

**PRARANCANGAN PABRIK ANTRAKUINON DARI
FTALAT ANHIDRIDA DAN BENZENA DENGAN
PROSES *FRIEDEL-CRAFT* KAPASITAS 1000 TON /
TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Nelvira Yolanda Putri

Nama : Nurul Aulya Handayani

Nim : 18521052

Nim : 18521060

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

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ANTHRAQUINONE DARI
PHTHALIC ANHYDRIDE DAN BENZENE DENGAN PROSES
FRIEDEL-CRAFT KAPASITAS 1000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Nelvira Yolanda Putri

Nama : Nurul Aulya Handayani

Nim : 18521052

Nim : 18521060

Yogyakarta, 19 Juli 2022

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

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

Penyusun I,

Penyusun II,



Nelvira Yolanda Putri

NIM. 18521052



Nurul Aulya Handayani

NIM. 18521060

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ANTRAKUINON DARI
FTALAT ANHIDRIDA DAN BENZENA DENGAN PROSES
FRIEDEL-CRAFT KAPASITAS 1000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah syarat
Untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik kimia

Oleh :

Nama : Nelvira Yolanda Putri

Nama : Nurul Aulya Handayani

Nim : 18521052

Nim : 18521060

Yogyakarta, 20 Juli 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,

20/7/22



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



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ANTRAKUINON DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN BENZENA DENGAN PROSES *FRIEDEL-CRAFT* KAPASITAS 1000 TON / TAHUN

Oleh :

Nama : Nelvira Yolanda Putri

Nama : Nurul Aulya Handayani

Nim : 18521052

Nim : 18521060

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

Yogyakarta,

Tim Penguji,

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

Ketua

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

Anggota I

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng

Anggota II

9 Agustus

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillah rabbil'alamin, puji syukur senantiasa terucapkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas prarancangan pabrik kimia dengan baik. Sholawat dan salam semoga selalu dilimpahkan oleh Allah SWT kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju zaman ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Tugas prarancangan pabrik kimia dengan judul “Prarancangan Pabrik Antrakuinon dari Ftalat anhidrida dan Benzena dengan Proses *Friedel-Craft* Kapasitas 1000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, selaku Dosen Pembimbing I yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.

6. Ibu Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing II yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2018 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusun mengharapkan semoga laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi terhadap pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 19 Juli 2022

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada :

Bapak Yuneldi dan Ibu Masnelly yang telah memberikan do'a, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang amat luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban begitu banyaknya. Terima kasih papa mama sudah senantiasa mendukung segala yang saya lakukan dan selalu percaya kepada saya sehingga saya dapat berada di titik ini. lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya kepada mama dan papa.

Nurul Aulya Handayani sebagai partner prarancangan pabrik saya, dan teman dalam segala macam tahap di perkuliahan ini, yang sudah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan prarancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan jerih payahnya selama ini. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat bagi diri sendiri maupun orang lain. Teruntuk teman-teman saya ceunah, kuy lomba, fullday squad, dan lain-lain terima kasih telah hadir dalam kehidupan perkuliahan saya yang membuat kehidupan perkuliahan lebih berwarna. Terima kasih telah menerima segala sifat aneh saya selama perkuliahan, Terima kasih telah menjadi teman dan saudara yang membantu saya menjalani masa perkuliahan dengan baik dan menyenangkan. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepannya dan dipertemukan di waktu dan tempat terbaik.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Nelvira Yolanda Putri)

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada :

Bapak Ahmad Yani dan Ibu Rosita, adik-adik saya Putri dan Nafis, serta keluarga besar yang sudah selalu memberikan do'a, dorongan, motivasi, dan kasih sayang yang sangat luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban begitu banyak untuk saya sehingga saya bisa berada dititik ini, terima kasih sudah selalu menjadi "RUMAH" tempat pulang ternyaman untuk saya, lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya untuk mama dan papa serta keluarga besar lainnya.

Nelvira Yolanda Putri sebagai partner terbaik didalam semua kegiatan kuliah saya termasuk prarancangan pabrik ini, yang selama ini bersabar dan terus berjuang dalam menyusun tugas akhir ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain.

Untuk sobat kiddos, quchynk, dapur paradise, serta ceunah, Terima kasih sudah selalu mendukung dan selalu mendengar keluh kesah, selalu ada disaat suka dan duka, selalu membantu selama menjalani proses perkuliahan ini, sehingga saya dapat menjalani masa perkuliahan dengan baik dan menyenangkan. Terima kasih sudah selalu menjadi sumber kebaikan. Semoga kalian semua selalu bahagia. Semangat selalu dalam menjalani berbagai proses kehidupan menuju pendewasaan ini. *I believe, you guys can get thru with this more than you could imagine to your ownself.* Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat terbaik.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan. Aamiin.

(Nurul Aulya Handayani)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
KATA PENGANTAR	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR LAMPIRAN	xvi
ABSTRAK	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Kebutuhan Antrakuinon dalam Negeri	3
1.2.2 Penentuan Kapasitas	5
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	9
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	10
1.4.2 Tinjauan Kinetika	10
BAB II PERANCANGAN PRODUK	11
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung	11
2.2 Pengendalian Kualitas	12
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	12
2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses	13
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk	14
BAB III PERANCANGAN PROSES	15
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	15
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	15
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	16
3.2 Uraian Proses	17
3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku	17
3.2.2 Proses Reaksi	18

3.2.3	Proses Pemisahan.....	20
3.3	Spesifikasi Alat Proses	21
3.3.1	Tangki	21
3.3.2	Silo	22
3.3.3	Reaktor 1 (R-01)	23
3.3.4	<i>Mix Drum</i> 1	24
3.3.5	Reaktor 2 (R-02)	25
3.3.6	<i>Centrifuge</i> (CF-01)	26
3.3.7	<i>Rotary Dryer</i>	27
3.3.8	<i>Heater</i> 1 (HE-01)	28
3.3.9	<i>Heater</i> 2 (HE-02)	29
3.3.10	<i>Heater</i> 3 (HE-03)	30
3.3.11	<i>Cooler</i> (CL-01)	32
3.3.12	<i>Cooler</i> 2 (CL-02)	33
3.3.13	<i>Screw Conveyor</i>	34
3.3.14	<i>Bucket Elevator</i>	35
3.3.15	Pompa	36
3.4	Neraca Massa	38
3.4.1	Neraca Massa Total	38
3.4.2	Neraca Massa Reaktor 1 (R-01).....	38
3.4.3	Neraca Massa <i>Mix Drum</i> (M-01).....	39
3.4.4	Neraca Massa Reaktor 2 (R-02).....	39
3.4.5	Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (CF-01).....	40
3.4.6	Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-01).....	40
3.5	Neraca Panas	40
3.5.1	Neraca Panas di <i>Heater</i> 1 (HE-01)	40
3.5.2	Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01)	41
3.5.3	Neraca Panas di <i>Cooler</i> 1 (C-01).....	41
3.5.4	Neraca Panas di Mixer 1 (M-01)	41
3.5.5	Neraca Panas di <i>Heater</i> 2 (HE-02)	41
3.5.6	Neraca Panas di <i>Heater</i> 3 (HE-03)	42
3.5.7	Neraca Panas di <i>Cooler</i> 2 (CL-02)	42

3.5.8 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02)	42
3.5.9 Neraca Panas di <i>Centrifuge</i>	43
3.5.10 Neraca Panas di <i>Rotary Dryer</i>	43
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	44
4.1 Lokasi Pabrik	44
4.1.1 Sumber Bahan Baku	45
4.1.2 Pemasaran Produk.....	45
4.1.3 Penyedia Utilitas	45
4.1.4 Transportasi	46
4.1.5 Keadaan Masyarakat.....	46
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	46
4.2.1 Perkantoran/ Administrasi	47
4.2.2 Proses	47
4.2.3 Fasilitas Umum	47
4.2.4 Perluasan Pabrik	47
4.2.5 Harga tanah	48
4.2.6 Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan.....	48
4.2.7 Faktor keamanan	48
4.2.8 Pengolahan Limbah	48
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	51
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	51
4.3.2 Aliran Udara	51
4.3.3 Pencahayaan.....	51
4.3.4 Lalu lintas Manusia dan Kendaraan.....	52
4.3.5 Jarak Antar Alat Proses	52
4.4 Organisasi Perusahaan.....	53
4.4.1 Tugas dan Wewenang.....	55
4.4.2 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	60
4.4.3 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	63
BAB V UTILITAS.....	68
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	68
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	68

5.1.2 Unit Pengolahan Air	74
5.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>)	79
5.3. Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	80
5.4. Unit Penyediaan Udara Tekan (<i>Instrument Air System</i>).....	84
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	84
5.6. Unit Pengolahan Limbah.....	84
BAB VI EVALUASI EKONOMI	88
6.1 Penaksiran Harga Alat	90
6.2 Dasar Perhitungan	94
6.3 Perhitungan Biaya	94
6.3.1 <i>Capital Investment</i>	94
6.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	96
6.3.3 <i>General Expense</i>	98
6.4 Analisis Keuntungan	98
6.5 Analisis Kelayakan.....	99
6.5.1 <i>Return on investment (ROI)</i>	99
6.5.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	99
6.5.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	100
6.5.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	102
6.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	102
6.6 Risiko Pabrik	105
BAB VII PENUTUP	107
7.1 Kesimpulan.....	107
7.2 Saran.....	108
DAFTAR PUSTAKA	109
LAMPIRAN - LAMPIRAN.....	112
LAMPIRAN A REAKTOR	113
LAMPIRAN B PEFD.....	146
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN.....	147

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor bahan antrakuinon dari tahun 2015-2020.....	3
Tabel 1.2 Daftar pabrik dan negara yang memproduksi antrakuinon.....	5
Tabel 1.3 Perbandingan jenis proses pembuatan antrakuinon	9
Tabel 2.1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung pembuatan Antrakuinon	11
Tabel 2.2 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung pembuatan antrakuinon (lanjutan)	12
Tabel 3.1 Tangki Penyimpanan	21
Tabel 3.2 Silo	22
Tabel 3.3 Reaktor 1 (R-01)	23
Tabel 3.4 Reaktor 1 (R-01) (lanjutan).....	24
Tabel 3.5 Mix-Drum (M-1).....	24
Tabel 3.6 Mix-Drum (M-01) (lanjutan)	25
Tabel 3.7 Reaktor 2 (R-02)	25
Tabel 3.8 Reaktor 2 (R-02) (lanjutan).....	26
Tabel 3.9 Centrifuge (CF-01).....	26
Tabel 3.10 Rotary Dryer (RD-01).....	27
Tabel 3.11 Heater 1 (HE-01).....	28
Tabel 3.12 Heater 2 (HE-02).....	29
Tabel 3.13 Heater 3 (HE-03).....	30
Tabel 3.14 Heater 4 (HE-04).....	31
Tabel 3.15 Cooler 1 (CL-01).....	32
Tabel 3.16 Cooler 2 (CL-02).....	33
Tabel 3.17 Screw Conveyor	34
Tabel 3.18 Bucket Elevator	35
Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa	36
Tabel 3.20 Pompa (Lanjutan).....	37
Tabel 3.21 Neraca Massa Total.....	38
Tabel 3.22 Neraca Massa Reaktor 1 (R-01).....	38

Tabel 3.23 Neraca Massa Mix Drum (M-01).....	39
Tabel 3.24 Neraca Massa Reaktor 2 (R-02).....	39
Tabel 3.25 Neraca Massa Centrifuge (CF-01).....	40
Tabel 3.26 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)	40
Tabel 3.27 Neraca Panas di Heater 1 (HE-01).....	40
Tabel 3.28 Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01).....	41
Tabel 3.29 Neraca Panas di Cooler 1 (C-01)	41
Tabel 3.30 Neraca Panas di Mix drum 1 (M-01)	41
Tabel 3.31 Neraca Panas di Heater 2 (HE-02).....	41
Tabel 3.32 Neraca Panas di Heater 3 (HE-03).....	42
Tabel 3.33 Neraca Panas di <i>Heater</i> 4 (HE-04)	42
Tabel 3.34 Neraca Panas di Cooler 2 (CL-02).....	42
Tabel 3.35 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02).....	42
Tabel 3.36 Neraca Panas di Centrifuge.....	43
Tabel 3.37 Neraca Panas di Rotary Dryer.....	43
Tabel 4.1 Rincian luas area pabrik.....	49
Tabel 4.2 Rincian luas area pabrik (lanjutan)	50
Tabel 4.3 Karyawan non-shift.....	61
Tabel 4.4 Karyawan Non-shift (lanjutan)	62
Tabel 4.5 Kebutuhan operator per alat proses.....	62
Tabel 4.6 Kebutuhan Operator per alat proses (lanjutan)	63
Tabel 4.7 Jadwal kerja shift	65
Tabel 4.8 Jadwal kerja karyawan shift.....	65
Tabel 4.9 Jadwal kerja karyawan shift (lanjutan)	65
Tabel 4.10 Gaji Karyawan	66
Tabel 4.11 Gaji Karyawan (lanjutan).....	67
Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik	70
Tabel 5.2 Kebutuhan service water.....	71
Tabel 5.3 Kebutuhan steam.....	71
Tabel 5.4 Kebutuhan air pendingin.....	73
Tabel 5.5 Kebutuhan air proses.....	74

Tabel 5.6 Total kebutuhan air	74
Tabel 5.7 Kebutuhan listrik alat proses.....	81
Tabel 5.8 Kebutuhan listrik alat proses (lanjutan)	82
Tabel 5.9 Kebutuhan listrik alat utilitas	82
Tabel 5.10 Kebutuhan listrik utilitas (lanjutan)	83
Tabel 5.11 Kebutuhan listrik alat penunjang	83
Tabel 5.12 Total kebutuhan listrik	83
Tabel 6.1 Harga alat proses.....	92
Tabel 6.2 Harga alat utilitas	92
Tabel 6.3 Harga alat utilitas (lanjutan).....	93
Tabel 6.4 Harga alat utilitas (lanjutan).....	94
Tabel 6.5 Physical Plant Cost (PPC).....	95
Tabel 6.6 Direct Plant Cost (DPC).....	95
Tabel 6.7 Fixed Capital Investment (FCI)	95
Tabel 6.8 Working capital investment (WCI).....	96
Tabel 6.9 Direct manufacturing cost (DMC)	96
Tabel 6.10 Indirect manufacturing cost (IMC)	97
Tabel 6.11 Fixed manufacturing cost (FMC).....	97
Tabel 6.12 Total manufacturing cost	97
Tabel 6.13 General expense	98
Tabel 6.14 Total production cost	98
Tabel 6.15 Annual Fixed Cost (Fa).....	101
Tabel 6.16 Annual Regulated Expenses (Ra)	101
Tabel 6.17 Annual Variable Value (Va)	101
Tabel 6.18 Annual Sales Value (Sa)	101
Tabel 6.19 Risiko Pabrik.....	105

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Impor Antrakuinon dari tahun 2015 (tahun ke-1) s.d 2020 (tahun ke-6)	4
Gambar 1.2 Struktur senyawa antrakuinon	6
Gambar 1.3 Reaksi pembuatan antrakuinon dengan oksidasi <i>anthracene</i>	7
Gambar 1.4 Reaksi pembuatan Antrakuinon dengan reaksi Friedel-Craft	7
Gambar 1.5 Reaksi pembuatan antrakuinon dengan Reaksi Diels-Alder	8
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	15
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	16
Gambar 4.1 Peta rencana lokasi pabrik antrakuinon kapasitas 1000 ton/tahun....	44
Gambar 4.2 Tata letak pabrik antrakuinon (Skala 1:1000)	50
Gambar 4.3 Layout Mesin (Skala 1:1000)	52
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	54
Gambar 5.1 Diagram alir utilitas	87
Gambar 6.1 Grafik hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga	90
Gambar 6.2 Grafik analisa ekonomi	104

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Reaktor	113
Lampiran B PEFD	146
Lampiran C Kartu Bimbingan	147



ABSTRAK

Antrakuinon ($C_6H_4(CO)_2C_6H_4$) merupakan senyawa hidrokarbon polisiklik yang digunakan dalam pembuatan warna pada industri tekstil dan *pulp*, serta bahan baku pembuatan hidrogen peroksida. Selain itu, antrakuinon juga digunakan dalam industri obat-obatan. Saat ini, belum ada pabrik yang memproduksi antrakuinon di Indonesia. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan antrakuinon dalam negeri, Indonesia masih bergantung pada impor. Berdasarkan data Biro Pusat Statistika, kebutuhan antrakuinon di Indonesia dari tahun ke tahun semakin meningkat. Oleh karena itu, akan dibangun pabrik antrakuinon dengan bahan baku ftalat anhidrida dan benzena yang memiliki kapasitas 1000 ton/tahun di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan luas total 22.440 m². Pabrik ini akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan membutuhkan 99 karyawan. Proses produksi antrakuinon ini dilakukan dengan menggunakan proses reaksi *Friedel-Craft* yaitu dengan mereaksikan ftalat anhidrida ($C_6H_4(CO)_2O$) dengan benzena (C_6H_6) menggunakan bantuan katalis aluminium klorida ($AlCl_3$) di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (R-01) yang beroperasi pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran R-01 akan mengalami proses hidrolisis di dalam mixdrum (M-01) sehingga menghasilkan *benzoil benzoic acid* yang selanjutnya akan mengalami proses dehidrolisis dimana akan bereaksi dengan katalis asam sulfat (H_2SO_4) di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (R-02) yang beroperasi pada suhu 130 °C dan tekanan 1 atm, sehingga membentuk produk antrakuinon). Aliran yang meninggalkan R-02 akan diumpungkan menuju *centrifuge* (CF-01) untuk memisahkan serbuk kristal antrakuinon dengan pengotornya. *Cake* dari CF-01 kemudian akan dikeringkan di dalam *rotary dryer* (RD-01) kemudian disimpan di dalam silo (S-03). Filtrat dari CF-01 akan diolah lebih lanjut di unit pengolahan limbah (UPL). Untuk mencapai kapasitas produksi 1000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku ftalat anhidrida sebesar 573,73 ton/tahun dan benzena sebesar 302,58 ton/tahun. Utilitas yang dibutuhkan yaitu air sebesar 29.443 ton/tahun yang diperoleh dari sungai Bengawan Solo serta kebutuhan listrik sebesar 266 kWh yang diperoleh dari PLN. Pabrik ini memerlukan modal tetap sebesar Rp. 150.902.295.658 dan total biaya produksi sebesar Rp. 214.417.581.007. Pabrik antrakuinon ini memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*) yang dianalisis melalui beberapa parameter. Hasil analisis ekonomi menunjukkan pabrik ini menghasilkan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 28.409.564.245 dengan *Return On Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 18,83%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak 3,5 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 51,71%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 26,69%, dan *Discounted Cash Flow Return* (DCFR) sebesar 21,22%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik antrakuinon ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Antrakuinon, benzena, *Friedel-craft*, ftalat anhidrida, *plant design*

ABSTRACT

Anthraquinone (C₆H₄(CO)₂C₆H₄) is a polycyclic hydrocarbon compound used in the manufacture of color in the textile and pulp industry, as well as a raw material for the manufacture of hydrogen peroxide. In addition, anthraquinone is also used in the pharmaceutical industry. Currently, there is no factory that produces anthraquinone in Indonesia. So that to meet the needs of domestic anthraquinone, it still relies on imports. Based on data from Statistic Indonesia, the need for anthraquinone in Indonesia is increasing from year to year. Therefore, an anthraquinone plant with phthalic anhydride and benzene as raw materials will be built with a capacity of 1000 tons/year in Gresik Regency, East Java with a total area of 22,440 m². The plant will operate 330 days a year and requires 99 employees. The anthraquinone production process is carried out using the Friedel-Craft reaction process, namely by reacting phthalic anhydride (C₆H₄(CO)₂O) with benzene (C₆H₆) using an aluminum chloride (AlCl₃) catalyst in a stirred tank flow reactor (R-01) operating at a temperature of 60 °C and pressure 1 atm. The output of R-01 will have a hydrolysis process in the mixdrum (M-01) to produce benzoyl benzoic acid which will then have a dehydrolysis process which will react with a sulfuric acid catalyst (H₂SO₄) in a stirred tank flow reactor (R-02) which operates at a temperature of 130 °C and a pressure of 1 atm, thus forming the anthraquinone product. The stream leaving R-02 will be fed to a centrifuge (CF-01) to separate the anthraquinone crystalline powder from the impurities. Cake from CF-01 will be dried in a rotary dryer (RD-01) and then stored in a silo (S-03). The filtrate from CF-01 will be further processed in the waste treatment unit (UPL). To achieve a production capacity of 1000 tons/year, the raw materials for phthalic anhydride are 573 tons/year and benzene are 302.58 tons/year. The utilities needed are water of 29,443 tons/year obtained from the Bengawan Solo river and electricity needs of 266.03 kWh obtained from PLN. This factory requires a fixed capital is Rp. 150,902,295,658 and the total production cost is Rp. 214,417,581,007. This anthraquinone manufacturer has a low risk level which is analyzed through several parameters. The results of the economic analysis show that this factory generates a profit after tax of Rp. 28,409,56,245 with Return On Investment (ROI) after tax is 18,83%, Pay Out Time (POT) after tax is 3.5 years, Break Even Point (BEP) is 51.71%, Shut Down Point (SDP) is 26.69%, and Discounted Cash Flow Return (DCFR) is 21.22%. Based on the results of this economic evaluation, it can be concluded that this anthraquinone plant is feasible to establish.

Keyword : anthraquinone, benzene, Friedel-craft, phthalic anhydride, plant design

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan gencarnya globalisasi yang terjadi di Indonesia, semakin banyak pembangunan yang terjadi di segala bidang, salah satunya pada sektor industri kimia. Industri kimia merupakan industri yang memproses bahan yang akan digunakan sebagai bahan baku suatu alat atau komponen yang akan digunakan dalam keseharian manusia. Meskipun bahan baku bagi industri hilir sebagian telah dipenuhi di dalam negeri, namun secara keseluruhan masih ada bahan baku industri hilir yang harus diimpor dari luar negeri. Oleh karena itu, perlu dibangun industri antara yang dapat menyediakan bahan baku bagi industri hilir di Indonesia. Salah satunya adalah antrakuinon.

Antrakuinon adalah senyawa hidrokarbon aromatik polisiklik yang berasal dari antrasena atau ftalat anhidrida. Antrakuinon memiliki formula $C_{14}H_8O_2$. Senyawa antrakuinon merupakan senyawa kristal bertitik leleh tinggi, dapat larut dalam pelarut organik dan basa dengan membentuk warna violet merah. Senyawa antrakuinon dan turunannya juga sering dijumpai berwarna kuning sampai jingga.

Antrakuinon termasuk pigmen organik yang digunakan dalam pembuatan pewarna dalam industri tekstil, seperti alizarin. Antrakuinon dalam industri memegang peranan penting dalam memperkuat dan membuat warna yang dihasilkan lebih jernih. Berdasarkan ensiklopedia Bahasa Indonesia, pada tahun 2006 sekitar 7,4 juta ton pigmen organik khusus dipasarkan di seluruh dunia. Banyak pigmen alami yang juga merupakan turunan dari antrakuinon. Antrakuinon juga digunakan sebagai katalis dalam produksi *pulp* kayu di industri *pulp* dan

kertas. Berdasarkan kamus *pulp* dan kertas (Departmen Pendidikan dan Kebudayaan, 2007) senyawa antrakuinon yang ditambahkan dalam proses *pulp* alkali untuk meningkatkan rendemen dan laju delignifikasi.

Berdasarkan penjelasan diatas dan dilihat dari banyaknya manfaat dari antrakuinon, dapat disimpulkan bahwa penggunaan antrakuinon akan meningkat. Namun sampai saat ini belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksi antrakuinon, sehingga dengan didirikannya pabrik antrakuinon di Indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan antrakuinon yang semakin meningkat dan mengurangi beban impor antrakuinon. Selain itu terdapat beberapa pertimbangan penting tentang pendirian pabrik antrakuinon di Indonesia:

- a. Mendapat keuntungan dari pabrik yang didirikan
- b. Mengurangi ketergantungan impor bahan kimia khususnya antrakuinon
- c. Meningkatkan pendapatan negara dalam sektor industri
- d. Menunjang berbagai industri hilir yang berbahan baku antrakuinon sehingga dapat mendorong perkembangan industri di Indonesia
- e. Mengurangi beban impor antrakuinon
- f. Menambah lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat sehingga dapat membantu mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

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, konsumsi, ekspor dan impor.

Dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik antrakuinon, ada beberapa pertimbangan, antara lain:

1.2.1 Kebutuhan Antrakuinon dalam Negeri

Untuk memenuhi kebutuhan antrakuinon dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari negara lain. Data statistik dalam 6 tahun terakhir menunjukkan bahwa kebutuhan antrakuinon dalam negeri terus meningkat.

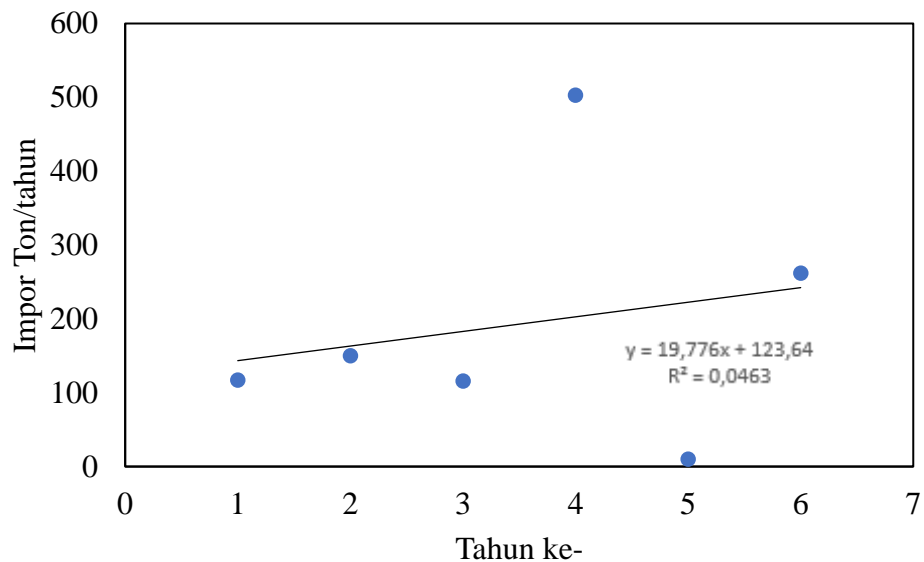
a. *Supply*

Supply atau penawaran meliputi data produksi dalam negeri dan data impor. Dari data BPS tidak diperoleh data produksi antrakuinon yang artinya belum terdapat pabrik yang memproduksi antrakuinon di Indonesia. Sehingga digunakan data total kapasitas antrakuinon yang diperoleh dari data impor yang terdapat pada Tabel 1.1, sehingga diperoleh hasil regresi data impor antrakuinon di Indonesia yang dapat dilihat pada Gambar 1.1.

