
Flow Area (m ²)	3,14
OD (m)	0,11
ID (m)	0,15
Surface Area (ft ² /ft)	1,73
<i>Hot Fluid</i>	
IPS (m)	0,10
Flow Area (m ²)	0,005
OD (m)	0,11
ID (m)	0,10
Surface Area (ft ² /ft)	1,17
Harga	
USD (\$)	91200

Tabel 3.14 Spesifikasi *Condensor*

Nama	<i>Condensor</i>
Kode	CD-02
Fungsi	Mengembunkan hasil uap atas dari Menara Distilasi
Jumlah	1
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Spesifikasi Alat	
A (m ²)	772
Ids (m)	0,94

Tabel 3.14 Spesifikasi *Condensor* (Lanjutan)

Id tube (m)	0,001
Od tube (m)	0,01
Jumlah Pipa (buah)	246
Susunan Pipa	<i>Square Pitch</i>
Panjang Tube (m)	4,87
Beban Panas (Btu/jam)	8627539
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	
ho (Btu/jam.ft ² .°F)	814582357
hio (Btu/jam.ft ² .°F)	139
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)	139
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)	42,68
Rd (Btu/jam.ft ² .°F)	0,01
Rd min (Btu/jam.ft ² .°F)	0,01
<i>Pressure Drop Shell</i> (atm)	0,01
<i>Pressure Drop Tube</i> (atm)	1,9
Harga	
USD (\$)	91200

3.4 Neraca Massa

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa pada proses produksi asam asetat melalui proses oksidasi butana dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun, maka jumlah asam asetat yang dihasilkan dapat dihitung melalui konversi sebagai berikut:

$$30.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \cdot \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \cdot \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 3.787 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

3.4.1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.15 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
O ₂	2.560	0	51,02
C ₄ H ₁₀	0	1.856	37,12
H ₂ O	0	0	564
CH ₃ COOH	0	0	3.763
Total	2.560	1.856	4.416

3.4.2. Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel 3.16 Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
O ₂	51,02	51	0
C ₄ H ₁₀	37,12	35	1,21
H ₂ O	564	0,09	564
CH ₃ COOH	3.763	0,24	3.763
Total	4.416	87	4.329

3.4.3. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.17 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
O ₂	0	0	0
C ₄ H ₁₀	0	0	0
H ₂ O	564	559	5,64
CH ₃ COOH	3.763	37	3.725
Total	4.327	596	3.731

3.5 Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.18 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Q masuk (kJ/jam)		Q keluar (kJ/jam)	
	5 (gas)	Q Pendingin	6(gas)	Panas Reaksi
O ₂	647725		12954	
C ₄ H ₁₀	510245		10204	
H ₂ O	0		289992	
CH ₃ COOH	0		812489	
Sub Total	1157970	78028	1125641	-110357
Total	1235999		1235999	

3.5.2. Neraca Panas Separator (SP-01)

Tabel 3.19 Neraca Panas Separator (SP-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
		8 (Gas)	9 (Cair)
O ₂	13980	13980	0
C ₄ H ₁₀	20332	20332	0
H ₂ O	287379	0	287379
CH ₃ COOH	1583633	0	1583633
Sub Total	1905325	3413	1871012
Total	1905325	1905325	

3.5.3. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.20 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
<i>Feed</i>	926151	0
<i>Distilat</i>	0	109388
<i>Bottom</i>	0	1058444
<i>Reboiler</i>	1361993	0
<i>Condensor</i>	0	1120312
Total	2288144	2288144

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Berdasarkan dengan geografi, dalam penentuan pendirian lokasi pabrik perlu mempertimbangkan aspek produksi dan distribusi, karena hal tersebut merupakan penunjang dalam keberlangsungan pabrik yang akan didirikan. Keputusan dalam menentukan lokasi pabrik tentunya akan mempengaruhi efisiensi operasional, keuntungan dan keberlanjutan usaha bisnis dalam jangka panjang. Lokasi pabrik asam asetat dalam proses perencanaannya akan didirikan di daerah Indramayu, Jawa Barat. Terdapat beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik, diantaranya:

4.1.1. Keterjangkauan Bahan Baku

Bahan baku merupakan komponen utama dalam pembentukan produk, tanpa adanya bahan baku, produk tidak akan menjadi hasil akhir yang diinginkan. Ketersediaan bahan baku sangatlah penting, pabrik yang ingin didirikan perlu dekat dengan sumber bahan baku untuk mengurangi biaya transportasi dan memastikan kelancaran pasokan. Lokasi pemasok bahan

baku N-Butana berasal dari PT. Pertamina RU VI Balongan, Indramayu.

4.1.2. Keterjangkauan Pemasaran Produk

Target utama dari produksi asam asetat ini adalah untuk menekan kebutuhan impor dalam negeri yang cukup besar. Pemilihan lokasi pabrik yang strategis dengan sarana transportasi darat maupun laut menjadi pilihan yang tepat untuk dapat mempermudah proses distribusi di dalam negeri.

4.1.3. Ketersediaan Energi dan Sumber Daya

Kebutuhan akan sarana utilitas sangatlah penting untuk keberlangsungan pabrik ini, maka dari itu utilitas merupakan salah satu aspek penunjang untuk kebutuhan produksi sehingga penentuan lokasi pabrik harus dekat dengan ketersediaan energi dan sumber daya, contohnya seperti ketersediaan air, listrik, system pengolahan limbah dan sistem telekomunikasi. Tidak hanya kebutuhan produksi, tetapi kebutuhan akan fasilitas kesehatan dan transportasi harus tersedia dengan baik.

4.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja mencakup seluruh sumber daya manusia yang tersedia untuk bekerja dan merupakan aspek penting dalam proses produksi untuk mencapai keberhasilan perusahaan. Dengan adanya pendirian pabrik ini, diharapkan dapat menyerap tenaga kerja yang ada di lingkungan sekitar pabrik atau daerah lain, serta dapat meningkatkan taraf hidup.

4.1.5. Kondisi Geografis dan Sosial

Keadaan Geografis dan Sosial dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor berikut, diantaranya:

a. Bencana Alam

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

b. Peraturan Pemerintah

Regulasi yang telah ditetapkan oleh pemerintah tentunya tidak bisa dilanggar dan harus patuh terhadap regulasi yang sedang berlaku, maka dari itu penentuan lokasi pabrik harus berdasarkan dengan regulasi pendirian pabrik yang telah ditetapkan oleh pemerintah dan memiliki akses yang mudah untuk proses produksi atau distribusi.

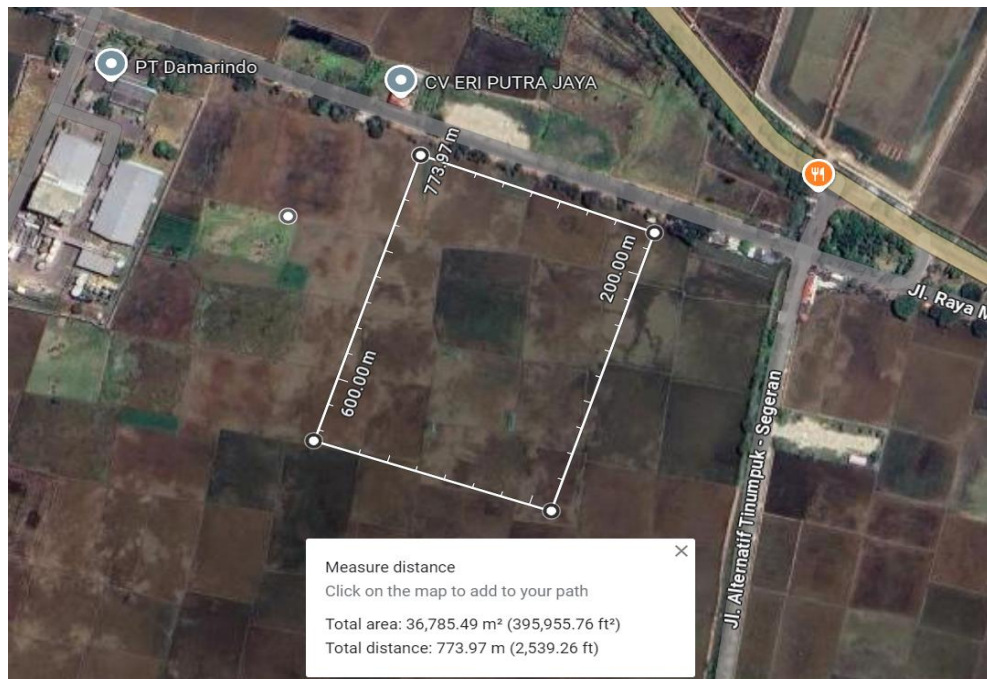
c. Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Sama hal nya dengan regulasi pabrik, izin dari masyarakat sekitar pabrik perlu dimiliki sebelum mendirikan pabrik, hal ini bertujuan untuk mengurangi kemungkinan adanya konflik antara pemilik pabrik dengan masyarakat yang tinggal di daerah tersebut.

d. Tersedia Peluang Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik untuk produksi jangka panjang, hal ini perlu dilakukan untuk mengantisipasi adanya peningkatan permintaan produk yang dihasilkan. Dengan demikian, pemilihan lokasi pabrik harus berada di daerah yang luas dan memadai.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, maka penentuan lokasi pabrik asam asetat dalam perencanaanya akan didirikan di daerah Indramayu, Jawa Barat. Lokasi dijelaskan pada Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Lokasi Perencanaan Pendirian Pabrik Asam Asetat

4.2. Tata Letak Pabrik (*Layout Plant*)

Tata letak pabrik atau *layout plant* merupakan seluruh tempat kedudukan yang ada di seluruh bagian pabrik yang mencakup fasilitas perkantoran atau administrasi, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung proses, fasilitas karyawan serta tempat lainnya yang mendukung kebutuhan produksi pabrik. Dalam perancangan tata letak pabrik harus dirancang sebaik mungkin agar kegiatan operasional produksi dapat berjalan dengan baik dan optimal dari segi ekonomi. Selain itu, faktor keamanan, keselamatan, dan kenyamanan pabrik harus terjamin demi menjaga seluruh aset yang dimiliki pabrik. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, diantaranya adalah:

a. Daerah Administrasi atau Perkantoran

Merupakan pusat kegiatan administrasi dan *financial* pabrik, serta salah satu tempat yang digunakan untuk mengurus segala kepentingan administrasi pabrik.

b. Daerah Proses

Merupakan tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Daerah ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan alat-alat proses dan ruang pengendalian (*control room*).

c. Daerah Instalasi dan Utilitas

Merupakan tempat yang menyediakan terkait kebutuhan penunjan proses produksi, contohnya seperti kebutuhan air, *steam* pemanas, air pendingin, listrik, dan bahan bakar.

d. Daerah Keamanan

Merupakan tempat untuk menyimpan peralatan keamanan untuk mengantisipasi dan meminimalisir dampak yang ditimbulkan apabila terjadi ledakan, kebakaran, kebocoran gas beracun dan hal-hal yang dapat membahayakan keselamatan jiwa.

e. Daerah Fasilitas Umum

Merupakan pusat fasilitas umum yang dikhususkan untuk kepentingan karyawan meliputi pusat kesehatan, tempat ibadah, kantin, dan parkir umum.

f. Daerah Pengolahan Limbah

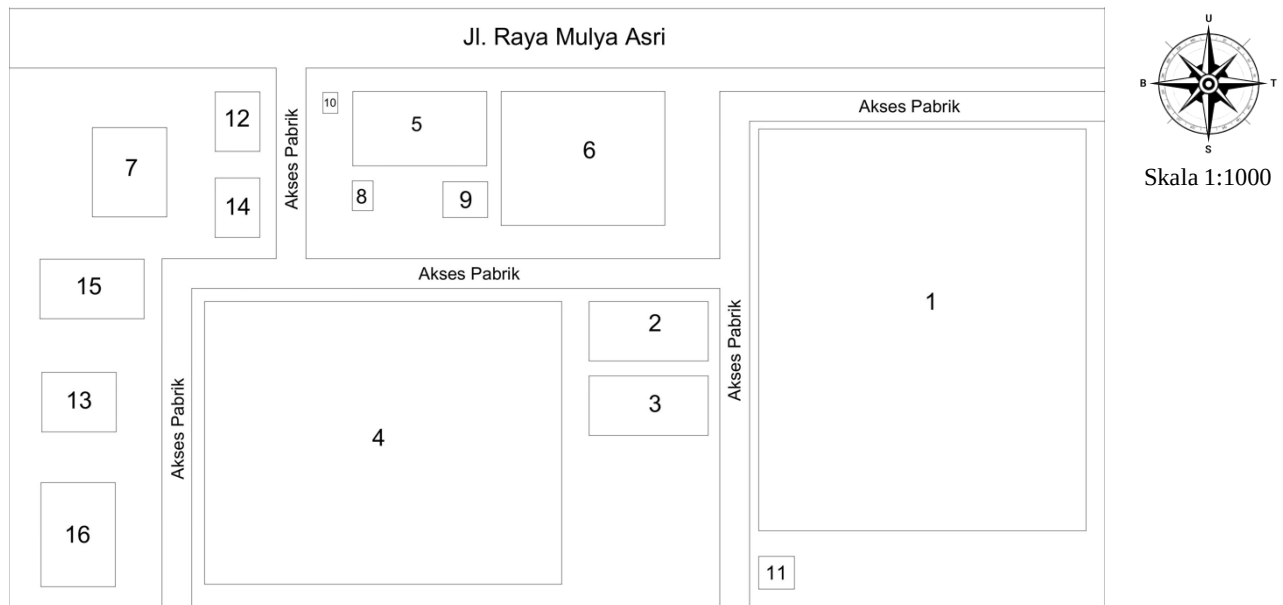
Aspek pelestarian lingkungan perlu diperhatikan dalam proses pengolahan limbah, oleh sebab itu sangatlah penting dalam mengatur pengolahan limbah guna menghindari kerusakan lingkungan akibat pencemaran limbah pabrik.

Perincian luas tanah dan bangunan pabrik, dijelaskan pada Tabel 4.1:

Tabel 4.1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
1	Area Proses	110	135	14.850
2	Are Kontrol Proses	40	20	800
3	Area Kontrol Utilitas	40	20	800
4	Utilitas	120	95	11.400
5	Kantor Utama	45	25	1.125
6	Laboratorium	55	45	2.475
7	Klinik	25	30	750
8	Kantin	7	10	70
9	Musholla	15	12	180
10	Pos Keamanan	5	7	35
11	Penyimpanan Produk	12	10	120
12	Parkiran Utama	15	20	300
13	Parkiran Truk	25	20	500
14	Parkiran Umum	15	20	300
15	Unit Pemadam Kebakaran	35	20	700
16	Area Perluasan	25	35	875
Total Luas Bangunan				35.280
Total Luas Tanah				36.785

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



Gambar 4.2 Rencana Tata Letak Pabrik Asam Asetat

4.3. Tata Letak Peralatan Proses

Tata letak peralatan proses pabrik dirancang dengan beberapa pertimbangan agar mendapatkan proses yang paling optimal demi menghasilkan produk yang optimum. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menghasilkan keuntungan ekonomi karena dapat memangkas biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan sangat efisien. Terdapat beberapa pertimbangan dalam mengatur tata letak peralatan proses diantaranya sebagai berikut:

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Penyaluran aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan kemudahan dalam proses produksi, sehingga hal

tersebut dapat menimbulkan keuntungan secara ekonomis dan meminimalisir terjadinya kecelakaan saat bekerja.

4.3.2. Sirkulasi Aliran Udara

Sirkulasi udara di sekitar area proses produksi harus dipastikan efisiensi dan kelancarannya. Tujuan pengadaan sirkulasi udara adalah untuk menghindari dan meminimalisir terjadinya stagnansi udara pada tempat tertentu, apabila terjadi stagnansi udara dapat menyebabkan penumpukan zat kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja.

4.3.3. Sumber Pencahayaan

Pencahayaan yang merata di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari, dikarenakan pabrik beroperasi selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, pencahayaan perlu diperlukan pada tempat-tempat tertentu yang memiliki resiko tinggi terhadap kecelakaan.

4.3.4. Mobilitas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas di area pabrik perlu diperhatikan dengan baik, supaya menghindari dan meminimalisir kecelakaan saat bekerja. Beberapa hal yang perlu diperhatikan seperti jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dipertimbangkan untuk mempermudah proses evakuasi apabila terjadi bencana alam atau kecelakaan pada saat bekerja.

