

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI
PARAXYLENE DAN OKSIGEN DENGAN PROSES AMOCO
KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Naufal Setyo Adi Wibowo

Nama : Diky Darmawan

NIM : 17521052

NIM : 17521118

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXYLENE DAN
OKSIGEN DENGAN PROSES AMOCO KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Naufal Setyo Adi Wibowo

Nama : Diky Darmawan

NIM : 17521052

NIM : 17521118

Yogyakarta, 05 Oktober 2021

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

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



Naufal Setyo Adi Wibowo



Diky Darmawan

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXYLENE DAN
OKSIGEN DENGAN PROSES AMOCO KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Mendapatkan Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Naufal Setyo Adi Wibowo

Nama : Diky Darmawan

NIM : 17521052

NIM : 17521118

Yogyakarta, 05 Oktober 2021

Pembimbing I

Pembimbing II



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

Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih,
S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXYLENE DAN
OKSIGEN DENGAN PROSES AMOCO KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Naufal Setyo Adi Wibowo

Nama : Diky Darmawan

NIM : 17521052

NIM : 17521118

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 28 Oktober 2021

Tim Penguji

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

Ketua Penguji

Dr., Ir., Farham H M Saleh, MSIE.

Anggota I

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

Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Ketua Program Studi,



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Asam Tereftalat Dari Paraxylene Dan Oksigen Dengan Proses Amoco Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Lucky Wahyu Nuzulia, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir

yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2017 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Penulis,

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Ahmad Dirno dan Ibu Yuniarsih serta adik saya yang selalu memberikan do'a, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Diky Darmawan sebagai partner pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Terima kasih telah menemani saya berjuang dalam menyelesaikan tahap untuk menjadi sarjana. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain.

Shafa Izdihara, Latahzan, Kosan Pamungkas dan MB UII, terima kasih telah menerima segala suka duka selama perkuliahan. Terima kasih telah menjadi tim support hebat sehingga saya bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepannya dan dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang paling baik.

Teknik Kimia UII 2017, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Naufal Setyo Adi Wibowo)

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Arifin dan Ibu Nikmah yang selalu memberikan do'a, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Naufal Setyo Adi Wibowo sebagai partner pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dari Kerja Praktek, Penelitian, hingga penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Terima kasih telah menemani saya berjuang dalam menyelesaikan tahap untuk menjadi sarjana. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain.

Teman teman Kosan Pamungkas terima kasih telah menerima segala suka duka selama perkuliahan. Terima kasih telah menjadi tim support hebat sehingga saya bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah. Semoga kita diberikan ilmu yang

Teknik Kimia UII 2017, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Diky Darmawan)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xviii
<i>ABSTRACT</i>	xix
ABSTRAK.....	xx
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Produksi	2
1.2.1. <i>Supply</i>	3
1.2.2. <i>Demand</i>	4
1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku	7
1.3. Tinjauan Pustaka	8
BAB II.....	13
PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1. Spesifikasi Produk.....	13
2.2. Spesifikasi Bahan.....	14
2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu	14

2.4. Pengendalian Kualitas	16
BAB III	21
PERANCANGAN PROSES	21
3.1. Uraian Proses	21
3.1.1. Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu	21
3.1.2. Proses Reaksi	22
3.1.3. Proses Pemisahan	23
3.2. Spesifikasi Alat Proses	24
3.3. Perancangan Produksi	43
3.3.1. Neraca Massa	43
3.3.2. Neraca Panas	47
3.3.3. Diagram Alir Kualitatif & Kuantitatif	52
BAB IV	54
PERANCANGAN PABRIK	54
4.1. Lokasi Pabrik	54
4.2. Sasaran Pasar	55
4.3. Tata Letak Pabrik	55
4.4. Tata Letak Alat Proses	58
4.5. Unit Pendukung Proses	59
4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	59
4.5.2. Unit Pembangkit Steam	61
4.5.3. Unit Penyediaan Dowtherm	62
4.5.4. Unit Pembangkit Listrik	62
4.5.5. Unit Penyedia Udara Instrumen	65
4.5.6. Unit Penyediaan Bahan Bakar	65
4.5.7. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	66

4.5.8. Spesifikasi Alat Utilitas	66
4.6. Organisasi Perusahaan	88
4.6.1. Bentuk Badan Usaha	88
4.6.2. Struktur Organisasi Perusahaan.....	89
4.6.3. Jadwal Kerja Karyawan.....	91
4.6.4 Jumlah Karyawan	93
4.6.5. Sistem Penggajian Karyawan	97
4.7. Evaluasi Ekonomi	103
4.7.1. Penaksiran Harga Alat.....	105
4.7.2. Dasar Perhitungan.....	109
4.7.3. Komponen Biaya	110
BAB V.....	119
PENUTUP.....	119
5.1. Kesimpulan	119
5.2. Penutup.....	119
DAFTAR PUSTAKA	120
LAMPIRAN.....	123

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor TA di Indonesia	2
Tabel 1.2. Data kapasitas produksi TA di Indonesia	3
Tabel 1.3. Data impor TA di Indonesia.....	3
Tabel 1.4. Data ekspor TA di Indonesia	5
Tabel 1.5. Data konsumsi TA di Indonesia.....	6
Tabel 1.6. Kapasitas pabrik TA yang ada	7
Tabel 3.1. Spesifikasi Tangki Penyimpanan <i>paraxylene</i> (T-01).....	24
Tabel 3.2. Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-02).....	25
Tabel 3.3. Tangki Penyimpanan Katalis (T-03).....	26
Tabel 3.4. Mix Drum (M-01)	27
Tabel 3.5. Heat Exchanger (HE-01).....	28
Tabel 3.6. Reaktor (R-01)	29
Tabel 3.7. Heat Exchanger (HE-02).....	31
Tabel 3.8. Rotary Vacuum Filter (RVF-01).....	32
Tabel 3.9. Screw Conveyor (SC-01).....	33
Tabel 3.10. Rotary Drier (RD-01).....	34
Tabel 3.11. Belt Conveyor (BC-01).....	35
Tabel 3.12. Bucket Elevator (BE-01).....	36
Tabel 3.13. Silo Bin (S-01)	37
Tabel 3.14. Pompa.....	38
Tabel 3.15. Menara Distilasi 01 (MD-01).....	39
Tabel 3.16. Condenser (CD-01).....	40
Tabel 3.17. Reboiler (RB-01)	41
Tabel 3.18 Kompresor (K-01).....	42
Tabel 3.19 Neraca massa di Mix Drum (M-01).....	43

Tabel 3.20 Neraca massa di Reaktor (R-01)	44
Tabel 3.21 Neraca massa di Rotary Vaccum Filter (RVF-01).....	45
Tabel 3.22 Neraca massa di Menara Distilasi (MD-01)	46
Tabel 3.23 Neraca massa di Rotary Dryer (RD-01).....	46
Tabel 3.24 Neraca Panas di Mix Drum (M-01)	47
Tabel 3.25 Neraca Panas di Heater-01 (HE-01).....	47
Tabel 3.26 Neraca Panas di Kompresor (K-01)	48
Tabel 3.27 Neraca Panas di Reaktor (R-01).....	48
Tabel 3.28 Neraca Panas di Cooler (HE-02).....	49
Tabel 3.29 Neraca Panas di Rotary Vaccum Filter (RVF-01)	49
Tabel 3.30 Neraca Panas di Rotary Dryer (RD-01)	50
Tabel 3.31 Neraca Panas di Heater (HE-03).....	50
Tabel 3.32 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01).....	51
Tabel 4.1. Kebutuhan air domestik	59
Tabel 4.2 Kebutuhan steam.....	50
Tabel 4.3. Kebutuhan listrik proses	63
Tabel 4.4. Kebutuhan listrik utilitas.....	64
Tabel 4.5. Kebutuhan listrik peralatan penunjang	65
Tabel 4.6. Spesifikasi Screening (FU-01).....	66
Tabel 4.7. Spesifikasi Bak Pengendap Awal (BU-01).....	67
Tabel 4.8. Spesifikasi Bak Flokulasi/Bak Penggumpal (BU-02).....	68
Tabel 4.9. Spesifikasi Clarifier (C-01).....	69
Tabel 4.10. Spesifikasi Bak Penyaring/Sand Filter (BU-03)	70
Tabel 4.11. Spesifikasi Bak Penampung Sementara (BU-04)	71
Tabel 4.12. Spesifikasi Tangki Air Bersih (TU-02).....	72
Tabel 4.13. Spesifikasi Tangki Air Proses (TU-03).....	72

Tabel 4.14. Spesifikasi Tangki Air Bertekanan (TU-10).....	73
Tabel 4.15. Spesifikasi Tangki Umpan Boiler (TU-06).....	73
Tabel 4.16. Spesifikasi Kation Exchanger (TU-04).....	74
Tabel 4.17. Spesifikasi Anion Exchanger (TU-05).....	75
Tabel 4.18. Spesifikasi Tangki NaCl (TU-07).....	76
Tabel 4.19. Spesifikasi Tangki NaOH (TU-08).....	76
Tabel 4.20. Spesifikasi Tangki Dearator.....	77
Tabel 4.21. Spesifikasi Tangki N ₂ H ₄ (TU-09).....	77
Tabel 4.22. Spesifikasi Tangki Air Demin	78
Tabel 4.23. Spesifikasi Storage Alum (WU-01).....	79
Tabel 4.24. Spesifikasi Storage Kaporit (WU-02).....	80
Tabel 4.25. Spesifikasi Pompa 01 - 05.....	81
Tabel 4.26. Spesifikasi Pompa 06 - 10.....	82
Tabel 4.27. Spesifikasi Pompa 11 - 15.....	83
Tabel 4.28. Spesifikasi Pompa 16 - 20.....	84
Tabel 4.29. Spesifikasi Pompa 21 - 22.....	85
Tabel 4.30. Spesifikasi Tangki Dowtherm.....	86
Tabel 4.31. Spesifikasi Cooler (HEU-01).....	87
Tabel 4.32. Jadwal Kerja Shift.....	92
Tabel 4.33. Jadwal kerja karyawan shift.....	92
Tabel 4.34. Tenaga kerja shift.....	93
Tabel 4.35. Tenaga kerja non-shift	93
Tabel 4.36. Penggajian karyawan	98
Tabel 4.37 <i>Chemicals Engineering Plant Cost Index</i>	106
Tabel 4.38 Tabel Harga Alat Proses	107
Tabel 4.39 Tabel Harga Alat Utilitas	108

Tabel 4.40 <i>Tabel Physichal Plant Cost (PPC)</i>	110
Tabel 4.41 <i>Tabel Direct Plant Cost (DPC)</i>	111
Tabel 4.42 <i>Tabel Fixed Capital Investment (FCI)</i>	111
Tabel 4.43 <i>Tabel Working Capital Investment</i>	111
Tabel 4.44 <i>Tabel Direct Manufacturing Cost</i>	112
Tabel 4.45 <i>Tabel Indirect Manufacturing Cost</i>	112
Tabel 4.46 <i>Tabel Fixed Manufacturing Cost</i>	113
Tabel 4.47 <i>Tabel General Expense</i>	113
Tabel 4.48 <i>Tabel Kategori Resiko</i>	114
Tabel 4.49 <i>Tabel Fixed Cost (Fa)</i>	116
Tabel 4.50 <i>Tabel Variable Cost</i>	116
Tabel 4.51 <i>Tabel Regulatd Cost</i>	116
Tabel 4.52 <i>Tabel Sales</i>	117



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik proyeksi impor <i>terephthalic acid</i>	4
Gambar 1.2. Grafik proyeksi ekspor <i>terephthalic acid</i>	5
Gambar 1.3 Grafik proyeksi konsumsi <i>terephthalic acid</i>	6
Gambar 3.1. Diagram Kualitatif.....	52
Gambar 3.2. Diagram Kuantitatif.....	53
Gambar 4.1. Lokasi rencana pembangunan pabrik <i>terephthalic acid</i>	55
Gambar 4.2 Layout Pabrik asam tereftalat.....	57
Gambar 4.3 Layout Alat Proses	58
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	90
Gambar 4.5 Grafik Analisa Kelayakan	118

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A. Perhitungan Reaktor	123
Lampiran B. PEFD asam tereftalat	143
Lampiran C. MSDS	144
Lampiran D. Blanko konsultasi	151



ABSTRACT

Based on the data from Statistic Indonesia, the need for terephthalic acid in Indonesia is a quite significant amount. To overcome this problem, a new terephthalic acid plant is a must. Terephthalic acid, a white solid with the molecular formula $C_8H_6O_4$ which is generally used as a raw material for the manufacture of polyethylene terephthalate (PET), raw material for the manufacture of fiber and plastic bottles. Therefore, a new terephthalic acid plant with a capacity of 100.000 tons/year will be built in Cilegon with a total area of 26.608 m². This plant operating for 330 days in a year requires 128 employees

The production process is carried out using the AMOCO method by reacting paraxylene (C_8H_{10}) and oxygen (O_2) in a continuous stirred tank Flow reactor at 210°C and 7 atm. The stream leaving the reactor is passed through a heat exchanger (HE-02) and delivered to the rotary vacuum filter (RVF-01) to separate the terephthalic acid crystal from their impurities. The cake from the RVF-01 is then dried in a rotary dryer (RD-01), then stored in product silo. The filtrate from RVF-01 is further processed in a distillation column (MD-01) to separate water and the remaining compounds such as paraxylene, acetic acid, and catalyst. These three compound are the recycled back to the mixing drum (M-01). Moreover, the plant requires water produce steam with 35.7 tones of water/hour, while the plant electricity requirement is supplied directly by the State Electricity Company (540kW) and a generator (1000kW)

From the plant economic analysis, it is obtained that the fixed capital investment (FCI) and the total production cost (TPC) are Rp 416,671,400,00 and Rp 1,373,694,339,400,000, respectively, with the ROI before tax of 42.41% and that after tax of 20.36%. Besides, the POT before and after-tax are 2 and 3.5 years, while the BEP and SDP are 42.60% and 31.65%, respectively. The DCF of the plants for ten years is 9.69%. Based on the economic analysis result, the terephthalic acid plant with a 100.000 tons/year capacity seems to be promising and needs to be further srudied.

الجمهورية العربية السورية
الجامعة اللبنانية
الكلية الهندسية
الهندسة الكيميائية

ABSTRAK

Berdasarkan data Biro Pusat Statistika, kebutuhan asam tereftalat di Indonesia cukup signifikan. Untuk mengatasi masalah ini, pendirian pabrik asam tereftalat baru adalah suatu keharusan. Asam tereftalat adalah padatan putih dengan rumus molekul $C_8H_6O_4$ yang umumnya digunakan sebagai bahan baku pembuatan polyethylene terephthalate (PET), bahan baku pembuatan fiber dan botol plastik. Oleh karena itu, akan dibangun pabrik asam tereftalat baru dengan kapasitas 100.000 ton/tahun di Cilegon dengan luas total 26.608 m². Pabrik yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun ini membutuhkan 128 karyawan

Proses produksi dilakukan dengan menggunakan metode AMOCO dengan mereaksikan *paraxylene* (C_8H_{10}) dan oksigen (O_2) dalam reaktor alir tangki berpengaduk pada 210°C dan 7 atm. Aliran yang meninggalkan reaktor dilewatkan melalui penukar panas (HE-02) dan dikirim ke *rotary vacuum filter* (RVF-01) untuk memisahkan kristal asam tereftalat dari pengotornya. Cake dari RVF-01 kemudian dikeringkan dalam *rotary dryer* (RD-01), kemudian disimpan di *product silo*. Filtrat dari RVF-01 diolah lebih lanjut dalam menara distilasi (MD-01) untuk memisahkan air dan senyawa sisa seperti paraxilena, asam asetat, dan katalis. Ketiga senyawa ini didaur ulang kembali ke drum pencampur (M-01). Selain itu, pembangkit membutuhkan air yang menghasilkan uap dengan 35,7 ton air/jam, sedangkan kebutuhan listrik pembangkit dipasok langsung oleh PLN (540kW) dan generator (1000kW).

Dari analisis keekonomian pabrik diperoleh bahwa investasi modal tetap (FCI) dan total biaya produksi (TPC) masing-masing adalah Rp 416.671.400,00 dan Rp 1.373.694.339.400.000, dengan ROI sebelum pajak sebesar 42,41% dan setelah pajak sebesar 20,36 %. Selain itu, POT sebelum dan sesudah pajak adalah 2 dan 3,5 tahun, sedangkan BEP dan SDP masing-masing adalah 42,60% dan 31,65%. DCF tanaman selama sepuluh tahun adalah 9,69%. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik asam tereftalat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun tampaknya cukup menjanjikan dan perlu diteliti lebih lanjut.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pertumbuhan dan perkembangan industri adalah bagian dari usaha peningkatan taraf ekonomi jangka panjang yang ditujukan untuk menghasilkan struktur ekonomi yang kuat dan seimbang. Kegiatan pembangunan industri kimia di Indonesia merupakan implementasi dalam meningkatkan kemampuan nasional dalam negeri akan bahan kimia dan ikut serta dalam memecahkan masalah ketenagakerjaan.

Salah satu industri kimia yang berpengaruh besar terhadap kegiatan industri lainnya di Indonesia adalah *Terephthalic acid*. *Terephthalic acid* telah diproduksi di Indonesia sejak tahun 1986 oleh PT Pertamina (Persero) Refinery Unit (RU) III Plaju, Sumatera Selatan. Seiring dengan peningkatan yang pesat pada industri tekstil dan industri plastik di Indonesia menyebabkan kebutuhan akan *terephthalic acid* (TA) meningkat sehingga bermunculan pula pabrik penghasil *Terephthalic acid*. *Terephthalic acid* (TA) merupakan bahan baku utama dalam pembuatan *polyethylene terephthalate* (PET) dan *dimethyl terephthalate* (DMT). Walaupun telah diproduksi di dalam negeri, namun kapasitas produksi dalam negeri belum mampu mencukupi kebutuhan, sehingga dalam memenuhi kebutuhan masih harus didatangkan dari luar negeri (impor).

Tabel 1.1. Data Impor PTA di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2016	79.851,35
2017	119.875,04
2018	105.059,11
2019	100.308,16
2020	73.149,72

(Badan Pusat Statistik, 2016-2020)

Sehingga dari pertimbangan yang ada, pendirian pabrik *terephthalic acid* diperlukan di Indonesia dengan alasan sebagai berikut :

1. Kebutuhan *terephthalic acid* di Indonesia yang diperoleh melalui impor masih tergolong tinggi, sehingga pendirian pabrik *terephthalic acid* ini diharapkan dapat mengurangi beban impor *terephthalic acid* di Indonesia.
2. Menunjang berbagai industri hilir yang berbahan baku *terephthalic acid*.
3. Menciptakan lapangan pekerjaan baru yang dapat menyerap tenaga kerja sehingga dapat menunjang peningkatan taraf hidup dari masyarakat.

1.2. Penentuan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi merupakan hal yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik karena dapat berpengaruh terhadap aspek teknis maupun ekonomis pada saat perancangan pabrik. Adapun pertimbangan dalam menentukan kapasitas produksi suatu pabrik yaitu melalui analisa *supply* dan *demand* yang meliputi data produksi, data konsumsi, data ekspor, dan data impor.

1.2.1. Supply

Supply atau Penawaran meliputi data produksi dalam negeri dan data impor. Dari data BPS tidak didapatkan data produksi *terephthalic acid*, sehingga kami menggunakan data dari total kapasitas produksi seluruh pabrik *terephthalic acid* yang telah berdiri di Indonesia yang dapat dilihat pada tabel 1.2

Tabel 1.2. Data Kapasitas produksi pabrik TA di Indonesia

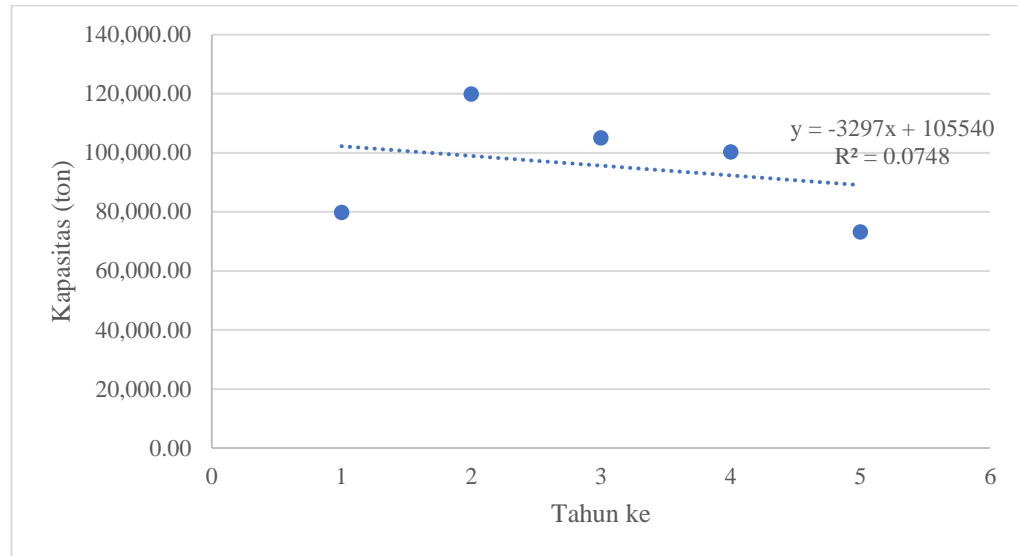
No	Pabrik	Kapasitas(Ton/Year)
1	Mitsubishi Chemical Indonesia	700.000,00
2	Indorama Petrochemical	480.000,00
3	PT Asia Pacific Fibers Tbk	350.000,00
4	PT Ineos Aromatics	350.000,00
Total		1.880.000,00

Adapun data impor untuk *Terephthalic acid* diperoleh dari BPS dapat dilihat pada tabel 1.3

Tabel 1.3. Data Impor TA di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2016	79.851,35
2017	119.875,04
2018	105.059,11
2019	100.308,16
2020	73.149,72

(Badan Pusat Statistik, 2016-2020)



Gambar 1.1 Grafik proyeksi impor *terephthalic acid*

Kebutuhan impor *terephthalic acid* dapat diketahui dengan perhitungan regresi linear, dimana diprediksikan impor dari *terephthalic acid* pada tahun ke 11 (Tahun 2026) mencapai 69,273.00 ton.