Tabel 1.1 Impor bahan antrakuinon dari tahun 2015-2020 (Witsworldbank)

Tahun	Ton/tahun
2015	116,844
2016	149,927
2017	115,696
2018	502,866
2019	9,953
2020	261,828

Dari data impor tersebut dapat dibuat grafik hubungan antara jumlah impor antrakuinon dan tahun impor sebagai berikut :



Gambar 1.1 Impor Antrakuinon dari tahun 2015 (tahun ke-1) s.d 2020 (tahun ke-6)

Dilihat dari Gambar 1.1 dapat diperoleh perhitungan proyeksi untuk nilai impor pada 2026 (tahun ke-12) dengan perhitungan regresi linear, dengan menggunakan persamaan 1.1 :

$$y = 19,776x + 123,64 \quad (1.1)$$

Sehingga apabila dilakukan perhitungan diperoleh data impor antrakuinon pada tahun 2026 akan sebagai berikut :

$$y = 19,776(12) + 123,64 \quad (1.2)$$

$$y = 360,952 \text{ ton/tahun} \quad (1.3)$$

Daftar nama pabrik dan negara di dunia yang memproduksi antrakuinon beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.2:

Tabel 1.2 Daftar pabrik dan Negara yang Memproduksi Antrakuinon

Nama perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Tangshan Zhouhang technology development co.,LTD	Tangshan, China	5.700
Haihang Industry Co, Ltd , China	Jinan, China	26.455
EMCO dyestuff PVT.LTD, India	India	660

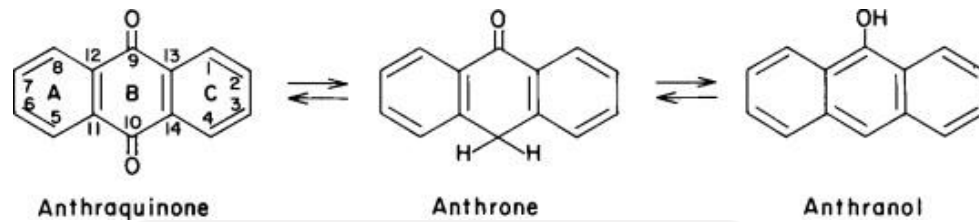
b. Demand

Demand atau permintaan diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan data ekspor. Adapun data ekspor dan data produksi dalam negeri belum ditemukan sehingga dapat disimpulkan belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksi antrakuinon.

1.2.2 Penentuan Kapasitas

Pabrik antrakuinon direncanakan akan berdiri pada tahun 2026 dengan kapasitas 1000 ton/tahun hal ini diperoleh berdasarkan data proyeksi impor, karena belum adanya pabrik antrakuinon di Indonesia. Sehingga dapat dipastikan bahwa jumlah produksi dan ekspor bernilai 0, dan jumlah kebutuhan nilainya sebanding dengan nilai impor tahunan. Angka ini diambil dengan pertimbangan minimal pabrik antrakuinon yang telah terlebih dahulu berdiri di India dengan kapasitas sebesar 660 ton/tahun dimana dengan kapasitas tersebut dapat menghasilkan keuntungan dan sisa dari produksi akan di ekspor ke beberapa negara yang membutuhkan antrakuinon seperti US, India, Kanada, Jerman, Jepang, Australia dan sebagainya (WITS worldbank, 2019). Selain itu, jumlah bahan baku yang tersedia di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan untuk memproduksi antrakuinon.

1.3 Tinjauan Pustaka



Gambar 1.2 Struktur Senyawa Antrakuinon

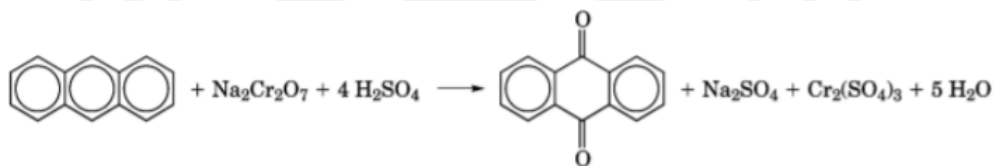
Antrakuinon adalah hidrokarbon aromatik polisiklik yang berasal dari benzena atau ftalat anhidrida. Antrakuinon digunakan dalam pembuatan pewarna, dalam industri tekstil dan *pulp*, dan sebagai penangkal burung. (PubChem, 2021) Antrakuinon berasal dari benzena dan memiliki dua kelompok keto, sebagian besar di posisi 9 dan 10. Senyawa dasar, antrakuinon (9,10-dioksoantrasena), dapat disubstitusi dengan berbagai cara, menghasilkan keragaman struktur yang besar seperti yang terlihat pada Gambar 1.2. Antrakuinon terdapat di tumbuhan (Zenk dan Leistner, 1968). Antrakuinon muncul dalam bentuk teroksidasi dan tereduksi (antron) serta dalam keadaan bebas atau gabungan (glikosidik). Antrakuinon diisolasi dari berbagai bagian tanaman, yaitu daun, batang, akar (tempat utama akumulasi), polong, biji, kulit dan embrio, tetapi tidak *endosperm*. Antrakuinon yang terjadi secara alami memiliki sifat pencelupan dan/atau farmakologis (pencahar). (Koblitz, 1988).

Terdapat beberapa proses pembuatan antrakuinon, antara lain :

a. Oksidasi dari *Anthracene*

Pada proses ini air dan H_2SO_4 ditambahkan ke tangki tahan asam yang dilengkapi dengan penutup timah, koil pemanas timah. Selanjutnya ditambahkan antrasena 95% dan $NaCr_2$ 20%. Campuran dipanaskan selama 6 jam hingga suhu

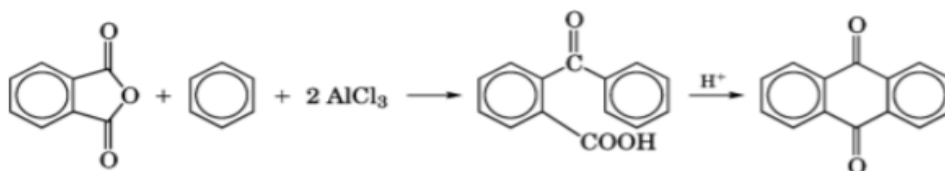
100°C. Proses ini menghasilkan *yield* sebanyak 95% Antrakuinon murni. Antrakuinon mentah dimurnikan ke tangki dan dilengkapi dengan agitator, selanjutnya ditambah dengan *nitrobenzene*. Campuran ini dipanaskan pada suhu 130-140°C, selanjutnya akan didinginkan hingga mencapai suhu 30°C, selanjutnya disaring pada saringan bertekanan dan dipindahkan ke ruang hampa udara. *Cake* hasil saringan dicuci menggunakan *nitrobenzene* sebanyak 2 kali kemudian dilarutkan kembali pada filter dengan *nitrobenzene*. Selanjutnya dilakukan proses penyulingan dan diperoleh nilai kemurnian mencapai 99%. (K. Ventkataraman, 1970). Reaksi pembuatan antrakuinon melalui proses oksidasi antrasena dapat dilihat pada Gambar 1.3.



Gambar 1.3 Reaksi Pembuatan Antrakuinon dengan Oksidasi Antrasena

b. Reaksi *Friedel-Crafts*

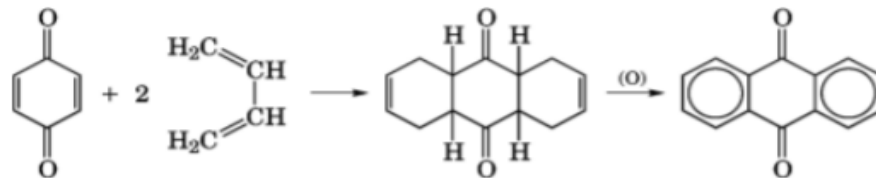
Berdasarkan Gambar 1.4 pada reaksi ini benzena dan ftalat anhidrida dikondensasi menggunakan aluminium klorida anhidrat untuk membentuk *o*-benzoilbenzoat kemudian ditreatment menggunakan asam sulfurik (H.W. Underwood).



Gambar 1.4 Mekanisme Reaksi Pembuatan Antrakuinon dengan Reaksi *Friedel-Craft*

Proses ini berjalan di suhu 60°C. HCl dilewatkan melalui kondensor untuk menghilangkan benzena yang terperangkap hingga menjadi basa. Selanjutnya aluminium klorida dari asam o-benzoilbenzoat terurai menghasilkan benzena larutan asam o-benzoilbenzoat dan larutan garam aluminium. Selanjutnya benzena akan dikeluarkan dari uap dan akan menghasilkan *slurry* yang selanjutnya akan disaring dan dikeringkan. Selanjutnya ftalat anhidrida, dan anhidrat aluminium klorida dimasukkan ke dalam penggilingan dengan perbandingan molekul 1:1:2. Ini perlahan dipanaskan hingga 50–60°C dan ditahan di sana sampai tidak ada lagi hidrogen klorida yang berevolusi. Proses ini menghasilkan kemurnian hingga 99% dengan tekanan reaksi 1 atm.

c. **Reaksi *Diels-Alder***



Gambar 1.5 Reaksi Pembuatan Antrakuinon dengan Reaksi *Diels-Alder*

Reaksi pembuatan antrakuinon dengan menggunakan reaksi *Diels-Alder* dapat dilihat pada Gambar 1.5. Reaksi ini belum pernah diterapkan karena diperlukan butadiena dan naftaquinone dalam pembuatannya yang mana kedua bahan ini dinilai memiliki harga yang terlalu tinggi. (U.S. Pat. 1,890,940).

Mekanisme reaksi *Diels-Alder* tidak sesederhana yang biasanya digambarkan. Karena terdapat beberapa masalah yang dihadapi pada saat diterapkan pada skala industri. (J,Auer, 1966).

Berdasarkan uraian proses yang telah ditemukan, perbandingan jenis proses pembuatan Antrakuinon dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Perbandingan Jenis Proses Pembuatan Antrakuinon

Proses	Oksidasi dari <i>Anthracene</i> (a)	Reaksi <i>Friedel-Crafts</i> (a)(b)	Reaksi <i>Diels-Alder</i> (a)
Hasil Konversi (%)	95	99	92
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	100-400	30-150	30-150
Bahan Baku	<i>Sulfuric acid, anthracene, dan NaCr</i>	Ftalat anhidrida dan Benzena	<i>Butadiene dan Naftaquinone</i>
Reaktor	RATB	RATB	-
Alat	Tangki <i>Agitation tank</i> Vaporizer <i>Mixer</i> <i>Dryer</i> <i>Heater</i>	Kondensor <i>Scrubber</i> <i>Drowning</i> <i>Steam stripper</i> Filter <i>Dryer</i> <i>Mixer</i> <i>Heater</i>	Kondensor

(a) John Wiley & Sons, Inc,1984 (b) Ayman, 2019

Berdasarkan uraian diatas, pada prarancangan pabrik *antrakuinon* dari ftalat anhidrida dan benzena ini menggunakan proses *friedel-craft* yang dinilai memiliki konversi tertinggi serta proses dan bahan yang mudah ditemukan.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Dalam pembuatan antrakuinon dengan reaksi *Friedel-Crafts* ini terdapat dua reaksi. Reaksi yang pertama dapat dilihat pada persamaan 1.4, dimana reaksi ini dilakukan dengan mereaksikan ftalat anhidrida dengan benzena dan aluminium klorida sehingga terbentuk senyawa kompleks *aluminium chloride-benzoil benzoic*

acid dan asam klorida. Reaksi ini merupakan reaksi *irreversible*. Untuk reaksi yang kedua dapat dilihat pada persamaan 1.5, reaksi ini merupakan reaksi dehidrolisis dimana *benzoil benzoic acid* akan direaksikan dengan bantuan katalisator asam sulfat sehingga membentuk senyawa antrakuinon. Reaksi ini juga merupakan reaksi *irreversible*.



1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika merupakan tinjauan yang digunakan untuk menganalisis sifat dari reaksi, sifat tersebut terdiri dari membutuhkan panas (*endotermis*) dan melepaskan panas (*eksotermis*) Penentuan ini dapat dihitung dengan nilai panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P=1$ atm dan $T=298$ K. Apabila harga ΔH_f bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis dan apabila ΔH_f bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis. Berdasarkan hasil perhitungan, untuk reaksi pertama bersifat endotermis dan reaksi kedua bersifat eksotermis.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika merupakan tinjauan yang dilakukan untuk mengetahui laju atau kecepatan reaksi. Laju reaksi dinyatakan sebagai perubahan konsentrasi pereaksi atau hasil reaksi terhadap satuan waktu. Untuk reaksi pertama merupakan reaksi orde 2, reaksi ini memiliki nilai kinetika reaksi sebesar $83,99 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$ (Nasir,1999). Sedangkan reaksi pertama merupakan reaksi orde 1 dan memiliki nilai kinetika reaksi sebesar $74,06 \text{ 1/jam}$ (Gleason,1929).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Beberapa variabel digunakan sebagai variabel utama untuk mencapai kualitas produk yang sesuai dengan target perancangan. Variabel-variabel tersebut meliputi spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pendukung, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas

2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

Spesifikasi produk, bahan baku utama, dan bahan pendukung yang digunakan dalam pembuatan antrakuinon dapat dilihat pada

Tabel 2.1 dibawah ini :

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Antrakuinon

Spesifikasi	Produk	Bahan baku		Bahan Pendukung	
	Antrakuinon (Thermofisher)	Ftalat anhidrida (Thermofisher)	Benzena (Thermofisher)	Aluminium Klorida (Thermofisher)	Asam Sulfat (smartlab)
Bentuk	Serbuk, kristal halus	Kristal	Cair	Padat	Cair
Warna	Kuning	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Kuning	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau	Tidak berbau	Tidak berbau	Tidak berbau	Tidak berbau
Rumus Kimia	$C_{14}H_8O_2$	$C_8H_4O_3$	C_6H_6	$AlCl_3$	H_2SO_4

Tabel 2.2 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Antrakuinon (lanjutan)

Berat Molekul (g/mol)	208,21	148,12	78,11	122,34	98,08
Kemurnian (%)	99%	98%	98%	100%	96%
Densitas (g/cm ³)	1,26	1,53	0,88	0,88	1,84
Titik Didih (°C)	377	131,6	80,1	194	288
Titik leleh (°C)	284	284	5,5		10
Kelarutan	0,074 g/L pada 20°C	16.400 g/l pada 20°C – larut	1,88 g/l pada 23,5°C – larut	larut di air	Larut pada air dan etanol

2.2 Pengendalian Kualitas

Untuk menghasilkan produk antrakuinon yang mempunyai spesifikasi dan kualitas sesuai dengan standar yang diinginkan, maka diperlukan suatu pengendalian kualitas (*quality control*) yang terdiri atas pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, pengendalian terkait waktu produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan apakah bahan baku yang akan digunakan telah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang telah ditentukan untuk proses produksi. Pengendalian bahan baku dilakukan pada awal proses, sebelum bahan baku memasuki proses produksi dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap bahan baku yang digunakan, dalam hal ini yaitu ftalat anhidrida, benzena, aluminium klorida, dan asam sulfat.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi pabrik antrakuinon ini menggunakan sistem kontrol otomatis yang dilakukan di ruang kendali (*control room*). Apabila terdapat indikasi penyimpangan proses, maka *controller* akan memberikan tanda berupa bunyi, nyala lampu dan lain-lain sehingga operator dapat segera melakukan tindakan perbaikan untuk mengembalikan proses produksi seperti semula baik secara otomatis maupun manual. Pengendalian kualitas proses produksi yang dilakukan meliputi kontrol aliran dan control kondisi operasi.

Beberapa alat kontrol yang digunakan dan harus diatur pada kondisi tertentu adalah sebagai berikut :

a. *Level Controller* (LC)

Level controller digunakan untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve* yang berfungsi untuk mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

b. *Flow Controller* (FC)

Flow controller merupakan pengendali aliran masuk dan keluar digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya dengan memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus yang diterima oleh *control valve* 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 dari P2 sehingga diperoleh nilai ΔP dan akan dikalibrasikan sesuai dengan parameter yang telah ditentukan.

c. *Temperature Controller* (TC)

Temperature controller merupakan alat yang dapat mendeteksi suhu bahan atau alat. Umumnya, *temperature controller* mempunyai *set point* atau Batasan nilai suhu yang telah ditetapkan. Ketika suhu bahan atau alat yang diukur melebihi atau kurang dari *set point*, maka alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

d. *Ratio Controller* (RC)

Ratio controller 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 controller* (FC) dengan memanfaatkan sinyal elektrik untuk mengatur laju alir agar tetap sama dengan cara memberikan perintah kepada *flow controller* (FC).

e. *Pressure controller* (PC)

Pressure controller merupakan alat yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan atau penyimpangan dari *set point* yang telah ditetapkan, alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

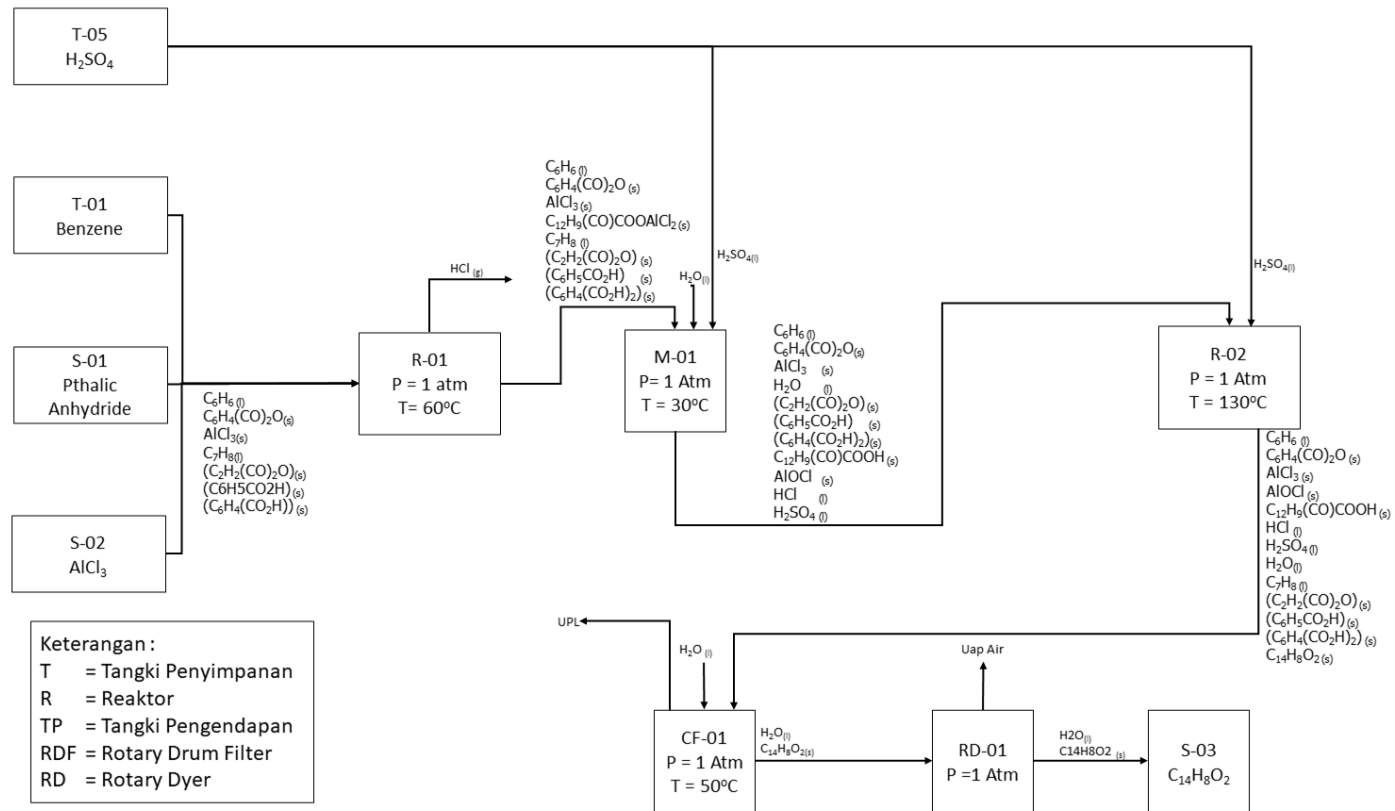
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk memastikan apakah produk antrakuinon yang dihasilkan telah sesuai dengan standar mutu dan spesifikasi produk yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap produk antrakuinon, antara lain uji kemurnian, komposisi, dan lain-lain.

BAB III PERANCANGAN PROSES

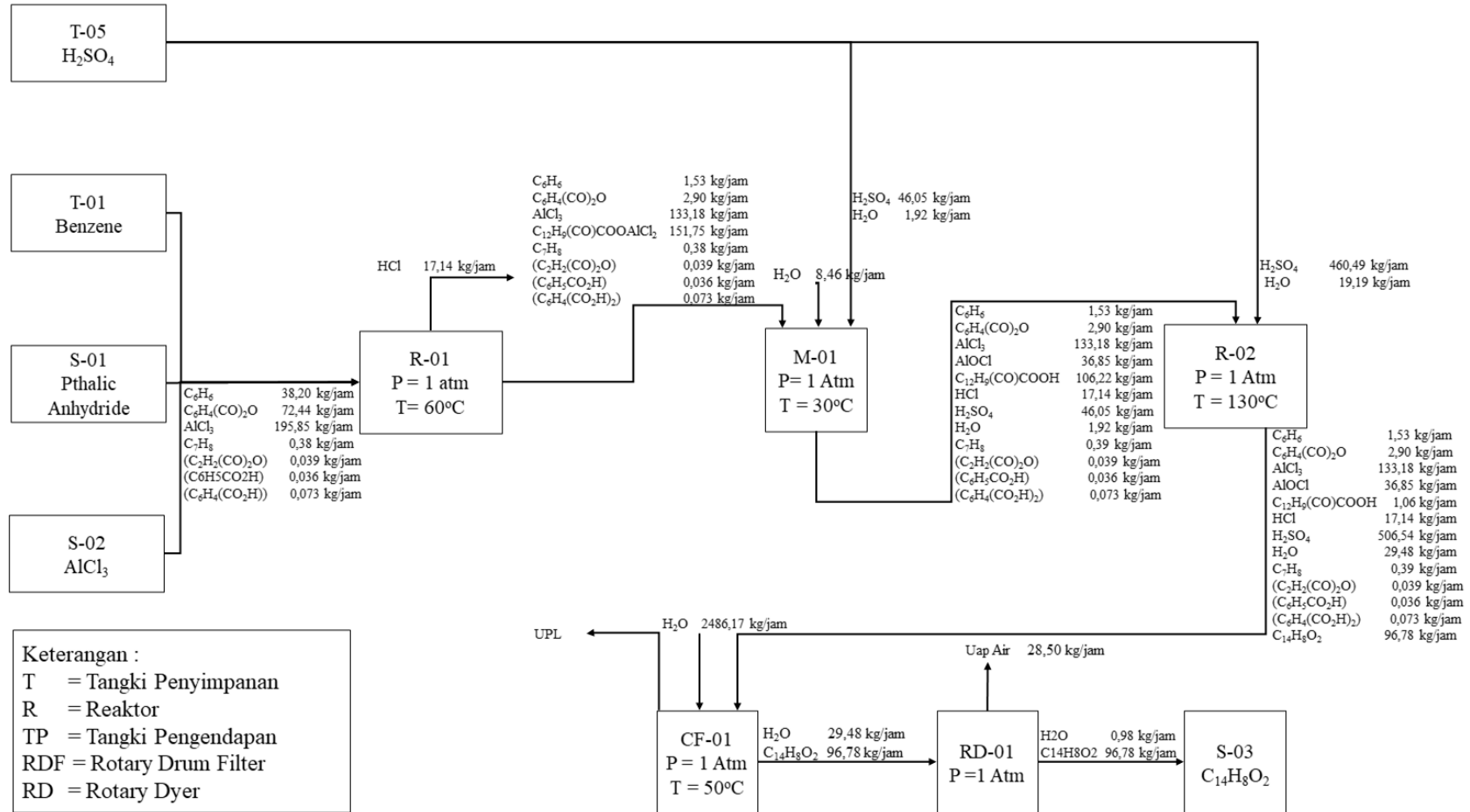
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pada perancangan pabrik antrakuinon ini, proses yang dipilih adalah proses dengan menggunakan reaksi *Friedel-crafts* yaitu mereaksikan ftalat anhidrida dan benzena dengan katalis aluminium klorida. Secara umum, proses pembuatan antrakuinon terdiri dari beberapa tahapan sebagai berikut:

3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

a. Ftalat anhidrida ($C_6H_4(CO)_2O$)

Bahan baku ftalat anhidrida ($C_6H_4(CO)_2O$) dengan kemurnian 98% disimpan dalam silo (S-01) berbentuk silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut dalam fase padat pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama satu minggu. Bahan baku ftalat anhidrida ($C_6H_4(CO)_2O$) diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Petrowidada Gresik yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur. Ftalat anhidrida ($C_6H_4(CO)_2O$) diumpankan menggunakan *bucket elevator* (BE-01) menuju reaktor (R-01).

b. Benzena (C_6H_6)

Benzena (C_6H_6) dengan kemurnian 98% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical* dalam fase cair pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama satu minggu. Benzena (C_6H_6) diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Trans-pacific Petrochemical Indotama yang berlokasi di Tuban, Jawa timur. Benzena akan diumpankan menggunakan pompa (P-01) menuju reaktor (R-01).

c. Aluminium klorida (AlCl_3)

Aluminium klorida (AlCl_3) disimpan dalam silo (S-02) berbentuk silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut dalam fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama satu minggu. Aluminium klorida (AlCl_3) diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Lautan Luas, Tbk yang berlokasi di Surabaya, Jawa timur. Aluminium klorida (AlCl_3) akan diumpangkan menggunakan *bucket elevator* (BE-02) menuju reaktor (R-01).

d. Asam Sulfat (H_2SO_4)

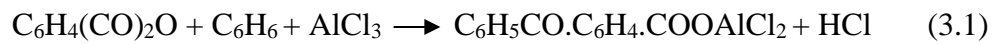
Asam sulfat (H_2SO_4) dengan kemurnian 96% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical* dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama satu minggu. Asam sulfat (H_2SO_4) diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Petrokimia Gresik yang berlokasi di Gresik, Jawa timur. Asam sulfat (H_2SO_4) ini berfungsi sebagai bahan pembantu yang digunakan untuk membantu pengendapan *benzoil benzoic acid*. Asam Sulfat akan diumpangkan menggunakan pompa (P-03) menuju mix-drum (M-01). Selain itu, Asam sulfat (H_2SO_4) juga berfungsi sebagai katalis dalam reaksi dehidrolisis *benzoil benzoic acid* sehingga akan diumpangkan menggunakan pompa (P-04) menuju reaktor (R-02).