4.3.5. Jarak Antar Alat Proses

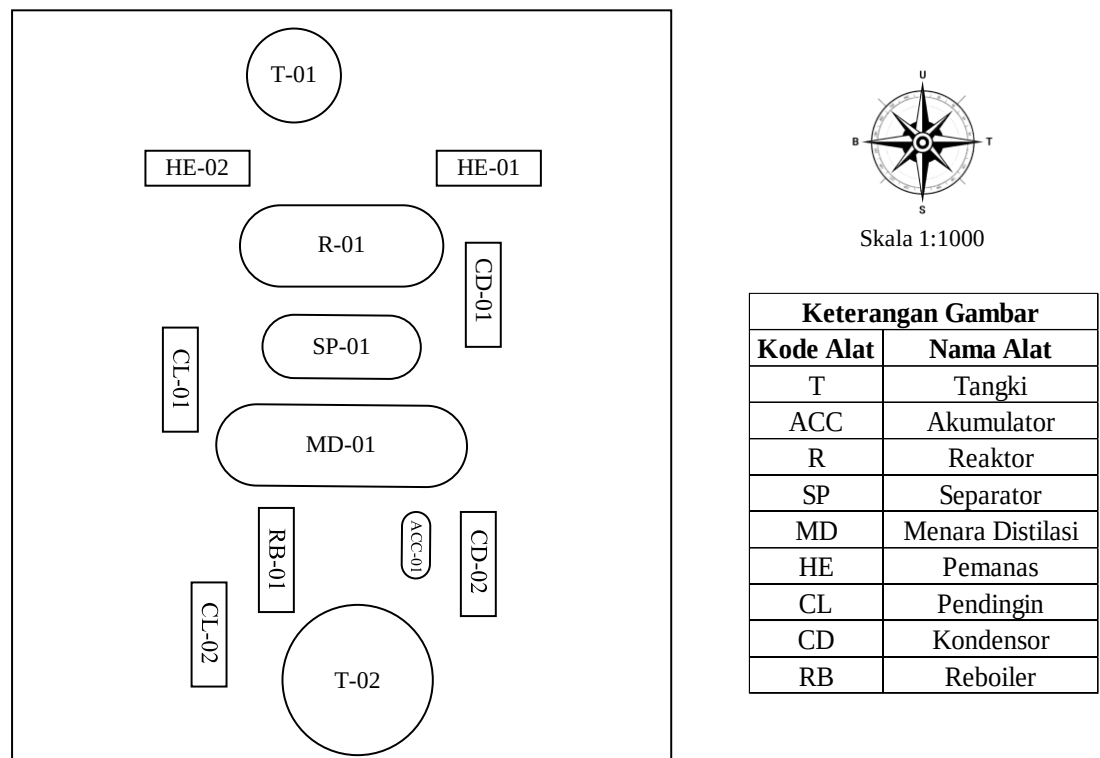
Dalam mengatur tata letak proses, perlu dipertimbangkan terkait jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara matang, terutama untuk alat-alat proses yang memiliki suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat proses tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus dan terpisah dari alat proses lainnya, supaya alat tersebut terhindar dari bahaya.

4.3.6. Pertimbangan Ekonomi

Tata letak alat proses yang disusun secara optimum bertujuan untuk meminimalisir terjadinya bahaya dan mampu meminimalisir biaya operasi sehingga mampu mendapatkan keuntungan secara ekonomi, namun harus tetap mengedepankan kesehatan dan keselamatan dalam bekerja.

4.3.7. Perluasan Area

Perencanaan pabrik yang akan didirikan harapannya memiliki tata letak yang mampu dikembangkan dengan menambah unit peralatan apabila nantinya diperlukan kebutuhan terkait perluasan area pabrik.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan

Perencanaan dalam menentukan bentuk perusahaan pabrik pembuatan asam asetat adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan salah satu bentuk badan usaha yang memiliki status badan hukum yang resmi dan diakui oleh negara, modal tersebut terdiri dari saham-saham yang dimiliki oleh satu atau lebih pemegang saham. Saham merupakan surat berharga yang

dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut, dan orang yang memiliki saham secara langsung memberikan modal ke perusahaan yang berarti juga ikut memiliki perusahaan. Terdapat beberapa faktor dan pertimbangan dalam pemilihan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) sebagai berikut:

- a. Kelancaran produksi hanya bisa dipegang oleh pemimpin perusahaan karena tanggung jawab pemegang saham sangat terbatas.
- b. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup berpengalaman.
- c. Dapat dengan mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

4.4.2. Struktur Organisasi

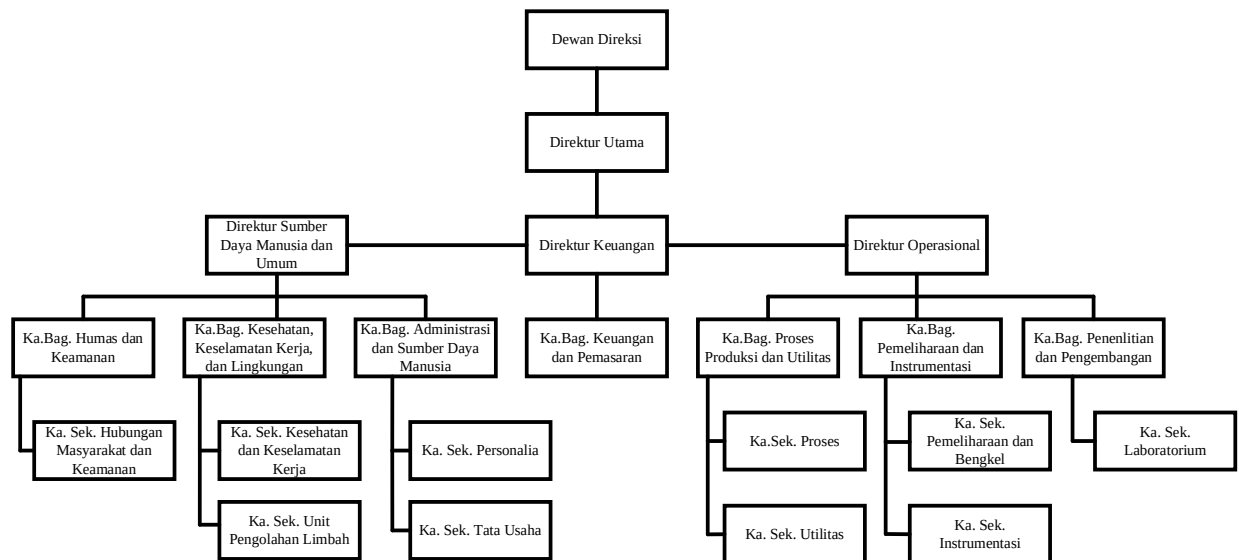
Untuk mencapai keberhasilan bersama, tentunya perlu memperhatikan aspek organisasi perusahaan yang digunakan, dengan adanya kelancaran komunikasi, keterbukaan dan kenyamanan akan memperbesar peluang keberhasilan tersebut. Untuk mencapai struktur organisasi yang jelas, perlu memperhatikan beberapa pedoman, diantaranya:

- a. Memiliki target dan tujuan perusahaan yang terstruktur.

- b. Bertanggung jawab dan kesatuan perintah.
- c. Organisasi perusahaan yang efektif dan fleksibel.

Dengan mengedepankan prinsip diatas, peluang dalam menerapkan *system line and staff* akan berjalan dengan baik, dimana garis kekuasaan lebih sederhana.

4.4.3. Tugas dan Wewenang



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

a. Dewan Direksi

Dewan direksi merupakan penanggung jawab utama dalam kebijakan strategis perusahaan dan berperan besar dalam mengurus kepentingan perseroan seperti investasi, pengembangan produk, dan strategi dalam pemasaran.

b. Direktur Utama

Direktur utama berperan dalam mengarahkan organisasi secara keseluruhan, memimpin eksekutif, dan memastikan bahwa perusahaan mengikuti kebijakan yang telah ditetapkan oleh dewan direksi.

c. Direktur Keuangan

Direktur keuangan memiliki peran penting dalam mengelola perencanaan anggaran, rekapitulasi keuangan, dan analisa ekonomi perusahaan.

d. Direktur Operasional

Direktur operasional berperan dalam mengawasi hasil produksi, logistik, dan semua hal yang sifatnya operasional serta berperan aktif dalam memastikan efisiensi proses produksi, kontrol biaya, serta kualitas produk.

e. Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktur sumber daya manusia dan umum bertugas sebagai pengelola sumber daya manusia serta mengelola seluruh aspek yang berkaitan dengan pengelolaan organisasi dan tenaga kerja.

f. Kepala Bagian

Kepala bagian secara umum bertugas untuk mengelola, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan yang telah ditetapkan berdasarkan dengan garis-garis

yang diberikan oleh pemimpin perusahaan. Kepala bagian memiliki tanggung jawab kepada masing-masing Direktur, kemudian Kepala Bagian terdiri dari:

- Kepala Bagian Proses Produksi dan Utilitas

Bertanggung jawab dalam mengelola kegiatan proses produksi pabrik, penyediaan bahan baku, dan kebutuhan utilitas. Bertugas untuk mengelola seluruh kegiatan teknis perusahaan di bagian proses produksi, manajemen resiko, peningkatan proses produksi, dan pengatur teknologi proses. Serta bertanggung jawab atas pengadaan peralatan yang dibutuhkan dalam proses produksi.

- Kepala Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam menjaga pemeliharaan fasilitas dan memastikan seluruh penunjang kegiatan produksi terlaksana dengan baik.

- Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam mengelola seluruh kegiatan yang bersifat penelitian yang bertujuan untuk mengembangkan dan memperoleh hal baru yang sifatnya menguntungkan untuk perusahaan. Serta mengelola kelayakan dan pengawasan mutu.

- Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bertugas dalam mengelola kegiatan promosi, pengadaan, dan

melakukan rekapitulasi keuangan dengan baik.

- Kepala Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab atas seluruh kegiatan yang mencakup tata usaha, personalia, dan tata kelola rumah tangga perusahaan.

- Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Bertanggung jawab atas menjamin keamanan dan kerukunan wilayah perusahaan yang berkaitan dengan pihak luar atau masyarakat sekitar perusahaan.

- Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan

Bertanggung jawab atas seluruh keselamatan dalam proses bekerja dan memastikan keamanan dalam bekerja untuk seluruh sumber daya manusia dalam perusahaan. Serta memastikan lingkungan sekitar pabrik bebas dan aman dari zat kimia berbahaya yang dapat merusak ekosistem lingkungan sekitar pabrik.

- Kepala Seksi

Kepala Seksi merupakan pelaksana utama dalam pekerjaan berdasarkan dengan strategi yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing ranah. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab penuh kepada Kepala Bidang.

4.4.4. Status Karyawan

Pembagian upah karyawan dikelompokkan berdasarkan dengan status, kedudukan karyawan, pembagian jam kerja, keahlian, meliputi aspek berikut:

a. Karyawan Tetap

Merupakan karyawan yang secara langsung terikat dengan perusahaan, serta telah memenuhi seluruh aspek yang sudah menjadi standar dari perusahaan dan memiliki masa bakti dalam jangka waktu yang tidak terbatas.

b. Karyawan Tidak Tetap

Merupakan karyawan yang memiliki Batasan terkait ikatan perusahaan dan masa bakti dalam bekerja. Pembatasan ini ditetapkan dalam Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993.

4.4.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik pembuatan asam asetat direncanakan mampu beroperasi selama 330 hari dalam kurun waktu 1 tahun dan 24 jam dalam sehari. Hari libur yang sifatnya resmi berdasarkan dengan ketetapan pemerintah digunakan untuk kegiatan perbaikan, perawatan, dan *shut down*. Berdasarkan dengan pembagian jam kerja, karyawan dikelompokkan menjadi 2 golongan, diantaranya sebagai berikut:

a. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* memiliki tugas untuk menangani proses produksi secara langsung berdasarkan dengan system pembagian waktu kerja yang telah diatur dan disepakati oleh perusahaan, hal ini bertujuan untuk memaksimalkan proses produksi. Sistem ini diterapkan untuk perusahaan yang memiliki jam operasional produksi selama 24 jam. Karyawan *shift* biasanya terdiri dari operator produksi, teknisi, bagian pengadaan atau gudang, bagian keamanan, dan bagian yang berperan dalam menjaga keselamatan dan kesehatan bekerja. Sistem ini diterapkan secara bergantian. Kemudian untuk jam kerja *shift* karyawan dibagi menjadi 3 *shift*, dengan sistem pembagian sebagai berikut:

Shift Pagi (I) : 08:00-15:00

Shift Sore (II) : 15:00-23:00

Shift Malam (III) : 23:00-08:00

Tabel 4.2 Jadwal Kerja Setiap Regu

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

Keterangan:

A, B, C, D: Regu kerja *shift* | **1,2,3...**: Hari kerja ■: Hari libur | **I,II,III:** *Shift*

b. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak terlibat secara langsung dengan proses produksi dan beban kerja yang diterima oleh karyawan *non-shift* berbeda dengan karyawan *shift*. Jajaran karyawan *non-shift* terdiri dari Direktur dan Kepala Bagian. Dari segi jam kerja, tentunya karyawan *non-shift* memiliki perbedaan, mereka hanya bekerja selama 5 hari dalam 1 minggu, dengan pembagian waktu kerja dimulai pada pukul 08:00-16.00.

4.4.6. Jumlah Pekerja, Penggolongan Jabatan, Gaji dan Hak Karyawan

a. Jumlah Pekerja

Jumlah pekerja yang diperlukan untuk menjalankan perusahaan ini dicantumkan pada Tabel 4.3 sebagai berikut:

Tabel 4.3 Jumlah Karyawan Pabrik

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Direksi	1
2	Direktur Utama	1
3	Direktur Keuangan	1
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1
5	Direktur Operasional Teknik	1
6	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
7	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1
8	Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1
9	Ka. Bag. Keuangan dan Pemasaran	1
10	Ka. Bag. Proses Produksi dan Utilitas	1
11	Ka. Bag. Pemeliharaan dan Instrumentasi	1

Tabel 4.3 Jumlah Karyawan Pabrik (Lanjutan)

12	Ka. Bag. Penelitian dan Pengembangan	1
13	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat dan Keamanan	1
14	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
15	Ka. Sek Personalia	1
16	Ka. Sek. Tata Usaha	1
17	Ka. Sek. Proses	1
18	Ka. Sek. Utilitas	1
19	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
20	Ka. Sek. Instrumentasi	1
21	Ka. Sek. Laboratorium	1
22	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1
23	Karyawan Proses	4
24	Karyawan Utilitas	4
25	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4
26	Karyawan Penelitian	8
27	Karyawan Laboratorium	8
28	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6
29	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4
30	Karyawan Tata Usaha	5
31	Karyawan Personalia	5
32	Karyawan Hubungan Masyarakat	5
33	Karyawan Keamanan	10
34	Operator	25
35	Dokter	2
36	Perawat	4
37	Supir	6
38	Petugas Kebersihan	10
Total		132

b. Penggolongan Jabatan

Setiap jabatan dan struktur organisasi memiliki persyaratan yang berbeda-beda, dijelaskan pada Tabel 4.4 sebagai berikut:

Tabel 4.4 Prasyarat dan Jabatan

Jabatan	Prasyarat Minimal
Dewan Direksi	Sarjana (Pengalaman Min. 20 Tahun)
Direktur Utama	Sarjana (Pengalaman Min. 15 Tahun)
Direktur	Sarjana (Pengalaman Min. 10 Tahun)
Kepala Bagian	Sarjana (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Sekretaris	Sarjana atau Akademi Sekretaris
Karyawan dan Operator	D3 atau Sarjana Teknik
Dokter	Sarjana Kedokteran
Perawat	Sarjana Keperawatan
Supir	SMA (Memiliki SIM)
Petugas Kebersihan	SMA

c. Gaji Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur berdasarkan dengan tingkat pendidikan, status pekerja, dan tingkat golongan. Berikut rincian gaji karyawan dijelaskan pada Tabel 4.5 sebagai berikut:

Tabel 4.5 Jumlah Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Orang	Gaji/Bulan	Gaji/Tahun
1	Dewan Direksi	1	60.000.000	60.000.000	720.000.000
2	Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000	540.000.000
3	Direktur Keuangan	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
5	Direktur Operasional Teknik	1	30.000.000	30.000.000	360.000.000
6	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
7	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan, Lingkungan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi, Sumber Daya Manusia	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
9	Ka. Bag. Keuangan dan Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
10	Ka. Bag. Proses Produksi dan Utilitas	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
11	Ka. Bag. Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
12	Ka. Bag. Penelitian dan Pengembangan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
13	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat dan Keamanan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
14	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
15	Ka. Sek. Personalia	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
16	Ka. Sek. Tata Usaha	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
17	Ka. Sek. Proses	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
18	Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
19	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
20	Ka. Sek. Instrumentasi	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
21	Ka. Sek. Laboratorium	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
22	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
23	Karyawan Proses	4	8.000.000	32.000.000	384.000.000

Tabel 4.5 Jumlah Gaji Karyawan (Lanjutan)

24	Karyawan Utilitas	4	8.000.000	32.000.000	384.000.000
25	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4	8.000.000	32.000.000	384.000.000
26	Karyawan Penelitian	8	8.000.000	64.000.000	768.000.000
27	Karyawan Laboratorium	8	8.000.000	64.000.000	768.000.000
28	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6	8.000.000	48.000.000	576.000.000
29	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4	8.000.000	32.000.000	384.000.000
30	Karyawan Tata Usaha	5	8.000.000	40.000.000	480.000.000
31	Karyawan Personalia	5	8.000.000	40.000.000	480.000.000
32	Karyawan Hubungan Masyarakat	5	8.000.000	40.000.000	480.000.000
33	Karyawan Keamanan	10	4.500.000	45.000.000	540.000.000
34	Operator Proses Produksi	25	8.000.000	200.000.000	2.400.000.000
35	Dokter	2	10.000.000	20.000.000	240.000.000
36	Perawat	4	7.000.000	28.000.000	336.000.000
37	Supir	6	4.500.000	27.000.000	324.000.000
38	Petugas Kebersihan	10	4.000.000	40.000.000	480.000.000
Total		132	603.000.000	1.269.000.000	15.276.000.000

d. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan karyawan merupakan salah satu aspek penting yang harus diutamakan oleh perusahaan, tanpa adanya kesejahteraan yang didapatkan oleh karyawan, perusahaan akan mengalami gejolak konflik dan berpotensi mendapatkan hukuman dari instansi terkait. Kesejahteraan yang dijamin oleh perusahaan diantaranya sebagai berikut:

1. Tunjangan

Tunjangan bertujuan untuk mensejahterakan keadaan sosial karyawan, keseimbangan hidup, serta mampu meningkatkan loyalitas karyawan kepada perusahaan. Tunjangan yang diberikan oleh perusahaan terdiri dari:

- Gaji pokok berdasarkan dengan golongan karyawan.
- Jabatan yang diberikan berdasarkan dengan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan dengan jumlah jam kerja.