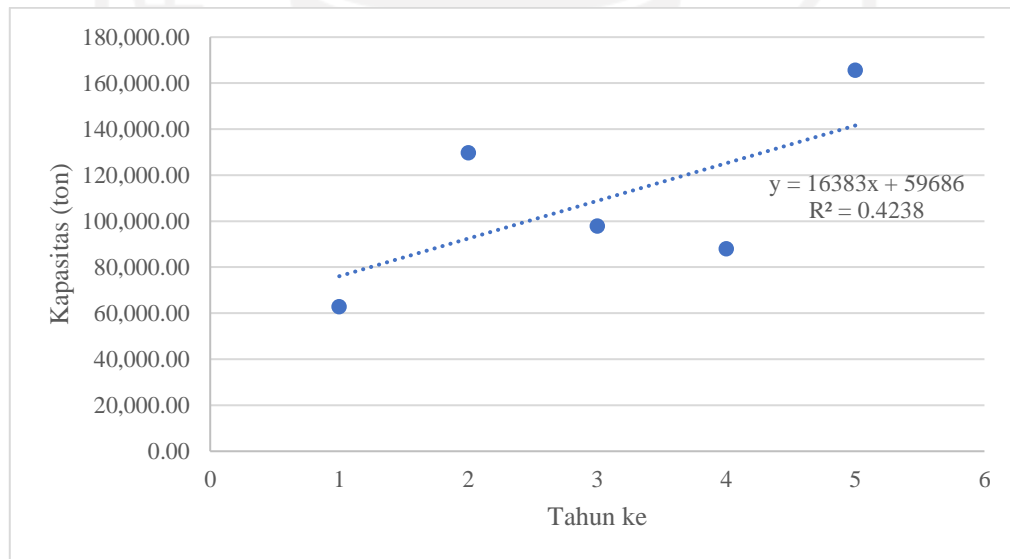
1.2.2. Demand

Demand atau permintaan diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan data ekspor. Adapun data ekspor dan data konsumsi yang diperoleh dari BPS dapat dilihat pada tabel 1.4 dan tabel 1.5.

Tabel 1.4. Data Ekspor TA di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2016	62.869,16
2017	129.753,58
2018	97.884,29
2019	88.003,83
2020	165.656,79

(Badan Pusat Statistik, 2016-2020)

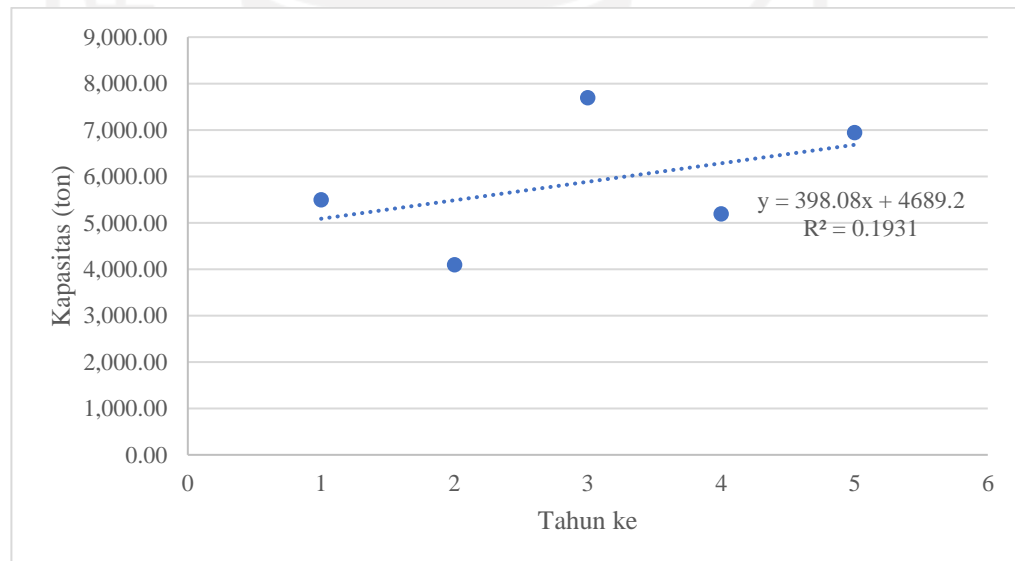


Gambar 1.2 Grafik proyeksi ekspor *terephthalic acid*

Tabel 1.5. Data Konsumsi TA di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2016	5.497,09
2017	4.097,20
2018	7.691,09
2019	5.190,94
2020	6.940,62

(Badan Pusat Statistik, 2016-2020)



Gambar 1.2 Grafik proyeksi konsumsi *terephthalic acid*

Kebutuhan ekspor dan konsumsi *terephthalic acid* dapat diketahui dengan perhitungan regresi linear, dimana diprediksikan ekspor dari *terephthalic acid* pada tahun ke 11 (tahun 2026) mencapai 239,899.00 ton,

sedangkan kebutuhan konsumsi *terephthalic acid* pada tahun 2026 mencapai 9,068.08 ton.

Tabel 1.6. Kapasitas pabrik TA yang ada

No	Nama perusahaan	Kapasitas(Ton/Year)
1	Mitsubishi Chemical Indonesia (Indonesia)	700.000
2	Indorama Petrochemical (Indonesia)	480.000
3	PT Asia Pacific Fibers Tbk (Indonesia)	350.000
4	PT Ineos Aromatics (Indonesia)	350.000
5	Hengli Petrochemical (Dalian) Co., Ltd. (China)	9.500.000
6	British Petroleum (China)	1.250.000
7	Hitachi Plant Technologies, Ltd (China)	900.000
8	Eastman Chemical Company (USA)	600.000
9	Petkim (Turkey)	70.000

Adapun penentuan kapasitas pabrik *terephthalic acid* yang akan dirancang kemudian harus berada dalam kisaran kapasitas pabrik yang telah ada, yaitu berkisar antara 70,000.00 ton/tahun hingga 1,250,000.00 ton/tahun. Maka dari itu jumlah kapasitas untuk pabrik *terephthalic acid* ini dapat ditentukan sebesar 100.000 ton/tahun. Kapasitas ini dipilih karena untuk dapat menutupi kebutuhan impor Indonesia akan *terephthalic acid*, dimana berdasarkan prediksi pada tahun ke 11 (tahun 2026) nilai impor PTA masih cukup besar. Diharapkan dengan adanya pabrik ini dapat mengurangi jumlah impor yang dilakukan Indonesia, bahkan dapat menambah jumlah ekspor PTA sehingga dapat menambah devisa negara.

1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama adalah kebutuhan utama bagi keberlangsungan suatu industri sehingga ketersediaan bahan baku harus diperhatikan. Bahan baku pembuatan *terephthalic acid* adalah *paraxylene* dan oksigen. Berdasarkan perkiraan kebutuhan bahan baku per tahun, untuk memproduksi 100.000 ton

terephthalic acid dalam setahun dibutuhkan *paraxylene* sebesar 67.066,56 ton, Oksigen sebesar 69.735,6 ton dan asam asetat sebagai solven sebesar 134.133,12 ton Bahan baku *paraxylene* diperoleh dari PT. INEOS Aromatics Indonesia dengan kapasitas 350.000 ton/tahun. Asam asetat yang berfungsi sebagai solven yang diperoleh dari BP Petronas Acetyls, Malaysia dengan kapasitas 500.000 ton/tahun. Sedangkan oksigen diperoleh dari udara bebas.

1.3. Tinjauan Pustaka

Terephthalic acid (TA) atau *benzene-1-4-dicarboxylic acid* adalah senyawa kimia dengan rumus molekul $C_8H_6O_4$. Komoditas kimia berupa padatan putih, yang secara umum digunakan sebagai bahan baku pembuatan polietilen tereftalat (PET) yang merupakan bahan baku untuk pembuatan serat dan botol plastik. Memiliki berat molekul 166.13 g/gmol.

Asam tereftalat pertama kali diisolasi (dari terpentin) oleh kimiawan Prancis Amédée Cailliot (1805–1884) pada tahun 1846. Asam tereftalat menjadi penting secara industri setelah Perang Dunia II. Asam Tereftalat diproduksi dengan oksidasi *paraxylene* dengan asam nitrat encer. Oksidasi *paraxylene* dengan udara menghasilkan asam p-toluat, yang menghambat oksidasi udara lebih lanjut. Konversi asam p-toluat menjadi metil p-toluat ($CH_3C_6H_4CO_2CH_3$) membuka jalan untuk oksidasi lebih lanjut menjadi monometil tereftalat, yang selanjutnya diesterifikasi menjadi dimetil tereftalat. Pada tahun 1955, Mid-Century Corporation dan ICI mengumumkan oksidasi asam p-toluat yang dikatalisasi bromida menjadi asam tereftalat. Inovasi ini memungkinkan konversi *paraxylene* menjadi asam tereftalat tanpa perlu mengisolasi produk antara, dan kemudian lebih dikenal dengan sebutan Proses Amoco.

1.3.1. Proses Pembuatan Asam Tereftalat

Asam tereftalat dapat diproduksi dan melalui beberapa cara teknologi telah dikembangkan untuk mencapai cara yang paling ekonomis dari produksi, antara lain:

1.3.1.1. Proses Eastman Kodak

Eastman Kodak Company memproduksi asam tereftala tsecara komersial dengan proses oksidasi fase cair. Bahan baku yang dipakai adalah p-xilena, asam asetat sebagai pelarut, dan sebagai promotor oksidasi adalah *Acetaldehyde*. Dengan katalis yang digunakan adalah Co-Asetat. Kondisi operasi pada suhu 120°C - 175°C dan tekanan moderat 7,5 - 15 bar, konversi yang dihasilkan sebesar 82%. Produk sampingnya berupa asam asetat 0,55 – 1,1 kg/kg TPA.

Kelebihan menggunakan proses Eastman-Kodak :

- a. Beroperasi pada tekanan dan suhu moderat.
- b. Menghasilkan produk samping asam asetat yang merupakan solvent yang digunakan dalam proses.

Kekurangan menggunakan proses Eastman-Kodak adalah kemurnian produk yang dihasilkan tidak terlalu tinggi.

1.3.1.2. Oksidasi *paraxylene* dengan HNO₃

Proses ini melibatkan oksidasi *paraxylene* fase dalam larutan HNO₃ sekitar 30% wt – 40% wt pada kisaran suhu dari 160 – 200°C dan tekanan 8,5 – 13,5 bar. TPA mengendap dari campuran hasil reaksi dan kemudian dipisahkan dan dimurnikan pada tahap berikutnya. Dahulu proses ini digunakan beberapa industri seperti Du Pont, ICI, BSAF, Montecatini Edison dll. Kelebihan menggunakan proses Oksidasi *paraxylene* dengan HNO₃ adalah suhu dan tekanan operasi cukup moderat. Kekurangan menggunakan proses oksidasi *paraxylene* dengan HNO₃ :

- a. Konsumsi HNO₃ yang sangat tinggi.
- b. Kemungkinan terjadinya ledakan sangat tinggi.

- c. Kemurnian produk yang rendah.
- d. Proses ini sekarang sudah sangat usang.

1.3.1.3. Proses Teijin

Proses ini dimulai dengan reaksi oksidasi *naphthalene* menjadi *phthalic anhydride*, kemudian diubah menjadi *monopotassium o-phthalate* dan *dipotassium o-phthalat*. *Dipotassium o-phthalat* diisomerisasikan pada tekanan 10 bar dan pada suhu 100 – 130°C. Hasil dan proses isomerisasi ini adalah *dipotassium terephthalat* yang kemudian dilarutkan dalam air dan direcycle ke awal proses. Kristal asam tereftalat yang terbentuk diambil dengan filtrasi dan dikeringkan.

Kelebihan menggunakan proses Teijin :

- a. Kondisi operasi proses pada suhu dan tekanan moderat.
- b. Proses ini hanya menggunakan oksidasi satu tahap dan merupakan proses yang paling sederhana.
- c. Tanpa menggunakan promotor.
- d. Tanpa menghasilkan impuritas berwarna (*colored impurities*), seperti *flourenone* dan biphenil keton.

Kekurangan menggunakan proses Teijin :

- a. Kemurnian produk yang dihasilkan tidak terlalu tinggi.
- b. Memerlukan jumlah katalis yang besar.

1.3.1.4. Proses Toray

Pada proses ini asam tereftalat dibuat dengan oksidasi *paraxylene* dengan udara pada fase cair. Dalam proses ini digunakan katalis co-asetat, promotor paraldehid dan asam asetat sebagai pelarut. Kondisi operasi pada suhu 100°C– 130°C dan tekanan 30 bar. Kemurnian produk yang dihasilkan dengan proses ini tinggi dengan impuritas

terbesar *p-toluic acid* dan garam *cobalt*. Pada proses ini paraldehid teroksidasi menjadi asam asetat sebagai hasil samping. Kelebihan menggunakan proses Toray :

- a. Kemurnian produk yang dihasilkan sangat tinggi.
- b. Suhu operasi relatif rendah.
- c. Asam tereftalat yang dihasilkan dapat langsung diubah menjadi *dimethyl terephthalate* (DMT) melalui tahapan esterifikasi.

Kekurangan menggunakan proses Toray :

- a. Tekanan operasi cukup tinggi.
- b. Pengeluaran garam bromida dari sistem katalis memerlukan penggunaan peralatan dari bahan stainless steel.

1.3.1.5. Amoco Oxidation Process (Proses Oksidasi Amoco)

Sebuah campuran umpan *paraxylene*, asam asetat dan katalis terus menerus diumpankan ke reaktor oksidasi. Reaktor dioperasikan pada 175-225°C dan 1500 -3000 kPa. Udara dengan tekanan tinggi ditambahkan ke reaktor secara berlebih dari stoikiometri untuk memberikan tekanan oksigen parsial dan untuk mencapai konversi *paraxylene* yang tinggi. Reaksi sangat eksoterm, melepaskan 2×10^8 J/kilogram *paraxylene* bereaksi. Karena kelarutan rendah asam tereftalat dalam pelarut, sebagian besar mengendap. Hal ini menghasilkan sistem tiga-fasa yaitu kristal padat asam terephthalat, pelarut dengan beberapa asam terephthalate terlarut, dan uap yang terdiri dari nitrogen, asam asetat, air, dan sejumlah kecil oksigen. Panas reaksi dikeluarkan dengan pelarut penguapan. Waktu tinggal memerlukan 30 menit sampai dengan 2 jam. Lebih dari 98% dari *paraxylene* direaksikan, dan hasil asam tereftalat adalah lebih dari 95 % mol. Oksidasi dari kelompok metil terjadi dalam langkah-langkah, dengan dua intermediet, *p-toluic acid* dan *4-formylbenzoic acid*. Zat ini mengkristal dengan asam tereftalat dan menjadi terperangkap dan tidak dapat diakses untuk penyelesaian dari oksidasi. Sampai dengan 5000 ppm *4-formylbenzoic acid* dapat hadir, dan ini

memerlukan langkah pemurnian untuk membuat asam tereftalat cocok sebagai bahan baku untuk produksi poliester (Ullmann, 2005).

Proses ini paling banyak digunakan di seluruh dunia untuk memproduksi asam tereftalat. Proses ini dikembangkan oleh Mid-Century Corp Proses, umumnya menggunakan asam asetat sebagai pelarut dan katalis untuk mengoksidasi *paraxylene* dalam fase cair oleh oksidasi udara. Proses ini juga disebut sebagai proses Amoco. Biasanya proses ini menggunakan katalis logam berat yaitu kobalt. Alasan dan keuntungan dari menggunakan proses ini:

1. Reaksi ini sangat sederhana dengan satu langkah.
2. Bahan baku yang digunakan dalam proses ini sangat mudah didapatkan karena merupakan produk samping dari industri minyak bumi.
3. Proses oksidasi yang sangat efisien bila dibandingkan dengan metode lain karena memiliki konversi mencapai 98 % mol.
4. Yield asam tereftalat yang dihasilkan minimal 95 %
5. Proses ini menghasilkan sedikit sekali masalah pencemaran.
6. Pelarut dapat dimurnikan untuk digunakan kembali. Pemurnian pelarut dapat mencapai lebih dari 90 % (www.sbioinformatics.com, 2011).

paraxylene merupakan bahan baku untuk sebagian besar proses pembuatan asam tereftalat dan asam asetat sebagai pelarut. Udara dikompresi untuk memasukkan oksigen ke dalam reaksi dan ditambahkan secara berlebih untuk meminimalkan pembentukan produk samping, mencapai konversi *paraxylene* yang tinggi dan memberikan tekanan oksigen parsial. Asam tereftalat diproduksi dengan reaksi fasa-cair menggunakan katalis. Reaksi sangat eksoterm, melepaskan 2×10^5 kJ per kilogram *paraxylene* bereaksi. Oksidasi terjadi dalam 3 langkah. Dua intermediet terbentuk melalui reaksi, *p-toluic acid* dan *4-formylbenzoic acid* hingga akhirnya asam tereftalat dihasilkan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan pada perancangan ini, sehingga mekanisme pembuatan asam tereftalat dirancang berdasarkan variabel utama yaitu spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Asam Tereftalat

Bentuk	: Serbuk
Warna	: Putih
Rumus Kimia	: $C_8H_6O_4$
Berat Molekul	: 166.132
Kemurnian	: 98%
Densitas	: 1.522 g/cm^3
Titik didih	: Terurai
Titik leleh	: 427°C
Kelarutan	: - g/100 ml air pada 25°C

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1. Paraylene

Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna/Jernih
Rumus Kimia	: C_8H_{10}
Berat Molekul	: 106.168
Kemurnian	: 99.7%
Densitas	: 0.861 g/cm^3
Titik didih	: 138.35°C
Titik leleh	: 13.2°C
Kelarutan	: Tidak larut dalam air

2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1. Asam Asetat

Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna/Jernih
Rumus Kimia	: $C_2H_4O_2$
Berat Molekul	: 60.052
Kemurnian	: 99.85%
Densitas	: 1.049 g/cm^3
Titik didih	: 118°C

Titik leleh : 16 – 17°C
Kelarutan : Dapat bercampur dalam air

2.3.2. Manganese (II) Bromide

Bentuk : Cair
Warna : Merah Muda
Rumus Kimia : $MnBr_2$
Berat Molekul : 214,76
Kemurnian : 98%
Densitas : 3.549 g/cm³
Titik didih : 115 °C
Titik leleh : 18°C
Kelarutan : Tidak larut dalam air

2.3.3. Manganese (II) Acetate

Bentuk : Cair
Warna : Merah Muda
Rumus Kimia : $MnAc_2$
Berat Molekul : 173,03
Kemurnian : 98%

Densitas	: 4.743 g/cm ³
Titik didih	: 113,75 °C
Titik leleh	: 12,5°C
Kelarutan	: Tidak larut dalam air

2.3.4. Cobalt (II) Bromide

Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna/Jernih
Rumus Kimia	: CoBr ₂
Berat Molekul	: 218,74
Kemurnian	: 98%
Densitas	: 4.909 g/cm ³
Titik didih	: 118,75 °C
Titik leleh	: 11,25°C
Kelarutan	: Tidak larut dalam air

2.4. Pengendalian Kualitas

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan tahapan peninjauan yang dilakukan pada awal sebelum bahan baku memasuki proses yang lebih lanjut. Hal ini bertujuan mengevaluasi apakah kualitas bahan baku yang digunakan telah sesuai spesifikasi yang telah ditetapkan.

2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan agar kualitas dari produk yang dihasilkan tetap terjaga sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan. Pengendalian ini meliputi pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk antara, maupun produk jadi itu sendiri. Pengawasan mutu dilakukan dengan penggunaan alat kontrol ataupun proses analisa laboratorium. Pengendalian dan pengawasan proses produksi dapat dilakukan dengan alat pengendali di *Control Room* yang dimana dilakukan kontrol otomatis yang menggunakan indikator sebagai pemantau parameter kondisi operasi seperti *flow controller, level controller, temperature controller, pressure controller*, dan lain sebagainya yang mana apabila terjadi penyimpangan pada kondisi operasi tersebut dapat kita ketahui dari tanda yang muncul berupa alarm, nyala lampu dan lainnya, yang mana apabila hal tersebut terjadi maka kondisi operasi harus dikembalikan sesuai kondisi semula dengan otomatis maupun manual.

Adapun alat kontrol tersebut yaitu :

1. *Level Controller (LC)*

Merupakan alat kontrol yang dipasang pada bagian dinding tangki untuk menjaga ketinggian cairan pada suatu alat proses. Apabila terjadi penyimpangan pada ketinggian cairan yang telah ditetapkan, maka akan muncul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu. Alat ini memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus (*miliampere*) yang akan diterima oleh *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*.

2. *Flow rate Controller (FC)*

Merupakan alat kontrol yang dipasang untuk mengatur laju alir suatu fluida, baik aliran masuk maupun keluar yang memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus (*miliampere*) yang diterima oleh *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga

mampu menggerakkan *valve*. Secara umum prinsip kerja pada alat ini yaitu dengan memanfaatkan perbedaan tekanan dimana P1 lebih besar daripada P2 sehingga diperoleh nilai ΔP dan akan dikalibrasikan sesuai dengan parameter yang telah ditentukan.

3. *Ratio Controller (RC)*

Merupakan alat kontrol yang dipasang pada suatu aliran yang bercabang yang bertujuan agar rasio perbandingan laju alirnya tetap sama. Alat ini dihubungkan langsung pada *flow rate controller (FC)* dengan memanfaatkan sinyal elektrik untuk mengatur laju alir agar tetap sama dengan cara memberikan perintah kepada *flow rate controller (FC)*.

4. *Temperature Controller (TC)*

Pada umumnya, *temperature controller* memiliki *set point* atau batasan nilai suhu yang kita masukkan ke dalam parameter di dalamnya. Ketika nilai suhu benda (nilai aktual) yang diukur melebihi set point beberapa derajat maka outputnya akan bekerja untuk dapat menjaga suhu operasi sesuai dengan set point yang telah ditetapkan.

Pengendalian proses dilakukan pada kondisi yang sesuai pada *set point* yang telah ditetapkan sehingga diharapkan produk yang dihasilkan dapat memenuhi standar yang telah ditetapkan, sedangkan pengendalian mutu dilakukan untuk menjaga kualitas bahan baku yang digunakan sesuai dengan standar yang ada. Setelah penyusunan rencana produksi dan produksi telah berjalan, perlu pengawasan dan pengendalian produksi agar proses produksi yang tengah berjalan tetap terlaksana dengan baik. Kegiatan ini bertujuan agar proses yang berjalan menghasilkan produk yang kualitasnya sesuai dengan standar yang ada, baik dalam hal jumlah, maupun waktu yang ada. Penyimpangan kualitas tersebut dapat terjadi apabila kualitas dari bahan baku yang tidak sesuai, kondisi operasi yang tidak sesuai dengan semestinya, serta terjadinya kerusakan pada alat proses. Penyimpangan ini dapat diketahui dari hasil analisa laboratorium

ataupun pemantauan terhadap parameter operasi pada alat kontrol. Pada pabrik asam tereftalat ini memiliki pengendalian kualitas yang meliputi :

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Hal ini bertujuan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, untuk menjaga bahan baku yang akan digunakan memenuhi spesifikasi yang telah ditentukan. Apabila terdapat ketidaksesuaian setelah dianalisa, kemungkinan bahan baku tersebut dikembalikan kepada supplier.

b. Pengendalian kualitas bahan pembantu

Hal ini bertujuan agar kualitas dari bahan pembantu untuk proses produksi asam tereftalat yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang ada agar menjaga kelancaran proses produksi.

c. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produk asam tereftalat itu sendiri, sehingga produk yang dihasilkan memenuhi spesifikasi.

d. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan.