3.2.2 Proses Reaksi

a. Reaksi Alkilasi *Friedel-Crafts*

Pada (R-01) terjadi reaksi alkilasi *Friedel-crafts* dimana, ftalat anhidrida ($\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}$) direaksikan dengan benzena (C_6H_6) menggunakan katalis asam lewis yaitu aluminium klorida (AlCl_3) sehingga terbentuk senyawa kompleks

aluminum chloride-benzoil benzoic acid dan hasil samping berupa asam klorida. Reaksi terjadi pada fase cair dengan suhu 60°C, tekanan 1 atm dan berlangsung secara endotermis. Reaksi yang terjadi dalam reaktor (R-01) adalah sebagai berikut:



Pada reaksi ini diperoleh hasil samping gas asam klorida (HCl) yang akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Pada reaktor (R-01) ini diperoleh konversi sebesar 96%. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (*Continous flow stirred tank reactor*). Reaktor dilengkapi jaket pemanas dengan media pemanas *steam*. Sebelum diumpankan ke *mix-drum*, produk keluaran reaktor (R-01) diturunkan suhunya menjadi 30 °C dengan menggunakan *heat exchanger* (CL-01) tipe *double pipe*.

b. Reaksi Hidrolisis

Dalam *mix-drum* (M-01) terjadi reaksi hidrolisis senyawa kompleks *aluminium chloride-benzoil benzoic acid* sehingga terbentuk senyawa *benzoil benzoic acid*. Reaksi ini berlangsung pada fase cair, pada suhu 30°C, tekanan 1 atm, dan berlangsung secara eksotermis. Reaksi yang terjadi dalam *mix-drum* (M-01) adalah sebagai berikut:



Mix-drum (M-01) dilengkapi jaket pendingin dengan media pendinginnya adalah air pendingin. Produk hasil keluaran dari *mix-drum* (M-01) selanjutnya akan diumpan menuju reaktor (R-02) menggunakan pompa (P-06) yang sebelumnya dinaikan suhunya menjadi 130°C menggunakan *heat exchanger* (HE-02) tipe *double pipe*.

c. Reaksi Dehidrolisis

Reaksi dehidrolisis terjadi di dalam (R-02) dimana benzoil benzoic acid ($C_6H_5COC_6H_4COOH$) direaksikan sehingga membentuk senyawa antrakuinon ($C_6H_4(CO)_2C_6H_4$) dengan bantuan katalis asam sulfat (H_2SO_4). Reaksi berlangsung pada suhu $130^\circ C$, tekanan 1 atm, dan bersifat eksotermis. Reaksi yang terjadi dalam reaktor (R-02) ini adalah sebagai berikut :



Pada reaktor (R-02) ini diperoleh konversi sebesar 99%. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (*Continuous flow stirred tank reactor*). Reaktor dilengkapi jaket pendingin dengan media pendinginnya adalah air pendingin. Sebelum diumpankan menuju *centrifuge* (CF-01) untuk dipisahkan antara produk utama dan produk samping, produk keluaran reaktor (R-02) diturunkan suhunya menjadi $50^\circ C$ dengan menggunakan *heat exchanger* (CL-02) tipe *double pipe*.

3.2.3 Proses Pemisahan

Pada *centrifuge* (CF-01) diumpankan H_2O yang berfungsi untuk melarutkan produk hasil keluaran dari reaktor (R-02). Pada CF-01 terjadi pemisahan *slurry* antara padatan antrakuinon dengan cairan sisa atau filtrat. Filtrat yang terpisah dengan *cake* atau padatan antrakuinon dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Sedangkan *cake* atau padatan antrakuinon akan diumpankan menuju *rotary dryer* (RD-01) menggunakan *screw conveyor* (SC-03) untuk dikeringkan. Konsistensi air pada *cake* yang masih 23% akan dikeringkan pada *dryer* sehingga menjadi 1%.

Pada *rotary dryer*, padatan antrakuinon dikontakkan dengan udara panas yang bersuhu 130°C agar membawa kandungan air yang masih ada pada padatan antrakuinon sehingga akan menghasilkan serbuk antrakuinon dengan kemurnian 99%. Produk hasil keluaran dari *rotary dryer* (RD-01) kemudian diangkat menggunakan *bucket elevator* (BE-03) menuju silo (S-03).

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Tangki

Tabel 3.1 Tangki Penyimpanan

Parameter	T-01	T-02
Fungsi	Penyimpanan Bahan Baku Benzena (C ₆ H ₆)	Penyimpanan Bahan Baku Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)
Jenis	Tangki silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottom</i>) dan atap <i>conical head</i>	Tangki silinder tegak dengan alas datar (<i>flat bottom</i>) dan atap <i>conical head</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel</i> SA-167 tipe 309 A	
Lama Penyimpanan	7 hari	
Kondisi operasi		
- Suhu (°C)	30,00	30,00
- Tekanan (atm)	1,00	1,00
Spesifikasi		
- Diameter (m)	2,65	6,10
-Tinggi (m)	1,33	1,83
-Tebal <i>shell</i> (in)	1/4	7/8
-Volume (m ³)	234,64	2.115,65
- Jumlah <i>Course</i>	3,00	5,00
Head		
-Tinggi (m)	0,11	0,50
-Tebal (in)	1 ¾	7/8
Harga (\$)	221.420,00	679.745,00

3.3.2 Silo

Tabel 3.2 Silo

Parameter	S-01	S-02	S-03
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku ftalat anhidrida ($C_6H_4(CO)_2O$)	Menyimpan kebutuhan bahan baku Aluminium Klorida ($AlCl_3$)	Menyimpan Produk Antraquinon
Jenis	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut		
Lama Penyimpanan	7 hari		
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>		
Jumlah	1 buah		
Kondisi Operasi			
- Suhu ($^{\circ}C$)	30,00	30,00	30,00
- Tekanan (atm)	1,00	1,00	1,00
Dimensi			
- Diameter (m)	1,92	2,48	2,14
-Tinggi (m)	4,79	6,20	5,34
-Tebal (in)	3/16	3/16	7/8
-Volume (m^3)	11,29	24,51	15,67
Bottom			
-Tinggi (m)	0,96	1,24	1,07
-Tebal (in)	3/16	3/16	3/16
Harga (\$)	3.814,00	5.431,00	4.507,00

3.3.3 Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.3 Reaktor 1 (R-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	: Reaktor	
Kode Alat	: Reaktor-01	
Jumlah	: 1 (satu)	
Fungsi	: Mereaksikan Ftalat anhidrida, Aluminium Klorida, dan Benzena menjadi o-benzoil benzoic acid	
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)	
Mode Operasi	: <i>Continue</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 tipe 309 A</i>	
Harga (\$)	: 59.746	
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	: 1 atm	
Suhu (°C)	: 60	
Kapasitas	: 307,03 kg/jam	
Kondisi Proses	: Non adiabatik	
Volume	: 1,18 m ³	
Dimensi Reaktor		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	: 1,000
	Tinggi (m)	: 1,500
	Tebal (in)	: 0,005
	Volume m ³	: 1,177
<i>Head</i>	Diameter (m)	: 1,000
	Tinggi (m)	: 0,228
	Tebal (in)	: 0,005
	Volume (m ³)	: 0,000
Pengaduk		
Jenis Impeller	: Turbin 6 Blade Disk 23 standard	
Diameter Impeller (m)	: 0,333	
Ketinggian Impeller dari dasar (m)	: 0,433	
Tinggi Impeller (m)	: 1,300	
Lebar Impeller (m)	: 0,083	
Jumlah Baffle (buah)	: 4,000	
Lebar Baffle (m)	: 0,057	
Tebal Baffle (m)	: 0,067	

Tabel 3.4 Reaktor 1 (R-01) (lanjutan)

Jumlah Impeller (buah)	:	5,000
Kecepatan Pengadukan (rpm)	:	320,000
Power Pengadukan (Hp)	:	7,500
Jaket Pemanas		
Bahan Jacket Pemanas	:	<i>Stainless steel SA-167 tipe 309 A</i>
Tinggi Jacket (m)	:	1,564
Tebal Jacket (in)	:	3/16
Volume Jacket (m ³)	:	0,007

3.3.4 Mix Drum 1

Tabel 3.5 Mix-Drum (M-1)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	:	<i>Mix Drum</i>
Kode Alat	:	M-01
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Mencampur <i>slurry</i> hasil keluaran reaktor (R-01) dengan H ₂ SO ₄ 96% dan air
Jenis alat	:	Tangki silinder dengan <i>torispherical flanged and dished head</i> dan pengaduk jenis <i>flat six blade turbine with disk</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless Steel SA 167 Type 309</i>
Harga (\$)	:	9.014
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1,000
Suhu (°C)	:	30,000
Kapasitas (kg/jam)	:	346,313
Volume (m ³)	:	0,361
Diameter (m)	:	0,803
Tinggi (m)	:	0,803
Tebal shell (in)	:	3/16
Tebal head (in)	:	3/16
Diameter Pengaduk (m)	:	0,268
Tinggi Pengaduk (m)	:	1,044
Jarak Pengaduk dari dasar tangki (m)	:	0,35
Lebar Baffle (m)	:	0,348
Lebar Pengaduk (m)	:	0,067
Power Pengaduk (Hp)	:	3,000

Tabel 3.6 *Mix-Drum* (M-01) (lanjutan)

Jaket Pendingin	
Bahan Jaket Pendingin	: <i>Stainless steel SA-167 tipe 309 A</i>
Tinggi Jaket (m)	: 0,788
Tebal Jaket (in)	: 3/16
Volume Jaket (m ³)	: 0,003

3.3.5 Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.7 Reaktor 2 (R-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	: Reaktor	
Kode Alat	: Reaktor-02	
Jumlah	: 1 (satu)	
Fungsi	: Mereaksikan o-benzoyl benzoic acid menjadi antrakuinon dengan menggunakan katalis asam sulfat	
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)	
Mode Operasi	: <i>Continue</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 tipe 309 A</i>	
Harga (\$)	: 71.303	
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	: 1	
Suhu (°C)	: 60	
Kapasitas (kg/jam)	: 825,99	
Kondisi Proses	: Non adiabatik	
Volume (m ³)	: 1,86	
Dimensi Reaktor		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	: 1,207
	Tinggi (m)	: 1,810
	Tebal (in)	: 3/16
	Volume m ³)	: 2,070
<i>Head</i>	Diameter (m)	: 1,207
	Tinggi (m)	: 0,261
	Tebal (in)	: 3/16
	Volume (m ³)	: 0,000
Pengaduk		
Jenis Impeller	: <i>Turbin 6 Blade Disk standard</i>	

Tabel 3.8 Reaktor 2 (R-02) (lanjutan)

Diameter Impeller (m)	:	0,402
Ketinggian Impeller dari dasar (m)	:	0,523
Tinggi Impeller (m)	:	1,513
Lebar Impeller (m)	:	0,097
Jumlah Baffle (buah)	:	4,000
Lebar Baffle (m)	:	0,066
Tebal Baffle (m)	:	0,078
Jumlah Impeller (buah)	:	3,000
Kecepatan Pengadukan (rpm)	:	190,000
Power Pengadukan (Hp)	:	2,000
Jaket Pendingin		
Bahan Jaket Pendingin	:	<i>Stainless steel SA-167 tipe 309 A</i>
Tinggi Jaket (m)	:	2,059
Tebal Jaket (in)	:	3/16
Volume Jaket (m ³)	:	3,301

3.3.6 Centrifuge (CF-01)

Tabel 3.9 Centrifuge (CF-01)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	:	<i>Centrifuge</i>
Kode Alat	:	CF-01
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Memisahkan padatan dari reaktor (R-02) sebelum diumpankan ke <i>Rotary Dryer</i>
Jenis alat	:	<i>Disk Centrifuge</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless Steel SA 167 Type 309</i>
Harga (\$)	:	70.609
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1,000
Suhu (°C)	:	30,000
Kapasitas (kg/jam)	:	3.312,161
Diameter <i>Bowl</i> (m)	:	0,330
Panjang <i>Bowl</i> (m)	:	0,991
Kecepatan putar <i>Bowl</i> (rpm)	:	7.500,000
Power motor penggerak (Hp)	:	6,000

3.3.7 Rotary Dryer

Tabel 3.10 *Rotary Dryer* (RD-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	<i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	:	RD-01
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Mengeringkan <i>wet cake</i> dari <i>Centrifuge</i> hingga kandungan air < 1% w/w
Bahan Kontruksi	:	<i>Stainless Steel SA 167 type 309</i>
Harga (\$)	:	16.410
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1,000
Suhu (°C)	:	50,000
Kapasitas (kg/jam)	:	126,000
DIMENSI DRYER		
Diameter (m)	:	1,714
Panjang (m)	:	20,365
Volume (m ³)	:	31,308
Tebal <i>Shell</i> (in)	:	3/16
Kecepatan putar (rpm)	:	6,243
Kemiringan/ <i>Slope</i> (cm/m)	:	18,841
Waktu Tinggal (jam)	:	10,631
Power (Hp)	:	40,000
Jumlah Flight	:	5,000

3.3.8 Heater 1 (HE-01)

Tabel 3.11 Heater 1 (HE-01)

Kode	: HE-01					
Fungsi	: Menaikkan temperatur umpan Benzena dari 30°C menjadi 60°C dari tangki penyimpanan (T-01) menuju reaktor (R-01)					
Jenis HE	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>					
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>					
Jumlah Hairpin	: 1					
Harga (\$)	: 693					
Kondisi Operasi						
Fluida Dingin						
Tekanan, Pt	: 1	atm				
Suhu Masuk, t1	: 30	C	303	K	86	F
Suhu Keluar, t2	: 60	C	333	K	140	F
Fluida Panas						
Media Pemanas	: Steam					
Suhu masuk, T1	: 180	C	453	K	356	F
Suhu Keluar, T2	: 180	C	453	K	356	F
Massa Pemanas	: 1,68 kg/jam					
Annulus			Inner Pipe			
IPS	: 3,000	in			2,000	in
OD	: 3 1/2	in			2 3/8	in
ID	: 3,068	in			2,000	in
Surface Area	: 0,917	sqft/ft			0,622	sqft/ft
Panjang	: 20,000	ft			20,000	ft
A	: 0,082	ft ²				
Ud	: 0,449	Btu/jam.ft ² .°F				
Uc	: 2,377	Btu/jam.ft ² .°F				
Rd	: 1,804					
Rd min	: 0,001					
Jumlah Alat	: 1,000	unit				

3.3.9 Heater 2 (HE-02)

Tabel 3.12 Heater 2 (HE-02)

Kode	: HE-02					
Fungsi	: Menaikkan temperatur umpan Mixer dari 30°C menjadi 130°C menuju reaktor (R-02)					
Jenis HE	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>					
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>					
Jumlah Hairpin	: 6					
Harga (\$)	: 693					
Kondisi Operasi						
Fluida Dingin						
Tekanan, Pt	: 1	atm				
Suhu Masuk, t1	: 30	C	303	K	86	F
Suhu Keluar, t2	: 130	C	403,15	K	266	F
Fluida Panas						
Media Pemanas	: Steam					
Suhu masuk, T1	: 180	C	453,15	K	356	F
Suhu Keluar, T2	: 180	C	453,15	K	356	F
Massa Pemanas	: 83,08	kg/jam				
Annulus			Inner Pipe			
IPS	: 2,000	in			1 ¼	in
OD	: 2,380	in			1,660	in
ID	: 2,067	in			1,380	in
Surface Area	: 0,622	sqft/ft			0,435	sqft/ft
Panjang	: 20,000	ft			20,000	ft
A	: 75,095	ft ²				
Ud	: 8,000	Btu/jam.ft ² .°F				
Uc	: 11,020	Btu/jam.ft ² .°F				
Rd	: 0,034					
Rd min	: 0,001					
Jumlah Alat	: 1	unit				

3.3.10 Heater 3 (HE-03)

Tabel 3.13 Heater 3 (HE-03)

Kode	: HE-03
Fungsi	: Menaikkan temperatur umpan Asam sulfat dari 30°C menjadi 130°C dari tangki penyimpanan (T-02) menuju reaktor (R-02)
Jenis HE	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 tipe 309 A</i>
Jumlah Hairpin	: 5
Harga (\$)	: 3.005
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Tekanan, Pt	: 1 atm 1,01 bar
Suhu Masuk, t1	: 30 C 303,15 K 86 F
Suhu Keluar, t2	: 130 C 403,15 K 266 F
Fluida Panas	
Media Pemanas	: Steam
Suhu masuk, T1	: 180 C 453,15 K 356 F
Suhu Keluar, T2	: 180 C 453,15 K 356 F
Massa Pemanas	: 61,60 kg/jam
Annulus	
Inner Pipe	
IPS	: 2,000 in 1 ¼ In
OD	: 2,380 in 1,660 In
ID	: 2,067 in 1,380 in
Surface Area	: 0,622 sqft/ft 0,435 sqft/ft
Panjang	: 15,000 ft 15,000 ft
A	: 49,495 ft ²
Ud	: 9,000 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	: 147,687 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	: 0,104
Rd min	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 unit

3.3.11 Heater 4 (HE-04)

Tabel 3. 14 Heater 4 (HE-04)

Kode	:	HE-04			
Fungsi	:	Menaikkan temperatur udara lingkungan dari suhu 30 °C mejadi suhu 130°C			
Jenis HE	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan	:	<i>Stainless steel SA-167 tipe 309 A</i>			
Jumlah Hairpin	:	1			
Harga (\$)	:	60.440			
Kondisi Operasi					
Fluida Dingin					
Tekanan, Pt	:	1 atm	1,01 bar		
Suhu Masuk, t1	:	30 C	303,15 K	86 F	
Suhu Keluar, t2	:	130 C	403,15 K	266 F	
Fluida Panas					
Media Pemanas	:	Steam			
Suhu masuk, T1	:	180 C	453,15 K	356 F	
Suhu Keluar, T2	:	180 C	453,15 K	356 F	
Massa Pemanas	:	1.708,79 kg/jam			
Dimensi Alat					
Jumlah pipa	:	64 buah			
OD	:	1,500 in			
ID	:	1,370 in			
Panjang <i>tube</i>	:	16,000 ft			
Jumlah <i>pass</i>	:	4			
A	:	397,977 ft ²			
Ud	:	50 Btu/jam.ft ² .°F			
Uc	:	16.050,168 Btu/jam.ft ² .°F			
Rd	:	0,020			
Rd min	:	0,003			
Jumlah Alat	:	1,000 unit			

3.3.12 Cooler (CL-01)

Tabel 3.15 Cooler 1 (CL-01)

Kode	: CL-01
Fungsi	: Menurunkan temperatur <i>slurry</i> dari 60°C menjadi 30°C dari Reaktor 1 (R-01) menuju Mix-drum (M-01)
Jenis HE	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
Jumlah Hairpin	: 5
Harga (\$)	: 2.889
Kondisi Operasi	
Fluida Panas	
Tekanan, Pt	: 1 atm 1,013 bar
Suhu Masuk, T1	: 60 °C 333,15 K 140 F
Suhu Keluar, T2	: 33 °C 306,15 K 91,4 F
Fluida Dingin	
Media Pendingin	: Air
Suhu masuk, t1	: 30 °C 303,15 K 86 F
Suhu Keluar,t2	: 55 °C 328,15 K 131 F
Massa Pendingin	: 19,61 kg/jam
Annulus	
Inner Pipe	
IPS	: 2 in 1 ¼ in
OD	: 2,380 in 1,660 in
ID	: 2,067 in 1,380 in
Surface Area	: 0,622 sqft/ft 0,435 sqft/ft
Panjang	: 15,000 ft 15,000 ft
A	: 45,900 ft ²
Ud	: 6,000 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	: 1,664 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	: 0,770
Rd min	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 unit

3.3.13 Cooler 2 (CL-02)

Tabel 3.16 Cooler 2 (CL-02)

Kode	:	CL-02				
Fungsi	:	Menurunkan temperatur <i>slurry</i> dari 130°C menjadi 50°C dari Reaktor 2 (R-02) menuju <i>Centrifuge</i> (CF-01)				
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>				
Jenis Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>				
Jumlah Hairpin	:	24				
Harga (\$)	:	47.728				
Kondisi Operasi						
Fluida Panas						
Tekanan, Pt	:	1	atm	1	bar	
Suhu Masuk, T1	:	130	°C	403,15	K	266 F
Suhu Keluar, T2	:	53	°C	323,15	K	122 F
Fluida Dingin						
Media Pendingin	:	Air				
Suhu masuk, t1	:	30	°C	303,15	K	86 F
Suhu Keluar, t2	:	45	°C	318,15	K	113 F
Massa Pendingin	:	1.518,61	kg/jam			
Annulus			Inner Pipe			
IPS	:	2,000	in	1 ¼ in		
OD	:	2,380	in	1,660 in		
ID	:	2,067	in	1,380 in		
Surface Area	:	0,622	sqft/ft	0,435 sqft/ft		
Panjang	:	15,000	ft	15,000 ft		
A	:	223,250	ft ²			
Ud	:	5,000	Btu/jam.ft ² .°F			
Uc	:	115,443	Btu/jam.ft ² .°F			
Rd	:	0,209				
Rd min	:	0,001				
Jumlah Alat	:	1	unit			

3.3.14 Screw Conveyor

Tabel 3.17 *Screw Conveyor*

Parameter	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
Fungsi	Mengangkut Umpan Ftalat anhidrida dari Silo (S-01) menuju reaktor 1 (R-01)	Mengangkut Umpan Aluminium Klorida (AlCl ₃) dari Silo (S-02) menuju reaktor 1 (R-01)	Mengangkut <i>Wet Cake</i> hasil keluaran <i>Centrifuge</i> (CF-01) menuju <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	Mengangkut Antrakuinon keluaran <i>Rotary Dryer</i> (RD-0) menuju silo (S-03)
Jenis	<i>Helicode Flight</i>	<i>Helicode Flight</i>	<i>Helicode Flight</i>	<i>Helicode Flight</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
Kapasitas (kg/m)	1,512	3,626	2,338	1,810
Harga (\$)	4.391	4.391	4.391	4.391
Kondisi Operasi				
- Suhu (°C)	30,000	30,000	30,000	50,000
- Tekanan (atm)	1,000	1,000	1,000	1,000
Dimensi				
- Panjang (ft)	15,000	15,000	15,000	15,000
- Diameter <i>Flight</i> (in)	9,000	9,000	9,000	9,000
- Kecepatan (rpm)	40,000	40,000	40,000	40,000
- Power Motor Hp	0,500	0,500	0,500	0,500

3.3.15 Bucket Elevator

Tabel 3.18 *Bucket Elevator*

Parameter	BE-01	BE-02	BE-03
Fungsi	Mengangkut bahan baku Ftalat anhidrida dari (SC-01) menuju Reaktor (R-01)	Mengangkut Aluminium Klorida dari (SC-02) menuju Reaktor (R-01)	Mengangkut Antrakuinon dari (SC-04) menuju Silo (S-03)
Jenis	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
Kapasitas (kg/jam)	72,590	221,300	97,760
Jumlah	1	1	1
Harga (\$)	12.481	12.481	12.481
Dimensi			
- Panjang (m)	0,152	0,152	0,152
- Lebar (m)	0,102	0,102	0,102
- Tinggi (m)	7,620	7,620	7,620
- Kecepatan (ft/menit)	0,001	0,004	0,002
- Power motor (HP)	2,500	2,500	1,600
- Jumlah <i>Bucket</i>	18	18	18

3.3.16 Pompa

Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan bahan baku Benzena dari Reaktor penyimpanan (T-01) menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan air dari Reaktor penyimpanan (T-03) menuju Mixdrum (M-01)	Mengalirkan bahan baku H ₂ SO ₄ dari Reaktor penyimpanan (T-02) menuju Mixdrum (M-01)	Mengalirkan bahan baku Asam sulfat dari tangki penyimpanan (T-02) menuju 36ndustr-02	Mengalirkan <i>Slurry</i> dari Reaktor 1 (R-01) menuju mixdrum (M-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	0,235	0,045	0,426	1,413	1,926
Dimensi pipa					
- <i>IPS</i> (in)	1/8	1/8	1/4	1/2	1/2
- <i>Sch Number</i>	40,000	40,000	40,000	40,000	40,000
- <i>OD</i> (in)	0,405	0,405	0,540	0,840	0,840
- <i>ID</i> (in)	0,269	0,269	0,364	0,622	0,622
Dimensi Daya					
- <i>Friction head</i>	0,023	0,023	0,016	0,023	0,015
- Efisiensi motor	87 %	87%	87%	87%	87%
- Daya motor (HP)	0,050	0,050	0,050	0,050	0,050
- Kecepatan putar (rpm)	365,588	258,629	457,000	745,862	1.432,000
- Jumlah	2	2	2	2	2
Harga	17.681	17.681	17.681	17.681	17.681

Tabel 3.20 Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-06	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan <i>slurry</i> dari mixdrum (M-01) menuju reaktor (R-02)	Mengalirkan <i>slurry</i> dari Reaktor (R-02) menuju <i>Centrifuge</i> (CF-01)	Mengalirkan Air dari tangki penyimpanan (T-03) menuju <i>Centrifuge</i> (CF-01)	Mengalirkan Filtrat dari <i>Centrifuge</i> (CF-01) menuju Unit Pengolahan Limbah
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>
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	1,38	5,05	13,13	17,52
Dimensi pipa				
- <i>IPS</i> (in)	3/8	1	1 ¼	1 ½
- <i>Sch Number</i>	40,000	40,000	40,000	40,000
- <i>OD</i> (in)	0,675	1,320	1,660	1,900
- <i>ID</i> (in)	0,493	1,049	1,380	1,610
Dimensi Daya				
- <i>Friction head</i>	0,023	0,023	0,013	0,009
- Efisiensi motor	87%	87%	87%	87%
- Daya motor (HP)	1/20	1/20	1/8	1/6
- Kecepatan putar (rpm)	718,153	1.901,146	3.386,366	4.577,536
- Jumlah	2	2	2	2
Harga	17.681	17.681	17.681	17.681

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.21 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output	
		Produk (kg/jam)	Limbah (kg/jam)
C ₆ H ₆	38,204	0	1,528
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	72,441	0	2,898
AlCl ₃	195,850	0	133,178
C ₁₂ H ₉ (CO)COOAlCl ₂	0	0	0
AlOCl	0	0	36,848
C ₁₂ H ₉ (CO)COOH	0	0	1,062
HCl	0	0	34,282
H ₂ SO ₄	506,536	0	506,5336
H ₂ O	2.515,521	0,977	2.514,173
C ₁₄ H ₈ O ₂	0	96,783	0
C ₇ H ₈	0,385	0	0,385
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0,039
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0,036
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0,073
Sub Total	3.329	97,761	3.231
Total	3.329		3.329

3.4.2 Neraca Massa Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.22 Neraca Massa Reaktor 1 (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₆	0	38,204	0	0	1,528
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	72,441	0	0	0	2,897
AlCl ₃	0	0	195,850	0	133,178
C ₁₂ H ₉ (CO)COOAlCl ₂	0	0	0	0	151,750
HCl	0	0	0	17,141	0
C ₇ H ₈	0	0,386	0	0	0,385
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0	0	0,039
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0	0	0,036
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0	0	0,073
Total	72,588	38,590	195,850	17,141	289,887
		307,028		307,028	

3.4.3 Neraca Massa *Mix Drum* (M-01)

Tabel 3.23 Neraca Massa *Mix Drum* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆	1,528	0	0	1,528
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	2,897	0	0	2,898
AlCl ₃	133,178	0	0	133,178
C ₁₂ H ₉ (CO)COOAlCl ₂	151,750	0	0	0
AlOCl	0	0	0	36,848
C ₁₂ H ₉ (CO)COOH	0	0	0	106,219
HCl	0	0	0	17,141
H ₂ SO ₄	0	0	46,049	46,048
H ₂ O	0	8,458	1,918	1,919
C ₇ H ₈	0,386	0	0	0,386
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0	0,039
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0	0,036
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0	0,073
Total	289,887	8,458	47,967	346,313
	346,313			346,313

3.4.4 Neraca Massa Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.24 Neraca Massa Reaktor 2 (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₆	1,528	0	1,528
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	2,898	0	2,898
AlCl ₃	133,178	0	133,178
AlOCl	36,848	0	36,848
C ₁₂ H ₉ (CO)COOH	106,219	0	1,062
HCl	17,141	0	17,141
H ₂ SO ₄	46,049	460,487	506,536
H ₂ O	1,918	19,187	29,479
C ₇ H ₈	0,386	0	0,385
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0,039
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0,036
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0,073
C ₁₄ H ₈ O ₂	0	0	96,783
Total	346,313	479,674	825,987
	825,987		825,987

3.4.5 Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 3.25 Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
C ₆ H ₆	1,528	0	1,528	0
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	2,898	0	2,898	0
AlCl ₃	133,178	0	133,178	0
AlOCl	36,848	0	36,848	0
C ₁₂ H ₉ (CO)COOH	1,062	0	1,062	0
HCl	17,141	0	17,141	0
H ₂ SO ₄	506,536	0	506,536	0
H ₂ O	29,479	2.486,173	2.486,173	29,479
C ₇ H ₈	0,385	0	0,386	0
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0,039	0
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0,036	0
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0,073	0
C ₁₄ H ₈ O ₂	96,783	0	0,000	96,783
Total	825,987	2.486,173	3.185,898	126,263
	3.312,160		3.312,160	

3.4.6 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 3.26 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C ₁₄ H ₈ O ₂	96,783	0	96,783
H ₂ O	29,479	28,502	0,978
Total	126,263	28,502	97,761
	126,263	126,263	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas di *Heater* 1 (HE-01)

Tabel 3.27 Neraca Panas di *Heater* 1 (HE-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	344,747	-
Q2	-	2.449,502
steam	2.104,755	-
Total	2.449,502	2.449,502

3.5.2 Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.28 Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	11.501,584	-
Q2	-	4.513,563
ΔH reaksi	409,941	-
Q pemanasan	-	7.397,962
Total	11.911,525	11.911,525

3.5.3 Neraca Panas di Cooler 1 (C-01)

Tabel 3.29 Neraca Panas di Cooler 1 (C-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	2.839,023	-
Q2	-	791,305
Air Pendingin	-	2.047,718
Total	2.839,023	2.839,023

3.5.4 Neraca Panas di Mix Drum 1 (M-01)

Tabel 3.30 Neraca Panas di Mix drum 1 (M-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	806,824	-
Q2	-	742,414
ΔHR	245,679	-
Qpendingin	-	181,268
Total	561,145	561,145

3.5.5 Neraca Panas di Heater 2 (HE-02)

Tabel 3.31 Neraca Panas di Heater 2 (HE-02)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	4.016,528	-
Q2	-	107.866,293
steam	103.849,765	-
Total	107.866,293	107.866,293

3.5.6 Neraca Panas di Heater 3 (HE-03)

Tabel 3.32 Neraca Panas di Heater 3 (HE-03)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	3.695,929	-
Q2	-	80.698,544
steam	77.002,615	-
Total	80.698,544	80.698,544

3.5.7 Neraca Panas di Heater 4 (HE-04)

Tabel 3. 33 Neraca Panas di Heater 4 (HE-04)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	171.139,052	
Q2		3.610.926,251
steam	3.439.787,200	
Total	3.610.926,251	3.610.926,251

3.5.8 Neraca Panas di Cooler 2 (CL-02)

Tabel 3.34 Neraca Panas di Cooler 2 (CL-02)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	123.226,597	-
Q2	-	27.995,713
Air Pendingin	-	95.230,884
Total	123.226,597	123.226,597

3.5.9 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.35 Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02)

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	106.282,997	-
Q2	-	123.247,827
ΔH reaksi	103,209	-
Q pendingin	-	17.068,039
Total	106.179,788	106.179,788

3.5.10 Neraca Panas di *Centrifuge*

Tabel 3.36 Neraca Panas di *Centrifuge*

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	323.602,871	-
Q2	-	323.602,871
Total	323.602,871	323.602,871

3.5.11 Neraca Panas di *Rotary Dryer*

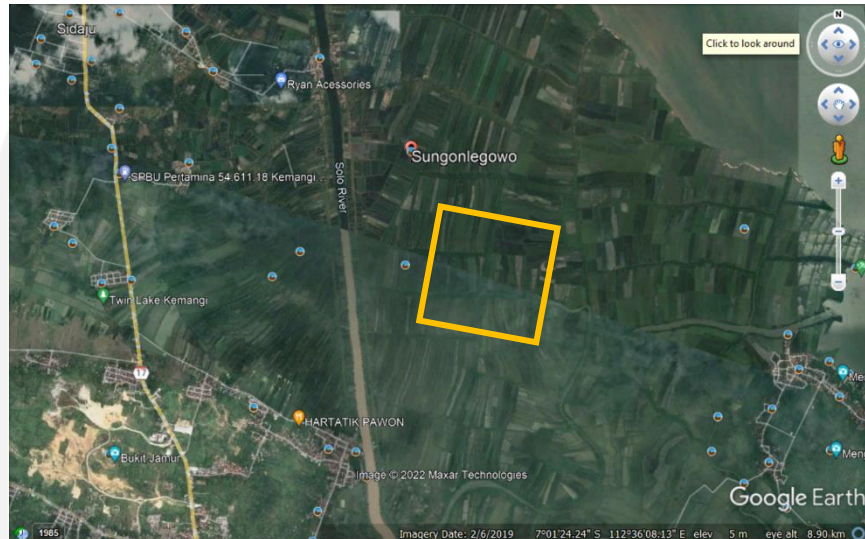
Tabel 3.37 Neraca Panas di *Rotary Dryer*

Komponen Energi	Panas Masuk (Kj/jam)	Panas Keluar (Kj/jam)
Q1	6.540.342,251	-
Q2	-	6.540.342,251
Total	6.540.342,251	6.540.342,251

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4.1 Peta Rencana Lokasi Pabrik Antrakuinon Kapasitas 1000 ton/tahun

Lokasi pabrik menjadi salah satu faktor penting yang sangat berpengaruh dalam pendirian dan keberlangsungan operasional suatu pabrik, maka dalam menentukan tempat berdirinya perlu pertimbangan yang matang sehingga dapat menguntungkan perusahaan baik dari segi teknik maupun ekonomi. Beberapa aspek yang dapat dijadikan pertimbangan dalam pemilihan lokasi berdirinya pabrik diantaranya ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, lingkungan sekitar, sarana pendukung lainnya.

Pabrik Antraquinon dengan kapasitas 1000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Desa Sugonlegowo, Kecamatan Bunga, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan luas total pabrik sebesar 22.440 m². Gambar 4.1 menunjukkan lokasi pabrik antraquinon dengan kapasitas 1000 ton/tahun. Beberapa faktor yang menjadi pertimbangan pemilihan lokasi pabrik antara lain sebagai berikut:

4.1.1 Sumber Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat diperlukan dalam pendirian suatu pabrik. Kemudahan dalam mendapatkan bahan baku dan kedekatan dengan sumber bahan baku dapat meminimalisir biaya transportasi bahan baku menuju pabrik. Sehingga pabrik antrakuinon dengan bahan baku utamanya yaitu ftalat anhidrida dan benzena direncanakan akan didirikan di Kabupaten Gresik yang dekat dengan sumber bahan baku. ftalat anhidrida diperoleh dari PT. Petrowidada Gresik yang berada di Gresik dan benzena diperoleh dari PT. Trans-pasific Petrochemical Indotama yang berada di Tuban yang juga masih termasuk ke dalam Provinsi Jawa Timur.

4.1.2 Pemasaran Produk

Antrakuinon yang dihasilkan merupakan salah satu produk untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dimana salah satunya sebagai bahan baku pembuatan hidrogen peroksida serta dapat dijadikan sebagai pewarna dalam industri tekstil. Lokasi pabrik ini juga diharapkan dekat dengan industri-industri lain yang membutuhkan antrakuinon sebagai bahan baku utama maupun bahan pendukung. Sehingga Gresik merupakan lokasi cukup strategis dalam pemasaran produk yang lokasinya tidak begitu jauh dari kawasan industri besar khususnya Pulau Jawa.

4.1.3 Penyedia Utilitas

Utilitas merupakan hal penting sebagai sarana yang dapat menunjang proses produksi. Sarana utilitas antara lain yaitu air, listrik, bahan bakar, dan lain-lain. Oleh karena itu, lokasi pabrik yang dekat dengan ketersediaan sarana utilitas yang baik sangat menguntungkan. Pada pabrik antrakuinon ini, air diperoleh dari Sungai Bengawan Solo. Kebutuhan listrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)

dan generator sebagai cadangan. Kebutuhan bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina.

4.1.4 Transportasi

Sarana transportasi menjadi salah satu hal penting dalam pemilihan lokasi pabrik yang diperlukan untuk penyediaan bahan baku, pendistribusian maupun pemasaran produk. Pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dapat melalui jalur darat dan jalur laut. Berdasarkan letak geografis, daerah Kabupaten Gresik cukup strategis karena dilengkapi dengan sarana transportasi memadai baik transportasi darat yang dapat menghubungkan berbagai kota di Pulau Jawa serta transportasi laut dimana Gresik juga dekat dengan dua pelabuhan yaitu Pelabuhan Gresik yang terletak di Kabupaten Gresik dan Pelabuhan Tanjung Perak di Surabaya sehingga dapat memudahkan pendistribusian bahan baku maupun produk.

4.1.5 Keadaan Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik antrakuinon ini karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja baru bagi masyarakat sekitar. Selain itu pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat disekitarnya.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau *plant layout* adalah bagian yang terdapat perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi dari suatu pabrik. Bagian ini merupakan bagian yang penting untuk mendapatkan keselamatan dan

efektivitas antara operator, peralatan, dan material dari bahan baku menjadi suatu produk.

Dalam penentuan tata letak ada beberapa hal yang harus diperhatikan, diantaranya: penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam keselamatan kerja, serta kondisi operasi dari masing-masing alat. Untuk alat proses dengan suhu dan tekanan yang tinggi letaknya harus terpisah dapat mudah dijangkau oleh tim darurat. Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama sebagai berikut:

4.2.1 Perkantoran/ Administrasi

Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik, urusan dengan pihak luar dan pihak dalam pabrik. Perkantoran biasanya berada di bagian depan area pabrik.

4.2.2 Proses

Daerah proses merupakan tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Bagian ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan alat proses dan ruang pengendalian.

4.2.3 Fasilitas Umum

Daerah ini merupakan pusat fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan. Fasilitas umum ini meliputi perumahan, poliklinik, kantin, area parkir, tempat ibadah, taman, dan sebagainya.

4.2.4 Perluasan Pabrik

Area perluasan di dalam suatu pabrik perlu diperhatikan dalam alasan mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi dimasa yang

yang akan datang. Oleh karena itu perlu dipertimbangkan penyediaan lahan kosong sebagai antisipasi.

4.2.5 Harga tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Harga tanah ini perlu dikaitkan dengan rencana jangka panjang. Apabila harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah.

4.2.6 Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan

Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik berupa kekuatan fisik maupun kelengkapannya. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu dalam kemudahan kerja serta perawatan alat.

4.2.7 Faktor keamanan

Faktor keamanan memegang peranan paling penting dalam perancangan pabrik. Pabrik harus dilengkapi dengan peralatan keamanan seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi. Selain itu tetap harus dilakukan langkah pencegahan dalam situasi bahaya, misalnya tangki bahan baku, prooduk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak yang cukup sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya.

4.2.8 Pengolahan Limbah

Pendirian suatu pabrik harus memperhatikan kelestarian lingkungan. Oleh karena itu diperlukan suatu daerah khusus yang digunakan sebagai tempat pengolahan limbah agar tidak merusak lingkungan sekitar. Pada pengolahan limbah, limbah produksi akan mengalami proses pengujian dan pengolahan lebih

lanjut hingga sampai pada suatu batas komponen berbahaya yang diizinkan.

Apabila limbah sudah memenuhi kriteria limbah dapat dibuang ke lingkungan.

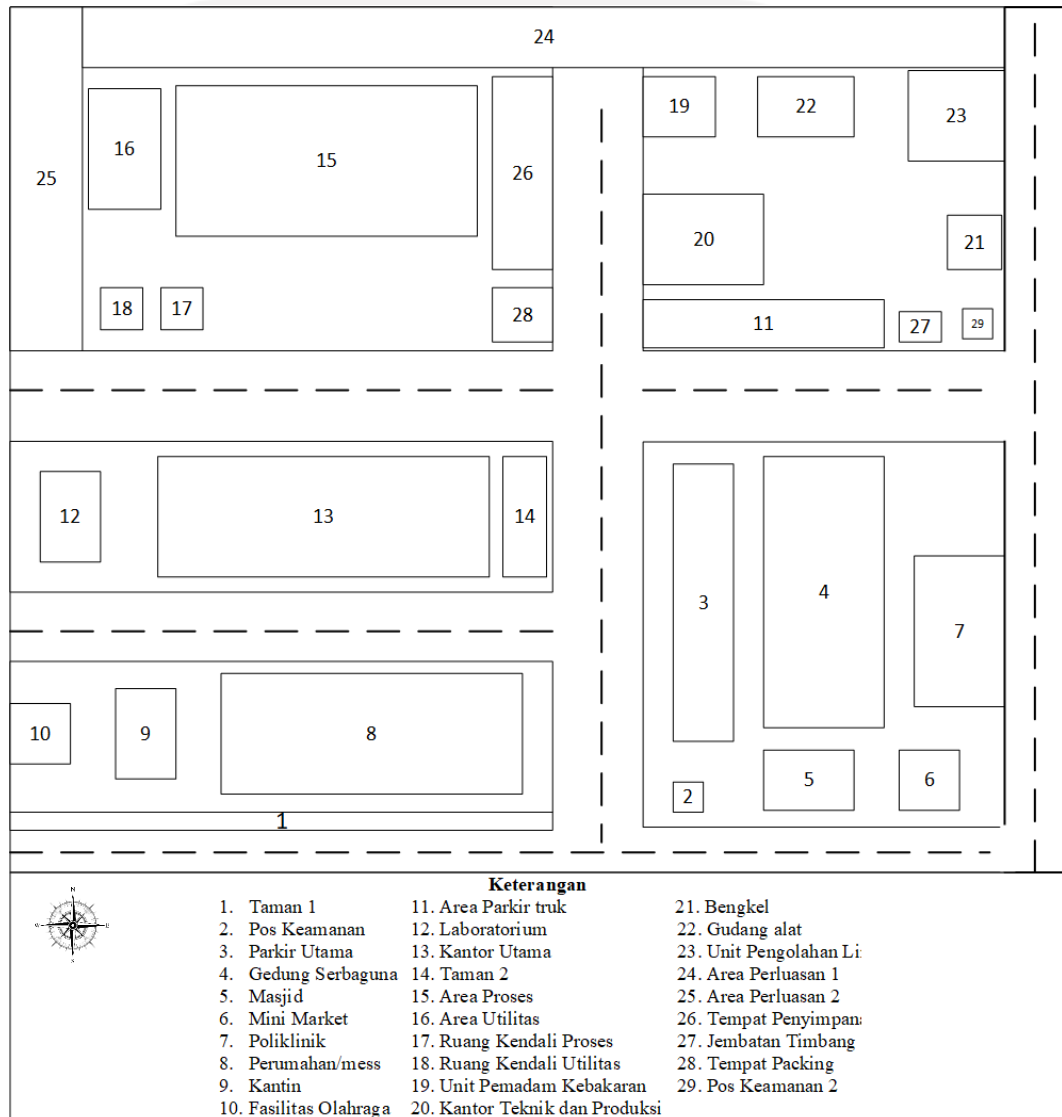
Rincian luas pabrik yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.1-4.2 dan tata letak pabrik (*plant layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.2.

Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Taman 1	90	3	270
2	Pos keamanan 1	5	5	25
3	Parkir utama	46	10	460
4	Gedung serbaguna	45	20	2.300
5	Mesjid	15	10	150
6	Minimarket	10	10	100
7	Poliklinik	25	15	375
8	Perumahan	50	20	1.000
9	Kantin	15	10	150
10	Fasilitas olahraga	10	10	100
11	Area parkir truk	40	8	320
12	Laboratorium	15	10	150
13	Kantor utama	55	20	1.100
14	Taman 2	20	7,25	145
15	Area proses	50	25	1.250
16	Area utilitas	20	12	240
17	Ruang kendali proses	7	7	49
18	Ruang kendali utilitas	7	7	49
19	Unit pemadam kebakaran	12	10	120
20	Kantor teknik dan produksi	20	15	300
21	Bengkel	9	9	81
22	Gudang alat	16	10	160
23	Unit pengolahan limbah	20	15	300
24	Area perluasan 1	153	10	1.530
25	Area perluasan 2	57	12	684
26	Tempat penyimpanan	32	10	320
27	Jembatan timbang	7	5	35
28	Tempat packing	10	9	90
29	Pos keamanan 2	5	5	25

Tabel 4.2 Rincian Luas Area Pabrik (lanjutan)

30	Jalan			3.500
	Luas tanah	165	136	22.440
	Luas bangunan			9.664
	Total			32.104



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Antrakuinon (Skala 1:1000)

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak mesin/ alat proses merupakan suatu pengaturan yang maksimum dari komponen-komponen fasilitas pabrik. Perancangan tata letak alat proses optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik harus memperhatikan beberapa hal, antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

4.3.2 Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus dipastikan kelancarannya. Sirkulasi udara yang lancar diperlukan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.

4.3.3 Pencerahan

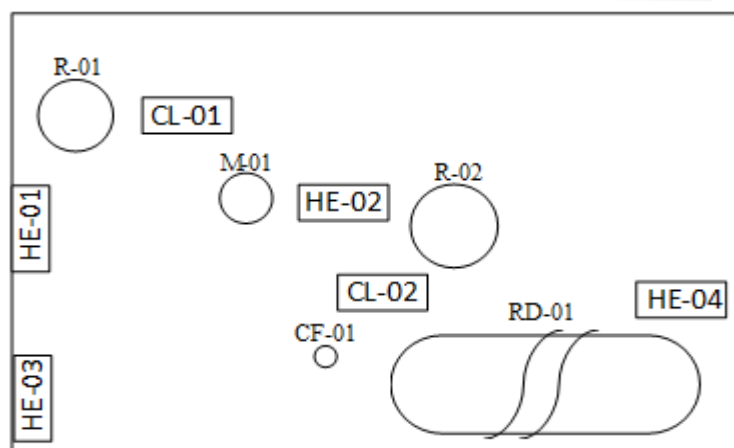
Pencerahan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam sehari. Selain itu, pada tempat-tempat tertentu dimana terdapat alat-alat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4.3.4 Lalu lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses juga harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat memperbaiki sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya yang dapat ditimbulkan.

4.3.5 Jarak Antar Alat Proses

Dalam penyusunan alat proses, jarak antar alat proses harus diperhitungkan dengan cermat, terutama pada alat yang beroperasi dan bersuhu tinggi. Penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, 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 di tempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat control dilakukan pada ruang kendali (*control room*). Tata letak mesin (*machines layout*) untuk pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada Gambar 4.3:



Gambar 4.3 Layout Mesin (Skala 1:100)

4.4 Organisasi Perusahaan

Dalam mendirikan perusahaan salah satu faktor yang menunjang kemajuan sebuah perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Tujuan struktur organisasi adalah untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan suatu bagian dalam menjalankan tugas sehingga akan mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.

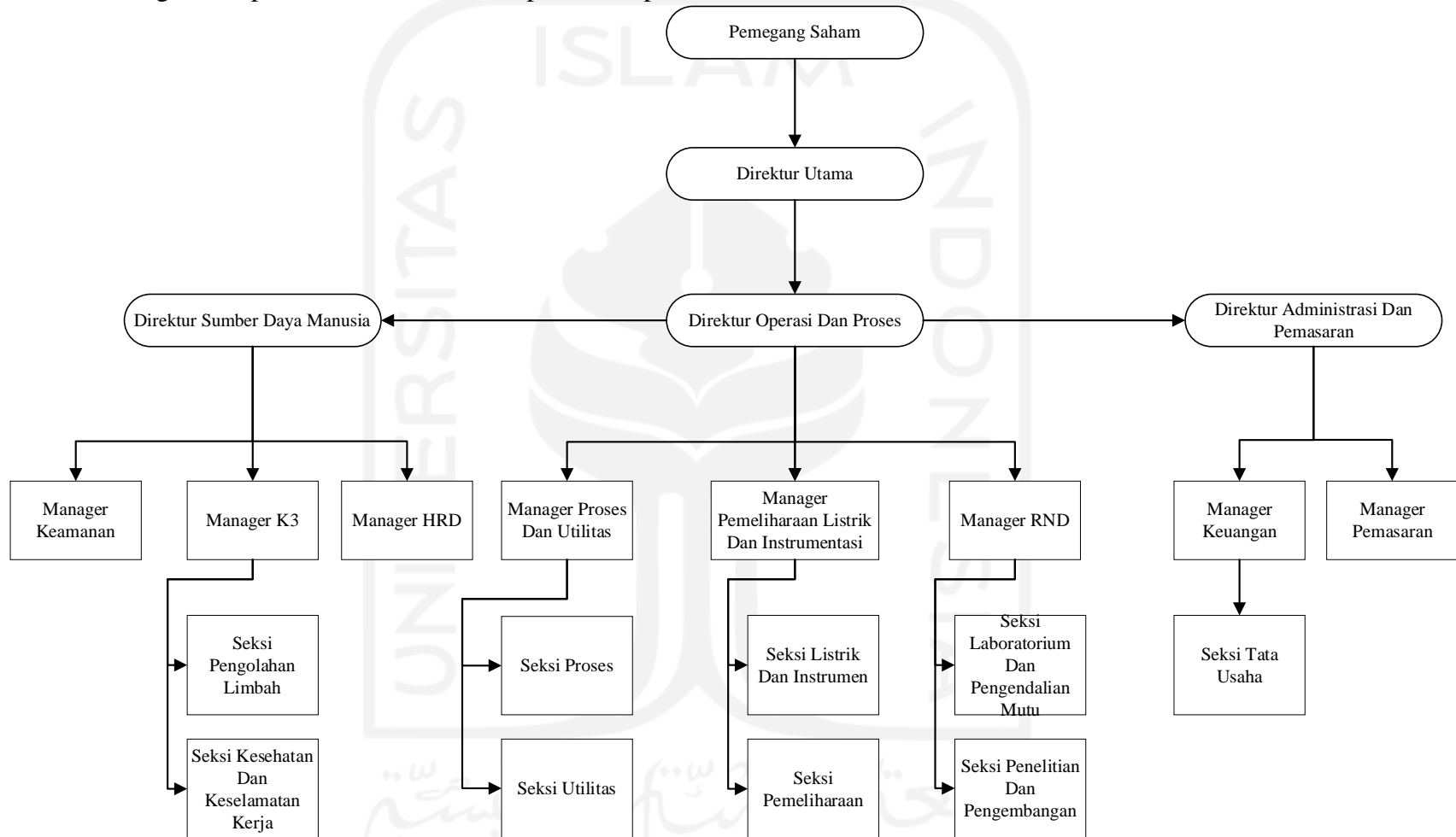
Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Salah satu sistem organisasi perusahaan yang dipilih adalah sistem garis dan staf atau "*line and staff organization*" pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kemudian ke kepala bagian/ kepala department, diteruskan ke karyawan-karyawan di bawahnya 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 memberi perintah, karena perintah dapat diberikan langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Meminimalisir penggunaan biaya, sebab pimpinan kegiatan hanya dipegang satu orang saja

Struktur organisasi pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada Gambar 4.4.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.1 Tugas dan Wewenang

a. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Biasanya anggota Dewan Komisaris adalah orang atau badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Anggota Dewan memiliki tanggung jawab kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) terhadap seluruh kegiatan yang dilakukan oleh perusahaan. Berikut adalah tugas dari Dewan Komisaris:

- a. Menunjuk dan membentuk jajaran direktur yang akan mengoperasikan perusahaan.
- b. Memutuskan tujuan dan kebijakan perusahaan berdasarkan rencana para pemegang saham.
- c. Melakukan pengontrolan kinerja pada jajaran direktur.
- d. Mengorganisasikan pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

b. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas direktur umum adalah sebagai berikut:

- a) Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
- b) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

- c) Mengkoordinasi kerja sama antara bagian operasi, Sumber daya manusia, dan administrasi

c. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur sumber daya manusia bertugas menjaga kualitas SDM dalam perusahaan melalui pelatihan kerja sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap karyawan

d. Direktur Operasi dan Proses

Direktur operasi dan proses dalam menjalankan tugasnya memiliki wewenang dalam merumuskan kebijaksanaan teknik dan operasi pabrik serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktur Operasi dan Proses membawahi :

- a) Manager Proses dan Utilitas, memiliki wewenang untuk :
 - a. Menjalankan proses.
 - b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi transportasi produk.
 - c. Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional dan utilitas.
- b) Manager Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi, memiliki wewenang untuk:
 - a. Mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan pabrik serta menjaga keselamatan kerja.
 - b. Melakukan perbaikan serta mendukung kelancaran operasi.
 - c. Melakukan pengecekan terhadap instrumentasi kelistrikan

c) Manager RND, memiliki wewenang untuk :

- a. Membuat program inovasi peningkatan mutu hasil produksi.
- b. Melakukan percobaan terhadap material proses yang sudah selesai produksi untuk bisa didistribusikan ke pasaran.

e. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur administrasi dan pemasaran dalam menjalankan tugasnya memiliki wewenang untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan terhadap keuangan perusahaan. Direktur Administrasi dan pemasaran membawahi :

a) Manager Keuangan, memiliki wewenang untuk :

- a. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku dan pemasukan hasil penjualan produk.
- b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
- c. Mengatur dan merencanakan anggaran belanja.

b) Manager Pemasaran, memiliki wewenang untuk :

- a. Menentukan daerah pemasaran
- b. Menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi
- c. Meningkatkan hubungan kerja sama dengan perusahaan lain.
- d. Bertanggung jawab atas kelancaran transportasi dan hasil produksi umum.

f. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala

Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

a) Seksi Proses

Bertanggungjawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

b) Seksi Utilitas

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

c) Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

d) Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

e) Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

f) Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

g) Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

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

h) Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

i) Seksi Tata Usaha

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

j) Seksi Personalia

Bertanggungjawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

k) Seksi Hubungan Masyarakat

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

l) Seksi Keamanan

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

4.4.2 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

a) Status Karyawan

Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui

b) Jumlah karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan.

a. Jumlah Karyawan *Non-shift*

Rincian jumlah karyawan *non-shift* dapat dilihat pada Tabel 4.3 – 4.4.