2. Cuti

Cuti merupakan hak yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan untuk tidak bekerja selama jangka waktu tertentu.

Cuti dikelompokkan menjadi 2 bagian, diantaranya:

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam kurun waktu 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit.

3. Jaminan Kesehatan

Berdasarkan dengan UU No. 40 tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional, perusahaan wajib menjamin kesehatan seluruh karyawan yang bekerja untuk perusahaan tersebut, jaminan yang diberikan oleh perusahaan diantaranya adalah:

- Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit dikarenakan aktivitas pekerjaan, nantinya ditanggung oleh perusahaan dengan peraturan yang berlaku.
- Biaya pengobatan karyawan yang menderita sakit diluar aktivitas pekerjaan dan tidak disebabkan oleh kecelakaan bekerja diatur berdasarkan dengan kebijakan perusahaan yang berlaku.

4. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan kepada karyawan oleh perusahaan apabila jumlah dari karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji

karyawan Rp. 1.000.000,00 per bulan. Kemudian fasilitas untuk memudahkan karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama melaksanakan pekerjaan diantaranya sebagai berikut:

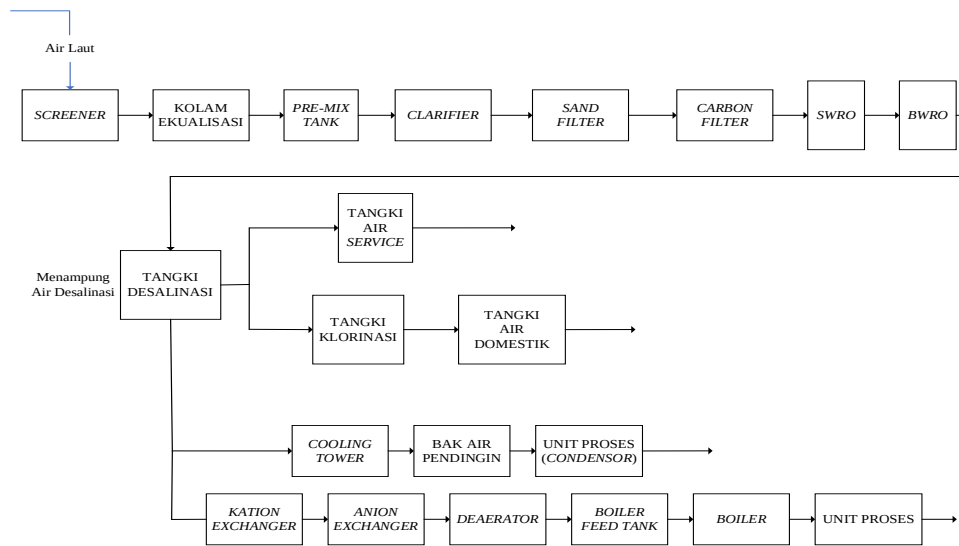
- Penyediaan alat transportasi yang memadai untuk sarana antar jemput karyawan.
- Sarana peribadatan, contohnya seperti masjid.
- Atribut perusahaan seperti seragam dan peralatan keselamatan dalam bekerja seperti *safety helmet*, *safety shoes*, *ear plug*, kacamata, *gas mask*, sarung tangan tahan panas.
- Fasilitas kesehatan seperti tersedianya klinik yang dilengkapi dengan tenaga medis yang handal. l

BAB V

UTILITAS

Untuk mencapai kelancaran dalam proses produksi di suatu pabrik, kebutuhan terkait fasilitas penunjang sangatlah diperlukan. Utilitas merupakan sarana penunjang yang sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi pada pabrik agar mampu berjalan sesuai dengan target dan harapan. Kebutuhan utilitas didalam sebuah pabrik terdiri dari berbagai komponen yang mendukung berbagai kebutuhan operasional pabrik, diantaranya terdiri dari:

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



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Pengolahan Air Pabrik Asam Asetat

5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air

5.1.1. Unit Penyediaan Air

Air adalah salah satu komponen penting baik sebagai bahan baku maupun penunjang yang sangat esensial dalam proses produksi. Unit pengadaan dan pengolahan air berperan sebagai penyedia kebutuhan air yang digunakan untuk semua aktivitas didalam pabrik. Unit ini tidak hanya berperan sebagai penyedia air, tetapi juga melakukan pengolahan air untuk berbagai keperluan seperti proses produksi, pendinginan, sanitasi dan pemadam kebakaran sehingga air tersebut siap digunakan didalam industri untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau, hingga air laut. Dalam perencanaan perancangan pabrik asam asetat, sumber air yang digunakan merupakan sumber air yang

berasal dari air laut, lebih tepatnya berasal dari air laut Pantai Balongan Indah, Indramayu. Berikut adalah beberapa pertimbangan dalam penggunaan sumber air laut:

1. Pabrik ini membutuhkan pasokan air dalam kapasitas yang cukup besar, sehingga memilih sumber air laut merupakan langkah prefentif.
2. Pabrik yang rencananya akan didirikan dekat dengan sumber air laut.
3. Kualitas yang dimiliki oleh air laut cenderung lebih stabil dibandingkan dengan air sungai. Kualitas air sungai biasanya tergantung dengan musim, sehingga kualitasnya dapat berubah-ubah. Saat musim penghujan tiba, TDS (*Total Disolved Solid*) akan mengalami peningkatan jika dibandingkan dengan musim kemarau.

Air laut yang telah melewati proses pengolahan kemudian digunakan untuk keperluan di lingkungan pabrik sebagai:

1. Air Domestik

Air domestik merupakan air yang nantinya digunakan sebagai keperluan domestik pabrik, air ini tentunya digunakan untuk seluruh keperluan perkantoran. Kebutuhan air domestik dijelaskan pada Tabel 5.1 sebagai berikut:

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Kebutuhan Air Karyawan	4,05
Total Kebutuhan Air Semua Karyawan	535

2. Air Service

Kebutuhan terkait air *service* nantinya digunakan untuk seluruh kebutuhan umum pabrik, diantaranya untuk keperluan bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, musholla dan lain-lain. Berikut kebutuhan terkait air *service* dijelaskan pada Tabel 5.2 sebagai berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Service

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Bengkel	8,33
Poliklinik	16,67
Laboratorium	16,67
Pemadam Kebakaran	208
Kantin, Musholla, dan Kebutuhan Lain	333
Total	583

3. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk pendinginan pada saat proses produksi, seperti pendinginan pada peralatan proses tertentu. Kebutuhan akan jumlah air pendingin dijelaskan pada Tabel 5.3. Alasan penggunaan air pendingin sebagai fluida pendingin dipengaruhi oleh faktor berikut:

- a. Air merupakan salah satu bahan yang mudah didapatkan dalam jumlah yang besar dengan biaya yang terjangkau.
- b. Pengaturan dan pengolahan yang tergolong mudah.

- c. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- d. Tidak terdekomposisi.

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin

Penggunaan	Kebutuhan Air (kg/jam)
<i>Cooler (CL-01)</i>	4.327
<i>Cooler (CL-02)</i>	3.730
<i>Condensor (CD-01)</i>	4.416
<i>Condensor (CD-02)</i>	705
Total	13.178

4. Air Pembangkit *Steam*

Air pembangkit *steam* merupakan media pemanas pengubah air menjadi uap yang nantinya digunakan untuk boiler. Dalam penanganan air umpan boiler perlu diperhatikan karena terdapat beberapa zat yang dapat merusak alat, diantaranya adalah korosi (*corrosion*), kerak (*scale*), dan busa (*foaming*). Kebutuhan air pembangkit *steam* dijelaskan pada Tabel 5.4 sebagai berikut:

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater (HE-01)</i>	4.416
<i>Reboiler (RB-01)</i>	3.730
Total	8.146

Dari total air pembangkit steam yang dibutuhkan, digunakan perancangan *over design* sebanyak 20%, sehingga kebutuhan air *steam* menjadi 9.775 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air bertujuan untuk memenuhi terkait kebutuhan air untuk digunakan dalam kebutuhan pabrik kimia. Pengolahan air ini meliputi pengolahan secara fisik dan pengolahan secara kimia. Berikut adalah tahapan proses pengolahan air:

1. Penyaringan Awal (*Screener*)

Air laut yang digunakan diambil dengan proses secara langsung (*Direct Intake*) menggunakan pipa. Pipa yang digunakan dilengkapi dengan *strainer (screener)* untuk mencegah masuknya benda-benda yang tidak diinginkan seperti sampah, kotoran, serta biota makhluk hidup yang berasal dari laut.

2. Kolam Ekualisasi (*Equalization*)

Fungsi kolam ekualisasi adalah untuk menampung fluktuasi volume air laut agar aliran berikutnya tetap terjaga dengan baik dan konstan. Dengan menjaga kestabilan aliran dan kualitas air, kolam ini bertujuan untuk membantu mengurangi resiko penyumbatan atau kerusakan pada filter. Penambahan NaOH juga dibutuhkan untuk menggumpalkan kotoran-kotoran yang berukuran halus sehingga memudahkan untuk proses pembuangan kotoran tersebut.

3. *Pre-Mix Tank*

Tahapan berikutnya adalah persiapan dalam mencampurkan bahan kimia dan air secara optimal sebelum memasuki tahapan proses berikutnya. Apabila air laut mengandung banyak partikel yang tersuspensi, *pre-mix tank* membantu untuk mendistribusikan sehingga partikel-partikel ini bisa menggumpal dan dapat dibersihkan pada proses selanjutnya.

4. *Clarifier*

Setelah melewati proses penggumpalan, kemudian air dialirkan menuju clarifier, pada proses ini air akan menjadi gumpalan (flok) dan memisahkan padatan yang telah tersuspensi dari air laut melalui pengendapan. Dalam proses ini terjadi proses kimia (koagulasi, flokulasi) dan proses fisika (sedimentasi). Air yang ada didalam alat ini kemudian diaduk menggunakan agitator agar kotoran-kotoran sisa yang masih terkandung pada air dapat terbebaskan sepenuhnya. Sedangkan kotoran yang sudah mengendap (flok) akan tenggelam kebawah karena gravitasi.

5. *Sand Filter*

Penyaringan pada proses ini menggunakan *sand filter*, bertujuan untuk menyaring dan menghilangkan partikel keruh dan padatan yang terkandung didalam air. Tujuannya untuk menjaga air tetap bersih dan bebas dari pengotor sebelum masuk filtrasi lanjutan, serta mampu

meningkatkan efisiensi dan umur operasional peralatan. Prinsip kerjanya didasarkan pada mekanisme filtrasi fisik dimana air dialirkan melalui lapisan pasir, dan partikel-partikel yang keruh akan tertahan diantara butiran-butiran pasir tersebut.

6. *Carbon Filter*

Carbon Filter berperan penting dalam peningkatan kualitas air yang digunakan, dengan cara menghilangkan senyawa organik, bau air yang tidak sedap, dan rasa air yang tidak diinginkan. *Carbon filter* dipergunakan sebagai filter awal pada proses filtrasi pemurnian air yang menggunakan proses *Reverse Osmosis* (RO) untuk dapat melindungi membran RO agar tidak mudah tersumbat dan macet. Media karbon aktif juga perlu diganti secara berkala, dikarenakan karbon aktif memiliki pori-pori dan permukaan yang luas, untuk meminimalisir pertumbuhan bakteri dan lumut secara perlahan.

7. *SWRO (Sea Water Reverse Osmosis)*

Proses ini bertujuan untuk mengubah air laut yang banyak mengandung kadar garam, menjadi air yang layak untuk digunakan untuk berbagai proses kebutuhan pabrik. Proses ini dinamakan desalinasi air laut, fungsi utamanya adalah untuk menghilangkan kadar garam dan mineral yang terkandung didalam air laut. Membran *Sea Water Reverse Osmosis* dapat menghilangkan kontaminan yang

terkandung didalam air laut, sehingga dapat menghasilkan air dengan kualitas yang tinggi sesuai dengan standar kesehatan dan keselamatan.

8. BWRO (*Brackish Water Reverse Osmosis*)

Proses ini bertujuan untuk mengolah air payau yang dihasilkan dari proses sebelumnya, menjadi air tawar yang memiliki tingkat sanitasi lebih tinggi dibandingkan dengan air payau. Air yang melewati membran *semi-permeabel* akan bebas dari kandungan garam dan kontaminan lainnya akan ditahan, kemudian akan menghasilkan air dengan tingkat kebersihan yang lebih baik dan layak untuk digunakan dalam kebutuhan pabrik lainnya.

9. Tangki Desalinasi

Setelah melewati proses desalinasi secara keseluruhan, air bersih ditampung didalam tangka desalinasi. Dengan adanya tangki ini dapat mengurangi fluktuasi aliran air tawar yang dihasilkan dari proses desalinasi. Kemudian air yang ditampung di tangki ini dapat digunakan untuk kebutuhan operasional pabrik.

10. Tangki Klorinasi

Air yang ditampung pada tangki desalinasi, kemudian dialirkan menuju tangki klorinasi yang bertujuan untuk mencampurkan kaporit dengan air yang nantinya akan digunakan untuk kebutuhan domestik dan *service*. Penambahan klorin ini bertujuan untuk menghambat

pertumbuhan bakteri dan membasmi mikroba yang terkandung didalam air.

11. Tangki Air Domestik

Setelah melalui proses klorinasi, air yang telah diproses kemudian ditampung pada tangki air domestik yang nantinya akan digunakan untuk kebutuhan air perkantoran.

12. Tangki Air *Service*

Sama halnya seperti tangki air domestik, setelah melalui proses klorinasi, air tersebut disalurkan menuju tangki air *service* yang nantinya, seluruh air ini akan digunakan untuk keperluan proses pelayanan seperti laboratorium, musholla, kantin, dan kebutuhan pabrik lainnya.

13. *Cation Exchanger*

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kandungan ion-ion yang terkandung didalam air, proses ini sangat diperlukan untuk membebaskan garam yang terlarut sebelum masuk kedalam umpan boiler. Ion-ion yang terkandung didalam air biasanya adalah Ca^+ , Mg^{2+} , Fe^{2+} . Dengan adanya penukaran ion dan penghilangan ion kation yang tidak diinginkan, dapat membantu kestabilan kualitas air sehingga mampu memenuhi standar yang berlaku.

14. *Anion Exchanger*

Air yang berasal dari proses kation *exchanger* kemudian diumpankan menuju anion *exchanger*. Peran dan fungsi anion *exchanger* adalah sebagai alat penukar anion-anion seperti HCO_3^- , NO_3^- , dan Cl^- yang terkandung didalam air umpan. Didalam anion *exchanger* mengandung resin jenis *Nalcite SAR (styrene divinyl benzene)*, dimana anion-anion yang terkandung didalam air umpan akan ditukar dengan ion OH^- dari asam-asam yang terkandung dalam umpan menjadi bebas dan berikatan dengan OH^- yang lepas dari resin yang mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar anion *exchanger* kembali normal.

15. Unit Dearator

Fungsi deaerator adalah untuk menghilangkan kandungan gas-gas yang terlarut dari air, terutama oksigen dan karbon dioksida. Dikarenakan gas-gas tersebut dapat menjadi pemicu korosi pada sistem pipa dan peralatan. Dengan adanya unit ini, mampu menjaga efisiensi sistem dan peralatan proses yang digunakan. Air dari unit ini nantinya idgunakan sebagai kebutuhan umpan boiler.

16. Bak Air Pendingin

Penampungan ini bertujuan untuk mengelola suhu air yang kembali setelah digunakan dalam proses pendinginan suatu alat

proses, dengan menyimpan air dalam volume yang cukup, bak air dapat mencegah terjadinya fluktuasi suhu yang drastis, hal tersebut dapat mempengaruhi terhadap kinerja peralatan. Air pendingin yang digunakan harus terbebas dari sifat korosif, tidak menimbulkan kerak, dan menimbulkan pengotor lainnya.

17. *Cooling Tower*

Fungsi utama dari *cooling tower* adalah untuk menurunkan suhu air yang telah digunakan dalam proses produksi, sehingga air tersebut dapat digunakan kembali dalam sistem pendingin atau kebutuhan lainnya. Dengan adanya proses penghilangan panas berlebih, *cooling tower* mampu mencegah terjadinya *over heating* pada peralatan proses.