Hal yang dimaksud adalah pengawasan kualitas produk pada saat proses pemindahan dari tangki penyimpanan sementara ke tangki penyimpanan tetap (storage tank), maupun dari storage tank ke truck dan kapal.

2.4.3. Pengendalian Waktu

Agar kualitas yang diinginkan dapat tercapai, maka dibutuhkan waktu tertentu untuk mencapai hal tersebut. Oleh karena itu pengendalian waktu diperlukan agar dapat memaksimalkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

2.4.4. Pengendalian Bahan Proses

Untuk mencapai kapasitas produksi sesuai dengan yang telah direncanakan, maka ketersediaan bahan baku untuk proses harus tetap terjaga sehingga dapat mencukupi kebutuhan untuk proses produksi, agar tidak terjadi kekurangan

bahan baku maupun bahan pembantu proses dan pabrik tetap dapat memproduksi asam tereftalat sesuai dengan kapasitas yang diinginkan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan *terephthalic acid* pada tugas prarancangan ini menggunakan bahan baku berupa *paraxylene* dan Oksigen, dengan pelarut asam asetat. Secara keseluruhan proses yang terjadi dapat digolongkan menjadi tiga tahap, yaitu :

1. Persiapan bahan baku dan bahan pembantu
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan

3.1.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu

1. *Paraxylene* (C_8H_{10})

Bahan baku *paraxylene* (C_8H_{10}) dengan kemurnian 99,7% disimpan dalam tangki penyimpanan bahan baku (T-01) berbentuk silindar tegak dengan atap berbentuk *toriconical roof* dalam fase cair pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama satu minggu. Bahan baku *paraxylene* diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. INEOS Aromatics Indonesia yang berlokasi di Cilegon, Banten. *Paraxylene* dipompakan dengan pompa (P-01) menuju mix drum (M-01) untuk dicampurkan dengan bahan baku dan bahan pembantu lain.

2. Asam Asetat ($C_2H_4O_2$)

Bahan pembantu asam asetat ($C_2H_4O_2$) dengan kemurnian 99,85% berfungsi sebagai pelarut dengan rasio *paraxylene* dan asam asetat 1:2. Asam asetat ($C_2H_4O_2$) ini disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) berbentuk silinder tegak dengan *toriconical roof* dalam fase cair pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas

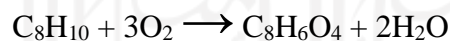
pakai satu bulan. Bahan pembantu ini diperoleh dari pabrik luar negeri yaitu BP PETRONAS Acetyls Sdn. Bhd, Malaysia. Asam asetat dipompakan dengan pompa (P-02) menuju *mix drum* (M-01) untuk dicampurkan dengan bahan baku dan bahan pembantu lain.

3. Katalis

Katalis berupa CoBr_2 , MnBr_2 , dan MnAc_2 merupakan katalis yang disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03) berbentuk silinder tegak dengan *atap torispherical head* dalam fase cair pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama 1 tahun. Katalis ini diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Mechema Indonesia yang terletak di Cikarang, Bekasi, Jawa Barat. Katalis dipompa dengan pompa (P-03) dan dialirkan menuju *mix drum* (M-01) untuk dicampurkan dengan bahan baku dan bahan pembantu lain.

3.1.2 Proses Reaksi

Setelah bahan baku dan bahan pembantu tercampur dalam *mix drum* (M-01), kemudian diumpankan ke reaktor (R-01). Pada reaktor (R-01) terjadi reaksi oksidasi *paraxylene* pada fase cair dengan suhu $210\text{ }^\circ\text{C}$, tekanan 6,98 atm dan berlangsung secara eksotermis. Produk yang keluar dari reaktor berupa produk utama antara *Paraxylene* dan Oksigen. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor (R-01) :



Reaktor disusun secara seri dengan jumlah reaktor setelah di optimasi adalah dua reaktor. Reaksi pada reaktor pertama diperoleh konversi sebesar 78% kemudian diumpankan menuju reaktor berikutnya diperoleh konversi 95%. Jenis reaktor yang digunakan adalah Reaktor alir tangki berpengaduk (*Continous flow stirred tank reactor*). Reaktor dilengkapi dengan koil pendingin dengan pendingin adalah Dowthrem A. Sebelum diumpankan ke *rotary vacuum filter* untuk

dipisahkan antara produk dan *mother liquor*. Produk keluaran reaktor (R-01) diturunkan suhu menjadi 90 °C dengan menggunakan *heat exchanger* tipe spiral.

3.1.3 Proses Pemisahan

Tahap pemisahan produk yang pertama dilakukan pada alat *rotary vacuum filter* (RVF-01). *Rotary vacuum filter* tersebut digunakan untuk memisahkan *slurry* antara asam tereftalat dan *mother liquor*. *Rotary vacuum filter* bekerja pada kondisi operasi tekanan 0.8 atm dan suhu 90 °C. Cake yang terpisah dengan *mother liquor* dibawa ke proses berikutnya menggunakan *screw conveyor* (SC-01), sedangkan *mother liquor* atau filtrat dari proses filtrasi diumpankan menuju *distillation column* (MD-01) untuk dipisahkan antara asam asetat ($C_2H_4O_2$) dan air (H_2O). Hasil atas dari menara distilasi adalah air (H_2O) yang kemudian dialirkan menuju unit pengolahan limbah dan hasil bawah berupa asam asetat ($C_2H_4O_2$) yang diumpankan kembali ke *mix drum* (M-01). Setelah dari tahap filtrasi, kemudian masuk ke tahap pengeringan *cake* di *rotary dryer* (RD-01). Konsistensi air pada *cake* yang masih 15% akan di keringkan pada *dryer* sehingga menjadi 1%. *Rotary dryer* (RD-01) bekerja pada kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu 110 °C. Kemudian asam tereftalat yang sudah kering diumpankan menggunakan *bucket elevator* (BE-01) kedalam silo (S-01) untuk disimpan.

3.2. Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Tangki Penyimpanan *Paraxylene* (T-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan *Paraxylene* (T-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Bahan Baku <i>Paraxylene</i>
Kode Alat	: T-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Meyimpan bahan baku <i>paraxylene</i> (C ₈ H ₁₀) selama 7 hari
Jenis Alat	: Tangki silinder dengan <i>toriconical roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$336.712
DATA DESAIN	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Kapasitas	: 1422618,384 kg
Volume	: 2019,579 m ³
Diameter	: 18,885 m
Tinggi Tangki	: 11,04 m
Tebal Shell	: 0,62 in
Tebal Head	: 0,75 in

3.2.2 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-02)

Tabel 3.2 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Bahan Baku Asam Asetat
Kode Alat	: T-02
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menyimpan bahan baku asam asetat ($C_2H_4O_2$) selama 30 hari
Jenis Alat	: Tangki silinder dengan <i>toriconical roof</i>
Bahan	
Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$830,163
DATA DESAIN	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Kapasitas	: 7574164,55 kg
Volume	: 8882,034 m ³
Diameter	: 30,988 m
Tinggi Tangki	: 19,138 m
Tebal Shell	: 1,375 in
Tebal Head	: 1,375 in

3.2.3 Tangki Penyimpanan Katalis (T-03)

Tabel.3.3 Tangki Penyimpanan Katalis (T-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Katalis
Kode Alat	: T-03
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menyimpan katalis (CoBr ₂ , MnBr ₂ , MnAc ₂) selama 330 hari
Jenis Alat	: Tangki silinder dengan <i>torispherical flanged and dished head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$8.066
DATA DESAIN	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Kapasitas	: 16095,911 kg
Volume	: 18876 m ³
Diameter	: 1,306 m
Tinggi Tangki	: 1,582 m
Tebal Shell	: 0,1875 in
Tebal Head	: 0,1875 in

3.2.4 Mix Drum (M-01)

Tabel 3.4 *Mix Drum* (M-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Mix Drum</i>
Kode Alat	: M-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mencampur bahan baku dan bahan pembantu sebelum diumpankan kedalam reaktor
Jenis Alat	: Tangki silinder dengan <i>torispherical flanged and dished head</i> dan pengaduk jenis <i>marine propeller 3 blade</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$238.118
DATA DESAIN	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Kapasitas	: 50811,86 kg
Volume	: 63,77 m ³
Diameter	: 3,755 m
Tinggi Tangki	: 7,041 m
Tebal Shell	: 0,312 in
Tebal Head	: 0,25 in
Diameter Pengaduk	: 1,251 m
Tinggi Pengaduk	: 4,88 m
Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki	: 1,62 m
Lebar Baffle	: 0,125 m
Lebar Pengaduk	: 0,312 m

3.2.5 Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3.5 Heat Exchanger (HE-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Heat Exchanger</i>
Kode Alat	: HE-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menaikkan temperatur umpan dari 30°C menjadi 210°C dari <i>mixer drum</i> (M-01) menuju reaktor (R-01)
DATA DESAIN	
Jenis Alat	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Luas Transfer panas	: 201,6343 ft ²
Harga	: \$14.326
Shell	
Aliran Fluida	: <i>Cold fluid</i>
ID	: 15,25 in
Baffle Spacing	: 3,05 in
Passes	: 2
ΔPs	: 2,182 psi
Tube	
Aliran Fluida	: <i>Hot fluid</i>
Nt	: 34
L	: 16 ft
OD	: 1,5 in
ID	: 1,37 in
BWG	: 16
a"	: 0,393 ft/ft
Pitch	: <i>1,875 in-square-pitch</i>
Passes	: 2
Uc	: 1677,09 J.ft ² .°F
Ud	: 159 Btu/hr.ft ² .oF
Rd calculated	: 0,0057
Rd required	: 0,003
ΔPt	: 0,064 psi

3.2.6 Reaktor (R-01)

Tabel 3.6 Reaktor (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Reaktor
Kode Alat	: R-01
Jumlah	: 2 (Seri)
Fungsi	: Mereaksikan <i>paraxylene</i> dan oksigen dengan asam asetat sebagai pelarut dan bantuan katalis
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$1.379.500
DATA DESAIN	
Tekanan	: 6.98 atm
Suhu	: 210 °C
Kapasitas	: 20748.0696 kg
Volume	: 69,7886 m ³
Dimensi Reaktor	
Diameter Shell	: 5,28 m
Tinggi Shell	: 7,84 m
Tebal Shell	: 1,125 in
Volume Shell	: 168,19 m ³
Diameter Head	: 5,28 m
Tinggi Head	: 2,04 m
Tebal Head	: 1 in
Volume Head	: 0.006 m ³
Pengaduk	
Jenis Impeller	: <i>Marine propeller 3 blade</i>
Jumlah Impeler	: 1
Jumlah Baffle	: 4
Diameter Pengaduk	: 1,74m
Tinggi Pengaduk	: 6,79 m
Lebar Pengaduk	: 0,43 m
Jarak pengaduk	: 2,26 m
Kecepatan pengaduk	: 83,39 rpm
Koil Pendingin	

Lanjutan tabel 3.6

Diameter koil ID	: 17.25 in
OD	: 18 in
Panjang Koil	: 29,04 m
Panjang lilitan	: 11,50 m
N Lilitan	: 3
Tinggi Tumpukan Koil	: 6 ft
<i>Sparger</i>	
Luas <i>hole sparger</i>	: 0,994 cm
Diameter <i>hole sparger</i>	: 0,15 cm
Jumlah <i>hole</i>	: 248

3.2.7 Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3.7 Heat Exchanger (HE-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Heat Exchanger</i>
Kode Alat	: HE-02
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran Reaktor (R-01) dari 210 C menjadi 90 C
Harga	: \$86.194
DATA DESAIN	
Jenis Alat	: <i>Spiral heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Beban panas	: 8822669,2 kJ/jam
Luas Transfer Panas	: 630,027 ft ²
Aliran Fluida	: <i>Cold fluid</i>
Media Pendingin	: <i>Dowtherm A</i>
Massa pendingin	: 52655,476 kg/jam
Lebar Plat	: 2 m
Panjang Plat	: 14,632 m
Tebal Plat	: 0.007 m
Diameter Shell	: 3,816 m
Diameter Core	: 0,5 m
Lebar Jalur Fluida	: 1 in
Jumlah Putaran	: 33

3.2.8 Rotary Vacuum Filter (RVF-01)

Tabel 3.8 Rotary Vacuum Filter (RVF-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Rotary Vacuum Filter</i>
Kode Alat	: RVF-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Memisahkan <i>cake terephthalic acid</i> (produk) dari <i>mother liquor</i> dari Reaktor (R-01)
Jenis Alat	: <i>Rotary Vacuum Filter</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$356.575
DATA DESAIN	
Tekanan	: 0,8 atm
Suhu	: 90°C
Kapasitas	: 32679,869 kg
Volume	: 25,329 m ³
Dimensi Filter	
Diameter	: 1,913 m
Panjang	: 3,827 m
Luas Permukaan	: 22,992m ²
Kecepatan Putar	: 1,468 rpm
Waktu Siklus	
Pembentukan <i>Cake</i>	: 11,632 detik
<i>First Dewatering</i>	: 12,017 detik
<i>Washing</i>	: 8,6 detik
<i>Second Dewatering</i>	: 8,6 detik
Total waktu siklus	: 40,85 detik

3.2.9 Screw Conveyor

Tabel 3.9 Screw Conveyor (SC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Screw Conveyor</i>
Kode Alat	: SC-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Membawa <i>cake</i> dari <i>rotary vacum filter</i> (RVF-01) menuju <i>rotary dryer</i> (RD-01)
Jenis Alat	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$14.085
DATA DESAIN	
Kapasitas Conveyor	: 16,4834 ton/jam
Kapasitas Volume	
Desain	: 9,504 m ³ /jam
Panjang	: 6,096 m
Diameter	: 0,762 m
Daya	: 0,5 HP

3.2.10 Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.10 Rotary Drier (RD-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	: RD-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mengeringkan <i>wet cake</i> dari <i>Rotary Vacuum Filter</i> hingga kandungan air <1% w/w
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$182.742
DATA DESAIN	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 105°C
Kapasitas	: 13736,226 kg
Volume	: 18876 m ³
Dimensi <i>Dryer</i>	
Diameter	: 3,073 m
Panjang	: 32,694 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,25 in
Kecepatan Putar	: 62,17 rpm
Kemiringan/ <i>Slope</i>	: 0,81 m/m
Waktu Tinggal	: 45,86 menit
Jumlah <i>Flight</i>	: 10

3.2.11 Belt Conveyor (BC-01)

Tabel 3.11 *Belt Conveyor* (BC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Belt Conveyor</i>
Kode Alat	: BC-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Membawa produk asam tereftalat hasil keluaran <i>rotary dryer</i> (RD-01) menuju <i>bucket elevator</i> (BE-01)
Jenis	: <i>Troughed Antifriction Idler</i> , kemiringan 30°
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$5.297
DATA DESAIN	
Kapasitas <i>Conveyor</i>	: 16,48 ton/jam
Kapasitas Volume	
Desain	: 13,736 ton/jam
Panjang	: 5 m
Lebar	: 14 in
Kecepatan	: 100 ft/ menit

3.2.12 *Bucket Elevator* (BE-01)

Tabel 3.12 *Bucket Elevator* (BE-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Bucket Elevator</i> (BE-01)
Kode Alat	: BE-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Membawa produk asam tereftalat dari <i>belt conveyor</i> (BC-01) menuju Silo (S-01)
Jenis	: <i>Contious Bucket Elevator</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$12.038
DATA DESAIN	
Kapasitas	: 13736,226 kg/jam
Ukuran <i>Bucket</i>	
Volume	: 308 in ³
Panjang	: 8 in
Lebar	: 14 in
Kedalaman	: 5,5 in
<i>Bucket Spacing</i>	: 8 in
Kecepatan <i>Linear</i>	: 26,563 rpm
Jumlah <i>Bucket</i>	: 22 buah

3.2.13 Silo Bin (S-01)

Tabel 3.13 *Silo Bin* (S-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Silo Bin</i>
Kode Alat	: S-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Meyimpan produk asam tereftalat selama 3 hari
Jenis Alat	: Tangki silinder tegak dengan dasar <i>toriconical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$129,292
DATA DESAIN	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Kapasitas	: 1092958,57 kg
Volume	: 586,742 m ³
Diameter <i>Shell</i>	: 7,62 m
Tinggi <i>Shell</i>	: 7,62 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,375 in
Diameter Konis	: 1,905 m
Tinggi Konis	: 2,857 m
Tebal Konis	: 0,5 in

3.2.14 Pompa

Tabel 3.14 Pompa

Pompa	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Memompa bahan baku <i>paraxylene</i> (C_8H_{10}) dari tangki penyimpanan (T-01) menuju <i>mix drum</i> 01 (M-01)	Memompa bahan baku asam asetat (CH_3COOH) dari tangki penyimpanan (T-02) menuju <i>mix drum</i> 01 (M-01)	Memompa katalis ($CoBr_2$, $MnBr_2$, $MnAc_2$) dari tangki penyimpanan (T-03) menuju <i>mix drum</i> 01 (M-01)	Memompa hasil keluaran dari <i>mix drum</i> 01 (M-01) ke reaktor 01 (R-01)	Memompa filtrat dari <i>rotary vacuum filter</i> 01 (RVF-01) menuju menara distilasi 01 (MD-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa					
<i>IPS</i>	3 in	3 in	0,125 in	5 in	4 in
<i>Sch Number</i>	40	40	80	40	40
<i>OD</i>	3,5 in	3,5	0,405 in	5,563 in	5 in
<i>ID</i>	2,9 in	2,9	0,215 in	5,047 in	4,026 in
Dimensi Daya					
<i>Friction Head</i>	1,449	1,615	0,021	0,552	0,735
Efisiensi Motor	0,8	0,8	0,8	0,9	0,8
Daya Motor	1 Hp	1 Hp	0,05 Hp	25 Hp	2 Hp
Kecepatan Putar	2247,635 rpm	2249,778 rpm	36,496 rpm	593,667 rpm	2711,539 rpm
Jumlah Harga	\$9,992	\$9,992	\$963	\$12,279	\$12,399

3.2.15 Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3.15 Menara Distilasi 01 (MD-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Menara Distilasi
Kode Alat	: MD-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Memisahkan air (H ₂ O) dan asam asetat (C ₂ H ₄ O ₂) berdasarkan perbedaan titik didih
Jenis Alat	: <i>Plate column (sieve tray) berbentuk torispherical roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$225.117
DATA DESAIN	
Tinggi Menara	: 26,89 m
Diameter Menara	: 2,74 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,25 in
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical roof</i>
Tebal <i>Head</i>	: 0,312 in
Jumlah <i>Stage</i>	: 54
<i>Feed Stage</i>	: 12
Tipe <i>Tray</i>	: <i>Sieve tray</i>
<i>Tray Spacing</i>	: 0,45 m
Tebal <i>Tray</i>	: 0,12 in
<i>Weir Height</i>	: 0,045 m
<i>Diameter Hole</i>	: 0,005 m
Jumlah <i>Hole</i>	: 3664 hole

3.2.16 Condenser (CD-01)

Tabel 3.161. Condenser (CD-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Condenser</i>
Kode Alat	: CD-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mengembunkan hasil atas MD-01 dengan menggunakan <i>Dowthrem A</i>
Jenis Alat	: <i>Shell and tube</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$23.234
DATA DESAIN	
Beban Panas	: 3837197,22 btu/jam
Luas Transfer Panas	: 20,521 m ²
<i>Shell</i>	
Aliran Fluida	: Hot fluid
<i>ID</i>	: 17,25 in
<i>Baffle Spacing</i>	: 8,625 in
<i>Passes</i>	: 1
ΔP_s	: 0,028 psi
<i>Tube</i>	
Aliran Fluida	: <i>Cold fluid</i>
<i>Nt</i>	: 71
<i>L</i>	: 16 ft
<i>OD</i>	: 0,75 in
<i>ID</i>	: 0,62 in
<i>BWG</i>	: 16
<i>a"</i>	: 0,196 ft ² /ft
<i>Pitch</i>	: 1 <i>in-square-pitch</i>
<i>Passes</i>	: 2
<i>Uc</i>	: 297,26 J.ft ² .°F
<i>Ud</i>	: 148,58 Btu/hr.ft ² .°F
<i>Rd calculated</i>	: 0,0034
<i>Rd required</i>	: 0,003
ΔP_t	: 5,662 psi

3.2.17 Reboiler (RB-01)

Tabel 3.17 Reboiler (RB-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Reboiler</i>
Kode Alat	: RB-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah MD-01 dengan menggunakan <i>superheated steam</i>
Jenis Alat	: <i>Shell and tube</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$108.465
DATA DESAIN	
Beban Panas	: 4903464,929 btu/jam
Luas Transfer Panas	: 85,467 m ²
Shell	
Aliran Fluida	: <i>Cold fluid</i>
<i>ID</i>	: 23,25 in
<i>Baffle Spacing</i>	: 11,625
<i>Passes</i>	: 1
Tube	
Aliran Fluida	: <i>Hot fluid</i>
Nt	: 293
L	: 16 ft
<i>OD</i>	: 0,75 in
<i>ID</i>	: 0,62 in
BWG	: 16
a"	: 0,196 ft ² /ft
<i>Pitch</i>	: 1 <i>in-square-pitch</i>
<i>Passes</i>	: 4
Uc	: 600 J.ft ² .°F
Ud	: 104,97 Btu/hr.ft ² .oF
Rd <i>calculated</i>	: 0,0079
Rd <i>required</i>	: 0,003
ΔPt	: 0,026 psi

3.2.18 Kompresor (K-01)

Tabel 3.18 Kompresor (K-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Kompresor
Kode Alat	: K-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menaikkan tekanan udara sebelum masuk ke Reaktor (R-01)
Jenis	: <i>Multi Stage Compressor (2 stage)</i>
Harga	: \$87.158
DATA DESAIN	
Kondisi Operasi	
T	: 30 °C
P	: 6,98 atm
Power	: 75 hp

3.3 Perencanaan Produksi

Aliran Proses dan Material

3.3.1 Neraca Massa

1. Neraca massa di *Mix Drum* (M-01)

Tabel 3.19 Neraca massa di *Mix Drum* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	1	2	3	4	5
C ₈ H ₁₀	8.093,51			374,45	8.467,96
CH ₃ COOH		189,22		16.766,57	16.955,80
CoBr ₂			0,00677	0,670	0,677
MnBr ₂			0,00772	0,764	0,772
MnAc ₂			0,00582	0,576	0,582
Total			25425,79953		25425,79