Tabel 4.3 Karyawan *Non-shift*

Jumlah Tenaga Kerja		
Karyawan Non Shift		Jumlah Karyawan
No./ Angka	Jabatan	
A.	Direktur Utama	1
1.	Sekretaris Direktur Utama	1
2.	Staff Direktur Utama	1
B.	Direktur	
1.	Direktur Operasi & Proses	1
2.	Staff Direktur Operasi & Proses	1
3.	Direktur Sumber Daya Manusia	1
4.	Staff Sumber Daya Manusia	1
5.	Direktur Administrasi dan Pemasaran	1
6.	Staff Administrasi dan Pemasaran	1
C.	Manager (Kepala Bagian)	
1.	Manager Keamanan	1
2.	Manager Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
3.	Manager <i>Human Resource and Development</i>	1
4.	Manager Proses dan Utilitas	1
5.	Manager Peneliharaan Listrik dan Instrumentasi	1
6.	Manager <i>Research and Development</i>	1
7.	Manager Keuangan	1
8.	Manager Pemasaran	1
D.	Karyawan	
1.	Karyawan Produksi	1
2.	Karyawan <i>Control Room</i>	1
3.	Karyawan Utilitas & Pengolahan limbah	2
4.	Karyawan Perawatan Pabrik	1
5.	Karyawan <i>Quality Control</i>	1
6.	Karyawan Instrumentasi Listrik	1
7.	Karyawan Penelitian Proses & Teknoogi	2
8.	Karyawan Laboratorium	1
9.	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1
10.	Karyawan Keuangan	1
11.	Karyawan Pembelian	1
12.	Karyawan Penjualan	1
13.	Karyawan Analisa Pasar	1
14.	Karyawan Perencanaan Pemasaran	1

Tabel 4.4 Karyawan *Non-shift* (lanjutan)

15.	Karyawan Pelayanan Umum	1
16.	Karyawan Humas	1
17.	Karyawan Transportasi	1
18.	Karyawan Gudang	1
19.	Karyawan Personalia	1
20.	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	1
21.	<i>Cleaning service</i>	3
E.	Medis	
1.	Dokter	2
2.	Suster	2
3.	<i>Driver</i>	5
Jumlah Total		51

b. Jumlah Karyawan *Shift*

Penentuan jumlah karyawan *shift* dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan rincian jumlah karyawan proses dapat dilihat pada Tabel 4.5 – 4.6.

Tabel 4.5 Kebutuhan Operator per Alat Proses

No	Alat	Jumlah (unit)	Jumlah (operator/unit/shift)	Jumlah (operator/shift)
Alat Proses				
1	Reaktor RATB	2	0.5	1
2	<i>Mixdrum</i>	1	0.3	0.3
3	<i>Centrifuge</i>	1	0.2	0.2
4	<i>Rotary Dryer</i>	1	0.5	0.5
5	Silo	3	0.1	0.3
6	Tangki	2	0.1	0.2
7	<i>Heat Exchanger</i>	5	0.1	0.5
8	<i>Conveyors</i>	7	0.2	1.4
9	Pompa	9	0.2	1.8
Total				6,2
Utilitas				
1	<i>Screening</i>	1	0,05	0,05
2	Pompa	20	0,2	4
3	Tangki	10	0,1	1
4	<i>Cooling Tower</i>	2	1	2
5	Deaerator	1	1	1

Tabel 4.6 Kebutuhan Operator per Alat Proses (lanjutan)

6	<i>Boiler</i>	1	1	1
7	HE	1	0,1	0,1
Total				9,15

Jumlah operator untuk peralatan proses = $16 \times 3 \text{ shift}$
 = 48 orang operator

4.4.3 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a) Pembagian Jam Kerja

Pabrik Antrakuinon ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 99 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.

Catatan hari kerja dan hari libur karyawan :

- a. Cuti tahunan karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun ini.
- b. Hari libur Nasional bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*)
- c. Kerja lembur (*Overtime*), kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

1) Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Karyawan *non-shift* meliputi 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 2 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari (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.

2) 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 cuti selama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* yang dapat dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Jadwal Kerja *Shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
<i>Shift 1</i>	06.30-14.30	10.30-11.30
<i>Shift 2</i>	14.30-22.30	18.30-19.30
<i>Shift 3</i>	22.30-06.30	02.30-03.30

Masing-masing *shift* dikepalai satu orang. Jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada Tabel 4.8 – 4.9.

Tabel 4.8 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

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

Tabel 4.9 Jadwal Kerja Karyawan *Shift* (lanjutan)

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	30	31
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan :

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

A,B,C, dan D : Regu kerja

I, II, III : *Shift* ke-

 : Libur

b) Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian besarnya gaji pada perusahaan ini didasarkan atas ketentuan jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan lingkungan yang berkaitan dengan risiko kerja. Pembagian gaji terbagi menjadi tiga jenis, yaitu :

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

b. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.

c. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.10 - 4.11.

Tabel 4.10 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/Bulan
1.	Direktur Utama	Rp. 50.000.000
2.	Sekretaris Direktur Utama	Rp. 30.000.000
3.	Staff Direktur Utama	Rp. 15.000.000
4.	Direktur Operasi & Proses	Rp. 20.000.000
5.	Staff Direktur Operasi & Proses	Rp. 12.000.000
6.	Direktur Sumber Daya Manusia	Rp. 20.000.000
7.	Staff Sumber Daya Manusia	Rp. 12.000.000
8.	Direktur Administrasi dan Pemasaran	Rp. 20.000.000
9.	Staff Administrasi dan Pemasaran	Rp. 12.000.000

Tabel 4. 11 Gaji Karyawan (lanjutan)

10.	Manager Keamanan	Rp. 18.000.000
11.	Manager Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp. 18.000.000
12.	Manager Human <i>Resource and Development</i>	Rp. 18.000.000
13.	Manager Proses dan Utilitas	Rp. 18.000.000
14.	Manager Peneliharaan Listrik dan Instrumentasi	Rp. 18.000.000
15.	Manager <i>Research and Development</i>	Rp. 18.000.000
16.	Manager Keuangan	Rp. 18.000.000
17.	Manager Pemasaran	Rp. 18.000.000
18.	Karyawan Produksi	Rp. 11.500.000
19.	Karyawan <i>Control Room</i>	Rp. 12.000.000
20.	Karyawan Utilitas & Pengolahan limbah	Rp. 10.000.000
21.	Karyawan Perawatan Pabrik	Rp. 10.000.000
22.	Karyawan <i>Quality Control</i>	Rp. 10.000.000
23.	Karyawan Instrumentasi Listrik	Rp. 10.000.000
24.	Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	Rp. 13.000.000
25.	Karyawan Laboratorium	Rp. 10.000.000
26.	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	Rp. 12.000.000
27.	Karyawan Keuangan	Rp. 8.000.000
28.	Karyawan Pembelian	Rp. 8.000.000
29.	Karyawan Penjualan	Rp. 8.000.000
30.	Karyawan Analisa Pasar	Rp. 8.000.000
31.	Karyawan Perencanaan Pemasaran	Rp. 8.000.000
32.	Karyawan Pelayanan Umum	Rp. 8.000.000
33.	Karyawan Humas	Rp. 8.000.000
34.	Karyawan Transportasi	Rp. 8.000.000
35.	Karyawan Gudang	Rp. 8.000.000
36.	Karyawan Personalia	Rp. 5.000.000
37.	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	Rp. 5.000.000
38.	<i>Cleaning service</i>	Rp. 3.000.000
39.	Dokter	Rp. 10.000.000
40.	Suster	Rp. 8.000.000
41.	<i>Driver</i>	Rp 4.500.000

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung berlangsungnya proses produksi dan sarana lain pada pabrik. Unit utilitas merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Unit utilitas pada pabrik antrakuinon dari ftalat anhidrida dan benzena dengan kapasitas 1000 ton/tahun ini terbagi atas beberapa unit sebagai berikut :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit steam (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
4. Unit penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit penyediaan dan pengolahan air bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Pada unit ini terjadi proses pengolahan air baku menjadi air bersih, karena air yang berasal dari alam masih banyak mengandung kotoran (*impurities*) yang dapat menyebabkan kerak (*fouling*). *Impurities* yang terkandung dalam air ini terdiri dari *suspended solid* yaitu *impurities* yang tidak terlarut dan diproses pada proses klarifikasi serta *dissolved solid* yaitu *impurities* yang terlarut dan diproses pada

proses demineralisasi. Oleh karena itu, perlu dilakukan pengolahan air baku baik secara fisik maupun kimia.

Air baku yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik antrakuinon ini berasal dari sungai Bengawan Solo. Beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

- a) Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b) Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahannya lebih murah dibandingkan dengan air laut yang pengolahannya lebih rumit dan biayanya lebih besar.

Secara umum, kebutuhan air pada pabrik antrakuinon ini digunakan untuk keperluan sebagai berikut :

- a. Air Domestik (*Domestic Water*)

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk keperluan domestik berupa perumahan, perkantoran, laboratorium, dan tempat ibadah. 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). Rincian kebutuhan air domestik pada pabrik antrakuinon meliputi:

- Kebutuhan Air Karyawan

Jumlah Karyawan = 99 orang

Kebutuhan air setiap karyawan = 100 kg/hari

Total kebutuhan air karyawan = 9.900 kg/hari

= 412,5 kg/jam

- Kebutuhan Air Perumahan

Jumlah rumah = 30 unit

Jumlah orang setiap rumah = 4 orang

Kebutuhan air setiap orang = 100 kg/hari

Total kebutuhan air perumahan = 12.000 kg/hari

= 500 kg/jam

Sehingga total kebutuhan air dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Karyawan	412
2	Perumahan Karyawan	500
Total		912

b. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Air yang digunakan untuk servis, biasanya digunakan untuk kebutuhan pelayanan terhadap penduduk yang tinggal di sekitar pabrik. *Service water* ini biasa digunakan untuk *supply* pada bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, serta fasilitas umum berupa kantin, musholla, dan taman. Rincian kebutuhan air untuk *service water* meliputi:

- Bengkel = 150 kg/hari

= 6,25 kg/jam

- Poliklinik = 300 kg/hari

= 12,50 kg/jam

- Laboratorium = 500 kg/hari

= 20,83 kg/jam

- Pemadam kebakaran = 1.500 kg/hari

= 62,50 kg/jam

- Kantin, musholla, dan taman = 2.500 kg/hari

= 104,17 kg/jam

Sehingga total kebutuhan air untuk penggunaan umum dapat dilihat pada Tabel

5.2.

Tabel 5.2 Kebutuhan *Service Water*

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Bengkel	6,25
2	Poliklinik	12,5
3	Laboratorium	20,8
4	Pemadam Kebakaran	62,5
5	Kantin, Musholla, taman	104
Total		206

c. Air Umpan *Boiler (Boiler Feed Water)*

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* yang digunakan untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Kebutuhan *steam* untuk peralatan pada pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada Tabel 5.3.

Tabel 5.3 Kebutuhan *Steam*

No	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	<i>Heater</i> (HE-01)	1,68
2	Reaktor (R-01)	2,77
3	<i>Heater</i> (HE-02)	83,1
4	<i>Heater</i> (HE-03)	61,6
5	<i>Heater</i> (HE-04)	1.709
6	<i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	29,5
Total		1.887

Direncanakan digunakan *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 180 \text{ }^\circ\text{C}$$

Perancangan dibuat *over design* 20%, sehingga kebutuhan air *steam* menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 1.887 \\ &= 2.265 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Blow down*

$$\begin{aligned} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 2.265 \\ &= 340 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Steam trap*

$$\begin{aligned} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 2.265 \\ &= 113 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah *make-up steam* adalah :

$$\begin{aligned} &= \text{Blow down} + \text{steam trap} \\ &= 340 + 113 \\ &= 453 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Kebutuhan air pendingin untuk peralatan pada pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Mixdrum (M-01)	2,89
2	Cooler (CL-01)	19,6
3	Reaktor (R-02)	1.186
4	Cooler (CL-02)	1.464
Total		2.672

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (Wc)} &= 20\% \times 2.672 \text{ kg/jam} \\ &= 3.207 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Jumlah air yang menguap (We)} & \\ &= 0,00085 \times Wc \times (T_{in} - T_{out}) \\ &= 0,00085 \times 3.207 \text{ kg/jam} \times (318 - 303) \text{ K} \\ &= 40,9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Drift loss (Wd)} & \\ &= 0,0002 \times Wc \\ &= 0,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$- \text{ Blowdown (Wb)}$$

$$Wb = \frac{We - (\text{cycle} - 1)Wd}{(\text{cycle} - 1)}$$

Cycle yang dipilih : 3 kali

$$Wb = \frac{40,9 - (3 - 1)0,64}{(3 - 1)}$$

$$Wb = 19,8 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah *make-up water* adalah :

$$Wm = We + Wd + Wb$$

$$= 40,9 + 0,64 + 19,8$$

$$= 61,3 \text{ kg/jam}$$

e. Air Proses (*Process Water*)

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area produksi. Kebutuhan air proses untuk peralatan pada pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada Tabel 5.5 sebagai berikut.

Tabel 5.5 Kebutuhan Air Proses

No	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Mixdrum (Mix-01)</i>	8,46
2	<i>Centrifuge (CF-01)</i>	2.486
	Total	2.494

Sehingga total kebutuhan air pada pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada

Tabel 5.6.

Tabel 5.6 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestic Water</i>	912
2	<i>Service Water</i>	206
3	Air Pendingin	61,3
4	<i>Air Umpan Boiler</i>	453
5	<i>Process Water</i>	2.495
	Total	34.128

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tujuan pengolahan air ini adalah untuk menghasilkan air yang dapat digunakan baik untuk menunjang proses produksi maupun kebutuhan-kebutuhan lainnya di seluruh area pabrik. Air baku dari Sungai Bengawan Solo harus diolah terlebih dahulu baik secara fisik maupun kimia agar dapat digunakan. Beberapa tahapan pengolahan air pada pabrik antrakuinon ini adalah sebagai berikut:

a. Penghisapan

Penghisapan merupakan tahap pertama dari pengolahan air. Penghisapan dilakukan dengan mengambil air sungai menggunakan pompa. Kemudian air akan dialirkan menuju penyaring (*screener*).

b. Penyaringan (*Screening*)

Screening merupakan proses pemisahan kotoran-kotoran berukuran besar seperti ranting, daun, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan kotoran-kotoran yang lebih kecil masih terikut dengan aliran air dan akan dipisahkan pada tahapan selanjutnya.

c. Pengendapan Awal (*Sedimentation*)

Setelah melewati proses penyaringan, air akan melalui proses sedimentasi, dimana proses ini merupakan proses pemisahan kotoran dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Pada proses ini, kotoran-kotoran kecil yang tidak tersaring pada proses penyaringan sebelumnya seperti lumpur dan pasir akan mengendap pada bagian bawah bak karena adanya gaya gravitasi.

d. Bak Penggumpal

Pada bak penggumpal terjadi proses koagulasi. Proses ini merupakan proses penggumpalan yang disebabkan karena adanya penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air sehingga menyebabkan partikel-partikel tersebut akan menjadi lebih stabil atau netral dan membentuk endapan. Pada pabrik antrakuinon ini digunakan koagulan jenis tawas atau aluminium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$).

e. Bak Pengendap I dan II

Air yang telah menggumpal dari proses sebelumnya akan mengalami proses flokulasi sehingga membentuk flok-flok. Flokulasi merupakan proses penggabungan flok-flok yang telah terbentuk pada proses koagulasi menjadi partikel yang lebih besar sehingga lebih mudah untuk mengendap. Pada proses flokulasi ini ditambahkan kapur yang berfungsi untuk menghilangkan kesadahan karbonat dalam air dan membuat suasana basa yang akan mempermudah penggumpalan. Selain itu ditambahkan juga *soda caustic* (NaOH) sebagai alkali untuk menjaga pH, sehingga pH pada outlet dijaga berkisar 6,5-7,5. Dengan begitu, proses flokulasi dapat berjalan lebih efektif.

f. *Sand Filter*

Setelah keluar dari bak koagulasi dan flokulasi, air kemudian dialirkan menuju *sand filter*. Di dalam *sand filter* ini, air akan mengalir dari bagian atas kebawah melalui suatu media filter (*spheres*) yang akan menyaring partikel pengotor seperti *suspended solid*. Hasil keluaran dari *sand filter* memiliki kandungan *suspended solid* kurang dari 1 ppm dan pH 6,5-7,5. Air yang telah mengalami filtrasi akan ditampung di tangki penampung air bersih atau penampung sementara.

g. Tangki Penampung Air Bersih (*filtered water storage tank*)

Air bersih dari *sand filter* atau *filtered water* kemudian ditampung di dalam tangki penampungan sementara. Air bersih ini akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut sehingga dapat digunakan sebagai air domestik (*domestic water*), air layanan umum (*service water*), air pendingin (*cooling water*), air umpan boiler (*boiler feed water*), dan air proses (*process water*).

h. Klorinasi

Agar dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran ataupun perumahan, air bersih harus melalui proses klorinasi. Proses ini merupakan proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya sehingga air layak dikonsumsi dan digunakan. Air yang telah mengalami proses klorinasi selanjutnya akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

i. *Cooling Tower*

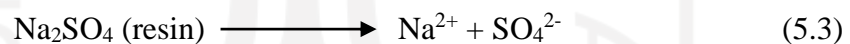
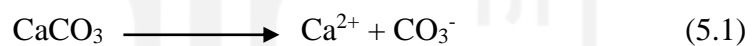
Cooling tower adalah alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses. Proses yang terjadi pada *cooling tower* adalah pengolahan air panas menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. *Initial water* ke *cooling tower* berasal dari *filtered water storage tank* dengan suhu sekitar 45°C yang dialirkan ke atas *cooling tower* melalui distributor. Air akan mengalami evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Untuk itu, dibutuhkan *make-up water* sebagai kompensasi terjadinya *evaporation loss*. *Make-up water* juga berasal dari *filtered water storage tank*. Air yang mengalami evaporasi di *cooling tower* akan sama jumlahnya dengan *flow make-up water* yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.

j. Demineralisasi

Air yang digunakan sebagai air proses dan air umpan *boiler* untuk produksi *steam water* tidak cukup hanya air bersih saja, tetapi juga harus air murni yang terbebas dari kandungan mineral-mineral terlarut. Sehingga perlu dilakukan proses demineralisasi. Proses ini merupakan proses menghilangkan ion-ion terkandung pada air bersih dengan jalan penukaran ion. Proses demineralisasi terjadi pada alat-alat sebagai berikut :

1. *Kation Exchanger*

Kation exchanger merupakan unit yang berisi pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

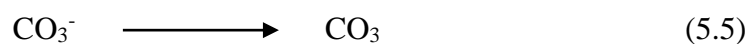


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



2. *Anion Exchanger*

Anion exchanger ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :





Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



3. Deaerator

Air proses dan air umpan *boiler* yang telah mengalami demineralisasi (*demin water*) pada *kation exchanger* dan *anion exchanger* akan mengalami proses deaerasi pada deaerator. Deaerasi adalah proses pembersihan air proses dan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2). *Demin water* dipompakan menuju deaerator kemudian diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi untuk mengikat oksigen (O_2) sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.:



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 : 214 kg/jam

Jenis : *fire tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* 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.

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

Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik antrakuinon ini berasal dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik tenaga mandiri yaitu sebuah generator. Generator ini berfungsi sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik utama dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba. Hal ini pasokan tenaga listrik dapat

berlangsung kontinyu. Adapun generator yang digunakan adalah jenis generator diesel dengan arus bolak balik dengan kapasitas 332,54 kW. Generator jenis ini dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikan dan diturunkan sesuai kebutuhan

Rincian kebutuhan listrik pada pabrik Antrakuinon ini adalah sebagai berikut:

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Kebutuhan listrik alat proses dapat dilihat pada Tabel 5.7.

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	10	7.457
	R-02	2	1.491
Mix-drum	M-01	3	2.237
<i>Centrifuge</i>	CF-01	6	4.474
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	40	29.828
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0,5	373
	SC-02	0,5	373
	SC-03	0,5	373
	SC-04	0,5	373
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	2,5	1.864
	BE-02	2,5	1.864
	BE-03	1,6	1.193
Pompa	P-01	0,05	37,3
	P-02	0,05	37,3
	P-03	0,05	37,3
	P-04	0,05	37,3

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Alat Proses (lanjutan)

	P-05	0,05	37,3
	P-06	0,05	37,3
	P-07	0,05	37,3
	P-08	0,13	93,2
	P-09	0,17	12
Total		70,24	52.379

Total kebutuhan listrik alat proses = 52.379 Watt

= 52,4 kW

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Kebutuhan listrik alat proses dapat dilihat pada Tabel 5.9.

Tabel 5.9 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	0,33	248
Kompressor	CPU-01	3,00	2.237
Pompa	PU-01	0,25	186
	PU-02	0,25	186
	PU-03	0,25	186
	PU-04	0,05	37,3
	PU-05	0,12	93,2
	PU-06	0,12	93,2
	PU-07	0,05	37,3
	PU-08	0,08	61,9
	PU-09	0,05	37,3
	PU-10	0,05	37,3
	PU-11	0,05	37,3
	PU-12	0,05	37,3
	PU-13	0,05	37,3
	PU-14	0,05	37,3
	PU-15	0,05	37,3
PU-16	0,05	37,3	
PU-17	0,05	37,3	

Tabel 5.10 Kebutuhan Listrik Utilitas (lanjutan)

	PU-18	0,05	37,3
	PU-19	0,05	37,3
	PU-20	0,05	37,3
	PU-21	0,33	249
	PU-22	0,33	249
Total		5,78	4.312

Total kebutuhan listrik alat utilitas = 4.312 Watt

= 4,31 kW

c. Kebutuhan listrik alat penunjang

Jumlah kebutuhan listrik alat penunjang dapat dilihat pada Tabel 5.11.

Tabel 5.11 Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
2	Laboratorium dan Bengkel	30
3	Instrumentasi	20
Total		165

Sehingga total kebutuhan listrik pada pabrik antrakuinon ini dapat dilihat pada

Tabel 5.12.

Tabel 5.12 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	52,4
	b. Utilitas	4,31
2	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	30
4	Instrumentasi	20
Total		222

Maka Kebutuhan listrik secara keseluruhan pada prarancangan pabrik Antrakuinon ini digunakan faktor keamanan sebesar 20% sehingga total kebutuhan tenaga listrik sebesar 266 kW.

5.4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)

Unit Penyediaan Udara tekan bertugas memenuhi kebutuhan udara tekan untuk menggerakkan instrumen-instrumen kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Udara tekan yang diperlukan diperkirakan sebesar 33,64 m³/jam yang didistribusikan pada tekanan 5,5 bar serta dalam kondisi bersih.

5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar bertugas menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah kebutuhan bahan bakar *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel/solar*. Kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* sebesar 15,11 l/jam dan bahan bakar untuk generator adalah sebesar 17,18 l/jam.

5.6. Unit Pengolahan Limbah

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

a. Limbah Gas

Limbah gas atau gas buang dari pabrik antrakuinon ini berasal dari proses kimia pada reaktor 1 (R-01). Gas buang tersebut mengandung HCl. Pengolahan limbah

gas buang dilakukan dengan mengalirkan gas HCl menggunakan *fan* menuju *wet scrubber* yang berfungsi untuk membersihkan kotoran yang terdapat pada gas HCl. Kemudian gas keluaran *wet scrubber* dialirkan menuju kondensor sehingga mengalami perubahan fasa menjadi *liquid*. HCl ini kemudian akan ditampung dalam tangki penyimpanan.

b. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari air proses, utilitas, dan sanitasi. Pengolahan limbah cair harus memperhatikan parameter air buang yang sesuai dengan peraturan pemerintah, (peraturan pemerintah no. 82 tahun 2001) yaitu :

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks 12 mg/l
- TSS : maks 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5-8,5

Pengolahan untuk masing-masing limbah tersebut adalah sebagai berikut:

1. Limbah Air Proses

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari keluaran *centrifuge* berupa C_6H_6 , $C_6H_4(CO)_2O$, $AlCl_3$, $AOCl$, $C_{12}H_9(CO)COOH$, H_2SO_4 , C_7H_8 , $C_2H_2(CO_2)O$, $C_6H_5CO_2H$, dan $C_6H_4(CO_2H)_2$ yang akan dimasukkan dalam unit pengolahan limbah. Limbah cair ini di treatment dengan cara penetralan pH dan *treatment* dengan lumpur aktif, aerasi.

2. Air Buangan Sanitasi

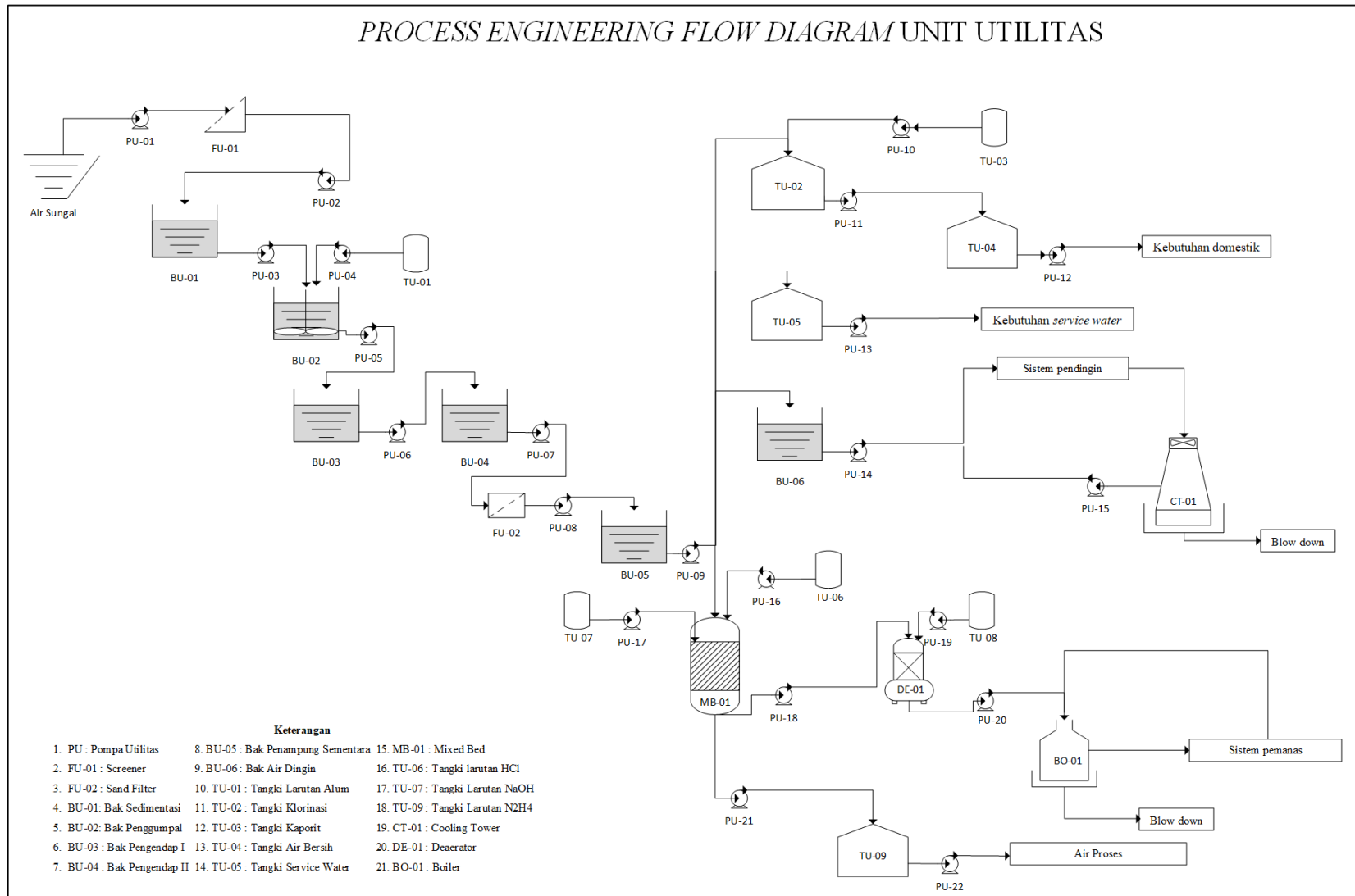
Air buangan sanitasi yang berasal dari perkantoran, perumahan, toilet, dan lain-lain. Pengolahan air buangan sanitasi ini tidak memerlukan penanganan khusus, yaitu dengan *treatment* pada unit stabilisasi menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin

3. Air utilitas

Air utilitas diolah melalui berapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia dan pengontrolan pH), dan *biological treatment*.

Diagram alir unit utilitas dapat dilihat pada Gambar 5.1.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM UNIT UTILITAS



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

BAB VI

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 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 atau tidak untuk didirikan. Beberapa faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi ini antara lain:

1. *Return in Investment (ROI)*

Return in investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

2. *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.

3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted cash flow merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali 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. *Break Even Point* (BEP)

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

5. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah 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).

Namun, ada beberapa hal yang perlu diperkirakan sebelum melakukan analisis terhadap kelima faktor diatas, seperti :

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

3. Pendapatan modal

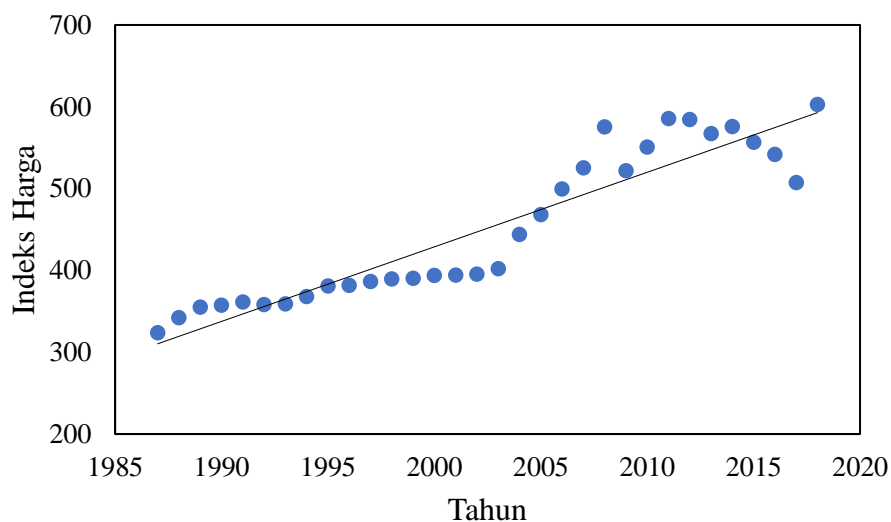
Perkiraan yang perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas, adalah sebagai berikut;

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variable per tahun (*variable cost annual*)
- c. Biaya mengambang (*regulated cost annual*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Setiap tahunnya harga alat akan selalu mengalami perubahan tergantung pada kondisi ekonomi yang pada tahun tersebut. Sehingga untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahunnya merupakan suatu hal yang sulit. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan mencari tahu terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Untuk mengetahui harga alat pada tahun pembelian alat yaitu tahun 2026, maka dicari indeks harga pada tahun tersebut. Indeks harga tahun 2026 dapat diperkirakan dengan data indeks dari tahun-tahun sebelumnya. Pada analisis ini digunakan data indeks harga dari tahun 1987 sampai tahun 2018 (sumber: chemengonline.com/pci), yang kemudian dicari dengan menggunakan persamaan regresi linier. Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6.1 Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data di atas maka didapatkan persamaan berikut :

$$y = 9,1129x - 17799 \quad (6.1)$$

Dimana :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan (6.1) didapat indeks harga pada tahun 2026 adalah 647,534. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (6.2)$$

Dimana :

Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = Indeks harga pada tahun x

Ny = Indeks harga pada tahun y

(Aries dan Newton, 1955).

Apabila terdapat suatu alat dengan kapasitas tertentu yang tidak ada spesifikasinya dalam referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan (6.3).

$$Eb = Ea \left[\frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6} \quad (6.3)$$

Dimana :

Eb : Harga alat b

Ea : Harga alat a

Cb : Kapasitas alat b

Ca : Kapasitas alat a

(Peters et al.,2001).

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter and Timmerhaus, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 3th edition.*

Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.

Daftar harga alat proses dapat dilihat pada Tabel 6.1, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.2-6.3.

Tabel 6.1 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2026	2014	2026
Tangki Benzena	T-01	1	576	666	\$ 191.600	\$ 221.420
Tangki Asam Sulfat	T-02	1	576	666	\$ 588.200	\$ 679.745
Silo <i>Phthalic Anhydride</i>	S-01	1	576	666	\$ 3.300	\$ 3.814
Silo Aluminium klorida	S-02	1	576	666	\$ 4.700	\$ 5.431
Silo Antrakuinon	S-03	1	576	666	\$ 3.900	\$ 4.507
Reaktor	R-01	1	576	666	\$ 51.700	\$ 59.746
Reaktor	R-02	1	576	666	\$ 61.700	\$ 71.303
Mix-drum	M-01	1	576	666	\$ 7.800	\$ 9.014
<i>Centrifuge</i>	CF-01	1	576	666	\$ 61.100	\$ 70.609
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	1	576	666	\$ 14.200	\$ 16.410
<i>Screw Conveyor</i>	(SC-01) – (SC-04)	4	576	666	\$ 3.800	\$ 17.566
<i>Bucket Elevator</i>	(BE-01) – (BE-03)	3	576	666	\$ 10.800	\$ 37.443
<i>Heater 1</i>	(HE-01)	1	576	666	\$ 600	\$ 693
<i>Heater 2</i>	(HE-02)	1	576	666	\$ 600	\$ 693
<i>Heater 3</i>	(HE-03)	1	576	666	\$ 2.600	\$ 3.005
<i>Heater 4</i>	(HE-04)	1	576	666	\$ 52.300	\$ 60.440
<i>Cooler 1</i>	(CL-01)	1	576	666	\$ 2.500	\$ 2.889
<i>Cooler 2</i>	(CL-02)	1	576	666	\$ 41.300	\$ 47.728
Pompa	(P-01) - (P-09)	18	576	666	\$ 15.300	\$ 18.262
Total		40				\$1.572.303

Tabel 6.2 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2026	2014	2026
Screening	FU-01	1	576	666	\$ 29.600	\$ 34.207
Reservoir	BU-01	1	576	666	\$ 17.900	\$ 20.686

Tabel 6.3 Harga alat utilitas (lanjutan)

Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	576	666	\$ 8.100	\$ 9.361
Bak Pengendap I	BU-03	1	576	666	\$ 17.900	\$ 20.686
Bak Pengendap II	BU-04	1	576	666	\$ 17.900	\$ 20.686
Sand Filter	FU-02	1	576	666	\$ 32.400	\$ 37.443
Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	576	666	\$ 8.100	\$ 9.361
Bak Air Pendingin	BU-06	1	576	666	\$ 800	\$ 925
Cooling Tower	CT-01	1	576	666	\$ 224.200	\$ 259.093
Blower Cooling Tower	BL-01	1	576	666	\$ 300	\$ 347
Deaerator	DE-01	1	576	666	\$ 11.082	\$ 12.807
Boiler	BO-01	1	576	666	\$ 217.400	\$ 251.235
Tangki Alum	TU-01	1	576	666	\$ 30.900	\$ 35.709
Tangki Klorinasi	TU-02	1	576	666	\$ 10.700	\$ 12.365
Tangki Kaporit	TU-03	1	576	666	\$ 30.900	\$ 35.709
Tangki Air Bersih	TU-04	1	576	666	\$ 43.400	\$ 50.155
Tangki <i>Service Water</i>	TU-05	1	576	666	\$ 20.900	\$ 24.153
<i>Mixed Bed</i>	TU-06	1	576	666	\$ 1.500	\$ 1.733
Tangki NaCl	TU-07	1	576	666	\$ 2.700	\$ 3.120
Tangki Air Demin	TU-08	1	576	666	\$ 11.900	\$ 13.752
Tangki N2H4	TU-09	1	576	666	\$ 2.500	\$ 2.889
Pompa 1	PU-01	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 2	PU-02	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 3	PU-03	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 4	PU-04	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 5	PU-05	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 6	PU-06	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 7	PU-07	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 8	PU-08	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 9	PU-09	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 10	PU-10	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 11	PU-11	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 12	PU-12	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 13	PU-13	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085

Tabel 6.4 Harga alat utilitas (lanjutan)

Pompa 14	PU-14	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 15	PU-15	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 16	PU-16	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 17	PU-17	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 18	PU-18	2	576	666	\$ 2.200	\$ 5.085
Pompa 19	PU-19	2	576	666	\$ 3.400	\$ 7.858
Pompa 20	PU-20	2	576	666	\$ 5.600	\$ 12.943
Pompa 21	PU-21	2	576	666	\$ 5.100	\$ 11.787
Pompa 22	PU-22	2	576	666	\$ 5.100	\$ 11.787
Tangki Bahan Bakar <i>Boiler</i>	TU-10	1	576	666	\$ 3.300	\$ 3.814
Tangki bahan bakar generator	TU-11	1	576	666	\$ 13.800	\$ 15.948
Kompresor	KU-01	2	576	666	\$ 5.500	\$ 12.712
Total		69				\$ 1.041.438

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi pabrik Antrakuinon ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 1000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Tahun pabrik didirikan : 2026
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 14.841
5. Umur alat : 10 tahun

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters dan Timmerhaus, 2004). *Capital investment* meliputi :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik antrakuinon ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, *fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel 6.5 - 6.7.

Tabel 6.5 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	38.790.524.225	2.613.741
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	9.697.631.056	653.435
3	Instalasi cost	6.079.471.765	409.640
4	Pemipaan	8.995.626.072	606.133
5	Instrumentasi	9.649.572.208	650.197
6	Insulasi	1.446.921.055	97.495
7	Listrik	3.879.052.422	261.374
8	Bangunan	9.857.280.000	664.192
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	22.888.800.000	1.524.268
Physical Plant Cost (PPC)		111.284.878.804	7.498.476

Tabel 6.6 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	22.256.975.761	1.499.695
2	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	133.541.854.564	8.998.170
Total (DPC + PPC)		155.798.830.325	10.497.866

Tabel 6.7 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Total DPC	133.541.854.564	8.998.170
2	Kontraktor	4.006.255.637	269.945
3	Biaya tak terduga	13.354.185.456	899.817
Fixed Capital Investment (FCI)		150.902.295.658	10.167.933

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah modal yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional pabrik selama waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus,2004). *Working capital investment* dapat dilihat pada Tabel 6.8.

Tabel 6.8 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	9.732.653.881	655.795
2	<i>In Process Inventory</i>	7.343.071.784	494.783
3	<i>Product Inventory</i>	14.686.143.568	989.566
4	<i>Extended Credit</i>	22.936.090.909	1.545.455
5	<i>Available Cash</i>	14.686.143.568	989.566
Working Capital (WC)		69.384.103.710	4.675.164

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk. *Manufacturing cost* berdasarkan Aries dan Newton terdiri dari :

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dengan operasional pabrik. *Direct manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 6.9.

Tabel 6. 9 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw material</i>	107.059.192.694	7.213.745
2	<i>Labor</i>	7.272.000.000	489.993
3	<i>Supervision</i>	727.200.000	48.999
4	<i>Maintenance</i>	3.018.045.913	203.358
5	<i>Plant supplies</i>	452.706.887	30.503
6	<i>Royalty and patents</i>	2.522.970.000	170.000
7	<i>Utilities</i>	2.809.315.317	189.294
Direct manufacturing cost (DMC)		123.861.430.810	8.345.895

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost merupakan biaya pengeluaran yang tidak langsung berhubungan dengan operasional pabrik. *Indirect manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 6.10

Tabel 6. 10 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll overhead</i>	1.090.800.000	73.499
2	<i>Laboratory</i>	727.200.000	48.999
3	<i>Plant overhead</i>	3.636.000.000	244.997
4	<i>Packaging and shipping</i>	12.614.850.000	850.000
Indirect manufacturing cost (IMC)		18.068.850.000	1.217.495

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan dengan *initial fixed capital investment*. Biaya ini selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Sehingga biaya ini bersifat tetap dan selalu sama, tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. *Fixed manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 6.11.

Tabel 6. 11 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	15.090.299.566	1.106.793
2	<i>Property taxes</i>	3.018.045.913	203.359
3	<i>Insurance</i>	1.509.022.957	101.679
Fixed manufacturing cost (FMC)		19.617.298.435	1.321.831

Sehingga didapatkan total *manufacturing cost* yang dapat dilihat pada Tabel 6.12.

Tabel 6.12 *Total Manufacturing Cost*

No	Type of expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct manufacturing cost (DMC)</i>	123.861.430.810	8.345.895
2	<i>Indirect manufacturing cost (IMC)</i>	18.068.850.000	1.217.495
3	<i>Fixed manufacturing cost (FMC)</i>	19.617.298.435	1.321.831
Manufacturing cost (MC)		161.547.579.246	10.885.222

6.3.3 General Expense

General expense merupakan biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*. *General expense* dapat dilihat pada Tabel 6.13.

Tabel 6.13 *General expense*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	3.2230.951.585	217.704
2	Sales expense	32.309.515.849	2.177.044
3	Research	12.923.806.340	870.818
4	Finance	4.405.727.987	296.862
General expense (GE)		52.870.001.761	3.562.429

Tabel 6.14 *Total production cost*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing cost (MC)	161.547.579.245	10.885.221
2	General expense (GE)	52.870.001.761	3.562.428
Total production cost (TPC)		214.417.581.007	14.447.650

6.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp 252.297.000.000

Total biaya produksi : Rp 214.412.581.007

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp 37.879.418.993

b. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 25% x Rp 36.080.748.529
: Rp 9.469.854.748

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp 28.409.564.245

6.5 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisis atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

6.5.1 Return on investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11% (Aries dan Newton, 1955). Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan 6.4:

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fix Capital}} \times 100\% \quad (6.4)$$

1. ROI Sebelum Pajak (ROIb)

$$ROIb = \frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fix Capital}} \times 100\% \quad (6.5)$$

$$ROIb = \frac{\text{Rp } 37.879.418.993}{\text{Rp } 150.902.295.657} \times 100\% = 25,10\%$$

2. ROI Setelah Pajak (ROIa)

$$ROIa = \frac{\text{keuntungan setelah pajak}}{\text{Fix Capital}} \times 100\% \quad (6.6)$$

$$ROIa = \frac{\text{Rp } 28.409.564.245}{\text{Rp } 150.902.295.657} \times 100\% = 18,83\%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimal adalah 5 tahun (Aries dan Newton, 1955). Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan 6.7:

$$POT = \frac{\text{Fix capital Investment}}{(\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi})} \quad (6.7)$$

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

$$POTb = \frac{\text{Fix capital Investment}}{(\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi})} \quad (6.8)$$

$$POTb = \frac{Rp\ 150.902.295.657}{(Rp\ 37.879.418.993 + Rp\ 15.090.299.566)} = 2,8 \text{ tahun}$$

2. POT Setelah Pajak (POTb)

$$POTb = \frac{\text{Fix capital Investment}}{(\text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depresiasi})} \quad (6.9)$$

$$POTb = \frac{Rp\ 150.902.295.657}{(Rp\ 28.409.564.245 + Rp\ 15.090.299.566)} = 3,5 \text{ tahun}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya 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 mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi dibawah BEP. Persamaan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.10)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada Produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6.15 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	15.090.299.565	1.016.793
2.	<i>Property Taxes</i>	3.018.045.913	203.359
3.	<i>Insurance</i>	1.509.022.957	101.679
Total Fixed Manufacturing Cost		19.617.298.435	1.321.831

Tabel 6.16 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	Gaji Karyawan	7.272.000.000	489.994
2.	<i>Payroll Overhead</i>	1.090.800.000	73.499
3.	<i>Supervision</i>	727.200.000	48.999
4.	<i>Plant Overhead</i>	3.636.000.000	244.997
5.	Laboratorium	727.200.000	48.999
6.	<i>General Expense</i>	52.870.001.761	3.562.429
7.	<i>Maintenance</i>	3.018.045.913	203.359
8.	<i>Plant Supplies</i>	452.706.887	30.504
Total Regulated Cost		69.793.954.561	4.702.780

Tabel 6.17 *Annual Variable Value (Va)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	107.059.192.694	7.213.745
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	12.614.850.000	850.000
3.	<i>Utilities</i>	2.811.012.710	189.408
4.	<i>Royalty & Patent</i>	2.522.970.000	170.000
Total Variable Cost		125.008.025.404	8.423.154

Tabel 6.18 *Annual Sales Value (Sa)*

No.	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Value</i>	252.297.000.000	17.000.000
Annual Sales Value (Sa)		252.297.000.000	17.000.000

Dengan menggunakan data yang terdapat pada Tabel 6.15-6.18, maka diperoleh nilai BEP sebesar:

$$BEP = \frac{(19.617.298.435 + 0,3 \times 69.793.954.561)}{(252.297.000.000 - 125.008.025.404 - 0,7 \times 69.793.954.561)} \times 100\%$$

$$BEP = 51,71 \%$$

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah tingkat produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3 \times Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.11)$$

Dimana :

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada Produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Dengan menggunakan data yang terdapat pada Tabel 6.14-616, maka diperoleh nilai SDP sebesar:

$$SDP = \frac{(0,3 \times 69.793.954.561)}{(252.297.000.000 - 125.006.328.010 - 0,7 \times 69.793.954.561)} \times 100\%$$
$$SDP = 26,69\%$$

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow of return merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (6.12)$$

Dimana:

FC = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

C = *cash flow* = *profit after taxes* + depresiasi + *finance*

n = umur pabrik = 10 tahun

i = nilai DCFR

sebagai perhitungan digunakan data:

FC = Rp 150.902.295.566

WC = Rp 69.384.103.710

SV = Rp 15.090.2229.566

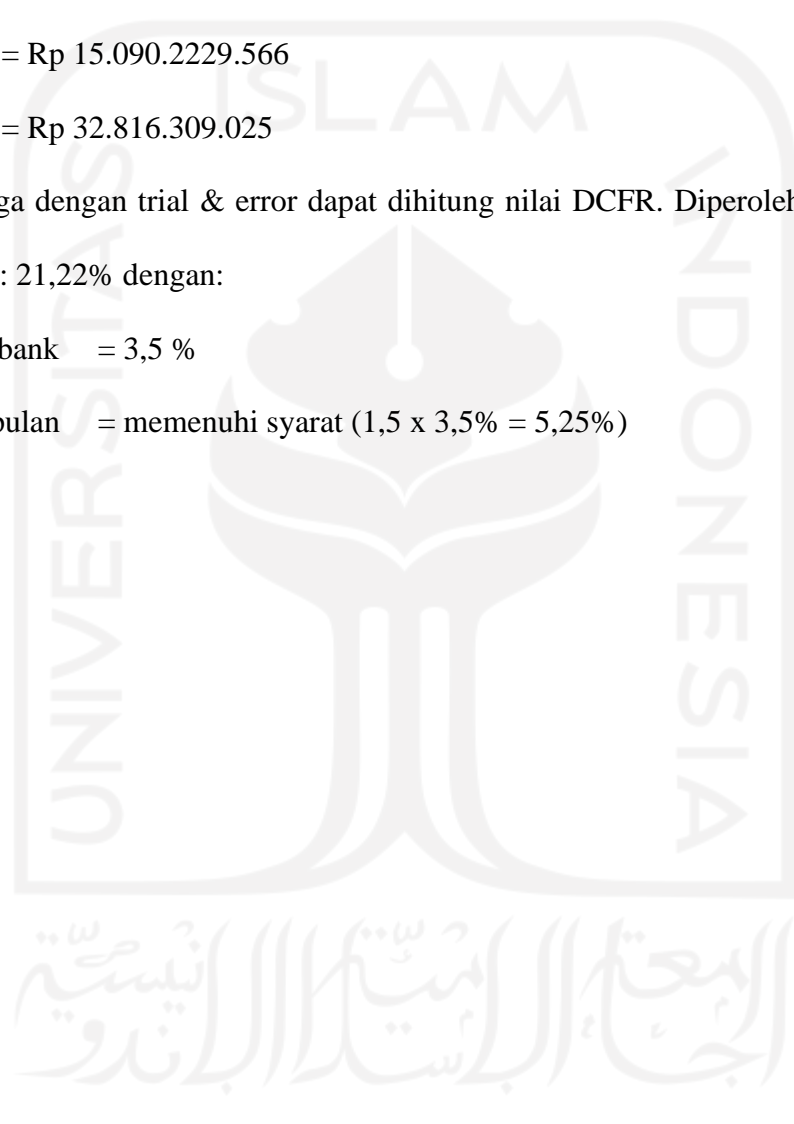
C = Rp 32.816.309.025

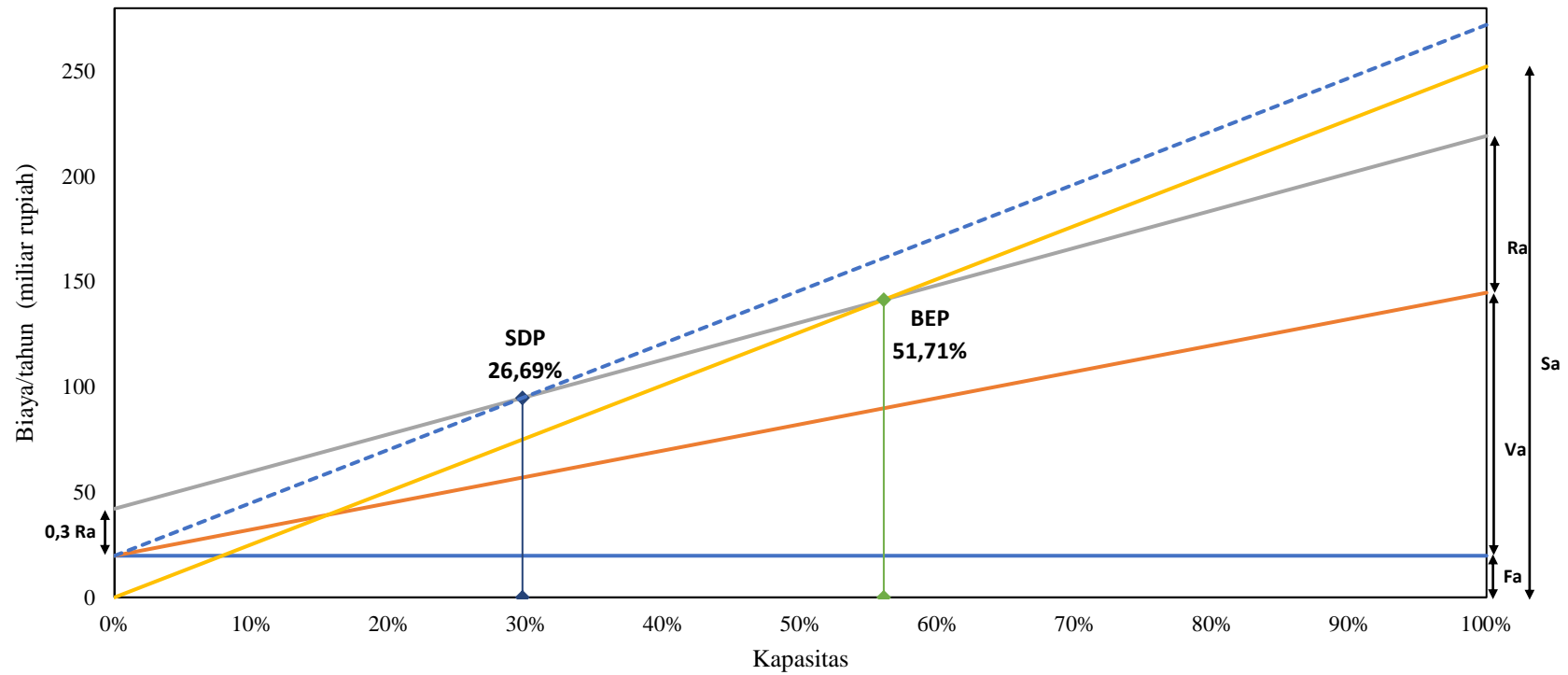
Sehingga dengan trial & error dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR

sebesar: 21,22% dengan:

Bunga bank = 3,5 %

Kesimpulan = memenuhi syarat ($1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$)





— Garis Fa — Garis Va — Garis Ra — Garis Sa ◆—◆ Garis BEP ◆—◆ Garis SDP — Garis bantu

Gambar 6.2 Grafik analisis ekonomi

6.6 Risiko Pabrik

Tabel 6.19 Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu : 130 °C	✓	
		Tekanan : 1 atm	✓	
Bahan baku yang digunakan				
2	Pthalic Anhydride	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : lower 1,70 % (1)	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar (1)	✓	
		Stabilitas : Stabil	✓	
	Benzena	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : lower 1,4% (1)	✓	
		<i>Flammability</i> : mudah terbakar (3)		✓
		Stabilitas : Stabil	✓	
	AlCl ₃	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : tidak mudah meledak (0)	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar (0)	✓	
		Stabilitas : stabil	✓	
Sifat produk yang dihasilkan				
3.	Antrakuinon C ₁₄ H ₈ O ₂	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : Tidak mudah meledak (0)	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar (1)	✓	
		Stabilitas : stabil	✓	
4.	Regulasi Pemerintah	Kebijakan Pemerintah dalam bidang investasi, Pemerintah masih membuka kesempatan investasi bagi industry Antrakuinon di Indonesia. Hal ini terlihat dalam Daftar Negatif Investasi (DNI) yang tertuang dalam Keppres No.54 tahun 1993 , bahwa Antrakuinon tidak termasuk dalam	✓	

		bidang usaha yang tertutup mutlak bagi penanam modal, sehingga masih terbuka peluang investasi untuk PMDN maupun PMA		
		Berdasarkan Peraturan Badan Pengawas Obat dan Makanan Nomor 23 tahun 2019 tentang persyaratan yeknis bahan kosmetika bahwasannya antrakuinon merupakan bahan yang dapat digunakan dalam kosmetik dengan penggunaan maksimal 0,3%	✓	
5	Keberadaan Pabrik	Belum terdapat pabrik Antrakuinon di Indonesia. Sementara di luar negeri hanya terdapat 3 pabrik yang memproduksi Antrakuinon, yaitu : 1. Tangshan Zhouhang technology development co.,LTD 2. Haihang Industry Co, Ltd , China 3. EMCO dyestuff PVT.LTD, India		✓

Melihat parameter pada Tabel 6.19, maka pabrik Antrakuinon dikategorikan sebagai pabrik dengan risiko rendah (*low risk*).