5.2. Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada seluruh proses produksi. Air yang berasal dari tangka umpan boiler diumpankan menuju boiler untuk membangkitkan *steam*. *Steam* yang berasal dari boiler digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan nantinya dimasukan kedalam alat yang membutuhkan energi panas seperti *heat exchanger*. Kebutuhan *steam* yang digunakan pada pra rancangan pabrik asam asetat dapat di lihat pada Tabel 5.4.

5.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan asam asetat diperoleh dari 2 sumber, diantaranya adalah PLN (Perusahaan Listrik Negara) dan *generator diesel*. Keuntungan dari tenaga listrik yang bersumber dari PLN adalah biaya yang dikeluarkan cukup terjangkau, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik yang kurang terjamin dan terkadang tidak konsisten (pemadaman listrik secara mendadak). Sebaliknya, apabila disediakan *generator diesel* maka kesinambungan akan kebutuhan listrik pabrik akan terjaga dengan baik. *Generator diesel* ini berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika sumber listrik yang berasal dari PLN mengalami gangguan.

Generator diesel menggunakan bahan bakar solar yang dicampurkan dengan udara dan dikompresi didalam mesin untuk dapat menghasilkan energi panas. Panas yang dihasilkan kemudian dikonversi menjadi daya untuk memutar poros yang dihubungkan dengan *generator*, sehingga dapat menghasilkan energi listrik. Kebutuhan jumlah listrik pada pra rancangan pabrik asam asetat terbagi menjadi 2 kebutuhan, yaitu untuk alat proses dan alat utilitas.

a. Listrik Untuk Keperluan Alat Proses

Kebutuhan listrik yang digunakan untuk kebutuhan alat proses pada pra rancangan pabrik asam asetat di jelaskan pada Tabel 5.5 sebagai berikut:

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya	
			Hp	kW
1	<i>Blower</i>	BL-01	0,12	0,09
2	<i>Blower</i>	BL-02	0,12	0,09
3	<i>Pump</i>	P-01	10	7,46
4	<i>Pump</i>	P-02	10	7,46
5	<i>Pump</i>	P-03	8	6,35

a. Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Kebutuhan listrik yang digunakan pada Tabel 5.6 berikut:

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya	
			Hp	kW
1	Pompa Utilitas 1	PU-1	16	11,58
2	Pompa Utilitas 2	PU-2	51	37,84
3	Pompa Utilitas 3	PU-3	26	19,08
4	Pompa Utilitas 4	PU-4	0,01	0,01
5	Pompa Utilitas 5	PU-5	0,08	0,06
6	Pompa Utilitas 6	PU-6	60	44,74
7	Pompa Utilitas 7	PU-7	10	7,46
8	Pompa Utilitas 8	PU-8	30	22,37
9	Pompa Utilitas 9	PU-9	20	14,91
10	Pompa Utilitas 10	PU-10	15	11,19
11	Pompa Utilitas 11	PU-11	0,05	0,04
12	Pompa Utilitas 12	PU-12	0,05	0,04
13	Pompa Utilitas 13	PU-13	0,05	0,04
14	Pompa Utilitas 14	PU-14	0,05	0,04
15	Pompa Utilitas 15	PU-15	15	11,19
16	Pompa Utilitas 16	PU-16	0,05	0,04
17	Pompa Utilitas 17	PU-17	15	11,19
19	Pompa Utilitas 18	PU-18	40	29,83
20	Pompa Utilitas 19	PU-19	15	11,19
21	Pompa Utilitas 20	PU-20	0,75	0,56
22	Pompa Utilitas 21	PU-21	0,75	0,56
23	Pompa Utilitas 22	PU-22	0,75	0,56
24	Pompa Utilitas 23	PU-23	0,75	0,56
25	Pompa Utilitas 24	PU-24	15	11,19
26	Pengaduk <i>Clarifier</i>	CL-01	0,5	0,37
27	<i>Cooling Tower</i>	CT-01	30	22
28	<i>Sea Water Reverse Osmosis</i>	SWRO-01	75	56
29	<i>Brackish Water Reverse Osmosis</i>	BWRO-01	30	22
Total			506	327

b. Kebutuhan Alat Penunjang

Kebutuhan listrik yang digunakan untuk kebutuhan operasional pabrik asam asetat di jelaskan pada Tabel 5.7 sebagai berikut:

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

No	Kebutuhan	kW
1	Listrik Penerangan	100
2	Pendingin (AC)	30
3	Laboratorium	30
4	Instrumentasi	30
5	Bengkel	50
Total		240

c. Kebutuhan Listrik Total

Kebutuhan listrik total yang digunakan untuk kebutuhan pabrik asam asetat di jelaskan pada Tabel 5.8 sebagai berikut:

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Total

No	Kebutuhan	kW
1	Alat Proses	15
2	Utilitas	327
3	Pendingin (AC)	30
4	Penerangan	100
5	Laboratorium dan Bengkel	80
6	Instrumentasi	30
Total		567

5.4. Unit Penyedia Udara Tekan

Kebutuhan udara yang digunakan untuk kebutuhan proses produksi pabrik asam asetat digunakan sebagai instrumentasi *pneumatic*. Kebutuhan akan udara tekanan dihitung berdasarkan dengan jumlah alat kontrol yang digunakan, yaitu *control valve*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan sebesar 28,04 m³ /jam dengan tekanan 7 atm.

5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar bertugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan generator adalah solar atau IDO (*Industrial Diesel Oil*). Alasan penggunaan bahan bakar cair ini adalah mudah diperoleh, kesetimbangan yang terjamin, dan mudah dalam penyimpanan. Kebutuhan bahan bakar dapat di perkirakan sebagai berikut:

1. Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar} = \frac{\text{Kapasitas Boiler}}{\text{Efisiensi. Heating Value. } \rho} \quad (5.1)$$

Jenis Bahan Bakar = Solar atau IDO (*Industrial Diesel Oil*)

Heating Value = 19,676 Btu/lb

Efisiensi Pembakaran = 80%

Kebutuhan Bahan Bakar = 1.799 kg/jam

2. Kebutuhan Bahan Bakar Generator

$$\frac{(\text{Kapasitas Generator} \times \frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{0,00029307 \text{ kW}})}{\text{Heating Value}} \quad (5.2)$$

Jenis Bahan Bakar = Solar atau IDO (*Industrial Diesel Oil*)

Heating Value = 250 Btu/gal

Efisiensi Pembakaran = 80%

Kapasitas Generator = 170 kW

Kebutuhan Bahan Bakar = 8,25 lt/jam

5.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah berupa cairan, gas, maupun padatan memiliki kandungan zat yang dapat membahayakan lingkungan hidup sekitar. Oleh karena itu, pada perancangan pabrik asam asetat ini memerlukan unit pengolahan limbah untuk meminimalisir pencemaran terhadap lingkungan sekitar.

Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia dan pengontrol pH), dan *biological treatment* (melibatkan sistem biologis alami atau rekayasa dengan organisme hidup). Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam asetat ini diantaranya adalah:

1. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari aktivitas laboratorium mengandung zat-zat kimia yang berbahaya untuk lingkungan apabila tidak di proses terlebih dahulu pada unit pengolahan limbah.

2. Limbah Pencucian Peralatan Pabrik

Kotoran atau kerak yang melekat pada peralatan pabrik mengandung zat-zat kimia yang bisa merusak lingkungan apabila tidak ditangani dengan baik dan benar.

3. Limbah Domestik

Limbah ini berasal dari aktivitas perkantoran dan fasilitas pabrik lainnya, berupa limbah padatan atau cairan. Kualitas air limbah yang dihasilkan diharapkan dapat memenuhi baku mutu yang telah ditetapkan oleh pemerintah.

4. Limbah Proses

Produk samping yang dihasilkan dari proses produksi pabrik ini adalah air yang mengandung asam asetat. Persentasi asam asetat yang terkandung didalam air sebesar 2% dari 100%. Tidak hanya itu, limbah proses juga terdiri dari zat-zat yang terbuang, bocor, atau tumpah pada saat proses produksi pabrik. Limbah berbahaya yang mengandung racun (B3) perlu dilakukan penyimpanan khusus sebagaimana telah diatur dalam PERMEN LHK Republik Indonesia Nomor 6 Tahun 2021 Pasal 52 Tentang Standar Penyimpanan Limbah B3.

5.7. Unit Penyedia *Dowtherm A*

Untuk unit penyedia *Dowtherm A* setelah digunakan dalam proses pendinginan reaktor (R-01), *dowtherm* ditampung pada tangki penyimpanan *dowtherm* sebelum dilakukan proses pendinginan pada *cooling tower*. *Dowtherm* keluaran *cooling tower* akan dialirkan kembali sebagai fluida pendingin. Namun, dikarenakan selama proses pendinginan pada *cooling tower* terjadi penguapan, maka keluaran *cooling tower* dicampurkan dengan *make-up dowtherm* untuk mencegah penguapan terjadi.

Dowtherm A merupakan cairan yang terdiri dari senyawa difenil eter dan bifenil. Pendingin jenis ini umumnya dapat digunakan pada fase cair atau uap, tergantung kebutuhan. Perkiraan dalam aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F (15 - 400) °C dan kisaran tekanan yang digunakan adalah 1 atm-152,2 psig (10,6 bar). Fluida ini memiliki sifat yang stabil dan tidak mudah terurai dalam suhu yang tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Sepanjang rentan operasinya yang masih efisien, *dowtherm* memiliki viskositas yang rendah sehingga tidak ada permasalahan dalam proses distribusi. Fluida ini sifatnya adalah *non-corrosive* untuk logam biasa dan paduan bahan logam lainnya. Untuk kebutuhan *dowtherm*, dijelaskan pada Tabel 5.9 sebagai berikut:

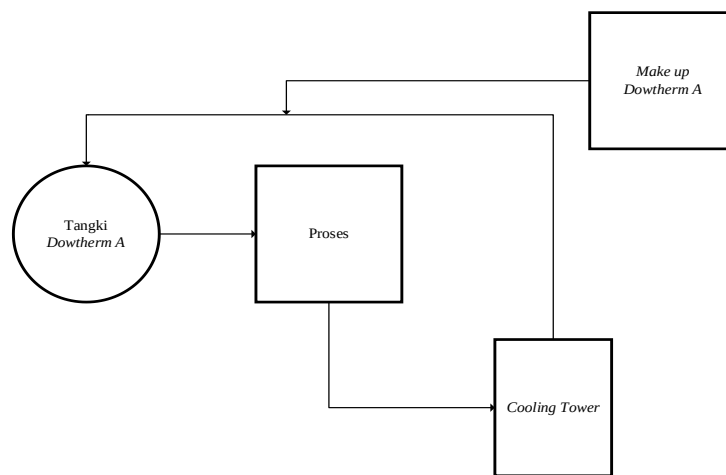
Tabel 5.9 Kebutuhan *Dowtherm A*

Alat	Kode Alat	Jumlah Massa (kg/jam)	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)
Reaktor	R-01	4.416	300	300
Total		4.416		

Perancangan ini dibuat secara *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan *Dowtherm A* menjadi:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Dowtherm A} &= 20\% \times 4416 \\ &= 5.229 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Make up (10\%)} = 5.229 \text{ kg/jam}$$



Gambar 5.2 Diagram Alir *Dowtherm A*

5.8. Spesifikasi Alat Utilitas

5.8.1. Alat Penampung Utilitas

Tabel 5.10 Spesifikasi Alat Penampung Utilitas

Nama	Tangki Klorinasi	Tangki Air Domestik	<i>Cation Exchanger</i>	<i>Anion Exchanger</i>
Kode	TK-01	TDO-01	KE-01	AE-01
Bentuk	Tangki silinder tegak baja	Tangki silinder tegak baja	Tangki silinder tegak baja	Tangki silinder tegak baja
Fungsi	Proses klorinasi air minum dan memas-tikan air bebas dari kontaminasi mikroba	Menyimpan air untuk keperluan perkantoran	Menukar ion-ion kation dengan ion H	Menukar ion-ion negatif dengan ion OH ⁻
Tinggi (m)	0,92	2,67	2,36	2,36
Diameter (m)	0,92	2,67	1,18	1,18
Volume (m ³)	0,52	15,07	2,68	2,68
Nama	Kolam Ekualisasi	<i>Pre Mix Tank</i>	Tangki Desalinasi	Tangki Air Service
Kode	KE-01	PM-01	TD-01	TS-01
Bentuk	Kolam persegi dengan beton	Tangki silinder tegak baja	Tangki silinder tegak baja	Tangki silinder tegak baja
Fungsi	Menampung fluktuasi volume air laut agar aliran berikutnya tetap terjaga dengan baik dan konstan	Mencampurkan bahan kimia seperti flokulan dan koagulan	Menampung air desalinasi dari proses <i>Reverse Osmosis</i>	Menampung air keperluan layanan umum
Tinggi (m)	18,64	8,82	10,21	2,75
Diameter (m)	18,64	8,82	12,19	2,75
Volume (m ³)	6473	539	1066	16,42

5.8.2. Alat Penjernih Air Utilitas

Tabel 5.11 Spesifikasi Alat *Clarifier*

Nama	<i>Clarifier</i>
Kode	CL-01
Bentuk	Bak silinder tegak
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang terbawa air laut
Kapasitas (m ³ /jam)	449
Waktu Tinggal (jam)	6
Dimensi	
Diameter Silinder (m)	16,03
Tinggi Silinder (m)	16,03
Tinggi Kerucut (m)	2
Tinggi Total (m)	18,04
Diameter Pipa Umpan (m)	0,53
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	1
Pengaduk	
Jenis Pengaduk	<i>Marine Propeller 3 Blades</i>
Kecepatan Putar (rpm)	37
Daya (Hp)	3

Tabel 5.12 Spesifikasi Alat *Water Reverse Osmosis*

Nama	<i>Sea Water Reverse Osmosis</i>	<i>Brackish Water Reverse Osmosis</i>
Kode	SWRO-01	BWRO-01
Fungsi	Menghilangkan garam dan kontaminan air laut untuk menghasilkan air tawar	Menurunkan kadar garam SWRO dari 172 ppm hingga mendekati 0 ppm
Suhu Operasi (°C)	10	30
<i>Design Flux</i> (m ³ /jam)	428	192
<i>Recovery</i> (%)	35-45	80
<i>Salt Rejection</i> (%)	95-98	95
<i>Permeate Flow</i> (kg/jam)	197123	157699
Umpan Air Laut (kg/jam)	438052	197123
Jumlah Membran (buah)	106	85

5.8.3. Alat Penyaring Utilitas

Tabel 5.13 Spesifikasi Alat *Screener*

Nama	<i>Screener</i>
Kode	SC-01
Fungsi	Menyaring kotoran air laut berukuran besar
Bahan	Alumunium
Spesifikasi	
<i>Hole Diameter</i> (cm)	1
Panjang Sarigan (m)	3
Jumlah Air (kg/jam)	459447

Tabel 5.14 Spesifikasi *Sand Filter*

Nama	Sand Filter
Kode	SF-01
Fungsi	Menyaring partikel dan pasir halus pada air laut
Bahan	<i>Spheres</i>
Spesifikasi	
Volume (m ³)	55,87
Tinggi (m)	2,40
Panjang (m)	4,81
Ukuran Penyaring (<i>mesh</i>)	20
Jumlah Air (kg/jam)	438052

Tabel 5.15 Spesifikasi Alat *Carbon Filter*

Nama	<i>Carbon Filter</i>
Kode	CF-01
Fungsi	Menyaring zat padat yang berukuran mikro di dalam air laut untuk mengurangi beban pada proses desalinasi
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Q Air Laut (m^3/jam)	428
Volume (m^3/jam)	513
Kecepatan Filtrasi (m^3/jam)	7,34
<i>Bulk Density Bed</i> (g/mL)	0,54
Massa Karbon Aktif (kg)	277510
Diameter (m)	9,45

5.8.4. Alat Pendingin Utilitas

Tabel 5.16 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Nama	Bak Air Pendingin
Kode	BAP-01
Jenis	Bak persegi panjang dengan beton
Fungsi	Menampung air untuk kebutuhan pada <i>Cooling Tower</i> (CT-01)
Kondisi Operasi	
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1
Densitas (kg/m^3)	1022
Waktu Tinggal (jam)	24
Laju Alir Massa (kg/jam)	133916
Spesifikasi	
Tinggi (m)	9,80
Volume Bak (m^3)	3770

Tabel 5.17 Spesifikasi Alat *Cooling Tower*

Nama	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-01
Jenis	<i>Induced Draft Cooling Tower</i>
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan pada alat proses
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk (°C)	45
Suhu Keluar (°C)	25
Suhu <i>Wet Bulb</i> (°C)	26
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	133916
Luas <i>Tower</i> (m ²)	4,05
<i>Mass Velocity Gas</i> (lb/jam)	7441
Kebutuhan Udara (ft ³ /min)	74400
Tinggi (m)	17,27