2. Neraca massa di Reaktor (R-01)

Tabel 3.20 Neraca massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	4	5	6	7
C ₈ H ₁₀	8467,96			374,45
CH ₃ COOH	16955,80			16955,80
CoBr ₂	0,677			0,677
MnBr ₂	0,772			0,772
MnAc ₂	0,582			0,582
N ₂		28.999,77	28.999,77	
O ₂		8.805,29	1.531,35	
C ₈ H ₆ O ₃				12.588,38
H ₂ O				2.730,12
4CBA				30,34
p-Tol				18,59
Total	63.230,86		63.230,86	

3. Neraca massa di *Rotary Vaccum Filter* (RVF-01)

Tabel 3.21 Neraca massa di *Rotary Vaccum Filter* (RVF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	7	<i>Wash Water</i>	8	9
C ₈ H ₁₀	374,45		374,45	
CH ₃ COOH	16.955,80		16.955,80	
CoBr ₂	0,677		0,677	
MnBr ₂	0,772		0,772	
MnAc ₂	0,582		0,582	
C ₈ H ₆ O ₃	12.588,38			12.588,38
H ₂ O	2.730,12	1.486,74	1.986,74	2.230,11
4CBA	30,34			30,34
p-Tol	18,59			18,59
Total	34.186,48142		34.186,48142	

4. Neraca massa di Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.22 Neraca massa di Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	8	12	13
C ₈ H ₁₀	374,45	0	374,45
CH ₃ COOH	16.955,80	169,55	16786,24
CoBr ₂	0,677	0,00677	0,670
MnBr ₂	0,772	0,00772	0,764
MnAc ₂	0,582	0,00582	0,576
H ₂ O	1.986,74	1.967,06	19,86
Total	19.319,03	19.319,03591	

5. Neraca massa di Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.23 Neraca massa di Rotary Dryer (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	9	10	11
C ₈ H ₆ O ₃	12.588,38		12.588,38
H ₂ O	2.230,11	2.102,46	127,64
4CBA	30,34		30,34
p-Tol	18,59		18,59
Total	14.867,44	14.867,44	

3.3.2 Neraca Panas

1. Neraca Panas di *Mix Drum* (M-01)

Tabel 3.24 Neraca Panas di *Mix Drum* (M-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	261.371,17	
Q2		261.371,17
Total	261.371,17	261.371,17

2. Neraca Panas di *Heater-01* (HE-01)

Tabel 3.25 Neraca Panas di *Heater-01* (HE-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	261.203,88	
Q2		10.801.426,16
Pemanas	10.540.222,28	
Total	10.801.426,16	10.801.426,16

3. Neraca Panas di Kompresor (K-01)

Tabel 3.26 Neraca Panas di Kompresor (K-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	6.490.047,01	
Q2		6.490.047,01
Total	6.490.047,01	6.490.047,01

4. Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Tabel 3.27 Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	6.751.418,17	
Q2		17.730.932,12
Q Reaksi	90.617.496,64	
Q Pendingin		79.637.982,69
Total	97.368.914,81	97.368.914,81

5. Neraca Panas di *Cooler* (HE-02)

Tabel 3.28 Neraca Panas di *Cooler* (HE-02)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	12.974.652,54	
Q2		4.146.435,41
Pendingin		8.828.217,12
Total	12.974.652,54	12.974.652,54

6. Neraca Panas di Rotary Vaccum Filter (RVF-01)

Tabel 3.29 Neraca Panas di Rotary Vaccum Filter (RVF-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	4.549.070,37	
Q2		4.549.070,37
Total	4.549.070,37	4.549.070,37

7. Neraca Panas di *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 3.30 Neraca Panas di *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	1.513.912,20	
Q2		2.283.174,70
Steam	769.262,49	
Total	2.283.174,70	2.283.174,70

8. Neraca Panas di *Heater* (HE-03)

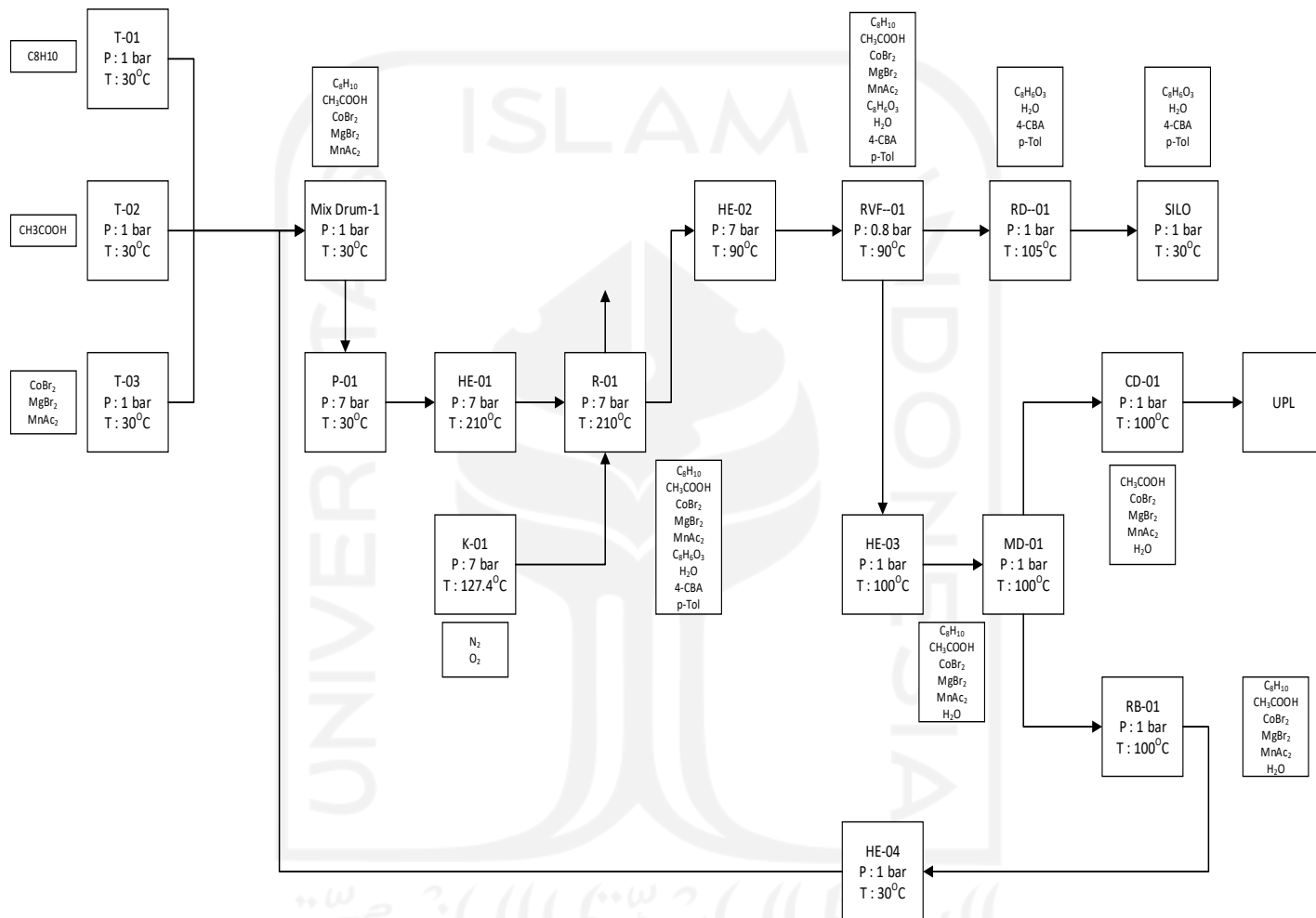
Tabel 3.31 Neraca Panas di *Heater* (HE-03)

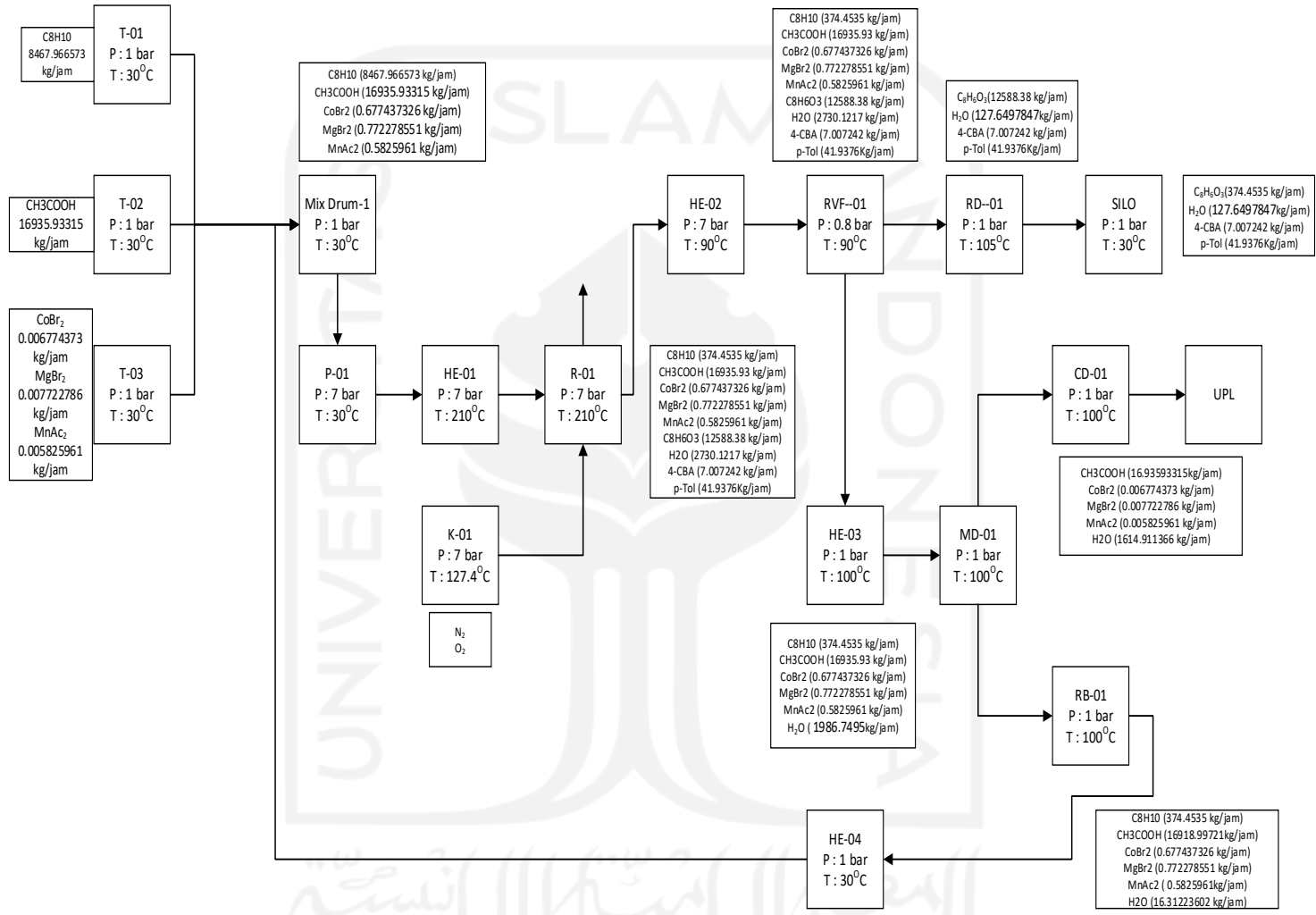
Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	2.493.539,09	
Q2		4.074.645,22
Pemanas	1.581.106,13	
Total	4.074.645,22	4.074.645,22

9. Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.32 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

Komponen Energi	Panas masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	5.007.482,22	
Distilat		246.012,27
Bottom		5.849.333,14
Condenser		4.118.043,16
Reboiler	5.205.906,35	
Total	10.213.388,57	10.213.388,57





BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian dan keberlangsungan operasi suatu pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik sehingga dapat menguntungkan perusahaan baik dari segi teknik maupun ekonomi.

Pabrik *terephthalic acid* ini direncanakan akan berdiri di Desa Peni, Kelurahan Gerem, Kecamatan Gerogol, Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Kedekatan dengan lokasi produsen bahan baku *paraxylene* dari PT. Ineos Indonesia. Serta berdekatan dengan produsen bahan baku katalis yang berasal dari PT. Mechema Indonesia yang terletak di Cikarang Selatan, Bekasi, Jawa Barat.
2. Lokasi pabrik ini berdekatan dengan pelabuhan terpadu, sehingga memudahkan untuk mendatangkan bahan baku *acetic acid* dari Malaysia.
3. Dekat dengan sumber utilitaas air yang berasal dari Sungai Berung
4. Lokasi pabrik termasuk lokasi yang berdekatan dengan kawasan industri di wilayah Cilegon, sehingga memudahkan dalam hal pemasaran.

Selain dikarenakan beberapa faktor yang telah disebutkan di atas, faktor sosial, ekonomi, serta kestabilan iklim dan cuaca menjadi pertimbangan bahwa pabrik *terephthalic acid* layak didirikan di daerah ini.



Gambar 4.1 Lokasi rencana pembangunan pabrik *terephthalic acid*

4.2 Sasaran Pasar

Asam tereftalat yang dihasilkan ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, yang mana merupakan salah satu bahan baku utama dalam pembuatan *polyethylene terephthalate* serta bahan baku pembuatan *dioktil tereftalat*, bahan baku obat.

4.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah bagian penting untuk mendapatkan keselamatan dan efisiensi, sehingga bagian-bagian pabrik yang meliputi kantor, area proses dan penyimpanan bahan harus diperhatikan letaknya. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik :

a. Perluasan pabrik

Area perluasan di dalam suatu pabrik sangat penting peranannya karena diharapkan tidak menjadi masalah di masa mendatang apabila pabrik menginginkan penambahan kapasitas ataupun mengolah bahan baku sendiri.

b. Harga tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah sehingga dapat dibuat bangunan bertingkat jadi, Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia.

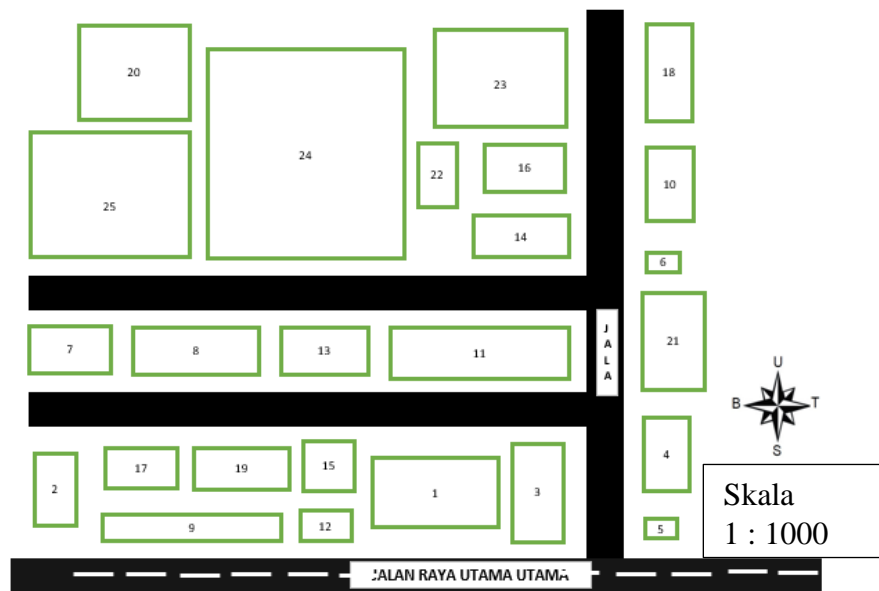
c. Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan

Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi, kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

d. Faktor keamanan Faktor yang paling penting adalah keamanan.

Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, langkah pencegahan harus tetap dilakukan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 4.2 Layout Pabrik Asam Tereftalat

Keterangan :

- | | |
|---|------------------------|
| 1. Kantor utama | 14. Poliklinik |
| 2. Kantor keamanan | 15. Tempat ibadah |
| 3. Tempat parkir 1 (direktur, kabag,tamu) | 16. Bengkel |
| 4. Laboratorium | 17. Kantor produksi |
| 5. Pos keamanan 1 | 18. Gudang |
| 6. Pos keamanan 2 | 19. Kantor K3 |
| 7. Gedung serbaguna | 20. Utilitas |
| 8. Taman 1 | 21. Pemadam kebakaran |
| 9. Taman 2 | 22. Ruang kontrol |
| 10. Quality Control | 23. Penyimpanan produk |
| 11. Tempat parkir 2 (karyawan) | 24. Area proses |

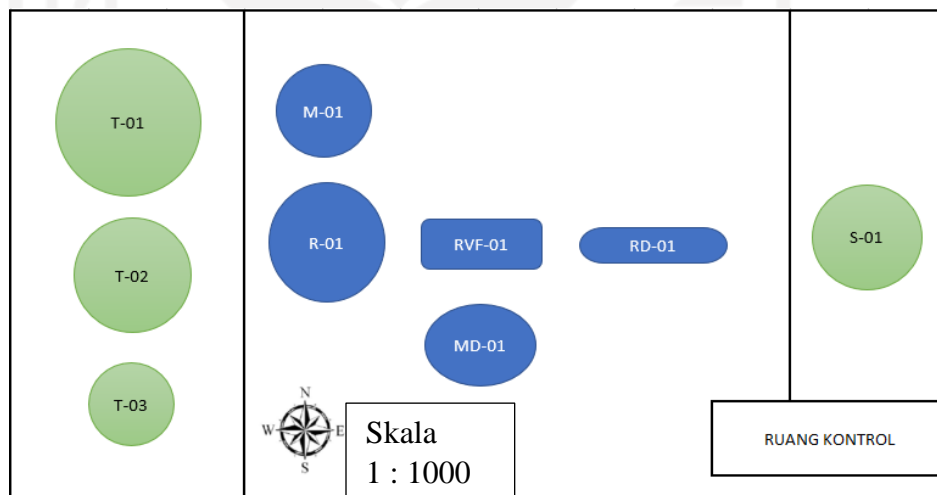
12. Perpustakaan

25. Daerah perluasan

13. Kantin dan koperasi

4.4 Tata Letak Alat Proses

Penentuan tata letak alat harus memperhatikan beberapa hal, antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran. Setiap alat harus ditempatkan ditempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (*control room*).



Gambar 4.3 *Layout* Alat Proses

4.5 Unit Pendukung Proses

Utilitas merupakan unit pendukung berlangsungnya proses produksi dan sarana lain pada pabrik. Unit utilitas pada pabrik asam tereftalat dari *paraxylene* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini terbagi atas unit penyediaan dan pengolahan air, unit pembangkit *steam*, unit penyediaan udara tekan, unit penyediaan *Downtherm A*, unit penyedia listrik dan bahan bakar, serta unit pengolahan limbah atau air buangan.

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Pemenuhan kebutuhan air pada operasional pabrik serta air domestik berasal dari utilitas . Air tersebut diproses pada suhu 30 °C dengan densitas sebesar 995.68 kg/m³. Total air yang dibutuhkan meliputi kebutuhan air domestik, air pembangkit *steam*, dan air proses

1. Penyediaan Air Domestik

Berdasarkan standar *WHO*, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso,2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 128 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

Tabel 4.1. Kebutuhan air domestik

No	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Karyawan	541,6667
2	Perumahan Karyawan	600
Total		1.141,6667

2. Penyediaan Air untuk Kebutuhan *Steam*

Kebutuhan steam untuk peralatan pada pabrik asam tereftalat ini telampir pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.2 Kebutuhan steam

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Heat Exchanger 1</i>	HE-01	7.501,93
2	<i>Reboiler 1</i>	RB-01	2.579,64
3	<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	1.3736,22
Total			23.817,81

Pada saat berlangsungnya proses, air pembangkit *steam* 85% dimanfaatkan kembali, sehingga diperlukan 15% air *make-up*, dikarenakan terjadinya *blowdown* pada boiler sebesar 10% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5%, sehingga jumlah air *make-up* yang dibutuhkan sebesar 5.716,27 kg/jam.

3. *Service Water*

Perkiraan kebutuhan air untuk penggunaan layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantik, pemadam kebakaran, dan lain lain sebesar 166,67 kg/jam

4.5.2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 35.726,71 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5–11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

4.5.3. Unit Penyediaan *dowtherm*

Dowtherm A dibutuhkan sebagai pendingin pada alat proses yaitu *Condensor Partial* (CDP-01) dengan total kebutuhan sebanyak 153,85 Kg/jam. *Dowtherm A* diperoleh dari PT. Dow Chemical Indonesia, Cilegon.

4.5.4. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLTU Krakatau Daya Listrik dan *generator diesel*. Selain sebagai tenaga cadangan PLTU mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan tenaga yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompressor, dan pompa. Spesifikasi *generator diesel* yang digunakan adalah:

Kapasitas : 1000 kW

Jenis : *Generator Set*

Jumlah : 1

Kebutuhan Listrik pabrik dibagi menjadi 2, yaitu:

1. Listrik Untuk Penggerak Motor

- Listrik untuk penggerak motor

Beberapa peralatan proses menggunakan tenaga listrik sebagai penggerak motor. Tenaga yang dibutuhkan masing masing alat adalah sebagai berikut:

Tabel 4.3. Kebutuhan listrik proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Mixer-01</i>	M-01	7,50	5.592,75
<i>Reaktor-01</i>	R-01	0,50	372,85
<i>Rotary Vaccum Filter-01</i>	RVF-01	0,05	37,29
<i>Rotary Dryer-01</i>	RD-01	75,00	5.5927,50
Pompa-01	P-01	1,00	745,70
Pompa-02	P-02	1,00	745,70
Pompa-03	P-03	0,05	37,29
Pompa-04	P-04	25,00	18.642,50
Pompa-05	P-05	2,00	1.491,40
<i>Compressor-01</i>	C-01	150,00	111.855,00
<i>Screw Conveyor-01</i>	SC-01	0,50	372,85
<i>Belt Conveyor-01</i>	BC-01	0,17	124,31
<i>Bucket Elevator-01</i>	BE-01	7,50	5.592,75
Total			201.537,88

- Listrik Untuk Peralatan Utilitas

Sama seperti peralatan proses, pada peralatan utilitas juga terdapat sejumlah daya yang dibutuhkan. Kebutuhan tenaga listrik pada masing masing alat adalah sebagai berikut:

Tabel 4.4. Kebutuhan listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Pengendap Awal	B-01	2	1.491,40
Bak Penggumpal	B-02	2	1.491,40
Pompa-01	PU-01	1,5	1.118,55
Pompa-02	PU-02	2	1.491,40
Pompa-03	PU-03	2	1.491,40
Pompa-04	PU-04	2	1.491,40
Pompa-05	PU-05	1,5	1.118,55
Pompa-06	PU-06	0,8	596,56
Pompa-07	PU-07	1,5	1.118,55
Pompa-08	PU-08	1,5	1.118,55
Pompa-09	PU-09	0,3	223,71
Pompa-10	PU-10	0,1	74,57
Pompa-11	PU-11	0,1	74,57
Pompa-12	PU-12	0,05	37,285
Pompa-13	PU-13	0,05	37,285
Pompa-15	PU-15	1,5	1.118,55
Pompa-16	PU-16	0,5	372,85
Pompa-17	PU-17	0,5	372,85
Pompa-18	PU-18	0,5	372,85
Pompa-19	PU-19	0,5	372,85
Pompa-20	PU-20	1,5	1.118,25
Pompa-21	PU-21	10	745,70
Pompa-22	PI-22	15	1.1182,50
Total			28.631,58

2. Listrik untuk peralatan penunjang

Kebutuhan penunjang alat listrik beserta kebutuhan proses dan utilitas adalah sebagai berikut:

Tabel 4.5. Kebutuhan listrik peralatan penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	136.4631
	b. Utilitas	55.3869
2	a. Listrik AC	20
	b. Listrik Penerangan	150
3	Laboratorium dan Bengkel	100
4	Instrumentasi	30
Total		491.8500

Maka kebutuhan listrik secara keseluruhan pada pra rancangan pabrik asam tereftalat ini digunakan faktor keamanan sebesar 20% sehingga total kebutuhan tenaga listrik sebesar 590,22 kW

4.5.5. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Insrtrument Air System*)

Dalam pabrik ini udara tekna dibutuhkan untuk menggerakkan instrument-instrumen control. Udara tekan yang diperlukan didistribusikan pada tekanan 6,35 bar serta dalam kondisi bersih. Dalam pabrik *terpehtalic acid* ini terdapat sekitar 17 alat control yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya.

Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan dapat diuraikan sebagai berikut. Udara lingkungan ditekan menggunakan compressor yang dilengkapi filter (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 6,35 bar, selanjutnya udara tersebut dialirkan menuju alat control dan alat proses yang membutuhkannya.

4.5.6. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 117,52 liter/jam

4.5.7. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

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

- Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan *cahypochloride* sebagai desinfektan.
- Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment*, (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

4.5.8. Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screenig* (FU-01)

Tabel 4.6. Spesifikasi *Screening* (FU-01)

Nama	<i>Screenig</i> (FU-01)
Fungsi	Menyaring Kotoran-Kotoran yang berukuran besar seperti : ranting daun dan sampah
Kapasitas (m ³)	37.08794
Bahan	<i>Alumunium</i>
Harga	\$25.040

2. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Tabel 4.7. Spesifikasi Bak Pengendap Awal (BU-01)

Nama	Bak Pengendap Awal (B-01)
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai
Jenis	Bak Balok
Bahan	Beton Bertulang Spesifikasi
Volume (m ³)	267,2601
Panjang (m)	8,1156
Lebar (m)	8,1156
Tinggi (m)	4,0578
Jenis pengaduk	<i>Marine propeller 3 blades</i>
Diameter Pengaduk (m)	2,7052
Jumlah Pengaduk	1
Jumlah <i>Buffle</i>	4
Jumlah Bak	1
Harga	\$421

3. Bak Flokulasi/Bak Penggumpal (BU-02)

Tabel 4.8. Spesifikasi Bak Flokulasi/Bak Penggumpal (BU-02)

Nama	Bak Penggumpal (B-02)
Fungsi	Menggendapkan Kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran
Jenis	Bak Silinder
Bahan	Beton Bertulang
	Spesifikasi
Volume (m ³)	44,5055
Diameter (m)	3,8416
Tinggi (m)	3,8416
Jenis pengaduk	<i>Marine propeller 3 blades</i>
Diameter Pengaduk (m)	1,2805
Jumlah Pengaduk	1
Jumlah Baffle	4
Jumlah Bak	1
Harga	\$482

4. Clarifier (C-01)

Tabel 4.9. Spesifikasi Clarifier (C-01)

Nama	<i>Clarifier (C-01)</i>
Fungsi	Menampung sementara air yang mengalami flokulasi dan memisahkan flok dari air
Jenis	Bak silinder tegak dengan <i>bottom</i> kerucut
Bahan	Beton Bertulang
	Spesifikasi
Volume (m ³)	44,5434
Diameter (m)	3,8427
Tinggi (m)	38427
Diameter Bawah (m)	1,2809
Jumlah <i>Clarifier</i>	1
Harga	\$542

5. Bak Penyaring/*Sand Filter* (BU-03)

Tabel 4.10. Spesifikasi Bak Penyaring/*Sand Filter* (BU-03)

Nama	Bak Penyaring/ <i>Sand Filter</i> (BU-03)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran kecil yang tidak terendap di <i>clarifier</i>
Jenis	Bak balok dengan saringan pasir
Bahan	Beton Bertulang
	Spesifikasi
Volume (m ³)	2,1585
Panjang (m)	1,6283
Lebar (m)	1,6283
Tinggi (m)	0,8141
Jenis Material	<i>Spheres</i>
Tinggi Pasir (m)	0,4743
Jumlah Bak Penyaring	1
Harga	\$2.408

6. Bak Penampung Sementara (BU-04)

Tabel 4.11. Spesifikasi Bak Penampung Sementara (BU-04)

Nama	Bak Sementara (BU-04)
Fungsi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>
Jenis	Bak Balok
Bahan	Beton Bertulang Spesifikasi
Volume (m ³)	Berbentuk Tangki silinder berpengaduk
Panjang (m)	4,4649
Lebar (m)	4,4649
Tinggi (m)	2,2325
Jumlah Bak Penampung Sementara	1
Harga	\$506

7. Tangki Air Bersih (TU-02)

Tabel 4.12. Spesifikasi Tangki Air Bersih (TU-02)

Nama	Tangki Air Bersih (TU-02)
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	106,9200
Diameter (m)	5,1451
Tinggi (m)	5,1451
Harga	\$37.800

8. Tangki Air Proses (TU-03)

Tabel 4.13. Spesifikasi Tangki Air Proses (TU-03)

Nama	Tangki Air Proses (TU-03)
Fungsi	Menampung Air untuk keperluan proses
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	20,9838
Diameter (m)	2,99
Tinggi (m)	2,99
Harga	\$24.679

9. Tangki Air Bertekanan (TU-10)

Tabel 4.14. Spesifikasi Tangki Air Bertekanan (TU-10)

Nama	Tangki Air Bertekanan (T-10)
Fungsi	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	14,4000
Diameter (m)	2,6373
Tinggi (m)	2,6373
Harga	\$16.131

10. Tangki Umpan *Boiler* (TU-06)

Tabel 4.15. Spesifikasi Tangki Umpan *Boiler* (TU-06)

Nama	Tangki Umpan <i>Boiler</i>
Fungsi	Mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan <i>boiler</i> sebelum dibangkitkan sebagai <i>steam</i> alam boiler
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	34,2976
Diameter (m)	3,5221
Tinggi (m)	3,5221
Harga	\$24,679

11. *Kation Exchanger* (TU-04)

Tabel 4.16. Spesifikasi Kation Exchanger (TU-04)

Nama	<i>Kation Exchanger</i> (TU-04)
Fungsi	Menurunkan kesadahan air umpan <i>boiler</i> yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	24682,8215
Diameter (m)	1,9296
Tinggi (m)	1,3970
Harga	\$4.213

12. Anion Exchanger (TU-05)

Tabel 4.17. Spesifikasi *Anion Exchanger* (TU-05)

Nama	<i>Anion Exchanger</i> (TU-05)
Fungsi	Menurunkan kesadahan air umpan <i>boiler</i> yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO ₄ dan NO ₃
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	24682,8215
Diameter (m)	1,9296
Tinggi (m)	1,3970
Harga	\$4.213

13. Tangki NaCl (TU-07)

Tabel 4.18. Spesifikasi Tangki NaCl (TU-07)

Nama	Tangki NaCl (T-07)
Fungsi	Menampung larutan NaCl yang digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i>
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i> Spesifikasi
Volume (m ³)	16,3510
Diameter (m)	2,7514
Tinggi (m)	2,7514
Harga	\$39.847

14. Tangki NaOH (TU-08)

Tabel 4.19. Spesifikasi Tangki NaOH (TU-08)

Nama	Tangki NaOH (T-08)
Fungsi	Menampung larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i>
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i> Spesifikasi
Volume (m ³)	8,2740
Diameter (m)	2,1925
Tinggi (m)	2,1925
Harga	\$27.086

15. Tangki Dearator

Tabel 4.20. Spesifikasi Tangki Dearator

Nama	Tangki Dearator (De-01)
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang telah dilunakkan dalam <i>anion</i> dan <i>kation exchanger</i> dengan larutan NaH ₂ PO ₄ .H ₂ O dan Na ₂ SO ₃
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	34,2976
Diameter (m)	3,5221
Tinggi (m)	3,5221
Harga	\$27.086

16. Tangki N₂H₄ (TU-09)

Tabel 4.21. Spesifikasi Tangki N₂H₄ (TU-09)

Nama	Tangki N ₂ H ₄ (<i>hydrazine</i>) (T-09)
Fungsi	Menampung larutan N ₂ H ₄ (<i>hydrazine</i>)
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	34,8626
Diameter (m)	3,5413
Tinggi (m)	3,5413
Harga	\$24.679

17. Tangki Air Demin

Tabel 4.22. Spesifikasi Tangki Air Demin

Nama	Tangki Air Demin
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan <i>boiler</i> dengan waktu tinggal 24 jam
Jenis	Tangki silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
	Spesifikasi
Volume (m ³)	823,1436
Diameter (m)	10,1594
Tinggi (m)	10,1594
Harga	\$24.679

18. Storage Alum (WU-01)

Tabel 4.23. Spesifikasi Storage Alum (WU-01)

Nama	Storage Alum (WU-01)
Fungsi	Menyimpan alum (tawas) dalam bentuk padatan selama 1 bulan
Jenis	Bangunan atap tertutup
Bahan	Baja
	Spesifikasi
Luas (m2)	4,86
Panjang (m)	2,70
Lebar (m)	1,80
Tinggi (m)	5
Jumlah Gudang	1
Harga	\$120

19. Storage Kaporit (WU-02)

Tabel 4.24. Spesifikasi *Storage* Kaporit (WU-02)

Nama	<i>Storage</i> Kaporit (WU-02)
Fungsi	Menyimpan kaporit dalam bentuk padatan selama 1 bulan
Jenis	Bangunan atap tertutup
Bahan	Baja
	Spesifikasi
Luas (m ²)	1,20
Panjang (m)	2,00
Lebar (m)	1,20
Tinggi (m)	5
Jumlah Gudang	1
Harga	\$120

20. Pompa

Tabel 4.25. Spesifikasi Pompa 01 - 05

Pompa	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air sungai dari screening ke Reservoir/Sedimentasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-01) menuju Bak Pengendap 2 (BU-02)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa					
IPS	6 in	6 in	6 in	6 in	6 in
Sch Number	40	40	40	40	40
OD	6,625 in	6,625 in	6,625 in	6,625 in	6,625 in
ID	6,065 in	6,065 in	6,065 in	6,065 in	6,065 in
Dimensi Daya					
Efisiensi Motor	0,75	0,75	0,75	0,75	0,84
Daya Motor	1,5 Hp	1,5 Hp	1,5 Hp	2 Hp	1.5 Hp
Jumlah					
Harga					

Tabel 4.26. Spesifikasi Pompa 06 - 10

Pompa	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08	Pompa-09	Pompa-10
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-02) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-03)	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-01) menuju Bak Pengendap 2 (BU-02)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa					
IPS	6 in	6 in	1 in	1 in	1 in
Sch Number	40	40	40	40	40
OD	6,625 in	6,625 in	1,32 in	1,32 in	1,32 in
ID	6,065 in	6,065 in	1,049 in	1,049 in	1,049 in
Dimensi Daya					
Efisiensi Motor	0,75	0,75	0,20	0,20	0,80
Daya Motor	0,8 Hp	1,5 Hp	0,3 Hp	0,3 Hp	0,1 Hp
Jumlah Harga					

Tabel 4.27. Spesifikasi Pompa 11 - 15

Pompa	Pompa-11	Pompa-12	Pompa-13	Pompa-14	Pompa-15
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki bersih (T-01) menuju area domestik	Mengalirkan air dari Tangki air servis menuju Tangki air bertekanan	Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan menuju area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari tangki penampung NaCl menuju Mixed Bed (TU-05)	Mengalirkan air dari tangki penampung NaCl menuju Kation exchanger (TU-05)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa					
IPS	6 in	6 in	1 in	1 in	1 in
Sch Number	40	40	40	40	40
OD	6,625 in	6,625 in	1,32 in	1,32 in	1,32 in
ID	6,065 in	6,065 in	1,049 in	1,049 in	1,049 in
Dimensi Daya					
Efisiensi Motor	0,75	0,75	0,20	0,20	0,80
Daya Motor	0,8 Hp	1,5 Hp	0,3 Hp	0,3 Hp	0,1 Hp
Jumlah Harga					

Tabel 4.28. Spesifikasi Pompa 16 - 20

Pompa	Pompa-16	Pompa-17	Pompa-18	Pompa-19	Pompa-20
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari Mixed Bed (TU-05) menuju Tangki air Demin	Mengalirkan air dari Tangki air Demin menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N2H4 (T-09) menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (De-01) menuju Boiler	Mengalirkan Dowtherm dari Tangki Penyimpan Dowtherm menuju unit proses
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa					
IPS	6 in	6 in	6 in	6 in	1 in
Sch Number	40	40	40	40	40
OD	6,625 in	6,625 in	6,625 in	6,625 in	1,32 in
ID	6,065 in	6,065 in	6,065 in	6,065 in	1,049 in
Dimensi Daya					
Efisiensi Motor	0,70	0,70	0,70	0,70	0,80
Daya Motor	1,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp	1,5 Hp
Jumlah Harga					

Tabel 4.29. Spesifikasi Pompa 21 - 22

Pompa	Pompa-21	Pompa-22
Kode	PU-21	PU-22
Fungsi	Mengalirkan Dowtherm dari proses menuju cooling tower	Mengalirkan Dowtherm dari CT-01 menuju Tangki Penyimpan Dowtherm
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Dimensi Pipa		
IPS	1 in	1 in
Sch Number	40	40
OD	1,32 in	1,32 in
ID	1,049 in	1,049 in
Dimensi Daya		
Efisiensi Motor	0,70	0,70
Daya Motor	10 Hp	15 Hp
Jumlah		
Harga		

21. Tangki Dowtherm

Tabel 4.30. Spesifikasi Tangki Dowtherm

Nama	Tangki Dowtherm (TU-0)
Fungsi	Menampung Dowtherm untuk kebutuhan proses
Jenis	Tangki silinder
Bahan	Stainless Steel
	Spesifikasi
Volume (m ³)	728,4744
Diameter (m)	10,3651
Tinggi (m)	10,3651
Harga	\$122.671

22. Cooler (HEU-01)

Tabel 4.31. Spesifikasi Cooler (HEU-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Cooler
Kode Alat	: HEU-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mendinginkan dowtherm A
Jenis Alat	: <i>Shell and tube</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Harga	: \$23.234
DATA DESAIN	
Beban Panas	: 3837197,22 btu/jam
Luas Transfer Panas	: 20,521 m ²
Shell	
Aliran Fluida	: Hot fluid
ID	: 17,25 in
<i>Baffle Spacing</i>	: 8,625 in
<i>Passes</i>	: 1
ΔP_s	: 0,0288 psi
Tube	
Aliran Fluida	: Cold fluid
Nt	: 71
L	: 16 ft
OD	: 0,75 in
ID	: 0,62 in
BWG	: 16
a"	: 0,1963 ft ² /ft
<i>Pitch</i>	: 1 in-square-pitch
<i>Passes</i>	: 2
Uc	: 297,26 J.ft ² .°F
Ud	: 148,58 Btu/hr.ft ² .oF
Rd <i>calculated</i>	: 0,0034
Rd <i>required</i>	: 0,003
ΔP_t	: 0,6622 psi

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Dasar-dasar pertimbangan pemilihan perusahaan perseroan terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan, sehingga resiko pemegang saham hanya terbatas sampai modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha, karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang lebih memungkinkan pengelolaan sumber sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham dapat memilih direktur yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh direktur lainnya. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham,

dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

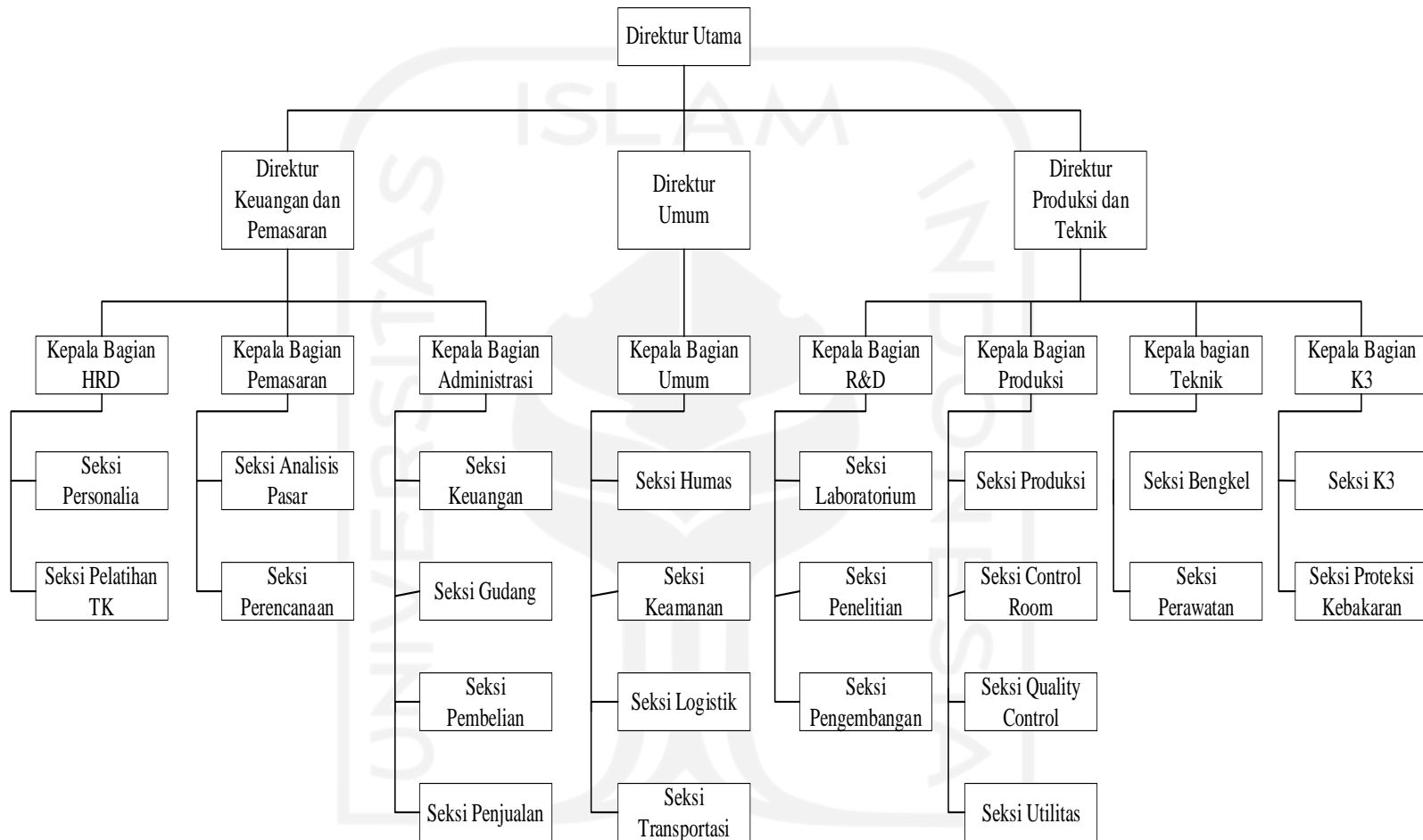
Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali

4.6.2. Stuktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staff atau “line and staff organization”. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepalabagian/kepala department, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

1. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
2. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.3. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Asam tereftalat ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 128 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

a. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah direktur, manager, kepala bagian dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non shift dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut: Hari Senin- Jumat : jam 08.00 – 17.00 WIB Hari Sabtu : Libur Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut: Selain hari Jumat : jam 12.00 – 13.00 WIB Hari Jumat : jam 11.30 – 13.00 WIB Hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan non shift libur.

b. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas , bagian listrik dan instrumentasi, kepala shift dan satpam. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus.

Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Seluruh karyawan shift mendapat cuti lama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut :

Tabel 4.32 Jadwal Kerja Shift

KELOMPOK KERJA	JAM KERJA	JAM ISTIRAHAT
<i>Shift 1</i>	07.00 – 15.00	11.00-12.00
<i>Shift 2</i>	15.00 – 23.00	19.00-20.00
<i>Shift 3</i>	23.00 – 07.00	03.00-04.00

Masing – masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4.33 Jadwal kerja karyawan shift

GROUP	M	T	W	T	F	S	S	M
A	1	1	2	2	3	3	OFF	OFF
B	2	2	3	3	OFF	OFF	1	1
C	3	3	OFF	OFF	1	1	2	2
D	OFF	OFF	1	1	2	2	3	3

Keterangan :

1, 2, 3, ... : hari kerja

A, B, C, D : kelompok kerja (regu)

4.6.4. Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif.

