

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM ADIPAT DARI
SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah satu syarat

Untuk memperoleh gelar sarjana Teknik kimia



Oleh :

Nama : Muhammad Falih Heriyanto

Nama : Khalifah Nur Ridayanti

Nim : 19521049

Nim : 19521199

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT DARI
SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Muhammad Falih Heriyanto
Nim : 19521049

Nama : Khalifah Nur Ridayanti
Nim : 19521199

Yogyakarta, 9 Juli 2023

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,



Muhammad Falih Heriyanto
NIM. 19521049

Penyusun II,



Khalifah Nur Ridayanti
NIM. 19521199

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT DARI
SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah syarat
Untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik kimia

Oleh :

Nama : Muhammad Falih Heriyanto

Nama : Khalifah Nur Ridayanti

Nim : 19521049

Nim : 19521199

Yogyakarta, 11 Juli 2023

Pembimbing,



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT DARI
SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Falih Heriyanto

Nim : 19521049

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, 19 September 2023

Tim Penguji,

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

Ketua

Ifa Puspasari, S.T., M. Eng., Ph.D.

Anggota I

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

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah rabbil 'alamin, puji syukur senantiasa ter ucapkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas pra rancangan 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 pra rancangan pabrik kimia dengan judul “Prarancangan Pabrik Asam Adipat dari Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yangtelah 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 pra rancangan 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. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing 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 2019 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 pra rancangan 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, 9 Juli 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada :

Dengan Segala Hormat karya sederhana ini ku Persembahkan Kepada:

Tuhan yang Maha Esa (Allah SWT)

Kedua orang tua ku yaitu Yudi Hermanto dan Alif Nurzanah

Adik kandung ku yaitu Alya Heryanti dan Muhammad Rizki Heriyanto

Kepada orang orang yang selalu memberikan dukungan dan semangat

Diri sendiri yang terus berjuang dengan hebat hingga detik ini

Khalifah Nur Ridayanti sebagai rekan kerja dalam prarancangan pabrik

Teman Seperjuangan Teknik Kimia UII 2019 dan Almamater kebanggan

Selda Qoyyimah orang terdekat ku yang selalu memberikan dukungan moral

Matur Sembah Nuwun

Terima Kasih

(Muhammad Falih Heriyanto)

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada :

Bapak Slamet Riyadi dan Ibu Lutfi Nur Laeli, adik-adik saya Arkan Nizar Dzaky dan Hafiza Najwa Khaira Lubna, 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 di titik ini, terima kasih kepada teman dekat sekaligus abang saya Navi Antar yang selalu memberi dukungan dan menemani saya, lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya untuk mamah dan papah serta keluarga besar lainnya.

Muhammad Falih Heriyanto sebagai partner terbaik di dalam semua kegiatan kuliah saya termasuk pra rancangan 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 uhuyy, trio pkk fti, dan sahabat – sahabat sekolah saya, terima kasih sudah selalu mendukung dan selalu mendengar keluh kesah, selalu ada di saat 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. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk ke depannya dan dipertemukan di waktu dan tempat terbaik.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan. Aamiin.

(Khalifah Nur Ridayanti)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	Error! Bookmark not defined.
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN	xv
ABSTRAK	xvi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Kebutuhan Asam Adipat dalam Negeri.....	3
1.2.2 Penentuan Kapasitas.....	5
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.3.1 Asam Adipat	6
1.3.2 Sikloheksena	7
1.3.3 Hidrogen Peroksida.....	7
1.4 Pemilihan Proses	8
1.4.1 Proses Oksidasi Sikloheksanol dengan Asam Nitrat.....	8
1.4.2 Proses Oksidasi Sikloheksena dengan Katalis Cobalt.....	9
1.4.3 Proses Oksidasi Sikloheksena dengan Hidrogen Peroksida.....	9
1.5. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	13
1.5.1 Tinjauan Termodinamika	13
1.5.2 Tinjauan Kinetika.....	17
BAB II PERANCANGAN PRODUK	18
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung	18
2.2 Pengendalian Kualitas.....	20
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	20
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	22
BAB III PERANCANGAN PROSES	23

3.1	Diagram Alir Proses dan Material	23
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif	23
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif	24
3.2	Uraian Proses	25
3.2.1	Proses Persiapan Bahan Baku	25
3.2.2	Proses Reaksi	26
3.2.3	Proses Pemurnian atau Purification Produk	27
3.3	Spesifikasi Alat Proses	29
3.3.1	Tangki	29
3.3.2	Silo	31
3.3.3	Conical Screw Mixer (CSM-01)	32
3.3.4	Reaktor I (R-01)	33
3.3.5	Reaktor 2 (R-02)	34
3.3.6	Centrifuge (CG-01)	35
3.3.7	Evaporator (EV-01).....	36
3.3.8	Crystallizer (CR-01).....	37
3.3.9	Rotary Dryer (RD-01)	38
3.3.10	Ball Mill (BM-01)	39
3.3.11	Screen (SC-01)	39
3.3.12	Heater I (HE-01)	40
3.3.13	Heater II (HE-02)	41
3.3.14	Heater 3 (HE-03).....	42
3.3.15	Heater 4 (HE-04).....	43
3.3.16	Heater 5 (HE-05).....	44
3.3.17	Condensor 1 (CN-01).....	45
3.3.18	Condensor 2 (CN-02).....	46
3.3.19	Belt Conveyor	47
3.3.20	Bucket Elevator	48
3.3.21	Pompa	49
3.4	Neraca Massa	51
3.4.1	Neraca Massa Total.....	51
3.4.2	Neraca Massa Conical Screw Mixer (CSM-01)	51
3.4.3	Neraca Massa Reaktor (R-01)	52
3.4.4	Neraca Massa Reaktor 2 (R-02)	52
3.4.5	Neraca Massa Centrifuge (CG-01).....	53
3.4.6	Neraca Massa Evaporator (EV-01)	53
3.4.7	Neraca Massa Crystallizer (CR-01)	53

3.4.8	Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01).....	54
3.4.9	Neraca Massa Ball Mill (BM-01)	54
3.4.10	Neraca Massa Screen (SC-01)	54
3.5	<i>Neraca Panas</i>	55
3.5.1	Neraca Panas Heater I (HE-01)	55
3.5.2	Neraca Panas Heater II (HE-02).....	55
3.5.3	Neraca Panas Mixer (CSM-01).....	55
3.5.5	Neraca Panas Heater IV (HE-04)	56
3.5.6	Neraca Panas Reaktor I (R-01).....	56
3.5.7	Neraca Panas Reaktor II (R-02)	57
3.5.8	Neraca Panas Kondensor I (CN-01).....	57
3.5.9	Neraca Panas Evaporator (EV-01)	57
3.5.10	Neraca Panas Kondensor II (CN-02)	58
3.5.11	Neraca Panas Crystallizer (CR-01)	58
3.5.12	Neraca Panas Heater V (HE-05)	58
3.5.13	Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)	58
BAB IV	PERANCANGAN PABRIK	59
4.1	Lokasi Pabrik	59
4.4.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	60
4.4.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	62
4.2	Tata Letak Pabrik	63
4.2.1	Plant Layout (Tata Letak Pabrik).....	64
4.2.2	Equipment Layout (Tata Letak Alat Proses).....	68
4.3	Organisasi Perusahaan	71
4.3.1	Tugas dan Wewenang	73
4.3.2	Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	78
4.3.3	Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	81
BAB V	UTILITAS	86
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	86
5.1.1	Unit Penyediaan Air	87
5.1.2	Unit Pengolahan Air.....	90
5.2	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>)	95
5.3.	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	97
5.4.	Unit Penyediaan Udara Tekan (<i>Instrument Air System</i>)	100
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	100
5.6	Unit Pengolahan Limbah	100

BAB VI EVALUASI EKONOMI	103
6.1 Penaksiran Harga Alat	105
6.2 Dasar Perhitungan	110
6.3 Perhitungan Biaya	110
6.3.1 Capital Investment.....	110
6.3.2 Manufacturing Cost.....	110
6.3.3 General Expense.....	111
6.4 Analisa Kelayakan	111
6.5 Hasil Perhitungan	115
6.6 Hasil Analisa Kelayakan	117
6.6.1 Return on Investment (ROI)	118
6.6.2 Pay Out Time (POT)	118
6.6.3 Break Event Point (BEP).....	119
6.6.4 Shut Down Point (SDP)	119
6.6.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	119
6.7 Analisa Resiko Pabrik.....	120
BAB VII PENUTUP.....	123
7.1 Kesimpulan	123
7.2 Saran	125
DAFTAR PUSTAKA	126
LAMPIRAN - LAMPIRAN	129
LAMPIRAN A REAKTOR.....	130
LAMPIRAN B PEFD.....	155
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN	156

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Asam Adipat	18
Tabel 2.2 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Asam Adipat (lanjutan)	19
Tabel 3.1 Tangki Penyimpanan	29
Tabel 3.2 Tangki Penyimpanan (Lanjutan).....	30
Tabel 3.3 Silo (S-01).....	31
Tabel 3.4 Conical Screw Mixer (CSM-01).....	32
Tabel 3.5 Reaktor I (R-01).....	33
Tabel 3.6 Reaktor I (R-01) (lanjutan)	34
Tabel 3.7 Reaktor 2 (R-02)	34
Tabel 3.8 Reaktor 2 (R-02) (lanjutan).....	35
Tabel 3.9 Centrifuge (CG-01).....	35
Tabel 3.10 Evaporator (EV-01)	36
Tabel 3.11 Crystallizer (CR-01).....	37
Tabel 3.12 Rotary Dryer (RD-01).....	38
Tabel 3.13 Ball Mill (BM-01).....	39
Tabel 3.14 Screen (SC-01).....	39
Tabel 3.15 Heater I (HE-01)	40
Tabel 3.16 Heater II (HE-02).....	41
Tabel 3.17 Heater III (HE-03)	42
Tabel 3.18 Heater IV (HE-04)	43
Tabel 3.19 Heater V (HE-05).....	44
Tabel 3.20 Condensor I (CN-01)	45
Tabel 3.21 Condensor II (CN-02).....	46
Tabel 3.22 Belt Conveyor.....	47
Tabel 3.23 Bucket Elevator.....	48
Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa.....	49
Tabel 3.25 Pompa (Lanjutan)	50
Tabel 3.26 Neraca Massa Total.....	51
Tabel 3.27 Neraca Massa Conical Screw Mixer (CSM-01).....	51
Tabel 3.28 Neraca Massa Reaktor I (R-01)	52
Tabel 3.29 Neraca Massa Reaktor II (R-02)	52
Tabel 3.30 Neraca Massa Centrifuge (CG-01)	53
Tabel 3.31 Neraca Massa Evaporator (EV-01).....	53
Tabel 3.32 Neraca Massa Crystallizer (CR-01).....	53
Tabel 3.33 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)	54
Tabel 3.34 Neraca Massa Ball Mill (BM-01)	54
Tabel 3.35 Neraca Massa Screen (SC-01)	54
Tabel 3.36 Neraca Panas Heater 1 (HE-01).....	55
Tabel 3.37 Neraca Panas Heater II (HE-02)	55
Tabel 3.38 Neraca Panas Mixer (CSM-01).....	55
Tabel 3.39 Neraca Panas Heater III (HE-03).....	56
Tabel 3.40 Neraca Panas Heater IV (HE-04).....	56
Tabel 3.41 Neraca Panas Reaktor I (R-01)	56
Tabel 3.42 Neraca Panas Reaktor II (R-02).....	57
Tabel 3.43 Neraca Panas Kondensor I (CN-01).....	57
Tabel 3.44 Neraca Panas Evaporator (EV-01).....	57
Tabel 3.45 Neraca Panas Kondensor II (CN-02)	58
Tabel 3.46 Neraca Panas Crystallizer (CR-01).....	58
Tabel 3.47 Neraca Panas Heater V (HE-05).....	58
Tabel 3.48 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)	58
Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik	67
Tabel 4.2 Karyawan Non-Shift	79
Tabel 4.3 Karyawan Non-shift (lanjutan)	80
Tabel 4.4 Kebutuhan Operator per Alat Proses	80
Tabel 4.5 Jadwal kerja shift	83
Tabel 4.6 Jadwal kerja karyawan shift.....	83

Tabel 4.7 Jadwal kerja karyawan shift (lanjutan)	83
Tabel 4.8 Gaji Karyawan	84
Tabel 4.9 Gaji Karyawan (lanjutan).....	85
Tabel 5.1 Kebutuhan Brine Water untuk Pendingin	88
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Kantor.....	89
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Sanitasi	89
Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air	90
Tabel 5.5 Kebutuhan Steam untuk Pemanas.....	97
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses	98
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	98
Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas (lanjutan)	99
Tabel 5.9 Kebutuhan listrik alat penunjang	100
Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Indeks.....	105
Tabel 6.2 Chemical Engineering Plant Cost Indeks (lanjutan)	106
Tabel 6.3 Harga Alat Proses	107
Tabel 6.4 Harga Alat Proses (lanjutan).....	108
Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas	108
Tabel 6.6 Harga Alat Utilitas (lanjutan).....	109
Tabel 6.7 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	115
Tabel 6.8 Direct Plant Cost (DPC).....	115
Tabel 6.9 Capital Investement (FCI).....	116
Tabel 6.10 WorkingCapital Investement (WCI).....	116
Tabel 6.11 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	116
Tabel 6.12 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	116
Tabel 6.13 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	117
Tabel 6.14 General Expense (GE)	117
Tabel 6.15 Analisa Keuntungan.....	117
Tabel 6.16 Annual Fixed Cost (Fa).....	118
Tabel 6.17 Regulated Cost (Ra).....	118
Tabel 6.18 Variabel Cost (Va).....	119
Tabel 6.19 Risiko Pabrik.....	120
Tabel 6.20 Hasil Analisa Kelayakan.....	122

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	23
Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif	23
Gambar 3.4 Diagram Alir Kuantitatif	24
Gambar 4.1 Peta Rencana Lokasi Pabrik Asam Adipat	59
Gambar 4.2 Tata Letak (Layout) (Skala 1:100)	68
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:100)	70
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	72
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas	102
Gambar 6.1 Grafik hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga	106
Gambar 6.2 Grafik Analisis Ekonomi	122

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR.....	130
LAMPIRAN B PEFD	155
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	156

ABSTRAK

Asam adipat ($C_6H_{10}O_4$) merupakan produk *intermediate* yang banyak digunakan oleh industri-industri di Indonesia, seperti industri tekstil, plastik, dan sebagainya dimana industri-industri tersebut akan terus mengalami peningkatan setiap tahunnya. Beberapa industri yang memanfaatkan asam adipat yaitu pembuatan *nylon*, dan pembuatan beberapa komponen atau bahan pembuat plastik terutama *polyvinyl*, komponen *polyurethane*, *food acidulant*, *esterlubes* atau pelumas, dan deterjen. Sehingga peluang berkembangnya industri asam adipat di Indonesia cukup besar, maka perlu direncanakan perancangan pabrik kimia dengan produk asam adipat. Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari/tahun dengan kapasitas produk asam adipat sebesar 10.000 ton/tahun dan rencana didirikan pada tahun 2028. Bahan baku utama yang diperlukan adalah sikloheksena (C_6H_{10}) dan hidrogen peroksida (H_2O_2) dengan bantuan katalis asam sulfat (H_2SO_4), asam fosfat (H_3PO_4), dan asam tungstat (H_2WO_4). Pabrik direncanakan akan didirikan di Cikampek, Jawa Barat. Reaksi pembentukan asam adipat berlangsung secara eksotermis pada suhu $73^\circ C$ dan tekanan 1 atm dalam reaktor tangki alir berpengaduk (RATB). Di dalam reaktor terjadi reaksi pembentukan asam adipat serta reaksi dekomposisi hidrogen peroksida. Hasil keluaran reaktor kemudian diproses lebih lanjut untuk mendapatkan asam adipat berbentuk kristal putih. Kristal asam adipat diperoleh dari proses kristalisasi menggunakan *crystallizer* pada suhu $30^\circ C$. Pemasaran asam adipat diutamakan untuk konsumsi dalam negeri dan juga dipasarkan keluar negeri. Bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian menurut jam kerja yang terdiri dari *shift* and *non shift* dengan tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 166 orang. Adapun hasil analisa ekonomi memberikan hasil penjualan yaitu sebesar Rp379.042.500.000.000,-. Selain itu diperoleh juga *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 38,47% dan *Return of Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 30,00%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak yaitu 2,53 tahun dan *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak sebesar 3,23 tahun. Sehingga diperoleh Break Event Point (BEP) sebesar 42,689% dan *Shut down point* (SDP) sebesar 33,13%. Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi tersebut, maka pabrik asam adipat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : *analisa ekonomi, asam adipat, asam fosfat, asam sulfat, asam tungstat, hidrogen peroksida, sikloheksena.*

ABSTRACT

Adipic acid ($C_6H_{10}O_4$) is an intermediate product that is widely used by industries in Indonesia, such as the textile, plastics, and so on where these industries will continue to increase every year. Some industries that utilize adipic acid are the manufacture of nylon, and the manufacture of several plastic components or materials, especially polyvinyl, polyurethane components, food acidulant, esterlubes or lubricants, and detergents. So that the opportunity for the development of the adipic acid industry in Indonesia is quite large, it is necessary to plan the design of a chemical plant with adipic acid products. The plant is planned to operate for 330 days/year with an adipic acid product capacity of 10.000 tons/year and is planned to be built in 2028. The main raw materials needed are cyclohexene (C_6H_{10}) and hydrogen peroxide (H_2O_2) with the help of a sulfuric acid catalyst (H_2SO_4), phosphoric acid (H_3PO_4), and tungstic acid (H_2WO_4). The plant is planned to be built in Cikampek, West Java. The reaction for the formation of adipic acid takes place exothermically at a temperature of $73^\circ C$ and a pressure of 1 atm in a stirred flow tank reactor (RATB). In the reactor, adipic acid formation reaction and hydrogen peroxide decomposition reaction occur. The output of the reactor is then further processed to obtain adipic acid in the form of white crystals. Adipic acid crystals were obtained from the crystallization process using a crystallizer at $30^\circ C$. Marketing of adipic acid is prioritized for domestic consumption and also marketed abroad. The form of the company is a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organizational system. The employee work system is based on the division according to working hours consisting of shifts and non-shifts with a required workforce of 166 people. As for the results of the economic analysis, the sales result is Rp. 379.042.500.000.000.-. In addition, the Return on Investment (ROI) before tax was 38,47% and the Return on Investment (ROI) after tax was 30,00%. Pay Out Time (POT) before tax is 2,53 years and Pay Out Time (POT) after tax is 3,23 years. In order to obtain a Break Event Point (BEP) of 42,69% and shut down point (SDP) of 33,13%. Based on the consideration of the evaluation results, the adipic acid plant with a capacity of 10,000 tons/year is feasible to build.

Keyword : *adipic acid, cyclohexene, economic analysis, hydrogen peroxide, phosphoric acid, sulfuric acid, tungstic acid.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Meningkatnya kebutuhan dan pola hidup manusia yang lambat laun semakin maju, hal ini membuat perkembangan industri kimia di Indonesia terus mengalami peningkatan. Dengan peningkatan ini, maka kebutuhan unsur-unsur penunjang industri juga meningkat, termasuk bahan- bahan pembantu dan penunjang. Industri kimia merupakan industri yang memproses bahan yang akan digunakan sebagai bahan baku suatu alat atau komponen penunjang yang akan digunakan dalam keseharian manusia. Kebutuhan bahan baku dan bahan penunjang industri di Indonesia masih banyak didatangkan dari luar negeri. Salah satunya asam adipat yang banyak dipenuhi melalui komoditas impor yang berasal dari Asia Pasifik dan Timur Tengah. Jika asam adipat ini bisa dihasilkan sendiri di dalam negeri, tentunya dapat menghemat pengeluaran devisa dan meningkatkan ekspor yang artinya pembangunan jangka panjang untuk mencapai tatanan ekonomi yang lebih kuat.

Asam adipat atau disebut *1,4-butanedicarboxylic acid* atau *hexanedionic acid* adalah kristal padat berwarna putih yang pada kondisi normal memiliki titik lebur 152,1°C. Asam adipat dalam kurun waktu 40 tahun terakhir ialah sebagai salah satu komponen bahan pembuat nilon 66 yang mana telah berkembang menjadi bahan utama sebagian besar bahan kimia organik sintesis. Produksi dunia untuk senyawa ini pada tahun 1973 mencapai 2 juta ton dengan sekitar separuhnya diproduksi oleh Amerika Serikat. Lebih dari 90% asam adipat digunakan dalam pembuatan nilon, sedangkan sisanya digunakan untuk pembuatan beberapa komponen/bahan pembuat resin *polyester*, *poliuretan*, pembuat plastik terutama *polyvinyl* untuk

pelumas dan *detergen* yang dipakai sebagai garam alkali (Mc Ketta,1977).

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

- a. Mendapat keuntungan dari pabrik yang didirikan
- b. Mengurangi ketergantungan impor bahan kimia khususnya asam adipat
- c. Meningkatkan pendapatan negara dalam sektor industri
- d. Menunjang berbagai industri hilir yang berbahan baku asam adipat sehingga dapat mendorong perkembangan industri di Indonesia
- e. Mengurangi beban impor asam adipat
- 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. Beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan saat menentukan kapasitas desain pabrik asam adipat antara lain:

1.2.1 Kebutuhan Asam Adipat dalam Negeri

Untuk memenuhi kebutuhan asam adipat dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari negara lain. Data statistik dalam 7 tahun terakhir menunjukkan bahwa kebutuhan asam adipat dalam negeri terus meningkat.

a. Supply

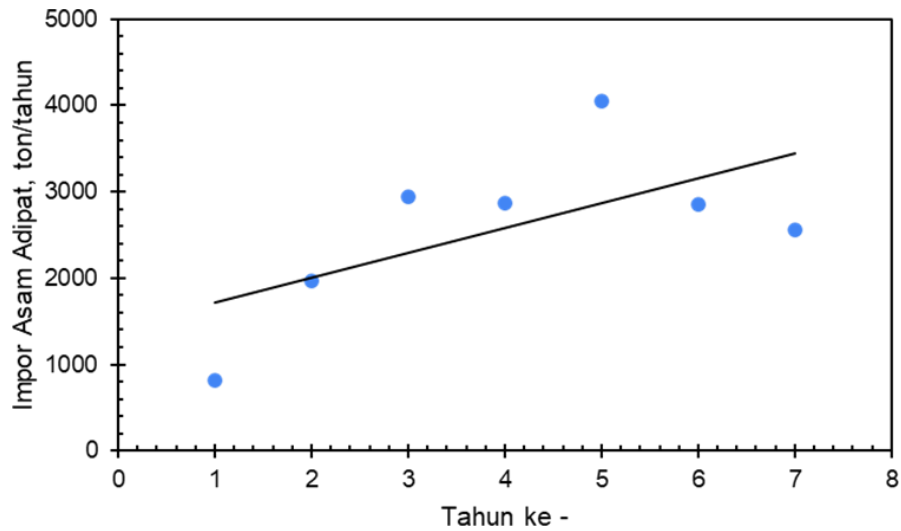
Supply atau penawaran meliputi data produksi dalam negeri dan data impor. Dari data BPS tidak diperoleh data produksi asam adipat yang artinya belum terdapat pabrik yang memproduksi asam adipat di Indonesia. Sehingga digunakan data total kapasitas adipat yang diperoleh dari data impor yang terdapat pada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

Tabel 1.1 Impor Bahan Asam Adipat dari Tahun 2015-2021

Tahun	Ton/Tahun
2015	820,358
2016	1972,605
2017	2942,552
2018	2864,816
2019	4049,467
2020	2852,885
2021	2563,799

(Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, 2022)

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



Gambar 1.1 Impor Asam Adipat dari tahun 2015-2021

Dilihat dari Gambar 1.1 dapat diperoleh perhitungan proyeksi untuk nilai impor pada 2028 (tahun ke-14) dengan perhitungan regresi linear, dengan menggunakan persamaan 1.1 berikut ini:

$$y = 289,21x + 1424,1 \quad (1.1)$$

Dari persamaan 1.1 didapatkan $R^2 = 0,3961$, sehingga apabila dilakukan perhitungan diperoleh data impor asam adipat pada tahun 2028 akan sebagai berikut:

$$y = 289,21 (14) + 1424,1 \quad (1.2)$$

$$y = 5473,040 \text{ ton/tahun} \quad (1.3)$$

Daftar nama pabrik dan negara di dunia yang memproduksi asam adipat beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Daftar Pabrik dan Negara yang Memproduksi Asam Adipat

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Shandong Haili Chemical	Zibo, Shandong, China	225.000
INVISTA	United States	220.000
BASF SE	Ludwigshafen, Jerman	210.000
Hua Lu Heng Sheng	Dhezou, Shandong, China	160.000
Zhonghao Tangshan	Tangshan, Hebei, China	150.000
LANXESS AG	Uerdungen, Jerman	88.000
Radici Chimica	Bergamo, Italy	80.000
Liaoyang Petrochemical	Liaoning, China	70.000
Adinol Rivneazot	Rivne, Ukraina	28.000
Hualu Hengsheng	Shandong, China	16.000
Shenma Industrial	Henan, China	15.000
Sumitomo Chemical	Ehime Pref, Jepang	5.000

(ICIS Chemical Business, 2013)

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 asam adipat.

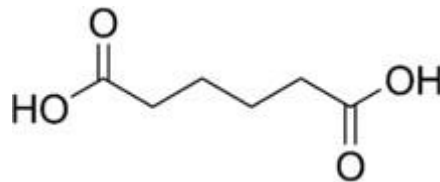
1.2.2 Penentuan Kapasitas

Pabrik asam adipat direncanakan akan berdiri pada tahun 2028 dengan

kapasitas 10.000 ton/tahun hal ini diperoleh berdasarkan data proyeksi impor dan ekspor yang diketahui nilainya di BPS 2022. Hal ini membuktikan bahwa tidak adanya pabrik asam adipat di Indonesia, sehingga dapat dipastikan bahwa jumlah produksi dalam negeri bernilai 0 dan nilai dari jumlah kebutuhan data impor dikurang dengan data ekspor. Angka ini diambil dengan pertimbangan minimal pabrik asam adipat global yang telah berdiri di Jepang dengan kapasitas sebesar 5.000 ton/tahun, dimana dengan kapasitas tersebut dapat menghasilkan keuntungan dan sisa dari produksi akan di ekspor ke beberapa negara yang membutuhkan asam adipat seperti US, Perancis, German, Korea, China, Jepang dan sebagainya (BPS, 2022). Selain itu, jumlah bahan baku yang tersedia di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan untuk memproduksi asam adipat.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Asam Adipat



Gambar 1.2 Rantai Karbon Asam Adipat

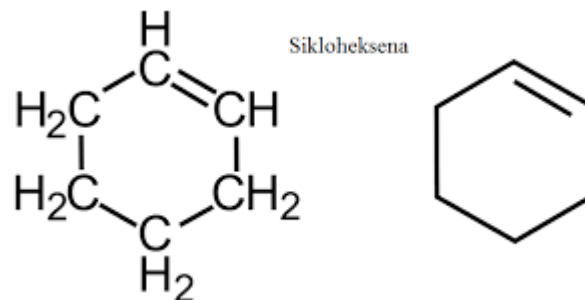
Asam adipat merupakan asam karboksilat alifatik yang terdiri dari enam atom karbon dengan dua karboksilat (-COOH) dimana masing – masing karboksilat menempel pada ujung rantai karbon. Lebih dari asam adipat digunakan dalam pembuatan *nylon*, sedangkan sisanya digunakan untuk pembuatan beberapa komponen atau bahan pembuat plastik terutama *polyvinyl*, komponen *polyurethane*, *food acidulant*, *essterlubes* untuk pelumas, dan *detergen* yang dipakai sebagai garam alkali (Mc Ketta, 1977).

Asam adipat merupakan sebuah senyawa kristal putih dengan rumus molekul $C_6H_{10}O_4$ dengan bobot molekul 146,14 g/mol. Asam adipat mempunyai titik leleh

152°C, titik didih 337°C dan densitas sebesar 1,360 g/mL pada suhu 25°C.

1.3.2 Sikloheksena

Sikloheksena merupakan sebuah senyawa tidak berwarna dengan bau yang tajam. Sikloheksena dapat digunakan dalam proses pembuatan asam adipat menggunakan proses oksidasi. Sikloheksena senyawa yang agak larut dalam air dengan rumus molekul C_6H_{10} . Bobot molekul sikloheksena adalah 82,14 g/mol. Sikloheksena mempunyai titik lebur $-103,7^\circ C$, titik didih $83,3^\circ C$ dan *specific gravity* sebesar 0,810 g/mL pada suhu $20^\circ C$ (Perry and Green, 1997). Berikut adalah Gambar 1.3 yaitu struktur dari sikloheksena.

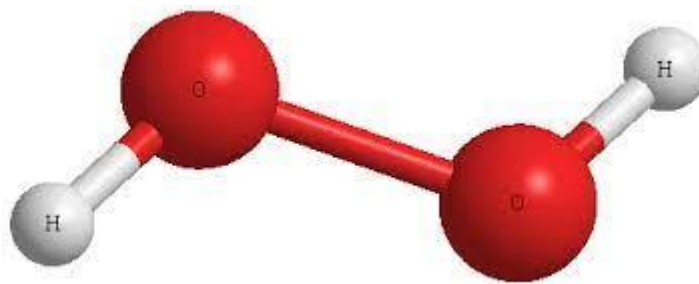


Gambar 1.3 Struktur Sikloheksena

1.3.3 Hidrogen Peroksida

Menurut (Wiranatha et al., 2014), hidrogen peroksida merupakan cairan (liquid) bening, tidak berwarna, tampilannya seperti air dan dapat dicampur dengan air dalam berbagai dosis. Pada konsentrasi tinggi H_2O_2 dapat berbau asam. Hidrogen peroksida umumnya digunakan sebagai pemutih yang memiliki sifat iritatif apabila kontak dengan kulit, mata dan saluran pernafasan terlebih lagi apabila kontak dalam waktu yang lama dan bersifat rutinitas. Penggunaan bahan kimia H_2O_2 dapat berdampak terhadap tenaga kerja, sehingga menimbulkan berbagai keluhan sebagai akibat dari penggunaan bahan kimia tersebut, seperti keluhan pada mata, kulit dan keluhan pada pernafasan. Saat ini, H_2O_2 diproduksi

pada skala industri oleh proses oksidasi antrakuinon. Biaya pembuatan H_2O_2 terus berkurang oleh kemajuan teknologi proses dan meningkatnya skala ekonomi. Metode baru yang menjanjikan untuk produksi H_2O_2 , seperti sintesis dari campuran $CO / O_2 / H_2O$, sintesis langsung dari O_2 / H_2 , sintesis fotokatalitik dan produksi yang diinspirasi oleh bio, akan membuat pereaksi kunci kimia hijau ini menjadi lebih murah. Berikut adalah Gambar 1.4 yaitu struktur molekul dari hidrogen peroksida (Wen et al., 2012):



Gambar 1.4 Struktur Molekul Hidrogen Peroksida

1.4 Pemilihan Proses

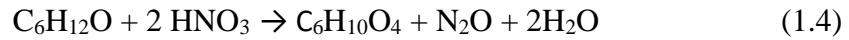
1.4.1 Proses Oksidasi Sikloheksanol dengan Asam Nitrat

Pembuatan asam adipat secara komersial dapat dilakukan dengan cara mengoksidasi sikloheksanol dengan asam nitrat 50%. Kondisi operasi pembuatan dalam tekanan 0,1 – 0,4 Mpa (14-58 psi), suhu 60-90°C dengan katalis Amonium Metavanadat (0,02-0,1%) dan *copper nitrate* (0,1-0,5%) (Kirk-Othmer, 4th ed, 2016).

Proses pembuatan asam adipat pada proses ini melibatkan hidrogen benzena yang bereaksi dengan sikloheksanol sehingga teroksidasi menghasilkan sikloheksanon (keton) dan sikloheksanol (alkohol), kemudian dioksidasikan dengan asam nitrat. Proses ini memberikan hasil samping berupa salah satu gas rumah kaca seperti N_2O yang dapat menyebabkan lapisan ozon menipis sehingga

mengakibatkan *global warming*.

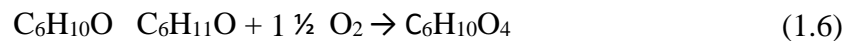
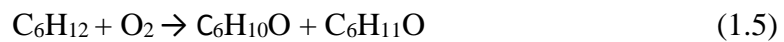
Reaksi :



1.4.2 Proses Oksidasi Sikloheksena dengan Katalis Cobalt

Proses oksidasi ini merupakan proses pembuatan asam adipat secara konvensional yang banyak digunakan oleh perusahaan – perusahaan tahun 1940, salah satunya adalah perusahaan Du Pont. Proses ini berlangsung pada suhu reaksi 150 – 175°C dan tekanan 800 – 1200 kPa (115 – 175 psi). Udara dan sikloheksena diumpankan ke reaktor kolom RATB kemudian diinjeksikan katalis pada arus umpan dengan konsentrasi 0,3 – 3 ppm. Konversi yang terjadi pada proses ini menghasilkan sedikit sikloheksena yang teroksidasi sehingga *yield* Ketone-Alkohol yang Dihasilkan hanya 76 – 87% (Kirk-Othmer, 4th ed, 1998).

Reaksi:



1.4.3 Proses Oksidasi Sikloheksena dengan Hidrogen Peroksida

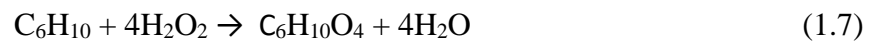
Hidrogen peroksida memiliki kandungan oksigen aktif yang tinggi (47% oksigen aktif) dan menghasilkan air sebagai satu-satunya produk sampingan. Oleh karena itu, semakin banyak peneliti yang mulai menggunakan hidrogen peroksida untuk berbagai macam proses oksidasi, seperti pembelahan oksidatif sikloheksena untuk mensintesis asam adipat. Salah satu laporan pertama diberikan oleh Noyori dan rekan kerja. Hasil yang sangat baik dari asam adipat diperoleh dengan menggunakan 30% H₂O₂ (K. Sato, M. Aoki, R. Noyori, Sains, 1998).

Proses oksidasi menggunakan hidrogen peroksida ini merupakan proses

oksidasi yang ramah lingkungan karena hidrogen peroksida adalah oksidator yang kuat sehingga produk samping yang dihasilkan pada proses ini hanya berupa air. Pada proses ini dilakukan oksidasi sikloheksena menggunakan hidrogen peroksida (H_2O_2) dengan bantuan katalis asam tungstat (H_2WO_4), asam fosfat (H_3PO_4), dan asam sulfat (H_2SO_4). Sebagian besar sintesis asam adipat dari sikloheksena dan hidrogen peroksida dilakukan pada suhu reaksi di bawah $100\text{ }^\circ\text{C}$ karena penggunaan hidrogen peroksida yang berbahaya dan mudah meledak, tidak aman untuk menggunakan suhu reaksi yang tinggi dalam kondisi *batch*. Namun, penggunaan kondisi aliran mikro dapat memfasilitasi kondisi reaksi. Suhu reaksi memberikan pengaruh yang besar pada proses oksidasi. Kondisi reaksi optimal diperoleh pada suhu 100°C terutama 50% hasil terisolasi dapat diperoleh hanya dalam waktu reaksi 20 menit. Suhu reaksi yang lebih tinggi merugikan reaksi karena dekomposisi hidrogen peroksida akan berlebih (AC Varas, V. Hessel, 2012).

Katalis yang digunakan dipilih karena harganya yang lebih murah, ramah lingkungan, dan menghasilkan yield yang cukup tinggi yaitu 94%, serta dapat menghambat proses dekomposisi H_2O_2 . Penggunaan katalis asam sangat penting untuk oksidasi sikloheksena dalam pembuatan asam adipat. Penambahan asam meningkatkan stabilitas dan sifat oksidatif hidrogen peroksida. Efek stabilisasi ini akan menguntungkan karena penguraian hidrogen peroksida menghasilkan pembentukan air dan gas oksigen. Selain itu, asam berfungsi sebagai katalis untuk dua langkah hidrolisis dalam mekanisme reaksi. Asam sulfat juga ditambahkan ke larutan hidrogen peroksida berair. Peningkatan keasaman menghasilkan spesi terprotonasi yang merupakan katalis oksidasi yang lebih aktif (O. Bortolini, C. Venrello, 1986).

Proses reaksi oksidasi sikloheksena dan H₂O₂ dilakukan pada fase cair. Pada kadar 30%, H₂O₂ dalam keadaan tidak begitu volatil sehingga sangat rentan terdekomposisi pada suhu 70 - 90°C. Dalam keadaan ini katalis berfungsi untuk menahan H₂O₂ agar tidak terdekomposisi. Proses ini dilakukan pada reaktor alir tangki berpengaduk pada suhu sekitar 75 – 90°C dengan kecepatan pengadukan 125 rpm dan tekanan atmosferis 14,7 psi. Produk asam adipat yang dimurnikan dan dikristalisasi untuk memperoleh produk berupa padatan. Konversi yang dihasilkan dengan proses ini yaitu sekitar 90%. Terdapat 2 reaksi parallel yang terjadi di dalam reactor. Reaksi yang pertama yaitu reaksi oksidasi sikloheksena dan hydrogen peroksida adalah sebagai berikut (Wen et al., 2012):



Sedangkan reaksi kedua yaitu reaksi dekomposisi H₂O₂ sebagai berikut:



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

Tabel 1.3 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Adipat

Parameter	Oksidasi Sikloheksanol dengan Asam Nitrat	Oksidasi Sikloheksena dengan Katalis Cobalt	Oksidasi Sikloheksena dengan Hidrogen Peroksida
Bahan Baku	Sikloheksanol dan Asam Nitrat	Sikloheksena	Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida
Katalis	Amonium Metavandat	Cobalt	Asam Tungstat, Asam Sulfat, Asam Fosfat
Kondisi Operasi	P: 0,9 – 4 atm T: 60-90°C	P: 7-12 atm T: 150-175 °C	P: 1 atm T: 73 °C
Konversi (%)	92	90	94,7
Yield (%)	80 -85	76 - 87	94,7
Reaksi	Eksotermis	Eksotermis	Eksotermis
Hasil Samping	Gas Nitrogen monoksida (NO) dalam jumlah besar (33%)	Gas Dinitrogen oksida (N ₂ O)	Air
Kemurnian Produk (%)	99	90	99,7

(Sumber : Wen et al, 2012; ScienceLab.com., 2013; LabChem, 2012)

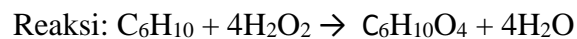
Dengan mempertimbangkan beberapa aspek di atas, maka proses yang dipilih untuk pembuatan asam adipat adalah proses oksidasi sikloheksena dengan hidrogen peroksida dengan pertimbangan :

1. Katalis yang digunakan memiliki harga yang lebih murah.
2. Kondisi operasi yang digunakan memiliki tekanan yang rendah yaitu 14,7 psi.
3. Konversi, *yield*, dan kemurnian produk yang dihasilkan tinggi.
4. Hasil samping produk yang dihasilkan ramah lingkungan

1.5. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.5.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis yang dapat diketahui melalui perhitungan entalpi reaksi dan penentuan arah reaksi bersifat *reversible* atau *irreversible* dapat diketahui dari harga kesetimbangan kimia yang dipengaruhi oleh energi bebas Gibbs.



Harga ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Enthalpy of Reaction (ΔH_r°)

Penentuan panas reaksi berjalan baik secara endotermis ataupun eksotermis dapat diketahui melalui perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 atm dan suhu 298K. Pada proses reaksi oksidasi sikloheksena dengan hidrogen peroksida ini harga (ΔH_f°) masing – masing komponen pada adalah sebagai berikut:

Tabel 1.4 Harga (ΔH_f°) Masing – masing Komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	Referensi
C_6H_{10}	-5,36	Coulson and Richardson, 1999
H_2O_2	-187,78	Wagman, 1982
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_4$	-994,12	Dean, 1979
H_2O	-242	Coulson and Richardson, 1999
O_2	0	Yaws, 1999

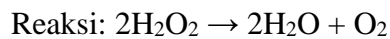
Setelah menegetahui nilai harga ΔH_f° pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai entalpi pada keseluruhan.

▪ Enthalpy Keseluruhan

$$\begin{aligned} \Delta H_r^\circ (298\text{K}) &= \sum(n \times H_f) \text{ produk} - \sum(n \times H_f) \text{ reaktan} \\ &= [(\Delta H_f^\circ(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_4) + \Delta H_f^\circ(4\text{H}_2\text{O}))] - [(\Delta H_f^\circ(\text{C}_6\text{H}_{10}) + \Delta H_f^\circ(4\text{H}_2\text{O}_2))] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= [(-994,12) + (4 \times (-242))] - [(-5,36) + (4 \times (-187,78))] \\
&= (-1962,12 \text{ kJ}) - (-756,48 \text{ kJ}) \text{ (kJ/mol)} \\
&= -1205,64 \text{ kJ/mol} = -1205640 \text{ J/mol}
\end{aligned}$$

Sedangkan untuk reaksi dekomposisi pada H_2O_2 suhu 298K dapat dihitung sebagai berikut:



$$\begin{aligned}
\Delta H_r^\circ (298\text{K}) &= \sum(n \times H_f) \text{ produk} - \sum(n \times H_f) \text{ reaktan} \\
&= (-484 \text{ kJ}) - (-375,56 \text{ kJ}) \\
&= -108,44 \text{ kJ/mol} = -108440 \text{ J/mol}
\end{aligned}$$

Setelah mengetahui nilai entalpi secara keseluruhan, kemudian menghitung nilai Gibbs keseluruhan pada reaksi yang sama dengan suhu 289 K, berikut merupakan tabel harga energi Gibbs pada masing-masing komponen.

Standard Gibbs Energy of Formation (ΔG_r°)

Menurut Josiah Williard Gibbs (1873), energi Gibbs pembentukan standar pada suatu senyawa adalah perubahan energi bebas yang disertai pembentukan 1 mol zat tersebut dari unsur penyusunnya.

Tabel 1.5 Harga ΔG_f Masing – masing Komponen

Komponen	ΔG_f (kJ/mol)	Referensi
C_6H_{10}	106,86	Yaws, 1999
H_2O_2	-105,60	Yaws, 1999
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_4$	-686,47	Yaws, 1999
H_2O	-228,60	Yaws, 1999
O_2	0	Yaws, 1999

- Energi Gibbs Secara Keseluruhan

$$\begin{aligned}
 \Delta G_r^{\circ} (298) &= \sum \Delta G_f^{\circ} \text{ Produk} - \sum \Delta G_f^{\circ} \text{ Reaktan} \\
 &= [(\Delta G_f^{\circ} (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_4) + \Delta G_f^{\circ} (4\text{H}_2\text{O})) - \Delta G_f^{\circ} (\text{C}_6\text{H}_{10}) + \Delta G_f^{\circ} (4\text{H}_2\text{O}_2)] \\
 &= [(-686,47) + (4 \times (-228,60))] - [(106,86) + (4 \times (-105,60))] \\
 &= (-1600,87) - (-315,54) \text{ (kJ/mol)} \\
 &= -1285,33 \text{ kJ/mol} = -1285330 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Sedangkan energi bebas Gibbs untuk reaksi dekomposisi H_2O_2 dapat dilihat sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_r^{\circ} (298) &= \sum \Delta G_f^{\circ} \text{ produk} - \sum \Delta G_f^{\circ} \text{ reaktan} \\
 &= [(\Delta G_f^{\circ} (2\text{H}_2\text{O}) + \Delta G_f^{\circ} (\text{O}_2)) - \Delta G_f^{\circ} (2\text{H}_2\text{O}_2)] \\
 &= [(2 \times (-228,60)) + (0)] - [(2 \times (-105,60))] \\
 &= (-457,2 \text{ kJ}) - (-211,2 \text{ kJ}) \\
 &= -246 \text{ kJ/mol} = -246000 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Reaksi overall dari proses pembuatan Asam Adipat merupakan reaksi eksotermis dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kiri didapatkan nilai $\Delta H_r = -1205,64 \text{ kJ/mol}$ yang artinya reaksi melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan, sehingga kalor dari sistem berkurang. Sementara untuk nilai energi Gibbs yang didapatkan yaitu sebesar:

$\Delta G_r = -1285,33 \text{ kJ/mol}$, dimana energi Gibbs memiliki nilai negatif sehingga reaksi ini termasuk reaksi spontan.

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

$$\ln K_1 = \frac{-\Delta G^\circ_r}{T \cdot R} \quad (1.8)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} x \frac{-(-1285,33)}{8,314} \quad (1.19)$$

$$\ln K_1 = e^{\frac{1}{T} x 154,598268} \quad (1.10)$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu 298 K dapat dihitung dengan persamaan (1.10) maka didapatkan

$$\ln K_1 = e^{\frac{1}{T} x 154,598268}$$

$$\ln K_1 = e^{\frac{1}{298} x 154,598268}$$

$$K_1 = 1,6800$$

Pada suhu 73°C (346 K), besarnya konstanta kesetimbangan (K_2) pada suhu dapat dihitung dengan persamaan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (1.11)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.11) maka didapatkan:

$$\ln \frac{K_2}{1,6800} = \left[-\frac{-1205,64}{8,314} \right] \left[\frac{1}{346} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{1,6800} = -0,0675$$

$$\frac{K_2}{1,6800} = e^{-0,0675}$$

$$\frac{K_2}{1,6800} = 0,9347$$

$$K_2 = 1,5703$$

Reaksi berjalan *irreversible* apabila nilai $K > 1$, dari hasil perhitungan nilai kesetimbangan K_1 sebesar 1,6800 dan K_2 sebesar 1,5703. Sehingga hal ini menunjukkan bahwa reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible* karena nilai K positif (+).

1.5.2 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. Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan asam adifat merupakan reaksi orde 1 yang memiliki kinetika reaksi yaitu 0,00373 1/s (Vayssie and Elias, 1997).

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 asam adipat dapat dilihat pada

Tabel 2.1 di bawah ini :

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Asam Adipat

Spesifikasi	Produk	Bahan Baku		Bahan Penunjang		
	Asam Adipat	Sikloheksena	Hidrogen Peroksida	Asam Tungstat	Asam Sulfat	Asam Fosfat
Bentuk	Kristal putih	Cair	Cair	Padat	Cair	Cair
Warna	Putih	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Kuning	Tidak berwarna	Tidak berwarna

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

Rumus Kimia	$C_6H_{10}O_4$	C_6H_{10}	H_2O_2	H_2O_4W	H_2SO_4	H_3PO_4
Berat Molekul (g/mol)	146,14	84,16	34,01	249,86	98,08	98
Kemurnian (%)	99,7	99,6	30	99	90-98	85
Densitas (g/cm³)	1,37	0,78	1,1	5,5	1,84	1,68
Titik Didih (°C)	337	80-81	107	1473	290-338	158
Titik Leleh (°C)	150-156	6-7	-26	100	10	21
Kelarutan	23 g/L pada 25°C	<0,1 g/L pada 20 °C	-	Tidak larut	Tercampur penuh	-
Flammability	Mudah terbakar	Mudah terbakar	Tidak mudah terbakar	Tidak mudah terbakar	Tidak mudah terbakar	Tidak mudah terbakar

(Sumber : Perry and Green, 1997 & LabChem, 2012)

2.2 Pengendalian Kualitas

Untuk menghasilkan produk asam adipat 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 sikloheksena, hidrogen peroksida, asam tungstate, asam fosfat dan asam sulfat.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi pabrik asam adipat 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 kontrol 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

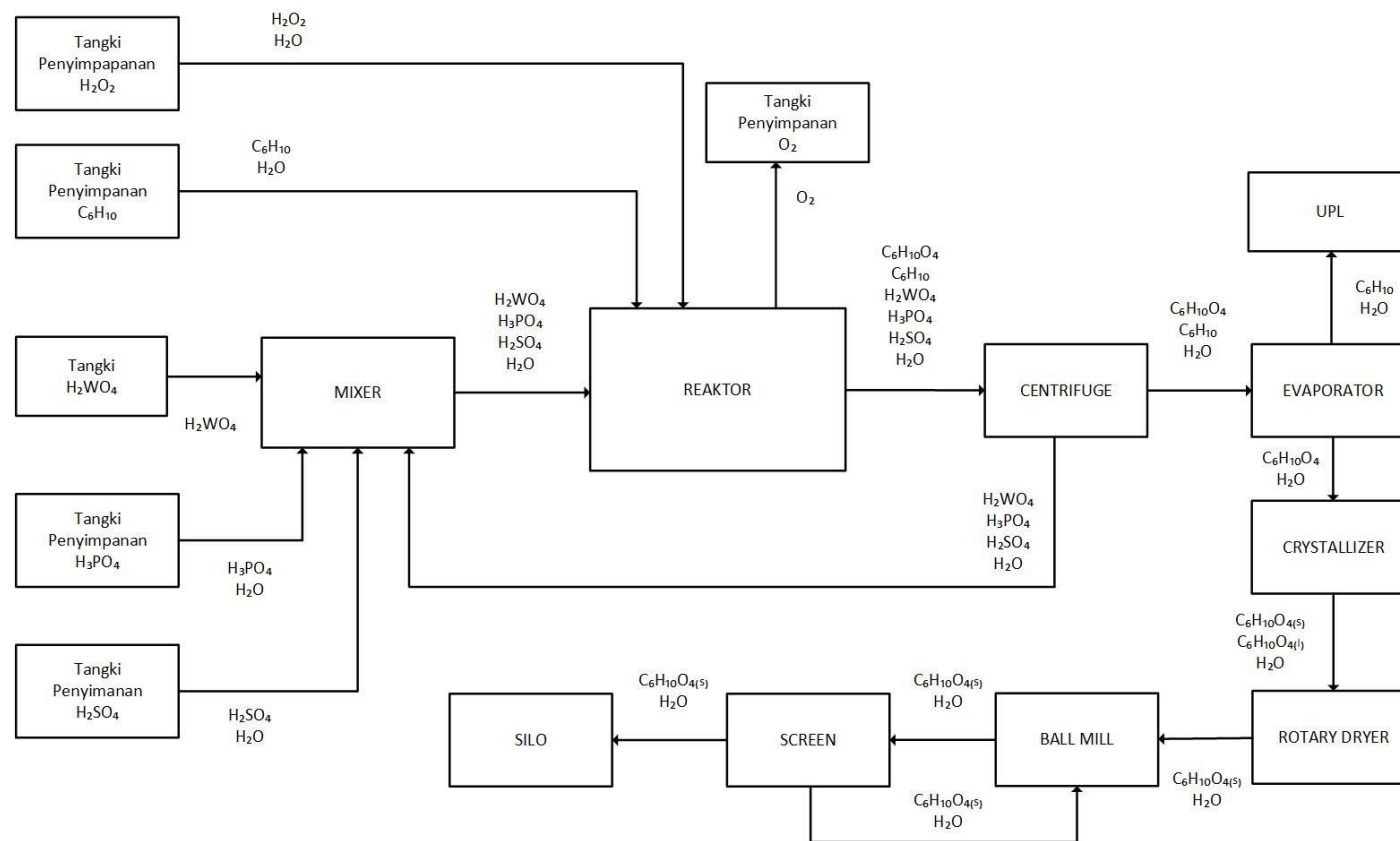
Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk memastikan apakah produk asam adipat yang dihasilkan telah sesuai dengan standar mutu dan spesifikasi produk yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap produk asam adipat, antara lain uji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

BAB III

PERANCANGAN PROSES

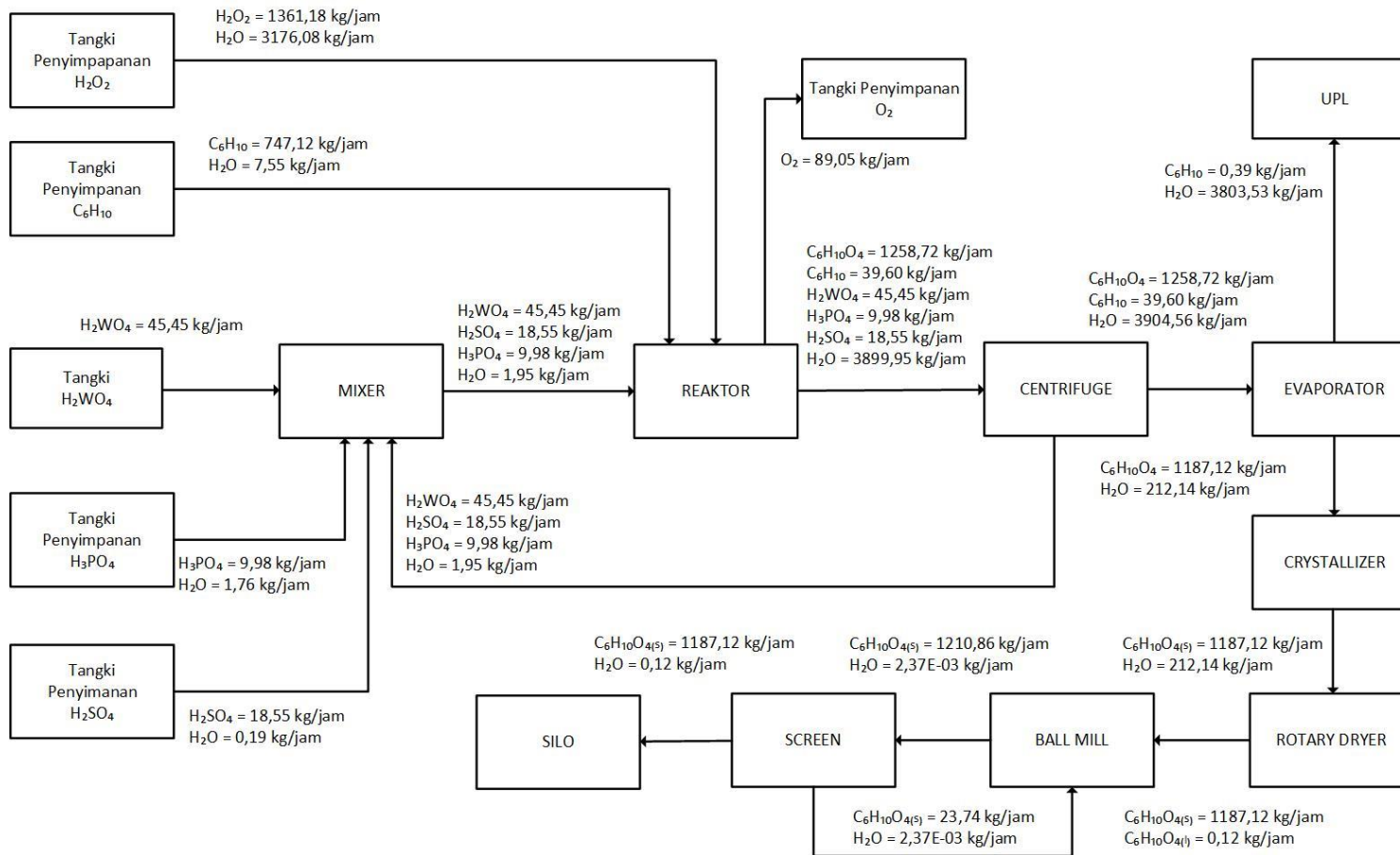
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

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 asam adipat ini, proses yang dipilih adalah proses dengan menggunakan reaksi oksidasi sikloheksena (C_6H_{10}) dengan hidrogen peroksida (H_2O_2). Produk asam adipat ($C_6H_{10}O_4$) menggunakan bahan baku utama berupa hidrogen peroksida 30% (H_2O_2) dan sikloheksena (C_6H_{10}) serta katalis asam tungstat (H_2WO_4), asam sulfat (H_2SO_4), dan asam fosfat (H_3PO_4). Perbandingan mol antara $C_6H_{10} : H_2O_2 : H_2WO_4 : H_2SO_4 : H_3PO_4$ sebesar 50 : 220 : 1 : 1,04 : 0,56 (Wen et al., 2012). Secara umum, proses pembuatan asam adipat terdiri dari beberapa tahap.

3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

a. Sikloheksena (C_6H_{10})

Bahan baku sikloheksena (C_6H_{10}) dengan kemurnian 99,6% disimpan dalam tangki (T-04) berbentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical head* dalam fase cair pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan dalam waktu 30 hari. Saat ini, di Indonesia belum ada pabrik dalam negeri yang memproduksi sikloheksena, sehingga bahan baku tersebut didapatkan melalui impor luar negeri yaitu dari pabrik Zouping Xiangyu Chemical Co., Ltd, Shandong, China atau Xinxiang City Huaruai Fine Chemical Co., Ltd., China. Sikloheksena akan diumpankan menuju reaktor I (R-01) menggunakan pompa (P-04) yang sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-04).

b. Hidrogen Peroksida 30% (H_2O_2)

Hidrogen peroksida yang digunakan adalah (H_2O_2) 30% karena ramah lingkungan dan tidak menghasilkan hasil samping gas N_2O . Hidrogen peroksida

disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-03) berbentuk silinder vertical dengan *flat bottom* dan *conical head* dengan waktu penyimpanan selama 15 hari. Bahan baku ini diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT Degussa Peroxide Indonesia dengan kapasitas 48.000 ton/tahun yang terletak di Cikarang, Jawa Barat. Hidrogen peroksida diumpankan menuju *heater* (HE-03) sebelum menuju reaktor I (R-01) dengan pompa (P-03).

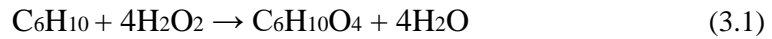
c. Katalis Asam Sulfat, Asam Fosfat, dan Asam Tungstat

Asam sulfat (H_2SO_4) dan asam fosfat (H_3PO_4) disimpan di dalam tangki penyimpanan masing – masing yang berbentuk silinder vertical dengan *flat bottom* dan *conical head* dengan waktu penyimpanan 30 hari dan suhu $30^\circ C$. Kedua katalis tersebut didapatkan dari salah satu produsen asam terbesar di Indonesia yaitu PT Petrokimia Gresik. Sedangkan katalis asam tungstat (H_2WO_4) yang berfase padatan disimpan di dalam *bin hopper* (BH-01) dengan bentuk silinder vertical dengan tutup atas berupa *plate* dan tutup bawah berupa *conical*. Asam tungstat diperoleh dari impor luar negeri yaitu dari pabrik Ganzhou CF Tungsten Co., Ltd., China, karena di dalam negeri belum tersedia pabrik penghasil asam tungstat. Proses pertama yaitu memanaskan katalis cair asam sulfat dan asam fosfat menggunakan *heater* (HE-01) dan (HE-02) hingga suhu $73^\circ C$. Katalis cair yang sudah dipanaskan dicampur dengan katalis asam tungstat di dalam *conical screw mixer* (CSM-01) hingga homogen.

3.2.2 Proses Reaksi

Hasil pencampuran *conical screw mixer* (CSM-01) menghasilkan pasta, kemudian diumpankan menuju reaktor I (R-01) menggunakan *belt conveyor* (BC-02) dan *bucket elevator* (BE-02) dengan penambahan bahan baku hidrogen peroksida serta sikloheksena yang sebelumnya telah dipanaskan menggunakan

heater (HE-03) dan (HE-04) hingga suhu 73°C. Reaktor yang digunakan sebanyak 2 buah disusun secara seri. Konversi pada masing-masing reaktor adalah sebesar 77,5% untuk reaktor I (R-01) dan 94,7% untuk reaktor II (R-02). Di dalam reaktor terjadi 2 reaksi paralel, dimana reaksi yang pertama adalah sebagai berikut:



Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis dan berlangsung pada suhu 73 °C dan tekanan 1 atm. Selain reaksi utama, terdapat reaksi dekomposisi pada H_2O_2 sebagai berikut:



Reaksi ini menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Konversi total sebesar 94,7% dengan kemurnian sebesar 99,5%. Arus keluaran reaktor II (R-02) kemudian diumpankan menuju *centrifuge* (CG-01) untuk memisahkan asam adipat beserta *impuritiesnya* dengan katalis. Katalis yang telah dipisahkan diumpankan kembali menuju *conical screw mixer* (CSM-01) untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya.

3.2.3 Proses Pemurnian atau *Purification* Produk

Setelah pemisahan katalis selesai, produk asam adipat dan *impuritiesnya* kemudian dipompa ke *evaporator* (EV-01) untuk memisahkan sikloheksena dan sebagian besar air dengan asam adipat dengan sedikit kandungan air. *Evaporator* beroperasi pada suhu 207,66 °C dan tekanan 1 atm. Hasil atas *evaporator* (EV-01) yang berupa sikloheksena dan sebagian besar air dikondensasikan menggunakan kondensor (CN-02) dan diarahkan ke UPL untuk dikelola lebih lanjut. Hasil bawah *evaporator* (EV-01) yang merupakan campuran asam adipat dan sedikit air diumpankan menuju *crystallizer* (CR-01) untuk dikristalkan menjadi kristal asam adipat dengan cara menurunkan suhunya menjadi 30 °C menggunakan air pendingin

brine water. Kemudian padatan kristal yang terbentuk, dikeringkan untuk menghilangkan kadar airnya dengan *rotary dryer* (RD-01). Pada *rotary dryer*, padatan asam adipat dikontakkan dengan udara panas yang bersuhu 130°C agar membawa kandungan air yang masih ada pada padatan asam adipat sehingga akan menghasilkan serbuk asam adipat dengan kemurnian 99,5 %. Produk hasil keluaran dari *rotary dryer* (RD-01), selanjutnya kristal asam adipat diumpankan ke *ball mill* (BM-01) untuk mengecilkan ukuran butiran kristal asam adipat menjadi 100 mesh. Asam adipat yang telah dihaluskan kemudian diumpankan ke *screen* (SC-01) untuk memisahkan asam adipat *off-spec* dengan asam adipat berukuran 100 mesh. Asam adipat yang tidak sesuai ukurannya (*off-spec*) di *recycle* kembali menuju *ball mill* (BM-01) hingga ukurannya sesuai. Asam adipat yang telah berukuran 100 mesh kemudian diangkut menuju silo (S-01) menggunakan *belt conveyor* (BC-04) dan *bucket elevator* (BE-04).

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Tangki

Tabel 3.1 Tangki Penyimpanan

Parameter	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Tempat penyimpanan katalis asam sulfat	Tempat penyimpanan katalis asam fosfat	Tempat penyimpanan bahan baku hidrogen peroksida
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan flat bottom dan <i>conical head</i>	Tangki silinder vertikal dengan flat bottom dan <i>conical head</i>	Tangki silinder vertikal dengan flat bottom dan <i>conical head</i>
Bahan Kontruksi	Carbon Steel, SA-283 Grade C		
Lama Penyimpanan	30 Hari	30 Hari	15 Hari
Kondisi Operasi			
- Suhu (°C)	30		
- Tekanan (atm)	1		
Spesifikasi			
- Diameter (m)	3,05	3,05	7,62
- Tinggi (m)	1,94	1,94	4,17
- Tebal <i>Shell</i> (in)	1/4	3/16	7/16
- Volume (m ³)	9,15	5,40	347,54
Head			
- Tinggi (m)	0,11	0,14	0,52
- Tebal (in)	3/16	3/16	3/16
Harga (\$)	\$9.942	\$9.942	\$25.839

Tabel 3.2 Tangki Penyimpanan (Lanjutan)

Parameter	T-04	T-05	BH-01
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku sikloheksena	Menyimpan produk samping O ₂	Tempat penyimpanan katalis asam tungstat
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>	Tangki bola (<i>spherical tank</i>)	Tangki silinder vertikal dengan tutup atas berupa <i>plate</i> dan tutup bawah berupa <i>conical</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>	<i>Low Alloy SA-353</i>	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	30 Hari		
Kondisi Operasi			
- Suhu (°C)	30		
- Tekanan (atm)	1		
Spesifikasi			
- Diameter (m)	10,67	5,12	3,00
- Tinggi (m)	6,11	-	4,45
- Tebal <i>Shell</i> (in)	5/8	1	3/16
- Volume (m ³)	662,47	67,73	5,95
Head			
- Tinggi (m)	0,62		1,92
- Tebal (in)	1/4		1/4
Harga (\$)	\$37.974	\$48.608	\$11.931

3.3.2 Silo

Tabel 3.3 Silo (S-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Silo</i>
Kode Alat	: S-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Tempat menyimpan produk asam adipat
Jenis Alat	: Silinder vertikal dengan tutup bawah berupa <i>conical</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$149.480
DATA DESAIN	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 30
DIMENSI SILO	
Diameter (m)	: 4,05
Tinggi (m)	: 8,91
Volume (m ³)	: 53.098
Tebal (in)	: 3
<i>Head & Bottom</i>	
Jenis Head	: Flat head
Tebal Head (in)	: 1/4
Jenis Bottom	: Conical Bottom
Tebal Bottom	: 1/2

3.3.3 Conical Screw Mixer (CSM-01)

Tabel 3.4 Conical Screw Mixer (CSM-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Conical Screw Mixer</i>
Kode Alat	: CSM-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menghomogenkan katalis asam tungstat, asam sulfat, dan asam fosfat
Jenis Alat	: <i>Mixer</i> berupa silinder vertikal dengan alas dan tutup berbentuk <i>elliptical</i> serta pengaduk jenis <i>heliocoid flight</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$5.000
DATA DESAIN	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 30
DIMENSI MIXER	
Kapasitas (m ³)	: 1,17
Diameter Tutup (m)	: 0,71
Diameter Tangki (m)	: 0,65
Diamater Lepasn (m)	: 0,24
Diameter <i>Feed Port</i> (m)	: 0,23
Tinggi Tangki Total (m)	: 1,49
Tinggi Silinder (m)	: 0,82
Jumlah Pengaduk	: 1
Panjang Pengaduk (m)	: 0,76
Diameter Pengaduk (m)	: 0,1
Kecepatan Putar (rpm)	: 325
<i>Power</i> Pengaduk (Hp)	: 3

3.3.4 Reaktor I (R-01)

Tabel 3.5 Reaktor I (R-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	: Reaktor 1	
Kode Alat	: R-01	
Jumlah	: 1	
Fungsi	: Mereaksikan sikloheksena dengan hidrogen peroksida dengan katalis asam sulfat, asam tungstat, dan asam fosfat untuk membentuk asam adipat.	
Jenis Alat	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)	
Mode Operasi	: Kontinyu	
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Harga (\$)	: \$76.755	
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	: 1	
Suhu (°C)	: 73	
Kapasitas (kg/jam)	: 5.367,86	
Kondisi Proses	: Non adiabatik	
Volume (m ³)	: 8,4	
Dimensi Reaktor		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	: 2,20
	Tinggi (m)	: 3,30
	Tebal (in)	: ¼
	Volume (m ³)	: 8,37
<i>Head</i>	Diameter (m)	: 2,20
	Tinggi (m)	: 0,47
	Tebal (in)	: 1/4
	Volume (m ³)	: 1,3
Pengaduk		
Jenis <i>Impeller</i>	: <i>Flat six-blade turbine with disk</i>	
Diameter <i>Impeller</i> (m)	: 0,68	
Jumlah <i>Impeller</i>	: 1	
Tinggi <i>Baffle</i> (m)	: 2,27	
Lebar <i>Baffle</i> (m)	: 0,19	
Tinggi <i>Flat</i> (m)	: 0,14	
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4	
Jumlah Turbin	: 6	
Kecepatan Putar (rpm)	: 155	
Power Pengaduk (Hp)	: 10	

Tabel 3.6 Reaktor I (R-01) (lanjutan)

Jaket Pendingin	
Bahan Jacket Pendingin	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi Jacket (m)	: 3,30
Tebal Jacket (in)	: 3/16
Luas Transfer Panas (m ²)	: 12, 54

3.3.5 Reaktor 2 (R-02)**Tabel 3.7** Reaktor 2 (R-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	: Reaktor 2	
Kode Alat	: R-02	
Jumlah	: 1	
Fungsi	: Mereaksikan sikloheksena dengan hidrogen peroksida dengan katalis asam sulfat, asam tungstat, dan asam fosfat untuk membentuk asam adipat.	
Jenis Alat	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)	
Mode Operasi	: Kontinyu	
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Harga (\$)	: \$76.755	
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	: 1	
Suhu (°C)	: 73	
Kapasitas (kg/jam)	: 5.367,86	
Kondisi Proses	: Non adiabatis	
Volume (m ³)	: 8,4	
Dimensi Reaktor		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	: 2,20
	Tinggi (m)	: 3,30
	Tebal (in)	: 1/4
	Volume (m ³)	: 8,37
<i>Head</i>	Diameter (m)	: 2,20
	Tinggi (m)	: 0,47
	Tebal (in)	: 1/4
	Volume (m ³)	: 1,3

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

Pengaduk	
Jenis <i>Impeller</i>	: <i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Diameter <i>Impeller</i> (m)	: 0,68
Jumlah <i>Impeller</i>	: 1
Tinggi <i>Baffle</i> (m)	: 2,27
Lebar <i>Baffle</i> (m)	: 0,19
Tinggi <i>Flat</i> (m)	: 0,14
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4
Jumlah Turbin	: 6
Kecepatan Putar (rpm)	: 155
Power Pengaduk (Hp)	: 18
Jaket Pendingin	
Bahan Jaket Pendingin	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tinggi Jaket (m)	: 3,30
Tebal Jaket (in)	: 3/16
Luas Transfer Panas (m ²)	: 12, 54

3.3.6 Centrifuge (CG-01)

Tabel 3.9 Centrifuge (CG-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Centrifuge</i>
Kode Alat	: CG-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Memisahkan asam adipat beserta <i>impurities</i> -nya dengan katalis sebelum diumpan ke <i>Evaporator</i>
Jenis Alat	: <i>Disk Bowl Centrifuge</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$10.274
DATA DESAIN	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 73
Kapasitas (kg/jam)	: 5.272,26
DIMENSI CENTRIFUGE	
Diameter <i>Bowl</i> (m)	: 0,98
Panjang <i>Bowl</i> (m)	: 0,74
Kecepatan Putar (rpm)	: 15000
Power Motor (Hp)	: 1,5

3.3.7 Evaporator (EV-01)

Tabel 3.10 Evaporator (EV-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Evaporator</i>
Kode Alat	: EV-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menguapkan sikloheksena dan air yang ada pada produk
Jenis Alat	: <i>Short-Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$17.344
DATA DESAIN	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 207,66
Kapasitas (kg/jam)	: 5.196,32
DIMENSI EVAPORATOR	
Diameter (m)	: 1,97
Tinggi (m)	: 3,32
Tebal <i>Shell</i> (in)	: 1/4
Tebal <i>Head</i> (in)	: 3/16
DIMENSI HEAT EXCHANGER	
<i>Shell</i>	
- Fluida Dingin	: Umpan campuran C ₆ H ₁₀ O ₄ , H ₂ O, dan C ₆ H ₁₀
- ID (in)	: 10
- Pitch (in)	: 1,56
- Jumlah Pass	: 6
<i>Tube</i>	
- Fluida Panas	: <i>Steam</i>
- Jumlah <i>Tube</i>	: 24
- ID (in)	: 0,67
- OD (in)	: 1
- BWG	: 8
- Tebal (in)	: 0,17
- Panjang (ft)	: 6

3.3.8 Crystallizer (CR-01)

Tabel 3.11 Crystallizer (CR-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Crystallizer</i>
Kode Alat	: CR-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mengkristalkan asam adipat
Jenis Alat	: <i>Swenson Walker Crystallizer</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$121.521
DATA DESAIN	
Fluida Panas	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: $T_{in} = 107,8^{\circ}\text{C}$ $T_{out} = 30^{\circ}\text{C}$
Kapasitas (kg/jam)	: 1442,38
Fluida Dingin	
Media Pendingin	: Air
Suhu (°C)	: $T_{in} = 5^{\circ}\text{C}$ $T_{out} = 45^{\circ}\text{C}$
DIMENSI CRYSTALLIZER	
Diameter (m)	: 0,89
Panjang (m)	: 3,048
Luas Penampang (m ²)	: 2,29
Tebal Dinding (in)	: 3/16
Waktu Kristalisasi (jam)	: 5,41
Kecepatan Putar (rpm)	: 7
Power Pengaduk (Hp)	: 0,08

3.3.9 Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.12 Rotary Dryer (RD-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	: RD-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mengurangi kadar cairan pada asam adipat
Jenis Alat	: <i>Single Shell Heat Rotary Dryer</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$14.769
DATA DESAIN	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 41,5
Kapasitas (kg/jam)	: 1.399,26
DIMENSI ROTARY DRYER	
Diameter (m)	: 1,00
Panjang (m)	: 3,98
Volume (m ³)	: 3,10
Waktu Tinggal (jam)	: 0,23
Tebal <i>Shell</i> (in)	: 3/16
<i>Slope</i> Kemiringan (cm/m)	: 6,65
Kecepatan Putar (rpm)	: 9
Kecepatan Aliran Solid (m/s)	: 0,005
Jumlah Flight	: 6
Power Putaran (Hp)	: 1

3.3.10 Ball Mill (BM-01)

Tabel 3.13 Ball Mill (BM-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Ball Mill</i>
Kode Alat	: BM-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Menghancurkan padatan asam adipat hasil keluaran <i>Crystallizer</i> menjadi ukuran 100 mesh
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	: \$98.653
DIMENSI BALL MILL	
Kapasitas (kg/jam)	: 1187,12
Diameter (m)	: 1,52
Panjang (m)	: 1,22
Volume (m ³)	: 2,2
Kecepatan Putar (rpm)	: 14,19
Daya (Hp)	: 7,5

3.3.11 Screen (SC-01)

Tabel 3.14 Screen (SC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: <i>Screen</i>
Kode Alat	: SC-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Memisahkan produk keluaran <i>ball mill</i> yang berukuran lebih dari 100 mesh
Jenis Alat	: <i>High Speed Vibrating Screen</i>
Harga (\$)	: \$30,771
DIMENSI SCREEN	
Kapasitas (kg/jam)	: 1210,86
Luas area screen (m ²)	: 35,33
Daya (Hp)	: 10

3.3.12 Heater I (HE-01)

Tabel 3.15 Heater I (HE-01)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	:	<i>Heater I</i>		
Kode Alat	:	HE-01		
Jumlah	:	1		
Fungsi	:	Memanaskan katalis cair asam sulfat sebelum masuk ke dalam mixer dari suhu 30 °C ke 73 °C		
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>		
Harga (\$)	:	\$1.436		
Kondisi Operasi				
Fluida Dingin				
Tekanan, Pt	:	1		
Suhu Masuk, t1	:	30	°C	86 °F
Suhu Keluar, t2	:	73	°C	163,4 °F
Fluida Panas				
Media Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Suhu Masuk, T1	:	300	°C	572 °F
Suhu Keluar, T2	:	300	°C	572 °F
Massa Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Annulus			Inner Pie	
IPS	:	3/8	in	3/8 in
OD	:	1,32	in	0,68 in
ID	:	1,05	in	0,49 in
<i>Surface Area</i>	:	0,18	sqft	0,18 sqft
Panjang	:	1	ft	1 ft
A	:	0,01	ft ²	
Ud	:	7,21	btu/jam.ft ² .°F	
Uc	:	18,03	btu/jam.ft ² .°F	
Rd	:	0,08		
Rd min	:	0,007		
Jumlah Alat	:	1	Unit	

3.3.13 Heater I (HE-02)

Tabel 3.16 Heater II (HE-02)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	:	<i>Heater II</i>		
Kode Alat	:	HE-02		
Jumlah	:	1		
Fungsi	:	Memanaskan katalis cair asam fosfat sebelum masuk ke dalam mixer dari suhu 30 °C ke 73 °C		
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>		
Harga (\$)	:	\$1.436		
Kondisi Operasi				
Fluida Dingin				
Tekanan, Pt	:	1		
Suhu Masuk, t1	:	30	°C	86 °F
Suhu Keluar, t2	:	73	°C	163,4 °F
Fluida Panas				
Media Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Suhu Masuk, T1	:	300	°C	572 °F
Suhu Keluar, T2	:	300	°C	572 °F
Massa Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Annulus			Inner Pie	
IPS	:	12	in	12 in
OD	:	4,50	in	3,50 in
ID	:	4,03	in	3,07 in
<i>Surface Area</i>	:	0,917	sqft/ft	0,917 sqft/ft
Panjang	:	1650	ft	1650 ft
A	:	3117,8	ft ²	
Ud	:	7,97	btu/jam.ft ² .°F	
Uc	:	8,23	btu/jam.ft ² .°F	
Rd	:	0,09		
Rd min	:	0,007		
Jumlah Alat	:	1	Unit	

3.3.14 Heater III (HE-03)

Tabel 3.17 Heater III (HE-03)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	:	<i>Heater III</i>		
Kode Alat	:	HE-03		
Jumlah	:	1		
Fungsi	:	Memanaskan hidrogen peroksida sebelum masuk ke dalam reaktor dari suhu 30 °C ke 73 °C		
Jenis HE	:	Double Pipe Heat Exchanger		
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>		
Harga (\$)	:	\$1.546		
Kondisi Operasi				
Fluida Dingin				
Tekanan, Pt	:	1		
Suhu Masuk, t1	:	30	°C	86 °F
Suhu Keluar, t2	:	73	°C	163,4 °F
Fluida Panas				
Media Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Suhu Masuk, T1	:	300	°C	572 °F
Suhu Keluar, T2	:	300	°C	572 °F
Massa Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Annulus			Inner Pie	
IPS	:	24	in	24 in
OD	:	6,63	in	4,50 in
ID	:	6,06	in	4,03 in
<i>Surface Area</i>	:	0,92	sqft/ft	sqft/ft
Panjang	:	64	64	ft
A	:	137,55	ft ²	
Ud	:	11,14	btu/jam.ft ² .°F	
Uc	:	25,87	btu/jam.ft ² .°F	
Rd	:	0,05		
Rd min	:	0,007		
Jumlah Alat	:	1	Unit	

3.3.15 Heater IV (HE-04)

Tabel 3.18 Heater IV (HE-04)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	:	<i>Heater IV</i>		
Kode Alat	:	HE-04		
Jumlah	:	1		
Fungsi	:	Memanaskan sikloheksena sebelum masuk ke dalam reaktor dari suhu 30 °C ke 73 °C		
Jenis HE	:	Double Pipe Heat Exchanger		
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>		
Harga (\$)	:	\$1.325		
Kondisi Operasi				
Fluida Dingin				
Tekanan, Pt	:	1		
Suhu Masuk, t1	:	30	°C	86 °F
Suhu Keluar, t2	:	73	°C	163,4 °F
Fluida Panas				
Media Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Suhu Masuk, T1	:	300	°C	572 °F
Suhu Keluar, T2	:	300	°C	572 °F
Massa Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Annulus			Inner Pie	
IPS	:	1/4	in	1/4 in
OD	:	1,32	in	0,54 in
ID	:	1,05	in	0,36 in
<i>Surface Area</i>	:	0,14	sq/ft	0,14 sq/ft
Panjang	:	15	ft	15 ft
A	:	5,64	ft ²	
Ud	:	12,65	btu/jam.ft ² .°F	
Uc	:	30,32	btu/jam.ft ² .°F	
Rd	:	0,05		
Rd min	:	0,003		
Jumlah Alat	:	1	Unit	

3.3.16 Heater V (HE-05)

Tabel 3.19 Heater V (HE-05)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	:	<i>Heater V</i>		
Kode Alat	:	HE-05		
Jumlah	:	1		
Fungsi				
Jenis HE	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>		
Harga (\$)	:	\$1.135		
Kondisi Operasi				
Fluida Dingin				
Tekanan, Pt	:	1		
Suhu Masuk, t1	:	30	°C	303 °K
Suhu Keluar, t2	:	130	°C	403 °K
Fluida Panas				
Media Pemanas	:	<i>Steam</i>		
Suhu Masuk, T1	:	300	°C	573 °K
Suhu Keluar, T2	:	300	°C	573 °K
Massa Pemanas	:	237,04	kg/jam	
Ukuran Alat				
Beban Panas (kJ/jam)	:	644.860		
Jumlah Pipa	:	64,00		
OD (in)	:	1,5		
ID (in)	:	1,37		
Panjang Tube (m)	:	4,87		
Jumlah pass	:	4		
A (ft ²)	:	31,41		
Koefisien Perpindahan Panas				
Ho (btu/jam.ft ² .°F)	:	19.846,68		
Hio (btu/jam.ft ² .°F)	:	65.216,75		
Uc (btu/am.ft ² .°F)	:	15.216,13		
Rd Hitung	:	0,26		
Rd Min	:	0,003		
Pressure Drop Shell	:	0,12		
Pressuse Drop Tube	:	0,06		

3.3.17 Condensor I (CN-01)

Tabel 3.20 Condensor I (CN-01)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	:	<i>Condensor I</i>	
Kode Alat	:	CN-01	
Jumlah	:	1	
Fungsi	:	Mendinginkan gas keluar dari reactor yaitu oksigen	
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>	
Harga (\$)	:	\$1.135	
Kondisi Operasi			
Fluida Panas			
Tekanan, Pt	:	1	
Suhu Masuk, t1	:	73 °C	346 °K
Suhu Keluar, t2	:	30 °C	303 °K
Fluida Dingin			
Media Pemanas	:	<i>Brine Water</i>	
Suhu Masuk, T1	:	5 °C	278 °K
Suhu Keluar, T2	:	45 °C	113 °K
Massa Pemanas	:	89,05	kg/jam
Ukuran Alat			
<i>Annulus side</i>			
OD (in)	:	1,1	
ID (in)	:	0,83	
<i>Pressure Drop Shell</i>	:	1,8E-05	
<i>Pipe side</i>			
OD (in)	:	0,50	
ID (in)	:	0,68	
<i>Pressuse Drop Tube</i>	:	0,07	

3.3.18 Condensor II (CN-02)

Tabel 3.21 Condensor II (CN-02)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	:	<i>Condensor II</i>	
Kode Alat	:	CN-02	
Jumlah	:	1	
Fungsi	:	Mendinginkan gas keluar dari reactor yaitu oksigen	
Jenis HE	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel, SA-283 Grade C</i>	
Harga (\$)	:	\$1.135	
Kondisi Operasi			
Fluida Panas			
Tekanan, Pt	:	1	
Suhu Masuk, t1	:	107,8 °C	380,7 °K
Suhu Keluar, t2	:	30 °C	303 °K
Fluida Dingin			
Media Pemanas	:	<i>Brine Water</i>	
Suhu Masuk, T1	:	5 °C	278 °K
Suhu Keluar, T2	:	45 °C	113 °K
Massa Pemanas	:	3.795	kg/jam
Ukuran Alat			
<i>Annulus side</i>			
OD (in)	:	1,11	
ID (in)	:	0,10	
<i>Pressure Drop Shell</i>	:	0,06	
<i>Pipe side</i>			
OD (in)	:	0,08	
ID (in)	:	0,09	
<i>Pressuse Drop Tube</i>	:	1,86	

3.3.19 Belt Conveyor

Tabel 3.22 Belt Conveyor

Keterangan	BC-01	BC-02	BC-03	BC-04
Nama alat	<i>Belt Conveyor</i>			
Fungsi	Mengangkut katalis asam tungstat menuju <i>bucket elevator</i> (BE-01)	Mengangkut katalis menuju <i>bucket elevator</i> (BE-02)	Mengangkut katalis menuju <i>bucket elevator</i> (BE-03)	Mengangkut asam adipat menuju gudang asam adipat
Jenis	<i>Horizontal belt conveyor</i>			
Jumlah (unit)	1			
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA-283 grade C</i>			
Spesifikasi	Kecepatan: 100 ft/min Panjang: 3,16 m Lebar: 0,36 m Daya: 5 hp	Kecepatan: 100 ft/min Panjang: 3,16 m Lebar: 0,36 m Daya: 5 hp	Kecepatan: 100 ft/min Panjang: 3,16 m Lebar: 0,36 m Daya: 5 hp	Kecepatan: 100 ft/min Panjang: 3,16 m Lebar: 0,36 m Daya: 5 hp
Harga	\$1.104	\$1.104	\$1.104	\$1.104

3.3.20 Bucket Elevator

Tabel 3.23 Bucket Elevator

Keterangan	BE-01	BE-02	BE-03	BE-03
Nama alat	<i>Bucket elevator</i>			
Fungsi	Mengangkut katalis asam tungstat dari <i>belt conveyor</i> (BC-XX) menuju mixer (M-01)	Mengangkut katalis dari <i>belt conveyor</i> (BC-02) menuju reaktor (R-01)	Mengangkut produk dari <i>screening</i> (SC-01) menuju <i>ball mill</i> (BM-01)	Mengangkut produk dari <i>screening</i> (SC-01) menuju <i>Silo</i> (S-01)
Jenis	<i>Centrifugal discharge buckets</i>			
Jumlah (unit)	1	1	1	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA-283 grade C</i>			
Spesifikasi	Kecepatan: 225 ft/min Panjang: 0,15 m Lebar: 0,10 m Tinggi: 0,11 m Daya: 1,5 hp	Kecepatan: 225 ft/min Panjang: 0,15 m Lebar: 0,10 m Tinggi: 0,11 m Daya: 1,5 hp	Kecepatan: 225 ft/min Panjang: 0,15 m Lebar: 0,10 m Tinggi: 0,11 m Daya: 1,5 hp	Kecepatan: 225 ft/min Panjang: 0,15 m Lebar: 0,10 m Tinggi: 0,11 m Daya: 1,5 hp
Harga	\$11.931	\$11.931	\$11.931	\$11.931

3.3.21 Pompa

Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan asam sulfat dari tangki asam sulfat menuju mixer	Mengalirkan asam fosfat dari tangki asam fosfat menuju <i>heater</i> (HE-02)	Mengalirkan hidrogen peroksida dari tangki hidrogen peroksida menuju <i>heater</i> (HE-3)	Mengalirkan sikloheksena dari tangki sikloheksena ke <i>heater</i> (HE-4)
Bahan yang dipompa	Asam Sulfat	Asam Fosfat	Hidrogen Peroksida	Sikloheksena
Viskositas (cP)	19,39	23,03	0,66	0,58
Kapasitas (m ³ /jam)	0,01	0,01	1,16	1,12
Total <i>head pump</i> (m)	9,80	9,80	9,80	9,80
Suhu (°C)	30	30	30	73
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor (HP)	0,05	0,05	0,05	0,05
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Harga	\$4.971	\$4.971	\$4.971	\$4.971

Tabel 3.25 Pompa (Lanjutan)

Kode	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan produk keluaran reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02)	Mengalirkan produk keluaran reaktor (R-02) menuju reaktor (R-03)	Mengalirkan produk keluaran kondensor (CN-02) menuju UPL
Bahan yang dipompa	Produk Reaktor 1	Produk Reaktor II	Uap Cairan H ₂ O dan C ₆ H ₁₀
Viskositas (cP)	0,35	0,35	0,81
Kapasitas (m ³ /jam)	5,89	5,84	4,27
Total <i>head pump</i> (m)	9,80	9,80	9,80
Suhu (°C)	73	73	30
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor (HP)	0,05	0,05	0,05
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Harga	\$4.971	\$4.971	\$4.971

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.26 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Produk	Limbah
H ₂ WO ₄	45,45	0	45,45
H ₂ SO ₄	18,55	0	18,55
H ₃ PO ₄	9,98	0	9,98
H ₂ O	3.176,08	0	3.651,25
C ₆ H ₁₀	747,12	0	39,60
H ₂ O ₂	1.361,18	0,12	317,28
C ₆ H ₁₀ O ₄ (s)	0	1.180,12	0
C ₆ H ₁₀ O ₄ (l)	0	0	0
O ₂	0	0	89,05
Subtotal	5.358,36	1.187,24	4.171,12
Total	5.358,36	5.358,36	

3.4.2 Neraca Massa Conical Screw Mixer (CSM-01)

Tabel 3.27 Neraca Massa Conical Screw Mixer (CSM-01)

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 11	Arus 4
H ₂ WO ₄	45,45			45,45	45,45
H ₂ SO ₄		18,55		18,55	18,55
H ₃ PO ₄			9,98	9,98	9,98
H ₂ O		0,19	1,76	1,95	1,95
Total	45,45	18,74	11,74	75,94	75,94
	75,94				75,94

3.4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.28 Neraca Massa Reaktor I (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H ₂ O ₂		1.361,18			317,36
H ₂ WO ₄	45,45				45,45
H ₂ SO ₄	18,55				18,55
H ₃ PO ₄	9,98				9,98
H ₂ O	1,95	3.176,08	7,55		3.738,42
C ₆ H ₁₀			747,12		168,10
C ₆ H ₁₀ O ₄					1030,10
O ₂				39,89	
Total	75,94	4.537,26	754,67	39,89	5327,98
		5.367,86			5.367,86

3.4.4 Neraca Massa Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.29 Neraca Massa Reaktor II (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
H ₂ O ₂	317,36		
H ₂ WO ₄	45,45		45,45
H ₂ SO ₄	18,55		18,55
H ₃ PO ₄	9,98		9,98
H ₂ O	3.738,42		3.906,51
C ₆ H ₁₀	168,10		39,60
C ₆ H ₁₀ O ₄	1.030,10		1.258,72
O ₂		49,16	
Total	5.327,98	49,16	5.278,81
	5.327,98		5.327,98

3.4.5 Neraca Massa *Centrifuge* (CG-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa *Centrifuge* (CG-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₁₀ O ₄	1.258,72		1.258,72
H ₂ O	3.906,51	1,95	3.904,56
C ₆ H ₁₀	39,60		39,60
H ₂ WO ₄	45,45	45,45	
H ₂ SO ₄	18,55	18,55	
H ₃ PO ₄	9,98	9,98	
Total	5.278,81	75,94	5.202,88
	5.278,81	5.278,81	

3.4.6 Neraca Massa *Evaporator* (EV-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa *Evaporator* (EV-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₁₀ O ₄	1.258,72		1.187,12
H ₂ O	3.904,56	3.803,23	212,14
C ₆ H ₁₀	39,60	0,39	
Total	5.202,88	3.803,62	1.399,26
	5.202,88	5.202,88	

3.4.7 Neraca Massa *Crystallizer* (CR-01)

Tabel 3.32 Neraca Massa *Crystallizer* (CR-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 14	Arus 15
C ₆ H ₁₀ O ₄ (s)		1.187,12
C ₆ H ₁₀ O ₄ (l)	1.187,12	
H ₂ O	212,14	212,14
Total	1.399,26	1.399,26
	1.399,26	1.399,26

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

Tabel 3.33 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
C ₆ H ₁₀ O ₄ (s)	1.187,12		1.187,12	
H ₂ O	212,14		1,19	210,95
Udara		6.332,12		6.332,12
Total	1.399,26	6.332,12	1.188,31	6.543,07
	7.731,38		7.731,38	

3.4.9 Neraca Massa *Ball Mill* (BM-01)

Tabel 3.34 Neraca Massa *Ball Mill* (BM-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 17	Arus 20	Arus 19
C ₆ H ₁₀ O ₄ (s)	1.187,12	23,74	1.210,86
H ₂ O	1,19	0,02	1,21
Total	1.188,31	23,77	1.212,07
	1.212,07		1.212,07

3.4.10 Neraca Massa *Screen* (SC-01)

Tabel 3.35 Neraca Massa *Screen* (SC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
C ₆ H ₁₀ O ₄ (s)	1.210,86	23,74	1.187,12
H ₂ O	1,21	0,02	1,19
Total	1.212,07	23,77	1.188,31
	1.212,07	1.212,07	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Heater 1 (HE-01)

Tabel 3.36 Neraca Panas Heater 1 (HE-01)

Komponen	Q in (kJ)		Q out (kJ)
	Q in	Q supply	
H ₂ SO ₄	132,73	1202,08	1301,19
H ₂ O	3,93		37,55
Total	136,66	1202,08	1338,74
	1338,74		

3.5.2 Neraca Panas Heater II (HE-02)

Tabel 3.37 Neraca Panas Heater II (HE-02)

Komponen	Q in (kJ)		Q out (kJ)
	Q in	Q supply	
H ₂ O ₂	627.338,09	6.752.940,99	7.379.963,05
H ₂ O	36,90		352,93
Total	627.374,99	6.752.940,99	7.380.315,99
	7.380.315,99		

3.5.3 Neraca Panas Mixer (CSM-01)

Tabel 3.38 Neraca Panas Mixer (CSM-01)

Komponen	Q in (kJ)				Q out (kJ)
	Q1	Q2	Q3	Q9	
H ₂ WO ₄	30570	-	-	1.671.963,4	304.134,0
H ₂ SO ₄	-	1301,2	-	6664,4	1260,7
H ₃ PO ₄	-	-	7.379.963,1	69760942	7.106.451,3
H ₂ O	-	48,8	341,7	3500,5	378,6
Total	30570	1350,0	7.380.304,7	7144307,1	7.412.224,60
	7.412.224,60				

3.5.4 Neraca Panas Heater III (HE-03)

Tabel 3.39 Neraca Panas Heater III (HE-03)

Komponen	Q in (kJ)		Q out (kJ)
	Q in	Q supply	
H ₂ O ₂	17.172,73	721.325,92	168.690,56
H ₂ O	66.533,19		636.341,27
Total	83.705,92	721.325,92	80.5031,83
	805.031,83		

3.5.5 Neraca Panas Heater IV (HE-04)

Tabel 3.40 Neraca Panas Heater IV (HE-04)

Komponen	Q in (kJ)		Q out (kJ)
	Q in	Q supply	
C ₆ H ₁₀	3647,16	33.582,48	35.875,72
H ₂ O	158,09		1512,01
Total	3805,25	33.582,48	37.387,73
	37.387,73		

3.5.6 Neraca Panas Reaktor I (R-01)

Tabel 3.41 Neraca Panas Reaktor I (R-01)

Komponen	Q in (kJ)	Q out (kJ)
H ₂ SO ₄	1260,73	1301,19
H ₃ PO ₄	7.106.451,29	7.379.963,05
H ₂ O	638.243,76	749.007,53
H ₂ O ₂	163.437,57	39.330,97
H ₂ WO ₄	304.133,97	314.402,24
C ₆ H ₁₀	63.820,78	14.359,68
O ₂	-	1772,09
C ₆ H ₁₀ O ₄	-	103.903,82
Qreaksi	-	-500511,06
Qlepas	-	173.818,60
Total	8.277.348,11	8.277.348,11

3.5.7 Neraca Panas Reaktor II (R-02)

Tabel 3.42 Neraca Panas Reaktor II (R-02)

Komponen	Q in (kJ)	Q out (kJ)
H ₂ SO ₄	1301,1933	1301,19
H ₃ PO ₄	7.379.963,0524	7.379.963,05
H ₂ O	749.007,5254	781.371,45
H ₂ O ₂	39330,9720	1533,55
H ₂ WO ₄	314.402,2366	314.402,24
C ₆ H ₁₀	14.359,6765	3382,50
O ₂	-	1925,69
C ₆ H ₁₀ O ₄	103.903,8239	126.963,77
Qreaksi	-	-101006,52
Qlepas	-	92.431,55
Total	8.602.268,48	8.602.268,48

3.5.8 Neraca Panas Kondensor I (CN-01)

Tabel 3.43 Neraca Panas Kondensor I (CN-01)

Komponen	Q7 in (kJ)	Q out (kJ)	
		Q lepas	Q7 out
O ₂	1772,09	1588,37	183,72
Total	1772,09	1588,37	183,72
		1772,09	

3.5.9 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Tabel 3.44 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Komponen	Q in (kJ)		Q out (kJ)		
	Q12	Q supply	Q13	Q14	Qpenguapan
C ₆ H ₁₀ O ₄	126.963,77	6.793.851,9	-	213.093,63	5.566.133,9
H ₂ O	780.980,97		1.852.427,5	73.348,61	
C ₆ H ₁₀	3382,50		175,54	-	
Total	911.327,24	6.793.851,9	1.852.603,0	286.442,24	5.566.133,9
		7.705.179,17		7.705.179,17	

3.5.10 Neraca Panas Kondensor II (CN-02)

Tabel 3.45 Neraca Panas Kondensor II (CN-02)

Komponen	Q in (kJ)	Q out (kJ)	
		Q lepas	Q13 out
C ₆ H ₁₀	175,54	1.773.097,75	3,39
H ₂ O	1.852.427,47		79.501,87
Total	1.852.603,01	1.773.097,75	79.505,26
		1.852.603,01	

3.5.11 Neraca Panas Crystallizer (CR-01)

Tabel 3.46 Neraca Panas Crystallizer (CR-01)

Komponen	Q in (kJ)	Q out (kJ)	
		Qlepas (kJ)	Q15 (kJ)
C ₆ H ₁₀ O _{4(s)}	-	957.076,86	9498,45
C ₆ H ₁₀ O _{4(l)}	726.488,49		520,32
H ₂ O	241.154,67		547,52
Total	967.643,16	957.076,86	10.566,30
		967.643,16	

3.5.12 Neraca Panas Heater V (HE-05)

Tabel 3.47 Neraca Panas Heater V (HE-05)

Komponen	Q in (kJ)		Q out (kJ)
	Q in	Q supply	
N ₂	25.983,44	64.4721,07	546.872,09
O ₂	6298,28		130.130,71
Total	32.281,72	64.4721,07	677.002,79
		677.002,79	

3.5.13 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.48 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Komponen	Q in (kJ)	Q out (kJ)
Q Bahan	90,87	-
Q lepas	-	520.989,06
Udara Kering	520.898,19	-
Total	520.989,06	520.989,06

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

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

Pabrik asam adipat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Cikampek, Jawa Barat yang merupakan kota yang berorientasi terhadap industri, jasa, dan perdagangan. Lokasi pabrik asam adipat yang akan didirikan berlokasi di Kawasan Industri Kujang Cikampek (KIKC), Kecamatan Cikampek, Kabupaten Karawang, Jawa Barat. Gambar 4.1 menunjukkan lokasi pabrik asam adipat kapasitas 10.000 ton/tahun.



Gambar 4.1 Peta Rencana Lokasi Pabrik Asam Adipat

Adapun faktor – faktor yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik tersebut, antara lain:

4.4.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan factor yang secara langsung akan mempengaruhi tujuan utama pada pabrik yang meliputi proses produksi dan distribusi. Faktor – faktor tersebut antara lain :

1. Ketersediaan 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. Pada perencanaan pabrik asam adipat yang didirikan di Cikampek ini, memperoleh bahan baku hidrogen peroksida dari PT. Peroksida Indonesia Pratama, Cikampek, Jawa Barat yang lokasinya bersebelahan dengan lokasi perencanaan pendirian pabrik asam adipat ini. Sedangkan untuk bahan baku sikloheksena dipenuhi dengan cara impor karena tidak tersedia pabrik dalam negeri yang memproduksi bahan tersebut. Salah satu pabrik penghasil sikloheksena yaitu Xinxiang City Huarui Fine Chemical Co., Ltd, China.

2. Pemasaran

Asam adipat yang dihasilkan merupakan salah satu produk untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dimana salah satunya sebagai bahan baku industri tekstil dan plastik. Prospek pasar merupakan hal yang sangat penting karena keuntungan suatu pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus didirikan di daerah yang prospek pemasarannya

sesuai. Oleh karena itu, sangat menguntungkan apabila pabrik asam adipat ini didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut, sehingga dipilihlah Cikampek karena berada dekat dengan Kawasan Industri Cikampek yang padat dengan industri kimia yang merupakan pasar potensial.

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 asam adipat ini, air yang dibutuhkan untuk proses, sarana utilitas, dan kebutuhan sanitasi diperoleh dari sungai Citarum yang lokasinya tidak jauh dari pabrik. Tenaga listrik yang dibutuhkan diperoleh dari PT PLN dan generator sebagai cadangan apabila terjadi pemadaman dari PLN. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar dipenuhi dari PT Pertamina RU VI Balongan, Indramayu, Jawa Barat.

4. Transportasi

Sarana transportasi juga menjadi salah satu hal penting dalam pemilihan lokasi pabrik karena 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 Cikampek cukup strategis karena dilengkapi dengan sarana transportasi yang memadai baik transportasi darat yang dapat menghubungkan berbagai kota di Pulau Jawa karena adanya fasilitas jalan tol serta transportasi laut karena cukup dekat dengan pelabuhan sehingga dapat memudahkan pendistribusian bahan baku maupun produk.

5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Di daerah Jawa merupakan salah satu provinsi yang sudah cukup maju tingkat pendidikannya sehingga tenaga kerja dari daerah Jawa cukup memenuhi kriteria yang diharapkan oleh suatu pabrik agar pabrik dapat berjalan maksimal.

6. Keadaan Masyarakat

Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik. Masyarakat di sekitar daerah pendirian pabrik asam adipat ini diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja baru bagi masyarakat sekitar. Selain itu pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

4.4.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan (berdampak langsung) dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik tersebut. Adapun faktor – faktor tersebut, antara lain :

1. Perluasan Area Unit

Area perluasan di dalam suatu pabrik perlu diperhatikan dalam alasan mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi dimasa yang akan datang. Oleh karena itu perlu dipertimbangkan penyediaan lahan kosong sebagai antisipasi. Kawasan Industri Cikampek merupakan suatu kawasan industri yang telah memenuhi faktor kelayakan baik mengenai iklim,

sosial dan karakteristik lingkungan. Sehingga tidak menghambat pendirian dan kelangsungan operasional dari pabrik.

2. Perizinan

Pendirian pabrik dengan mempertimbangkan lokasi pabrik pada daerah khusus kawasan industri dapat mempermudah perizinan pendirian pabrik. Selain itu perlu dipertimbangkan tata letak pabrik sedemikian rupa agar memudahkan para pelaku industri maupun proses dari pabrik tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik antara lain:

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin
- d. Transportasi yang baik dan efisien

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Suatu pabrik sebaiknya dekat dengan prasarana dan fasilitas sosial agar memudahkan pelaku industri dalam meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup. Prasarana dan fasilitas sosial yang perlu diperhatikan adalah jalan dan transportasi, tempat ibadah, bank, sarana pendidikan, perumahan serta hiburan.

4.2 Tata Letak Pabrik

Pengaturan seluruh fasilitas-fasilitas pabrik baik dalam pengaturan *layout* pabrik maupun *layout* proses sangat penting dalam mendirikan suatu pabrik. Oleh karena itu tata letak pabrik memiliki peranan penting dalam kelangsungan pabrik, karena akan berpengaruh terhadap biaya produksi, biaya konstruksi, serta efisiensi

dan keselamatan kerja. Tata letak pabrik merupakan perencanaan dalam pengaturan kebutuhan ruangan yang akan dipergunakan untuk kemudahan proses maupun kemudahan para pelaku industri dalam menjalankan aktivitas dalam suatu pabrik. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Masalah yang menyangkut keselamatan, kemungkinan terjadinya kebakaran, kecelakaan dan sebagainya.
2. Kelancaran distribusi bahan baku, produk, maupun utilitas harus dijamin.
3. Disediakan tanah untuk areal perluasan pabrik guna perkembangan pabrik di masa yang akan datang.
4. *Plant site* harus berdasarkan faktor-faktor yang menyangkut peraturan daerah setempat.
5. Penggunaan ruang kerja yang efisien sehingga memberi kemudahan para pelaku industri yang berkaitan.

Tata letak pabrik dibagi menjadi dua bagian, yaitu:

1. *Plant Layout* (Tata Letak Pabrik)
2. *Equipment Layout* (Tata Letak Alat Proses)

4.2.1 *Plant Layout* (Tata Letak Pabrik)

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:

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.

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.

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. Perluasan Pabrik

Area perluasan di dalam suatu pabrik perlu diperhatikan dalam alasan mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi dimasa yang akan datang. Oleh karena itu perlu dipertimbangkan penyediaan lahan kosong sebagai antisipasi.

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.

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.

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.

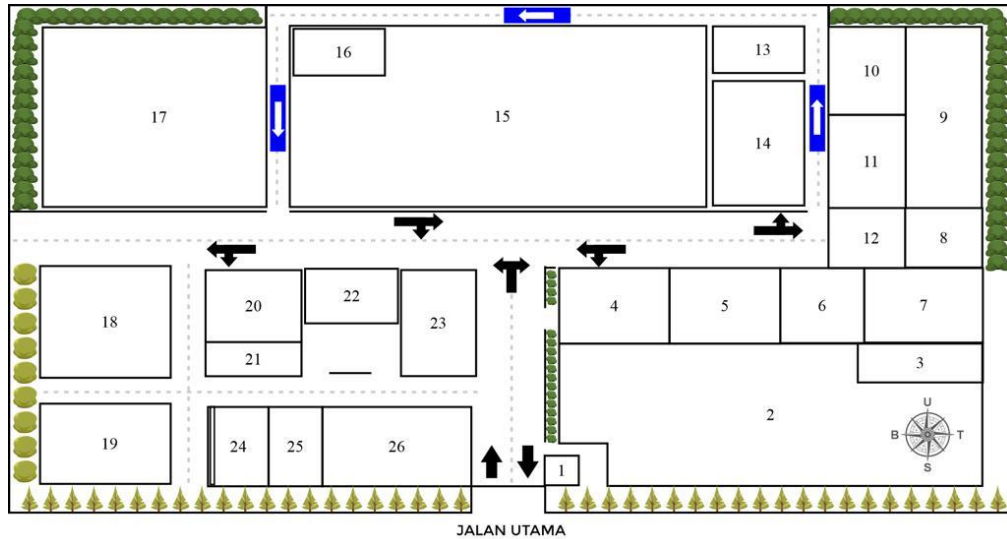
8. Pengolahan Limbah

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.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 di bawah ini:

Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik

No	Lokasi	Luas (m ²)	Jumlah	Luas Total (m ²)
1	Pos Keamanan	36	1	36
2	Parkir	1000	1	1000
3	Masjid	400	1	400
4	Utilitas	1370	1	1370
5	Laboratorium	625	1	625
6	Perpustakaan	84	1	84
7	Aula	204	1	204
8	Kantor	3000	1	3000
9	Kantor R&D	600	1	600
10	Bengkel	90	1	90
11	Pemadam Kebakaran	100	1	100
12	Area Proses	8075	1	8075
13	Area Bahan Baku	225	1	225
14	Area Penyimpanan Produk	156	1	156
15	Kantin	88	1	88
16	Poliklinik	225	1	225
17	Gudang <i>Warehouse</i>	400	1	400
18	Area Evakuasi	200	1	200
19	Ruang Kontrol	190	3	190
20	Mess Karyawan	25	20	500
21	Rumah Karyawan	50	10	500
22	Jalan	2450	1	2450
23	Taman	72	3	216
24	Fasilitas Olahraga	600	1	600
25	Area Perluasan	-	-	200
Total				27.339



Keterangan :		
1. Pos	10. Ruang Kontrol	19. Mess Karyawan
2. Kantor Utama	11. Kantor Teknik dan Produksi	20. Bengkel
3. Ruang Pertemuan	12. Poliklinik	21. Gudang Warehouse
4. Kantin dan Koperasi	13. Ruang Kontrol	22. Pemadam Kebakaran
5. Kantor R&D	14. Area Penyimpanan Produk	23. Masjid
6. Perpustakaan dan Aula	15. Area Proses	24. Lapangan Olahraga 1
7. Laboratorium	16. Area Evakuasi	25. Lapangan Olahraga 2
8. Evakuasi	17. Area Perluasan	26. Parkir
9. Utilitas	18. Perumahan Karyawan	

Gambar 4.2 Tata Letak (Layout) (Skala 1:100)

4.2.2 *Equipment Layout (Tata Letak Alat Proses)*

Tata 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:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

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

2. Aliran Udara

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.

3. Pencahayaan

Pencahayaan 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. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

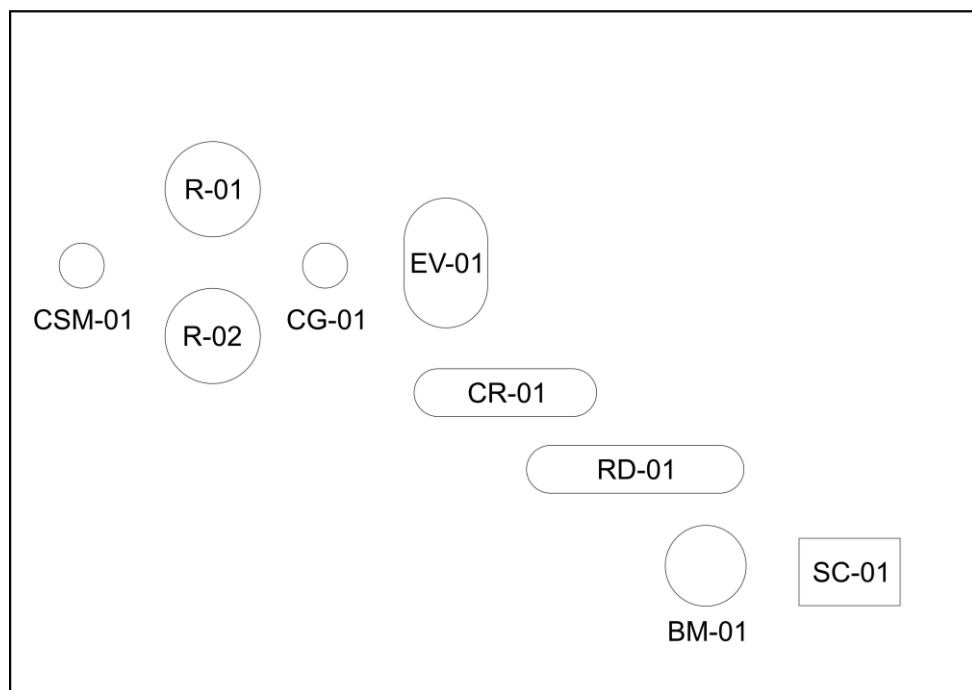
Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses juga harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat memperbaiki sehingga dapat meminimalisir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

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 peralatan dan alat proses yang digunakan dalam proses produksi pabrik asam adipat dapat dilihat pada Gambar 4.3 sebagai berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:100)

4.3 Organisasi Perusahaan

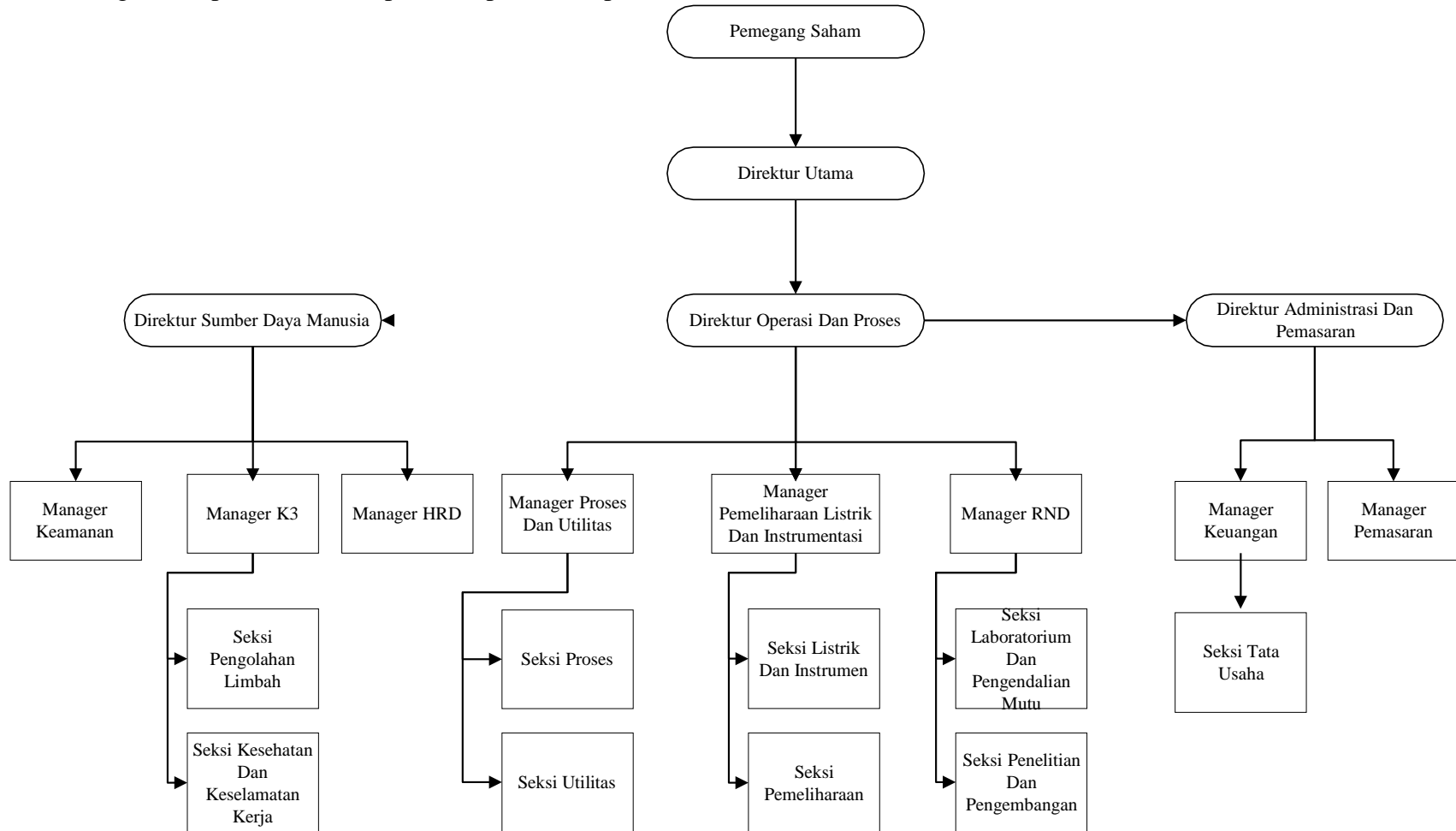
Dalam mendirikan perusahaan, salah satu faktor yang menjadi penunjang kemajuan sebuah perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang akan berpengaruh pada kinerja perusahaan. Tujuan struktur organisasi adalah untuk memperjelas dan mempertegas 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 diberikang langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Meminimalisir penggunaan biaya, sebab pimpinan kegiatan hanya dipegang satu orang saja

Struktur organisasi pabrik asam adipat ini dapat dilihat pada Gambar 4.4:



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.3.1 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:

- 1) Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
- 2) Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efisien dan efektif.
- 3) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen

dapat berlangsung dengan baik.

- 4) Mengatur dan melaksanakan kebijakan publik di bawah pengarahan RUPS.
- 5) Mewakili perusahaan dan mengatur kerjasama atau hubungan kontrak dengan pihak ketiga berdasarkan kepentingan dari perusahaan.
- 6) Mengoordinasi kerjasama antar bagian operasi, sumber daya manusia, dan administrasi.
- 7) Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

Pendidikan: Sarjana Teknik Kimia/ Ekonomi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya)

Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh:

- a) Direktur Sumber Daya Manusia
 - b) Direktur Operasi dan Proses
 - c) Direktur Administrasi dan Pemasaran
- 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

Pendidikan : Sarjana Psikologi/ Ekonomi (S-2, minimal S-1 atau 4 tahun berpengalaman)

- 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.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 4

tahun di bidangnya)

Direktur Operasi dan Proses membawahi :

- 1) 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.

Pendidikan: Sarjana Teknik Kimia

- 2) 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.

Pendidikan: Sarjana Teknik Elektro/ Teknik Mesin atau yang relevan dengan sejenisnya.

- 3) 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.

Pendidikan: Sarjana Teknik Kimia

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 :

- 1) Manager Keuangan, memiliki wewenang untuk :
 - a) Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku dan memasukan hasil penjualan produk.
 - b) Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - c) Mengatur dan merencanakan anggaran belanja.

Pendidikan: Sarjana Ekonomi/ Akuntansi

- 2) 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.

Pendidikan: Sarjana Ekonomi/ Manajemen Perusahaan

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:

1) Seksi Proses

Bertanggungjawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

2) Seksi Utilitas

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

3) Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

4) Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

5) Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

6) Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

7) Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

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

8) Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

9) Seksi Tata Usaha

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

10) Seksi Personalia

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

11) Seksi Hubungan Masyarakat

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

12) Seksi Keamanan

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

4.3.2 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

a. Status Karyawan

Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:

1) 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.

2) 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

3) 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.

1) Jumlah Karyawan *Non-shift*

Rincian jumlah karywan *non-shift* dapat dilihat pada Tabel 4.2 – 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4.2 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 Human Resource and Development	1
4.	Manager Proses dan Utilitas	1
5.	Manager Peneliharaan Listrik dan Instrumentasi	1
6.	Manager Research and Development	1
7.	Manager Keuangan	1
8.	Manager Pemasaran	1
D.	Karyawan	
1.	Karyawan Produksi	1
2.	Karyawan Control Room	1
3.	Karyawan Utilitas & Pengolahan limbah	2
4.	Karyawan Perawatan Pabrik	1
5.	Karyawan Quality Control	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
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.	Driver	5
Jumlah Total		51

Tabel 4.3 Karyawan Non-shift (lanjutan)

2) 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 4.4 sebagai berikut :

Tabel 4.4 Kebutuhan Operator per Alat Proses

Alat	Unit	Orang/unit	Orang/shift
Reaktor	2	1,00	2
<i>Centrifugal</i>	1	0,25	0,25
<i>Crystallizer</i>	1	0,25	0,25
<i>Evaporator</i>	1	0,25	0,25
<i>Rotary Dryer</i>	1	0,50	0,5
<i>Heater</i>	4	0,20	0,8
Pompa	7	0,50	3,5
Tangki	6	0,10	0,6
Jumlah			8

Jumlah operator untuk peralatan proses	= 8 x 3 shift
	= 24 orang
Jumlah operator untuk utilitas	= 12 orang
Jumlah operator keseluruhan	= 36 orang

4.3.3 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Anthraquinone ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 78 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 :

- 1) 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.
- 2) 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*)
- 3) Kerja lembur (*Overtime*), kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu:

a) 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.

b) Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas, bagian listrik dan instrumentasi, kepala shift dan satpam.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus-menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja *shift* dalam

1 hari diatur dalam 3 *shift* yang dapat dilihat pada tabel 4.5 sebagai berikut :

Tabel 4.5 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 4.6 – 4.7 sebagai berikut :

Tabel 4.6 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 4.7 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 :

1) Gaji Bulanan

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

2) Gaji Harian

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

3) 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 4.8 sebagai berikut :

Tabel 4.8 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/Bulan
1.	Direktur Utama	Rp50.000.000
2.	Sekretaris Direktur Utama	Rp30.000.000
3.	Staff Direktur Utama	Rp15.000.000
4.	Direktur Operasi & Proses	Rp20.000.000
5.	Staff Direktur Operasi & Proses	Rp12.000.000
6.	Direktur Sumber Daya Manusia	Rp20.000.000
7.	Staff Sumber Daya Manusia	Rp12.000.000
8.	Direktur Administrasi dan Pemasaran	Rp20.000.000

Tabel 4.9 Gaji Karyawan (lanjutan)

9.	Staff Administrasi dan Pemasaran	Rp12.000.000
10.	Manager Keamanan	Rp18.000.000
11.	Manager Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp18.000.000
12.	Manager Human Resource and Development	Rp18.000.000
13.	Manager Proses dan Utilitas	Rp18.000.000
14.	Manager Peneliharaan Listrik dan Instrumentasi	Rp18.000.000
15.	Manager Research and Development	Rp18.000.000
16.	Manager Keuangan	Rp18.000.000
17.	Manager Pemasaran	Rp18.000.000
18.	Karyawan Produksi	Rp11.500.000
19.	Karyawan Control Room	Rp12.000.000
20.	Karyawan Utilitas & Pengolahan limbah	Rp10.000.000
21.	Karyawan Perawatan Pabrik	Rp10.000.000
22.	Karyawan Quality Control	Rp10.000.000
23.	Karyawan Instrumentasi Listrik	Rp10.000.000
24.	Karyawan Penelitian Proses & Teknoogi	Rp13.000.000
25.	Karyawan Laboratorium	Rp10.000.000
26.	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	Rp12.000.000
27.	Karyawan Keuangan	Rp8.000.000
28.	Karyawan Pembelian	Rp8.000.000
29.	Karyawan Penjualan	Rp8.000.000
30.	Karyawan Analisa Pasar	Rp8.000.000
31.	Karyawan Perencanaan Pemasaran	Rp8.000.000
32.	Karyawan Pelayanan Umum	Rp8.000.000
33.	Karyawan Humas	Rp8.000.000
34.	Karyawan Transportasi	Rp8.000.000
35.	Karyawan Gudang	Rp8.000.000
36.	Karyawan Personalia	Rp5.000.000
37.	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	Rp5.000.000
38.	<i>Cleaning service</i>	Rp3.000.000
39.	Dokter	Rp10.000.000
40.	Suster	Rp8.000.000
41.	Driver	Rp4.500.000

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 Asam Adipat dari Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 10.000 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*)

Air memegang peranan penting dalam suatu proses produksi, baik untuk kebutuhan air umpan boiler untuk menghasilkan steam, air pendingin, air proses dan kebutuhan domestik. Air yang digunakan untuk proses produksi tersebut harus memenuhi kriteria agar tidak mengakibatkan kerusakan pada alat. Oleh karena itu, dibutuhkan suatu unit pengolahan air untuk mengolah air yang akan digunakan. proses maupun kebutuhan domestik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

a. Air Pendingin

Air digunakan sebagai media pendingin karena faktor – faktor berikut:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- 2) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- 3) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam Batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
- 5) Tidak terdekomposisi.

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan suatu alat proses, akan mengalami kenaikan temperatur sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut. Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka sistem air pendingin dilakukan dalam suatu sistem sirkulasi. Beberapa hal yang harus diperhatikan pada air pendingin antara lain:

- 1) *Hardeness*, yang memberikan efek pembentukan kerak.
- 2) Besi, penyebab korosi kedua.
- 3) Silika, penyebab kerak.
- 4) Minyak, penyebab terganggunya proses perpindahan panas karena bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Berikut adalah kebutuhan air pendingin *brine water* pada pabrik asam adipat dapat dilihat pada Tabel 5.1 di bawah ini:

Tabel 5.1 Kebutuhan Brine Water untuk Pendingin

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah <i>Brine</i> (kg/jam)
1	Reaktor I	R-01	31,79
2	Reaktor II	R-02	16,90
3	Kondensor I	CN-01	0,29
4	Kondensor II	CN-02	324,32
5	<i>Crystallizer</i>	CR-01	175,03
Total			548,32

Perancangan dibuat *over design* 10% dengan memperhatikan faktor keamanan dan kebocoran, maka air pendingin yang harus disediakan sebanyak 603,16 kg/jam. Diasumsikan air pendingin yang tersirkulasi lagi 80%, sehingga air yang dibutuhkan untuk make up water sebesar 120,63 kg/jam.

b. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga perusahaan, yaitu air minum, mandi, mencuci, laboratorium dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu:

1. Syarat fisik

- Suhu normal di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun
- Tidak mengandung bakteri – bakteri terutama bakteri pathogen

Air sanitasi terdiri dari air kantor dan air rumah tangga yang masing – masing kebutuhannya terdiri dari sebagai berikut:

1) Air Kantor

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Kantor

No	Keperluan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Air Konsumsi	826,414
2.	Air Kebersihan	413,207
3.	Laboratorium	25,000
4.	Poliklinik	16,667
5.	Air Hidran	12,500
6.	Kantin dan Tempat Ibadah	104,167
Total		1.397,955

2) Air Rumah Tangga

Direncanakan akan didirikan 10 buah rumah dan 20 mess di sekitar kawasan pabrik. Masing – masing rumah diasumsikan akan dihuni sebanyak 4 orang dan setiap mess dihuni sebanyak 2 orang. Kebutuhan air setiap orang diperkirakan sebanyak 250 liter/hari (Linsley, 1992). Maka, kebutuhan air rumah tangga seluruhnya sebesar 829,773 kg/jam.

Berdasarkan kebutuhan dari masing – masing air kantor dan air rumah tangga tersebut dapat diperkirakan pemakaian air sanitasi untuk berbagai kebutuhan sebagai berikut:

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Sanitasi

No.	Keperluan	Kode Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Air Kantor	R-210	1.537,750
2.	Air Rumah Tangga	E-211	829,733
Total			2.367,484

Overdesign keamanan kehilangan akibat kebocoran: 10%

Make up water: 2.278, 94 kg/jam

Jumlah air yang harus disediakan oleh unit penyedia air adalah:

Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air

No	Keperluan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Air steam	11.699,48
2.	Air pendingin	603,16
3.	Air sanitasi	2604,23
Total		14.906,88

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion exchanger. Kebutuhan air untuk pabrik asam adipat diperoleh dari aliran sungai Citarum yang terletak dekat dengan kawasan pabrik dengan debit air adalah sebesar 78,74 m³/detik. Kualitas air Sungai Citarum termasuk dalam kelas II dan sudah tergolong kategori cemar ringan dengan Indeks Kualitas Air (IKA) 50,13 poin, sehingga perlu dilakukan pengolahan terlebih dahulu sebelum digunakan hingga memenuhi kualitas air bersih.

Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Biaya lebih rendah disbanding biaya dari sumber air lainnya.
- b. Jumlah air sungai lebih banyak disbanding dari air sumur.
- c. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

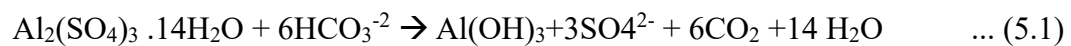
Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water intake*) yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air. Selanjutnya, air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya. Pengolahan air di pabrik terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

1) Tahap Pemisahan Kotoran Awal

Untuk menghilangkan padatan-padatan dalam air, maka air dimasukkan ke dalam bak pengendap air sungai (bak sedimentasi) untuk menghilangkan padatan yang ada. 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.

2) Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Air dari bak pengendap dialirkan ke dalam *clarifier* setelah diinjeksikan larutan alum $Al_2(SO_4)_3$ yang berfungsi sebagai koagulan. Reaksi koagulasi yang terjadi adalah (Culp et. al., 1978):



Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok - flok yang akan mengendap ke dasar *clarifier* karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (*overflow*) yang selanjutnya akan masuk ke penyaring pasir (*sandfilter*) untuk penyaringan.

3) Filtrasi

Proses filtrasi berfungsi untuk memisahkan partikel - partikel, kotoran yang masih terikat bersama air. Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan *strainer* sebagai penahan. Selama pemakaian, daya saring *sand filter* akan menurun. Untuk itu diperlukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian balik (*back washing*).

Material yang digunakan dalam medium filtrasi dapat bermacam-macam seperti pasir, antrasit (*crushed anthracite coal*), karbon aktif granular (*Granular Activated Carbon* atau GAC), karbon aktif serbuk (*Powdered Activated Carbon* atau PAC) dan batu garnet. Penggunaan yang paling umum dipakai di Afrika dan Asia adalah pasir dan gravel sebagai bahan filter utama, sebab tipe lain cukup mahal (Kawamura, 1991).

Setelah melalui *sand filter*, air dipompakan ke reservoir sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan. Untuk air laboratorium, air umpan boiler dan air pendingin masih diperlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses softener dan deaerasi. Untuk air sanitasi dilakukan penambahan air dengan kaporit untuk membunuh kuman-kuman di dalam air. Penambahan kaporit biasanya sebanyak 2 ppm dari air yang diolah (Gordon, 1968). Berdasarkan hasil perhitungan jumlah kaporit yang digunakan sebesar 0,0052 kg/jam.

4) *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.

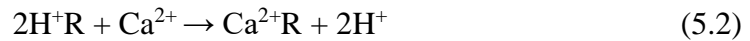
5) Demineralisasi

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 :

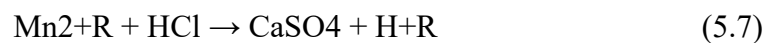
a) Penukar Kation (*Cation Exchange*)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam - logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bertipe *greendsand* (Fe-silika) dengan spesifikasi kapasitas penyerapan 0,5-2 grek/L dengan tinggi bed minimum 24 in, dirancang untuk bekerja dengan siklus 24 jam, terdiri dari 16 jam operasi dan 8 jam regenerasi.

Reaksi yang terjadi:



Untuk regenerasi dipakai HCl dengan reaksi:

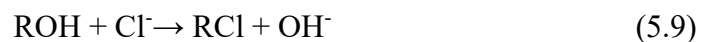
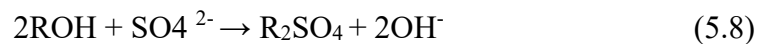


Berdasarkan hasil perhitungan dibutuhkan HCl sebanyak 0,5428 kg/jam

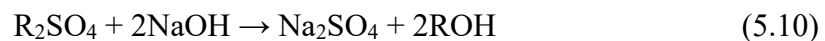
b) Penukar Anion (*Anion Exchange*)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dari resin. Resin ini merupakan *jenisacrilyc based* dengan kapasitas penyerapan 0,35-0,7 grek/L dan tinggi *bed* minimum 30 in dan dirancang untuk bekerja dengan siklus 24 jam, terdiri dari 16 jam operasi dan 8 jam regenerasi.

Reaksi yang terjadi:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH dengan reaksi:



Berdasarkan hasil perhitungan dibutuhkan NaOH sebanyak 32,66 L.

6) Daerasi

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas terlarut yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan boiler sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Proses pada deaerator juga diinjeksikan bahan kimia berupa *hydrazine* (N_2H_4) yang berfungsi membantu mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga lebih mudah dihilangkan. Jumlah *hydrazine* yang dibutuhkan sebanyak 0,0585 kg/jam. Hasil dari pengolahan ini air umpan boiler diasumsikan sudah memenuhi persyaratan yang mengacu pada standar yang ditetapkan yakni SNI 7268-2009.

5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini adalah saturated steam pada tekanan 1 atm dan suhu $200^{\circ}C$. Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler dapat menyebabkan kerusakan pada boiler. Berikut adalah zat-zat yang dapat merusak boiler:

- a. Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- b. Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- c. Garam-garam kalsium dan magnesium
- d. Zat organik (*organic matter*)
- e. Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

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

Kapasitas : 11.699,4 kg/jam

Jenis : *water tubeboiler*

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.

Kebutuhan *steam* pada pabrik pembuatan asam adipat dapat dilihat pada Tabel 5.5 berikut:

Tabel 5.5 Kebutuhan Steam untuk Pemanas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah <i>steam</i> (kg/jam)
1	<i>Heater I</i>	HE-01	0,86
2	<i>Heater II</i>	HE-02	4.802,95
3	<i>Heater III</i>	HE-03	513,03
4	<i>Heater IV</i>	HE-04	28,89
5	<i>Evaporator</i>	EV-01	4.831,62
6	<i>Heater V</i>	HE-05	458,55
Total			10.635,90

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

Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik Anthraquinone 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 Anthraquinone ini adalah sebagai berikut:

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Kebutuhan listrik alat proses dapat dilihat pada tabel 5.6 sebagai berikut :

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Daya (HP)
1	<i>Belt Conveyor I</i>	BC-01	1	5
2	<i>Bucket Elevator I</i>	BE-01	1	1,5
3	Pompa Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	P-01	1	1,5
4	Pompa <i>Heater I</i>	L-123	1	1,5
5	Pompa Asam Fosfat (H ₃ PO ₄)	P-02	1	1,5
6	Pompa <i>Heater II</i>	L-114	1	1,5
7	<i>Mixer</i>	M-01	1	2
8	<i>Belt Conveyor II</i>	BC-02	1	4
9	<i>Bucket Elevator II</i>	BE-02	1	1,5
10	Pompa Hidrogen Peroksida	P-03	2	1,5
11	Pompa <i>Heater III</i>	L-153	2	1,5
12	Pompa Sikloheksena	P-04	1	1,5
13	Pompa <i>Heater IV</i>	L-163	1	1,5
14	Reaktor I	R-01	1	10
15	Pompa Reaktor I	P-05	1	1,5
16	Reaktor II	R-02	1	18
17	Pompa Reaktor II	P-06	1	1,5
18	<i>Centrifuge</i>	CG-01	1	1,5
19	<i>Belt Conveyor III</i>	BC-03	1	4
20	Pompa Kondensor	P-07	1	1,5
21	<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	1	1
22	<i>Ball Mill</i>	BM-01	1	7,5
23	<i>Screen</i>	SC-01	1	10
24	<i>Belt Conveyor IV</i>	BC-04	1	5
25	<i>Bucket Elevator III</i>	BE-3	1	1,5
Total				92,0

Total kebutuhan listrik alat proses = 92 Hp x 745 watt/Hp

= 68.540 watt

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Kebutuhan listrik alat proses dapat dilihat pada tabel 5.7 dan 5.8 sebagai

berikut :

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Kode alat	Jumlah	Daya (HP)
1	Pompa Air Sungai	P-01	1	5
2	Pompa Bak Reservoir	P-02	1	1,5

3	Pompa Bak Sedimentasi	P-03	1	1,5
4	<i>Clarifier</i>	CL-01	1	20
5	Pompa Alum	P-04	1	1,5
6	Pompa Soda Abu	P-05	1	1,5
7	Pompa Bak Penampungan <i>Clarifier</i>	P-06	1	2,5
8	Pompa <i>Sand Filter</i>	P-07	1	1,5
9	Pompa <i>Hydrant Fire</i>	P-08	1	1,5
10	Pompa Bak <i>Clorinator</i>	P-09	1	1,5
11	Pompa Kaporit	P-10	1	1,5
12	Pompa Air Sanitasi	P-11	1	1,5
13	Pompa Kation <i>Exchanger</i>	P-12	1	1,5
14	Pompa HCl	P-13	1	1,5
15	Pompa Anion <i>Exchanger</i>	P-14	1	1,5
16	Pompa NaOH	P-15	1	1,5
17	Pompa Tangki <i>Softening Water</i>	P-16	1	1,5
18	Pompa <i>Softening Water</i>	P-17	1	1,5
19	<i>Chiller</i>	CH-01	1	70
20	Pompa NaCl	P-18	1	1,5
21	Pompa <i>Brine Water</i>	P-19	1	1,5
22	Pompa <i>Hydrazine</i>	P-20	1	1,5
23	Pompa Air Umpan <i>Boiler</i>	P-21	1	1,5
24	<i>Boiler</i>	BR-01	1	700
25	Pompa Bahan Bakar	P-22	1	1,5
Total				828

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas (lanjutan)

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik alat utilitas} &= 828 \text{ Hp} \times 745 \text{ watt/ Hp} \\ &= 616.487,5 \text{ watt} \end{aligned}$$

a. Kebutuhan listrik alat penunjang

Jumlah kebutuhan listrik alat penunjang dapat dilihat pada Tabel 5.9 sebagai berikut :

Tabel 5.9 Kebutuhan listrik alat penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	a. Listrik AC	30
	b. Listrik Penerangan	91,37
2	Laboratorium dan Bengkel	40
3	Instrumentasi	25
Total		186,37

Maka kebutuhan listrik secara keseluruhan pada pra rancangan pabrik asam adipat ini digunakan faktor keamanan sebesar 20% sehingga total kebutuhan tenaga listrik sebesar 253,64 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 instrument 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 oil*/solar. Kebutuhan bahan bakar yang digunakan pada pabrik asam adipat sebesar 293,11 kg/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer karena limbah tersebut mengandung bermacam - macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian

lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Pengolahan limbah ini dilakukan dengan cara aerasi menggunakan lumpur aktif. Lumpur aktif yang digunakan sebanyak 20 ppm.

Sumber – sumber limbah cair pabrik asam adipat meliputi:

1. Limbah proses

Proses pembuatan asam adipat menghasilkan limbah dari produk atas *evaporator* dengan jumlah 5.156,25 L/jam.

2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik dengan jumlah 75 Liter/jam

3. Limbah domestik

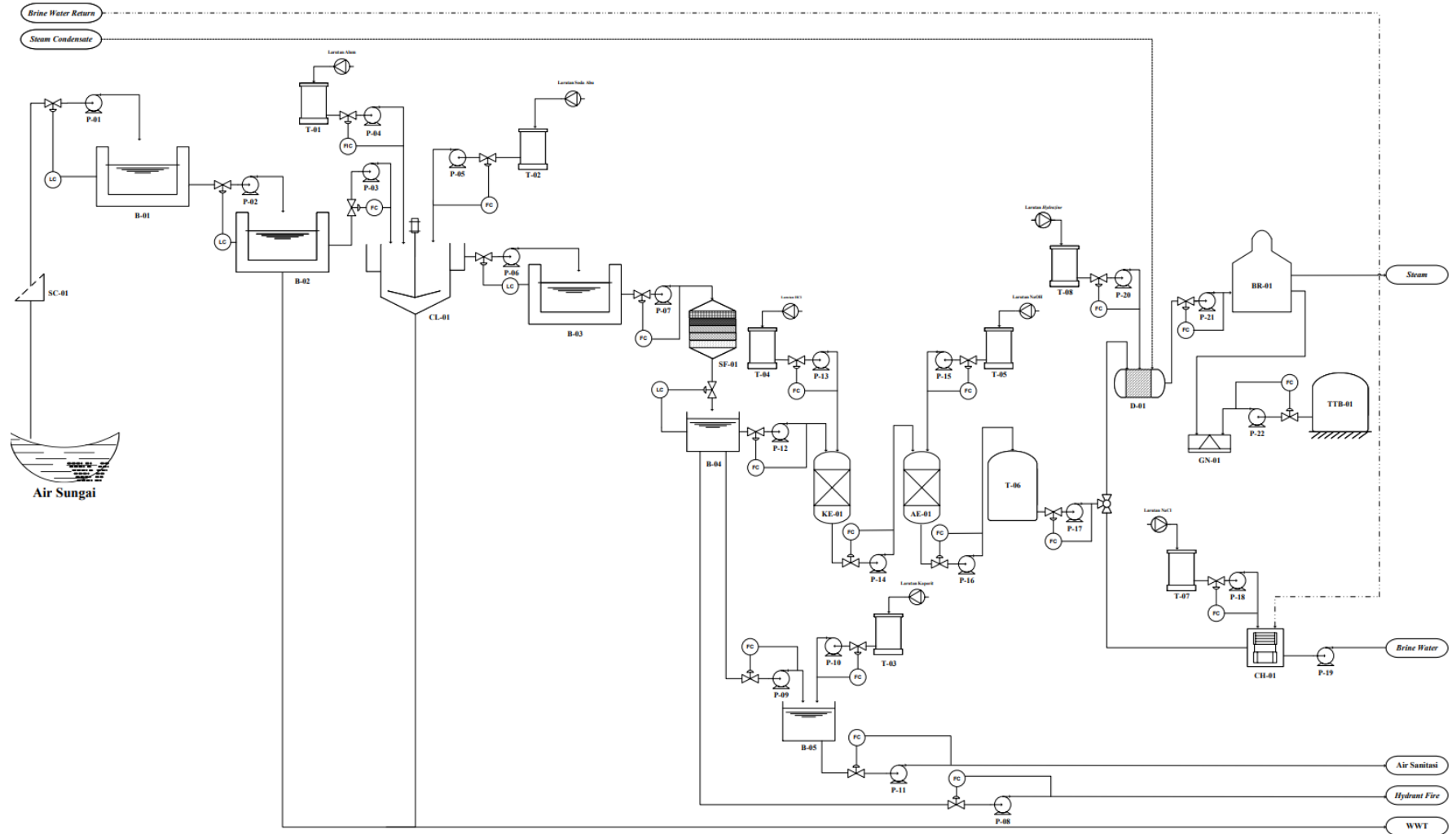
Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair dengan jumlah 40 liter/jam. Limbah domestik dari pabrik asam adipat diolah pada septic tank yang tersedia di lingkungan pabrik sehingga tidak membutuhkan pengolahan tambahan.

4. Limbah laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium dengan jumlah 20 liter/jam ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Diagram alir utilitas dapat dilihat pada Gambar 5.1 di bawah ini:

UNIT UTILITAS
PRARANCANGAN PABRIK ASAM ADIPAT DARI SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA
MELALUI PROSES OKSIDASI DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



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 dipikirkan sebelum melakukan analisis terhadap kelima faktor di atas, seperti :

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

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

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variabel 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.

Pabrik Asam Adipat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga- harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2027 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1972 sampai 2000 dan ditentukan dengan persamaan regresi linier. Berikut adalah indeks harga yang di dalam Teknik kimia disebut CEP indeks atau Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).

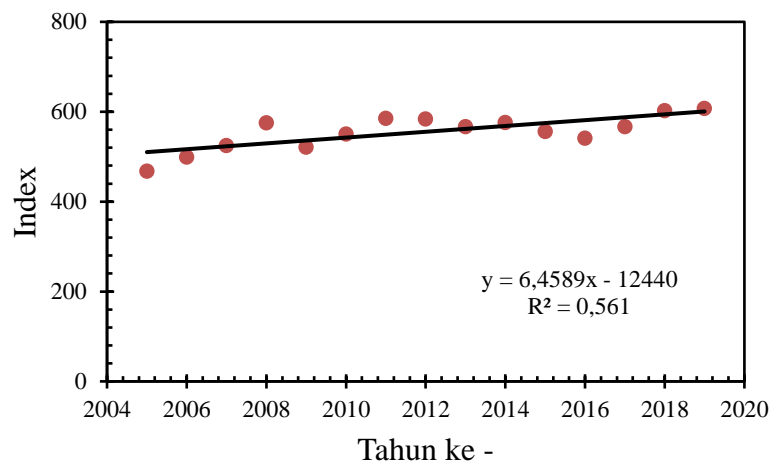
Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Indeks

No.	Tahun	Indeks
1	2005	468,2
2	2006	499,6
3	2007	525,4
4	2008	575,4
5	2009	521,9
6	2010	550,8
7	2011	585,7
8	2012	584,6
9	2013	567,1
10	2014	576,1
11	2015	556,8
12	2016	541,7

Tabel 6.2 Chemical Engineering Plant Cost Indeks (lanjutan)

13	2017	567,5
14	2018	603,1
15	2019	607,5
16	2020	596,2

Sumber : (www.chemengonline.com/pci)



Gambar 6.1 Grafik hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera adalah:

$$y = 6,4589x - 12440 \quad (6.1)$$

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

Di mana :

E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Indeks harga pada tahun x

N_y = Indeks harga pada tahun y

(Aries dan Newton, 1955).

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 6.3, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.5.

Tabel 6.3 Harga Alat Proses

No.	Kode	Nama Alat	Jlh	Harga US \$	EY	Harga di tahun perancangan (\$)
					2028	
1	BC-01	<i>Belt Conveyor I</i>	1	\$ 1.104,75	658,6	\$ 727.639,67
2	BE-01	<i>Bucket Elevator I</i>	1	\$ 11.931,25	658,6	\$ 7.858.508,39
3	BH-01	<i>Bin Hopper</i>	1	\$ 11.931,25	658,6	\$ 7.858.508,39
4	T-01	Tangki H ₂ SO ₄	1	\$ 11.157,93	658,6	\$ 7.349.160,62
5	P-01	Pompa H ₂ SO ₄	1	\$ 4.971,35	658,6	\$ 3.274.378,50
6	HE-01	<i>Heater I</i>	1	\$ 1.436,17	658,6	\$ 945.931,57
7	T-02	Tangki H ₃ PO ₄	1	\$ 8.727,49	658,6	\$ 5.748.353,36
8	P-02	Pompa H ₃ PO ₄	1	\$ 4.971,35	658,6	\$ 3.274.378,50
9	HE-02	<i>Heater II</i>	1	\$ 1.436,17	658,6	\$ 945.931,57
10	CSM-01	<i>Conical Screw Mixer</i>	1	\$ 99.603,84	658,6	\$ 65.603.992,26
11	BC-02	<i>Belt Conveyor II</i>	1	\$ 1.104,75	658,6	\$ 727.639,67
12	BE-02	<i>Bucket Elevator II</i>	1	\$ 11.931,25	658,6	\$ 7.858.508,39
13	T-03	Tangki H ₂ O ₂	1	\$ 25.839,99	658,6	\$ 17.019.491,78
14	P-03	Pompa H ₂ O ₂	1	\$ 7.622,74	658,6	\$ 5.020.713,69
15	HE-03	<i>Heater III</i>	1	\$ 1.546,64	658,6	\$ 1.018.695,53
16	T-04	Tangki C ₆ H ₁₀	1	\$ 17.974,21	658,6	\$ 11.838.697,36
17	P-04	Pompa C ₆ H ₁₀	1	\$ 3.535,19	658,6	\$ 2.328.446,93
18	HE-04	<i>Heater IV</i>	1	\$ 1.325,69	658,6	\$ 873.167,60
19	R-01	Reaktor I	1	\$ 45.073,61	658,6	\$ 29.687.698,36
20	P-05	Pompa Reaktor I	1	\$ 6.959,90	658,6	\$ 4.584.129,89
21	R-02	Reaktor II	1	\$ 45.294,56	658,6	\$ 29.833.226,29
22	P-06	Pompa Reaktor II	1	\$ 6.959,90	658,6	\$ 4.584.129,89
23	CN-01	Kondensor I	1	\$ 6.297,05	658,6	\$ 4.147.546,09
24	T-05	Tangki O ₂	1	\$ 48.608,80	658,6	\$ 32.016.145,29
25	CG-01	<i>Centrifuge</i>	1	\$ 10.274,13	658,6	\$ 6.767.048,89

Tabel 6.4 Harga Alat Proses (lanjutan)

26	BC-03	<i>Belt Conveyor III</i>	1	\$ 1.104,75	658,6	\$ 727.639,67
27	EV-01	<i>Evaporator</i>	1	\$ 17.344,50	658,6	\$ 11.423.942,75
28	CN-02	Kondensor II	1	\$ 6.518,00	658,6	\$ 4.293.074,03
29	P-07	Pompa Kondensor II	1	\$ 5.413,25	658,6	\$ 3.565.434,36
30	CR-01	<i>Crystallizer</i>	1	\$ 121.521,99	658,6	\$ 80.040.363,22
31	BM-01	<i>Ball Mill</i>	1	\$ 98.653,76	658,6	\$ 64.978.222,14
32	SC-01	<i>Screen</i>	1	\$ 30.711,92	658,6	\$ 20.228.382,71
33	BE-03	<i>Bucket Elevator III</i>	1	\$ 11.931,25	658,6	\$ 7.858.508,39
34	BC-04	<i>Belt Conveyor IV</i>	1	\$ 1.104,75	658,6	\$ 727.639,67
35	BE-04	<i>Bucket Elevator IV</i>	1	\$ 11.931,25	658,6	\$ 7.858.508,39
36	S-01	<i>Silo 1</i>	1	\$ -	658,6	\$ -
37	RD-01	<i>Rotary Dryer</i>	1	\$ 96.200,00	658,6	\$ 63.362.053,04
Total				\$ 800.055,38		\$ 526.955.836,82

Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas

No.	Kode	Nama Alat	Jlh	Harga US \$	EY	Total (US \$)
					2028	
1	SC-01	<i>Screen Air Sungai</i>	1	\$ 29.828,13	658,6	19.646.270,97
2	P-01	Pompa Air Sungai	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
3	P-02	Pompa Bak Reservoir	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
4	P-03	Pompa Bak Sedimentasi	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
5	CL-01	<i>Clarifier</i>	1	\$ 9.606,87	658,6	6.327.554,53
6	T-01	Tangki Alum	1	\$ 883,80	658,6	582.111,73
7	P-04	Pompa Alum	1	\$ 1.878,07	658,6	1.236.987,43
8	T-02	Tangki Soda Abu	1	\$ 883,80	658,6	582.111,73
9	P-05	Pompa Soda Abu	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
10	P-06	Pompa <i>Clarifier</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
11	P-07	Pompa <i>Sand Filter</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
12	SF-01	<i>Sand Filter</i>	1	\$ 36.788,02	658,6	24.230.400,87
13	P-08	Pompa <i>Hydrant Fire</i>	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50

Tabel 6.6 Harga Alat Utilitas (lanjutan)

14	P-09	Pompa Bak <i>Clorinator</i>	1	\$ 7.622,74	658,6	5.020.713,69
15	T-03	Tangki Kaporit	1	\$ 110,47	658,6	72.763,97
16	P-10	Pompa Kaporit	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
17	P-11	Pompa Air Sanitasi	1	\$ 7.622,74	658,6	5.020.713,69
18	P-12	Pompa <i>Kation Exchanger</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
19	KE-01	<i>Kation Exchanger</i>	1	\$ 13.312,18	658,6	8.768.057,97
20	T-04	Tangki HCl	1	\$ 220,95	658,6	145.527,93
21	P-13	Pompa HCl	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
22	P-14	Pompa <i>Anion Exchanger</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
23	AE-01	<i>Anion Exchanger</i>	1	\$ 13.036,00	658,6	8.586.148,05
24	T-05	Tangki NaOH	1	\$ 4.529,46	658,6	2.983.322,63
25	P-15	Pompa NaOH	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
26	P-16	Pompa Tangki <i>Softening</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
27	T-06	Tangki <i>Softening Water</i>	1	\$ 6.738,95	658,6	4.438.601,96
28	P-17	Pompa <i>Softening Water</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
29	CH-01	<i>Chiller</i>	1	\$ 386.660,89	658,6	254.673.882,98
30	T-07	Tangki NaCl	1	\$ 19.112,10	658,6	12.588.166,22
31	P-18	Pompa NaCl	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
32	P-19	Pompa <i>Brine Water</i>	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
33	D-01	<i>Deaerator</i>	1	\$ 10.693,94	658,6	7.043.551,96
34	T-08	Tangki <i>Hydrazine</i>	1	\$ 110,47	658,6	72.763,97
35	P-20	Pompa <i>Hydrazine</i>	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
36	P-21	Pompa Air Umpan <i>Boiler</i>	1	\$ 9.832,23	658,6	6.475.993,02
37	BR-01	<i>Boiler</i>	1	\$ 148.919,68	658,6	98.085.826,93
38	T-09	Tangki Bahan Bakar	1	\$ 3.424,71	658,6	2.255.682,96
39	P-22	Pompa Bahan Bakar	1	\$ 4.971,35	658,6	3.274.378,50
Total				\$ 845.048,47		556.590.498,89

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi pabrik Asam

Adipat ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 10.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Tahun pabrik didirikan : 2028
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 15.161
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. *capital investment* terdiri dari:

1) *Fixed Capital Investment*

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

2) *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

1) *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2) *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3) *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

6.3.3 General Expense

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

6.4 Analisa Kelayakan

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

a. ***Percent Return On Investment (ROI)***

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.2)$$

Keuntungan di hitung berdasarkan penjualan tahunan atau *annual sales*

(Sa) dan total *manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. *Finance* akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11% sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 44%.

b. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah:

- 1) Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- 2) Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- 3) Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.
- 4) Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})} \quad (6.3)$$

c. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

- 1) Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- 2) Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- 3) Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.
- 4) Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% - 60%

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \quad (6.4)$$

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

d. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk

yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar Fixed Cost.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

e. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

$$(FC+WC)(I+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (I+i)^N + WC + SV \quad (6.6)$$

Dimana:

- FC : *Fixed capital* WC : *Working capital*
- SV : *Salvage value* N : Umur pabrik = 10 tahun
- C : *Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance*
- I : Nilai DCFR

6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Asam Adipat ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan.

Hasil perhitungan disajikan pada Tabel 6.7 sampai dengan Tabel 6.15.

Tabel 6.7 Physical Plant Cost (PPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment Cost	Rp16.428.404.478.076	\$1.083.546.336
2	Delivered Equipment Cost	Rp4.107.101.119.519	\$270.886.584
3	Instalasi	Rp17.315.538.319.892	\$1.142.057.837
4	Pemipaan	Rp6.070.295.454.649	\$400.370.371
5	Instrumentasi	Rp4.990.949.280.439	\$329.181.376
6	Insulasi	Rp1.426.932.084.871	\$94.114.254
7	Listrik	Rp2.464.260.671.711	\$162.531.950
8	Bangunan	Rp132.695.000.000	\$8.751.986
9	Land & Yard Improvement	Rp20.504.250.000	\$1.352.371
Physical Plant Cost (PPC)		Rp52.956.680.659.160	\$3.492.793.068

Tabel 6.8 Direct Plant Cost (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp10.591.336.131.832	\$ 698.558.614
2	Physical Plant Cost (PPC)	Rp52.956.680.659.160	\$ 3.492.793.068
Total (DPC + PPC)		Rp63.548.016.790.992	\$ 4.191.351.681

Tabel 6.9 Capital Investment (FCI)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Plant Cost	Rp63.548.016.790.992	\$4.191.351.682
2	Cotractor's fee	Rp5.835.548.050.665	\$384.887.450
3	Contingency	Rp6.797.585.768	\$448.339.275
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp76.181.150.427.424	\$5.024.578.406

Tabel 6.10 WorkingCapital Investment (WCI)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp14.317.217.568.720	\$ 944.301.600
2	Inproses Onventory	Rp89.769.560.173	\$5.920.811
3	Product Inventory	Rp5.368.173.610.386	\$355.248.660
4	Extended Credit	Rp34.458.409.090.909	\$2.272.727.272
5	Available Cash	Rp5.386.173.610.386	\$355.248.660
Working Capital (WC)		Rp59.637.743.440.575	\$3.933.447.004

Tabel 6.11 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp157.489.393.255	\$10.387.317.600
2	Tenaga Kerja	Rp1.805.825.000	\$119.104
3	Supervision	Rp451.456.250	\$29.776
4	Maintenance	Rp76.181.150.427.424	\$5.024.578.407
5	Plant Supplies	Rp11.427.172.564.113	\$753.686.761
6	Royalty and Patents	Rp18.952.125.000.000	\$1.250.000.000
7	Utilities	Rp10,409,439,571	\$686,562
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 30.389.707.003.685	\$2.004.373.322

Tabel 6.12 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp361.165.000	\$ 23.821
2	Laboratory	Rp361.165.000	\$ 23.821
3	Plant Overhead	Rp1.805.825.000	\$ 119.104
4	Packaging and Shipping	Rp18.952.125.000.000	\$ 1.250,000,000
Indirect Manufacturing Cost		Rp18.954.653.155.000	\$1.250.166.746

Tabel 6.13 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp7.618.115.042.742	\$502.457.841
2	Propertu taxes	Rp1.523.623.008.548	\$100.491.568
3	Insurance	Rp761.811.504.274	\$50.245.748
Fixed Manufacturing Cost		Rp9.903.549.555.565	\$653.195.193

Tabel 6.14 General Expense (GE)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	Rp3.554.874.582.855	\$234.464.116
2	Sales Expense	Rp13.034.540.137.135	\$859.701.758
3	Research	Rp4.739.832.777.140	\$312.618.821
4	Finance	Rp5.432.755.754.719	\$358.321.016
General Expenses(GE)		Rp26.762.003.251.850	\$1.765.105.711

Tabel 6.15 Analisa Keuntungan

No	Type of Expense	Biaya (Rp)
1	Total Penjualan	Rp379.042.500.000.000
2	Total Production Cost	Rp86.009.912.966.100
3	Keuntungan Sebelum Pajak	Rp293.032.587.033.899
4	Pajak (22%)	Rp64.467.169.174.457
5	Keuntungan setelah Pajak	Rp228.565.417.886.441

6.6 Hasil Analisa Kelayakan

Penjualan :

Asam adipat

Produksi = 10.000 Ton/Tahun

Harga jual = \$ 9,830/Kg

(www.alibaba.com)

Total penjualan = Rp379.042.500.000.000/Tahun

Pajak = 22%

Biaya pajak = Rp83.389.350.000.000

Keuntungan setelah pajak = Rp228.565.417.886.441

Pajak ditentukan sebesar 22% dari peraturan pemerintah tentang pajak pendapatan.

<http://perpajakan.ddtc.co.id/peraturan-pajak>

6.6.1 Return on Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.7)$$

ROI sebelum pajak = 38,47 %

ROI setelah pajak = 30,00 %

6.6.2 Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} \times 100\% \quad (6.8)$$

POT sebelum pajak = 2,53 Tahun

POT setelah pajak = 3,23 Tahun

Tabel 6.16 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp7.618.115.042.742	\$502.457.840
2	Property taxes	Rp1.523.623.008.548	\$100.491.568
3	Insurance	Rp761.811.504.274	\$50.245.748
	Fixed Cost (Fa)	Rp9.903.549.555.565	\$653.195.192

Tabel 6.17 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp1.805.825.000	\$119.104
2	Payroll Overhead	Rp361.165.000	\$23.820
3	Supervision	Rp451.456.250	\$29.776
4	Plant Overhead	Rp1.805.825.000	\$199.104
5	Laboratorium	Rp361.165.000	\$23.820
6	General Expense	Rp26.762.003.251.851	\$1.765.105.710
7	Maintenance	Rp76.181.150.427.424	\$5.024.578.406
8	Plant Supplies	Rp11.427.172.564.113	\$753.686.760
	Regulated Cost (Ra)	Rp114.375.111.679.638	\$7.543.686.504

Tabel 6.18 Variabel Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	Rp157.489.393.255.920	\$ 10.387.317.600
2	Packaging & shipping	Rp18.952.125.000.000	\$ 1.250.000.000
3	Utilities	Rp8.623.503.431	\$ 568.768
4	Royalties and Patents	Rp18.952.125.000.000	\$ 1.250.000.000
	Variable Cost (Va)	Rp195.402.266.759.351	\$12.887.886.368

Dari tabel diatas dapat disimpulkan :

6.6.3 Break Event Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \tag{6.9}$$

BEP = 42,69 %

6.6.4 Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 33,13 %

6.6.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

FCI = Rp76.181.150.427.424

Working Capital = Rp59.637.743.440.575

Salvage Value (SV) = Rp7.618.115.042.742

Cash Flow (CF) = Annual Profit + Depresiasi + Finance

= Rp241.616.288.683.904

$$(FC + WC)(I + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (I + i)^N + WC + SV \tag{6.11}$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 18,45\%$

Suku bunga deposito pada 10 Juli 2023 sebesar 35,75%, sehingga untuk DCFR dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{DCFR} &= 1,5 \times \text{Bunga sekarang} \\ &= 1,5 \times 5,75\% \\ &= 58,63\%. \end{aligned}$$

6.7 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki resiko yang rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*).

Adapun parameter untuk menentukan pabrik Asam Adipat yang akan berdiri.

Parameter yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 6.19.

Tabel 6.19 Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu paling tinggi: 300 °C	✓	
		Tekanan : 1 atm	✓	
2	Bahan baku yang digunakan			
	Sikloheksena	Toksisitas : Akut	✓	
		<i>Explosion limits</i> : lower 1,70 % (1)	✓	
		<i>Flammability</i> : mudah terbakar		✓
		Stabilitas : Stabil	✓	
	Hidrogen Peroksida	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : lower 1,4% (1)	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
		Stabilitas : Stabil	✓	
	Katalis Asam	Toksisitas : Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : tidak mudah meledak (0)	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar (0)	✓	
Stabilitas : stabil		✓		

Sifat produk yang dihasilkan				
3.	Asam Adipat	Toksisitas : Akut	✓	
		<i>Explosion limits</i> : Tidak mudah meledak (0)	✓	
		<i>Flammability</i> :tidak mudah terbakar (1)	✓	
		Stabilitas : stabil	✓	
4.	Regulasi Pemerintah	Berdasarkan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 86 Tahun 2019 Tentang Keamanan Pangan, asam adipat (<i>adipic acid</i>) termasuk dalam golongan Pengatur Keasaman yang mana bahwasannya diperbolehkan diperjualbelikan.	✓	
5	Keberadaan Pabrik	Belum terdapat pabrik Asam Adipat di Indonesia di Indonesia. Sementara kebutuhan asam adipat dalam negeri semakin meningkat dan Indonesia masih mengimpor dari negara lain.		✓

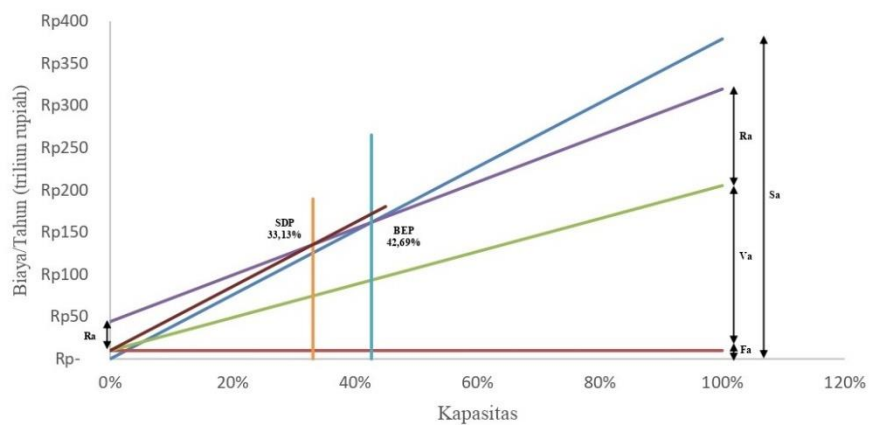
Tabel 6.20 Risiko Pabrik (lanjutan)

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

Tabel 6.21 Hasil Analisa Kelayakan

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi	Layak/Tidak
ROI sebelum pajak	38,47 %	Risiko rendah : Minimum 11%	Aries Newton, P.193	Layak
ROI setelah pajak	30,00%			
POT sebelum pajak	2.53	Risiko rendah : Maksimum 5 tahun	Aries Newton, P.196	Layak
POT setelah pajak	3.23			
BEP	42,69%	Berkisar 40-60%		Layak
SDP	33,13%			Layak
DCF	18,45%	1,5 x bunga bank, sehingga minimum 8,63%		Layak

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik Asam Adipat ditampilkan sebagai berikut:



Gambar 6.2 Grafik Analisis Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Hasil Analisa perhitungan pada Prarancangan Pabrik Asam Adipat dengan Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida Melalui Proses Oksidasi dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik asam adipat 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 sikloheksena dan hidrogen peroksida dalam menyediakan lapangan pekerjaan.
2. Pabrik akan dijalankan dengan prinsip proses *Oksidasi Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida* 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 asam adipat berupa Sikloheksena yang diimpor dari luar negeri, Hidrogen Peroksida yang berasal dari PT Peroksida Pratama Indonesia di Cikampek, Jawa Barat, asam sulfat dan asam fosfat yang diperoleh dari PT Petrokimia Gresik yang berada di Gresik, Jawa Timur, serta asam tungstate yang masih diperoleh dengan mengimpor dari luar negeri.
3. Pabrik Asam Adipat ini akan didirikan pada tahun 2028 di kecamatan Kawasan Industri Kujang Cikampek (KIKC), Kecamatan Cikampek, Kabupaten Karawang, Jawa Barat dengan luas tanah yang dibutuhkan yaitu 27.339 m²

dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air, akses transportasi dan ketersediaan tenaga kerja yang terampil.

4. Prarancangan Pabrik Asam Adipat dari Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.

5. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dihitung, diperoleh bahwa:

- Biaya produksi	: Rp86.009.912.966.100,-
- Hasil Penjualan	: Rp379.042.500.000.000,-
- Laba sebelum pajak	: Rp293.032.587.033.899,-
- Laba sesudah pajak	: Rp228.565.417.886.441,-
- <i>Return of investment</i> sebelum pajak	: 38,47%
- <i>Return of investment</i> sesudah pajak	: 30,00%
- <i>Pay out time</i> sebelum pajak	: 2,53 tahun
- <i>Pay out time</i> sesudah pajak	: 3,23 tahun
- <i>Break event point</i>	: 42,69%
- <i>Shut down point</i>	: 33,13%
- <i>Discounted Cash Flow Return</i>	: 18,45%

Berdasarkan hasil analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Adipat dari Sikloheksena dan Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 10.000 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

- A. C. Varas, T. Noel, Q. Wang, V. Hessel, *ChemSusChem* 5, 2012, 1703-1707.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Brown, G. G., 1978, *Unit Operation*, New York, John Wiley and Sons Inc.
- Brownell, L. E. Young, E. H. 1979. *Process Equipment Design*. New Dehli, Wiley Eastern Ltd.
- Coulson, J. M. & Richardson, J. F., 1999, *Chemical Engineering Design*, Great Britain, Butterworth Heinemann.
- Dean, J. A., 1979, *Lange's Handbook of Chemistry*, New York, McGraw-Hill Book Company.
- Deng, Y., Ma, Z., Wang, K., Chen, J., 1999, *Clean Synthesis of Adipic Acid by Direct Oxidation of cyclohexene with H₂O₂ over Peroxytungstate-organic complex catalysts*, Green Chemistry, Lanzhou.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial Chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Fogler, H.S., 2006, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 4th ed., pp. 12-23, Pearson Education, Inc., Massachusetts.
- Geankoplis, C. J., 1993, *Transport Processes and Separation Process Principles*, New Jersey, Pearson Education, Inc.
- Gordon, M. F. 1968. *Water and Waste Water Engineering*, New York, John Wiley and Sons Inc.
- ICIS. 2013. *Asia Chemical Profile: Adipic Acid* [Online]. ICIS. Available: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2013/04/20/9660653/asiachemi>

cal-profile-adipic-acid/ [Accessed Juni 10th 2023].

Kern, D. Q., 1950, *Process Heat Transfer*, New York, McGraw-Hill International Book Company Inc.

Kirk, R. E and Othmer, D. F., 1991, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Interscience Encyclopedia, Inc., New York.

LABCHEM. 2012. *Hydrogen Peroxide, 30% w/w Safety Data Sheet* [Online]. Available:<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC15430.pdf>. Diakses pada tanggal 12 Januari 2023 pukul 14.30 WIB.

Matche, 2022. Equipment cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 15 Juni 2023 pukul 20.00 WIB.

McCabe, W L. Smith, J C. & Harriot, P., 1993, *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill. New York.

McKetta, 1977, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Vol. 30, Marcell Dekker Inc., New York.

Nale, S. D., Rathod, P. V. & Jadhav, V. H., 2017, *Manganese incorporated on glucose as an efficient catalyst for the synthesis of adipic acid using molecular O₂ in aqueous medium*. *Applied Catalysis A: General*, 546, 122-125.

O. Bortolini, V. Conte, F. Di Furia, G. Modena, *J. Org. Chem.* 51, 1986, 2661-2663.

Perry, R. H. & Green, D. W., 1997, *Chemical Engineers' Hand Book*, New York, McGraw-Hill Co.

Rase, H. F. & Holmes, J. R., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, New York, John Wiley and Sons, Inc.

ScienceLab.com., 2013, *Material Safety Data Sheet: Adipic Acid. 4*, 1–6. <http://www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9926546>.

- SMARTLAB, 2014, *Kinetic Adipic Acid Green Reaction by Hydrogen Peroxide* 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.
- Timmerhause, K. D., Peters, M.S., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, New York, John Wiley and Sons, Inc.
- Vayssie, S. & Elias, H., 1997, *Kinetics of the Acid-Catalysed Reaction of Cyclohexene with Hydrogen Peroxide: Mechanistic Aspects of the "In Situ" Activation of H₂O₂*, Institut fur Anorganische Chemie, Germany.
- Wagman, D. D., 1982, *The NBS Tables of Chemical Thermodynamic Properties*, New York, America Chemical Society.
- Walas, S. M., 1988, *Chemical Proses Equipment*, University of Kansas, Department of Chemical and Petroleum Engineering.
- Wen, Y., Wang, X., Wei, H., Li, B., Jin, P. & Li, L., 2012, *A large-scale continuous-flow process for the production of adipic acid via catalytic oxidation of cyclohexene with H₂O₂*. The Royal Society of Chemistry, 2868-2875.
- Wiranatha, I. G. P., Aryasih, I. G. A. M. & Posmaningsing, D. A. A. 2014, Pengaruh Lama Kontak Hidrogen Peroksida Terhadap Keluhan Subyatif Pengrajin Lontar. *Jurnal Kesehatan Lingkungan*, 4, 61-69.
- Yaws, Carl L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.

<http://www.alibaba.com>

<http://www.bps.go.id>

LAMPIRAN - LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan sikloheksena dan hydrogen peroksida dengan katalis asam sulfat, asam fosfat, dan asam tungstat untuk membentuk asam adipat

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fase : Cair-Padat

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi : Suhu = 73°C

Tekanan = 1 atm

Reaksi : $C_6H_{10} + 4H_2O_2 \rightarrow C_6H_{10}O_4 + 4H_2O$

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

A. Optimasi Reaktor

Menentukan laju alir volumetric

Tabel A.1 Densitas Komponen Reaktor 01

Komponen	BM (kmol/kg)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	$\rho \cdot X$ (kg/m ³)
C ₆ H ₁₀ O ₄	146,14	0,000	0,000	1298,70	0,000	0,000
C ₆ H ₁₀	82,15	9,095	747,12	752,00	0,994	105,81
H ₂ O ₂	34,01	40,02	1361,18	1391,35	0,978	352,82
H ₂ WO ₄	249,86	0,181	45,45	4050,00	0,011	34,292
H ₂ SO ₄	98,08	0,189	18,55	1785,81	0,010	6,171
H ₃ PO ₄	97,99	0,102	9,98	1856,15	0,005	3,451
H ₂ O	18,02	176,78	3185,58	982,46	3,242	583,05
O ₂	32	0,000	0,000	274,10	0,000	0,000
Total		226,371	5367,86	12390,57	5,241	1085,59

$$F_v = \text{massa} / \rho$$

Sehingga, laju alir volumetrik $F_v = 5,241 \text{ m}^3/\text{jam}$

Mencari volume pada jumlah reaktor n

Dari persamaan neraca massa didapatkan:

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

Menjadi

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

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

Untuk $F_v = F_{v_0}$ maka:

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

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

Dimana persamaan laju reaksi untuk orde 1 adalah: $(-r_A) = k.C_A$. Kemudian disubstitusikan, menjadi:

$$V = \frac{F_v C_{A_0} X}{k C_A}$$

Berdasarkan stoikiometri $C_A = C_{A_0}(1-X)$. Disubstitusi kedalam persamaan, menjadi:

$$V = \frac{F_v C_{A_0} X}{k C_{A_0} (1 - x)}$$

Dimana reaktor disusun secara seri sehingga perhitungan volume untuk reaktor:

$$V = \frac{F_v C_{A_0} (X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A_0} (1 - X_{A1})} \quad (1 \text{ Reaktor})$$

$$V = \frac{F_v C_{A_0} (X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A_0} (1 - X_{A2})} \quad (2 \text{ Reaktor})$$

$$V = \frac{F_v C_{A_0} (X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A_0} (1 - X_{A3})} \quad (3 \text{ Reaktor})$$

$$V = \frac{F_v C_{A_0} (X_{A4} - X_{A3})}{k C_{A_0} (1 - X_{A4})} \quad (4 \text{ Reaktor})$$

$$V = \frac{F_v C_{A_0} (X_{A5} - X_{A4})}{k C_{A_0} (1 - X_{A5})} \quad (5 \text{ Reaktor})$$

Dimana nilai koefisien laju reaksi $k = 13,43/\text{jam}$. Sehingga diperoleh volume untuk setiap reaktor dengan jumlah reaktor n . Pada reaktor ini juga dipengaruhi oleh laju reaksi sehingga yang menjadi dominan dalam reaksi ini adalah laju reaksinya. Reaksi ini berlangsung secara eksotermis, dimana kalor yang dihasilkan sistem dilepaskan ke lingkungan. Reaksi terjadi secara eksotermis karena ΔH bernilai negatif (-).

Tabel A.2 Volume reaktor dengan jumlah reaktor

n	V ₁ (gallon)	V ₂ (gallon)	V ₃ (gallon)	V ₄ (gallon)	V ₅ (gallon)
1	1.842,40				
2	335,50	335,50			
3	171,43	171,43	171,43		
4	111,84	111,84	111,84	111,84	
5	82,44	82,44	82,44	82,44	82,44

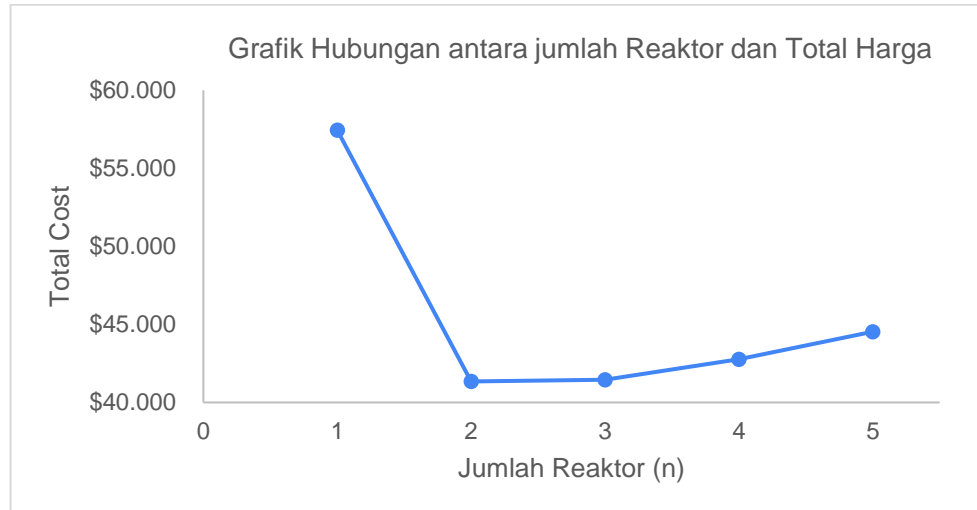
Tabel A.3 Konversi dengan jumlah reaktor

n	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	X ₅
1	0,000	0,947				
2	0,000	0,775	0,947			
3	0,000	0,624	0,859	0,947		
4	0,000	0,520	0,770	0,890	0,947	
5	0,000	0,444	0,691	0,828	0,905	0,947

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

Tabel A.4 Harga reactor tiap jumlah reaktor

N	Volume reaktor	Vol. Reaktor Total	Cost/unit	Total Cost (\$)
	(Gallon)	(Gallon)	\$	
1	1.842,40	1.842,40	\$ 57.442	\$ 57.442
2	335,50	670,50	\$ 20.674	\$ 41.347
3	171,43	514,28	\$ 13.818	\$ 41.454
4	111,84	447,36	\$ 10.694	\$ 42.778
5	82,44	412,20	\$ 8.906	\$ 44.530



Gambar A.1 Perbandingan harga vs jumlah reaktor

Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 94,7% dengan laju alir 5.367,86 kg/jam yaitu 2 reaktor.

B. Menghitung Dimensi Reaktor

Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	$\rho(\text{kg/m}^3)$
C ₆ H ₁₀ O ₄	0,36537	0,25915	0,282000	809,0000	1.158,2025
C ₆ H ₁₀	0,28236	0,27161	0,285710	560,4000	760,2772
H ₂ O ₂	0,43776	0,2488	0,2877	730,1500	1.391,3488
H ₂ WO ₄					4.050,0000
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,28570	952,0000	1.785,8078
H ₃ PO ₄	1,7951	0,9649	0,1587	1030,0000	1.856,1533
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	982,4631
O ₂	0,4353	0,2906	0,2924	154,5800	274,1000

$$\text{Densitas Campuran} = 1085,59 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1,3306 \text{ jam}$$

$$\text{Volume cairan (Fv)} = 5,241 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Konsentrasi C}_6\text{H}_{10} \text{ (C}_{A0}) = \frac{na}{Fv} = 1,735 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi H}_2\text{O}_2 \text{ (C}_{B0}) = \frac{nb}{Fv} = 7,636 \text{ kmol/m}^3$$

Menghitung C_A, C_B

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X = 0,092 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X = 5,992 \text{ kmol/m}^3$$

Menghitung r_A (reaksi orde satu)

$$-r_A = k \cdot C_A = k (C_{A0} - C_{A0} \cdot X)$$

$$-r_A = C_{A0} (1 - X) = 5,243 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{Jam}$$

Mencari Volume Reaktor

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) disusun seri.

Reaksi: orde satu

Maka, laju alir volumetris tetap sehingga $V_0 = V_1 = V_2 = V$

Kedua reaktor beroperasi pada suhu yang sama, sehingga $k_1 = k_2 = k$

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

$$V = 6.9743 \text{ m}^3$$

$$V \text{ Over design} = 8.369 \text{ m}^3$$

Merancang Dimensi Reaktor

Untuk tangka silinder, perbandingan diameter dan tinggi reactor yang optimum adalah 1 : 1 ($H = D$). Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head*.

Menentukan Bahan Kontruksi

Bahan kontruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 grade C* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Bahan tahan korosi
- b. Memiliki batas tekanan yang diizinkan besar (sampai dengan 12.650 psi suhu - 20°F– 650°F)

Volume reaktor

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

$$V \text{ terhitung} = 6.9743 \text{ m}^3$$

$$V \text{ design} = 8.369 \text{ m}^3$$

Menentukan Diameter dan Tinggi Shell

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ V &= \frac{\pi}{4} D^3 \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 2,2009 \text{ m} \\ &= 86,6502 \text{ in} \\ &= 7,2208 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menurut buku "Procces Design And Economics" karangan Ulrich tabel 4-16 halaman 168 – 169, untuk tangki berpengaduk rasio Hs/ID adalah 1 – 2, dipilih tangki silinder dengan rasio Hs/ID = 1,5 dan tutup tangki dipilih *Torispherical Dished Head* untuk bagian atas dan bawah.

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 \text{ ID} \\ &= 3,3014 \text{ m} = 129,98 \text{ in} = 10,83 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \\ &= 0,00052 \text{ m}^3 = 0,0184 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H_s$$

$$\begin{aligned} (V \text{ sf}) &= (\pi/4 \times \text{Di}^2 \times \text{sf} / 12) && \rightarrow \text{dipilih sf} = 2 \text{ in} \\ &= 0,6338 \text{ ft}^3 = 0,0179 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ head} &= 2(V \text{ dish} + V \text{ sf}) \\ &= 1,3044 \text{ ft}^3 = 0,0369 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= V \text{ shell} + V \text{ head} \\ &= 8,3691 + 0,0369 \\ &= 8,4060 \text{ m}^3 = 296,86 \text{ ft}^3 = 2220,64 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Menentukan Volume Cairan

$$\begin{aligned} V \text{ bottom} &= 0,5 V \text{ head} \\ &= 0,0185 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= V \text{ shell} - V \text{ bottom} \\ &= 8,3506 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h \text{ cairan} &= \frac{4v}{\pi D^2} = \\ &= 2,1961 \text{ m} = 7,205 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V \text{ cairan} - V_h - V_{sf} \\ &= 8,2958 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam tutup} &= 0,000049 ID^3 \\ &= 0,000049 \times 7,22^3 \\ &= 0,0184 \text{ ft}^3 = 0,0005 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam shell} &= V \text{ larutan} - V \text{ tutup} \\ &= 246,29 \text{ ft}^3 - 0,0184 \text{ ft}^3 \\ &= 246,28 \text{ ft}^3 = 6,974 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell} &= \frac{\text{Volume larutan dalam shell}}{1/4 \pi D^2} = \\ &= \frac{246,28}{1/4 \pi \times 7,22^2} = \\ &= 6,01 \text{ ft} = 1,83 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Shell

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

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

Dimana :

ts = tebal dinding shell

P = tekanan design (P operasi x 1,2)

Ri = jari-jari reaktor

E = efisiensi sambungan las

f = Tekanan Maksimum

C = korosi yang diizinkan

Maka :

Mencari tekanan hidrostatik :

$$\text{Volume cairan} = h \text{ cairan} \times (\pi D^2/4)$$

$$h \text{ cairan} = 2,1961 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h \text{ cairan} \\ &= 23.363,53 \text{ N/m}^3 \\ &= 3,3886 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$P \text{ reaksi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= P \text{ reaksi} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 18,085 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } P \text{ desain} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\ &= 1,2 \times 18,085 \text{ psi} \\ &= 21,70 \text{ psi} \end{aligned}$$

Digunakan tabel 13.1 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young, hal 251, bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA-283 Grade C*, dengan tekanan maksimum (f) = 12.650 psi (*Allowable stress*) dan menggunakan pengelasan *Double-Welded Butt Joint*.

Digunakan tabel 13.2 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young, hal 254:

$$E = 80\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,1250$$

Maka, tebal shell =

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \\ &= \frac{21,70 \times 43,33}{(12.650 \times 0,80) - (0,6 \times 21,7)} + 0,1250 = \\ &= 0,2180 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tabel 5.6 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 88 :

Tebal standar shell yang digunakan = 0,2500 in = ¼ in = 0,0064 m

Menentukan Diameter dan Tinggi Shell

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ &= 86,65 + (2 \times 0,2500) \\ &= 87,15 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tabel 5.7 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 90 :

OD standar yang digunakan = 90 in = 2,2860 m

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \text{ ts} \\ &= 90 - (2 \times 0,2500) \\ &= 89,50 \text{ in} \\ &= 2,273 \text{ m} = 7,458 \text{ ft} \end{aligned}$$

OD	=	90	in
ts	=	0.2500	in
icr	=	5 1/2	in
r	=	90	in
E	=	80%	
C	=	0.1250	
f	=	12650	psi

Besar diameter dalam tangki standar = 89,50 in

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= 1,5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 89,50 \text{ in} \\ &= 134,250 \text{ in} \\ &= 3,4100 \text{ m} = 11,19 \text{ ft} \end{aligned}$$

Besar tinggi shell standar adalah = 3, 41 m

Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bawah

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.

Digunakan persamaan 13-12 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and young hal 258. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

dimana :

th = tebal head

P = tekanan design

r = jari-jari reaktor

E = efisiensi sambungan las

F = tekanan maksimum

C = korosi yang diizinkan

Dimana :

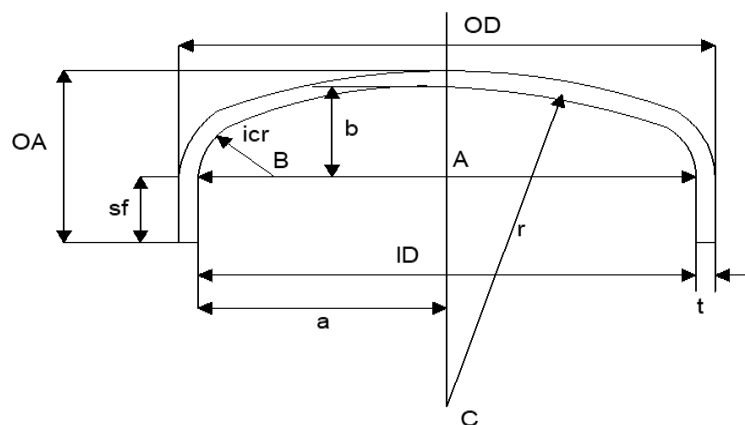
rc = 89,50 in (pada OD = 90 inn dan ts = 0,2500 in)

Sehingga tebal tutup atas dan bawah :

$$th = \frac{0,8850 \times 21,70 \times 89,50}{12.650 \times 0,80 - 0,1 \times 21,70} + 0,1250$$

$$= 0,2949 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar = 5/16 in = 0,3125 in



Keterangan gambar :

ID = Diameter dalam tangki (in)

OD = Diameter luar tangki (in)

a = ID/2; jari-jari tangki (in)

t = tebal head (in)

- $icr = \textit{inside corner radius}$ (in)
 $sf = \textit{straight flange}$ (in)
 $b = \textit{depth of dish}$ (in)
 $OA = \textit{overall dimension}$ (in)

Digunakan tabel 5.7 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and young hal 91 :

$$OD = 90 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}$$

$$icr = 5 \frac{1}{2} \text{ in} = 0,1397 \text{ m}$$

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung :

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times ID \\
 &= 0,5 \times 89,50 = 44,75 \text{ in} = 1,1367 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 44,75 - 5 \frac{1}{2} \\
 &= 39,25 \text{ in} = 0,997 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 90 - 5 \frac{1}{2} \\
 &= 85 \text{ in} = 2,1463 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\
 &= (7.140,25 - 1.540,56)^{1/2} \\
 &= 74,831 \text{ in} = 1,9007 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\
 &= 90 - 74,831 \\
 &= 15,169 = 0,385 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi Straight Flange (sf)

Digunakan tabel 5.8 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and young hal 93 :

sf = 3 in untuk tebal tutup standar, sehingga :

$$\begin{aligned}
 OA &= b + sf + th \\
 &= 15,17 + 3 + 0,25 \\
 &= 18,42 \text{ in} = 0,4678 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Total Reaktor (Ht)

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor} &= 2 \times \text{Tinggi Head Total} + \text{Tinggi Shell} \\ &= 4,237 \text{ m}\end{aligned}$$

C. Menghitung Tinggi Larutan Koreksi dalam Reaktor

Luas Penampang Reaktor (A)

$$\begin{aligned}A &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \\ &= \pi/4 \times 89,50^2 \\ &= 6.293,77 \text{ in}^2 \\ &= 4,060 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume head bawah} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \\ &= 35,129 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{V larutan pada shell} &= \text{V alrutan dalam reaktor} - \text{V head bawah} \\ &= 246,29 - 35,13 \\ &= 211,16 \text{ ft}^3 \\ &= 5,984 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi larutan dalam shell} &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Luas penampang reactor}} \\ &= \frac{5,9843 \text{ m}^3}{4,0605 \text{ m}^2} \\ &= 1,474 \text{ m}\end{aligned}$$

D. Menentukan Jenis Pengaduk dan Jumlah Pengaduk

Menurut buku “Transport Processes and Unit Operation” karangan Geankoplis, karena campuran liquid yang memiliki viskositas yang rendah dan hasil campuran diharapkan homogen sedangkan waktu pengadukan cukup cepat maka dipilih jenis *Flat Six Blade Turbine with Disk* karena pengadukan jenis ini cocok untuk liquid viskositas kecil, yaitu di bawah 3 Pa.s (3000Cp).

Menghitung Jumlah Pengaduk :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{H_L \times \text{SpGr}}{\text{ID}}$$

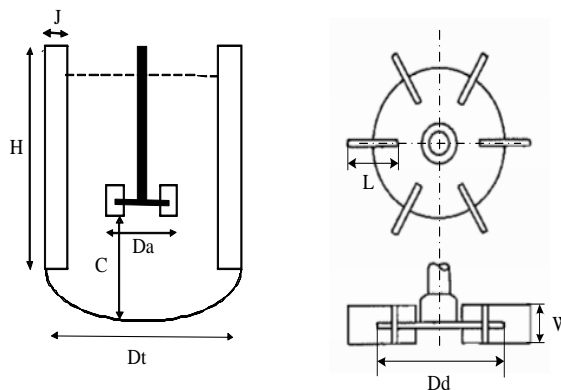
$$SpGr = \frac{\text{specific gravity}}{\text{densitas air}} = \frac{\text{densitas larutan}}{\text{densitas air}} = \frac{67,77 \text{ lb/ft}^3}{36,40 \text{ lb/ft}^3} = 1,86$$

H_L = Tinggi larutan dalam shell = 2,196

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{2,169 \text{ m} \times 1,86}{2,2009 \text{ m}} = 1,8578 \rightarrow 1$$

Jadi, jumlah pengaduk (*impeller*) dalam tangki adalah 1 buah.

Menentukan Dimensi Pengaduk



$$\frac{Da}{Dt} = 0,3-0,5$$

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{Dd}{Da} = \frac{2}{3}$$

$$\frac{H}{Dt} = 1$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

Dimana:

- Da : diameter pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- Dt : diameter tangki
- Dd : diameter *disk*
- L : panjang *flat* dari *disk*
- W : tinggi
- J : lebar *baffle*
- H : tinggi *baffle*

Sehingga dimensi pengaduk dapat dihitung sebagai berikut :

Diameter *impeller* (Da) :

$$Da = 0.3 \times Dt$$

$$Da = 0,3 \times 2,273 = 0,682 \text{ m} = 26,85 \text{ in}$$

Jarak pengaduk dari dasar :

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \times Dt \\ &= \frac{1}{3} \times 2,2733 \\ &= 0,7578 \text{ m} = 29,833 \text{ in} = 2,486 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang *flat* dari *disk* (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{Da}{4} \\ &= \frac{0,682}{4} \\ &= 0,1705 \text{ m} = 6,713 \text{ in} = 0,594 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi *flat* (W)

$$\begin{aligned} W &= \frac{Da}{5} \\ &= \frac{0,6820}{5} \\ &= 0,1364 \text{ m} = 5,37 \text{ in} = 0,4475 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar *baffle* (J)

$$\begin{aligned} J &= \frac{Dt}{12} \\ &= \frac{2,273}{12} \\ &= 0,189 \text{ m} = 7,458 \text{ in} = 0,622 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter *disk* (Dd)

$$\begin{aligned} Dd &= \frac{2Da}{3} \\ &= \frac{1,364}{3} \\ &= 0,455 \text{ m} = 17,90 \text{ in} = 1,49 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi *baffle* (H)

$$H = Dt$$

$$= 2,273 \text{ m} = 89,50 \text{ in} = 7,46 \text{ ft}$$

E. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Digunakan persamaan 8.8 dari buku “Reactor Design for Process Plants” karangan Rase halaman 338 :

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

Dimana :

d = Diameter pengaduk (ft)

N = Putaran putar pengaduk (rpm)

WELH = *Water equivalent liquid height* (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} \times H_{\text{cairan}} \\ &= \frac{67,77 \text{ lb/ft}^3}{36,40 \text{ lb/ft}^3} \times 7,205 \text{ ft} \\ &= 1,86 \times 7,2053 \\ &= 13,42 \text{ ft} \\ &= 4,089 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

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

$$= 128,01 \text{ rpm}$$

$$= 7.680,75 \text{ rps}$$

Menentukan Power Pengaduk

Digunakan persamaan 9.2 dari buku “Unit Operations in Chemical Engineering” karangan Mc. Cabe halaman 253 :

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{g_c}$$

Dimana :

P : daya pengaduk (lb.ft/s)

N_p : *power number*

N : kecepatan putar pengaduk (rps)

Da : diameter pengaduk (ft)

g_c : percepatan gravitasi = 32.17 lbf.ft/lbf.s²

Karena $NRe > 10000$ maka *power* tidak tergantung pada bilangan Reynold dan bukan merupakan fungsi viskositas, sehingga menurut tabel 9.3 dari buku “Unit Operations in Chemical Engineering” karangan Mc. Cabe halaman 254 untuk pengaduk jenis turbin

didapatkan $N_p = K_r = 1,63$.

aka, *power* pangaduknya :

$$\begin{aligned} P &= \frac{1,63 \times 67,77 \times 3,17^3 \times 2,24^5}{32,17} \\ &= 6.114,32 \quad \text{lb.ft/s} \\ &= 11,12 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Selama prose pengadukan, pengaduk mengalami *head losses* dan *transmission losses*

- *Gain losses* diperhitungkan 10% dari daya masuk (dengan mempertimbangkan adanya kebocoran daya pada proses dan dearing) = 10% x P_o

$$\text{Gain losses} = 1,11 \text{ Hp}$$

- *Transmission system losses* diperhitungkan 20% dari daya masuk (dengan meninjau kemungkinan terjadinya kebocoran belt atau gear) = 20% x P_o

$$\text{Transmission losses} = 2,22 \text{ Hp}$$

Maka, *power* input (P_i) = 11,12 + 1,11 + 2,22

$$= 14,45 \text{ Hp}$$

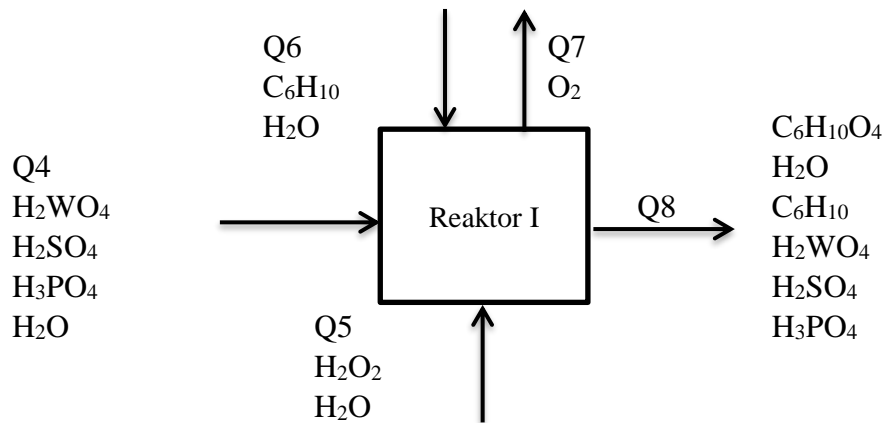
Menurut grafik 14.38 dari buku “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” karangan Timmerhaus halaman 521, didapatkan efisiensi motor penggerak 81,50%.

Maka daya penggerak motornya sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= P/\eta \\ &= \frac{14,45}{81,5\%} \\ &= 17,73 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Maka, digunakan *power* motor pengaduk sebesar 18 Hp (Standar NEMA)

F. Menghitung Neraca Panas Reaktor



Neraca Energi

$Q =$

ΔH

$Q_{in} = Q_{out}$

$Q_4 + Q_5 + Q_6 = Q_7 + Q_8 + Q_{reaksi} + Q_{lepas}$

Menghitung Panas Umpan Reaktor

$T_{in} Q_4 = 71,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,688 \text{ K}$

$T_{in} Q_5 = 73 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$

$T_{in} Q_6 = 73 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$

$T_{reaksi} = 73 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$

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

Tabel F.1 Panas Masuk Reaktor

Komponen	Fi (kg)	n (kmol)	$\int C_p dT$	Q in (kJ)
H ₂ WO ₄	45,45	0,18	1671963,40	304133,97
H ₂ SO ₄	18,55	0,19	6664,44	1260,73
H ₃ PO ₄	9,98	0,10	69760942,20	7106451,29
H ₂ O ₂	1361,18	40,02	4083,60	163437,57
C ₆ H ₁₀	747,12	9,09	7017,44	63820,78
H ₂ O	3185,58	176,78	3610,38	638243,76
Total				8277348,11

Menghitung Panas Produk Reaktor

$T_{out} Q_7 = 73 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$

$T_{out} Q_8 = 73 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$

$T_{reaksi} = 73 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,15 \text{ K}$

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

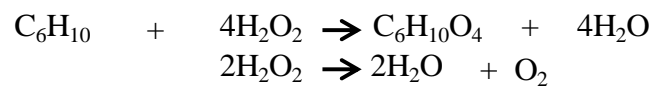
Tabel F.2 Panas Keluar Reaktor

Komponen	Fi (kg)	n (kmol)	$\int C_p dT$	Q out (kJ)
O ₂	39,89	1,25	1421,67	1772,09
C ₆ H ₁₀ O ₄	1030,10	7,05	14740,74	103903,82
H ₂ O	3738,42	207,46	3610,38	749007,53
C ₆ H ₁₀	168,10	2,05	7017,44	14359,68
H ₂ O ₂	317,36	9,33	4214,85	39330,97
H ₂ WO ₄	45,45	0,18	1728412,74	314402,24
H ₂ SO ₄	18,55	0,19	6878,32	1301,19
H ₃ PO ₄	9,98	0,10	72445888,22	7379963,05
Total				8604040,57

Untuk menghitung entalpi panas reaksi standar digunakan persamaan :

$$H_{f_{\text{reaksi } 298\text{K}}} = \sum(n \times H_f)_{\text{produk}} - \sum(n \times H)_{\text{reaktan.}}$$

Reaksi yang terjadi :



Tabel F.3 Entalpi Reaktan Reaksi Utama

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Hf (kJ/kmol)	Q reaktan (kJ)
C ₆ H ₁₀	747,12	5,32	-5,36	-28,52
H ₂ O ₂	1361,18	21,28	-187,78	-3996,41
Total				-4024,93

Tabel F.4 Entalpi Pembentukan Produk Reaksi Utama

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Hf (kJ/kmol)	Q produk (kJ)
C ₆ H ₁₀ O ₄	1030,10	4,12	-985,37	-4062,41
H ₂ O	383,51	21,28	-285,83	-6083,15
Total				-10145,56

Tabel F.5 Entalpi Reaktan Reaksi Sampung

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Hf (kJ/kmol)	Q reaktan
				(kJ)
H ₂ O ₂	84,79	2,49	-187,78	-468,16
Total				-468,16

Tabel F.6 Entalpi Pembentukan Produk Reaksi Sampung

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Hf (kJ/kmol)	Q produk
				(kJ)
H ₂ O	44,93	2,49	-285,83	-712,61
O ₂	39,89	1,25	0,00	0,00
Total				-712,61

Menghitung panas standar pada suhu 25 °C

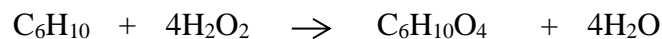
$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^{\circ} &= \Delta H_f^{\circ} \text{ Produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{ Reaktan} \\ &= -10858,17 - (-4493,1) \\ &= -6365,09 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi pada suhu 73 °C

Rumus :

$$\Delta H_R^{\circ} = \Delta H_{298}^{\circ} + \int_{T_0}^T \Delta C_p^{\circ} dT$$

Reaksi utama :



<i>i</i>	<i>ν_i</i>	A	B	C	D
C ₆ H ₁₀	-1	75,8410	4,78E-01	-1,46E-03	2,03E-06
H ₂ O ₂	-4	-15,2480	6,77E-01	-1,49E-03	1,20E-06
H ₂ O	4	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
C ₆ H ₁₀ O ₄	1	-190,0950	2,91E+00	-5,49E-03	3,90E-06

$$\begin{aligned} \Delta A &= 163,268 \\ \Delta B &= -4,37\text{E-}01 \\ \Delta C &= 1,11\text{E-}03 \\ \Delta D &= -8,00\text{E-}07 \end{aligned}$$

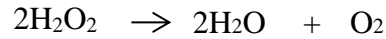
Sehingga,

$$\int_{T_1}^{T_2} \Delta C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} (\Delta A + \Delta B T + \Delta C T^2 + \Delta D T^3 + \Delta E T^4) dT$$

$$= \Delta A(T_2 - T_1) + \frac{\Delta B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{\Delta C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{\Delta D}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{298}^{346} \Delta C_p dT = 1960,42 \text{ kJ/kmol}$$

Reaksi sampling :



<i>i</i>	<i>ν_i</i>	A	B	C	D
H ₂ O ₂	-2	-15,2480	6,77E-01	-1,49E-03	1,20E-06
H ₂ O	2	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
O ₂	1	46,4320	-3,95E-01	-7,05E-03	3,99E-05

$$\Delta A = 261,034$$

$$\Delta B = -1,83\text{E}+00$$

$$\Delta C = -4,48\text{E}-03$$

$$\Delta D = 3,86\text{E}-05$$

Sehingga,

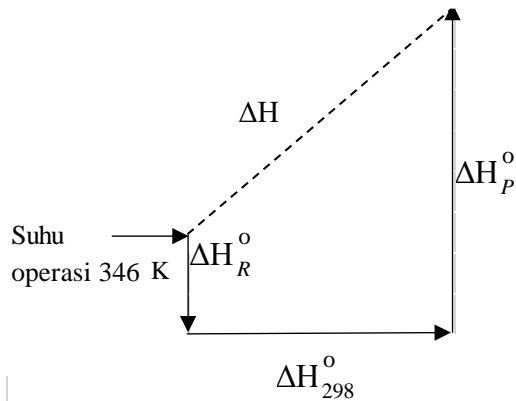
$$\begin{aligned} \int_{T_1}^{T_2} \Delta C_p dT &= \int_{T_1}^{T_2} (\Delta A + \Delta B T + \Delta C T^2 + \Delta D T^3 + \Delta E T^4) dT \\ &= \Delta A(T_2 - T_1) + \frac{\Delta B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{\Delta C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{\Delta D}{4}(T_2^4 - T_1^4) \end{aligned}$$

$$\int_{298}^{346} \Delta C_p dT = 1205,40 \text{ kJ/kmol}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \Delta H_R^{\circ} &= \Delta H_{298}^{\circ} + \sum \int_{T_o}^T \Delta C_p^{\circ} dT \\ &= -6365,09 + 3165,82 \\ &= -3199,27 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menentukan suhu yang dicapai setelah terjadinya reaksi



$$\Delta H_{298}^{\circ} + \Delta H_P^{\circ} = \Delta H = 0$$

Perubahan entalpi dari produk saat dipanaskan dari 346 K ke T adalah :

$$\Delta H_P^{\circ} = [C_p^{\circ}]_H (T - 346)$$

Dimana, $[C_p^{\circ}]_H$ sebagai kapasitas panas rata-rata pada produk total

$$\langle C_p^{\circ} \rangle_H = \sum_i n_i \langle C_{p,i}^{\circ} \rangle_H = R \left[\sum_i n_i A_i + \frac{\sum_i n_i B_i}{2} (T - T_0) + \frac{\sum_i n_i D_i}{TT_0} \right]$$

Mol komponen produk :

<i>i</i>	<i>n_i</i>	A	B	C	D
C ₆ H ₁₀ O ₄	7,5	-190,0950	2,91E+00	-5,49E-03	3,90E-06
H ₂ O	2,49	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
O ₂	1,25	46,4320	-3,95E-01	-7,05E-03	3,99E-05

$$A = \sum_i n_i A_i = -1148,8185$$

$$B = \sum_i n_i B_i = 22,564$$

$$C = \sum_i n_i C_i = 1,201$$

$$D = \sum_i n_i D_i = 1,250$$

Maka,

$$[C_p^0]_H = -1123,803$$

Sehingga :

$$T = 346 - \frac{\Delta H_{298}^0}{[C_p^0]_H}$$

$$T = 340,3 \text{ K}$$

$$= 67,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

Karena reaksi bersifat eksotermis (menghasilkan panas) sehingga menimbulkan kenaikan suhu sebesar 67,3 °C yang dihasilkan setelah terjadinya reaksi, maka diperlukan jaket pendingin agar menjaga suhu pada reaktor tetap stabil dan konstan yaitu sesuai pada suhu operasi sebesar 73 °C.

G. Merancang Jaket Pendingin

Menghitung ΔT LMTD

Tekanan operasi	=	1	atm	=	14,7	psia	
Suhu bahan masuk	T_1	=	73	°C	=	163	°F
Suhu bahan keluar	T_2	=	73	°C	=	163	°F
Kebutuhan air pendingin	=	1056,49	kg/jam				
	=	2329,15	lb/jam				
Suhu pendingin masuk	t_1	=	5	°C	=	41	°F
Suhu pendingin keluar	t_2	=	45	°C	=	113	°F
Laju alir massa	=	5367,86	kg/jam				
Panas yang dilepas	=	5777043,41	kJ/jam				
	=	5475870,53	Btu/jam				

$$T_{average} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{41 + 113}{2} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1229,9447 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Kern, Tabel 6})$$

$$= 76,7854 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 4 \text{ cP} \quad (\text{Kern, Fig. 14})$$

$$= 9,6800 \text{ lb/ft.jam} = 0,0027 \text{ lb/ft.s}$$

$$k = 1,8477 \quad \text{W/m.K} \quad (\text{Table 24-2 Yaws, 1999})$$

$$= 1,0676 \quad \text{Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

Kebutuhan luas transfer panas (A) dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dimana:

$$A = \text{Luas bidang transfer panas (ft}^2\text{)}$$

$$Q = \text{Heat flow (Btu/jam)}$$

$$U_d = \text{Koefisien transfer panas overall (Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$\Delta T = \text{LMTD}$$

Penentuan LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
163	<i>Higher T</i>	113	50
163	<i>Lower T</i>	41	122,4
0	<i>Difference</i>	72	
ΔT LMTD		81,1448	$^\circ\text{F}$

Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk fluida pendingin UD : 150-500 Btu/ft². $^\circ\text{F}$.jam (Tabel 12.1 Coulson, 1999)

diambil harga UD = 500 Btu/ft². $^\circ\text{F}$.jam

$$Q = 5777043,4086 \quad \text{kJ/jam}$$

$$= 5475870,5294 \quad \text{Btu/jam}$$

Sehingga,

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

$$A = \frac{5475870,5294}{500 \times 81,1448}$$

$$= 134,9654838 \quad \text{ft}^2$$

$$= 12,53869834 \quad \text{m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \pi D L$$

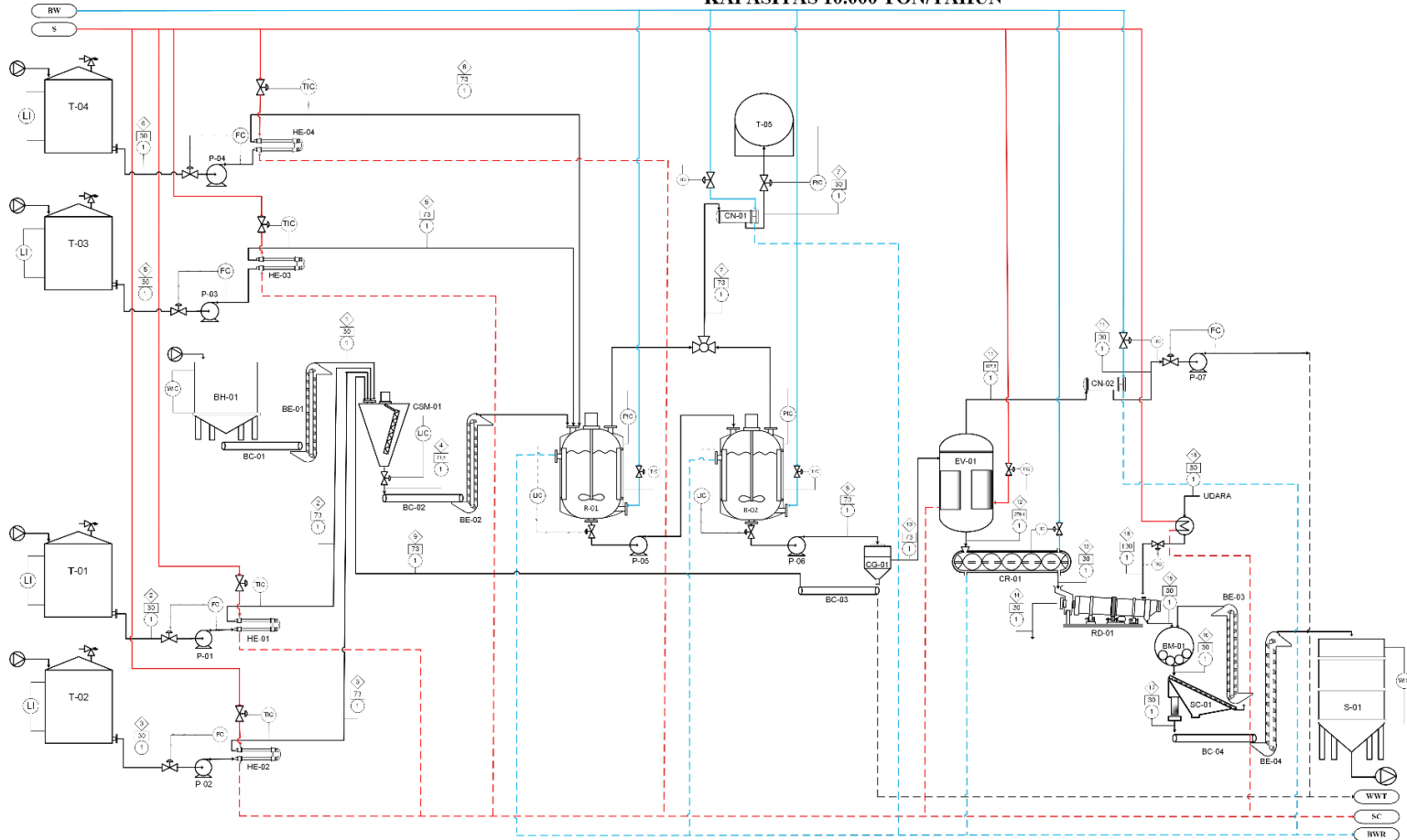
$$\begin{aligned} A &= 3,14 \times 2,2733 \text{ m} \times 3,4100 \text{ m} \\ &= 24,362924 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas transfer panas reactor lebih kecil dibandingkan dengan luas selubung reaktor,

($A_{\text{panas}} = 12,538 \text{ m}^2 < A_{\text{selubung}} = 24,363 \text{ m}^2$) sehingga penggunaan jaket pendingin lebih tepat daripada menggunakan koil pendingin.

LAMPIRAN B PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ASAM ADIPAT DARI SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



KETERANGAN			
K	Normal	◇	Normal aliran
RW	Return Water	◇	Temperature (°C)
SC	Steam Condenser	◇	Ukuran (liter)
RWT	Return Water Tank	◇	Control Valve
WWT	Waste Water Treatment	◇	Electrical
Tr	Truck	◇	Return Water
TIC	Temperature Indicator Control	◇	Level Indicator
WIC	Weight Indicator Control	◇	Flight Control
PIC	Pressure Indicator Control	◇	Flow Control
LC	Level Indicator Control	◇	Level Indicator Control

17	SH-01	S-01	I
18	REFILL TANK IV	R-04	I
19	REFILL TANK IV	R-04	I
20	REFILL TANK II	R-03	I
21	REFILL TANK II	R-03	I
22	REFILL TANK I	R-02	I
23	REFILL TANK I	R-02	I
24	REFILL TANK III	R-05	I
25	REFILL TANK III	R-05	I
26	REFILL TANK III	R-05	I
27	REFILL TANK III	R-05	I
28	REFILL TANK III	R-05	I
29	REFILL TANK III	R-05	I
30	REFILL TANK III	R-05	I
31	REFILL TANK III	R-05	I
32	REFILL TANK III	R-05	I
33	REFILL TANK III	R-05	I
34	REFILL TANK III	R-05	I
35	REFILL TANK III	R-05	I
36	REFILL TANK III	R-05	I
37	REFILL TANK III	R-05	I
38	REFILL TANK III	R-05	I
39	REFILL TANK III	R-05	I
40	REFILL TANK III	R-05	I
41	REFILL TANK III	R-05	I
42	REFILL TANK III	R-05	I
43	REFILL TANK III	R-05	I
44	REFILL TANK III	R-05	I
45	REFILL TANK III	R-05	I
46	REFILL TANK III	R-05	I
47	REFILL TANK III	R-05	I
48	REFILL TANK III	R-05	I
49	REFILL TANK III	R-05	I
50	REFILL TANK III	R-05	I
51	REFILL TANK III	R-05	I
52	REFILL TANK III	R-05	I
53	REFILL TANK III	R-05	I
54	REFILL TANK III	R-05	I
55	REFILL TANK III	R-05	I
56	REFILL TANK III	R-05	I
57	REFILL TANK III	R-05	I
58	REFILL TANK III	R-05	I
59	REFILL TANK III	R-05	I
60	REFILL TANK III	R-05	I

Dibuat oleh:
Muhammad Fala Liriyanto (19521049)
Khalifah Nur Rizyanti (19521199)

Dosen Pembimbing:
Sholah Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D
NIP.

PRARANCANGAN PABRIK ASAM ADIPAT DARI
SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN PROSES OKSIDASI
DENGAN KAPASITAS 10.000
TON/TAHUN

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
YOYOKARBA

Komposisi	Beraca Massa (kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
H ₂ SO ₄	-	18,55	-	18,55	-	-	-	18,55	18,55	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ PO ₄	-	-	9,98	9,98	-	-	-	9,98	9,98	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	0,19	1,76	1,95	3176,08	7,75	-	3906,51	1,95	3804,56	3803,21	211,14	211,14	211,14	-	-	-	-
H ₂ O ₂	-	-	-	-	1361,18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ WO ₄	45,45	-	-	45,45	-	-	-	45,45	45,45	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₆ H ₁₂	-	-	-	-	-	747,12	-	-	-	39,60	0,39	-	-	-	-	-	-	-
O ₂	-	-	-	-	-	-	-	89,05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₆ H ₁₀ O ₈	-	-	-	-	-	-	-	1258,72	-	1258,72	-	1187,14	6,38	-	6,38	6,51	6,38	-
C ₆ H ₁₀ O ₆	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1182,42	-	1180,74	1204,35	1180,74	-	-
Total	45,45	18,74	11,74	75,91	4372,26	754,67	89,05	5278,81	75,91	5202,88	3803,62	1399,26	1400,76	211,14	1187,12	1210,86	1187,12	-

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Falih Heriyanto

No. Mahasiswa : 19521049

2. Nama Mahasiswa : Khalifah Nur Ridayanti









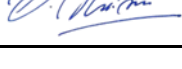
No. Mahasiswa : 19521199

Judul Prarancangan :

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ADIPAT DARI SIKLOHEKSENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023 (Perpanjang SK)

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusi tentang pemilihan judul serta mekanisme tugas akhir	
2	17 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik dan kinetika reaksi	
3	9 Desember 2022	Penentuan pasti tentang jumlah kapasitas pabrik	
4.	20 Januari 2023	Konsultasi penggunaan alat dan pemaparan diagram alir	
5.	18 April 2023	Konsultasi perhitungan menentukan volume reaktor	
6.	9 Mei 2023	Pembahasan perancangan reaktor	
7.	13 Juni 2023	Pembahasan perancangan alat besar dan PEFD	
8.	4 Juli 2023	Pembahasan dan revisi alat besar PEFD	
9.	7 Juli 2023	Finalisasi PEFD dan persetujuan luaran 7-10	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, Juli 2023

Pembimbing,

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

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