5.8.5. Alat Pemanas Utilitas

Tabel 5.18 Spesifikasi Alat *Deaerator*

Nama	<i>Deaerator</i>
Kode	DE-01
Jenis	Silinder Tegak
Fungsi	Menghilangkan gas O ₂ dan CO ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i>
Bahan	<i>Raschig Ring Ceramic</i>
Kapasitas (kg/jam)	22663
Kadar O ₂ (ppb)	40
Massa O ₂ hilang (mg/jam)	906
Waktu Tinggal (jam)	2
Spesifikasi	
Volume (m ³)	53,17
Tinggi (m)	4,07
Diameter (m)	8,15

Tabel 5.19 Spesifikasi Alat *Boiler*

Nama	<i>Boiler</i>	<i>Boiler</i>
Kode	B-01	B-02
Jenis	<i>Fire Tunnel</i>	<i>Fire Tunnel</i>
Fungsi	Membuat <i>Steam</i>	Membuat <i>Steam</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi Operasi		
Suhu Masuk	25	25
Suhu Keluar	150	300
Q (kJ/jam)	18054989	56348686
Kapasitas Boiler (kJ/jam)	18054989	56348686
Efisiensi Pembakaran (%)	80	80

5.8.6. Alat Transportasi Utilitas

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas

Nama	Pompa Utilitas 01	Pompa Utilitas 02	Pompa Utilitas 03	Pompa Utilitas 04
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air laut menuju screener (SC-01)	Mengalirkan air laut dari <i>Screener</i> menuju Kolam Ekualisasi (KE-01)	Mengalirkan air laut dari Kolam Ekualisasi menuju <i>Pre Mix</i> (PM-01)	Mengalirkan air laut dari Tangki Alum menuju <i>Pre Mix</i> (PM-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi Pompa				
Viskositas (cP)	0,82	0,08	0,08	0,08
Kapasitas (m ³ /jam)	556	556	556	0,05
<i>Pump Head</i> (m)	6,01	19,65	9,91	10,84
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Laju Vol (ft ³ /s)	5,45	5,45	5,45	0,05
Kec. Aliran (ft/s)	5,69	5,69	5,69	1,36
Spesifikasi Pipa				
IPS, (in)	14	14	14	0,13
<i>Sch. Number</i>		40	40	40
OD (in)	14	14	14	0,41
ID (in)	13,25	13,25	13,25	0,27
Spesifikasi Daya				
Efisiensi Pompa (%)	78	85	78	78
Power (Hp)	16	51	26	0,01
Kec. Putaran (rpm)	2447	7610	12717	400

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas (Lanjutan)

Nama	Pompa Utilitas 05	Pompa Utilitas 06	Pompa Utilitas 07	Pompa Utilitas 08
Kode	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air laut dari Tangki NaOH menuju <i>Pre Mix</i> (PM-01)	Mengalirkan air laut dari <i>Pre Mix</i> menuju <i>Clarifier</i> (CL-01)	Mengalirkan air laut dari <i>Clarifier</i> (CL-01) menuju <i>Sand Filter</i> (SF-01)	Mengalirkan air laut dari <i>Sand Filter</i> (SF-01) menuju <i>Carbon Filter</i> (CF-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi Pompa				
Viskositas (cP)	0,82	0,82	0,82	0,82
Kapasitas (m ³ /jam)	0,16	556	529	529
<i>Pump Head</i> (m)	26,33	18,91	3,26	10,94
Suhu Fluida (°C)	30	20	30	30
Laju Vol (ft ³ /s)	0,16	5,46	5,20	5,20
Kec. Aliran (ft/s)	4,01	5,69	5,42	5,42
Spesifikasi Pipa				
IPS, (in)	0,125	14	14	14
<i>Sch. Number</i>	40	40	40	40
OD (in)	0,41	14	14	14
ID (in)	0,27	13,25	13,25	13,25
Spesifikasi Daya				
Efisiensi Pompa (%)	20	20	78	78
Power (Hp)	0,8	60	10	30
Kec. Putaran (rpm)	400	78,36	28573	11525

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas (Lanjutan)

Nama	Pompa Utilitas 09	Pompa Utilitas 10	Pompa Utilitas 11	Pompa Utilitas 12
Kode	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi	Mengalirkan air laut dari <i>Carbon Filter</i> (CF-01) menuju Sea Water Reverse Osmosis (SWRO-01)	Mengalirkan air dari (SWRO-01) menuju (BWRO-01)	Mengalirkan air dari (TPU-01) ke (TPU-02)	Mengalirkan air dari (TU-04) ke (TPU-02)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	Centrifugal Pump	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>Radial Flow</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi Pompa				
Viskositas (cP)	0,82	0,82	0,82	0,82
Kapasitas (m ³ /jam)	529	238	190,00	0,65
<i>Pump Head</i> (m)	10,94	9,59	10	1,17
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Laju Vol (ft ³ /s)	5,20	2,34	1,87	0,06
Kec. Aliran (ft/s)	5,42	4,27	3,42	1,71
Spesifikasi Pipa				
IPS, (in)	14	10	10	0,75
<i>Sch. Number</i>	40	40	40	40
OD (in)	14	10,75	10,75	1,05
ID (in)	13,25	10,02	10,02	0,824
Spesifikasi Daya				
Efisiensi Pompa (%)	78	78	0,68	0,2
Power (Hp)	20	15	15	0,05
Kec. Putaran (rpm)	11525	8538	3635	1026

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas (Lanjutan)

Nama	Pompa Utilitas 13	Pompa Utilitas 14	Pompa Utilitas 15	Pompa Utilitas 16
Kode	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16
Fungsi	Mengalirkan air dari (TPU-02) ke (TPU-03)	Mengalirkan air dari (TPU-03) menuju Tangki Air Domestik (TDO-01)	Mengalirkan air dari (TPU-01) ke (TPU-04)	Mengalirkan air dari (TPU-04) menuju tangki air service (TS-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>MixedFlow</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi Pompa				
Viskositas (cP)	0,82	0,82	0,82	0,82
Kapasitas (m ³ /jam)	0,65	0,65	190	0,70
<i>Pump Head</i> (m)	1,25	1,3	9,06	2,80
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Laju Vol (ft ³ /s)	0,01	0,06	1,9	0,06
Kec. Aliran (ft/s)	1,71	1,71	3,4	1,89
Spesifikasi Pipa				
IPS, (in)	0,75	0,75	10	0,75
<i>Sch. Number</i>	40	40	40	40
OD (in)	1,05	1,05	10,75	1,05
ID (in)	0,82	0,82	10,02	0,82
Spesifikasi Daya				
Efisiensi Pompa (%)	0,2	0,2	0,68	0,62
Power (Hp)	0,05	0,05	15	0,05
Kec. Putaran (rpm)	975	975	3635	556

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas (Lanjutan)

Nama	Pompa Utilitas 17	Pompa Utilitas 18	Pompa Utilitas 19	Pompa Utilitas 20
Kode	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari (TPU-01) ke (TPU-05)	Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju unit proses	Mengalirkan air dari TPU-01 menuju Tangki Penukar Kation (KE-01)	Mengalirkan air dari Tangki Penukar Kation (KE-01) Tangki Penukar Anion (AE-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>MixedFlow</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi Pompa				
Viskositas (cP)	0,82	0,82	0,82	0,82
Kapasitas (m ³ /jam)	190	161	109	27
<i>Pump Head</i> (m)	9,60	41	9,60	2,38
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Laju Vol (ft ³ /s)	1,87	1,60	1,87	0,27
Kec. Aliran (ft/s)	3,41	28	3,42	0,49
Spesifikasi Pipa				
IPS, (in)	10	8	10	4
<i>Sch. Number</i>	40	40	40	40
OD (in)	10,75	8,62	10,75	10,75
ID (in)	10,02	10,02	10,02	10,02
Spesifikasi Daya				
Efisiensi Pompa (%)	0,68	0,68	0,68	0,45
Power (Hp)	15	40	15	0,75
Kec. Putaran (rpm)	3635	1116	3635	3930

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat Transportasi Utilitas (Lanjutan)

Nama	Pompa Utilitas 21	Pompa Utilitas 22	Pompa Utilitas 23	Pompa Utilitas 24
Kode	PU-21	PU-22	PU-23	PU-24
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Penukar Anion (AE-01) menuju Deaerator (DE-01)	Mengalirkan air dari Tangki N ₂ H ₄ menuju Deaerator (DE-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (DE-01) Tangki Boiler feed	Mengalirkan air dari Tangki Tangki <i>Boiler feed</i> menuju Boiler
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>MixedFlow</i>	<i>Radial Flow</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi Pompa				
Viskositas (cP)	0,82	0,82	0,82	0,82
Kapasitas (m ³ /jam)	27	27	27	27
<i>Pump Head</i> (m)	2,37	2,34	2,73	44
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Laju Vol (ft ³ /s)	0,27	0,30	0,27	0,27
Kec. Aliran (ft/s)	0,49	0,49	0,49	0,49
Spesifikasi Pipa				
IPS, (in)	4	4	4	4
<i>Sch. Number</i>	40	40	40	40
OD (in)	10,75	10,75	10,75	10,75
ID (in)	10,02	10,02	10,02	10,02
Spesifikasi Daya				
Efisiensi Pompa (%)	0,45	0,45	0,45	0,45
Power (Hp)	0,75	0,75	0,75	15
Kec. Putaran (rpm)	3930	3930	3930	432

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi Ekonomi perlu dilakukan dalam pra rancangan pabrik untuk mengetahui kelayakan pabrik yang didirikan. Salah satu bagian yang digunakan sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi adalah estimasi harga dari alat-alat proses yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik. Harga tersebut digunakan sebagai dasar untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi. Selain itu evaluasi ekonomi juga dilakukan untuk mengetahui besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Terdapat beberapa faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik asam asetat, meliputi:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan 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. Penentuan pengeluaran umum (*General Cost*)
4. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
5. Penentuan pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka dilakukan perkiraan terhadap komponen biaya:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Analisis harga alat dilakukan pada tahun 2024 untuk pembelian alat pada tahun pendirian pabrik yaitu pada tahun 2029. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Berikut adalah indeks harga yang di dalam Teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) derdasarkan (Vatavuk,2002).

Tabel 6.1 Harga Indeks Tiap Tahun

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1991	361
1992	358
1993	359
1994	368
1995	381
1996	381
1997	386
1998	389
1999	390
2000	394
2001	394
2002	395

Tabel 6.1 Harga Indeks Tiap Tahun (Lanjutan)

2003	402
2004	444
2005	468
2006	499
2007	525
2008	575
2009	521
2010	550
2011	585
2012	584
2013	567
2014	576
2015	556
2016	541
2017	567
2018	603
2019	607
2020	596
2021	708
2022	816

Untuk mengetahui harga peralatan setiap tahun diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu, dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan Teknik Kimia pada tahun tersebut. Harga pada tahun 2029 dapat di tentukan dengan persamaan berikut (Aries and Newton, 1955):

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

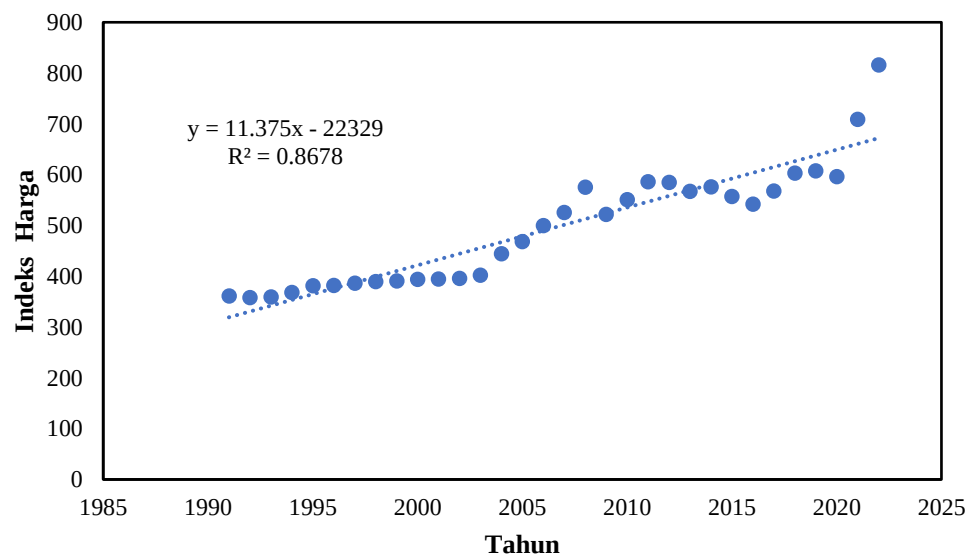
Dimana:

E_x = Harga pembelian alat pada tahun X

E_y = Harga pembelian alat pada tahun Y

N_x = Nilai indeks tahun X

N_y = Nilai indeks tahun Y



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear

Dengan menggunakan persamaan indeks di atas, maka dapat dicari persamaan untuk tahun perancangan, dalam hal ini tahun 2029 yaitu:

$$y = 11,375x - 22.329 \quad (6.2)$$

Sehingga diperoleh nilai CEP indeks pada tahun referensi yaitu 2014 adalah sebesar 580. Sedangkan perancangan pabrik asam asetat yang rencananya didirikan

pada tahun 2029 adalah sebesar 750. Berdasarkan dengan nilai CEP yang dijelaskan pada Tabel 6.1, maka dapat ditentukan harga alat proses dan harga alat utilitas yang akan digunakan. Untuk perincian harga alat proses dijelaskan pada Tabel 6.2 dan untuk perincian harga alat utilitas dijelaskan pada Tabel 6.3.

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2029	2014	2029	
1	Tangki Penyimpanan N-Butana	T-01	1	580	750	495	640	640
2	Tangki Penyimpanan Asam Asetat	T-02	16	580	750	325	6.729	6.729
3	<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	580	750	2198	2.844	2.844
4	<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	580	750	4.975	6.437	6.437
5	<i>Condensor Partial</i>	CD-01	1	580	750	91.200	118.017	118.017
6	<i>Condensor</i>	CD-02	1	580	750	91.200	118.017	118.017
7	<i>Cooler</i>	CL-01	1	580	750	33.512	43.366	43.366
8	<i>Cooler</i>	CL-02	1	580	750	47.437	61.386	61.386
9	<i>Accumulator</i>	ACC-01	1	580	750	440	569	569
10	<i>Reboiler</i>	RB-01	1	580	750	19.300	24.975	24.975
11	Reaktor	R-01	1	580	750	27.100	35.068	35,07
12	Separator	SP-01	1	580	750	11.300	14,62	14,62
13	Menara Distilasi	MD-01	1	580	750	35.500	45,94	45,94
14	Pompa	P-01	1	580	750	2.086	2.699	2.699
15	Pompa	P-02	1	580	750	2.086	2.699	2.699
16	Pompa	P-03	1	580	750	2.086	2.699	2.669
17	<i>Blower</i>	BL-01	1	580	750	4.672	6.045	6.045
18	<i>Blower</i>	BL-02	1	580	750	4.672	6.045	6.045
TOTAL			32			304.671	400.570	400.570

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2029	2014	2029	
1	<i>Clarifier</i>	CL-01	1	580	750	125	162	162
2	<i>Sand Filter</i>	SF-01	1	580	750	8,82	11,41	11,41
3	<i>Carbon Filter</i>	CF-01	1	580	750	14,88	19,25	19,25
4	<i>Membrane SWRO</i>	SWRO-01	1	580	750	350	452	452
5	<i>Membrane BWRO</i>	BWRO-01	1	580	750	150	194	194
6	Tangki Air Desalinasi	TD-01	1	580	750	35,40	45,81	45,81
7	Tangki Air Domestik	TDO-01	1	580	750	16,10	20,83	20,83
8	Tangki Air Service	TS-01	1	580	750	12,10	15,66	15,66
9	<i>Pre Mix Tank</i>	PM-01	1	580	750	35,64	46,11	46,11
10	<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	580	750	13,80	17,86	17,86
11	<i>Cation Exchanger</i>	KE-01	1	580	750	18,30	23,68	23,68
12	<i>Anion Exchanger</i>	AE-01	1	580	750	27,90	36,10	36,10
13	<i>Deaerator</i>	D-01	1	580	750	12,90	16,69	16,69
14	<i>Boiler</i>	B-01	2	580	750	245	634	634
15	Bak Ekualisasi	BE-01	1	580	750	357	462	462
16	Bak Air Pendingin	BP-01	1	580	750	17,66	22,85	22,85
17	Pompa Utilitas 1	PU-01	1	580	750	40.000	51.762	51.762
18	Pompa Utilitas 2	PU-02	1	580	750	40.000	51.762	51.762
19	Pompa Utilitas 3	PU-03	1	580	750	40.000	51.762	51.762
20	Pompa Utilitas 4	PU-04	1	580	750	18.500	23.940	23.940
21	Pompa Utilitas 5	PU-05	1	580	750	18.500	23.940	23.940
22	Pompa Utilitas 6	PU-06	1	580	750	40.000	51.762	51.762

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

23	Pompa Utilitas 7	PU-07	1	580	750	40.000	51.762	51.762
24	Pompa Utilitas 8	PU-08	1	580	750	40.000	51.762	51.762
25	Pompa Utilitas 9	PU-09	1	580	750	40.000	51.762	51.762
26	Pompa Utilitas 10	PU-10	1	580	750	40.500	52.409	52.409
27	Pompa Utilitas 11	PU-11	1	580	750	41.400	53.573	53.573
28	Pompa Utilitas 12	PU-12	1	580	750	28.200	36.492	36.492
29	Pompa Utilitas 13	PU-13	1	580	750	28.200	36.492	36.492
30	Pompa Utilitas 14	PU-14	1	580	750	28.200	36.492	36.492
31	Pompa Utilitas 15	PU-15	1	580	750	41.400	53.573	53.573
32	Pompa Utilitas 16	PU-16	1	580	750	2.200	36.492	36.492
33	Pompa Utilitas 17	PU-17	1	580	750	41.400	53.573	53.573
34	Pompa Utilitas 18	PU-18	1	580	750	39.900	51.632	51.632
35	Pompa Utilitas 19	PU-19	1	580	750	39.900	51.632	51.632
36	Pompa Utilitas 20	PU-20	1	580	750	41.400	53.573	53.573
37	Pompa Utilitas 21	PU-21	1	580	750	30.500	39.468	39.468
38	Pompa Utilitas 22	PU-22	1	580	750	30.500	39.468	39.468
39	Pompa Utilitas 23	PU-23	1	580	750	30.500	39.468	39.468
40	Pompa Utilitas 24	PU-24	1	580	750	30.500	39.468	39.468
TOTAL			41			838.788	1.086.213	1.086.213

6.2 Perhitungan Biaya

Dasar perhitungan yang digunakan:

Kapasitas Produksi	= 30.000 ton/tahun
Pabrik beroperasi	= 330 hari kerja
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2029
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 15.650,00
UMR Kab. Indramayu	= Rp 2.623.697 (Tahun 2024)
Upah tenaga kerja asing	= US\$ 20,00/ <i>man hour</i>
Upah tenaga Indonesia	= Rp 20.000,00/ <i>man hour</i>

6.3. Komponen Biaya

6.3.1. Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment terdiri dari:

a. Modal Investasi Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas manufaktur pabrik (Peters dan Timmerhaus, 2004).

Hasil perhitungan masing-masing ditunjukkan pada Tabel 6.4 sebagai berikut:

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 23.260.984.402	\$ 1.486.324
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 5.815.246.100	\$ 371.581
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 10.002.223.293	\$ 639.119
4	<i>Piping cost</i>	Rp 20.004.446.586	\$ 1.278.239
5	<i>Intrumentation Cost</i>	Rp 6.978.295.320	\$ 445.897
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 1.860.878.752	\$ 118.905
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 3.489.147.660	\$ 222.948
8	<i>Building cost</i>	Rp 105.840.000.000	\$ 6.762.939
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 55.177.500.000	\$ 3.525.718
TOTAL		Rp 232.428.722.116	\$ 14.851.675

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 46.485.744.423	\$ 2970.335
2	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp 232.428.722.116	\$ 14.851.675
TOTAL		Rp 278.914.466.539	\$ 17.822.010

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 278.914.466.539	\$ 17.822.010
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp 22.313.157.323	\$ 1.425.760
3	<i>Contingency</i>	Rp 27.891.446.653	\$ 1.782.201
TOTAL		Rp 329.119.070.516	\$ 21.029.972

b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Working Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama kurun waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus, 2004). Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu

pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam. Hasil perhitungan *Working Capital Investment* ditunjukkan sebagai berikut:

Tabel 6.7 *Working Capital Investment (WCI)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	166.121.280.000	\$	10.14.778
2	<i>Inprocess Inventory</i>	Rp	257.563.011.595	\$	16.457.700
3	<i>Product Inventory</i>	Rp	515.126.023.190	\$	32.915.400
4	<i>Extended Inventory</i>	Rp	736.363.636.363	\$	47.051.989
5	<i>Available Cash</i>	Rp	515.126.023.190	\$	32.915.400
TOTAL		Rp	2.190.299.974.339	\$	139.955.269

6.3.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct cost*, *indirect cost* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Berdasarkan (Aries & Newton,1995), *manufacturing cost* terdiri dari:

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik. *Direct Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.8 sebagai berikut:

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 609.111.360.000	\$ 38.20.853
2	<i>Labor</i>	Rp 14.532.000.000	\$ 928.562
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.633.000.000	\$ 232.140
4	<i>Maintenance</i>	Rp 154.686.004.520	\$ 9.884.089
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 23.202.900.678	\$ 1.482.613
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 27.000.000.000	\$ 1.725.239
7	<i>Utilities</i>	Rp 129.499.921.584	\$ 8.274.755
TOTAL		Rp 961.665.186.782	\$ 61.448.254

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik. *Indirect Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.9 sebagai berikut:

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.906.400.000	\$ 185.712
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.906.400.000	\$ 185.712
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 14.532.000.000	\$ 928.562
4	<i>Packaging</i>	Rp 837.000.000.000	\$ 53.482.428
5	<i>Shipping</i>	Rp 27.000.000.000	\$ 1.725.239
TOTAL		Rp 884.344.800.000	\$ 56.507.654

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung

waktu dan tingkat produksi. *Fixed Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.10 sebagai berikut:

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 32.911.915.855	\$ 2.102.997
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 6.582.383.171	\$ 420.599
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.291.191.585	\$ 210.299
TOTAL		Rp 42.785.490.612	\$ 2.733.897

Hasil perhitungan *Total Manufacturing Cost* ditunjukkan pada tabel 6.11 sebagai berikut:

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 961.665.186.782	\$ 61.448.254
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 884.344.800.000	\$ 56.507.654
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 42.785.490.612	\$ 2.733.897
TOTAL		Rp 1.888.795.477.394	\$ 120.689.806

6.3.3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General Expense atau pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari Perusahaan yang tidak termasuk biaya *Manufacturing cost*. *General Expense* adalah biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. *General Expense* dijelaskan pada Tabel 6.12 sebagai berikut:

Tabel 6.12 *General Expense*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 113.327.728.643	\$ 7.241.388
2	<i>Sales Expenses</i>	Rp 226.655.457.287	\$ 14.482.776
3	<i>Research</i>	Rp 52.886.273.367	\$ 3.379.314
4	<i>Finance</i>	Rp 50.388.383.462	\$ 3.219.705
TOTAL		Rp 443.257.842.760	\$ 28.323.184

Hasil perhitungan Total *Production Cost* ditunjukkan pada tabel

6.13 sebagai berikut:

Tabel 6.13 *Total Production Cost*

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 1.888.795.477.394	\$ 120.689.806
2	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp 443.257.842.760	\$ 28.323.184
TOTAL		Rp 2.332.053.320.155	\$ 149.012.991

6.4. Analisis Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan = Rp 2.700.000.000.000

Total biaya produksi = Rp 2.332.053.320.000

Keuntungan = Total penjualan – Total biaya produksi (6.3)

= Rp 367.946.679.845

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Sesuai Peraturan Menteri Keuangan Nomor 40 Tahun 2023 Pasal 2, pajak

yang digunakan yaitu sebesar 25%.

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak 25\% dari keuntungan} &= \text{Rp } 91.986.669.961 \\
 \text{Keuntungan} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{Pajak} \quad (6.4) \\
 &= \text{Rp } 275.960.009.883
 \end{aligned}$$

6.5. Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan merupakan parameter yang digunakan untuk mengetahui jumlah laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan dapat melihat hasil keuntungan itu kecil atau besar, agar pabrik tersebut dikategorikan berpotensi atau tidak dari sudut pandang ekonomi.

Analisa kelayakan mempermudah pemilik perusahaan atau investor untuk mempertimbangkan keputusan berdasarkan dengan data, resiko, dan memaksimalkan keuntungan berdasarkan peluang yang menjanjikan. Analisa kelayakan juga digunakan untuk dasar daya Tarik bagi investor guna mendapatkan peluang penambahan dana dari Lembaga tertentu. Berikut merupakan beberapa contoh dari analisa kelayakan, diantaranya adalah sebagai berikut:

6.5.1. *Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11% sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 44% (Aries & Newton, 1955). Jumlah uang yang diterima

atau hilang disebut laba/rugi atau bunga. ROI dinyatakan dalam presentase terhadap modal tetap.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \cdot 100\% \quad (6.5)$$

a. ROI Sebelum Pajak (ROI b)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \cdot 100\%$$

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Rp } 367.949.679.845}{\text{Rp } 329.119.158.554} \cdot 100\% = 66\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \cdot 100\%$$

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Rp } 275.960.009.883}{\text{Rp } 329.119.158.554} \cdot 100\% = 49\%$$

6.5.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time merupakan angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar total modal investasi dengan penghasilan bersih setiap tahun. Syarat POT sebelum pajak

untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimal adalah 2 tahun, sedangkan untuk risiko rendah adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955). Persamaan untuk menghitung POT adalah sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capita Investment}}{\text{Profit+Depreciation}} \cdot 100\% \quad (6.6)$$

a. POT Sebelum Pajak

$$POT \text{ b} = \frac{\text{Fixed Capita Investment}}{\text{Profit before taxes+Depreciation}} \cdot 100\%$$

$$POT \text{ b} = \frac{\text{Rp } 329.119.158.554}{\text{Rp } 367.496.679.845 + \text{Rp } 32.911.915.855} \cdot 100\% = 1 \text{ tahun}$$

b. POT Setelah Pajak

$$POT \text{ a} = \frac{\text{Fixed Capita Investment}}{\text{Profit after taxes+Depreciation}} \cdot 100\%$$

$$POT \text{ a} = \frac{\text{Rp } 329.119.158.554}{\text{Rp } 275.960.009.883 + \text{Rp } 32.911.915.855} \cdot 100\% = 1 \text{ tahun}$$

6.5.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana penjualan atau *sales* hanya mampu menutup biaya operasi, sehingga pabrik tidak dinyatakan mendapatkan keuntungan maupun kerugian. BEP juga dapat diartikan sebagai titik impas yakni titik di mana pengeluaran dan pendapatan itu seimbang. Ketika kapasitas produksi turun dibawah nilai BEP, pabrik tetap

dioperasikan dengan harapan ketika kondisi pasar membaik, maka kapasitas produksi dapat ditingkatkan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60% (Aries & Newton, 1955). Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi di bawah BEP. Nilai BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \cdot 100\% \quad (6.7)$$

$$BEP = \frac{Rp\ 42.785.490.612 + (0,3) Rp\ 659.656.547.959}{(Rp\ 2.700.000.000.000 - Rp\ 1.629.611.281.584 - (0,7 \cdot Rp\ 659.656.547.959))} \cdot 100\% = 40\%$$

Dimana:

BEP = *Break Even Point*

Fa = *Annual Fixed Cost* (biaya tetap)

Va = *Annual Variable Value* (biaya variabel)

Ra = *Annual Regulated Expense* (biaya rutin)

Sa = *Annual Sales Value* (biaya penjualan)

Hasil perhitungan masing-masing Fa, Va, Ra, dan Sa ditunjukkan pada Tabel

6.14 hingga 6.17 sebagai berikut:

Tabel 6.14 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No.	Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Dereciation</i>	Rp 32.911.915.855	\$ 2.102.998
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 6.582.383.171	\$ 420.600
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.291.191.586	\$ 210.300
TOTAL		Rp 42.785.490.612	\$ 2.733.897

Tabel 6.15 *Annual Variable Value (Va)*

No.	Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 609.111.360.000	\$ 38.920.854
2	<i>Packaging</i>	Rp 837.000.000.000	\$ 53.482.428
3	<i>Shiping</i>	Rp 27.000.000.000	\$ 1.725.240
4	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 129.499.921.584	\$ 8.274.755
TOTAL		Rp 1.602.611.281.584	\$ 102.403.277

Tabel 6.16 *Annual Regulated Expense (Ra)*

No.	Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor Cost</i>	Rp 14.532.000.000	\$ 928.562
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.906.400.000	\$ 185.712
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.633.000.000	\$ 232.141
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 14.532.000.000	\$ 928.562
5	<i>Laboratory</i>	Rp 2.906.400.000	\$ 185.712
6	<i>General Expenses</i>	Rp 443.257.842.761	\$ 28.323.185
7	<i>Plant Supplies</i>	Rp 154.686.004.520	\$ 9.884.090
8	<i>Maintenance</i>	Rp 23.202.900.678	\$ 1.482.613
TOTAL		Rp 659.656.547.959	\$ 42.150.578

Tabel 6.17 *Annual Sales Value (Sa)*

No.	Jenis	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp 2.700.000.000.000	\$ 172.523.962
TOTAL		Rp 2.700.000.000.000	\$ 172.523.962

6.5.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau karena adanya keputusan manajemen akibat aktivitas produksi yang 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*. Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \cdot 100\% \quad (6.8)$$

$$SDP = \frac{0,3 (Rp 659.656.547.959)}{(Rp 27.700.000.000.000 - Rp 1.629.611.281.584 - 0,7(Rp 659.656.547.959))} \cdot 100\% = 33\%$$

6.5.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR adalah 1,5 kali bunga bank. Sedangkan suku bunga Bank Indonesia yaitu sebesar 6% (diambil dari bulan September 2024) dimana nilainya konstan. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FCI + WCI)(1 + i)^n = CF [(1 + i)^{n-1} + \dots (1 + i) + 1] + SV + WCI \quad (6.9)$$

Dimana:

FCI = *Fixed Capital Investment*

= Rp 329.119.158.554

WCI = *Working Capital Investment*

= Rp 2.190.300.014.587

SV = *Salvage Value - Depreciation*

$$= \text{Rp } 32.911.915.855.41$$

$$\text{CF} = \text{Cash Flow} = \text{Profit After Taxes} + \text{Depreciation} + \text{Finance}$$

$$= \text{Rp } 359.260.309.201$$

$$n = \text{Umur Pabrik}$$

$$= 10 \text{ Tahun}$$

$$I = \text{Nilai DCFR}$$

Dari persamaan 6.7 dikonotasikan $R = S$, di mana perhitungan DCFR dilakukan secara *trial and error*, hingga diperoleh nilai selisih = 0

$$R = \text{Rp } 6.715.177.027.057$$

$$S = \text{Rp } 6.715.177.027.057$$

$$R - S = 0$$

Dari *trial and error* diperoleh nilai DCFR:

$$\text{DCFR} = 10\% \text{ dimana } i = 0,103000$$

Dengan beberapa pertimbangan analisa ekonomi, dijelaskan pada Tabel 6.18 menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dan grafik evaluasi ekonomi yang disajikan pada Gambar 6.2.

6.5.6. Analisis Tingkat Risiko Pabrik

Parameter dalam menentukan tingkat risiko pabrik dapat dipengaruhi oleh beberapa hal, analisis resiko sangatlah diperlukan sebagai tolak ukur pendirian pabrik apakah memiliki risiko tinggi atau rendah, supaya pabrik dapat dikelola dengan baik dan meminimalisir terjadinya kecelakaan kerja. Berikut beberapa faktor yang dapat mempengaruhi tingkat risiko pada pabrik:

1. Karakteristik Bahan Baku

Sifat kimia dari N-butana yang mudah terbakar harus mendapatkan penanganan khusus dalam proses penyimpanan bahan baku.

2. Suhu Tinggi Alat Proses

Kondisi operasi yang digunakan pada *Fixed Bed Multitube Reactor* sebesar 300°C , sehingga memerlukan pendingin pada reaktor untuk meminimalisir terjadinya *over heating*.

3. Proses Produksi

Proses oksidasi memiliki risiko yang tinggi karena reaksi antar komponen terjadi dengan cepat dan mudah.

4. Sifat Kimia Produk

Asam asetat dengan kemurnian tinggi (99%) bersifat korosif.

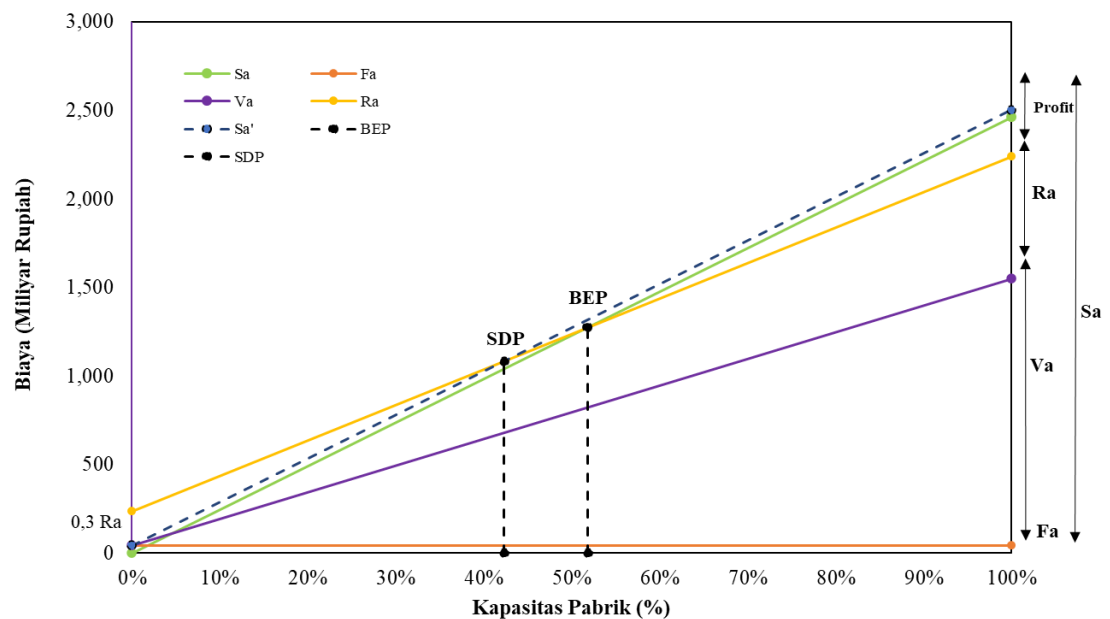
5. Geografis

Lokasi pabrik berdekatan dengan laut, beresiko terjadinya tsunami.