Tabel 4.34 Tenaga Kerja Shift

No.	Bagian	Jumlah
1	Satpam	6
2	Proses dan Utilitas	30
3	<i>Office Boy</i>	7
Total Jumlah Tenaga Kerja		43

Tabel 4.35 Tenaga Kerja Non-Shift

Jumlah Tenaga Kerja		
Karyawan Non Shift		Jumlah Karyawan
No.	Jabatan	
A.	Direktur Utama	1
1	Sekretaris Direktur Utama	1
2	Staff Direktur Utama	1
B.	Direktur	
1	Direktur Prouksi & Teknik	1
2	Staff Direktur Prouksi & Teknik	1

Lanjutan tabel 4.35

3	Direktur Keuangan & Pemasaran	1
4	Staff Direktur Keuangan & Pemasaran	1
5	Direktur Umum	1
6	Staff Direktur Umum	1
C	Kepala Bagian	
1	Kepala Bagian Produksi dan Logistik	1
2	Kepala Bagian Teknik	1
3	Kepala Bagian Pengembangan Proses & Teknologi	1
4	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	1
5	Kepala Bagian Keuangan	1
6	Kepala Bagian Pemasaran	1
7	Kepala Bagian Umum	1
8	Kepala Bagian Personalia	1
D	Kepala Seksi	
1	Kepala Seksi Produksi	1
2	Kepala Seksi <i>Control Room</i>	1
3	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1
4	Kepala Seksi Utilitas & Pengolahan Limbah	1

Lanjutan tabel 4.35

5	Kepala Seksi Perawatan Pabrik	1
6	Kepala Seksi Instrumentasi Listrik	1
7	Kepala Seksi Penelitian Proses & Teknologi	1
8	Kepala Seksi Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1
9	Kepala Seksi Medis	1
10	Kepala Seksi Keuangan	1
11	Kepala Seksi Pembelian	1
12	Kepala Seksi Penjualan	1
13	Kepala Seksi Analisa Pasar	1
14	Kepala Seksi Perencanaan Pemasaran	1
15	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1
16	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1
17	Kepala Seksi Keamanam	1
18	Kepala Seksi Transportasi	1
19	Kepala Seksi Gudang	1
20	Kepala Seksi Personalia	1
21	Kepala Seksi Pelatihan Tenaga Kerja	1
E.	Karyawan	

Lanjutan tabel 4.35

1	Karyawan Produksi	2
2	Karyawan <i>Control Room</i>	2
3	Karyawan <i>Quality Control</i>	2
4	Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	2
5	Karyawan Perawatan Pabrik	2
6	Karyawan Instrumentasi Listrik	2
7	Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	2
8	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	2
9	Karyawan Laboratorium	2
10	Karyawan Keuangan	2
11	Karyawan Pembelian	2
12	Karyawan Penjualan	2
13	Karyawan Analisa Pasar	2
14	Karyawan Perencanaan Pemasaran	2
15	Karyawan Pelayanan Umum	2
16	Karyawan Hubungan Masyarakat	2
17	Karyawan Transportasi	2
18	Karyawan Gudang	2
19	Karyawan Personalia	2

Lanjutan tabel 4.35

20	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	2
F.	Medis	
1	Dokter	2
2	Perawat	3
3	Sopir	2
Jumlah Total		85

Total Karyawan = Karyawan shift + karyawan non shift

$$= 43 \text{ orang} + 85 \text{ orang} = 128 \text{ orang}$$

4.6.5. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- a. Jabatan atau golongan
- b. Tingkat pendidikan
- c. Pengalaman Kerja , keahlian dan masa kerja
- d. Lingkungan kerja berkaitan dengan resiko kerja

Segi penggajian karyawan diberikan setiap awal bulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai dengan jabatan/golongan ditambah dengan tunjangan-unjangan yang menjadi haknya.

Tabel 4.36 Penggajian Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	18.000.000	18.000.000
3	Staff Direktur Utama	1	10.000.000	10.000.000
4	Direktur Prouksi & Teknik	1	32.000.000	32.000.000
5	Staff Direktur Prouksi & Teknik	1	10.000.000	10.000.000
6	Direktur Keuangan & Pemasaran	1	32.000.000	32.000.000
7	Staff Direktur Keuangan & Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
8	Direktur Umum	1	32.000.000	32.000.000
9	Staff Direktur Umum	1	10.000.000	10.000.000
10	Kepala Bagian Produksi dan Logistik	1	15.000.000	15.000.000
11	Kepala Bagian Teknik	1	15.000.000	15.000.000
12	Kepala Bagian Pengembangan Proses & Teknologi	1	15.000.000	15.000.000
13	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	1	15.000.000	15.000.000
14	Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000

Lanjutan tabel 4.36

15	Kepala Bagian Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
16	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
17	Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000	15.000.000
18	Kepala Seksi Produksi	1	12.000.000	12.000.000
19	Kepala Seksi <i>Control Room</i>	1	12.000.000	12.000.000
20	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1	12.000.000	12.000.000
21	Kepala Seksi Utilitas & Pengolahan Limbah	1	12.000.000	12.000.000
22	Kepala Seksi Perawatan Pabrik	1	12.000.000	12.000.000
23	Kepala Seksi Instrumentasi Listrik	1	12.000.000	12.000.000
24	Kepala Seksi Penelitian Proses & Teknologi	1	12.000.000	12.000.000
25	Kepala Seksi Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1	12.000.000	12.000.000
26	Kepala Seksi Medis	1	12.000.000	12.000.000
27	Kepala Seksi Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
28	Kepala Seksi Pembelian	1	12.000.000	12.000.000
29	Kepala Seksi Penjualan	1	12.000.000	12.000.000
30	Kepala Seksi Analisa Pasar	1	12.000.000	12.000.000

Lanjutan tabel 4.36

31	Kepala Seksi Perencanaan Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000
32	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	12.000.000	12.000.000
33	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	12.000.000	12.000.000
34	Kepala Seksi Keamanam	1	12.000.000	12.000.000
35	Kepala Seksi Transportasi	1	12.000.000	12.000.000
36	Kepala Seksi Gudang	1	12.000.000	12.000.000
37	Kepala Seksi Personalia	1	12.000.000	12.000.000
38	Kepala Seksi Pelatihan Tenaga Kerja	1	12.000.000	12.000.000
39	Karyawan Produksi	2	10.000.000	20.000.000
40	Karyawan <i>Control Room</i>	2	10.000.000	20.000.000
42	Karyawan <i>Quality Control</i>	2	10.000.000	20.000.000
43	Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	2	10.000.000	20.000.000
44	Karyawan Perawatan Pabrik	2	10.000.000	20.000.000
45	Karyawan Instrumentasi Listrik	2	10.000.000	20.000.000
46	Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	2	10.000.000	20.000.000

Lanjutan tabel 4.36

47	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	2	10.000.000	20.000.000
48	Karyawan Laboratorium	2	10.000.000	20.000.000
49	Karyawan Keuangan	2	10.000.000	20.000.000
50	Karyawan Pembelian	2	10.000.000	20.000.000
51	Karyawan Penjualan	2	10.000.000	20.000.000
52	Karyawan Analisa Pasar	2	10.000.000	20.000.000
53	Karyawan Perencanaan Pemasaran	2	10.000.000	20.000.000
54	Karyawan Pelayanan Umum	2	10.000.000	20.000.000
55	Karyawan Hubungan Masyarakat	2	10.000.000	20.000.000
56	Karyawan Transportasi	2	10.000.000	20.000.000
57	Karyawan Gudang	2	10.000.000	20.000.000
58	Karyawan Personalia	2	10.000.000	20.000.000
59	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	2	10.000.000	20.000.000
60	Dokter	2	10.000.000	20.000.000
61	Perawat	3	7.000.000	21.000.000
62	Satpam	6	3.500.000	21.000.000

Lanjutan tabel 4.36

63	Sopir	2	5.000.000	10.000.000
64	<i>Office Boy</i>	7	3.300.000	23.100.000
65	Operator Operasi	20	5.000.000	100.000.000
66	Operator Utilitas	10	5.000.000	50.000.000
<i>Total</i>				1.221.100.000

Sebagai sarana kesejahteraan, maka kepada seluruh karyawan pabrik disamping menerima gaji perbulannya, juga diberikan jaminan sosial. Jaminan sosial tersebut seperti di bawah ini :

- a. Tunjangan jabatan dan prestasi kerja
- b. Tunjangan istri dan anak
- c. Pakaian kerja 2 pasang lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun
- d. Jaminan sosial asuransi tenaga kerja
- e. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
- f. Fasilitas olahraga, kesenian, rekreasi, pengobatan, ibadah, perumahan (mess) dan angkutan dari pabrik ke mess atau perumahan dan sebaliknya
- g. Untuk jabatan Direktur beserta jajarannya dan Manajer disediakan perumahan dan mobil dinas. Sedangkan untuk Kepala Bagian disediakan mess atau rumah dinas dekat lokasi pabrik.
- h. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan tunjangan hari raya.

4.7. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasu dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak untuk didirikan. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

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

d. *Shut down point* (SDP)

e. *Discounted cash flow* (DCF)

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

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

a. *Percent Return On Investment* (ROI)

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

b. *Pay Out Time* (POT)

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

c. *Break Even Point* (BEP)

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

d. *Shut Down Point* (SDP)

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa

juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan)

e. *Discounted Cash Flow*

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

4.7.1. Penaksiran Harga Alat

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

Tabel 4.37 *Chemicals Engineering Plant Cost Index*

Tahun	Index
2007	499,46
2008	509,66
2009	519,87
2010	530,08
2011	540,29
2012	550,50
2013	560,70
2014	570,91
2015	581,12
2016	591,33
2017	601,54
2018	611,74
2019	621,95
2020	632,16
2021	642,37

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

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

- Ex : Harga pembelian pada tahun 2026
- Ey : Harga pembelian pada tahun referensi
- Nx : Index harga pada tahun 2026
- Ny : Index harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Peters dan Timmerhaus tahun 2003 serta data

yang sudah diperoleh dari www.matche.com/equipcost . Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP indeks pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 570.91. Sementara nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu tahun 2026 adalah 693.41. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 4.38 Tabel Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2026	2014	2026
Tangki Penyimpanan Bahan Baku 1	T-01	1	576,00	693,41	\$279,700	\$336,712
Tangki Penyimpanan Bahan Baku 2	T-02	1	576,00	693,41	\$689,600	\$830,163
Tangki Penyimpanan Bahan Baku 3	T-03	1	576,00	693,41	\$6,700	\$8,066
<i>Mixer</i>	M-01	1	576,00	693,41	\$197,800	\$238,118
Reaktor	R-01	2	576,00	693,41	\$689,750	\$1,379,500
<i>Rotary Vaccum Filter</i>	RVF-01	1	576,00	693,41	\$296,200	\$356,575
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	1	576,00	693,41	\$151,800	\$182,742
Menara Distilasi	MD-01	1	576,00	693,41	\$187,000	\$225,117
<i>Silo</i>	S-01	1	576,00	693,41	\$107,400	\$129,292
<i>Condensor</i>	CD-01	1	576,00	693,41	\$19,300	\$23,234
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	576,00	693,41	\$90,100	\$108,465
<i>HE 1</i>	HE-01	1	576,00	693,41	\$11,900	\$14,326
<i>HE 2</i>	HE-02	1	576,00	693,41	\$71,600	\$86,194
<i>HE 3</i>	HE-03	1	576,00	693,41	\$11,900	\$14,326
Pompa 1	P-01	1	576,00	693,41	\$8,300	\$9,992
Pompa 2	P-02	1	576,00	693,41	\$8,300	\$9,992

Lanjutan tabel 4.38

Pompa 3	P-03	1	576,00	693,41	\$800	\$963
Pompa 4	P-04	1	576,00	693,41	\$10,200	\$12,279
Pompa 5	P-05	1	576,00	693,41	\$10,300	\$12,399
Kompresor	K-01	1	576,00	693,41	\$72,400	\$87,158
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	1	576,00	693,41	\$11,700	\$14,085
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	1	576,00	693,41	\$4,400	\$5,297
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	576,00	693,41	\$10,000	\$12,038
Total		24				\$4,378,221

Tabel 4.39 Tabel Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2026	2014	2026
<i>Screening</i>	FU-01	1	576,00	693,41	\$20,800	\$25,040
Bak Pengendapan Awal	B-01	1	576,00	693,41	\$350	\$421
Bak Flokulator	B-02	1	576,00	693,41	\$400	\$482
<i>Storage Alum</i>	TU-01	1	576,00	693,41	\$100	\$120
Bak Pengendap I		1	576,00	693,41	\$420	\$506
Bak Pengendap II		1	576,00	693,41	\$420	\$506
<i>Sand Filter</i>	FU-02	1	576,00	693,41	\$2,000	\$2,408
Penampung Sementara		1	576,00	693,41	\$420	\$506
Tangki Klorinasi	TU-02	1	576,00	693,41	\$400	\$482
<i>Clarifier</i>	CL-01	1	576,00	693,41	\$450	\$542
Penyimpanan Kaporit	WU-02	1	576,00	693,41	\$100	\$120
Tangki Air Bersih	T-01	1	576,00	693,41	\$31,400	\$37,800
Tangki Air Bertekanan	TU-10	1	576,00	693,41	\$13,400	\$16,131
<i>Mixed Bed Tube</i>	TU-05	1	576,00	693,41	\$3,500	\$4,213
Tangki NaCl	T-07	1	576,00	693,41	\$33,100	\$39,847
Tangki NaOH	T-03	1	576,00	693,41	\$22,500	\$27,086
Tangki Dearator		1	576,00	693,41	\$22,500	\$27,086

Lanjutan tabel 4.39

Tangki <i>Hydrazine</i>	T-09	1	576,00	693,41	\$20,500	\$24,679
Tangki Umpan <i>Boiler</i>	T-06	1	576,00	693,41	\$20,500	\$24,679
Tangki Air Demin	TU-09	1	576,00	693,41	\$20,500	\$24,679
Pompa 1	PU-01	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 2	PU-02	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 3	PU-03	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 4	PU-04	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 5	PU-05	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 6	PU-06	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 7	PU-07	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 8	PU-08	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 9	PU-09	1	576,00	693,41	\$2,200	\$2,648
Pompa 10	PU-10	1	576,00	693,41	\$2,200	\$2,648
Pompa 11	PU-11	1	576,00	693,41	\$2,200	\$2,648
Pompa 12	PU-12	1	576,00	693,41	\$1,200	\$1,445
Pompa 13	PU-13	1	576,00	693,41	\$1,200	\$1,445
Pompa 14	PU-14	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 15	PU-15	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 16	PU-16	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 17	PU-17	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 18	PU-18	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 19	PU-19	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 20	PU-20	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 21	PU-21	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
Pompa 22	PU-22	1	576,00	693,41	\$5,900	\$7,103
<i>Cooler-01</i>	HEU-01	1	576,00	693,41	\$101,900	\$122,671
Tangki Dowtherm A	TU-10	1	576,00	693,41	\$20,500	\$24,679
Total		44				\$536,260

4.7.2. Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 100.000 Ton / Tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

- c. Umur alat : 10 Tahun
- d. Kurs mata uang : 1 \$ = Rp 14.224,05
- e. Tahun pabrik didirikan : 2026

4.7.3. Komponen Biaya

1. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik.

Tabel 4.40 *Tabel Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 69.903.824.131,84	\$ 4,378,221
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 14.752.053.481	\$ 1,037,120
3	<i>Instalasi cost</i>	Rp 9.326.742.699	\$ 655,702
4	Pemipaan	Rp 13.721.024.534	\$ 964,636
5	Instrumentasi	Rp 14.693.691.185	\$ 1,033,017
6	Insulasi	Rp 2.213.346.288	\$ 155,606
7	Listrik	Rp 7.080.985.671	\$ 497,818
8	Bangunan	Rp 40.840.700.000	\$ 2,871,243
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 127.718.400.000	\$ 8,979,046
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 311.659.624.783,30	\$ 20,342,670

Tabel 4.41 Tabel *Direct Plant Cost* (DPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Teknik dan konstruksi	Rp 69.903.824.131,84	\$ 4,378,221
<i>DPC (PPC +Engineering & constutuction)</i>		Rp 373.991.549.739,96	\$ 26,292,901.79

Tabel 4.42 Tabel *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 373.991.549.739,96	\$ 26,292,901.79
2	Biaya Kontrktor	Rp 37.399.154.974,00	\$ 2,629,290.18
3	Biaya Tak Terduga	Rp 37.399.154.974,00	\$ 2,629,290.18
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 448.789.859.687,95	\$ 31,551,482.15

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang dipergunakan untuk menjalankan /mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 4.43 Tabel *Working Capital Investment*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 142.512.919.682	\$ 10,019,152.05
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 134.776.424.171	\$ 9,475,249.61
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 89.850.949.447	\$ 6,316,833.07
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 422.842.213.636	\$ 29,727,272.73
5	<i>Available Cash</i>	Rp 269.552.848.342	\$ 18,950,499.21
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 1.059.535.355.279	\$ 74,489,006.67

2. *Biaya Produksi (Manufacturing Cost)*

Manufacturing cost adalah jumlah *direct, indirect dan fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan suatu produk

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk

Tabel 4.44 Tabel *Direct Manufacturing Cost*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 522.547.372.167	\$ 36,736,890.84
2	<i>Labor</i>	Rp 14.653.200.000	\$ 1,030,170.73
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.663.300.000	\$ 257,542.68
4	<i>Maintenance</i>	Rp 16.666.857.088	\$ 1,171,737.80
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 2.500.028.563	\$ 175,760.67
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 38.760.536.250	\$ 2,725,000.00
7	<i>Utilities</i>	Rp 247.311.592.360	\$ 17,386,861.85
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 846.102.886.428	\$ 59,483,964.58

b. *Indirect Manufacturing Cosr (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung dalam pembuatan suatu produk

Tabel 4.45 Tabel *Indirect Manufacturing Cost*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.197.980.000	\$ 154,525.61
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.784.108.000	\$ 195,732.44
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 13.920.540.000	\$ 978,662.20
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 77.521.072.500	\$ 5,450,000.00
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 96.423.700.500	\$ 6,778,920.24

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.46 Tabel *Fixed Manufacturing Cost*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 35.903.188.775,04	\$ 2,524,118.57
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 8.975.797.193,76	\$ 631,029.64
3	<i>Insurance</i>	Rp4.487.898.596,88	\$ 315,514.82
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp49.366.884.565,67	\$3,470,663.04

3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4.47 Tabel *General Expense*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	\$4,190,245.05	\$4,190,245.05
2	<i>Sales Expense</i>	\$15,364,231.87	\$15,364,231.87
3	<i>Research</i>	\$5,586,993.41	\$5,586,993.41
4	<i>Finance</i>	\$2,124,332.31	\$2,124,332.31
General Expenses(GE)		Rp387.830.140.033,87	\$27,265,802.64

4. Analisa Keuangan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.550.421.450.00

Total biaya produksi : Rp1.381.201.059.422

Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi

: Rp169.220.390.577,64

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 35% x Rp 169.220.390.577,64

: Rp 59.227.136.702

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak- pajak

: Rp 109.993.253.875

5. Analisa Kelayakan

Penilaian Analisa kelayakan pabrik didasari oleh kategori resiko dari pabrik yang akan didirikan, dimana hal tersebut meliputi :

Tabel 4.48 Kategori Resiko

No	Keterangan	High Risk	Low Risk
1	Kondisi operasi pabrik	✓	
2	Karakteristik bahan		✓
3	Jumlah pabrik sejenis		✓
4	Sumber bahan baku		✓
5	Karakteristik produk		✓
6	Regulasi terkait produk		✓

Sehingga dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik asam tereftalat ini merupakan pabrik kimia dengan resiko rendah.

A. Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan (Profit)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. ROI Sebelum Pajak (ROIb)

Syarat ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah 11%. (Aries & Newton, 1955)

$$ROIb = 37.71 \% \text{ (Pabrik memenuhi kelayakan)}$$

b. ROI Setelah Pajak (ROIa)

$$ROIa = 25 \%$$

B. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan dicapai

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresant}}$$

a. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun

$$POTb = 2,2 \text{ Tahun (pabrik memenuhi syarat)}$$

b. POT setelah pajak (POTa)

$$POTa = 3,1 \text{ tahun}$$

C. Break Even Point (BEP)

Break even point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 20-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

Tabel 4.49 Tabel Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp35.903.188.775,04	\$ 2,524,118.57
2	Property taxes	Rp8.975.797.193,76	\$ 631,029.64
3	Insurance	Rp4.487.898.596,88	\$ 315,514.82
Fixed Cost (Fa)		Rp49.366.884.565,67	\$ 3,470,663.04

Tabel 4.50 Tabel Variable Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	Rp 522.547.372.167	\$ 36,736,891
2	Packaging & shipping	Rp 13.920.540.000	\$ 978,662
3	Utilities	Rp 247.311.592.360	\$ 17,386,862
4	Royalties and Patents	Rp 38,.60.536.250	\$ 2,725,000
Variable Cost (Va)		Rp 822.540.040.777	\$ 57,827,415

Tabel 4.51 Tabel Regulated Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor cost	Rp14.653.200.000,00	\$1,030,170.73
2	Plant overhead	Rp13.920.540.000,00	\$978,662.20
3	Payroll overhead	Rp2.197.980.000,00	\$154,525.61
4	Supervision	Rp3.663.300.000,00	\$257,542.68
5	Laboratory	Rp2.784.108.000,00	\$195,732.44
6	Administration	Rp59.602.255.163,31	\$4,190,245.05
7	Finance	Rp30.216.609.054,01	\$2,124,332.31
8	Sales expense	Rp218.541.602.265,47	\$15,364,231.87
9	Research	Rp79.469.673.551,08	\$5,586,993.41
10	Maintenance	Rp17.951.594.387,52	\$1,262,059.29
11	Plant supplies	Rp2.692.739.158,13	\$189,308.89
Regulated Cost (Ra)		Rp445.693.601.579,52	\$31,333,804.48

Tabel 4.52 Tabel Sales

No	Tipe	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Sales (Sa)	Rp 1.550.421.450.000	\$ 195,760,284

BEP = 44.02 % (Pabrik memenuhi kelayakan)

D. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

SDP = 32.15%

E. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow rate of return adalah bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n) : 10 Tahun
Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 448.789.859.687,95
Working Capital Investment (WCI) : Rp 1.059.535.355.279
Salvage Value (SV) = Depresiasi : Rp 33.333.714.176
Cash Flow (CF) : Rp 147.686.862.923

Discounted Cash Flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = ((1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1) + \frac{WC + SV}{CF}$$

$$R = S$$

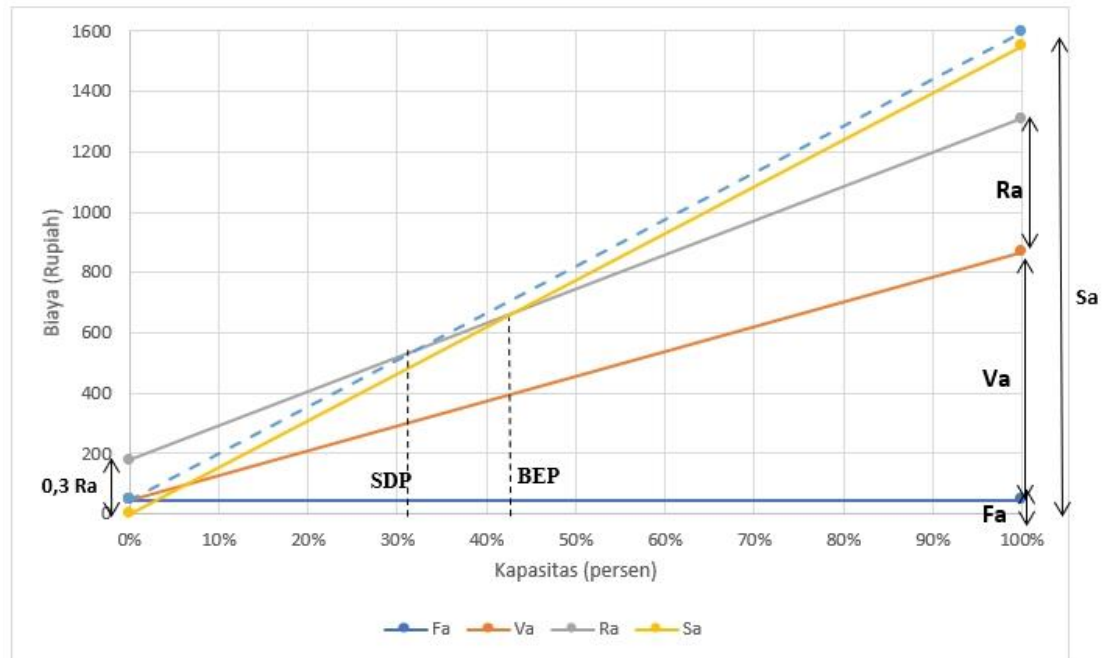
Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 0.0969$