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari perancangan pabrik antrakuinon ini adalah sebagai berikut:

1. Pabrik antrakuinon ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, maupun ketergantungan terhadap impor, membantu meningkatkan perekonomian negara, mendorong berdirinya industri hilir yang menggunakan bahan baku anthraquinone dalam menyediakan lapangan pekerjaan
2. Prarancangan pabrik Antrakuinon dari ftalat anhidrida dan benzena dengan kapasitas 1000 ton/yahun ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
3. Pabrik akan dijalankan dengan prinsip proses *Friedel Crafts* dikarenakan memiliki konversi reaksi yang lebih tinggi dibandingkan dengan proses lain, Langkah yang dilakukan sederhana sehingga alat yang digunakan juga mudah didapatkan. Bahan baku pembuatan Antrakuinon berupa Ftalat anhidrida berasal dari PT Pertowidada Gresik yang berada di Gresik, Jawa Timur, serta benzena berasal dari PT Petrochemical Indonesia yang berada di Tuban Jawa timur.
4. Pabrik Antrakuinon ini akan didirikan pada tahun 2026 di kecamatan Bungah, kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air, akses transportasi dan ketersediaan tenaga kerja yang terampil.
5. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, diperoleh bahwa :

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan
Keuntungan		
a. Keuntungan sebelum pajak	Rp 37.879.418.993	Pajak 25%
b. Keuntungan setelah pajak	Rp 28.409.564.245	
Return on Investment (ROI)		
a. ROI sebelum pajak	25,10 %	Minimal 11 % untuk kategori risiko rendah
b. ROI setelah pajak	18,83 %	
Pay Out Time (POT)		
a. POT sebelum pajak	2,8 tahun	Maksimal 5 tahun untuk kategori risiko rendah
b. POT setelah pajak	3,5 tahun	
Break Even Point (BEP)	51,71%	40-60%
Shut Down Point (SDP)	26,69%	20-30%
Discounted Cash Flow Return (DCFR)	21,22%	>1,5 bunga bank = minimum 5,25%

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik antrakuinon dari Ftalat anhidrida dan benzena dengan kapasitas 1000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Berglin, T., & Schömlöml;n, N. H. (1981). Kinetic and Mass Transfer Aspects of the Hydrogenation Stage of the Antrakuinon Process for Hydrogen Peroxide Production. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 20(4), 615–621. <https://doi.org/10.1021/i200015a005>
- BPOM. (2019). Peraturan Badan Pengawas Obat dan Makanan Nomor 23 Tahun 2019 Tentang Persyaratan Teknis Bahan Kosmetik. *Bpom Ri*, 2010, 1–16.
- Brown, G G (1977). Unit Operarions. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc. New York
- C. A. Thomas, Anhydrous Aluminum Chloride in Organic Chemistry, Reinhold Publishing Corp., New York, 1941, p. 511.
- Cárdenas López, A. C. (2012). No Title طرق تدريس اللغة العربية. *Экономика Региона*, 10(9), 32. <https://dspace.ups.edu.ec/bitstream/123456789/5224/1/UPS-QT03885.pdf>
- Chloride, A. A. (2000). Anhydrous aluminium chloride. *European Chemical News*, 72(1902), 22. <https://doi.org/10.1002/9783527809080.cataz00898>
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Pergamon Press, Oxford.
- Dougherty, G. (1929). *A of of*. 51(1874), 310–315.
- Encyclopedia, K., & Technology, C. (1969).0471238961.0114200803150618.a01. 1–13.
- Enggiwanto, S., Nazrun, Wulan, S., & Mahardika, R. G. (2019). Analisis Antrakuinon Ekstrak Aseton Daun Pucuk Idat (*Cratoxylum Glaucum*). *Journal UBB*, 1, 1–4.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, Industrial Chemical, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Geankoplis, C. J., and Richardson, J. F., 1989, Transport Process and Unit Operation, Pergamon Press, Singapore.
- Groggins, P. H. (1931). Aluminum Chloride and the Friedel-Crafts Reaction. *Industrial and Engineering Chemistry*, 23(2), 152–160. <https://doi.org/10.1021/ie50254a013>
- Gupta, R. K., Thakuri, G. M. S., Bajracharya, G. B., & Jha, R. N. (2021). Synthesis of antioxidative antrakuinons as potential anticancer agents. *Bibechana*, 18(2), 143–153. <https://doi.org/10.3126/bibechana.v18i2.31234>
- J. Auer, *Angew. Chem., Int. ed.* 5, 211 (1966) 6, 16 (1967).

- K. Venkataraman, *The Chemistry of Synthetic Dyes*, Vol. 3, Academic Press, New York, 1970, 66–67
- Kern, D.Q., 1965, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Company Inc., New York
- Kirk, R. E and Othmer, D. F., 1951, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Interscience Encyclopedia, Inc., New York.
- Koblitz, H. (1988). Antrakuinons. *Phytochemicals in Plant Cell Cultures*, 113–139. doi:10.1016/b978-0-12-715005-5.50014-5
- Kosim, M. E., Prambudi, D., & Siskayanti, R. (2021). Analisis Efisiensi Penukar Ion Sistem Demineralisasi Pada Pengolahan Air di Proses Produksi Electroplating. *Prosiding Semnastek*, \.
- Lab, S. (2021). *Revision : 02 Date : November 3 rd , 2021*. 1–9.
- Lingkungan, P. T., Puspipetek, K., Setu, K., & Selatan, T. (2021). *Industri Pulp & Paper Yang Berkelanjutan ; Review Alternative Bleaching Processes for a Sustainable Pulp & Paper Industry ; 14(2)*.
- Matche, 2022. Equipment cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 1 Juli 2022 pukul 20.30 WIB
- McCabe, W L. Smith, J C. Harriot, P (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill. New York
- National Center for Biotechnology Information. "PubChem Compound Summary for CID 6780, Antrakuinon" *PubChem*, <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Antrakuinon>. Accessed 3 January, 2022.
- Organic chemistry. (1999). *Choice Reviews Online*, 36(09), 36-5099-36–5099. <https://doi.org/10.5860/choice.36-5099>
- PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA PROSES AUTOOKSIDASI 2-ETHYL ANTRAKUINON KAPASITAS 40 . 000 TON PER TAHUN Nur Hidayati NIM : I 1502024 FAKULTAS TEKNIK.** (2005).
- Perry, R.H. and Green, D.W., 2008, *Perry's Chemical Engineers Hand Book*, 8 ed., Mc.Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Ramadan, A., Khoudari, K., & Mashhoud, J. (2019). Synthesis of Some Antrakuinon Derivatives. *International Journal of Academic Scientific Research*, 7(4), 12–27. www.ijasrjournal.orgwww.ijasrjournal.org
- Roth, C., & Co, G. (2019). *SECTION 1 : Identification of the substance / mixture and of the company / Identified uses : Details of the supplier of the safety data sheet SECTION 2 : Hazards identification.* 2006(0), 1–15. <https://www.carlroth.com/medias/SDB-7312-GB-EN.pdf?context=bWFzdGVyfHNlY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wzMDQ>

yMDF8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy
9oMGMvaDk0Lzg5NTA4MzYyOTc3NTgucGRmfDBjZGFiNGIyM2MwY
zg3ZDI2NTQ0NzVIMGY4MWMxNzdjM2FjM2E5MWVhZTFjYzRiNmM
2MDkz

- ScienceLab.com. (2013). *Material Safety Data Sheet: Phthalic anhydride*. 4, 1–6.
<http://www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9926546>
- SMARTLAB. (2014). Lembar Data Keselamatan Bahan. *Phase Equilibria in Binary Halides, 1907*, 316–328.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M., 1997, *Intrduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6ed, McGraw-Hill, Int. ed., New York.
- Thermo Fisher Scientific. (2012). Safety Data Sheet . تم سلا تانايب ترشن .
Safety Data Sheet. *Material Safety Data Sheet*, 4(2)(1), 8–10.
https://us.vwr.com/assetsvc/asset/en_US/id/16490607/contents
- Thermo Fisher Scientific. (2012). Safety Data Sheet . تم سلا تانايب ترشن .
Safety Data Sheet. *Material Safety Data Sheet*, 4(2)(1), 8–10.
https://us.vwr.com/assetsvc/asset/en_US/id/16490607/contents
- Timerhaus, K D (2003). *Plant Design and Economics for Cheimcal Engineers fifth Editions*. McGraw-Hill. Colorado
- Treybal (1981). *Mass – Transfer Operations*. McGraw-Hill. Singapore
- U.S. Pat. 1,890,940 (Dec. 6, 1932), A. Luttringhaus, W. Eicholz, G. Boehner, and W. Schneider (to General Aniline Works).
- Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, New York.
- Ulrich, S. e al. (2005). *Phthalic anhydride CAS: 85-44-9*. 1–213.
- Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed, Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.
- Yaws, Carl L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.



LAMPIRAN - LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

Reaktor-01

- Fungsi : Mereaksikan Ftalat anhidrida, Aluminium Klorida, dan Benzena menjadi o-benzoil benzoic acid
- Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*)
- Fase : Cair-Padat
- Bahan : *Stainless steel* SA-167 tipe 309 A
- Konversi : 96%
- Kondisi Operasi : Suhu = 60°C
Tekanan = 1 atm
- Tujuan Perancangan : A. Menentukan Jenis Reaktor
B. Menghitung Neraca Massa
C. Perancangan Reaktor

A. Menentukan Jenis Reaktor

Tipe Perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head (torispherical)*.

1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

- Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi
- Reaksi pada fase cair dan padat
- Harga alat relatif lebih murah
- Konstruksi lebih sederhana

2. Dasar Pemilihan Bahan Konstruksi

- Memiliki struktur yang kuat

- Tahan terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibandingkan jenis *stainless steel* yang lain

B. Neraca Massa

Tabel A.1 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₆	0	38,204	0	0	1,528
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	72,441	0	0	0	2,898
AlCl ₃	0	0	195,850	0	133,178
C ₁₂ H ₉ (CO)COOAlCl ₂	0	0	0	0	151,750
HCl	0	0	0	17,141	0
C ₇ H ₈	0	0,386	0	0	0,386
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0	0	0,039
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0	0	0,036
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0	0	0,073
Total	72,588	38,590	195,850	17,141	289,887
		307,028		307,028	

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



C. Perancangan Reaktor

1. Menghitung Densitas Cairan

Tabel A.2 Densitas Komponen Reaktor-01

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	wi/pi (kg/jam)
C ₆ H ₆	38,204	350,048	0,109	4,E-04
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	72,441	2.400,000	0,030	1,E-04
AlCl ₃	195,850	1.671,764	0,117	4,E-04
C ₁₂ H ₉ (CO)COOAlCl ₂	0	0	0	0,E+00
HCl	0	436,539	0	0,E+00
H ₂ O	0,386	355,763	0,001	4,E-06
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	1.590,000	0,000	8,E-08
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	1.270,000	0,000	9,E-08
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	1.593,000	0,000	1,E-07
Total	307,028	9.667,113	0,258	0,0008

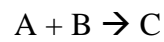
$$\text{Densitas Campuran } (\rho_{\text{campuran}}) = \frac{1}{\sum w_i/\rho_i} \quad (\text{A.2})$$

$$= 1191,61 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Nilai kecepatan alir} = Fv = \frac{m}{\rho} \quad (\text{A.3})$$

$$= 0,26 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Reaksi



$$C_{a0} = \frac{na}{Fv} \quad (\text{A.4})$$

$$= 1,887 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{b0} = \frac{nb}{Fv} \quad (\text{A.5})$$

$$= 1,887 \text{ kmol/m}^3$$

$$X = 96\%$$

$$C_a = C_{a0}(1 - x) \quad (\text{A.6})$$

$$= 0,075 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_b = C_{b0} - (C_{a0} \times x) \quad (\text{A.7})$$

$$= 0,075 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 83,985 \text{ m}^3/\text{kmol jam}$$

$$-r_A = k \cdot C_a \cdot C_b \quad (\text{A.8})$$

$$= 0,9714342 \text{ kmol/m}^3$$

2. Mencari Volume Reaktor

$$v = \frac{Fv \cdot C_{a0} \cdot x}{k \cdot C_a \cdot C_b} \quad (\text{A.9})$$

$$V = 0,981 \text{ m}^3$$

3. Merancang Dimensi Reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, dengan asumsi kondisi nonadiabatis

Volume cairan dalam reaktor

Dalam perancangan dibuat over design 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

$$V \text{ terhitung} = 0,98 \text{ m}^3$$

$$V \text{ design} = 1,18 \text{ m}^3$$

Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Menurut buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young Tabel 3 halaman 43 dipilih RATB berbentuk dilinder tegak dengan perbandingan D:H= 1:1,5

$$V \text{ shell} = 1,18 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Shell} &= \left(\frac{4 \cdot V_{\text{shell}}}{\mu \cdot 1,5} \right)^{\frac{1}{3}} && \text{(A.10)} \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi shell

$$h_{\text{cairan}} = \left(\frac{4 \cdot V_{\text{shell}}}{\mu \cdot D^2} \right) \quad \text{(A.11)}$$

$$h \text{ cairan} = 1,5 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Shell} = 1,5 \text{ m}$$

$$V \text{ head} = 0,000049D^3$$

$$V \text{ reaktor} = V \text{ shell} + 2 V_{\text{head}} \quad \text{(A.12)}$$

$$1,18 \text{ m}^3 = (\pi/4 \times D^2 \times H) + (0,000049 \times D^3)$$

$$D = 1 \text{ m}$$

$$r = 0,5 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \text{ m}$$

$$V \text{ head} = 0,000049 \text{ m}^3$$

Menentukan tebal dinding reaktor

Digunakan persamaan 13-12 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young halaman 25

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{A.13})$$

dimana :

t_s = tebal dinding shell

P = tekanan design ($P_{\text{operasi}} \times 1,2$) = 20,69 psia

r_i = jari-jari reaktor = 19,68 in

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = Tekanan Maksimum = 18750 psia

C = korosi yang diijinkan = 0,125 in

Maka :

$$t_s = \frac{19,5427 \times 16,2352}{18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 19,5427 \text{ psi}} + 0,125 = 0,1462 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = (3/16) = 0,1875 in

ID Shell = 39,36 in

OD shell = ID shell + 2 t_s (A.14)

$$= 39,74 \text{ in}$$

Digunakan Tabel 5.7 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and young, hal 55

OD standar = 42 in

Icr = 2,125 in

r = 42 in

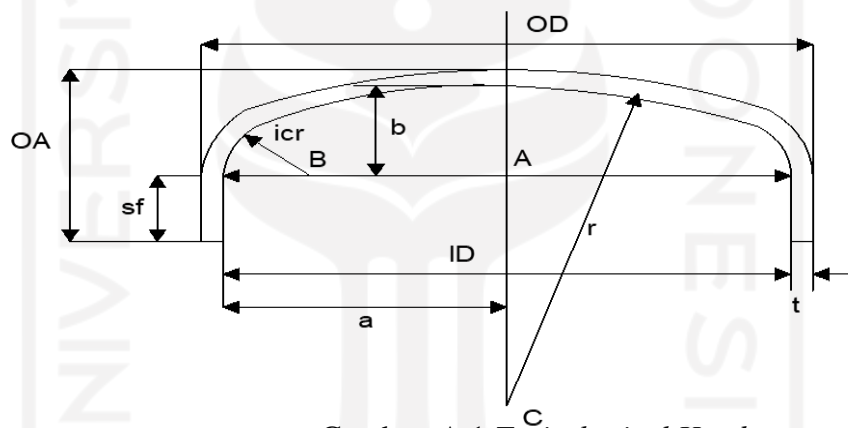
ID = 41,625 in

Menentukan ukuran head dan bottom reaktor

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167 tipe 309 A*

Bentuk Head : *Flanged and Dished Head (Torispherical Head)*

Dipilih bentuk *flanged and dished head (Torispherical)* karena umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harga murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.



Gambar A.1 *Torispherical Head*

Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

a : jari-jari dalam head

t : tebal head

r : jari-jari dalam head

icr : inside corner radius

b : deep of dish

sf : straight of flanged

OA : tinggi head

Digunakan persamaan 13-12 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and young hal 25. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE-0,2P)} + C \quad (A.15)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (A.16)$$

dimana :

th = tebal head

P = tekanan design = 20,688 psia

r = jari-jari reaktor = 42 in

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = Tekanan Maksimum = 18750 psia

C = korosi yang diijinkan = 0,125 in

w = 1,86

sehingga

$$th = \frac{19,5427psi \times 17in \times 1,46}{(2 \times 18750 psi \times 0,80 - 0,2 \times 19,5427 psi)} + 0,125 in = 0,1789 in$$

Digunakan tebal standar (3/16) = 0,1875 in

Dengan ukuran th maka tebal head(th) = tebal bottom (tb)

Dimensi untuk torispherical Head

a = ID/2 = 20,813 in

AB = a - icr = 18,688 in

BC = rc - icr = 39,875 in

$$AC = \sqrt{BC^2} - \sqrt{AB^2} = 35,225 \text{ in}$$

$$b = rc AC = 6,775 \text{ in}$$

digunakan Tabel 5.8 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young halaman 93.

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$h \text{ head} = sf + b + t_{head} = 8,963 \text{ in}$$

$$h \text{ reaktor} = 1,955 \text{ m}$$

Volume sebuah head untuk *torispherical dishead* adalah :

Digunakan persamaan 5-11 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, halaman 88.

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (A.17)$$

$$V_h = 3,53 \text{ in}^3$$

$$V_h = 0,0000579 \text{ m}^3$$

Volume Flanged, V_{sf}

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \times (ID)^2 \times sf = 18,89 \text{ in}^3$$

$$= 0,00031 \text{ m}^3$$

Jadi, volume head total adalah :

$$V_{ht} = V_h + V_{sf} = 22,42 \text{ in}^3$$

$$= 0,00037 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Shell } (V_s) = \text{Volume design} - \text{Volume head Total} \quad (A.18)$$

$$= 1 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi Shell } (H_s) = 59,05 \text{ in}$$

$$= 1,5 \text{ m}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor adalah

$$H \text{ reaktor} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head}) \quad (\text{A.19})$$

$$\begin{aligned} H \text{ reaktor} &= 76,972 \text{ in} \\ &= 1,955 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas Permukaan cairan (At)} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \quad (\text{A.20})$$

$$At = 0,88 \text{ m}^2$$

Tinggi cairan dalam Shell (Hs)

$$\text{Tinggi cairan dalam shell (Hs)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}}}{At} \quad (\text{A.21})$$

$$Hs = 1,34 \text{ m}$$

$$Hs = 52,79 \text{ in}$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = V_{\text{cairan}} - V_{\text{ht}} \quad (\text{A.22})$$

$$V_{\text{cairan}} = 1,18 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan total dalam reaktor, h

$$h = h_s + b + sf = 1,56 \text{ m}$$

$$= 61,56 \text{ in}$$

Menghitung Luas Permukaan Reaktor

Luas muka reaktor untuk tebal head < 1 in, digunakan persamaan persamaan 5-12 Brownell and Young halaman 88.

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2Sf + \frac{2}{3}icr \quad (\text{A.23})$$

De = diameter ekivalen (in)

$$= 48,417 \text{ in}$$

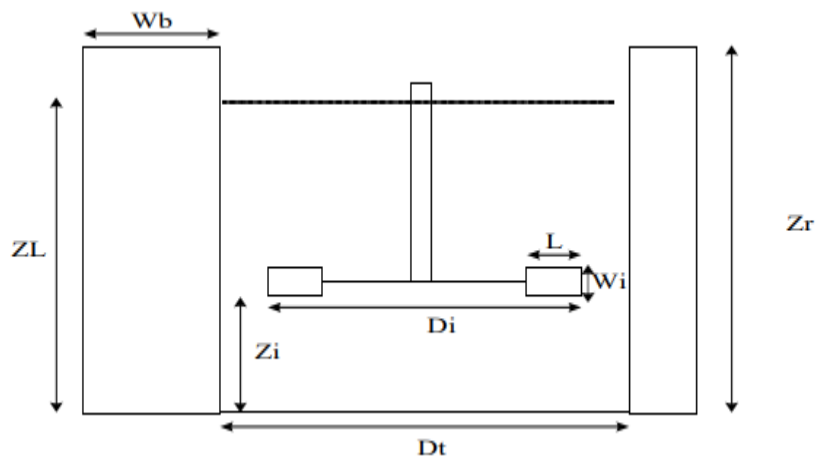
$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + 2 \times A_{\text{head}} \quad (\text{A.24})$$

$$\pi DH + 2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot De^2$$

$$A_{\text{total}} = 11841,09 \text{ in}^2$$

$$= 7,64 \text{ m}^2$$

4. Merancang Pengaduk Reaktor



Gambar A.2 Pengaduk Reaktor

Keterangan :

- D = diameter reaktor
- D_i = diameter pengaduk
- D_t = diameter dalam reaktor
- Z_r = tinggi reaktor
- Z_L = tinggi cairan dalam reaktor
- w_b = tebal pengaduk
- W_b = lebar *baffle*
- Z_i = lebar pengaduk
- L = lebar pengaduk

Menggunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudut (*flat-blades turbine*)

Diketahui :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_l/D_i = 2,7-3,9 = 3,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75-1,3 = 1,3$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 39,36 \text{ in}$$

$$= 1 \text{ m}$$

Maka diperoleh :

$$D_i = 13,12 \text{ in} = 0,33 \text{ m}$$

$$Z_l = 51,17 \text{ in} = 1,30 \text{ m}$$

$$Z_i = 17,06 \text{ in} = 0,43 \text{ m}$$

$$w_b = 2,23 \text{ in} = 0,057 \text{ m}$$

$$L = 3,28 \text{ in} = 0,083 \text{ m}$$

$$W_b = 2,62 \text{ in} = 0,067 \text{ m}$$

$$sg = \frac{\rho_{\text{Cairan}}}{\rho_{\text{Air}}}$$

(A.25)

$$\rho_{\text{cairan}} = 1191,61 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$sg = 1,2 \text{ kg/m}^3$$

(A.26)

$$WELH = h_{\text{Cairan}} \cdot sg$$

$$h_{\text{cairan}} = 1,56 \text{ m}$$

$$WELH = 1,603 \text{ m}$$

$$= 5,26 \text{ ft}$$

$$\Sigma_{\text{Impeller}} = \frac{\text{WELH}}{D} \quad (\text{A.27})$$

D = 0,33 m

Impeller = 4,81

Jumlah impeller = 5 buah

Kecepatan Putar Pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 DI}} \quad (\text{A.28})$$

Dimana :

Di = Diameter Pengaduk, ft

ZL = Tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = Specific gravity

WELH = *Water equivalent liquid height*, ft

$$N = \frac{600}{\pi \times 1,09 \text{ ft}} \sqrt{\frac{5,26 \text{ ft}}{2 \times 1,09 \text{ ft}}} = 270 \text{ rpm}$$

Sehingga diambil jenis motor fixed speed belt karena paling ekonomis, mudah dalam pemasangan dan perbaikan

Diambil kecepatan standar pengaduk = 320 rpm

$$= 5,333 \text{ rps}$$

$$= 19200 \text{ rph}$$

Sehingga kecepatan pengaduk standar dari buku “Chemical Process Equipment” karangan S.M Walas halaman 288 adalah 320 rpm

5. Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N Di^2}{\mu} \quad (A.29)$$

$$Re = \frac{56,2680 \frac{lb}{ft^3} \times 5,33 \text{ rps} \times 0,9019 \text{ ft}^2}{0,00621 \frac{lb}{ft \cdot s}} = 39313,6934$$

Dengan menggunakan Gambar 477 buku GG. Brown halaman 507 dari nomor 1 sehingga diperoleh NP = 7

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5 \quad (A.30)$$

Diketahui :

Densitas campuran (ρ) = 1191,61 kg/m³

Diameter pengaduk (Di) = 0,33 m

Kecepatan putar pengaduk (Pa) = 5,33 rps

Pa = 5203,68 watt

= 5,2 kW

= 6,97 hp

= 10 Hp

6. Perancangan Jacket Pemanas

- Suhu steam masuk = 100 °C = 373 K = 212 F
- Suhu steam keluar = 100 °C = 373 K = 212 F
- ΔT = 0 °C = 273 K = 32 F
- T rata-rata = 100 °C = 373 K = 212 F

Sifat fisis steam pada 373 K buku Perry halaman 306 Tabel 2-352

Cp steam = 2,029 kJ/Kg K

ρ = 0,60 kg/m³

Kecepatan Volumetrik Steam

$$Qv = \frac{Wt}{\rho_{air}} \quad (A.31)$$

$$W_t = 2,76 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{air}} = 405,94 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_v = 0,007 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung Tinggi Jacket

$$\text{Tinggi jacket} = \text{tinggi shell}$$

$$\text{Tinggi jacket} = 1,56 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam Jacket (D}_1\text{)} = \text{diameter dalam} + (2 \times \text{Tebal dinding}) \quad (\text{A.32})$$

$$D_1 = 1,07 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi jarak jacket} = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar (D}_2\text{)} = D_1 + (2 \times \text{jarak jacket}) \quad (\text{A.33})$$

$$D_2 = 1,17 \text{ m}$$

$$\text{Bahan} = \text{stainless steel SA-167 tipe 309 A}$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \rho \times g \times h \quad (\text{A.34})$$

$$P = 1000 \text{ kg/m}^3$$

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = 15,32 \text{ KPa}$$

$$P_{\text{operasi}} = 101,33 \text{ Kpa}$$

$$\text{Tekanan Operasi} = 116,65 \text{ Kpa}$$

$$\text{Tekanan Desain} = 139,98 \text{ Kpa}$$

$$= 20,3 \text{ Psi}$$

$$t_j = \frac{P \cdot r_i}{2f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{A.35})$$

$$P = \text{Tekanan Design} = 20,3 \text{ Psia}$$

ri	= Jari-jari	= 21 in
f	= tekanan maksimum	= 18750 psia
E	= efisiensi pengelasan	= 80%
C	= faktor korosi	= 0,125
tj	= tebal dinding jaket	= 0,14 in

sehingga diambil tebal standar dari buku Brownell and Young halaman 89 Tabel T-5.7

tsj	= 3/16 in	= 0,1875 in
-----	-----------	-------------

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{A.36})$$

Di	= 3,47 ft
----	-----------

ρ	= 74,36 lb/ft ³
--------	----------------------------

Cp	= 0,084 Btu/lb F
----	------------------

L	= 1,09ft
---	----------

N	= 19200 rph
---	-------------

k	= -0,005 Btu/jam ft ²
---	----------------------------------

μ	= 12,271 lb/ ft jam
-------	---------------------

hi	= 231349309,93 Btu/jam ² F
----	---------------------------------------

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{A.37})$$

ID	= 33,525 in
----	-------------

OD	= 34 in
----	---------

$$h_{i_0} = 229283691,1 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

$$Re = \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{A.38})$$

$$Re = 139099,27$$

Sehingga berdasarkan grafik 20.2 buku Kern halaman 718 diperoleh nilai j_H sebesar 370

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{A.39})$$

$$h_o = 94,25 \text{ Btu/ft}^2\text{jam F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Designed Overall Coefficient (U_d)

$$U_c = \frac{h_{i_0} h_o}{h_{i_0} + h_o} \quad (\text{A.40})$$

$$U_c = 94,25 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam F}$$

Berdasarkan Tabel 12 buku Kern halaman 845 diperoleh R_d sebesar 0,005 untuk steam

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \quad (\text{A.41})$$

$$U_d = 30,67 \text{ Btu/ft}^2\text{jam F}$$

Berdasarkan nilai U_d diketahui bahwasannya U_d terhitung memenuhi standar pada Tabel untuk U_d *steam-heavy organic*

Reaktor-02

- Fungsi : Mereaksikan o-benzoyl benzoic acid menjadi antrakuinon dengan menggunakan katalis asam sulfat
- Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*)
- Fase : Cair-Cair
- Bahan : Stainless steel SA-167 tipe 309 A
- Konversi : 99%
- Kondisi Operasi : Suhu = 130°C
Tekanan = 1 atm
- Tujuan Perancangan : A. Menentukan Jenis Reaktor
B. Menghitung Neraca Massa
C. Perancangan Reaktor

A. Menentukan Jenis Reaktor

Tipe Perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head (torispherical)*.

1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

- Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi
- Reaksi pada fase cair dan padat
- Harga alat relative lebih murah
- Konstruksi lebih sederhana

2. Dasar Pemilihan Bahan Konstruksi

- Memiliki struktur yang kuat

- Tahan terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibandingkan jenis stainless steel yang lain

B. Neraca Massa

Tabel A.3 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₆	1,528	0	1,528
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	2,898	0	2,898
AlCl ₃	133,178	0	133,178
AlOCl	36,848	0	36,848
C ₁₂ H ₉ (CO)COOH	106,219	0	1,062
HCl	17,141	0	17,141
H ₂ SO ₄	46,049	460,487	506,536
H ₂ O	1,918	19,187	29,479
C ₇ H ₈	0,386	0	0,386
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	0	0,039
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	0	0,036
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	0	0,073
C ₁₄ H ₈ O ₂	0	0	96,783
Total	346,313	479,674	825,987
		825,987	825,987

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



C. Perancangan Reaktor

1. Menghitung Densitas Cairan

Tabel A.4 Densitas Komponen Reaktor-02

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	wi/pi (kg/jam)
C ₆ H ₆	1,528	334,228	0,019	5,54E-06
C ₆ H ₄ (CO) ₂ O	2,897	2400,00	0,020	1,46E-06
AlCl ₃	133,178	1.671,764	0,998	9,64E-05
AlOCl	36,848	1.202,200	0,470	3,71E-05

Tabel A.5 Densitas Komponen Reaktor-02 (lanjutan)

C ₁₂ H ₉ (CO)COOH	106,219	1990,000	0,470	6,46E-05
HCl	17,141	398,933	0,470	5,20E-05
H ₂ SO ₄	506,536	549,471	5,165	1,12E-03
H ₂ O	21,106	1000,00	1,172	2,56E-05
C ₇ H ₈	0,386	339,718	0,004	1,38E-06
(C ₂ H ₂ (CO) ₂ O)	0,039	1.590,000	0,000	2,94E-08
(C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0,036	1.270,000	0,000	3,46E-08
(C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0,073	1.593,000	0,000	5,52E-08
C ₁₄ H ₈ O ₂	0	1.260,000	0,000	5,54E-06
Total	825,987	9886,315	1,157	0,0014

$$\text{Densitas Campuran } (\rho_{\text{campuran}}) = \frac{1}{\sum w_i / \rho_i} \quad (\text{A.43})$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 714,13 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Nilai kecepatan alir} = Fv = \frac{m}{\rho} \quad (\text{A.44})$$

$$Fv = 1,16 \text{ m}^3/\text{jam}$$



$$C_{a0} = \frac{na}{Fv} \quad (\text{A.45})$$

$$C_{a0} = 0,4059 \text{ kmol/m}^3$$

$$X = 99\%$$

$$C_a = C_{a0}(1 - x) \quad (\text{A.46})$$

$$C_a = 0,0041 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 2,5487E + 17 \exp\left(-\frac{14422.53}{T}\right) \quad (\text{A.47})$$

$$k = 74,06 \text{ 1/jam}$$

$$-r_A = k.C_a \quad (\text{A.48})$$

$$-r_A = 0,301 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

2. Mencari Volume Reaktor

$$V = \frac{F_V X}{k(1-X)} \quad (\text{A.49})$$

$$V = 1,55 \text{ m}^3$$

3. Merancang Dimensi Reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, dengan asumsi kondisi non-adiabatis

Volume cairan dalam reaktor

Dalam perancangan dibuat over design 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

$$V \text{ terhitung} = 1,55 \text{ m}^3$$

$$V \text{ design} = 1,86 \text{ m}^3$$

Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Menurut buku “*Process Equipment Design*” karangan Brownell and Young Tabel 3.3 halaman 43 dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah D:H= 1:1,5 (H=1,5D).

$$V_{\text{shell}} = 1,855 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter Shell} = \left(\frac{4 \cdot V_{\text{shell}}}{\mu \cdot 1,5} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{A.50})$$

$$D_{\text{shell}} = 1,16 \text{ m}$$

Menghitung tinggi shell

$$h_{\text{cairan}} = \left(\frac{4 \cdot V_{\text{shell}}}{\mu \cdot D^2} \right) \quad (\text{A.51})$$

$$h_{\text{cairan}} = 1,74 \text{ m}$$

Tinggi Shell = 1,74 m

V head = 0,000049D³

$$V \text{ reaktor} = V \text{ shell} + 2 V \text{ head} \quad (\text{A.52})$$

$$V \text{ reaktor} = (\pi/4 \times D^2 \times H) + (0,000049 \times D^3) \quad (\text{A.53})$$

V reaktor = 1,86 m³

D = 1,16 m

r = 0,58 m

H = 1,75 m

V head = 0,00008 m³

Menentukan tebal dinding reaktor

Digunakan persamaan 13-12 dari buku “*Process Equipment Design*” karangan Brownell and Young halaman 25

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{A.54})$$

dimana :

ts = tebal dinding shell

P = tekanan design (Poperasi x 1,2) = 19,77 psia

Ri = jari-jari reaktor = 22,91 in

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = Tekanan Maksimum = 18750 psia

C = korosi yang diijinkan = 0,125 in

Maka :

$$ts = \frac{19,77 \times 22,91}{18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 19,77 \text{ psi}} + 0,125 = 0,155 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = $(3/16) = 0,1875$ in

ID Shell = 45,81 in

OD shell = ID shell + 2 ts
= 46,188 in

Digunakan Tabel 5.7 dari buku “*Process Equipment Design*” karangan Brownell and young, hal 55

OD standar = 48 in

Icr = 3 in

r = 48 in

ID = 47,625 in

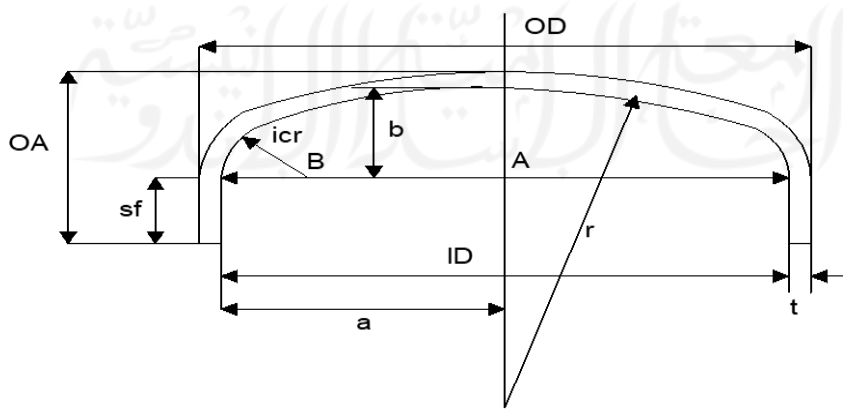
H = 71,4375 in

Menentukan ukuran head dan bottom reaktor

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167 tipe 309 A*

Bentuk Head : *Flanged and Dished Head (Torispherical Head)*

Dipilih bentuk *flanged and dished head (Torispherical)* karena umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harga murah dan digunakan untuk tangki



Gambar A.3 Torispherical Head

dengan diameter kecil.

Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

a : jari-jari dalam head

t : tebal head

r : jari-jari dalam head

icr : inside corner radius

b : deep of dish

sf : straight of flanged

OA : tinggi head

Digunakan persamaan 13-12 dari buku "*Process Equipment Design*" karangan

Brownell and young hal 25. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE-0,2P)} + C \quad (A.55)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (A.56)$$

dimana :

th = tebal head

P = tekanan design = 19,77 psia

r = jari-jari reaktor = 48 in

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = Tekanan Maksimum = 18750 psia

C = korosi yang diijinkan = 0,125 in

w = 1,75

sehingga

$$th = \frac{19,77 \text{ psi} \times 48 \text{ in} \times 1,75}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 19,77 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,1804 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar (3/16) = 0,1875 in

Dengan ukuran th maka tebal head(th) = tebal bottom (tb)

Dimensi untuk *torispherical Head*

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 23,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 20,8125 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 45 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 39,8979 \text{ in}$$

$$b = rc AC = 8,1021 \text{ in}$$

$$h_{\text{head}} = sf + b + \text{thead} = 10,2896 \text{ in}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}} \quad (\text{A.57})$$

$$= 89,298 \text{ in}$$

Volume sebuah head untuk *Torispherical head* adalah : 89,298 in

Digunakan persamaan 5-11 dari buku "*Process Equipment Design*" karangan

Brownell and Young, halaman 88.

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{A.58})$$

$$V_h = 5,293 \text{ in}^3$$

$$V_h = 0,000087 \text{ m}^3$$

Volume Flanged, V_{sf}

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \times (ID)^2 \times \frac{sf}{144} \quad (\text{A.59})$$

$$V_{sf} = 24,7290 \text{ in}^3$$

$$V_{sf} = 0,0004 \text{ m}^3$$

Jadi, volume head total adalah :

$$V_{ht} = V_h + V_{sf} \quad (\text{A.60})$$

$$V_{ht} = 30,022 \text{ in}^3$$

$$V_{ht} = 0,0004 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Shell (} V_s \text{)} = \text{Volume design} - \text{Volume head Total} \quad (\text{A.61})$$

$$V_s = 1,855 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell (} H_s \text{)} &= 1,149 \text{ m} \\ &= 69,573 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor adalah

$$H_{\text{reaktor}} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head}) \quad (\text{A.62})$$

$$H_{\text{reaktor}} = 73,675 \text{ in}$$

$$H_{\text{reaktor}} = 1,871 \text{ m}$$

$$\text{Luas Permukaan cairan (} A_t \text{)} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \quad (\text{A.63})$$

$$A_t = 1,149 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi cairan dalam Shell (} H_s \text{)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}}}{A_t} \quad (\text{A.64})$$

$$H_s = 1,615 \text{ m}$$

$$H_s = 63,573 \text{ in}$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = V_{\text{cairan}} - V_{ht} \quad (\text{A.65})$$

$$V_{\text{cairan dalam shell}} = 1,855 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan total dalam reaktor, h

$$\begin{aligned} h = h_s + b + s_f &= 1,871 \text{ m} \\ &= 73,675 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Luas Permukaan Reaktor

Luas muka reaktor untuk tebal head < 1 in, digunakan persamaan persamaan 5-12

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2Sf + \frac{2}{3}icr \quad (A.66)$$

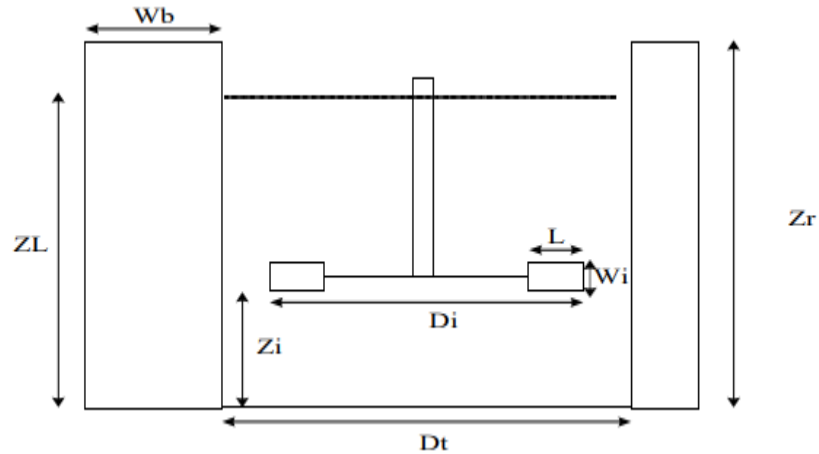
Brownell and Young halaman 88.

De = diameter ekivalen (in)

A total = A shell + 2 x A head
 $\pi DH + 2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot De^2$

A total = 15456,90 in²
= 9,9722 m²

4. Merancang Pengaduk Reaktor



Gambar A.4 Pengaduk Reaktor

Keterangan :

D = diameter reaktor

D_i = diameter pengaduk

D_t = diameter dalam reaktor

Z_r = tinggi reaktor

Z_L = tinggi cairan dalam reaktor

w_b = tebal pengaduk

W_b = lebar baffle

Z_i = lebar pengaduk

L = lebar pengaduk

Menggunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudut (*flat-blades turbine*)

Diketahui :

$$D_t/D_i = 3$$

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

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

$$L/Di = 0,25$$

$$Dt = 47,2966 \text{ in} \\ = 1,2013 \text{ m}$$

Maka diperoleh :

$$Di = 15,271 \text{ in} = 0,388 \text{ m}$$

$$Zl = 59,556 \text{ in} = 1,513 \text{ m}$$

$$Zi = 19,852 \text{ in} = 0,504 \text{ m}$$

$$wb = 2,596 \text{ in} = 0,066 \text{ m}$$

$$L = 3,818 \text{ in} = 0,097 \text{ m}$$

$$Wb = 3,054 \text{ in} = 0,078 \text{ m}$$

$$sg = \frac{\rho_{\text{Cairan}}}{\rho_{\text{Air}}} \quad (\text{A.67})$$

$$\rho_{\text{cairan}} = 714,123 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$sg = 0,716 \text{ kg/ m}^3$$

$$WELH = h_{\text{Cairan}} \cdot sg \quad (\text{A.68})$$

$$h_{\text{cairan}} = 1,7768 \text{ m}$$

$$WELH = 1,157 \text{ m}$$

$$= 3,795 \text{ ft}$$

$$\Sigma_{\text{Impeller}} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

$$D = 0,388 \text{ ft}$$

$$\text{Impeller} = 2,982$$

Jumlah impeller = 3 buah

Kecepatan Putar Pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \text{ DI}} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \text{ DI}}}$$

(A.69)

Dimana :

Di = Diameter Pengaduk, ft

ZL = Tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = Specific gravity

WELH = *Water equivalent liquid height*, ft

$$N = \frac{600}{\pi \times 1,273 \text{ ft}} \sqrt{\frac{3,397 \text{ ft}}{2 \times 1,273 \text{ ft}}} = 183,348 \text{ rpm}$$

Sehingga diambil jenis motor fixed speed belt karena paling ekonomis, mudah dalam pemasangan dan perbaikan

Diambil kecepatan standar pengaduk = 190 rpm

$$= 3,167 \text{ rps}$$

$$= 11400 \text{ rph}$$

Sehingga kecepatan pengaduk standar dari buku “Chemical Process Equipment”

karangan S.M Walas halaman 288 adalah 190 rpm

5. Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N Di^2}{\mu} \quad (A.70)$$

$$Re = \frac{36,2496 \frac{lb}{ft^3} \times 3,167 \text{ rps} \times 1,3138 \text{ ft}^2}{0,00159 \frac{lb}{ft \cdot s}} = 124646,9174$$

Dengan menggunakan Gambar 477 buku GG. Brown halaman 507 dari nomor 1

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5 \quad (A.71)$$

sehingga diperoleh NP = 7

Diketahui :

Power number (Np)	= 7
Densitas campuran (ρ)	= 714,128 kg/m ³
Diameter pengaduk (Di)	= 0,388 m
Kecepatan putar pengaduk (Pa)	= 3,167 rps
Pa	= 1393,711 watt
	= 1,394 kW
	= 1,868 hp

6. Perancangan Jaket Pendingin

Menentukan Kebutuhan Pendingin

- Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 303 K = 85,73 F
- Suhu air pendingin keluar = 45 °C = 318 K = 112,73 F
- Q air Pendingin = 17068,039 Kj/jam
- $\int Cp \cdot dT = 1129,705 \frac{Kj}{kmol}$

$$Kebutuhan Pendingin = \frac{Q}{\int Cp \cdot dT} \quad (A.72)$$

Kebutuhan Pendingin = 15,108 kmol/jam

= 272,178 kg/jam

ρ air pendingin = 405,944 kg/m³

$$\text{Laju alir Pendingin} = \frac{m \text{ air pendingin}}{\rho \text{ air pendingin}} \quad (\text{A.73})$$

Laju alir pendingin = 0,670 m³/jam

Menghitung Tinggi Jacket

Tinggi jacket = tinggi shell (A.74)

Tinggi jacket = 1,871 m

Diameter dalam Jacket (D1) = diameter dalam + (2 x Tebal dinding) (A.75)

= 1,2192 m

Asumsi jarak jacket = 2 in

= 0,0508 m

Diameter luar (D2) = D1 + (2 x jarak jacket) (A.76)

= 1,3208 m

Bahan = *stainless steel* SA-167 tipe 309 A

Tekanan Hidrostatik = $\rho \times g \times h$ (A.77)

P = 1000 kg/m³

g = 9,8 m/s²

P_{hidrostatik} = 18,339 KPa

P_{operasi} = 101,325 Kpa

Tekanan Operasi = 119,664 Kpa

Tekanan Desain = 143,597 Kpa

= 20,827 Psi

Menentukan Tebal Dinding Jacket Pemanas

$$t_j = \frac{P \cdot r_i}{2f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{A.78})$$

P = Tekanan Design = 20,827 Psia

r_i = Jari-jari = 24 in

f = tekanan maksimum = 16700 psia

E = efisiensi pengelasan = 80%

C = faktor korosi = 0,125

t_j = tebal dinding jacket = 0,1437 in

sehingga diambil tebal standar dari buku Brownell and Young halaman 89 Tabel T-

5.7

t_{sj} = 3/16 in = 0,1875 in

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jacket

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{A.79})$$

D_i = 3,96875 ft

ρ = 44,562 lb/ft³

C_p = 0,519 Btu/lb F

L = 0,318 ft

N = 11400 rph

k = 0,156 Btu/jam ft²

μ = 5,182 lb/ ft jam

h_i = 2670775,411 Btu/jam² F

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{A.80})$$

$$ID = 47,625 \text{ in}$$

$$OD = 48 \text{ in}$$

$$h_{io} = 2649909,978 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

$$Re = \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{A.81})$$

$$Re = 9921,341$$

Sehingga berdasarkan grafik 20.2 buku Kern halaman 718 diperoleh nilai j_H

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{A.82})$$

sebesar 130

$$h_o = 33,203 \text{ Btu/ft}^2\text{jam F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Designed Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} \quad (\text{A.83})$$

(Ud)

$$U_c = 33,203 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam F}$$

Berdasarkan Tabel 12 buku Kern halaman 845 diperoleh R_d sebesar 0,002 untuk

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \quad (\text{A.84})$$

air pendingin

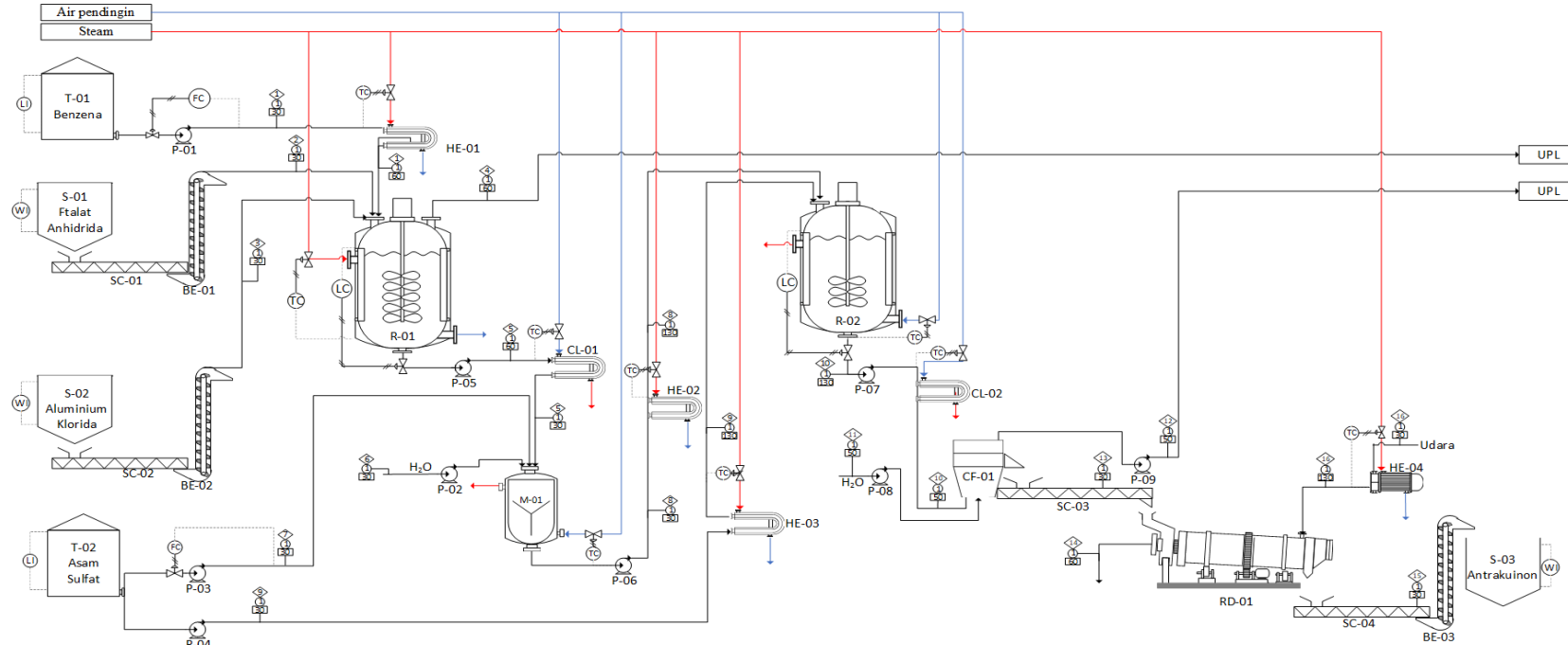
$$U_d = 31,135 \text{ Btu/ft}^2\text{jam F}$$

Berdasarkan nilai U_d diketahui bahwasannya U_d terhitung memenuhi standar

pada tabel untuk U_d *water-heavy organic*

LAMPIRAN B PEFD

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK ANTRAKUINON DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN BENZENA DENGAN
 REAKSI FRIEDEL-CRAFT KAPASITAS 1000 TON/TAHUN



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Benzene (C ₆ H ₆)		38.20			1.53			1.53		1.53		1.53				
Phthalic Anhydride (C ₈ H ₄ (CO) ₂ O)	72.44				2.90			2.90		2.90		2.90				
Aluminium Klorida (AlCl ₃)			195.85		133.18			133.18		133.18		133.18				
Aluminium Klorida terasol benzenoic acid (C ₆ H ₅ (CO) ₂ OAlCl ₂)				151.75				0.00		0.00		0.00				
Aluminium klorida oksida (Al ₂ O ₃)				36.85				36.85		36.85		36.85				
o-Benzoil benzoic acid (C ₆ H ₄ (CO) ₂ COOH)				1.06				1.06		1.06		1.06				
Asam Klorida (HCl)				17.14				17.14		17.14		17.14				
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)					46.05		46.05	46.05		46.05		46.05				
Air (H ₂ O)					8.46		1.92	1.92		19.15		24.86		29.48		0.98
Toluena (C ₇ H ₈)		0.386			0.386			0.386		0.386		0.386				
metil anhidrida (C ₆ H ₄ (CO) ₂ O)	0.039				0.039			0.039		0.039		0.039				
Asam Benzoat (C ₆ H ₅ CO ₂ H)	0.036				0.036			0.036		0.036		0.036				
Phthalic acid (C ₆ H ₄ (CO ₂ H) ₂)	0.073				0.073			0.073		0.073		0.073				
Nitrogen (N ₂)					0.006			0.006		0.006		0.006		95.78	96.73	96.78
O ₂ (oksigen)														2683.44	2683.44	2683.44
amoniak (C ₂ H ₅ N)														7093.07	7093.07	7093.07
Total	72.59	38.59	195.85	17.14	289.89	8.46	47.97	346.31	479.67	851.99	2486.17	3185.00	126.26	126.26	97.76	33776.31

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
○	Tekanan, Atm	T	Tangki
□	Temperatur, °C	S	Silo
◇	Nomor Atas	R	Reaktor
◇	Control Valve	M	Mikroskop
◇	Pneumatic	CF	Centrifuge
---	Electrical	RD	Rotary Dryer
RC	Flow Control	CL	Cooler
FRC	Flow Ratio Control	HE	Heater
LC	Level Control	P	Pompa
LI	Level Indicator	SC	Screw Conveyor
TC	Temperature Control	UPL	Unit Pengolahan Limbah
BE	Bucket Elevator		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM
 PRARANCANGAN PABRIK ANTRAKUINON DARI FTALAT
 ANHIDRIDA DAN BENZENA DENGAN KAPASITAS 1000
 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
 1. Nurul Yolanda Putri (18531863)
 2. Nurul Asha Hamdani (18521049)

DOSEN PEMBIMBING :
 1. Sholeh Ma'mun, S.T.M.T., Ph.D.
 2. Nur Indah Fajar Mukti, S.T.M. Eng.

LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nelvira Yolanda Putri
No. MHS : 18521052
2. Nama MHS : Nurul Aulya Handayani
No. MHS : 18521060

Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Antrakuinon dari Pthalic Anhydride dan Benzena dengan Kapasitas 1000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24 Des 22	Perkenalan dan pengarahan awal mengenai tahap prarancangan pabrik	
2	7 Jan 22	Penentuan kapasitas pabrik	
3	21 Jan 22	Penentuan latar belakang pendirian pabrik, tinjauan Pustaka, dan pemilihan proses	
4	3 Feb 22	Penentuan alat proses dan pembuatan diagram alir kualitatif	
5	4 Feb 22	Revisi luaran tahap 2 dan 3 dan luaran persetujuan tahap 1	
6	5 Feb 22	Persetujuan luaran tahap 1, 2, dan 3	
7.	11 Mar 22	Persetujuan luaran tahap 4	
8.	22 Mar 22	Persetujuan luaran tahap 5	
9.	13 April 22	Persetujuan luaran tahap 6	
10.	13 Juni 22	Persetujuan luaran tahap 7-10	
11.	11 Juli 22	Konsultasi PEFD	

Pembimbing 1,



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

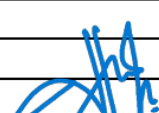
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nelvira Yolanda Putri
No. MHS : 18521052
2. Nama MHS : Nurul Aulya Handayani
No. MHS : 18521060

Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Antrakuinon dari Pthalic Anhydride dan Benzena dengan Kapasitas 1000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 4 Juni 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	5 Feb 22	Persetujuan luaran tahap 1, 2, dan 3	
2	15 Feb 22	Neraca Massa	
3	18 Feb 22	Revisi Neraca Massa 1	
4	24 Feb 22	Revisi Neraca Massa 2	
5	11 Mar 22	Persetujuan luaran tahap 4	
6	18 Mar 22	Revisi Neraca Massa 3	
7	22 Mar 22	Persetujuan luaran tahap 5	
8	29 Mar 22	Perancangan Reaktor	
9	5 April 22	Revisi Perancangan reactor 1	
10	8 April 22	Revisi Perancangan reactor 2	
11	13 April 22	Persetujuan luaran tahap 6	
12	15 April 22	Perancangan alat-alat besar selain reactor	
13	21 April 22	Revisi Perancangan alat-alat besar selain reactor 1	
14	2 Juni 22	Revisi Perancangan alat-alat besar selain reactor dan diskusi tentang perancangan alat-alat penyimpanan bahan dan alat-alat transportasi bahan.	
15	6 Juni 22	Pemilihan jenis alat besar	
16	9 Juni 22	Finalisasi PEFD	
17	24 Juni 22	Perancangan alat kecil, alat transportasi, dan alat penyimpanan	

Pembimbing 2,



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