Dari beberapa faktor tersebut, dapat disimpulkan bahwa Pabrik Asam Asetat memiliki risiko yang tinggi (*high risk*) serta perlu penanganan yang sangat hati-hati dalam kegiatan proses produksi.

Tabel 6.18 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Layak/Tidak
ROI sebelum pajak	66%	<i>High Risk minimum 44%</i>	Layak
ROI setelah pajak	49%		
POT sebelum pajak	1	<i>High Risk maximum 2 years</i>	Layak
POT setelah pajak	1,1		
BEP	40%	40-60%	Layak
SDP	33%		Layak
DCFR	10%	>1,5 bunga bank = minimal 9,38%	Layak



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis, pra-rancangan pabrik asam asetat dari Oksidasi N-butana dengan kapasitas 30.000 ton/tahun diperoleh kesimpulan:

1. Pendirian pabrik asam asetat dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Indramayu, Jawa Barat. Pendirian pabrik bertujuan untuk memenuhi kebutuhan asam asetat dalam negeri sehingga dapat mengurangi kebutuhan impor dari luar negeri.
2. Ditinjau dari kondisi operasi beberapa alat menggunakan suhu dan tekanan yang tinggi maka pabrik asam asetat dapat dikatakan berisiko tinggi.
3. Pabrik asam asetat dengan kapasitas 30.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku n-butana sebanyak 14.700 ton/tahun.
4. Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh data sebagai berikut:
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp. 367.946.679.845 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp. 275.960.009.883
 - b. *Return Of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 66% dan setelah pajak sebesar 49%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko tinggi minimum 44%

- c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 1 tahun dan POT setelah pajak selama 1 tahun. Syarat POT untuk pabrik beresiko tinggi maksimal 2 tahun.
 - d. *Break Even Point* (BEP) pada pabrik Asam Asetat sebesar 40%. Nilai tersebut sudah termasuk kedalam syarat BEP dari pabrik kimia antara 40%-60%.
 - e. *Shut Down Point* (SDP) untuk nilai SDP didapatkan sebesar 33%.
 - f. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) pada pabrik Asam Asetat sebesar 10%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.
5. Dari hasil seluruh tinjauan yang dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses serta hasil analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik asam asetat dari oksidasi n-butana dengan kapasitas 30.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan, konsep-konsep tersebut diantaranya:

1. Perlu dilakukan optimasi bahan baku serta pemilihan alat utama maupun alat penunjang sehingga mengoptimalkan keuntungan yang didapatkan.

2. Produk *Acetic Acid* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.
3. Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang di dukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik

DAFTAR PUSTAKA

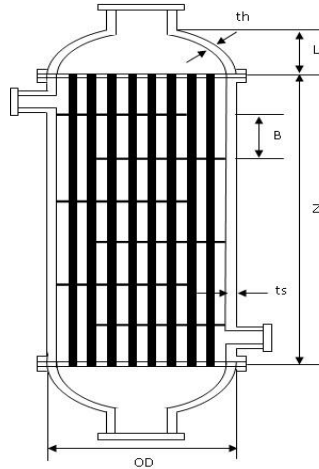
- Aciditama. (2024). diakses pada tanggal 22 April 2024 dari <https://acidatama.com>
- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955. *Chemical engineering cost estimation*.
- Big Chemical Encyclopedia. Diakses pada 11 Desember 2024 dari [Chempedia.info/info/oxidation_of_n_butane/](https://chempedia.info/info/oxidation_of_n_butane/)
- Bps. (2024). Diakses pada 22 April 2024 dari <https://www.bps.go.id/exim/>
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983. *Chemical Engineering*, vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Ferrer, M., David, R. and Villermaux, J., 1983. *Homogeneous Oxidation of n-butane in a Fixed Bed Reactor*, France.
- Fessenden, Ralph J. and Fessenden, Joan. S., 1992, Kimia Organik, Erlangga. Jakarta
- Guettel, R. and Turek, T., 2010. *Assessment of micro-structured fixed-bed reactors for highly exothermic gas-phase reactions*. *Chemical Engineering Science*, 65(5), pp.1644-1654.
- Icis. 2015. *Key Takeaways – Global Chemical and Energy*. <http://www.icis.com/>. Diakses pada tanggal 29 November 2024.

- Kern, D.Q., 1950. *Process Heat Transfer*, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Matche. 2022. *Equipment Cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 10 Agustus 2024.
- Matche. 2022. *Equipment Cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 19 September 2024.
- Matche. 2022. *Equipment Cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 5 Oktober 2024.
- Mc Ketta, J.J and Cunningham, W.A., 1976, *Encyclopedia of Chemical Technology Third edition Volume 1*, 21,25. Jhon Wiley and Son Inc, ; New York.
- Patent, CN. (2012): *Acetic Acid Degenerative Starch and Preparation Method*.
- Perry's, R.H., and Green, D., 1999, *Perry's Chemical Engineer's Hand Book*, 7th edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Peters, M.S. and Klaus, D., 2004. Timmerhaus dan Ronald E.
- Sharma, R.K., Cresswell, D.L. and Newson, E.J., 1991. *Kinetics and Fixed-Bed Reactor Modeling of Butane Oxidation to Maleic Anhydride*. *AIChE journal*, 37(1), pp.39-47.
- Suwarni, Eka S., 2006, *Proses Produksi Asam Asetat di PT Sarasa Nugraha Tbk*. Laporan Kerja Praktek Jurusan Teknik Kimia, Universitas Muhammadiyah Surakarta, Surakarta, Indonesia.
- Vatavuk, W.M., 2002. *Updating the Chemical Engineering Plant Cost Index*. *Chemical Engineering*, 109(1), pp.62-70.

Weight Calculator. <https://www.arcenergy.com/weightcalculator/>. Diakses pada tanggal 20 September 2024.

Yaws, C.L., 1999. *Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals*. Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR



REAKTOR 01 (R-01)

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Mereaksikan antara O_2 dan C_4H_{10} untuk menghasilkan CH_3COOH

Fase Proses : Gas

Alasan Pemilihan :

1. Zat pereaksi berupa gas dengan katalis padat.
2. Umur katalis yang relatif panjang.
3. Kontruksi reaktor *Fixed Bed Multitube* lebih sederhana apabila dibandingkan dengan Reaktor *Fluized Bed* sehingga biaya perancangan, operasional, dan perawatan relatif rendah.

Kondisi Operasi	:	Suhu	= 300°C
		Tekanan	= 5 atm
		Reaksi	= Eksotermis
		Konversi	= 98%
Spesifikasi Katalis	:	Bentuk	= <i>Pellet</i>
		Porositas	= 0,5
		ρ_B	= 700 kg/m ³
		Diameter	= 3,5 mm

1. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.1 Tinjauan Temodinamika

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah:



Data energi pembentukan ΔH°_f dengan suhu 298 K pada Tabel 1.1 yang bersumber dari (Yaws, 1990).

Tabel 1.1 Harga ΔH°_f pada masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_f 298\text{K}(\text{kJ/mol})$
Oksigen (O ₂)	0
Butana (C ₄ H ₁₀)	-126
Air (H ₂ O)	-241
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	-434

Berdasarkan dengan nilai harga ΔH°_f pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai *enthalpy*.

- *Enthalpy* reaksi utama dengan persamaan (1.1) (1.2)

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ = (\Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{COOH} + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{C}_4\text{H}_{10} + \Delta H^\circ_f \text{O}_2)$$

$$\Delta H^\circ = 2(-434,84 \text{ kJ/mol}) + (-241,8 \text{ kJ/mol}) - ((-126,15 \text{ kJ/kmol}) +$$

$$5/2(0 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H^\circ = -985,330 \text{ kJ/mol}$$

Setelah mengetahui nilai *enthalpy*, kemudian menghitung nilai *Gibbs* pada reaksi yang sama dengan suhu 298K. Tertera pada tabel 1.2 yang bersumber dari (Yaws, 1990) menunjukkan harga energi *Gibbs* pada masing-masing komponen.

Tabel 1.2 Harga ΔG°_f pada masing-masing komponen

Komponen	ΔG°_f 298K(kJ/mol)
Oksigen (O ₂)	0
Butana (C ₄ H ₁₀)	-15,90
Air (H ₂ O)	-237
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	-382

- Energi *Gibbs* reaksi utama dengan persamaan (1.1) (1.3)

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_f \text{CH}_3\text{COOH} + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G^\circ_f \text{C}_4\text{H}_{10} + \Delta G^\circ_f \text{O}_2)$$

$$\Delta G^\circ = 2(-382,90 \text{ kJ/mol}) + (-237,13 \text{ kJ/mol}) - (-15,9 \text{ kJ/mol}) + 5/2(0 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta G^\circ = -987,030 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -987,03 \text{ J/mol}$$

Berdasarkan dengan perhitungan diatas, dapat disimpulkan bahwa reaksi antara butana dengan oksigen menjadi asam asetat adalah eksotermis atau menghasilkan panas yang berlebih karena bernilai negatif (-), sehingga memerlukan pengendalian panas agak tidak terjadi *overheat*.

Perhitungan dalam penentuan energi *Gibbs* digunakan untuk memperkirakan laju arah reaksi kimia yang sifatnya cenderung spontan atau tidak. Apabila berlangsung secara spontan sehingga membutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan energi *Gibbs* bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Untuk dapat mengetahui sifat reaksinya *reversible* atau *irreversible* dapat ditentukan dengan menghitung energi bebas *Gibbs*, dengan reaksi pada suhu 298K.

Berdasarkan persamaan dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K = \left(\frac{-\Delta G^\circ_r}{RT} \right) \quad (1.4)$$

Pada reaksi utama persamaan (1.3)

$$\ln K = \frac{1}{T} \frac{-(-987,03) \left(\frac{J}{mol} \right)}{8,314 \left(\frac{J}{mol \cdot K} \right)} \quad (1.5)$$

$$K = 1,49 \quad (1.6)$$

Berdasarkan dengan persamaan (1.6), didapatkan hasil perhitungan konstanta kesetimbangan dengan menggunakan batas atas dan batas bawah dengan rentan suhu yang digunakan. Kondisi operasi yang digunakan sebesar 573 K.

- Nilai Konstanta Kesetimbangan Reaksi pada suhu 573 K

Pada reaksi utama dengan persamaan (1.1)

$$K = 1,23 \quad (1.7)$$

1.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, seperti laju kinetika.

Reaksi yang terjadi di reaktor dinyatakan pada persamaan (1.1).

Kecepatan reaksi pembentukan asam asetat dari n-butana dan oksigen secara kinetika adalah:

$$k_1 = e^{\frac{-E}{RT}} \quad (1.8)$$

$$k_1 = 7,23 \cdot \exp (-20500/RT)$$

$$k_1 = 3,524 \cdot 10^{13} \text{m}^{1,5} \text{s}$$

Dimana:

$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$ (konstanta gas ideal)

$T = \text{Suhu Operasi}$

$A_{\text{Butana}} = 7,23 \times 10^{15} \text{ m}^3/2 \text{ mol}^{-1/2} \text{ s}^{-1}$ (frekuensi faktor tumbukan)

$E_{\text{Butana}} = 205 \text{ kJ mol}^{-1}$

(Ferrer et al., 1983)

2. Penentuan Model Matematis

Neraca massa kemudian disusun untuk seluruh komponen yang terlibat didalam reaktor. Komponen yang terlibat adalah O_2 dan C_4H_{10} .

Neraca massa seluruh komponen disusun dalam elemen volume.

Reaksi yang terjadi di reaktor dinyatakan pada persamaan (1.1).

Neraca massa reaktan dalam kondisi *steady state*:

rate of mass in C_4H_{10} - rate of massa C_4H_{10} - rate of reaction = rate of acc

$$F_A | W - F_A | r \Delta W - (-r_A') \Delta W = 0 \text{ (steady state)}$$

Persamaan model matematis yang digunakan dalam perhitungan ini untuk menentukan bobot katalis yang digunakan dalam reaktor.

Persamaan dibagi dengan Δw dan dinyatakan dalam limit, sehingga persamaan menjadi:

$$\lim_{\Delta w \rightarrow 0} \frac{F_A | W r \Delta W - F_A | W}{\Delta W} = (-r_A') \quad (1.9)$$

$$-r_A' = \frac{(-r_A)}{\rho_B}$$

$$-\frac{dFA}{dW} = (-r_A')$$

$$\therefore FA0 \frac{dX_a}{dW} = (-r_A')$$

$$W = FA0 \int_0^{x_a} \frac{dx_a}{(-r_A')}$$

$$= \frac{FA0}{\rho_B} \int_0^{x_a} \frac{dx_a}{(-r_A)}$$

$$= \frac{FA0}{\rho_B} \int_0^{x_a} \frac{dx_a}{kCA}$$

$$= \frac{FA0}{\rho_B kCA0} \int_0^{x_a} \frac{dx_a}{(1 - x_a)}$$

$$= \frac{FA0}{kCA0\rho_B} + \ln(1 - x_a)$$

$$W = \frac{FA0}{kCA0\rho_B} \ln(1 - x_a^{0,98})$$

$$W = \frac{260 \text{ kmol/jam}}{(3,91)(0,00804 \frac{\text{mol}}{\text{L}})(700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}$$

$$= \frac{32}{(3,91)(0,00804)(0,7)}$$

$$W = 1.453 \text{ kg}$$

Overdesign 20% bobot katalis didalam reaktor = 1.743 kg

Menentukan volume katalis yang digunakan:

$$V = \frac{W}{\rho_{\text{katalis}}} \quad (1.10)$$

$$V = \frac{14165}{1740}$$

$$V = 6,78 \text{ m}^3$$

Overdesign 20% volume katalis didalam reaktor = $8,14 \text{ m}^3$

Menentukan jumlah pipa yang digunakan didalam reaktor:

$$n_t = \frac{V}{\text{volume 1 tube}} \quad (1.11)$$

$$n_t = \frac{1}{0,015}$$

$$n_t = 63 \text{ buah}$$

2.1 Menghitung Kenaikan Suhu Reaksi

$$Q = m \cdot c \cdot \Delta T \quad (1.12)$$

$$c = \frac{Q}{\Delta T}$$

$$1785 = \frac{110357}{\Delta T}$$

$$\Delta T = \frac{110357}{1785}$$

$$\Delta T = 61,81 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dimana:

Q = Transfer Panas

m = Massa

c = Kalor Jenis

3. Neraca Massa Reaktor

Tabel 1.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
O ₂	2.560	0	51,02
C ₄ H ₁₀	0	1.856	37,12
H ₂ O	0	0	564
CH ₃ COOH	0	0	3.763
Total	2.560	1.856	4.416

4. Neraca Panas

$$\sum Q_{\text{total}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}}$$

$$Q_{\text{reaksi total}} = 896650 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = \sum Q_{\text{in}} - \sum Q_{\text{out}} \quad (1.13)$$

$$= 1047613 - 1125642$$

$$= 78028 \text{ kJ/jam}$$

$$= 73956 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga:

$$\Delta H = \Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}} \quad (1.14)$$

$$\Delta H = 444 \text{ kJ/kg}$$

Berdasarkan dengan nilai ΔH yang didapatkan, maka kebutuhan pendingin

Dowtherm yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned} M_p &= 175 \text{ kJ/kg} \\ &= 387 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

5. Perhitungan Sifat-Sifat Fisis

A. Kapasitas Panas Gas

Kapasitas panas gas merupakan fungsi suhu yang dinyatakan sebagai berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4, C_p \text{ dalam } \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \text{ dan } T \text{ dalam K} \quad (1.15)$$

Berdasarkan dengan data pada Yaws (1999), nilai konstanta A, B, C,

D, E untuk setiap komponen dicantumkan pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Konstanta Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
O ₂	$2,95 \times 10$	$-8,90 \times 10^{-3}$	$3,81 \times 10^{-5}$	$3,26 \times 10^{-8}$	$8,86 \times 10^{-12}$
C ₄ H ₁₀	$2,01 \times 10$	$2,82 \times 10^{-1}$	$-1,31 \times 10^{-5}$	$-9,46 \times 10^{-8}$	$3,41 \times 10^{-11}$
H ₂ O	$3,39 \times 10$	$-8,42 \times 10^{-3}$	$2,99 \times 10^{-5}$	$1,78 \times 10^{-8}$	$3,69 \times 10^{-12}$
CH ₃ COOH	$3,49 \times 10$	$-3,76 \times 10^{-2}$	$2,83 \times 10^{-5}$	$-3,08 \times 10^{-8}$	$9,26 \times 10^{-11}$

Nilai kapasitas panas gas campuran dapat dihitung dengan persamaan

berikut:

$$C_{p_{mix}} = \sum C_{pi} \quad (1.16)$$

Dimana:

$C_{p_{mix}}$ = kapasitas panas gas komponen (J/mol/K)

y_i = fraksi mol komponen i

B. Viskositas Gas

Viskositas gas merupakan fungsi suhu yang dinyatakan sebagai berikut:

$$\mu_i = A_i + B_i T + C_i T^2 \quad (1.17)$$

Berdasarkan pada data Yaws (1999), nilai konstanta A, B, dan C untuk setiap komponen dicantumkan pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Konstanta Viskositas Gas

Komponen	A	B	C
O ₂	$4,42 \times 10$	$5,62 \times 10^{-1}$	$1,13 \times 10^{-4}$
C ₄ H ₁₀	-4,95	$2,90 \times 10^{-1}$	$-6,97 \times 10^{-5}$
H ₂ O	$-3,68 \times 10$	$4,29 \times 10^{-1}$	$-1,62 \times 10^{-5}$
CH ₃ COOH	$-2,87 \times 10$	$2,35 \times 10^{-1}$	$2,21 \times 10^{-4}$

Nilai Viskositas gas campuran dapat dihitung dengan persamaan (1.17):

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum y_i \mu_i M_i^{0,5}}{\sum y_i M_i^{0,5}} \quad (1.18)$$

Dimana:

μ_{mix} = viskositas komponen i (W/m/K)

μ_i = viskositas komponen i (W/m/K)

M_i = berat molekul komponen I (gram/mol)

Y_i = fraksi mol komponen i

C. Konduktivitas Gas

Konduktivitas gas merupakan fungsi suhu yang dinyatakan dengan persamaan (1.18):

$$k_i = A_i + B_i T + C_i T^2 \quad (1.19)$$

Berdasarkan dengan data Yaws (1999), nilai konstanta A, B, dan C untuk setiap komponen dicantumkan pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Konstanta Konduktivitas Gas

Komponen	A	B	C
O ₂	$1,21 \times 10^{-3}$	$8,62 \times 10^{-5}$	$-1,334 \times 10^{-8}$
C ₄ H ₁₀	$-1,82 \times 10^{-3}$	$1,94 \times 10^{-5}$	$1,3818 \times 10^{-7}$
H ₂ O	$5,30 \times 10^{-4}$	$4,71 \times 10^{-5}$	$4,9551 \times 10^{-8}$
CH ₃ COOH	$2,34 \times 10^{-3}$	$-6,5956 \times 10^{-6}$	$1,1569 \times 10^{-7}$

Nilai konduktivitas gas campuran dapat dihitung dengan persamaan (1.19):

$$k_{\text{mix}} = \frac{\sum y_i k_i M_i^{0.33}}{\sum y_i M_i^{0.33}} \quad (1.20)$$

Dimana:

k_{mix} = viskositas komponen i (W/m/K)

k_i = viskositas komponen i (W/m/K)

M_i = berat molekul komponen i (gram/mol)

Y_i = fraksi mol komponen i

D. Densitas

Densitas gas dapat ditentukan melalui persamaan gas ideal (1.21):

$$PV = nRT \quad (1.21)$$

$$PV = \frac{\rho V}{M_r} RT$$

$$\rho = \frac{P M_r}{R T}$$

Dimana:

ρ = densitas gas (kg/m³)

P = tekanan gas (Pa)

R = berat molekul rata-rata gas (gram/mol)

T = suhu (K)

6. Menentukan Spesifikasi Reaktor

Perhitungan spesifikasi dan simulasi Reaktor (R-01) dilakukan dengan menggunakan metode numeris *Runge-Kutta*. Berikut adalah kondisi operasi reaktor yang diperoleh berdasarkan dengan Tabel 1.7:

Tabel 1.7 Kondisi Operasi

Parameter	Besaran
Suhu (K)	573
Tekanan (atm)	5
Diameter (m)	1,757
Tinggi (m)	7,675

7. Mechanical Design Reactor

A. Head

Dalam penentuan jenis *head*, dilakukan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. *Flanged & Standard Dished Head*, pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, dengan harga yang cukup ekonomis dan digunakan untuk jenis tangka dengan diameter yang kecil.
2. *Torispherical Flanged & Dished Head*, pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.
3. *Elliptical Dished Head*, pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi yang tinggi dan memiliki harga yang cukup mahal.
4. *Hemispherical Head*, pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi, dengan material yang sangat kuat. Tetapi jenis ini memiliki ukuran yang sangat terbatas.

Berdasarkan dengan beberapa pertimbangan tersebut, dipilih jenis *Flanged & Standard Dished Head*, dikarenakan menyesuaikan dengan tekanan operasi reaktor yang relatif kecil yaitu 1 atm (Brownell & Young, 1959). Kemudian untuk menentukan spesifikasi *head* reaktor, digunakan persamaan (1.21):

$$r = \frac{ID}{2} \quad (1.22)$$

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

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

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

$$OA = t + b + sf$$

Dimana,

ID = diameter dalam *head*, in

OD = diameter luar *head*, in

t = tebal *head*, in

r = jari-jari *dish*, in

icr = jari-jaris sudut *dish*, in

b = tinggi *head*, in

sf = *straight flange*, in

1. Tebal Head

Menurut Brownel & Young (1979), tebal Menara dapat dihitung dengan persamaan yang tertera pada persamaan (1.22):

$$t = \frac{0,885Prc}{fE - 0,1P} + C \quad (1.23)$$

Dimana,

t = tebal *head*, in

P = tekanan, psi

rc = *radius of dish*, in

f = *maximum allowance stress*, psi

E = *welded joint efficiency*

C = *corrosion allowance*, in

Tangki yang dirancang menggunakan bahan *Carbon Steel SA-283* memiliki tegangan maksimum yang diizinkan sebesar 21000 psi. Data-data terkait bahan-bahan yang digunakan adalah sebagai berikut:

- *Allowance Stress, f* : 21000 psi
- Efisiensi sambungan, *E* : 0,8 (*double welded butt joint*)
- Faktor korosi, *C* : 0,125 in

Interval Pressure pada reaktor sebesar 1 atm dan untuk *safety factor*, maka digunakan *overdesign* sebesar 20% dari *interval pressure*, sehingga:

- *Interval Pressure (20% overdesign)* : 1,2 atm
- Diameter dalam shell : 0,75 m

Maka, jari-jari dish (*rc*) = 3,83 in

- Tebal *head* (*th*)

Dipilih tebal *head* standar sebesar 0,19 in

2. Tinggi Head

$$th + b + sf$$

Berdasarkan dengan tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), maka diperoleh:

$$t_{head\text{ standar}} = 7,091 \text{ in}$$

$$sf = 3,00 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 3,83 \text{ in}$$

Berdasarkan dengan perhitungan, diperoleh data sebagai berikut:

$$ID_s/2 = 35,44 \text{ in}$$

$$A_{head \text{ in}} = 4616 \text{ in}^2$$

$$A_{head \text{ out}} = 4661 \text{ in}^2$$

Sehingga diperoleh tinggi head sebesar 7,091 in atau sebesar 0,180m.

3. Volume Head

Volume head dapat dihitung menggunakan persamaan 5.12 (Brownell & Young, 1959). Disertakan pada persamaan (1.23):

$$V_{head} = 2(0,00049ID_s^3) \quad (1.24)$$

Dimana,

V_{head} = volume *head*, in

ID_s = diameter dalam *shell*, in

Sehingga diperoleh volume head sebesar 349,05 in atau 8,86 m³

B. Shell

1. Diameter Dalam Shell (ID_s)

Diameter dalam shell (ID_s) sebesar 70,88 in atau 1,80 m.

2. Tebal Shell (t_s)

Menurut Brownell & Young (1979), tebal shell dapat dihitung dengan persamaan (1.24):

$$t = \frac{PD}{fE - 0,6P} \quad (1.25)$$

Dimana,

- t = tebal *shell*, in
 P = tekanan, psi
 r = jari-jari *shell*, in
 f = *maximum joint efficiency*
 C = *corrosion allowance*, in

Tangki yang dirancang menggunakan bahan *Carbon Steel SA-283* dengan tegangan maksimum yang diizinkan adalah 12650 psi.

Data-data mengenai bahan-bahan tersebut sebagai berikut:

- *Allowance Stress*, f: 12650 psi
- Efisiensi sambungan, E: 0,80 (*double welded butt joint*)
- *Corrosion Allowance*, C: 0,125 in

Internal pressure pada reaktor sebesar 1 atm dan *safety factor*, maka digunakan *overdesign* sebesar 20% dari internal pressure, sehingga:

- *Internal Pressure (20% overdesign)*: 1,2 atm
- Diameter dalam *shell*: 70,88 in
- Tebal *shell* (ts): 0,75 in

3. Diameter Luar *Shell* (ODs)

$$OD_s = ID_s + 2T_s \quad (1.26)$$

Diperoleh ODs sebesar 71,26 in.

C. Spesifikasi Reaktor

1. Volume Reaktor

$$V_r = V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}} = 18,6156 \text{ m}^3$$

2. Tinggi Total Reaktor

$$H_R = Z + H_{\text{Head}} = 7,675 \text{ m}$$

8. Perhitungan Saluran Pemasukan dan Pengeluaran

Diameter optimal yang ideal untuk pipa yang terbuat dari bahan *carbon steel* dihitung dengan menggunakan persamaan (1.26) (Coulson and Richardson, 1983):

$$D_{\text{opt}} = 282G^{0,53}\rho^{-0,37} \quad (1.27)$$

Dengan,

D_{opt} = diameter dalam pipa optimum, mm

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/s

ρ = densitas fluida, kg/m³

Saluran Pemasukan Gas Umpan

Kecepatan aliran massa (G_{in}) = 9,9667 kg/s

Densitas campuran *liquid* = 1,1100 kg/m³

Sehingga diperoleh D_{opt} sebesar 953,52 mm atau 37,54 in.

Berdasarkan table 11 Kern, dipilih pipa standart dengan ukuran:

IPS = 18 in

OD	= 18 in
<i>Schedule Number</i>	= 20
ID	= 17,25 in
<i>Flow Area per pipe</i>	= 234 in ²
<i>Surface per lin ft Outside</i>	= 4,71 ft ²
<i>Surface per lin ft Inside</i>	= 4,52 ft ²
<i>Weight per lin ft</i>	= 72 lb steel

Saluran Pemasukan Gas Keluar

Kecepatan aliran massa (Giin) = 9,96 kg/s

Densitas campuran *liquid* = 0,84 kg/m³

Sehingga diperoleh Dopt sebesar 1057,493 mm atau 41,6336 in.

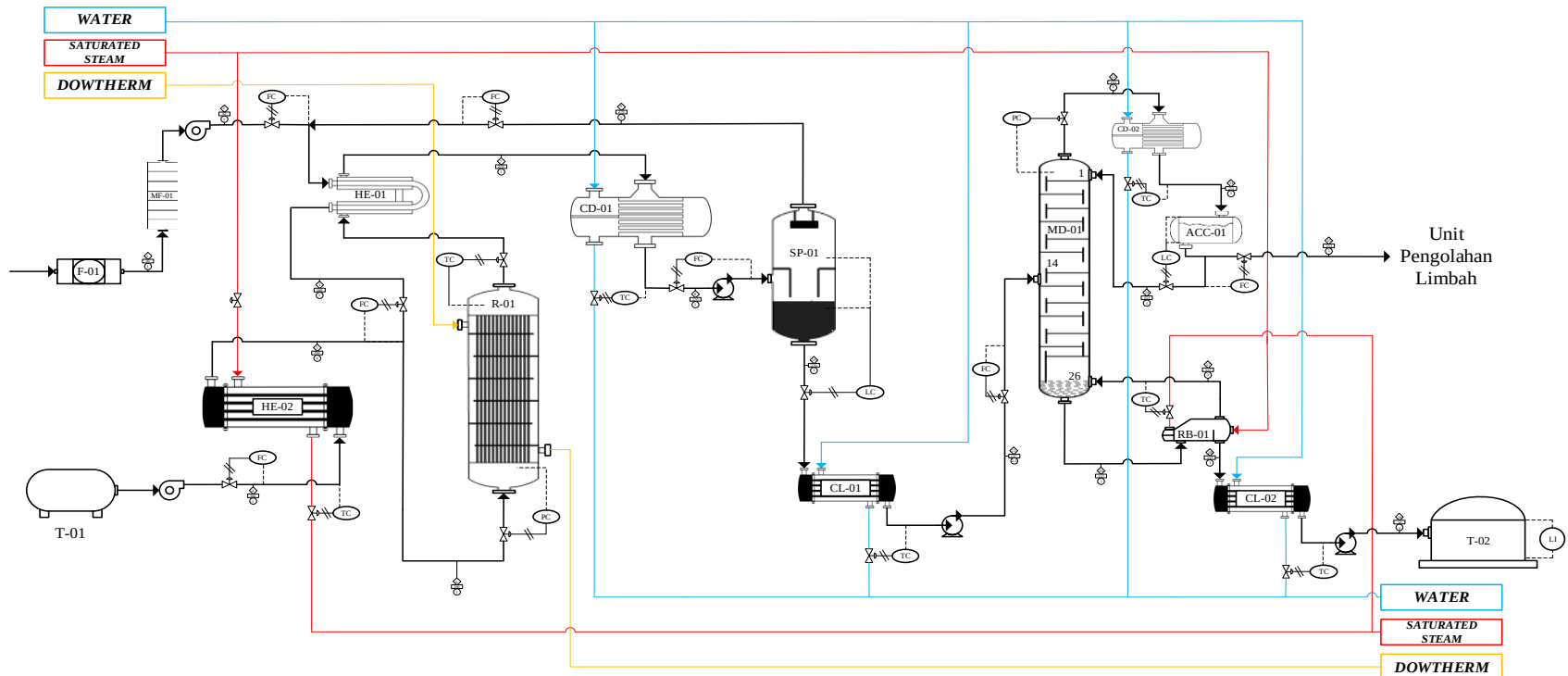
Berdasarkan table 11 Kern, dipilih pipa standar dengan ukuran:

IPS	= 22 in
OD	= 22 in
<i>Schedule Number</i>	= 20
ID	= 21,25 in
<i>Flow Area per pipe</i>	= 355 in ²
<i>Surface per lin ft Outside</i>	= 5,75 ft ²
<i>Surface per lin ft Inside</i>	= 5,56 ft ²
<i>Weight per lin ft</i>	= 84 lb steel

LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DENGAN OKSIDASI N-BUTANA

KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
N ₂	8.896																	
O ₂	2.509	2.509	2.509			2.560	51,20	51,20	51,20									
C ₄ H ₁₀			35,91	1.820	1.820	1.856	37,12	37,12	35,91	1,21								
H ₂ O			0,09			0,089	565	565	0,09	564	564	559	559	102	456	5,64	3,39	5,64
CH ₃ COOH			0,24			0,242	3.763	3.763	0,24	3.763	3.763	37,63	37,63	6,89	30,74	3.725	2.237	3.725
TOTAL	8.896	2.509	2.545	1.820	1.820	4.416	4416	4416	87,44	4.329	4.327	596	596	109	487	3.731	2.240	3.731

Keterangan Alat Kontrol	
TC	Temperature Controller
PC	Pressure Controller
FC	Flow Controller
LI	Level Indicator
LC	Level Controller
Keterangan Instrumen	
	Nomor Arus
	Suhu
	Tekanan
	Control Valve
	Pipe
	Sinyal Pneumatik
	Sinyal Elektrik

Keterangan Alat	
ACC	Accumulator
F	Air Filter
CD	Condensor
CL	Cooler
HE	Heat Exchanger
MD	Menara Distilasi
MF	Membrane Gas Filter
R	Reaktor
RB	Reboiler
SP	Separator
T	Tangki

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DENGAN OKSIDASI N-BUTANA DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:

Fachri Muhammad Ihsan (20521230)
Frea Hugo Akira (20521140)

DOSEN PEMBIMBING:

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

LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Fachril Muhammad Ilham

NIM : 20521230

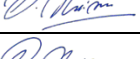
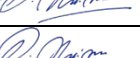
2. Nama Mahasiswa : Frea Huga Akira

NIM : 20521140

Judul Prarancangan : **PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT
DENGAN OKSIDASI N-BUTANA DENGAN KAPASITAS 30.000 Ton/Tahun**

Mulai Masa Bimbingan : **14 Maret 2024**

Batas Akhir Bimbingan : **13 September 2024**

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	19 Maret 2024	Penentuan Kapasitas dan Kinetika Reaksi	
2.	23 April 2024	Penentuan Proses dan <i>Economic Potential</i>	
3.	01 Mei 2024	Penentuan Bahan Baku	
4.	08 Mei 2024	Diagram Alir Kualitatif	
5.	25 Juni 2024	Perhitungan Neraca Massa dan Perancangan Reaktor	
6.	16 Juli 2024	Perancangan Alat Pemisah	
7.	6 Agustus 2024	PEFD	
8.	26 Agustus 2024	Perancangan Alat Penyimpanan, Transportasi, dan Penukar Panas	
9.	2 Oktober 2024	Neraca Panas dan Tata Letak Pabrik	
10.	23 Oktober 2024	Utilitas	
11.	29 Oktober 2024	Evaluasi Ekonomi dan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 29 Oktober 2024
Dosen Pembimbing,

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'D. Ma'mun', with a horizontal line underneath.

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