DCFR = 14,27 %

Bunga bank = 5%

Kesimpulan = Memenuhi syarat ($1,5 \times 5\% = 7,5\%$)

Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitas $1,5 \times$ suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 5\% = 7,5\%$)



Gambar 4.5 Grafik Analisa Kelayakan

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Pra rancangan pabrik asam tereftalat dari *paraxylene* dan oksigen dengan proses Amoco kapasitas 100.000 ton/tahun akan didirikan di desa Peni, Kelurahan Gerem, Kecamatan Gerogol, Cilegon, Banten dengan luas tanah 26.608 m² dan jumlah pekerja 128 orang
2. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan, maka pabrik ini menarik untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator sebagai berikut :
 - a. *Return On Investment (ROI)* :
 - ROI sebelum pajak = 42,41 %
 - ROI sesudah pajak = 28,57 %
 - b. *Pay Out Time*
 - POT sebelum pajak = 2 tahun
 - POT sesudah pajak = 3 tahun
 - c. *Break Event Point* = 42,60 %
 - d. *Shut Down Point* = 31,65 %
 - e. *Dsicounted Cash Flow Rate* = 9,69 %

5.2 Saran

Dalam perncangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan produk asam tereftalat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R S. Newton, R D (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill. New York
- Brown, G G (1977). *Unit Operarions*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York
- Canizalez Dávalos, L., Murrieta Luna, E., Alberto Rodríguez Ángeles, M., & J. Cruz Delgado, V. (2020). Designing Spiral Plate Heat Exchangers to Extend Its Service and Enhance the Thermal and Hydraulic Performance. *Low-Temperature Technologies*, 1–16. <https://doi.org/10.5772/intechopen.85345>
- Geankoplis, C J (1993). *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey
- Global paraxylene market analysis & segment forecasts report 2012–2022 - rising demand for fibre and polyester resin from numerous end-use industries. (2019). *Focus on Catalysts*, 2019(2), 3. <https://doi.org/10.1016/j.focat.2019.01.011>
- Ichikawa, Y., Yamashita, G., Tokashiki, M., & Yamaji, T. (1970). New Oxidation Process for Production of Terephthalic Acid from p-Xylene. *Industrial & Engineering Chemistry*, 62(4), 38–42. <https://doi.org/10.1021/ie50724a007>
- Kern, D Q (1983). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill. Tokyo
- Khorshidi, J., & Heidari, S. (2016). Design and Construction of a Spiral Heat Exchanger. *Advances in Chemical Engineering and Science*, 06(02), 201–208. <https://doi.org/10.4236/aces.2016.62021>

- McCabe, W L. Smith, J C. Harriot, P (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill. New York
- Memon, S., Gadhe, P. P., & Kulkarni, S. (2019). *Design and Testing of a Spiral Plate Heat Exchanger for Textile Industry*. *10*(7), 149–157.
- Perry, H R. Green, D W. (1997) *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. McGraw-Hill. New York
- Richardson, J F. Harker, J H. Backhurst, J R (2002) *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Volume 2 Fifth Edition "Particle Technology and Separation Processes"*. Butterworth Heinemann. Oxford
- Roll, R. B., & Kapaj, N. (1999). *United States Patent [19]*. 424.
- Timerhaus, K D (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers fifth Editions*. McGraw-Hill. Colorado
- Tomás, R. A. F., Bordado, J. C. M., & Gomes, J. F. P. (2013). P-xylene oxidation to terephthalic acid: A literature review oriented toward process optimization and development. *Chemical Reviews*, *113*(10), 7421–7469.
<https://doi.org/10.1021/cr300298j>
- Treybal (1981). *Mass – Transfer Operations*. McGraw-Hill. Singapore
- Walas, S M (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Nutterworth-Heinemann. Oxford
- Wang, Q., Li, X., Wang, L., Cheng, Y., & Xie, G. (2005). Kinetics of p-xylene liquid-phase catalytic oxidation to terephthalic acid. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, *44*(2), 261–266. <https://doi.org/10.1021/ie049372x>

Yaws, C L (1999). *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill. New York



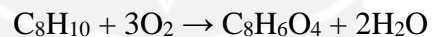
LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *Paraxylene* dan Oksigen menjadi Asam Tereftalat

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi Operasi : Suhu = 210 °C
Tekanan = 6,98 atm



Optimasi Reaktor

Menentukan laju alir volumetric

Tabel laju alir volumetrik

Komponen	Kg/Jam	Kmol/jam	ρ (kg/m ³)	Fraksi massa	ρ campuran (kg/m ³)
C ₈ H ₁₀	8467,96	79,76	682,98	0,133	91,49
C ₂ H ₄ O ₂	16935,93	279,84	809,50	0,267	216,88
C ₈ H ₆ O ₄	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	-	-	-
CoBr ₂	0,677	-	-	1,07 x 10 ⁻⁵	-
MnBr ₂	0,772	-	-	1,22 x 10 ⁻⁵	-
MnAc ₂	0,582	-	-	9,21 x 10 ⁻⁶	-
N ₂	28999,77	1035,22	1,16	0,458	0,534
O ₂	8805,29	275,18	1,33	0,139	0,185
	63210,99			1	309,10

$$F_v = \frac{\text{massa}(\text{Kg} / \text{Jam})}{\rho(\text{Kg} / \text{m}^3)}$$

Sehinga, laju alir volumetrik $F_v = 204,50 \text{ m}^3/\text{jam}$

Mencari volume pada jumlah reaktor n

Dari persamaan neraca massa didapatkan :

$$F_{A_0} - F_A - (-r_A)V = 0$$

Menjadi

$$V = \frac{F_{A_0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{(F_{v_0} C_{A_0} - F_v C_A)}{(-r_A)}$$

Untuk $F_v = F_{v_0}$ maka :

$$V = \frac{F_v (C_{A_0} - C_A)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_v C_{A_0} X}{(-r_A)}$$

Dimana persamaan laju reaksi untuk orde 2 adalah : $(-r_A) = k \cdot C_A^2$. Kemudian disubstitusikan, menjadi :

$$V = \frac{F_v C_{A0} X}{k C_A^2}$$

Berdasarkan stokiometri $C_A = C_{A0}(1-X)$. Disubstitusi kedalam persamaan, menjadi :

$$V = \frac{F_v C_{A0} X}{k C_{A0}^2 (1-x)^2}$$

Dimana reaktor disusun secara seri sehingga perhitungan volume untuk reaktor :

$$V = \frac{F_v C_{A0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})^2} \text{ (1 Reaktor)}$$

$$V = \frac{F_v C_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})^2} \text{ (2 Reaktor)}$$

$$V = \frac{F_v C_{A0} (X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A3})^2} \text{ (3 Reaktor)}$$

$$V = \frac{F_v C_{A0} (X_{A4} - X_{A3})}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A4})^2} \text{ (4 Reaktor)}$$

Dimana nilai koefisien laju reaksi $k = 12,6/\text{jam}$. Sehingga diperoleh volume untuk setiap reaktor dengan jumlah reaktor n . Pada reaktor ini juga dipengaruhi oleh laju reaksi sehingga yang menjadi dominan dalam reaksi ini adalah laju reaksinya. Reaksi

ini berlangsung secara eksotermis, dimana kalor yang dihasilkan sistem dilepaskan ke lingkungan. Reaksi terjadi secara eksotermis karena ΔH bernilai negatif.

Tabel volume reaktor dengan jumlah reaktor

n	V ₁ (gallon)	V ₂	V ₃	V ₄
1	208845,95			
2	36939,84	36939,84		
3	17943,39	17943,39	17943,39	
4	11553,43	11553,43	11553,43	11553,43

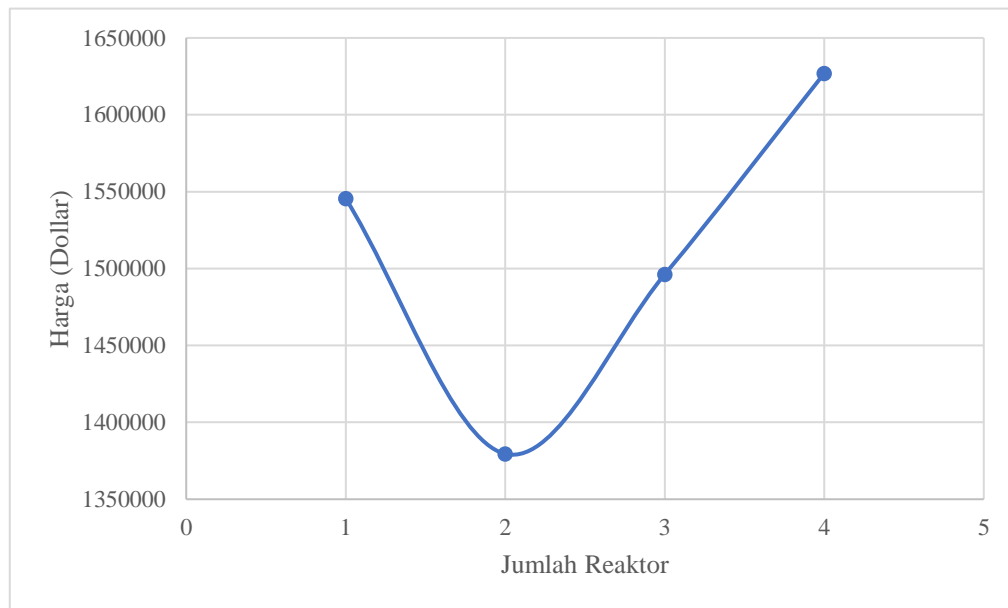
Tabel konversi dengan jumlah reaktor

n	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄
1	0,95			
2	0,78	0,95		
3	0,64	0,86	0,95	
4	0,54	0,78	0,89	0,95

Salah satu pertimbangan dalam optimasi jumlah reaktor adalah harga reaktor, dimana diperoleh harga reaktor diperoleh dari www.matche.com sehingga diperoleh perbandingan harga reaktor adalah sebagai berikut

Tabel harga reaktor

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	208845,95	1545500	1545500
2	36939,84	689750	1379500
3	17943,39	498750	1496250
4	11553,43	406750	1627000



Gambar perbandingan harga vs jumlah reaktor

Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 95% dengan laju alir 63.210,996 kg/jam yaitu 2 reaktor.

Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah 1 : 1,5 ($H = 1,5D$). Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head*.

Menghitung Kapasitas Reaktor

Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
Paraxylene	0.27984	0.26003	0.279	626.26	682.9886
Acetic Acid	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	809.5082
N ₂	0.31205	0.28479	0.2925	126.1	1.165
O ₂	0.43533	0.28772	0.2924	154.58	1.331

Densitas Campuran

Komponen	X_i	ρ (kg/m ³)	ρ campuran
Paraxylene	0.133963505	682.9886162	91.4955487
Acetic Acid	0.267927009	809.5082597	216.8891271
N ₂	0.458777322	1.165	0.53447558
O ₂	0.139300013	1.331	0.185408317

$$\text{Densitas campuran} = 309,1046 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,683 \text{ jam}$$

$$Fv = \frac{m}{\rho}$$

$$Fv = 204,974 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V \text{ Cairan} = Fv \times \text{Waktu tinggal} = 140,15 \text{ m}^3$$

$$\text{Over design} = 1.2 \times 55.9359 \text{ m}^3 = 168,19 \text{ m}^3$$

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

$$V \text{ torispherical} = 0.000049 ID^3$$

$$V \text{ total} = V \text{ silinder} + V \text{ torispherical}$$

$$168,19 \text{ m}^3 = \frac{3.14}{4} \times ID^2 \times 1.5D + 2 \times 0.000049 ID^3$$

$$ID^3 = 142,82 \text{ m}^3$$

$$ID = 5,22 \text{ m} = 205,79 \text{ in}$$

$$H = 7,84 \text{ m} = 308,69 \text{ in}$$

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4 V_{\text{liq}}}{\pi D^2}$$

$$h_{\text{cairan}} = 6,53 \text{ m} = 21,43 \text{ ft} = 257,26 \text{ in}$$

Menghitung Tekanan Desain

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times h_{\text{liquid}} \times \left(\frac{g}{gc}\right)}{144}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 1,97 \text{ psia}$$

$$P \text{ absolut} = 104,55 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 109,77 \text{ psia}$$

Menentukan Tebal Shell

$$ts = \frac{P \times ri}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, Young, 1959 pers 13.1})$$

Dimana :

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

f = Allowable stress (13.750psi)

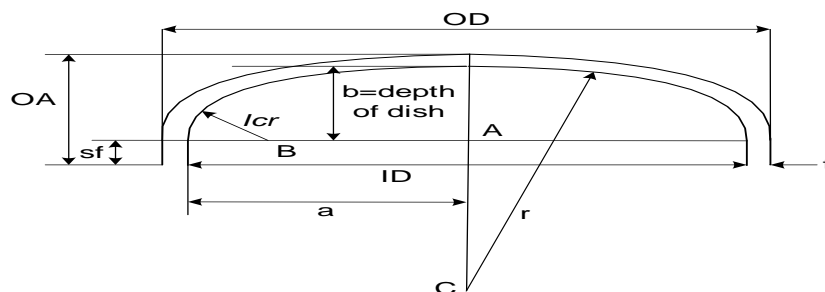
ri = Jari-jari dalam storage (in)

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

c = Faktor korosi (0.125 in)

Diperoleh tebal shell hitungan adalah 1,09 in, tebal shell standar = 1,125 in

Menghitung Dimensi Head



t = tebal head, in
 icr = inside corner radius, in
 r = radius of dish, in
 OD = outside diameter, in
 ID = inside diameter, in
 b = depth of dish, in
 OA = overall dimension, in
 Sf = Straight flange

Menghitung Tebal Head

$$\begin{aligned}
 icr &= 6\% \times OD \\
 OD &= ID + 2ts \\
 ts &= 0,92 \quad \text{in} \\
 OD &= 207,97 \quad \text{in} \\
 r &= 207,97 \quad \text{in} \\
 icr &= 12,47 \quad \text{in} \\
 a = ID_s/2 &= 103 \quad \text{in} \\
 AB &= a - icr = 90 \quad \text{in} \\
 BC &= r - icr = 195 \quad \text{in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 173,33 \quad \text{in} \\
 b &= r - AC = 34,64 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Diperoleh dari persamaan 13.2 Brownell and Young (1959)

$$th = \frac{0.885 P r c}{f.E-0.1 P} + C$$

Diperoleh nilai tebal head atas standard adalah 1 in dan tebal head bawah standard adalah 1 in

Menghitung Tinggi Head

$I_{cr} = 6\% \times OD$ (for torispherical dished head)

Dari tabel 5.6 Brownell dengan tebal head 1 in didapatkan $sf = 1.5 - 4.5$ in, digunakan nilai $sf = 4.5$ in

Sehingga tinggi head yang diperoleh adalah

$$H_{head} = th + b + sf$$

$$H_{head} = 40,145 \text{ in}$$

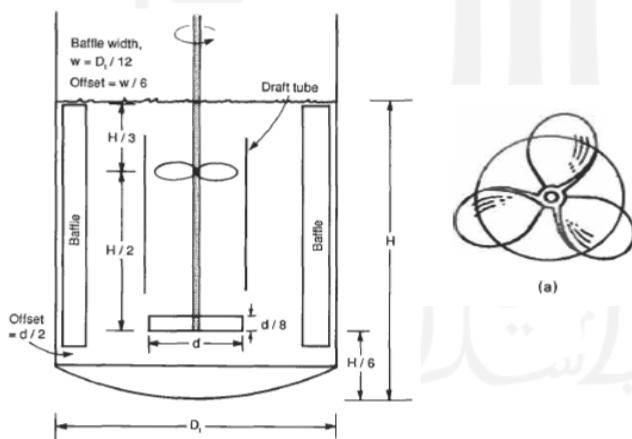
$$= 1,01 \text{ m}$$

Tinggi total reaktor = $H_{shell} + H_{head}$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 7,84 \text{ m} + 2,03 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 9,88 \text{ m}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk



Jenis pengaduk adalah marine propeller 3 blade, impeller jenis ini sesuai untuk pengadukkan dengan viskositas rendah atau dibawah 4000 cp.

$$D_t/D_i = 3$$

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

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3 = 1,30$$

$$wb/Di = 0.1$$

$$L/Di = 0.25$$

$$\text{Buffle} = 4 \text{ terpisah } 90^\circ$$

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = ID/3 = 1,74 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk (Zl)} = Di \times 3.9 = 6,79 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar (Zi)} = Di \times 1.3 = 2,26 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (w)} = Di \times 0.1 = 0,17 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = Di \times 0.25 = 0,43 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk (Nt)} = 1$$

$$Nt = \frac{WELH}{Dt}$$

$$WELH = HL \times sg = 6,53 \text{ m} \times 0.3091$$

$$WELH = 2,015 \text{ m} = 6,61 \text{ ft}$$

$$Nt = 6,61 \text{ ft} / 17,4 \text{ ft}$$

$$Nt \approx 1$$

$$\text{Jumlah putaran (N)} = 83,39 \text{ rpm}$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}}$$

$$N = 83,39 \text{ rpm} = 1,38 \text{ rps}$$

Neraca Panas Reaktor

Input		Output	
Q _{in}	4204883.838	Q _{out}	18854007.14
Q _{reaksi}	90495595.36	Q pendingin	75846472.06
	94700479.19		94700479.19

$$Q \text{ pendingin} = 71.902.455,51 \text{ btu/jam}$$

Media pendingin yang yang digunakan adalah Dowtherm A dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 45 °C.

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

$$\Delta H = \Delta H (45^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C})$$

$$\Delta H = (4.2020 \times (318 - 298)) - (4.1915 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 32,50 \frac{\text{Kj}}{\text{kg}}$$

Maka kebutuhan pendingin :

$$Q = m Cp \Delta T$$

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

$$m = 2.333.737,60 \text{ kg/jam} = 5.144.957,92 \text{ lb/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	200	473	392
Suhu fluida panas keluar reaktor	200	473	392
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113

	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	$\Delta T, F$
$\Delta T1$	392	113	279
$\Delta T2$	392	86	306

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T2 - \Delta T1}{\ln \frac{\Delta T2}{\Delta T1}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 292,29 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung Luas Transfer Panas

Nilai UD untuk *medium organic (hot)* dan air (*cold*) (viskositasnya 0,5-1 cP) sebesar 50 – 125 Btu/ft².Fjam (Kern, Table 8. 840). Diambil UD 70 Btu/ft².Fjam

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 1071,13\text{m}^2 = 3514,22 \text{ ft}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot Hs) + \frac{\pi OD^2}{4}$$

$$A = 356,05 \text{ m}^2 = 1168,15 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih coil.

Kecepatan volumetric

$$Qv = \frac{m \text{ pendingin}}{\rho \text{ pendingin}}$$

$$Qv = 2.347,74 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk aliran dalam koil/tube, Batasan kecepatannya adalah 1,5 – 2,5 m/s (Culson pg, 527)

Kecepatan fluida pendingin = 2,5 m/s = 9000 m/jam

Debit fluida pendingin = 2347,75 m³/jam

Luas penampang A = 0,26 m²

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

ID = 0,57 m = 22,69 in

Dipilih diameter standar (Kern tabel 11 pg 844)

NPS	: 18	in				
Schedule Number	: 40					
OD	: 18	in	1,50	ft	0,45	m
ID	: 17,25	in	1,43	ft	0,43	m
Luas Penampang (A')	: 234,00	in ²	1,62	ft ²		
Luas Perpan/panjang (a")	: 4,71	ft ² /ft	outside			
	: 4,52	ft ² /ft	inside			

Menentukan koefisien transfer panas dalam koil (hi)

ρ fluida pendingin =	1016,1	kg/m ³
	63,40	lb/ft ³
μ fluida pendingin =	0,69	cp
	1,69	lb/ft.jam
k fluida pendingin =	0,35	Btu/ft.jam.°F
Cp fluida pendingin =	342,19	btu/lb.F

jH= 310

Grafik 24 Kern pg 834

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{cp \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 908,92 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 871.05 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Untuk koil, hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

$$h_{io \text{ koil}} = 1211,91 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil dihitung dengan :

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Lp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

Lp = Di =	5,71	ft	
N =	1,390	rps	5003,69 rpj
ρ =	308,38	kg/m ³	19,24 lb/ft ³
μ =	0,52	cP	1,27 lb/ft.jam
cp =	4204883,83	kJ/kg	1004126,26 Btu/lb.F

$$\begin{aligned}
 k &= 79767550,76 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F} \\
 \text{OD} &= 207,97 \text{ in} && \text{ft} \\
 D &= 17,25 \text{ in} && \text{ft} \\
 \mu/\mu_w &= 1,27
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan $h_o = 32.007.749.432,18 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

Menentukan U_c

Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ koil}}}{h_o + h_{io \text{ koil}}}$$

$$U_c = 1.211,91 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

Menentukan U_d

Untuk kecepatan fluida 2,5 m/s maka $R_d = 0,001$ (Kern pg 845)

$$U_d = \frac{h_D * U_c}{h_D + U_c}$$

$$h_D = 1000/R_d$$

$$U_d = 547,90 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Menentukan luas bidang transfer panas

$$A = Q_{\text{total}} / (U_d \times \Delta T_{LMTD}) = 448,97 \text{ ft}^2$$

Menentukan Panjang koil

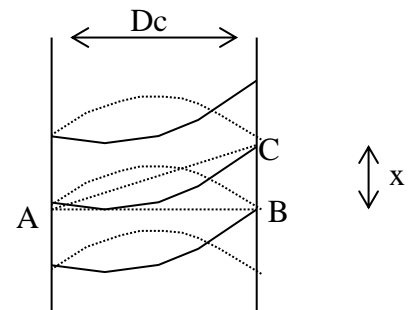
$$L_{\text{pipa Koil}} = A/a'' = 95,28 \text{ ft} = 29,04 \text{ m}$$

Menentukan jumlah lilitan

Keliling lilitan = 0.5 putaran miring + 0.5 putaran datar

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi D_c + \frac{1}{2} \pi A C$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \pi D_c + \frac{1}{2} \pi (D_c^2 + x^2)^x$$



$$K \text{ lilitan} = 11,50 \text{ m}$$

$$N \text{ lilitan} = L \text{ pipa koil} / K \text{ lilitan}$$

$$N \text{ lilitan} = 3 \text{ lilitan}$$

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 6 \text{ ft} = 1.83 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil

Asumsi : semua koil tercelup

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil } (Z_c) = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$V \text{ cairan dalam shell} : 140,15 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} : 19,06 \text{ m}^3$$

$$A \text{ shell} : 21,44 \text{ m}^2$$

$$Z_c : 7,42 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan setelah ada koil)/2

$$h_k = 2,79 \text{ m}$$

$$b+sf = 0,99 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan
2. Jarak dasar tangka ke bagian bawah koil $(h_k) > (b+sf)$

Menentukan Pressure Drop

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$Re = 118.235,99$$

$$f = 0,00403 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

$$\Delta P_T = 0,0127 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

Perancangan Sparger

Menentukan koefisiensi difusifitas

$$D_L = \frac{1.173 \times 10^{-13} (\Phi M)^{0.5} T}{\mu V_m^{0.6}} \quad (8.22)$$

Φ : Association parameter	1
M : Berat molekul larutan, kg/ kgmol	106.164
T : Temperatur	483.15
μ : Viskositas larutan, kg/m.det	0.001028447
Vm: Volume molal zat terlarut, m3/ kmol	
Vm O2	0.0256

$$DL = 4,96883 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{det}$$

Menentukan $\Delta\rho$

ρ gas pada

T	483,15	K
P	7	bar
ρ	5,27	kg/m3
ρ Cairan	308,38	kg/m3
$\Delta\rho$	303,11	kg/m3

Menentukan Surface Tension

$$\sigma = \left(\frac{Pch (\rho_L - \rho_v)}{M} \right)^4 \times 10^{-12}$$

ρ_L	308,38	kg/m ³
ρ_v	4,85	kg/m ³
M	106,164	kg/kmol
Pch (O ₂)	60	Dari Coulson Vol 6, 1989; hal 258 dapat dicari nilai Pch
σ_L	0.000866023	mJ/m ²
	0.000866023	dyne/cm
	8,66E-07	kg/det

Menentukan Diamter Gelembung

$$d_b = \left(\frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta \rho} \right)^{1/3}$$

d_o Diameter orifice	10	mm	0.01 m
σ_L Tegangan muka cairan	8,66E-07		
g Percepatan gravitasi, m/ det ²	9,80		
$\Delta \rho$ Densitas (cairan-gas), kg/m ³	303,114		
d_b Diameter gelembung, m	0,000259528	m	
	0,025	cm	
	0,25	mm	

Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran(KL)

Berdasarkan tabel 19-10, hal19-42; Perry, 2008 Untuk mechanically agitated bubble reactors diperoleh

$$KL = 400 \text{ cm/s}$$

$$= 4 \text{ m/s}$$

Menghitung Diamter Hole Sparger

$$D_h = \frac{d_b^3 (\rho_L - \rho_g) g}{6,028 \times \sigma} \quad (\text{Perry, 1999; hal 6-53})$$

d_b : diameter bubble, cm

ρ_L : densitas liquid, gr/cm³ 0,30

ρ_G : densitas gas, gr/cm³ 0,005

σ : tegangan permukaan liquid

g : percepatan gravitasi cm/det² 980

D_h 0,99 cm

Luas Hole

$$A_h = \frac{\pi \times 0,9954^2}{4}$$

$$A_h = 0,776 \text{ cm}^2$$

$$A_h = 7,76 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

Laju Volumetrik Setiap Lubang

$$Q_h^{6/5} = \frac{d_b^3 \pi g^{3/5}}{8,268}$$

$$d_b = \text{Diameter bubble} = 0,026 \text{ cm}$$

$$g = \text{Pecepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$Q_h = 0,000151 \text{ cm}^3/\text{s}$$

Kecepatan Superdicial Gas Masuk Setiap Lubang

$$u_{sg} = Q_h / A_h$$

$$U_{sg} = 0,000193304 \text{ cm/s}$$

$$U_{sg} = 0,007 \text{ m/jam}$$

Menghitung Diameter Sparger

$$A = \frac{Qt}{Usg}$$

$$A = \frac{314}{4Ds^2} = \frac{Qt}{Usg}$$

$$Ds = \sqrt{\frac{4 Qt}{Usg \times 3.14}}$$

$$Qt = \frac{P}{nRt}$$

$$Qt = 0,134 \text{ liter}$$

$$Ds = 0,156 \text{ m}$$

Menghitung Pitch Sparger

Digunakan triangular pitch dengan jarak ke pusat

$$C = 1,5 \times D_h$$

$$C = 1.5 \text{ cm}$$

Menentukan Banyak Hole

$$\text{Luas hole} = \frac{3.14}{4} \times Ds^2$$

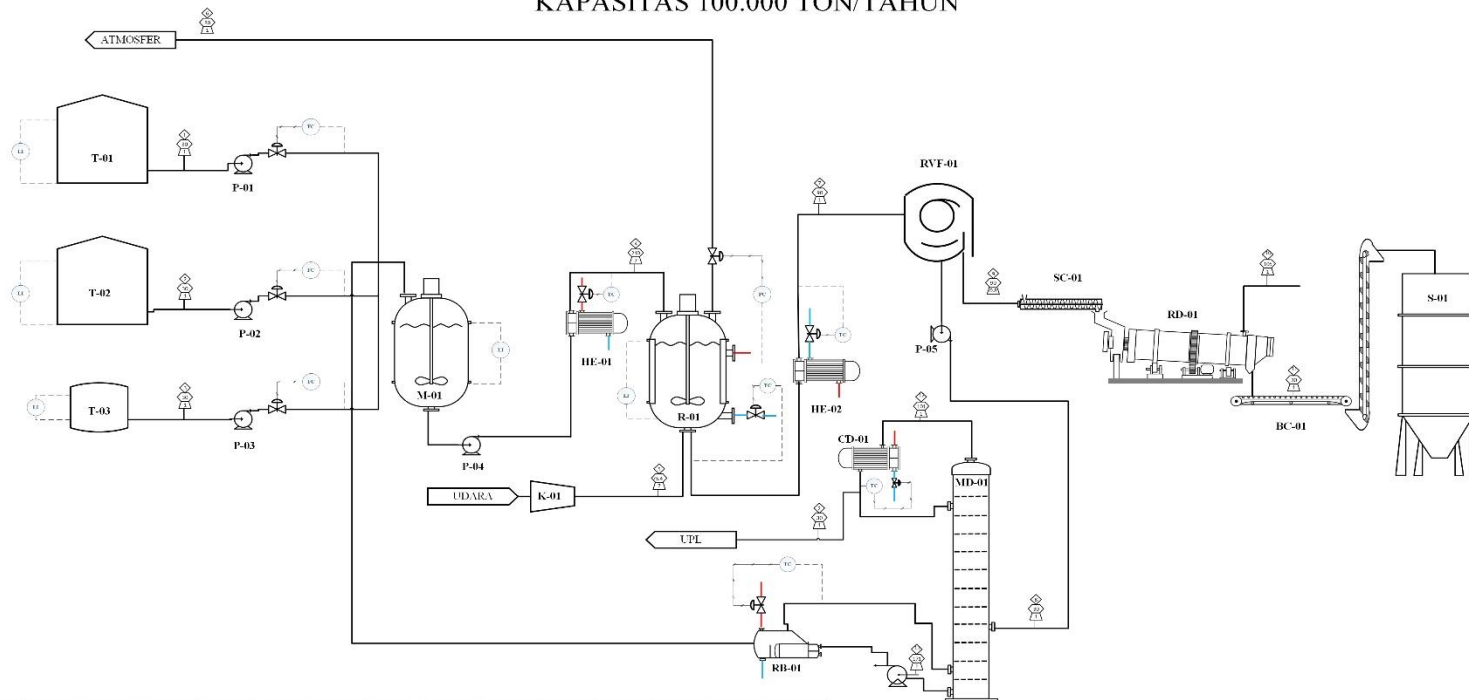
$$\text{Luas hole} = 0,01930 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah hole} = \frac{\text{Luas Hole total}}{\text{Luas 1 hole}}$$

$$\text{Jumlah Hole} = 248 \text{ holes}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TERFALAT DENGAN PROSES AMOCO KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	ARUS (KG/JAM)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
C10H8	8093.51	-	-	8467.97	-	-	374.453	374.453	-	-	-	-	374.453
CH3COOH	-	169.56	-	16935.9	-	-	16935.9	16935.9	-	-	-	169.558	16786.2
CoBr2	-	-	0.00677	0.67744	-	-	0.67744	0.67744	-	-	-	0.00677	0.67744
MnBr2	-	-	0.00772	0.8	-	-	0.8	0.8	-	-	-	0.00772	0.764
MnAc2	-	-	0.00582	0.5826	-	-	0.5826	0.5826	-	-	-	0.00582	0.576
C8H6O4	-	-	-	-	-	-	12588.4	-	12588.4	-	12588.4	-	-
C8H6O3	-	-	-	-	-	-	30.3	-	30.3	-	30.345	-	-
C8H8O2	-	-	-	-	-	-	18.6	-	18.6	-	18.5999	-	-
O2	-	-	-	-	8805.29	1531.4	-	-	-	-	-	-	-
N2	-	-	-	-	28999.8	28999.8	-	-	-	-	-	-	-
H2O	-	-	-	-	-	-	4216.9	1986.7	2230.1	2102.47	127.65	1986.75	-
Total	8093.5	169.6	0.0	25405.9	37805.1	30531.1	34166.6	19299.2	14867.4	2102.5	12765.0	2156.3	17162.7

REPRESENTASI	UNITS	REPRESENTASI	UNITS	REPRESENTASI
	T	Tank	CD	Compressor
	M	Distillation	RB	Reboiler
	R	Heat Exchanger		
	RVF	Filter Vacuum Filter		
	RD	Reactor Drum		
	P	Pump		
	K	Compressor		
	MD	Distillation Column		
	SC	Level Controller		
	BC	Batch Controller		
	BE	Batch Indicator		
	HE	Heat Exchanger		
	S	Site		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TERFALAT DENGAN PROSES AMOCO
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :

1. Naufal Setyo Adi Wibowo (17521052)
2. Diky Darmawan (17521118)

DOSEN PEMBIMBING

1. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
2. Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

MSDS Asam Tereftalat

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

1.1 Product identifiers

Product name	: Terephthalic acid for synthesis
Product Number	: 8.00762
Catalogue No.	: 800762
Brand	: Millipore
REACH No.	: A registration number is not available for this substance as the substance or its uses are exempted from registration, the annual tonnage does not require a registration or the registration is envisaged for a later registration deadline.
CAS-No.	: 100-21-0

SECTION 2: Hazards identification

2.1 Classification of the substance or mixture

Not a hazardous substance or mixture according to Regulation (EC) No 1272/2008.

2.2 Label elements

Not a hazardous substance or mixture according to Regulation (EC) No 1272/2008.

2.3 Other hazards

This substance/mixture contains no components considered to be either persistent, bioaccumulative and toxic (PBT), or very persistent and very bioaccumulative (vPvB) at levels of 0.1% or higher.

MSDS Paraxylene

SECTION 2: Hazards identification

2.1 Classification of the substance or mixture

Classification according to Regulation (EC) No 1272/2008 (CLP)

Classification acc. to GHS			
Section	Hazard class	Hazard class and category	Hazard statement
2.6	flammable liquid	(Flam. Liq. 3)	H226
3.1D	acute toxicity (dermal)	(Acute Tox. 4)	H312
3.1I	acute toxicity (inhal.)	(Acute Tox. 4)	H332
3.2	skin corrosion/irritation	(Skin Irrit. 2)	H315

Classification acc. to GHS			
Section	Hazard class	Hazard class and category	Hazard statement
3.3	serious eye damage/eye irritation	(Eye Irrit. 2)	H319
3.8R	specific target organ toxicity - single exposure (respiratory tract irritation)	(STOT SE 3)	H335
3.10	aspiration hazard	(Asp. Tox. 1)	H304

2.2 Label elements

Labelling according to Regulation (EC) No 1272/2008 (CLP)

Signal word **Danger**

Pictograms

GHS02, GHS07,
GHS08



Hazard statements

H226 Flammable liquid and vapour
H304 May be fatal if swallowed and enters airways
H312+H332 Harmful in contact with skin or if inhaled
H315 Causes skin irritation
H319 Causes serious eye irritation
H335 May cause respiratory irritation

Precautionary statements

Precautionary statements - prevention

P210 Keep away from heat, hot surfaces, sparks, open flames and other ignition sources. No smoking.
P280 Wear protective gloves/protective clothing/eye protection/face protection.

Precautionary statements - response

P301+P310 IF SWALLOWED: Immediately call a doctor.
P302+P352 IF ON SKIN: Wash with plenty of water/...
P304+P340 IF INHALED: Remove person to fresh air and keep comfortable for breathing.
P331 Do NOT induce vomiting.

Labelling of packages where the contents do not exceed 125 ml

Signal word: **Danger**

Symbol(s)



H304 May be fatal if swallowed and enters airways.
P301+P310 IF SWALLOWED: Immediately call a doctor.
P331 Do NOT induce vomiting.

MSDS Asam Asetat

SECTION 1: Identification

1.1. Identification

Product form	: Substance
Substance name	: Acetic Acid
CAS-No.	: 64-19-7
Product code	: LC10100
Formula	: C2H4O2
Synonyms	: Acetic acid, glacial / alcohol of vinegar / carboxylic acid C2 / ethanoic acid / ethylic acid / methanecarboxylic acid / pyroligneous acid / vinegar acid

SECTION 2: Hazard(s) identification

2.1. Classification of the substance or mixture

GHS US classification

Flammable liquids Category 3	H226 Flammable liquid and vapor
Acute toxicity (inhalation:vapor) Category 4	H332 Harmful if inhaled
Skin corrosion/irritation Category 1B	H314 Causes severe skin burns and eye damage
Serious eye damage/eye irritation Category 1	H318 Causes serious eye damage
Hazardous to the aquatic environment - Acute Hazard Category 3	H402 Harmful to aquatic life

Full text of H statements : see section 16

2.2. GHS Label elements, including precautionary statements

GHS US labeling

Hazard pictograms (GHS US)



Signal word (GHS US)

: Danger

Hazard statements (GHS US)

: H226 - Flammable liquid and vapor
H314 - Causes severe skin burns and eye damage
H332 - Harmful if inhaled
H402 - Harmful to aquatic life

Precautionary statements (GHS US)

: P210 - Keep away from heat, sparks, open flames, hot surfaces. - No smoking.
P233 - Keep container tightly closed.
P240 - Ground/bond container and receiving equipment.
P241 - Use explosion-proof electrical, ventilating, lighting equipment.
P242 - Use only non-sparking tools.
P243 - Take precautionary measures against static discharge.

P260 - Do not breathe mist, vapors, spray.
P264 - Wash exposed skin thoroughly after handling.
P271 - Use only outdoors or in a well-ventilated area.
P273 - Avoid release to the environment.
P280 - Wear protective clothing, protective gloves, eye protection, face protection.
P301+P330+P331 - IF SWALLOWED: Rinse mouth. Do NOT induce vomiting.
P303+P361+P353 - IF ON SKIN (or hair): Remove/Take off immediately all contaminated clothing. Rinse skin with water/shower.
P304+P340 - IF INHALED: Remove person to fresh air and keep comfortable for breathing.
P305+P351+P338 - IF IN EYES: Rinse cautiously with water for several minutes. Remove contact lenses, if present and easy to do. Continue rinsing.
P310 - Immediately call a poison center or doctor/physician.
P363 - Wash contaminated clothing before reuse.
P370+P378 - In case of fire: Use carbon dioxide (CO2), powder, alcohol-resistant foam to extinguish
P403+P235 - Store in a well-ventilated place. Keep cool.
P405 - Store locked up.
P501 - Dispose of contents/container to comply with local, state and federal regulations.

2.3. Other hazards which do not result in classification

Other hazards not contributing to the classification : None.

2.4. Unknown acute toxicity (GHS US)

Not applicable

MSDS CoBr2

2. Hazards Identification

Signal Word:

Danger



Hazard Statements:

H302: Harmful if swallowed.
H317: May cause an allergic skin reaction.
H319: Causes serious eye irritation
H334: May cause allergy or asthma symptoms or breathing difficulties if inhaled.
H341: Suspected of causing genetic defects.
H351: Suspected of causing cancer
H410: Very toxic to aquatic life with long lasting effects.

Precautionary Statements:

P201: Obtain special instructions before use.
P202: Do not handle until all safety precautions have been read and understood.
P261: Avoid breathing dust/ fume/ gas/ mist/ vapors/ spray.
P264: Wash skin thoroughly after handling.
P270: Do not eat, drink or smoke when using this product.
P272: Contaminated work clothing should not be allowed out of the workplace.
P273: Avoid release to the environment.
P280: Wear protective gloves/ protective clothing/ eye protection/ face protection.
P285: In case of inadequate ventilation wear respiratory protection.
P301+P312+P330: IF SWALLOWED: Call a POISON CENTER/doctor if you feel unwell. Rinse mouth.
P302+P352: IF ON SKIN: Wash with plenty of soap and water.
P304+P341: IF INHALED: If breathing is difficult, remove victim to fresh air and keep at rest in a position comfortable for breathing.
P305+P351+P338: IF IN EYES: Rinse cautiously with water for several minutes. Remove contact lenses if present and easy to do – continue rinsing
P308+P313: IF exposed or concerned: Get medical advice/ attention.
P333+P313: If skin irritation or rash occurs: Get medical advice/ attention.
P363: Wash contaminated clothing before reuse.
P391: Collect spillage.
P405: Store locked up.
P501: Dispose of contents/ container to an approved waste disposal plant.

HMIS Health Ratings (0-4):

Health:	2
Flammability:	0
Physical:	1

MSDS MnBr2

SECTION 1 PRODUCT AND COMPANY INFORMATION

PRODUCT NAME: **Manganese (II) bromide, anhydrous**

PRODUCT NUMBER: 2512

CAS NUMBER: 13446-03-2

SYNONYMS: Manganese dibromide

MANUFACTURER:

Prochem, Inc.
826 Roosevelt Road
Rockford, IL 61109

PHONE: 815-398-1788
FAX: 815-398-1810
TOLL FREE: 800-795-8788

IN CASE OF TRANSPORTATION EMERGENCY CONTACT CHEM-TREC: 1-800-424-9300

SECTION 2 HAZARDS IDENTIFICATION

CLASSIFICATION OF SUBSTANCE OR MIXTURE

Pictogram



Signal Word

Warning

Hazard Statements

H302	Harmful if swallowed.
H312	Harmful in contact with skin.
H332	Harmful if inhaled.

Precautionary Phrases

P261	Avoid breathing dust/fume/gas/mist/vapours/spray.
P280	Wear protective gloves/protective clothing/eye protection/face protection.
P301+P312	IF SWALLOWED: Call a POISON CENTER or doctor/physician if you feel unwell.
P302+P352	IF ON SKIN: Wash with plenty of soap and water.
P354+P340	IF INHALED: Remove victim to fresh air and keep at rest in a position comfortable for breathing.

HMIS CLASSIFICATION:

Health: 2 Chronic: * Flammability: 0 Reactivity: 0

NFPA RATING:

Health: 2 Fire: 0 Reactivity Hazard: 0

EYE CONTACT: May be a mild irritant to the eyes.

SKIN CONTACT: May cause slight irritation of the skin.

INHALATION: Dust may cause irritation to the respiratory tract; symptoms may include coughing and shortness of breath.

INGESTION: May cause nausea, vomiting, and abdominal pain and produce central nervous system effects.

MSDS MnAc2

1.1 Product identifiers

Product name	: Manganese(II) acetate
Product Number	: 330825
Brand	: Aldrich
REACH No.	: A registration number is not available for this substance as the substance or its uses are exempted from registration, the annual tonnage does not require a registration or the registration is envisaged for a later registration deadline.
CAS-No.	: 638-38-0

SECTION 2: Hazards identification

2.1 Classification of the substance or mixture

Classification according to Regulation (EC) No 1272/2008


Specific target organ toxicity - repeated exposure, Inhalation (Category 2), Brain, H373
Long-term (chronic) aquatic hazard (Category 3), H412

For the full text of the H-Statements mentioned in this Section, see Section 16.

2.2 Label elements

Labelling according Regulation (EC) No 1272/2008



Pictogram	
Signal word	Warning
Hazard statement(s)	
H373	May cause damage to organs (Brain) through prolonged or repeated exposure if inhaled.
H412	Harmful to aquatic life with long lasting effects.
Precautionary statement(s)	
P260	Do not breathe dust/ fume/ gas/ mist/ vapors/ spray.
P273	Avoid release to the environment.
P314	Get medical advice/ attention if you feel unwell.
P501	Dispose of contents/ container to an approved waste disposal plant.
Supplemental Hazard Statements	none

Reduced Labeling (<= 125 ml)

Pictogram	
Signal word	Warning
Hazard statement(s)	
H412	Harmful to aquatic life with long lasting effects.
Precautionary statement(s)	none
Supplemental Hazard Statements	none



LAMPIRAN D

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Naufal Adi Setyo Adiwibowo
No. MHS : 17521052
2. Nama Mahasiswa : Diky Darmawan
No. MHS : 17521118

Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TERFTALAT
DARI PARAXYLEN DAN OKSIGEN DENGAN PROSES AMOCO KAPASITAS
100.000 TON / TAHUN.....

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Batas Akhir Bimbingan : 8 Mei 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	27-11-2020	Pengarahan terkait Tugas Akhir	
2	18-02-2021	Penentuan kapasitas	
3	25-06-2021	Penentuan proses	
4	09-07-2021	Susunan alat	
5	16-09-2021	Perhitungan Alat	
6	01-10-2021	Perhitungan Alat	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 Oktober 2021

Pembimbing,



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

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Naufal Adi Setyo Adiwibowo
No. MHS : 17521052
2. Nama Mahasiswa : Diky Darmawan
No. MHS : 17521118
- Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TERFTALAT
DARI PARAXYLEN DAN OKSIGEN DENGAN PROSES AMOCO KAPASITAS
100.000 TON / TAHUN.....
-

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Batas Akhir Bimbingan : 8 Mei 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	03-02-2021	Penentuan kapasitas	#
2	01-04-2021	Penentuan kapasitas	#
3	26-07-2021	Penentuan proses + Neraca massa & Panas	#
4	23-08-2021	Perhitungan alat	#
5	02-09-2021	Perhitungan alat	#
6	25-09-2021	Perhitungan alat	#

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 Oktober 2021

Pembimbing,



**Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih,
S.T., M.Eng.**

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy