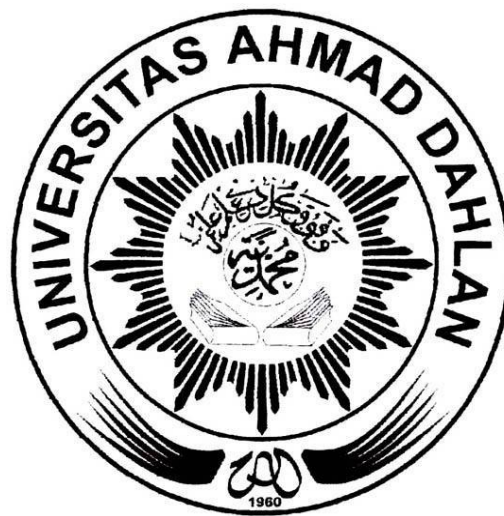


**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT
DARI SIKLOHEKSANOL DAN ASAM NITRAT DENGAN
PROSES OKSIDASI KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu
syarat untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :

Aditya Waskitha Nugraha (2000020031)

Ahyar Rosidi (2000020033)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

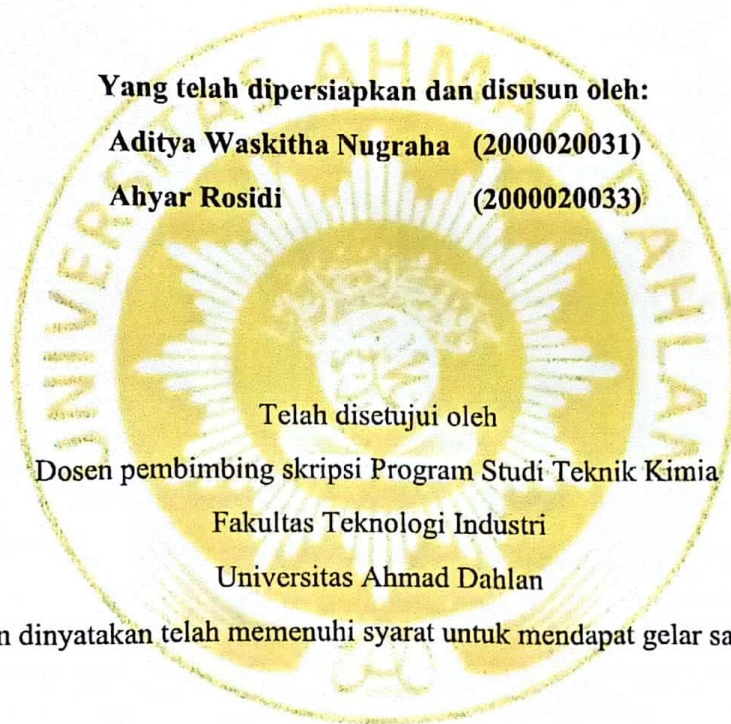
SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT
DARI SIKLOHEKSANOL DAN ASAM NITRAT DENGAN PROSES
OKSIDASI KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Aditya Waskitha Nugraha (2000020031)

Ahyar Rosidi (2000020033)



Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana

Dosen Pembimbing

29/05/24

(Rachma Tia Evitasari, S.T., M.Eng.)

NIPM. 19920918 201908 011 1334988

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT
DARI SIKLOHEKSANOL DAN ASAM NITRAT DENGAN PROSES
OKSIDASI KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Aditya Waskitha Nugraha (2000020031)

Ahyar Rosidi (2000020033)

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji

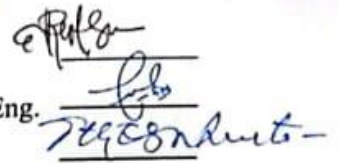
Pada tanggal 10 Mei 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Rachma Tia Eviatasari, S.T., M.Eng.

Anggota : 1. Dr. Eng. Farrah Fadhillah Hanum, S.T., M. Eng.

2. Dr.rer.nat. Totok Eka Suharto, M.S.



Yogyakarta, 17 Mei 2024

Pengesahan Dekan

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan



(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)

NIPM. 19660812 199601 011 0784324

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Aditya Waskitha Nugraha (2000020031)
2. Ahyar Rosidi (2000020033)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Asam Adipat dari Sikloheksanol dan Asam Nitrat dengan Proses Oksidasi Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 26 April 2024

Yang membuat pernyataan



(Aditya Waskitha Nugraha)



(Ahyar Rosidi)

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua, tak lupa sholawat serta salam semogaselalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan naskah Tugas Akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Kimia Asam Adipat dari Sikloheksanol dan Asam Nitrat dengan Proses Oksidasi Kapasitas 20.000 Ton/Tahun”.

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Muchlas Arkanuddin, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Ibu Rachma Tia Evitasari, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing atas bimbingan, saran, maupun motivasinya.
5. Orangtua, kakak, adik serta seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap skripsi ini dapat bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya maupun bagi para pembaca serta semua pihak pada umumnya.

Yogyakarta, 26 April 2024

Penulis

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS 1

Ahamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur yang sangat besar kepada Allah SWT atas ridha-Nya yang telah memberikan kelacaran untuk menyelesaikan penyusunan dan pengerjaan skripsi ini. Shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada baginda Rasulullah Nabi Muhammad SAW, yang telah membawa umatnya ke generasi yang kaya akan ilmu pengetahuan seperti sekarang ini. Sebagai ungkapan rasa terimakasih saya persembahkan hasil dan segala usaha pengerjaan tugas akhir ini kepada:

Keluarga saya, Bapak dan ibu saya yang selalu mendoakan saya, kasih sayang, dukungan batin, memberikan kecukupan materi, dan bantuan yang tak ternilai yang ditelaah diberikan bapak dan Ibu selama ini, serta terimakasih kepada kakak saya yang selalu memberikan dukungan, semangat serta keyakinan kepada saya untuk bisa menyelesaikan skripsi ini .

Ibu Rachma Tia Evtasari, S.T., M.Eng., terima kasih banyak telah memberikan saya bimbingan, dukungan, motivasi, kesabaran dan bantuannya dalam menyelesaikan skripsi ini. Serta jajaran dosen Teknik Kimia UAD yang telah menyalurkan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan bapak dan ibu menjadi amal jariyah.

Ahyar Rosidi selaku sahabat dan partner saya dari penelitian, kerja praktek, hingga menyelesaikan skripsi ini. Terima kasih telah memilih saya menjadi partner dan bertahan sampai saat ini, semangat dan kejar terus impian yang akan dicapai.

Sahabat saya, Riyan, Amal, Dedi, Arul, Azhar, Dzaki, Sekar, Uswatun, Irene, Trias, Annis, Mulia, Pira, Putri, Pita, Tampi, Nining, Hutri, Marcel, Dita, Nopa Serta kepada seluruh teman-teman mahasiswa Teknik Kimia UAD terkhusus angkatan 2020 yang tidak sempat saya sebutkan satu persatu.

Serta semua pihak yang ikut terlibat dalam penyusunan tugas akhir ini maupun terlibat dalam kehidupan saya. Semoga Allah SWT melimpahkan rahmat-Nya kepada kalian semua, aamiin.

PENULIS 2

Ahamdulillahirabbil'alamin, rasa syukur yang sangat besar kepada Allah SWT atas ridha-Nya yang telah memberikan kelacaran untuk menyelesaikan penyusunan dan pengerjaan skripsi ini. Shalawat beriring salam semoga selalu tercurahkan kepada baginda Rasulullah Muhammad SAW, yang telah membawa umatnya ke generasi yang kaya akan ilmu pengetahuan seperti sekarang ini. Sebagai ungkapan terimakasih saya persembahkan tugas akhir ini kepada:

Diri saya sendiri yang mampu bertahan dan melewati segala hal baik maupun yang tidak baik yang terjadi semasa kuliah. Semoga saya bisa menjadi lebih kuat untuk kedepannya dengan segala rintangan yang ada, dan semoga selalu diberi kemudahan agar semua yang di cita-cita kan tercapai.

Kepada keluarga tercinta, Bapak saya Agus Budianto dan Ibu saya Rusni yang tidak pernah lelah mendo'akan saya dan memberi kecukupan materi, terima kasih sudah berjuang untuk saya, terimakasih kepada adik perempuan saya Azro An-nika, dan terimakasih kepada ustadz saya Ahmad Mursyid QH., M.pd., yang telah membimbing saya, serta semua keluarga yang telah memberikan supportnya selama ini.

Ibu Rachma Tia Evitasari, S.T., M.Eng., terima kasih banyak telah memberikan saya bimbingan, dukungan dan motivasi alam menyelesaikan skripsi ini. Serta jajaran dosen Teknik Kimia UAD yang telah menyalurkan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan bapak dan ibu menjadi amal jariyah.

Aditya Waskitha Nugraha selaku sahabat dan partner saya dari penelitian, kerja praktek, hingga menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih telah memilih saya menjadi partner dan bertahan sampai saat ini, semangat terus gentong untuk kedepannya.

Riyan, Amal, Dedi, Azhar, Syahrul, Uswatun, Sekar, Trias, Annis, Wiya, Kori, Rizka, Faiq, anak-anak kemuning squad, dan anak-anak HMTK 2022. Serta seluruh teman-teman mahasiswa UAD terkhusus Teknik Kimia 2020 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu.

Terkhusus untuk perempuan yang saat ini bersama saya yang insya Allah akan menjadi jodoh saya kelak, saya ingin mengucapkan terimakasih karena sudah menjadi support system saya, menjadi pendengar yang baik yang mau menengarkan keluh kesah saya, semoga selalu dalam lindungan Allah SWT.

Seluruh warga Yogyakarta dan Lombok, serta semua pihak yang ikut terlibat dalam penyusunan tugas akhir ini maupun terlibat dalam kehidupan saya. Semoga Allah SWT melimpahkan rahmat-Nya kepada kalian semua, aamiin.

HALAMAN MOTO

PENULIS 1

“Jangan bilang tidak mungkin selama belum mati mencobanya”
(Sultan Muhammad Al-Fatih)

“Berbuat baik tidak harus diperlihatkan”
(Itachi)

“Perlu aksi bukan motivasi”

PENULIS 2

“Lakukanlah kebaikan sekecil apapun karena kau tak pernah tau kebaikan apa yang akan membawamu ke surga”
(*Imam Hasan Al-Bashri*)

“Jangan pernah mencoba untuk menyerah dan jangan pernah menyerah untuk mencoba”
(Musabbihin)

“Allah tau apa yang kamu butuhkan bukan apa yang kamu inginkan”

“Pendidikan adalah senjata paling kuat yang bisa digunakan untuk mengubah dunia”
(Nelson Mandela)

“Pengetahuan yang baik adalah yang memberikan manfaat, bukan hanya diingat”
(Imam Syafi’i)

“Barangsiapa yg menuntut/mencari sesuatu dgn sungguh-sungguh pasti dia akan mendapatkannya, Barangsiapa yg komitmen mengetuk pintu pasti dia bisa memasukinya”
(Az-Zarnuji)

“Terbentur, terbentur, terbentur, terbentuk”

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
HALAMAN MOTO	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
DAFTAR LAMBANG	xiv
ABSTRAK	xivii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
I.2. Tinjauan Pustaka	2
I.2.1. Dasar Reaksi	2
I.2.2. Pemilihan Proses	4
I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika	5
I.3.1. Tinjauan Kinetika	5
I.3.2. Tinjauan Termodinamika	6
I.4. Kegunaan Produk	8
I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	8
I.5.1. Data Impor Kebutuhan Asam Adipat dalam Negeri.....	8
I.5.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	9
I.6. Pemilihan Lokasi Pabrik	10
BAB II URAIAN PROSES.....	14
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	14
II.2. Tahap Reaksi.....	14
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian	14
II.4. Diagram Alir Kuantitatif	15
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	17
III.1. Spesifikasi Bahan Baku	17
III.2. Spesifikasi Bahan Penunjang.....	17
III.3. Spesifikasi Produk.....	18
BAB IV NERACA MASSA	20
IV.1. Neraca Massa Alat	20
IV.1.1. Neraca Massa <i>Mixer</i>	20
IV.1.2. Neraca Massa Reaktor	20
IV.1.3. Neraca Massa <i>Centrifuge</i>	20
IV.1.4. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i>	21
IV.1.5. Neraca Massa Menara Distilasi	21
IV.1.6. Neraca Massa Total.....	22
IV.2. Diagram Alir Kuantitatif	22
BAB VI NERACA PANAS.....	24
V.1. Neraca Panas <i>Mixer</i>	24

V.2.	Neraca Panas Reaktor	24
V.3.	Neraca Panas <i>Centrifuge</i>	24
V.4.	Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i>	24
V.5.	Neraca Panas Menara Distilasi	25
BAB VI	SPESIFIKASI ALAT	26
VI.1.	Tangki Penyimpanan Cair	26
VI.2.	Tangki Penyimpanan Padat.....	26
VI.3.	Spesifikasi <i>Mixer</i>	27
VI.4.	Spesifikasi Reaktor.....	29
VI.5.	Spesifikasi <i>Centrifuge</i>	28
VI.6.	Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i>	29
VI.7.	Spesifikasi Menara Distilasi	29
VI.8.	Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i>	32
VI.9.	Spesifikasi Alat Pompa.....	31
VI.10.	Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i>	33
VI.11.	Spesifikasi Alat <i>Bucket Elevator</i>	33
VI.12.	Spesifikasi Alat <i>Cooling Conveyor</i>	33
VI.13.	Spesifikasi Alat <i>Hopper</i>	34
VI.14.	Spesifikasi Alat <i>Condensor</i>	34
VI.15.	Spesifikasi Alat <i>Accumulator</i>	35
VI.16.	Spesifikasi Alat <i>Reboiler</i>	35
BAB VII	UTILITAS	36
VII.1.	Unit Penyediaan Air.....	36
VII.2.	Proses Pengolahan Air dari Sungai.....	38
VII.3.	Kebutuhan Air	40
VII.4.	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	41
VII.5.	Unit Pembangkit Listrik	41
VII.6.	Unit Penyediaan Bahan Bakar	41
VII.7.	Unit Pengolahan Limbah.....	42
VII.1.1.	Pengolahan Limbah Cair	42
VII.1.2.	Pengolahan Limbah Padat	43
VII.1.3.	Pengolahan Limbah Gas	43
VII.8.	Laboratorium.....	43
BAB VIII	LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	46
VIII.1.	Lokasi Pabrik	46
VIII.2.	Tata Letak Pabrik	48
VIII.3.	<i>Layout</i> Peralatan	52
BAB IX	STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	55
IX.1.	Organisasi Perusahaan	55
IX.2.	Struktur Organisasi	55
IX.3.	Tugas dan Wewenang.....	57
IX.3.1.	Pemegang Saham	57
IX.3.2.	Dewan Komisaris	57
IX.3.3.	Direktur Utama	57
IX.3.4.	Kepala Bagian.....	58
IX.3.5.	Kepala Seksi.....	59

IX.4.	Pembagian Jam Kerja	61
IX.5.	Perincian Tugas dan Keahlian	62
IX.6.	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	63
IX.6.1.	Karyawan Non <i>Shift</i>	63
IX.6.2.	Sistem Gaji	63
IX.7.	Kesejahteraan Sosial Karyawan	65
IX.8.	Manajemen Perusahaan	66
BAB X	EVALUASI EKONOMI.....	67
X.1.	Dasar Perhitungan	68
X.2.	Perhitungan <i>Capital Investment</i>	70
X.2.1.	<i>Capital Investment</i>	70
X.2.2.	<i>Manufacturing Cost</i> (Biaya Produksi).....	71
X.2.3.	<i>General Expense</i> (Pengeluaran Umum)	71
X.3.	Perhitungan Biaya Produksi.....	71
X.4.	<i>Capital Investment</i>	73
X.4.1.	<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	73
X.4.2.	<i>Manufacturing Cost</i> (MC).....	74
X.4.3.	<i>Working Capital</i>	74
X.4.4.	<i>General Expense</i>	75
X.5.	Analisis Keuangan	75
X.6.	Analisis Kelayakan.....	75
BAB XI	KESIMPULAN.....	78
XI.1.	Kesimpulan	78
XI.2.	Saran.....	78
DAFTAR PUSTAKA	80
LAMPIRAN A.	Perancangan Reaktor	81
LAMPIRAN B.	Perancangan Menara Distilasi	99

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Pemilihan Proses.....	4
Tabel I.2 Data Entalpi pada Suhu 298 K.....	6
Tabel I.3 Data Energi Gibbs pada Suhu 298 K.....	7
Tabel I.4 Data kebutuhan asam adipat di Indonesia tahun 2017-2021	8
Tabel I.5 Data kebutuhan Asam Adipat di Negara-negara Asia.....	9
Tabel I.6 Produksi Asam Adipat di Dunia	10
Tabel III.1 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku	17
Tabel III.2 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku Penunjang	18
Tabel III.3 Sifat Fisis dan Kimia Produk	19
Tabel IV.1 Neraca Massa <i>Mixer</i>	20
Tabel IV.2 Neraca Massa Reaktor	20
Tabel IV.3 Neraca Massa <i>Centrifuge</i>	20
Tabel IV.4 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i>	21
Tabel IV.5 Neraca Massa Menara Destilasi.....	21
Tabel IV.6 Neraca Massa Total	22
Tabel V.1 Neraca Panas <i>Mixer</i>	24
Tabel V.2 Neraca Panas Reaktor	24
Tabel V.3 Neraca Panas <i>Centrifuge</i>	24
Tabel V.4 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i>	24
Tabel V.5 Neraca Panas Menara Distilasi.....	25
Tabel VI.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku Cair	26
Tabel VI.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku Padat	26
Tabel VI.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk	27
Tabel VI.4 Spesifikasi <i>Mixer</i>	27
Tabel VI.5 Spesifikasi Reaktor	28
Tabel VI.6 Spesifikasi <i>Centrifuge</i>	28
Tabel VI.7 Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i>	29
Tabel VI.8 Spesifikasi Menara Destilasi.....	29
Tabel VI.9 Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i>	30
Tabel VI.10 Spesifikasi Alat Pompa.....	31
Tabel VI.11 Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i>	33
Tabel VI.12 Spesifikasi Alat <i>Bucket Elevator</i>	33
Tabel VI.13 Spesifikasi Alat <i>Cooling Conveyor</i>	33
Tabel VI.14 Spesifikasi Alat <i>Hopper</i>	34
Tabel VI.15 Spesifikasi Alat <i>Condensor</i>	34
Tabel VI.16 Spesifikasi Alat <i>Accumulator</i>	35
Tabel VI.17 Spesifikasi Alat <i>Reboiler</i>	35
Tabel VII.1 Kebutuhan <i>Steam</i>	40
Tabel VII.2 Kebutuhan Air Pendingin Proses.....	40
Tabel VII.3 Kebutuhan air kantor	41
Tabel VIII.1 Rincian Area Bangunan Pabrik Asam Adipat.....	49
Tabel IX.1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift Setiap dua minggu.....	61
Tabel IX.2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan	64
Tabel X.1 Indeks dari <i>Chemical Engineering Plant Cost Inside</i>	67

Tabel X.2 Hasil Perhitungan Harga Alat	69
Tabel X.3 <i>Fixed Capital Investment</i>	73
Tabel X.4 Harga Bahan Baku	74
Tabel X.5 <i>Manufacturing Cost</i>	74
Tabel X.6 <i>Working Capital</i>	74
Tabel X.7 <i>General Expense</i>	75
Tabel X.8 Trial <i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	77

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Struktur Asam Adipat	2
Gambar I.2 Lokasi Pendirian Pabrik	11
Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif	16
Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif	23
Gambar VII.1 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas	39
Gambar VII.2 Diagram Alir Pengolahan Limbah	39
Gambar VIII.1 Tata Letak Bangunan Pabrik	51
Gambar VIII.2 Tata Letak Alat Proses	54
Gambar IX.1 Struktur Organisasi Pabrik Asam Adipat	56
Gambar X.1 Ekstrapolasi Indeks Harga	69
Gambar X.2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya	77

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
ACC	= Akumulator
A _R	= Luas permukaan dinding reaktor, m ²
a	= Jari-jari dalam reaktor, m
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
b	= Sumbu tegak <i>head</i> , m
C	= Faktor korosi, in
C _A	= Konsentrasi zat A, Kmole/L
C _{Ao}	= Konsentrasi zat A mula-mula, Kmole/L
C _B	= Konsentrasi zat B, Kmole/L
C _{Bo}	= Konsentrasi zat B mula-mula, Kmole/L
CD	= <i>Condensor</i>
CL	= <i>Cooler</i>
CC	= <i>Cooling Conveyer</i>
CF	= <i>Centrifuge</i>
C _p	= Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= Efisiensi pengelasan
E _a	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
E _b	= Harga alat dengan kapasitas dicari
E _x	= Harga alat untuk tahun x
E _y	= Harga alat untuk tahun y
FV	= Kecepatan volumetrik, m ³ /j, L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
F _a	= <i>Fixed Expence</i>
f	= <i>Allowable stress</i>
f	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expence</i>
g _c	= Gravitasi, m ² /s
gpm	= Gallon per menit
HE	= <i>Heat Exchanger</i>
h _i	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.°F
h _{io}	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.°F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= Level kontrol
Le	= Panjang <i>elbow</i> , ft
m	= massa, Kg/j

M	= Mixer
MD	= Menara destilasi
NRe	= Reynold Number
Nt	= Jumlah tube
Nx	= Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahun y
OD	= Diameter luar, m,in,ft
P	= Tekanan, atm
P	= Power motor, Hp
PEC	= Purchased Equipment Cost
POT	= Pay Out Time
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
RD	= Rotary Dryer
ROI	= Return Of Investment
Ra	= Regulated Expencc
SDP	= Shut Down Point
Sa	= Sales Expencc
T	= Suhu
T – n	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
WC	= Working Capital
X	= Konversi
ZI	= Tinggi cairan, in, m, ft
μ	= Viscositas, Cp
η	= Effisiensi pompa
Σ	= Jumlah
ρ	= Densitas, Kg/m ³
ΔP	= Pressure drop, psi
ΔT	= Beda suhu, K, °C, °F

ABSTRAK

Asam adipat diperoleh dari proses oksidasi antara sikloheksanol dan asam nitrat. Asam adipat merupakan asam karboksilat kristal padat-padat berwarna putih. Asam adipat banyak digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan nylon. Selain itu, asam adipat juga digunakan sebagai bahan pembuatan plastik terutama polyvinyl, bahan *polyurethane*, *food acidulant* dan bahan *essterlubes* untuk pelumas. Pabrik asam adipat direncanakan dibangun di Kawasan Industri Cilegon, Banten dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah sikloheksanol, asam nitrat, dan Tembaga (II) nitrat sebagai katalis.

Proses produksi asam adipat akan dijalankan dalam tiga tahap. Tahap pertama yaitu tahap persiapan bahan baku berupa asam nitrat, sikloheksanol dan tembaga (II) nitrat yang dikondisikan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Tahap kedua yaitu tahap pembentukan produk yang akan dioperasikan pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm. Reaksi berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk, sebagai pendingin reaktor digunakan coil pendingin dengan media air. Tahap ketiga yaitu tahap pemisahan produk berupa asam adipat dengan asam nitrat, sikloheksanol, dan air. Asam nitrat, sikloheksanol, dan air dialirkan menuju Menara Distilasi (MD) untuk memisahkan asam nitrat. Hasil atas Menara Distilasi (MD) berupa asam nitrat dan air kemudian dialirkan menuju *mixer* untuk di *recycle*. Kemudian hasil bawah Menara Distilasi (MD) berupa sikloheksanol dan air dialirkan menuju UPL. Hasil produk keluaran *Centrifuge* kemudian akan dikeringkan melalui *rotary dryer*.

Berdasarkan dari tinjauan bahan baku, produk dan kondisi operasi, pabrik asam adipat tergolong sebagai pabrik beresiko tinggi. Hasil analisis ekonomi pabrik asam adipat diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 188.374.013.054,50. keuntungan setelah pajak sebesar Rp131.861.809.138,15. *Percent return on investment* (ROI) sebelum pajak 46,87% dan setelah pajak 32,81%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,76 tahun dan setelah pajak 2,34 tahun. *Break event point* (BEP) sebesar 45,55%. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 30,78% dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 44,37%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan

Kata Kunci: Asam Adipat, Asam Nitrat, Oksidasi, RATB, Sikloheksanol

Lampiran 2

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:


Nama : Aditya Waskitha Nugraha
NIM : 2000020031 Email: aditya2000020031@webmail.uad.ac.id
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia
Judul tugas akhir : Prarancangan Pabrik Kimia Asam Adipat Darisikloheksanol dan Asam Nitrat dengan Proses Oksidasi Kapasitas 20.000 Ton/Tahun

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

Saya (~~mengijinkan~~/~~tidak mengijinkan~~)* karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta, 18 Mei 2024



Aditya Waskitha Nugraha

Mengetahui,
Pembimbing**



Rachma Tia Evitasari, S.T., M.Eng.

Ket:

*coret salah satu

**jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

Lampiran 2

PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ahyar Rosidi
NIM : 2000020033 Email: ahyar2000020033@webmail.uad.ac.id
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia
Judul tugas akhir : Prarancangan Pabrik Kimia Asam Adipat dari Sikloheksanol dan Asam Nitrat dengan Proses Oksidasi Kapasitas 20.000 Ton/Tahun

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

Saya (~~mengijinkan~~/~~tidak mengijinkan~~)* karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta, 18 Mei 2024



Ahyar Rosidi

Mengetahui,
Pembimbing**



Rachma Tia Eviatasari, S.T., M.Eng.

Ket:

*coret salah satu

**jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan industri di Indonesia terus mengalami peningkatan khususnya industri kimia. Industri kimia merupakan suatu aspek penting untuk dapat bersaing dengan negara-negara di dunia. Dengan meningkatnya industri kimia, maka kebutuhan bahan baku dan bahan penunjang juga akan semakin meningkat, termasuk bahan-bahan pembantu dan bahan intermediate. Pabrik asam adipat merupakan salah satu industri yang sangat berpotensi untuk didirikan di Indonesia.

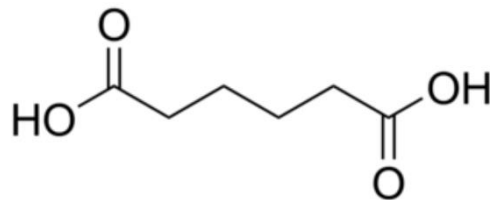
Hexanedionic acid atau asam adipat ($C_6H_{10}O_4$) merupakan sejenis asam karboksilat kristal padat-padat berwarna putih. Asam adipat dapat diproduksi dengan proses oksidasi *cylohexanol*, *cylohexanone*, atau campuran keduanya menggunakan asam nitrat. Asam adipat digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan nylon. Selain itu asam adipat digunakan sebagai bahan pembuatan plastik terutama *polyvinyl*, bahan *polyurethane*, *food accidulant* dan *plasticizer*. Akan tetapi, pabrik asam adipat belum berdiri di Indonesia yang mengakibatkan tingginya tingkat impor untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, beberapa pabrik di Indonesia yang menjadi konsumen asam adipat yaitu: PT. Brata Mulia di Tangerang, Banten sebagai produsen serat nilon dengan kapasitas 20.000 ton per tahun, PT. Susila Indah Fiber Industries di Tangerang, Banten sebagai produsen serat nilon dengan kapasitas 72.600 ton/tahun, PT. Indonesia Toray Synthetic di Tangerang, Banten sebagai produsen serat nilon dengan kapasitas 16.200 ton/tahun.

Dengan demikian untuk mengatasi ketergantungan terhadap impor asam adipat diperlukan pendirian pabrik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Sehingga harus dilakukan studi lebih lanjut terkait perancangan pabrik asam adipat di Indonesia. Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, maupun meningkatkan nilai jual ekspor dan membantu pemerintah dalam mengurangi ketergantungan impor asam adipat dari luar negeri. Berdirinya pabrik ini dapat meningkatkan serta menunjang pendirian pabrik kimia lainnya yang dapat memanfaatkan bahan-bahan yang ada di Indonesia sehingga

menjadi bahan yang bernilai jual. Selain itu, dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia dengan menyerap tenaga kerja yang ada.

I.2. Tinjauan Pustaka

Asam adipat merupakan asam dikarboksilat alifatik yang terdiri dari enam atom karbon dengan dua karboksilat (-COOH) dimana masing-masing karboksilat menempel pada ujung rantai karbon.



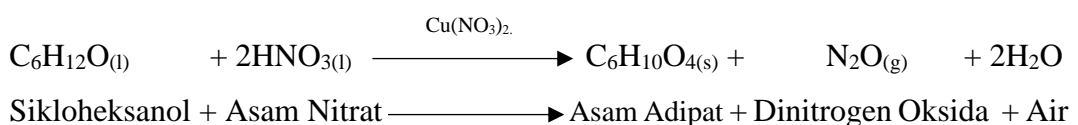
Gambar I.1 Struktur Asam Adipat

Asam Adipat berbentuk kristal berwarna putih yang tidak berbau dengan sedikit asam, Asam Adipat pertama kali dibuat pada tahun 1902 dari (*Tetramethylene Bromide*), yaitu senyawa inti yang terdapat pada gula bit. Setelah pada tahun 1937 Asam Adipat diproduksi secara komersial menggunakan sikloheksana dengan oksigen oleh perusahaan Du Pont, yang memperkenalkan sebagai bahan baku pembuatan *Nylon 66* (Faith, 1975).

Produksi asam adipat di dunia telah berkembang pesat dalam sepuluh tahun terakhir, terutama karena penggunaannya dalam sintesis nilon, Lebih dari 90% 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).

I.2.1. Dasar Reaksi

Reaksi pembentukan asam adipat dari sikloheksanol dan asam nitrat dapat ditulis dengan persamaan sebagai berikut:



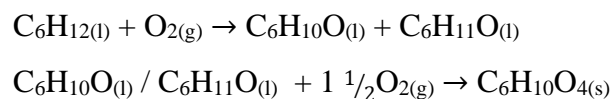
Reaksi di atas akan dibantu oleh katalis $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ dan dioperasikan pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan reaksi berjalan secara eksotermis pada suhu $65\text{-}110^\circ\text{C}$ dan tekanan $1\text{-}4$ atm (Kirk-Othmer, 1998).

Asam adipat umumnya bisa dibuat dengan 2 cara, yaitu:

1. Proses Oksidasi Sikloheksana dengan udara

Asam adipat dapat diproduksi dengan mengoksidasi sikloheksana dengan udara, reaksi tersebut akan membentuk sikloheksanol dan sikloheksanon. Reaksi berlangsung pada reaktor gelembung yang suhunya dikontrol antara $125\text{-}160^\circ\text{C}$ dan tekanan $50\text{-}250$ psi serta dengan penambahan katalis kobalt naftan. Pada tahap kedua, hasil oksidasi berupa sikloheksanol dan sikloheksanon di oksidasi dengan udara dengan penambahan katalis *ammonium metavanadate* dan tembaga (II) nitrat. Reaksi berlangsung pada reaktor alir tangki berpengaduk dengan suhu reaksi $50\text{-}90^\circ\text{C}$ dan tekanan $1\text{-}4$ atm. Dengan umpan berupa sikloheksana, konversi dari asam adipat berkisar antara $92\%\text{-}98\%$.

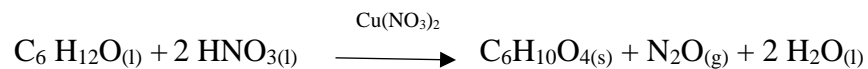
Tahapan reaksi yang terjadi pada proses oksidasi sikloheksana dengan udara adalah sebagai berikut:



2. Proses Oksidasi Sikloheksanol dengan Asam Nitrat

Asam adipat dapat diproduksi secara komersial melalui proses oksidasi sikloheksanol dengan oksidator asam nitrat. Reaksi berlangsung pada suhu $65\text{-}110^\circ\text{C}$ dan tekanan $1\text{-}4$ atm dengan katalis tembaga (II) nitrat ($0,1\%\text{-}0,5\%$). Proses oksidasi asam nitrat dilakukan pada suhu $65^\circ\text{C}\text{-}110^\circ\text{C}$ dengan katalis tembaga (II) nitrat. Perbandingan massa sikloheksanol dengan asam nitrat yaitu $1 : 3,5$. Proses oksidasi berlangsung di dalam reaktor alir tangki berpengaduk di mana dihasilkan produk dengan kemurnian yang tinggi $99,8\%$. Konversi asam adipat yang dihasilkan dari proses ini antara $92\%\text{-}96\%$. Reaksi berlangsung sangat eksotermis sehingga reaktor perlu dilengkapi dengan pendingin, reaksi yang terjadi merupakan reaksi cair-cair, sehingga perpindahan massa terjadi pada lapisan yang sangat tipis (Kirk-Othmer, 1998).

Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



I.2.2. Pemilihan Proses

Pemilihan proses bertujuan untuk menentukan proses yang menguntungkan baik secara teknik maupun ekonomi. Dalam pembuatan asam adipat terdapat dua proses yang berbeda sehingga perlu dilakukan perbandingan antara proses pembentukan asam adipat melalui oksidasi sikloheksana dengan udara serta pembentukan asam adipat melalui oksidasi sikloheksanol dengan asam nitrat. Perbandingan antara kedua proses tersebut dapat dilihat pada Tabel I.1.

Tabel I.1 Pemilihan Proses

	Oksidasi Sikloheksana dengan Udara	Oksidasi Sikloheksanol dengan Asam Nitrat
Fase reaksi	Cair-gas (reaksi 1) Cair-gas (reaksi 2) (*)	Cair-cair (***)
Reaktor	Reaktor gelembung & RATB (*)	RATB (***)
Suhu (°C)	125 – 160 (reaksi 1) 50 – 90 (reaksi 2) (**)	65 – 110 (***)
Tekanan (atm)	3,9 – 17 (reaksi 1) 1 – 4 (reaksi 2) (**)	1 – 4 (***)
Katalis	<i>Cobalt naftan</i> , tembaga (II) nitrat, <i>Ammonium metavanadate</i> (*)	Tembaga (II) nitrat (***)
Konversi	92%-98% (***)	92%-96% (***)
Kemurnian produk	95% (*)	99,8% (***)

Keterangan:

(***) = sangat baik

(**) = baik

(*) = kurang baik

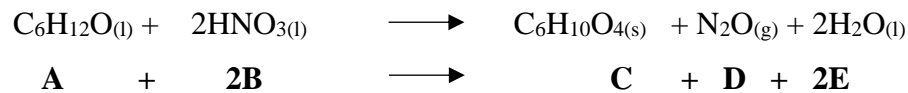
Pada kedua aspek di atas maka dipilih proses pembuatan asam adipat dari sikloheksanol yang direaksikan dengan asam nitrat. Dari aspek tersebut, proses dengan menggunakan sikloheksanol lebih aman dan sederhana dikarenakan kondisi operasi yang lebih rendah daripada proses sikloheksana dengan udara dan dengan

pertimbangan ekonomis proses pembuatan asam adipat dari sikloheksanol yang direaksikan dengan asam nitrat lebih murah dan terjangkau.

I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

I.3.1. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan asam adipat dari sikloheksanol dan asam nitrat dapat ditulis dengan persamaan sebagai berikut:



Reaksi diatas merupakan reaksi erlenmenter, dengan A Sikloheksana, B Asam nitrat, C Asam adipat, D Nitrogen oksida, E Air.

Perbandingan massa A : B = 1 : 3,5

Waktu tinggal = 10 menit

Konversi = 92 %

(Lindsay, 1954)

Reaksi erlementer: $-r_A = kC_A C_B^2$

$$-r_A = k \cdot C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 2C_{A0} \cdot X_A)^2$$

Neraca massa komponen $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}$

$$R_{in} - R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_{A0} \cdot C_{A0} - F_{A0} \cdot C_A + (-r_A \cdot V) = \frac{d(C_C \cdot V)}{dt}$$

$$F_{A0} \cdot C_{A0} - F_{A0} \cdot C_{A0}(1 - X_A) + (-r_A \cdot V) = R_{acc}$$

$$F_{A0} \cdot C_{A0} \cdot X_A = r_A \cdot V$$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} \cdot X_A}{k \cdot C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 2C_{A0} \cdot X_A)^2}$$

$$\tau = \frac{X_A}{k \cdot C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 2C_{A0} \cdot X_A)^2}$$

$$k = 1,3756 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

Dari penyelesaian persamaan tersebut maka diperoleh nilai k sebesar 1,3756 m³/kmol.jam

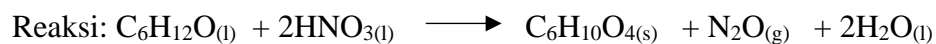
I.3.2. Tinjauan Termodinamika

a. Panas Reaksi Standar

Tinjauan secara termodinamika untuk panas reaksi standar yaitu untuk mengetahui sifat reaksi yang berupa eksotermis atau endotermis. Dimana cara menentukan sifat reaksi panas dapat menggunakan perhitungan standar ($\Delta H^\circ f$) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 25^\circ\text{C}$ (Yaws, 1999). Diketahui dengan menghitung entalpi reaksi melalui rumus:

$$\Delta H_{reaksi} = \Sigma(n. \Delta H_f^{\circ 298})_{produk} - \Sigma(n. \Delta H_f^{\circ 298})_{reaktan}$$

Jika $\Delta H_{reaksi} < 0$ maka reaksi berjalan eksotermis atau menghasilkan panas, tapi apabila $\Delta H_{reaksi} > 0$ maka reaksi berjalan endotermis atau reaksi menyerap panas (Yaws, 1999). Data termodinamika tersaji pada tabel I.2 :



Tabel I.2 Data Entalpi pada Suhu 298 K

Komponen	$\Delta H_f^{\circ 298}$ (kJ/mol)
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}$	-294,55
HNO_3	-135,1
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_4$	-865,04
N_2O	82,1
H_2O	-285,83

(Yaws, 1999)

Panas Reaksi Standar (ΔH_R°)

Jika $\Delta H_R^\circ =$ bernilai negatif maka reaksi eksotermis

Jika $\Delta H_R^\circ =$ bernilai positif maka reaksi endotermis

Perhitungan nilai entalpi pada reaksi adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta H_{reaksi} &= \Sigma(\Delta H_f)_{produk} - \Sigma(\Delta H_f)_{reaktan} \\ &= -789,850 \text{ kJ/mol} \\ &= -789850 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Karena nilai $\Delta H_{reaksi} < 0$ atau bernilai negatif maka reaksi pembentukan asam adipat dari sikloheksanol dan asam nitrat merupakan reaksi eksotermis atau menghasilkan panas.

b. Konstanta kesetimbangan (K)

Tinjauan secara termodinamika untuk konstanta kesetimbangan (K) yaitu

untuk mengetahui sifat reaksi yang berjalan *irreversible* atau *reversible*. Di mana jika $K > 1$ maka reaksi *irreversible*, jika $K < 1$ maka reaksi *reversible*. Berikut data Energi Gibbs pada suhu 298 K



Tabel I.3 Data Energi Gibbs pada Suhu 298 K

Komponen	$\Delta G_f^{\circ 298}$ (kJ/mol)
C ₆ H ₁₂ O	-117,91
HNO ₃	-74,7
C ₆ H ₁₀ O ₄	-686,47
N ₂ O	104,2
H ₂ O	-237,129

(Yaws, 1999)

Pertama menghitung energi gibbs terlebih dahulu atau pembentuk standar ($\Delta G^{\circ f}$) pada 1 atm dan 298 K dari reaktan dan produk. Hal tersebut dapat diketahui dengan menghitung entalpi reaksi dengan rumus:

$$\begin{aligned} \Delta G_{\text{reaksi}} &= \Sigma(\Delta G_f)_{\text{produk}} - \Sigma(\Delta G_f)_{\text{reaktan}} \\ &= -789,218 \text{ kJ/mol} \\ &= -789218 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Karena nilai ΔG_{reaksi} bernilai negatif maka reaksi pembentukan asam adipat dari sikloheksanol dan asam nitrat berlangsung secara spontan.

Selanjutnya dimasukan ΔG_{reaksi} 298 K, dimasukan ke dalam rumus:

$$\ln K = \frac{\Delta G}{-R T}$$

Maka, nilai $K = 2,1994 \times 10^{138}$

Harga K operasi pada suhu 65°C dapat dihitung sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_{338}}{K_{298}} = \frac{\Delta G}{-R} \times \frac{T - T_{\text{reff}}}{T \times T_{\text{reff}}}$$

$$\ln \frac{K_{338}}{2,1994 \times 10^{138}} = \frac{-789218}{-8,314} \times \frac{338 - 298}{338 \times 298}$$

$$\frac{K_{338}}{2,1994 \times 10^{138}} = \exp 37,6976$$

$$K_{363} = 9,3419 \times 10^{121}$$

Karena nilai $K > 1$ maka reaksi pembentukan asam adipat dari sikloheksanol dan asam nitrat merupakan reaksi *irreversible*.

I.4. Kegunaan Produk

Secara umum asam adipat digunakan untuk beberapa hal, yaitu:

1. Digunakan sebagai bahan baku pembuatan *Nylon 66*.
2. Digunakan sebagai bahan pembuat plastik terutama *polyvinyl*.
3. Digunakan sebagai bahan *essterlubes* untuk pelumas
4. Digunakan sebagai bahan pembuat detergen yang dipakai sebagai garam alkali.

I.5. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas rancangan pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimum atau sama dengan kapasitas pabrik yang sudah berjalan. Selain itu, penentuan kapasitas rancangan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik asam adipat antara lain:

I.5.1. Data Impor Kebutuhan Asam Adipat dalam Negeri

Data kebutuhan dalam negeri mengacu pada data impor asam adipat di Indonesia yang dapat diketahui dari Tabel I.4.

Tabel I.4 Data kebutuhan asam adipat di Indonesia tahun 2017-2021

Tahun	Jumlah (Ton)
2017	6.578
2018	7.784
2019	9.253
2020	7.907
2021	8.588

(Sumber: UN Data, 2021)

Dapat dilihat dari Tabel 1.4, bahwa jumlah impor asam adipat di Indonesia mengalami fluktuatif, akan tetapi cenderung mengalami peningkatan. maka dari itu dibutuhkan produksi asam adipat di Indonesia pada 5 tahun kedepan yaitu pada tahun 2028 untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri Jika pabrik akan didirikan pada tahun 2023 dengan estimasi pendirian selama 5 tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2028. Maka dapat diperkirakan kebutuhan Asam adipat melalui metode regresi linier pada tahun 2028. Berikut ini adalah perkiraan

kebutuhan impor asam adipat di Indonesia.

Rumus pertumbuhan rata-rata:

$$F = F_0(1+i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan kebutuhan Asam Adipat pada tahun 2028

F_0 = Kebutuhan Asam Adipat pada tahun terakhir

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

$$\begin{aligned} F &= F_0(1+i)^n \\ &= 8.588(1+0,0781797)^{2028-2023} \\ &= 8.588(1,0781797)^5 \\ &= 12.512,6 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan pertumbuhan rata-rata di atas kebutuhan asam adipat di Indonesia yaitu sebesar 12.512,6 ton/tahun pada tahun 2028 sedangkan dari tabel I.4 dapat dikatakan bahwa permintaan asam adipat sedang naik dan turun, namun kebutuhan impor masih relatif tinggi.

Hal ini yang melatar belakangi Indonesia masih bergantung pada negara lain, sehingga diharapkan dengan adanya pendirian pabrik ini bisa memenuhi kebutuhan asam adipat didalam negeri maupun ekspor ke luar negeri. Adapun data kebutuhan konsumsi asam adipat di berbagai negara Asia dapat diketahui dari Tabel I.5.

Tabel I.5 Data kebutuhan Asam Adipat di Negara-negara Asia

Negara	Jumlah (Ton/Tahun)
Thailand	9.819
Jepang	35.539
Korea Selatan	38.561
India	48.317

(Sumber: UN Data, 2021)

Dapat dilihat dari Tabel 1.5, bahwa jumlah impor asam adipat di negara Thailand sebesar 9.819 ton, dan jumlah impor terbesar di negara asia berada di negara India sebesar 48.317 ton/tahun.

I.5.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Penentuan kapasitas pabrik asam adipat juga harus didasari pada kapasitas pabrik yang sudah ada, baik di Indonesia maupun diluar negeri. Hal tersebut

dikarenakan pabrik yang telah didirikan telah memiliki analisis ekonomi yang memberikan keuntungan sesuai dengan kapasitas produksi yang dihasilkan. Berikut adalah data perusahaan asam adipat di dunia yang dapat dilihat pada Tabel I.6.

Tabel I.6 Produksi Asam Adipat di Dunia

Perusahaan	Lokasi Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Sumitomo Chemical	Ehime Pref, Japan	5.000
Inolex	Hopewell, Virginia, US	18.000
Azot Severdonetsk	Severodonetsk, Ukraina	28.000
Lanxess	Leverkusen, Germany	68.000
Shanxi Yangmei Fengxi	Shanxi, China	70.000
Dashanzi Tianli High Technologi	Xinjiang, China	75.000
Radici	Zeitz, Germany	80.000
Asahi Kasei	Miyazaku Pref, Japan	120.000
Rhodia Poyamide	Kyungsangnam, South Korea	140.000
Liaoyang Petchem	Liaoning, China	140.000
Shandong Hongye Chemical	Shandong, China	140.000
China Henan Shema	Henan, China	150.000
Chongqing Huaafon	Chongqing, China	160.000
Shandong Haulu	Shandong, China	160.000
Shandong Haili Chemical	Jiangsu, China	225.000

(ICIS Chemical Business, 2013)

Dari data Tabel I.6 dapat diketahui bahwa kapasitas terendah produksi asam adipat di dunia sebesar 5.000 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka ditetapkan kapasitas perancangan adipat yang akan didirikan pada tahun 2027 sebesar 20.000 ton/tahun. Berdasarkan dari perhitungan dengan menggunakan rumus pertumbuhan rata-rata maka ditargetkan untuk kebutuhan dalam negeri sebesar 13.000 ton/tahun dan untuk ekspor sebesar 7000 ton/tahun.

I.6. Pemilihan Lokasi Pabrik

Aspek penting dalam menentukan keberhasilan dalam suatu industri baik dari segi teknik maupun ekonomi adalah lokasi. Dalam menentukan lokasi pabrik tentunya mempunyai beberapa faktor yang perlu diperhatikan sehingga pabrik yang didirikan akan mudah diambil perkiraannya dengan adanya kemungkinan ekspansi pabrik dimasa yang akan datang dan pabrik yang akan berdiri juga memperoleh

keuntungan jangka panjang.

Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik tentunya didasarkan pada beberapa faktor dimana faktor ini mampu mendatangkan keuntungan, baik dari segi ekonomi maupun teknik. Dari beberapa faktor tersebut, di Kawasan Industri Cilegon, Banten dipilih sebagai lokasi untuk mendirikan pabrik ini.



Gambar I.2 Lokasi Pendirian Pabrik

Adapun dalam pemilihan kota cilegon terdapat beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan, yakni:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik di daerah Cilegon, Banten tidak terlalu jauh dari daerah tersedianya sumber bahan baku tersebut, dimana bahan baku asam nitrat dari PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek, Indonesia. Selain lokasi pabrik di daerah Cilegon merupakan jarak yang cukup dekat dengan pelabuhan, dimana bahan baku sikloheksanol diimpor dari Shandong Baovi Energy, China. Sedangkan untuk katalis tembaga (II) nitrat di impor dari Xiaxian Yunli Chemicals Co., Ltd, China.

2. Pemasaran

Asam adipat digunakan untuk pembuatan *Nylon 66*, *polyester*, pelumas dan pelumas. Karena daerah kawasan industri ini sangat strategis sehingga dapat dengan mudah untuk produk asam adipat dipasarkan baik pemasaran dalam negeri maupun

luar negeri. Di dalam negeri sendiri konsumen asam adipat banyak terletak di daerah Tangerang, Banten seperti, PT. Brata Mulia, PT. Susila Indah Fiber Industries, dan PT. Indonesia Toray Synthetic, sedangkan untuk luar negeri asam adipat di ekspor ke negara-negara di wilayah asia seperti India, Thailand, Jepang dan Korea Selatan.

3. Sarana Transportasi

Fasilitas transportasi di Cilegon, terbilang sangat efisien di karenakan strategisnya letak pabrik, melalui jalur darat dan laut cukup lancar. Pengangkutan bahan baku ke pabrik dan penjualan produk asam adipat dari pabrik ke konsumen terbilang mudah karena lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan Merak dan jalan raya yang memadai.

4. Utilitas

Proses produksi dapat berjalan dengan baik apabila tersedianya sarana-sarana pendukung seperti air dan listrik. Pabrik asam adipat memerlukan air untuk kebutuhan proses, utilitas, perkantoran dan pemadaman kebakaran. Untuk memenuhi ini pengadaan air didapatkan dari PT. Krakatau Tirta Industri, Cilegon, sedangkan unit pengadaan listrik pabrik asam adipat ini diambil dari PLN dan generator sebagai cadangan.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Tersedianya tenaga kerja yang mempunyai keahlian dan keterampilan harus dipertimbangkan karena untuk mengoperasikan alat-alat yang terdapat pada industri.

Untuk memenuhi tenaga kerja yang memiliki keterampilan dan keahlian maka hendaknya diambil dari alumni seluruh perguruan tinggi di Indonesia dan tenaga kerja luar negeri bila diperlukan, selebihnya bisa di penuhi oleh penduduk sekitar sehingga bisa mengurangi angka pengangguran.

6. Perluasan Area Pabrik

Perluasan pebrik menjadi faktor yang perlu di pertimbangkan karena kebutuhan yang terus meningkat dimasa yang akan datang. Cilegon adalah salah satu kawasan industri yang memenuhi faktor kelayakan seperti sosial, karakteristik lingkungan dan iklim.

7. Karakteristik Lokasi

Cilegon mempunyai Karakteristik yang baik terhadap lokasi pendirian pabrik dimana cilegon mempunyai iklim yang baik, cilegon tidak rawan terjadi banjir dan kondisi sosial masyarakat yang baik. Dengan demikian Cilegon cocok digunakan untuk menjadi tempat lokasi pendirian pabrik asam adipat.

8. Kebijakan Pemerintah

Adapun faktor-faktor kepentingan yang harus diperhatikan antara lain: kebijaksanaan pengembangan industri, kesejahteraan, pemerataan kesempatan kerja, dan hasil-hasil pembangunan. Selain itu, pabrik juga harus didirikan berdasarkan wawasan lingkungan, yang dimana keberadaan pabrik tidak merusak lingkungan dan tidak mengganggu sekitarnya.

Dari beberapa faktor-faktor diatas, maka dipilih daerah Cilegon, Banten sebagai pendirian pabrik asam adipat.

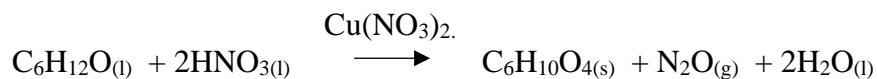
BAB II URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan untuk membuat asam adipat adalah sikloheksanol dengan kemurnian 99% yang diimpor dari Shandong Baovi Energy, China dalam fasa cair dan asam nitrat yang berasal dari PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek, Indonesia dalam fase cair dan dibantu dengan katalis tembaga (II) nitrat yang di impor dari Xiaxian Yunli Chemicals Co., Ltd, China. Asam nitrat 68% dari tangki penyimpanan (T-01) dialirkan menuju mixer (M-01) untuk dicampurkan dengan katalis tembaga (II) nitrat dari silo (S-01). Hasil keluar Mixer (M-01) yang berupa campuran asam nitrat dengan tembaga (II) nitrat dimasukkan ke dalam reaktor. Bersamaan dengan itu, sikloheksanol dialirkan dari tangki penyimpanan (T-02) menuju Reaktor (R-01).

II.2. Tahap Reaksi

Bahan baku yang sudah siap kemudian dialirkan menuju ke Reaktor. Reaktor yang digunakan dalam proses ini adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah sebagai berikut :



Reaksi berjalan pada fase cair-cair dengan tekanan 1 atm dan suhu umpan masuk reaktor 65°C dengan konversi sebesar 92%. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis sehingga diperlukan cairan pendingin berupa air supaya menjaga suhu dibagian dalam reaktor. *coil* dengan media air pendingin digunakan sebagai pendingin reaktor. Keluaran yang dihasilkan dari reaktor ini meliputi asam adipat, asam nitrat, tembaga (II) nitrat, dan sikloheksanol serta N₂O.

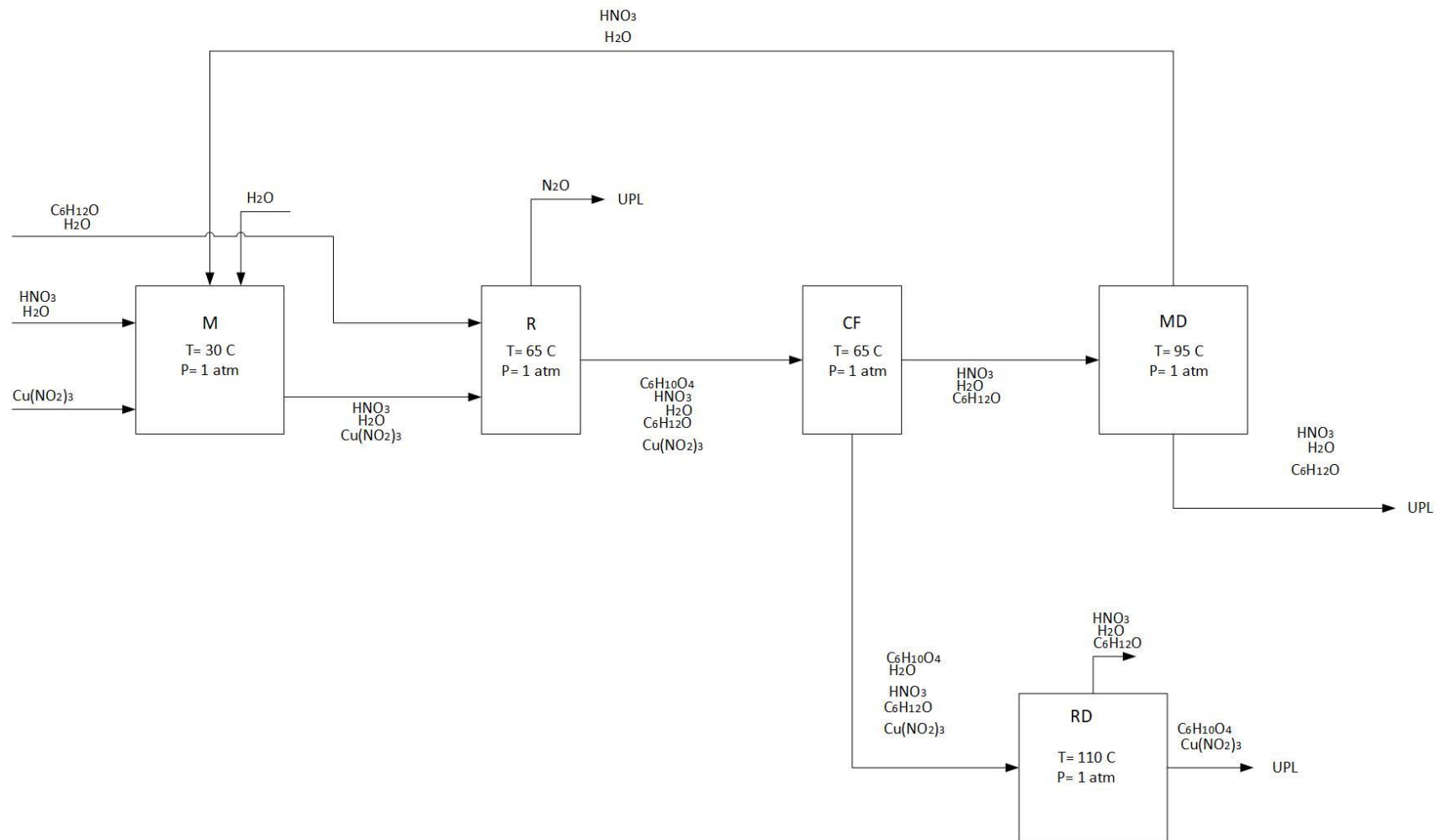
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Hasil atas reaktor berupa gas N₂O dialirkan menuju Unit Pengolahan Lanjut (UPL). Hasil bawah Reaktor (R) yaitu asam adipat, asam nitrat, tembaga (II) nitrat, dan sikloheksanol yang berupa cairan dan padatan akan dipisahkan berdasarkan perbedaan fase pada *centrifuge* (CF-01). Hasil bawah yang berupa fase padatan

asam adipat ($C_6H_{10}O_4$) dan tembaga (II) nitrat ($Cu(NO_3)_2$), sedangkan campuran sisa sikloheksanol ($C_6H_{12}O$), asam nitrat (HNO_3), dan Air (H_2O), diteruskan menuju *Rotary Dryer* (RD) untuk dikeringkan dan disimpan di silo pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm. Sedangkan hasil filtrat *centrifuge* yang terdiri dari campuran HNO_3 , H_2O , dan $C_6H_{12}O$ dialirkan menuju menara distilasi (MD), untuk dipisahkan berdasarkan titik didih. Hasil atas menara distilasi berupa HNO_3 dan H_2O diumpankan kembali ke *Mixer* untuk mencapai kembali kemurnian HNO_3 yang diinginkan dan direcycle menuju reaktor, sedangkan hasil bawah berupa H_2O dan $C_6H_{12}O$ dialirkan menuju Unit Pengolahan Lanjut (UPL).

II.4. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan asam adipat. Dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok mewakili alat tertentu yang dilengkapi data kondisi operasi (P dalam atm dan T dalam $^\circ C$), dapat dilihat pada gambar II.1.



Gambar II.1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

a. Sikloheksanol

Bahan baku sikloheksanol diperoleh dari impor Shandong Baovi Energy, China. Adapun spesifikasi sifat fisis dari sikloheksanol dapat dilihat pada Tabel III.1. Sifat kimia dari sikloheksanol adalah bereaksi dengan oksidator

b. Asam Nitrat

Bahan baku asam nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia, yang terletak di Cikampek, Indonesia. Adapun spesifikasi sifat fisis dari asam nitrat dapat dilihat pada Tabel III.1. Sifat kimia dari asam nitrat adalah sebagai berikut:

1. Bereaksi dengan alkali

Asam nitrat bereaksi dengan alkali, oksida basa, dan karbonat untuk membentuk garam.

2. Asam nitrat memiliki sifat mengoksidasi

Tabel III.1 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku

Sifat-sifat	Sikloheksanol	Asam Nitrat
Wujud / Fasa	Cair (pada P=1 atm dan T=30 °C)	Cair (pada P=1 atm dan T=30 °C)
Rumus Molekul	C ₆ H ₁₂ O	HNO ₃
Berat Molekul	101,161 g/mol	63,013 g/mol
Titik didih (°C)	161 °C	86 °C
Titik lebur (°C)	23 °C	-42°C
Viskositas	4,6 mPa (pada 30 °C)	0,746 mPa (pada 30 °C)
Densitas	0,948 g/mL (pada 30 °C)	1,4 g/mL (pada 30 °C)
Kelarutan dalam air	4,3 g/100 mL (30 °C)	Terlarut sempurna
Sifat lainnya	Mudah terbakar	Korosif, eksplosif, beracun, mudah menguap

(Kirk and othmer, 1992)

III.2. Spesifikasi Bahan Penunjang

a. Tembaga (II) Nitrat

Bahan Penunjang yang digunakan yaitu katalis tembaga (II) nitrat yang di impor dari Xiaxian Yunli Chemicals Co., Ltd, China. Adapun spesifikasi sifat fisis

dari tembaga (II) nitrat dapat dilihat pada Tabel III.2. Sifat kimia dari tembaga (II) nitrat adalah berperan dalam reaksi redoks, tembaga (II) nitrat dapat berperan dalam reaksi redoks di mana ion tembaga (Cu^{2+}) dapat teroksidasi menjadi ion tembaga (II) (Cu^{2+}).

b. Air

Air merupakan bahan baku penunjang pada proses pembuatan asam adipat dari sikloheksanol dengan asam nitrat. Adapun spesifikasi sifat fisis dari air dapat dilihat pada Tabel III.2. Sifat kimia dari air adalah Ikatan Hidrogen, air memiliki ikatan hidrogen antara atom hidrogen dan atom oksigen, yang memberikan sifat polar kepada molekul air.

Tabel III.2 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku Penunjang

Sifat-sifat	Tembaga (II) Nitrat	Air
Wujud / Fasa	Padat (Kristal)	Cair
Rumus Molekul	$\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$	H_2O
Berat Molekul	241,6 g/mol	18,02 g/mol
Titik lebur ($^{\circ}\text{C}$)	114,5 $^{\circ}\text{C}$	0 $^{\circ}\text{C}$
Titik Didih ($^{\circ}\text{C}$)	170 $^{\circ}\text{C}$	100 $^{\circ}\text{C}$
Densitas	2,32 g/mL (pada 30 $^{\circ}\text{C}$)	0,9957 g/cm ³ (pada 30 $^{\circ}\text{C}$)
Kelarutan dalam air	381 g/100 mL (30 $^{\circ}\text{C}$)	
Sifat lainnya	Tidak mudah meledak, Beracun, Mudah terbakar	Tak berbau, tak berwarna

(Kirk and Othmer,1992)

III.3. Spesifikasi Produk

a. Asam Adipat

Produk utama yang dihasilkan dari pabrik ini yaitu asam adipat. Asam adipat mempunyai berbagai macam kegunaan yang digunakan secara luas pada berbagai industri kimia, asam adipat digunakan sebagai monomer untuk produksi nilon dan poliuretana (busa dan plastik padat), asam adipat juga digunakan sebagai reaktan dan perantara sintesis organik untuk membentuk beberapa komponen seperti pemlastis, pelumas, resin, serta perekat. Adapun spesifikasi sifat fisis dari asam adipat dapat dilihat pada Tabel III.3. Sifat kimia dari asam adipat adalah sebagai berikut:

1. Bereaksi dengan basa

Bereaksi dengan basa akan membentuk garam.

2. Bereaksi dengan alkali

Bereaksi dengan logam alkali menghasilkan garam adipat dan gas hidrogen

b. Dinitrogen Oksida

Produk samping yang dihasilkan dari pabrik ini berupa nitrogen oksida. Dimana nitrogen oksida diolah di unit pengolahan limbah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Adapun spesifikasi sifat fisis dari nitrogen oksida dapat dilihat pada Tabel III.3. Sifat kimia dari dinitrogen oksida adalah Larut dalam larutan asam, dinitrogen oksida dapat larut dalam larutan asam dengan membentuk asam nitrit (HNO₂)

Tabel III.3 Sifat Fisis dan Kimia Produk

Sifat Fisis	Asam Adipat	Dinitrogen Oksida
Wujud / Fasa	Padat (Serbuk)	Gas
Rumus Molekul	C ₆ H ₁₀ O ₄	N ₂ O
Berat Molekul	146,14 g/mol	44,01 g/mol
Titik didih (°C)	330 °C	-90,86 °C
Titik lebur (°C)	152 °C	-88,48 °C
Kemurnian	99,8 %	
Sifat Fisis	Beracun	Gas beracun, tak berbau
Kelarutan dalam air	Sedikit larut	0.15 g/100 ml (15 °C)

(Kirk and Othmer, 1992)

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1. Neraca Massa Mixer

Tabel IV.1 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masukan (Kg/Jam)			Keluaran (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 12 (Racyle)	Arus 4
Asam nitrat	2644,1300		3852,2478	6496,3778
H ₂ O	1244,2965		33,4198	3057,1189
Tembaga (II) nitrat		5,0505		5,0505
Total	3888,4264	5,0505	3885,6676	9558,5472
			9558,5472	9558,5472

IV.1.2. Neraca Massa Reaktor

Tabel IV.2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masukan (Kg/Jam)	Masukan (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
Sikloheksanol	1896,2323		151,9528	
H ₂ O	19,1539	3057,1189	3713,3130	
Asam nitrat		6496,3778	4323,5104	
Tembaga (II) nitrat		5,0505	5,0505	
Asam Adipat			2520,2020	
N ₂ O				759,9046
Total	1915,3862	9558,5472	10714,0288	759,9046
		11473,9334		11473,9334

IV.1.3. Neraca Massa Centrifuge

Tabel IV.3 Neraca Massa Centrifuge

Komponen	Masukan (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)
	Arus 5	Arus 7	Arus 8
Sikloheksanol	151,9528	15,1953	136,7575
H ₂ O	3713,3130	371,3313	3341,9817
Asam nitrat	4323,5104	432,3510	3891,1594
Tembaga (II) nitrat	5,0505	5,0505	
Asam Adipat	2520,2020	2520,2020	
Total	10714,0288	3344,1302	7369,8986
	10714,0288		10714,0288

IV.1.4. Neraca Massa *Rotary Dryer*

Tabel IV.4 Neraca Massa *Rotary Dryer*

Komponen	Masukan (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)
	Arus 7	Arus 9	Arus 10
Sikloheksanol	15,1953		15,1953
H ₂ O	371,3313		371,3313
Asam nitrat	432,3510		432,3510
Tembaga (II) nitrat	5,0505	5,0505	
Asam Adipat	2520,2020	2520,2020	
Total	3344,1302	2525,2525	818,8776
	3344,1302		3344,1302

IV.1.5. Neraca Massa Menara Destilasi

Tabel IV.5 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masukan (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)	Keluaran (Kg/Jam)
	Arus 8	Arus 11	Arus 12
Sikloheksanol	136,7575	136,7575	
H ₂ O	3341,9817	3308,5619	33,4198
Asam nitrat	3891,1594	38,9116	3852,2478
Total	7369,8986	3484,2310	3885,6676
	7369,8986		7369,8986

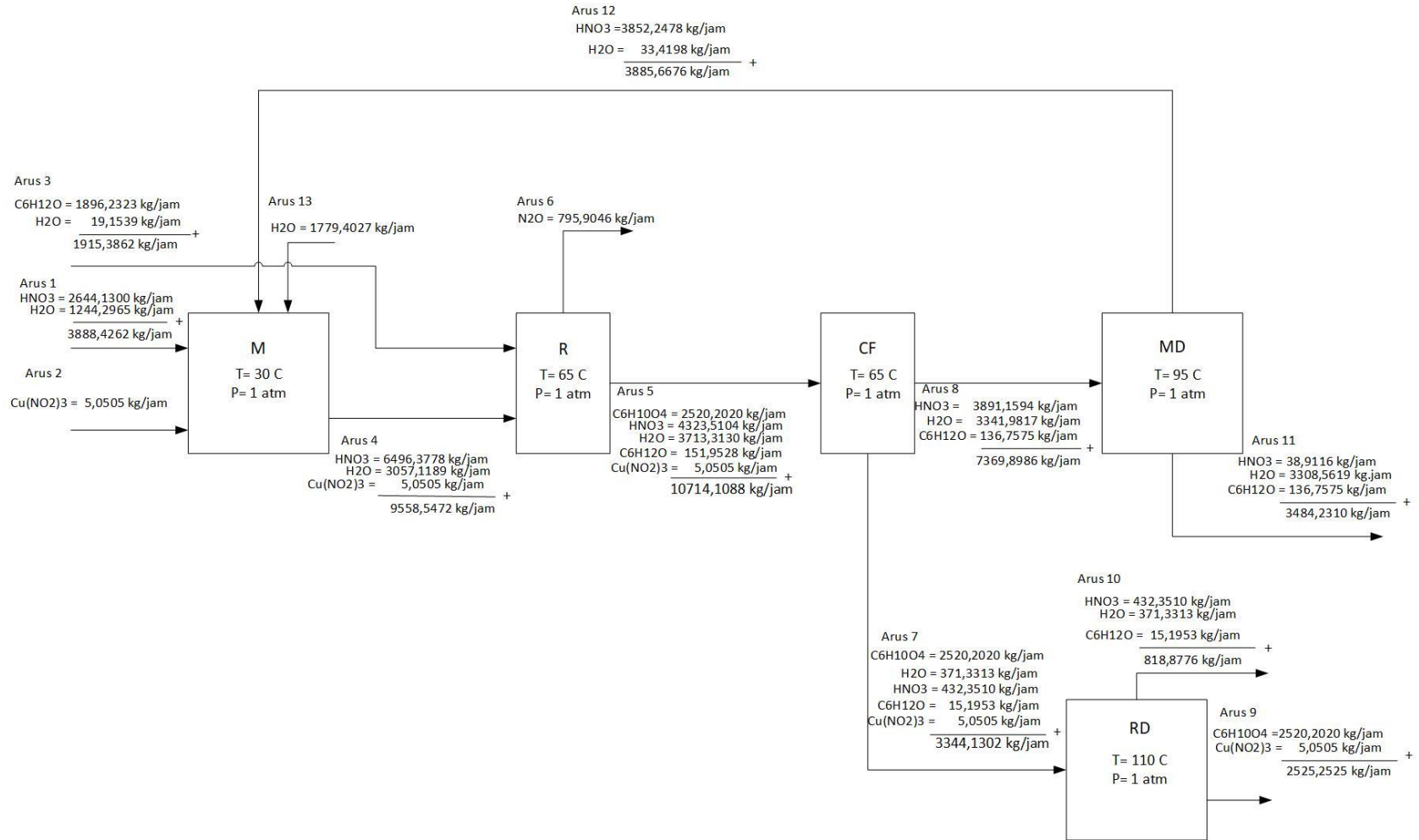
IV.1.6. Neraca Massa Total

Tabel IV.6 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)			
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 13	Arus 6	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Sikloheksanol			1896,2323				15,1953	136,7575
H ₂ O	1244,2965		19,1539	1779,4027			371,3313	3308,5619
Asam nitrat	2644,1300						432,3510	38,9116
Tembaga (II) nitrat		5,0505				5,0505		
Asam Adipat						2520,2020		
N ₂ O					759,9046			
Total	3888,4264	5,0505	1915,3862	1779,4027	759,9046	2525,2525	818,8776	3484,2310
				7588,2658				7588,2658

IV.2. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif merupakan susunan blok diagram yang menggambarkan komposisi dan berat dari setiap arus bahan masuk dan keluar alat dengan satuan kg/jam. Diagram alir kuantitatif pembuatan asam adipat tersaji pada gambar IV.1



Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Mixer

Tabel V.1 Neraca Panas Mixer

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Umpan	47414,1286	
Q Produk		474143,1286
Q Total	474143,1286	474143,1286

V.2. Neraca Panas Reaktor

Tabel V.2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Umpan	1140164,2432	
Q Produk		1238530,5531
Q Reaksi	1163183,4011	
Q Pendingin		1064817,0911
Q Total	2303347,6442	2303347,6442

V.3. Neraca Panas Centrifuge

Tabel V.3 Neraca Panas Centrifuge

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Umpan	1145062,9192	
Q Produk Filtrat		845063,6034
Q Produk Cake		299999,3158
Q Total	1145062,9192	1145062,9192

V.4. Neraca Panas Rotary Dryer

Tabel V.4 Neraca Panas Rotary Dryer

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Umpan	167138,5512	
Q Produk		398266,0195
Q Pemanas (Udara Panas)	408468,8859	
Q Keluaran Udara		177341,4176
Q Total	575607,4371	575607,4371

V.5. Neraca Panas Menara Destilasi**Tabel V 5** Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Umpan	1446385,8785	
Q Destilat		415303,6865
Q Bottom		1031082,1921
Q Total	1446385,8785	1446385,8785

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Tangki Penyimpanan Cair

Tabel VI.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku Cair

Keterangan	Tangki-01	Tangki-02
Kode alat	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku larutan sikloheksanol	Menyimpan bahan baku larutan asam nitrat
Jenis	<i>Cone roof</i>	<i>Cone roof</i>
Kapasitas	399,8338 m ³	1070,3701 m ³
Suhu desain	30 °C	30 °C
Tekanan desain	1 atm	1 atm
Spesifikasi :		
Diameter <i>shell</i>	11,0746 m	15,3772 m
Tinggi <i>shell</i>	4,1530 m	5,7665 m
Tinggi <i>head</i>	2,9053 m	2,7390 m
Tinggi total	9,9635 m	11,2445 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,4273 in	0,5627 in
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA167 tipe 316</i>

VI.2. Tangki Penyimpanan Padat

Tabel VI.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku Padat

Keterangan	Silo 01
Kode alat	S-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku padatan <i>copper nitrat</i>
Jenis	<i>Cone bottom</i>
Kapasitas	61,9541 ft ³
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi	
Diameter <i>shell</i>	1,0104 m
Tinggi <i>shell</i>	2,0208 m
Tinggi <i>bottom</i>	0,5052 m
Tinggi total	2,5259 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,2500 in
Bahan	<i>Carbon steel SA-333 Grade C</i>

Tabel VI. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Keterangan	Silo-02
Kode alat	S-02
Fungsi	Menyimpan produk asam adipat
Jenis	<i>Cone bottom</i>
Kapasitas	23396,9431 ft ³
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi	
Diameter <i>shell</i>	7,3032 m
Tinggi <i>shell</i>	14,6064 m
Tinggi <i>bottom</i>	3,6516 m
Tinggi total	18,2580 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,2500 in
Bahan	<i>Carbon steel SA-333 Grade C</i>

VI.3. Spesifikasi Mixer**Tabel VI.4** Spesifikasi Mixer

Keterangan	Mixer
Kode alat	M
Fungsi	Mencampurkan larutan asam nitrat dengan <i>copper nitrat</i>
Kapasitas	1,3280 m ³
Suhu desain	45 °C
Waktu tinggal	10 menit
Spesifikasi :	
Diameter <i>shell</i>	1,1916 m
Tinggi <i>shell</i>	1,1916 m
Tinggi atap	0,2589 m
Tinggi total	1,7094 m
Tebal <i>head</i>	0,1875 in
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Bahan	Stainless Steel SA167 tipe 316
Jumlah	1 buah
Pengaduk :	
Jenis pengaduk	<i>Marine Propeller with 3 blades and 4 baffles</i>
Diameter	0,3972 m
Lebar pengaduk	0,0794 m
Panjang	0,0993 m
Kecepatan pengaduk	146,5059 rpm
Jumlah	1 buah

VI.4. Spesifikasi Reaktor

Tabel VI.5 Spesifikasi Reaktor

Keterangan	Reaktor
Kode alat	R
Fungsi	Mereaksikan asam nitrat dan sikloheksanol dengan bantuan katalis <i>copper nitrat</i>
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kapasitas	1,9373 m ³
Suhu	65 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
Diameter tangki	1,0726 m
Tinggi <i>shell</i>	2,4241 m
Tinggi <i>head</i>	0,2621 m
Tebal <i>head</i>	0,1875 in
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tinggi reaktor	2,4072 m
Bahan	Stainless Steel SA167 tipe 316
Pengaduk :	
Jenis pengaduk	<i>Marine Propeller with 3 blades and 4 baffles</i>
Diameter	0,3975 m
Lebar pengaduk	0,0715 m
Panjang	0,0894 m
Kecepatan pengaduk	757,8026 rpm
Jumlah	1 buah
<i>Coil :</i>	
Keliling lingkaran <i>coil</i>	5,4390 m
Jarak antar gulungan <i>coil</i>	0,1200 in
Jumlah lengkungan <i>coil</i>	11
Tinggi tumpukan <i>coil</i>	0,4034 m

VI.5. Spesifikasi Centrifuge

Tabel VI.6 Spesifikasi Centrifuge

Keterangan	Centrifuge
Kode alat	CF
Fungsi	Memisahkan produk berupa padatan dengan cairan
Jenis	<i>Helical conveyor centrifuge (Solid bowl)</i>
Kapasitas	10714,0288 kg/jam
Suhu	65 °C

Keterangan	Centrifuge
Tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
Diameter <i>bowl</i>	14 in
Panjang <i>bowl</i>	42 in
Kecepatan	4000 rpm
Power motor	20 Hp
Waktu tinggal	0,6497 menit
Bahan	Stainless Steel SA167 tipe 316

VI.6. Spesifikasi Rotary Dryer

Tabel VI.7 Spesifikasi Rotary Dryer

Keterangan	Rotary Dryer
Kode alat	RD
Fungsi	Mengeringkan produk berupa padatan
Jenis	<i>Counter current direct heat rotary dryer</i>
Kapasitas	1,5911 m ³
Suhu	65 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
Tebal <i>shell</i>	0,1272 in
Diameter <i>dryer</i>	1,5000 m
Panjang <i>dryer</i>	6,0000 m
Power motor	10 Hp
Power fan	1,3932 Hp
Bahan	Stainless Steel SA167 tipe 316

VI.7. Spesifikasi Menara Destilasi

Tabel VI.8 Spesifikasi Menara Destilasi

Keterangan	Menara Destilasi
Kode alat	MD
Fungsi	Memisahkan Asam Nitrat dan air untuk di <i>recycle</i>
Kondisi :	
Suhu umpan	93 °C
Tekanan umpan	1 atm
Suhu puncak	84 °C
Puncak tekanan	1 atm
Suhu dasar	98 °C
Dasar tekanan	1 atm
Spesifikasi :	
Jumlah <i>plate</i>	46

Keterangan	Menara Destilasi
Diameter menara	1,7759 m
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal <i>head</i>	0,1875 m
Tinggi menara	15,8547 m
Effisiensi <i>plate</i>	0,6348
<i>Tray spacing</i>	0,3000 m
Pipa umpan	0,7500 m
Pipa atas menuju kondensor	0,3333 m
Pipa refluks distilat	0,3333 m
Pipa pengeluaran <i>bottom</i>	0,3333 m
Bahan	Stainless Steel SA167 tipe 316

VI.8. Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Tabel VI. 9 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger</i>
Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Memanaskan umpan larutan sikloheksanol menuju reaktor dari suhu 30°C menjadi 65°C	Memanaskan umpan larutan dari mixer menuju reaktor dari suhu 45°C menjadi 65°C	Memanaskan larutan yang akan diumpangkan menuju reaktor dari suhu 65°C menjadi 92°C
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>
Spesifikasi			
ID <i>shell</i>	8 in	8 in	8 in
ID <i>tube</i>	0,67 in	0,67 in	0,67 in
OD <i>tube</i>	1 in	1 in	1 in
Rd	0,0844 (hr.ft ² .°F)/Btu	0,0785 (hr.ft ² .°F)/Btu	0,0281 (hr.ft ² .°F)/Btu
A	67,0208	67,0208	67,0208
ΔPa	0,0674 psi	0,1149 psi	0,2218 psi
ΔPp	0,0004 psi	0,0337 psi	0,2788 psi

VI.9. Spesifikasi Alat Pompa

Tabel VI.10 Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11
Fungsi	Mengalirkan larutan sikloheksanol menuju tangki-01 (T-01)	Mengalirkan larutan asam nitrat menuju tangki-02 (T-02)	Mengalirkan larutan sikloheksanol menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan larutan asam nitrat menuju <i>mixer</i> (M-01)	Mengalirkan larutan dari <i>mixer</i> menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan larutan dari reaktor menuju <i>centrifuge</i>	Mengalirkan larutan dari <i>centrifuge</i> menuju menara distilasi	Mengalirkan larutan asam nitrat <i>recycle</i> dari menara distilasi menuju <i>mixer</i>	Mengalirkan larutan dari menara distilasi menuju UPL	Mengalirkan larutan dari menara distilasi menuju UPL	Mengalirkan air dari utilitas menuju ke <i>mixer</i> (M-01)
Tipe	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>	<i>Single stage centrifuge pump</i>
Impeller	<i>Radial flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Spesifikasi :											
Laju alir pompa, gal/min	22,8869	90,3922	23,0473	90,3922	91,1869	105,4510	72,9493	36,0860	37,9398	37,9398	18,5478
Head pompa, m	9,3493	14,3963	9,2426	4,9122	7,3650	5,3021	19,0310	5,0555	5,6404	9,8905	4,9458
Power pompa, HP	1,0000	1,0000	0,5000	0,5000	0,5000	0,5000	1,5000	0,5000P	0,5000	0,5000	0,5000

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11
Ukuran pipa :											
ID nominal, in	2,0000	2,0000	1,0000	2,0000	2,0000	2,0000	2,0000	1,2500	1,2500	1,2500	1,0000
Sch	80	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
ID, in	1,9390	2,0670	1,0490	2,0670	2,0670	2,0670	2,0670	1,3800	1,3800	1,3800	1,0490
<i>Flow area per pipa (at), in²</i>	2,9500	3,3500	0,8640	3,3500	3,3500	3,3500	3,3500	1,5000	1,5000	1,5000	0,8640
OD, in	2,3800	2,3800	1,3200	2,3800	2,3800	2,3800	2,3800	1,6600	1,6600	1,6600	1,3200

VI.10. Spesifikasi Alat *Belt Conveyor*

Tabel VI.11 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor*

Keterangan	<i>Belt Conveyor A</i>	<i>Belt Conveyor B</i>
Kode alat	BC-01	BC-02
Fungsi	Mengangkut padatan <i>copper nitrate</i> menuju reaktor	Mengangkut padatan keluaran <i>centrifuge</i> menuju <i>rotary dryer</i>
Jenis	<i>Vibrating belt conveyor</i>	<i>Vibrating belt conveyor</i>
Spesifikasi :		
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m	0,3556 m
Panjang <i>belt</i>	23,6000 m	23,6000 m
Power motor	1,5000 Hp	1,5000 Hp
Waktu tempuh	0,3871 menit	0,3871 menit
Jumlah	1	1

VI.11. Spesifikasi Alat *Bucket Elevator*

Tabel VI.12 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator*

Keterangan	<i>Bucket Elevator A</i>	<i>Bucket Elevator B</i>
Kode alat	BE-01	BE-02
Fungsi	Mengangkut terusan padatan <i>copper nitrate</i> menuju reaktor	Mengangkut terusan padatan keluaran <i>centrifuge</i> menuju <i>rotary dryer</i>
Jenis	<i>Centrifuge discharge bucket</i>	<i>Centrifuge discharge bucket</i>
Spesifikasi :		
Jarak <i>bucket</i>	0,3048 m	0,3048 m
Tinggi elevator	7,6200 m	7,6200 m
Power motor	1,5000 Hp	1,5000 Hp
Jumlah	1	1

VI.12. Spesifikasi Alat *Cooling Conveyor*

Tabel VI.13 Spesifikasi Alat *Cooling Conveyor*

Keterangan	<i>Cooling Conveyor</i>
Kode alat	CC-01
Fungsi	Mengangkut dan mendinginkan produk dari <i>rotary dryer</i> ke silo-02
Tipe	<i>Horizontal screw conveyor rotary cut off valve</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>
Kondisi operasi	30 °C
	1 atm

Keterangan	Cooling Conveyor
Diameter shaft	2,0000 in
Kecepatan putaran	55 rpm
Panjang <i>screw conveyor</i>	15,0000 m
Power motor	1,0000 HP
Power <i>fan</i>	1,3932 HP

VI.13. Spesifikasi Alat *Hopper*

Tabel VI.14 Spesifikasi Alat *Hopper*

Keterangan	Hopper-01	Hopper-02
Kode alat	H-01	H-02
Fungsi	Menampung sementara <i>copper nitrate</i> sebelum masuk ke reaktor	Menampung sementara produk padatan sebelum masuk ke Silo-02
Jenis	<i>Cylindrical vassel</i> dengan dasar <i>Conical</i>	<i>Cylindrical vassel</i> dengan dasar <i>Conical</i>
Kapasitas	0,0017 m ³	0,6576 m ³
Suhu	30 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Spesifikasi :		
Diameter	0,1008 m	0,7285 m
Tinggi <i>shell</i>	0,2519 m	1,8213 m

VI.14. Spesifikasi Alat *Condensor*

Tabel VI.15 Spesifikasi Alat *Condensor*

Keterangan	Condensor
Kode alat	CD
Fungsi	Mengkondensasikan keluaran gas dari bagian destilat pada menara destilasi dari hasil atas
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>
A	184,4310 ft ²
Rd	0,0006 (hr.ft ² .°F)/Btu
ΔPa	0,2225 psi
ΔPp	0,0936 psi

VI.15. Spesifikasi Alat *Accumulator*

Tabel VI.16 Spesifikasi Alat *Accumulator*

Keterangan	<i>Accumulator</i>
Kode alat	ACC
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan sementara dari keluaran larutan destilat pada <i>condensor</i>
Jenis	Vertical cone top & bottom
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>
Kapasitas	3885,6676 kg/jam
Diameter <i>shell</i>	0,5487 m
Panjang <i>shell</i>	1,0975 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,1875 m
Jumlah	1 buah

VI.16. Spesifikasi Alat *Reboiler*

Tabel VI.17 Spesifikasi Alat *Reboiler*

Keterangan	<i>Reboiler</i>
Kode alat	RB-01
Fungsi	Mengkondensasikan keluaran gas dari bagian destilat pada menara destilasi dari hasil atas
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel SA 167 type 316</i>
ID	1,3800 in
OD	2,3800 in
A	151,0585 ft ²
Rd	0,0186 (hr.ft ² .°F)/Btu
ΔPa	0,9263 psi
ΔPp	2,4596 psi

BAB VII

UTILITAS

Unit penyediaan utilitas merupakan salah satu sarana pendukung yang harus ada di dalam suatu pabrik. Sarana pendukung merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas.

Adapun penyediaan utilitas dipabrik ini meliputi:

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
- b. Unit Pembangkit Steam
- c. Unit Pembangkit Listrik
- d. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- e. Unit Pengolahan Limbah
- f. Unit Laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam prarancangan pabrik Pentaeritritol ini, sumber air yang digunakan berasal dari PT. Krakatau Tirta Industri (PT. KTI) yang air nya bersumber dari Sungai Ciujung yang merupakan sungai terdekat dengan pabrik dan pabrik pengolah air juga terletak dekat pabrik yang akan didirikan. Pertimbangan menggunakan air olahan sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

1. Air olahan merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air yang cukup sederhana, dan pengeluaran biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air yang bersumber dari sungai langsung yang lebih rumit dan biaya pengolahannya yang umumnya lebih besar.

Air bersih pada pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi keperluan antara lain:

1. Air Pendingin

Pada umumnya 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 per satuan volume
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur dingin
- 5) Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- 1) Kesadahan, yang dapat menyebabkan kerak
- 2) Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi
- 3) Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor* menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

2. Sebagai pemadam kebakaran (*hydrant*) dan alat-alat pemadam lain

3. Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*)

Dalam penanganan air umpan *boiler* harus diperhatikan beberapa hal, antara lain:

- 1) Zat-zat yang mudah korosi, seperti O_2 , H_2 , H_2S , NH_3 .
- 2) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)
- 3) Zat yang menyebabkan *foaming*.

4. Air sanitasi dan rumah tangga (Air untuk domestik)

Air sanitasi harus memenuhi kebutuhan memenuhi kriteria kualitas tertentu:

- 1) Syarat fisika, meliputi
 - Suhu : di bawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau

2) Syarat kimia, meliputi

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut
- Tidak mengandung bakteri.

5. Air perkantoran dan laboratorium

Air bersih yang diperoleh harus diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan Boiler dan air proses Air untuk umpan Boiler harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahananya dengan proses demineralisasi, deaerasi dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi

Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah sebagai berikut

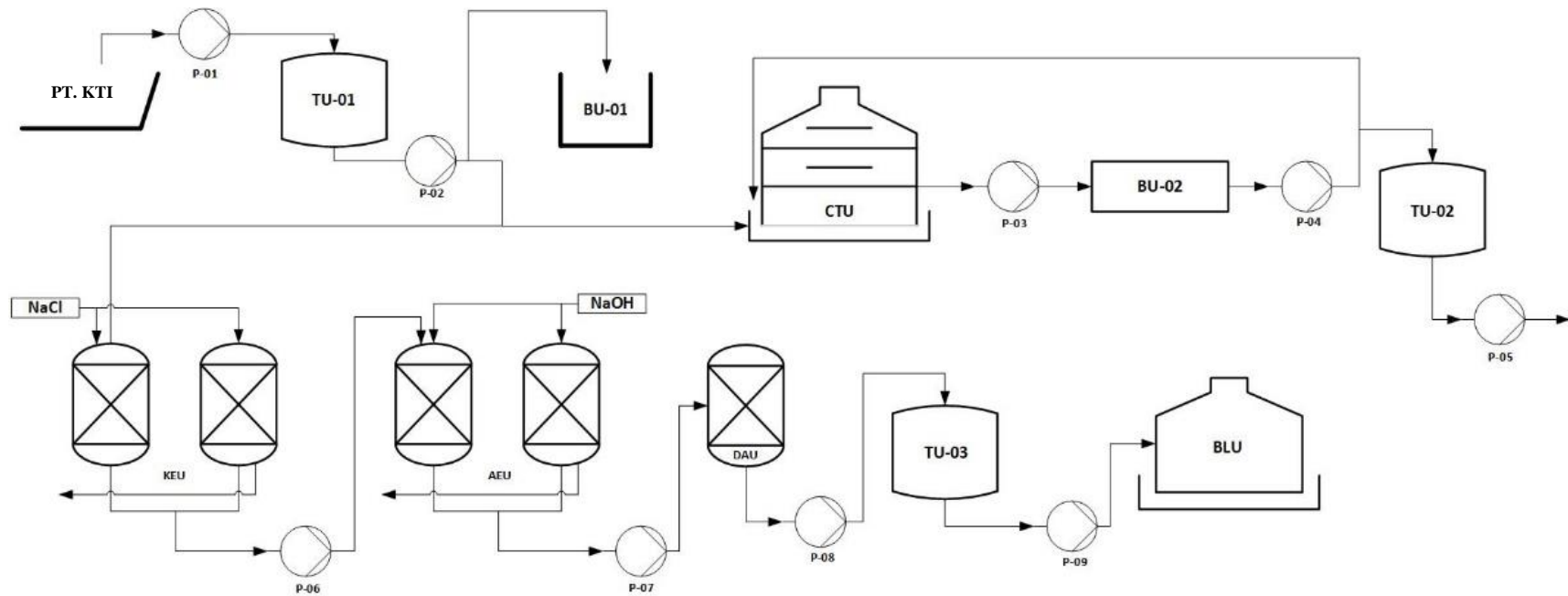
A. NaCl

B. NaOH

VII.2. Proses Pengolahan Air

Proses pengolahan air bersih meliputi:

Air bersih akan didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dapat langsung dialirkan dari tangki penampung melalui beberapa proses seperti *anion* dan *kation exchanger*, deaerator kemudian *Cooling Tower* untuk kebutuhan air pendingin dan boiler untuk kebutuhan *steam*. Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah NaCl dan NaOH



Gambar VII.1 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas

Keterangan:

- | | |
|--|---|
| 1. BU-01: Bak Penampung Sementara Air Bersih | 6. TU-03: <i>Boiler Feed Water Tank</i> |
| 2. BU-02: Bak Air Pendingin | 7. AEU/KEU: Anion/Kation <i>Exchanger</i> |
| 3. CTU: <i>Cooling Tower</i> | 8. DAU: Daerator |
| 4. TU-01: Tangki Penyimpanan Sementara | 9. BLU: Boiler |
| 5. TU-02: Tangki Air Pendingin | |

VII.3. Kebutuhan Air

1. Air pembangkit *steam*

Kebutuhan air untuk pembangkit *steam* dapat dilihat pada Tabel VII.1.

Tabel VII.1 Kebutuhan *Steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger</i> I (HE-01)	139,8658
<i>Heat Exchanger</i> II (HE-02)	784,8623
<i>Heat Exchanger</i> III (HE-03)	1.094,6268
<i>Reboiler</i> I (RB-01)	545,7209
Total	2.565,0758

Diprediksi air yang hilang pada saat *blow down* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*. Kebutuhan air *blow down boiler* = 20% x 2.565,0758 kg/jam = 513,0152 kg/jam.

2. Air Pendingin

Kebutuhan air proses dapat dilihat pada Tabel VII.2.

Tabel VII.2 Kebutuhan Air Pendingin Proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooling Conveyer</i> (CC-01)	3.344,1302
<i>Condensor</i> I (CD-01)	200,2428
Reaktor (R-01)	2.998,1670
Total	6.542,5400

Diprediksi air yang hilang pada saat *make-up* 20% dari kebutuhan air pendingin. Kebutuhan air *blow make-up* = 20% x 6.542,5400 = 1.308,5080 kg/jam.

3. Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi

Dirancang pabrik mempunyai perumahan sebanyak 80 rumah dengan penghuni 4 orang di setiap rumahnya. Dianggap kebutuhan air tiap orang sebanyak 120 kg/hari

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitasi} &= (80 \times 2 \times 60) \text{ kg/hari} \\ &= 9.600 \text{ kg/hari.} \end{aligned}$$

4. Air kantor

Kebutuhan air kantor dapat dilihat pada Tabel VII.3.

Tabel VII.3 Kebutuhan air kantor

Nama Alat	Jumlah (kg/hari)
Air karyawan	6.000
Bengkel	200
Poliklinik dan kantor	300
Laboratorium	500
Pemadam kebakaran	1.000
Kantin, masjid, dan taman	1.500
Total	9.500

Maka total kebutuhan air yang diperlukan adalah 12.191,1321 kg/jam.

VII.4. Unit Pembangkit Steam

Steam yang digunakan dalam proses produksi asam adipat ini adalah *steam* jenuh dengan tekanan 1 atm dan suhu 200 °C sebanyak 4825,2588 kg/jam dengan jenis *water tube boiler*.

VII.5. Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses sebagai berikut.

- a. Listrik alat proses dan utilitas = 48,9816 kW
- b. Listrik alat instrumentasi dan kontrol = 2,4491 kW
- c. Listrik laboratorium, perkantoran dan lain-lain = 12,2454 kW

Total kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik berjumlah 78,2036 kW yang dipenuhi oleh PLN. Untuk kebutuhan cadangan listrik pada generator disediakan 100 kW jika sewaktu waktu listrik padam atau pasokan Listrik berkurang.

VII.6. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berperan sebagai menyediakan bahan bakar untuk menghidupkan *boiler* dan generator. Pada *boiler* dan generator digunakan bahan bakar solar. Pada

boiler dibutuhkan bahan bakar selama 7 hari sebanyak 17072,7871 kg dan pada generator dibutuhkan bahan bakar selama 2 hari sebanyak 3444,2551 kg.

VII.7. Unit Pengolahan Limbah

Pabrik Asam Adipat ini menghasilkan limbah berupa limbah cair, limbah padat, dan limbah gas. Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam adipat ini harus dioleh terlebih dahulu di unit pengolahan limbah sebelum dibuang ke lingkungan agar tidak terjadi pencemaran lingkungan.

VII.1.1. Pengolahan Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik asam adipat ini bersumber dari berbagai tempat antara lain:

1. Hasil keluaran bawah dari menara destilasi yang berupa campuran antara sikloheksanol, asam nitrat dan air.
2. Hasil keluaran atas dari *rotary drayer* yang berupa campuran antara sikloheksanol, asam nitrat dan air.
3. Hasil pencucian alat-alat pabrik. Limbah ini banyak mengandung kerak yang menempel pada peralatan pabrik.
4. Air buangan domestik toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

Adapun pengolahan limbah cair dapat dilakukan sebagai berikut:

1. Pengolahan primer, meliputi pengendapan dan netralisasi. Metode pengendapan adalah metode utama dalam pengolahan limbah cair, limbah cair akan didiamkan di tangki pengendapan agar partikel-partikel padat yang tersuspensi dalam mengendap ke dasar tangki untuk dipisahkan dari air dan diolah lebih lanjut. Kemudian netralisasi bertujuan untuk menetralkan pH cairan yang terjadi kenaikan selama pengendapan.
2. Pengolahan sekunder, meliputi pengolahan secara biologis, yaitu melibatkan mikroorganisme yang dapat mengurai/mendegradasi bahan organik.
3. Pengolahan tersier, dilakukan jika setelah pengolahan primer dan sekunder belum maksimal dan masih terdapat zat yang berbahaya bagi lingkungan.

Contohnya, metode saringan pasir, *precoal filter*, *vacuum filter*, penyerapan dengan karbon aktif, pengurangan besi dari mangan, dan osmosis bolak-balik.

4. Desinfeksi, bertujuan mengurangi mikroorganisme patogen yang ada di dalam limbah cair.
5. Pengolahan lumpur, di mana mengolah endapan lumpur yang dihasilkan oleh pengolahan primer, sekunder, dan tersier, akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur yang akan diolah dengan cara diurai secara *aerob* sebelum disalurkan ke lahan pembuangan atau ke sungai.

VII.1.2. Pengolahan Limbah Padat

Limbah padat yang berasal dari limbah domestik, seperti kertas dan plastik, sampah tersebut ditampung kemudian diteruskan ke dalam bak penampungan sebelum dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).

VII.1.3. Pengolahan Limbah Gas

Limbah gas yang berasal dari keluaran reaktor berupa N_2O dilakukan pengolahan dengan menggunakan teknologi dekomposisi katalitik, dimana mereduksi N_2O sebesar 95% menjadi N_2 dan O_2 .

VII.8. Laboratorium

Laboratorium digunakan untuk mengendalikan mutu dan kualitas produk, pengendalian ini dilakukan secara rutin dan berkesinambungan. Selain berperan sebagai sarana pemeriksaan mutu, peran lain keberadaan laboratorium adalah pengendalian pencemaran lingkungan

1. Tugas Pokok Laboratorium
 - a. Memeriksa bahan baku Asam adipat yang akan digunakan untuk diuji kualitasnya terlebih dahulu sebelum dipindahkan ke tangki penyimpanan.
 - b. Memeriksa bahan pembantu yang akan digunakan selama proses produksi.
 - c. Menganalisa dan meneliti produk Asam adipat yang akan dipasarkan.
 - d. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.
 - e. Memeriksa kadar buangan/limbah sebelum dibuang ke lingkungan

2. Program Kerja Laboratorium

a. Laboratorium Fisik (Pengamatan)

Laboratorium ini melakukan analisa secara fisika terhadap semua aliran yang berasal dari produksi maupun tangki. Pengamatan dan pemeriksaan dilakukan terhadap bahan baku (viskositas, densitas, kemurnian, dan titik didih), produk (kemurnian, *specific gravity*), utilitas (pH keasaman/kebasaan), dan *hardness*.

b. Laboratorium Analitik

Laboratorium ini melakukan analisa secara kimiawi terhadap bahan baku (impuritis), bahan pembantu, produk akhir, analisa air (kandungan logam berat).

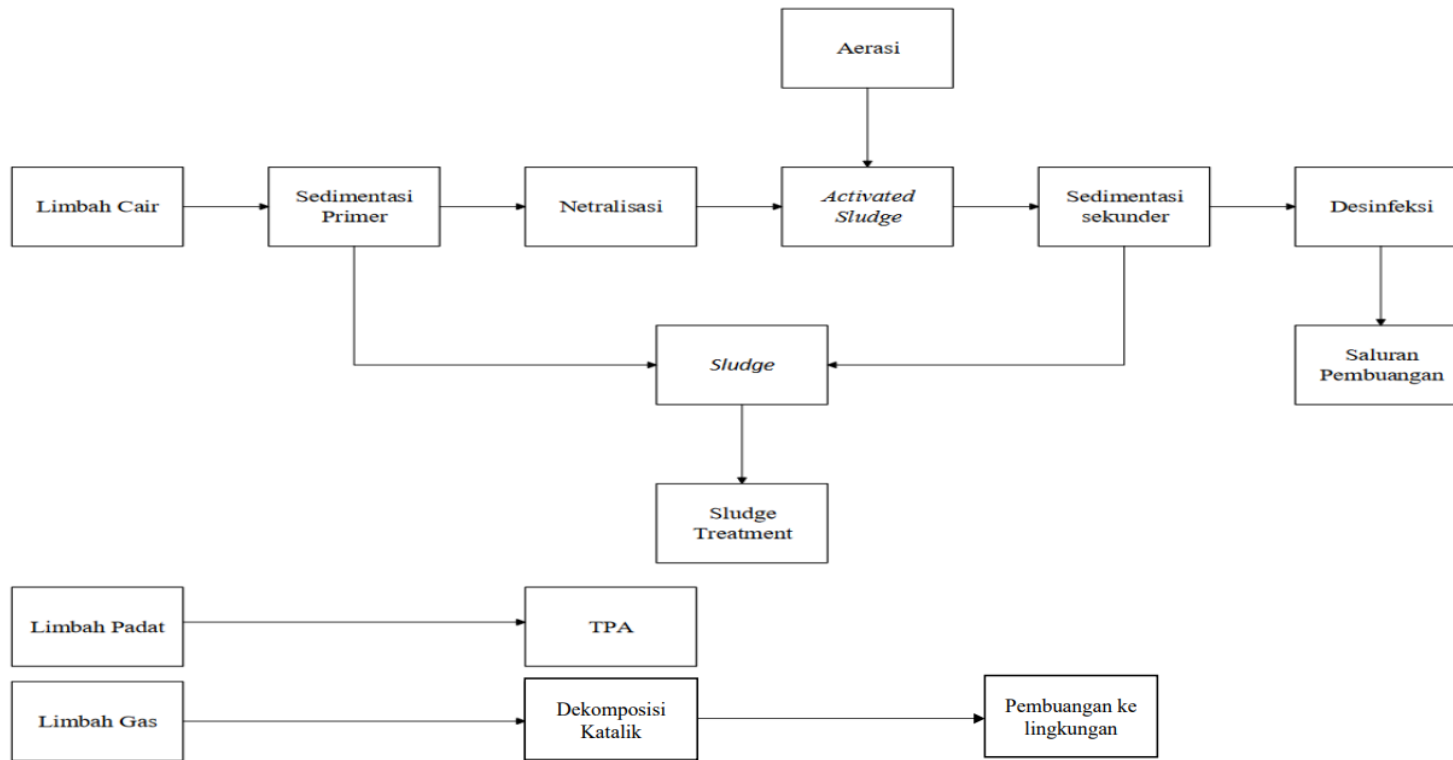
c. Laboratorium Perlindungan Lingkungan

Laboratorium ini memiliki peranan sangat penting dalam sebuah pabrik. Laboratorium ini melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir.

3. Alat-alat Utama Laboratorium

- a. *Water content tester*, untuk menganalisa kadar air dalam produk.
- b. *Viscocimeter bath*, untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.
- c. *Hydrometer*, untuk mengukur *specific gravity*.
- d. *Thermoline*, untuk mengukur titik leleh.

yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah NaCl dan NaOH



Gambar VII.2 Diagram Alir Pengolahan Limbah

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik dapat menunjang keberhasilan operasi suatu pabrik, oleh karena itu harus direncanakan dengan baik dan tepat guna menjamin kelancaran produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan suatu pabrik. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, kemudian faktor lainnya yang menjadi pertimbangan seperti pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Berdasarkan pertimbangan di atas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik asam adipat ini berlokasi di daerah Cilegon, Banten. Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik di daerah Cilegon, Banten tidak terlalu jauh dari daerah tersedianya sumber bahan baku tersebut, dimana bahan baku asam nitrat dari PT. Multi Nirotama Kimia, Cikampek, Indonesia. Selain itu lokasi pabrik di daerah Cilegon merupakan jarak yang cukup dekat dengan pelabuhan, dimana bahan baku Sikloheksanol di impor dari Shandong Baovi Energy, China. Sedangkan untuk katalis tembaga (II) nitrat di impor dari XiaXian Yunli Chemicals Co., Ltd, China

2. Pemasaran Produk

Produk yang dihasilkan berupa asam adipat tidak langsung dikonsumsi langsung oleh masyarakat, melainkan bahan baku utama pembuatan *Nylon 66*, *polyester*, dan juga pelumas. Oleh karena itu lokasi pendirian pabrik diusahakan dekat dengan industri yang memerlukan asam adipat. Lokasi pabrik di Cilegon, Banten cukup strategis karena dekat dengan pelabuhan dan berada di kawasan industri sehingga memudahkan pemasaran dalam negeri dan juga luar negeri.

3. Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Lokasi pabrik yang berada di dekat jalan raya mempermudah penyaluran bahan baku dan produk.

Pelabuhan Merak dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk asam adipat guna di ekspor ke luar negeri. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

4. Tenaga Kerja

Agar suatu pabrik berjalan dengan baik disamping tersedianya alat-alat proses yang lengkap dan bahan baku yang dipergunakan diperlukan juga tenaga kerja guna menjalankan proses mulai dari pengolahan bahan baku sampai dengan diperolehnya produk akhir. Oleh karena itu pendirian pabrik dirancang tidak jauh (tetapi tidak terlalu dekat) dari lokasi pemukiman tenaga kerja tersebut, agar tidak susah dalam mencari tenaga kerja. Pemenuhan tenaga kerja ini tidak hanya dari daerah sekitar Cilegon tetapi juga dari luar daerah. Tenaga kerja yang dibutuhkan, meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, terampil, serta tenaga kerja kasar.

5. Utilitas

Sarana-sarana pendukung seperti ketersediaan air, listrik dan sarana lainnya harus diperhatikan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Pemenuhan kebutuhan listrik dapat dibebankan pada PLN yang jalurnya tersedia di wilayah ini atau penyedia listrik dikawasan industri. Sedangkan untuk penyediaan air proses, air pendingin dan air umpan boiler diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri, Cilegon. Selain itu juga bisa diperoleh dari sungai.

6. Keadaan Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 30°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

7. Perluasan Pabrik

Lahan perluasan pabrik harus diperhitungkan dalam jangka waktu 10 hingga 20 tahun ke depan (jangka panjang) supaya masalah kebutuhan tempat tidak timbul di masa yang akan datang.

8. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu bangunan (pabrik) haruslah dilengkapi dengan surat-surat dari instansi yang terkait, baik itu pemda ataupun dari badan pertanahan setempat serta dari instansi lainnya yang terkait. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat yang akan datang.

9. Karakteristik masyarakat sekitar Pabrik

Keadaan sekitar lahan pabrik harus diamati atau dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak ada masalah yang akan berkembang, seperti memanfaatkan potensi yang ada, baik potensi alam sekitar ataupun potensi dari masyarakat sekelilingnya dan mampu mengatasi permasalahan yang berkaitan dengan lingkungan agar tidak memperngaruhi kesejahteraan masyarakat.

VIII.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak merupakan peraturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepa sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan, serta kelancaran. Adapun hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Pengoperasian, pengontrolan, perbaikan semua peralatan harus mudah untuk dilakukan.
2. Keselamatan kerja menjadi prioritas utama.
3. Penempatan yang efisien, distribusi utilitas yang ekonomis.
4. Pemipaan dan sarana transportasi harus disesuaikan.
5. Peralatan proses dikelompokkan sesuai dengan unitnya masing-masing.

Pabrik asam adipat ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan), sehingga dalam menentukan *layout* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Secara garis besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah, yaitu:

1. Daerah Proses

Daerah proses merupakan daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi yang diletakkan terpisah dari daerah lainnya.

2. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus diperhitungkan sejak awal, supaya masalah kebutuhan tempat di masa yang akan datang tidak akan timbul.

3. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu diperlukan peralatan-peralatan pemadam kebakaran di sekitar lokasi yang berbahaya tadi. Tangki penyimpanan produk atau unit-unit yang mudah meledak harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan bangunan lain, guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi utilitas yang baik dari udara, Steam, air, dan listrik akan membantu kerja. Penempatan alat proses harus sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

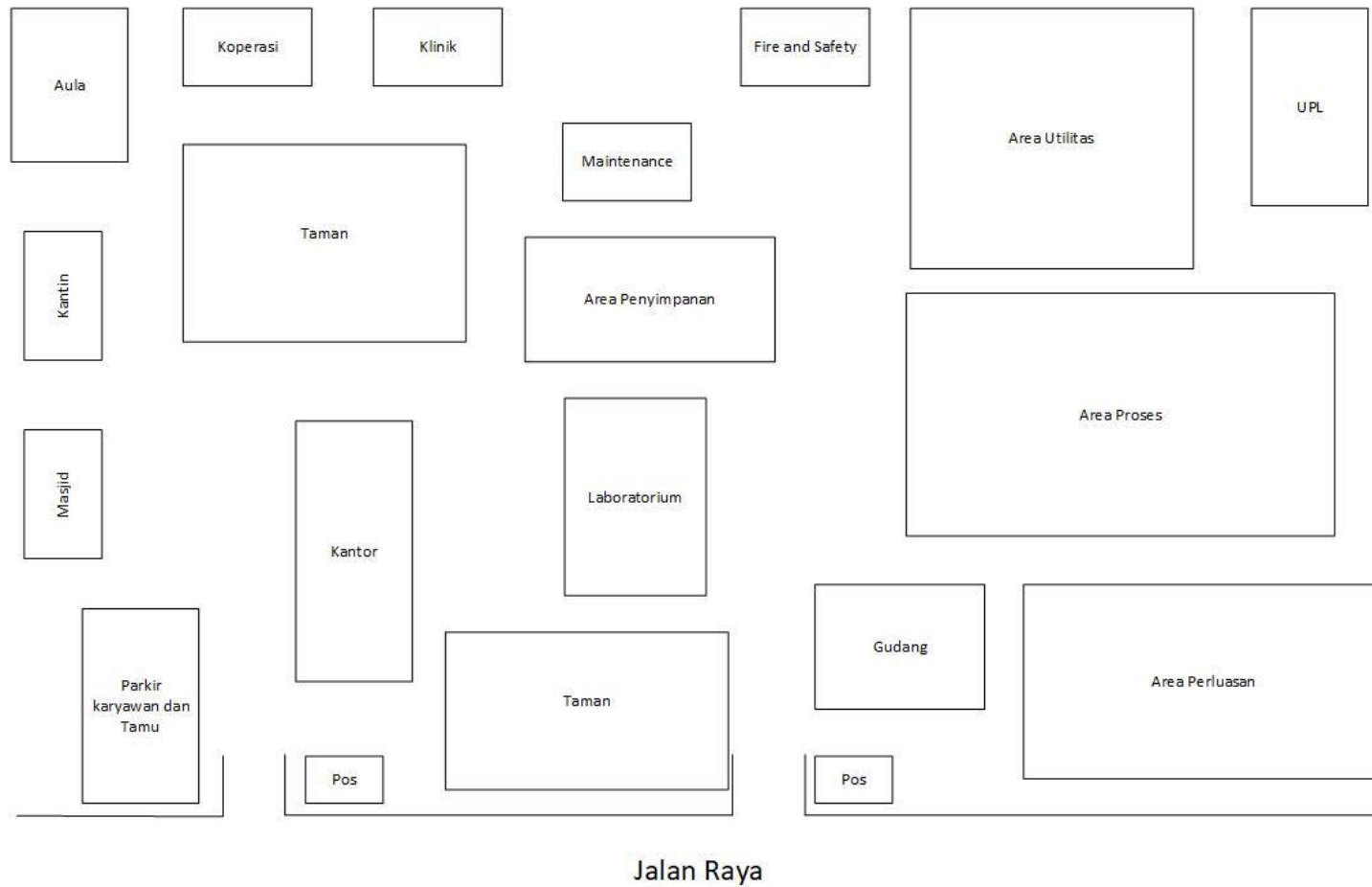
5. Area Pengolahan Limbah

Pabrik harus ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya. Untuk itu area pengolahan limbah sangat diperlukan, sehingga limbah tidak berbahaya bagi komunitas yang ada di sekitarnya. Rincian luas area pabrik asam adipat dapat dilihat pada Tabel VIII.1.

Tabel VIII.1 Rincian Area Bangunan Pabrik Asam Adipat

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Masjid	25	20	500
Parkir pengunjung	30	20	600
Pos keamanan / satpam	8	6	48
Taman	50	30	1500
Koperasi	13	10	130
Klinik	20	15	300
Kantin	30	20	600
Gedung serbaguna	40	30	1200
Kantor diklat	30	20	600
Kantor utama	40	30	1200

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m²
Parkir karyawan	40	40	1600
Area proses	84,5	45,5	3845
Area penyimpanan alat	45	20	900
Maintenance	45	20	900
Pemadam kebakaran	16	14	224
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Utilitas	40	30	1200
<i>Utility room</i>	10	15	150
Laboratorium	12	16	192
<i>Control room</i>	20	15	300
Gudang	30	25	750
Parkir truk	20	15	300
Area perluasan pabrik	120	30	3600
Jalan	60	20	1200
Luas Tanah			22119
Luas Bngunan			15819
Total			22119



Gambar VIII.1 Tata Letak Bangunan Pabrik

VIII.3. Layout Peralatan

Layout peralatan merupakan pengaturan dari tata letak peralatan proses. Untuk menghindari bahaya seperti ledakan atau kebakaran pada alat proses tertentu, maka alat proses dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan atau diberi jarak lebih dari alat proses lainnya. Hal ini juga bertujuan agar tidak membahayakan alat proses lain yang berada di sekitarnya. Dalam perancangan tata letak peralatan pabrik asam adipat, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan.

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

3. Pencahayaan

Pencahayaan pada seluruh area pabrik harus memadai. Bahkan, perlu diberi penerangan tambahan pada tempat-tempat dengan proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu Lintas Manusia

Perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Sehingga jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

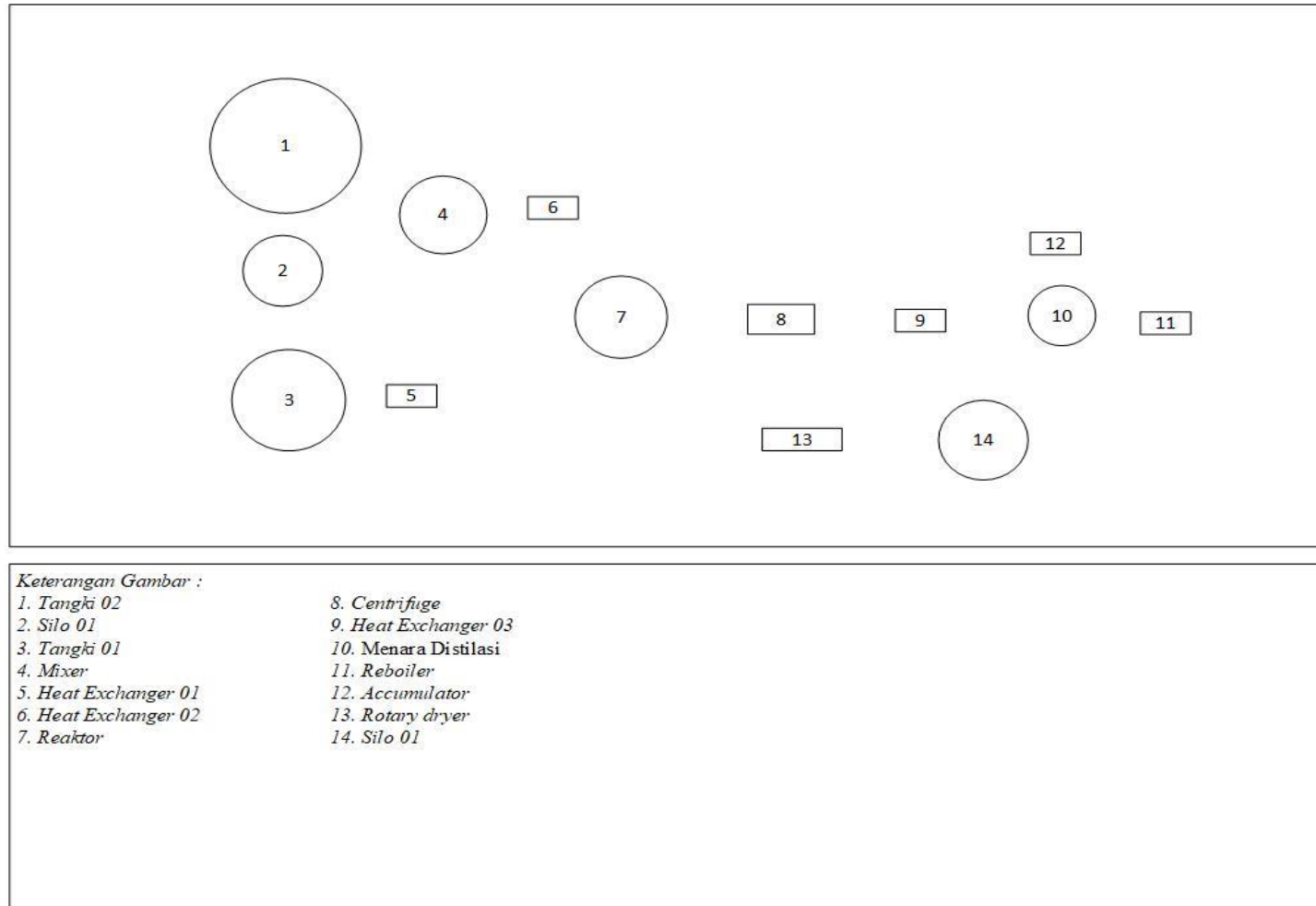
5. Jarak antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi ataupun suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat- alat lainnya.

6. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menenpatkan alat-alat proses pada pabrik, diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi sehingga dapat memberikan keuntungan dari sisi ekonomi

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar VIII.2. Berikut:



Gambar VIII.2 Tata Letak Alat Proses

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1. Organisasi Perusahaan

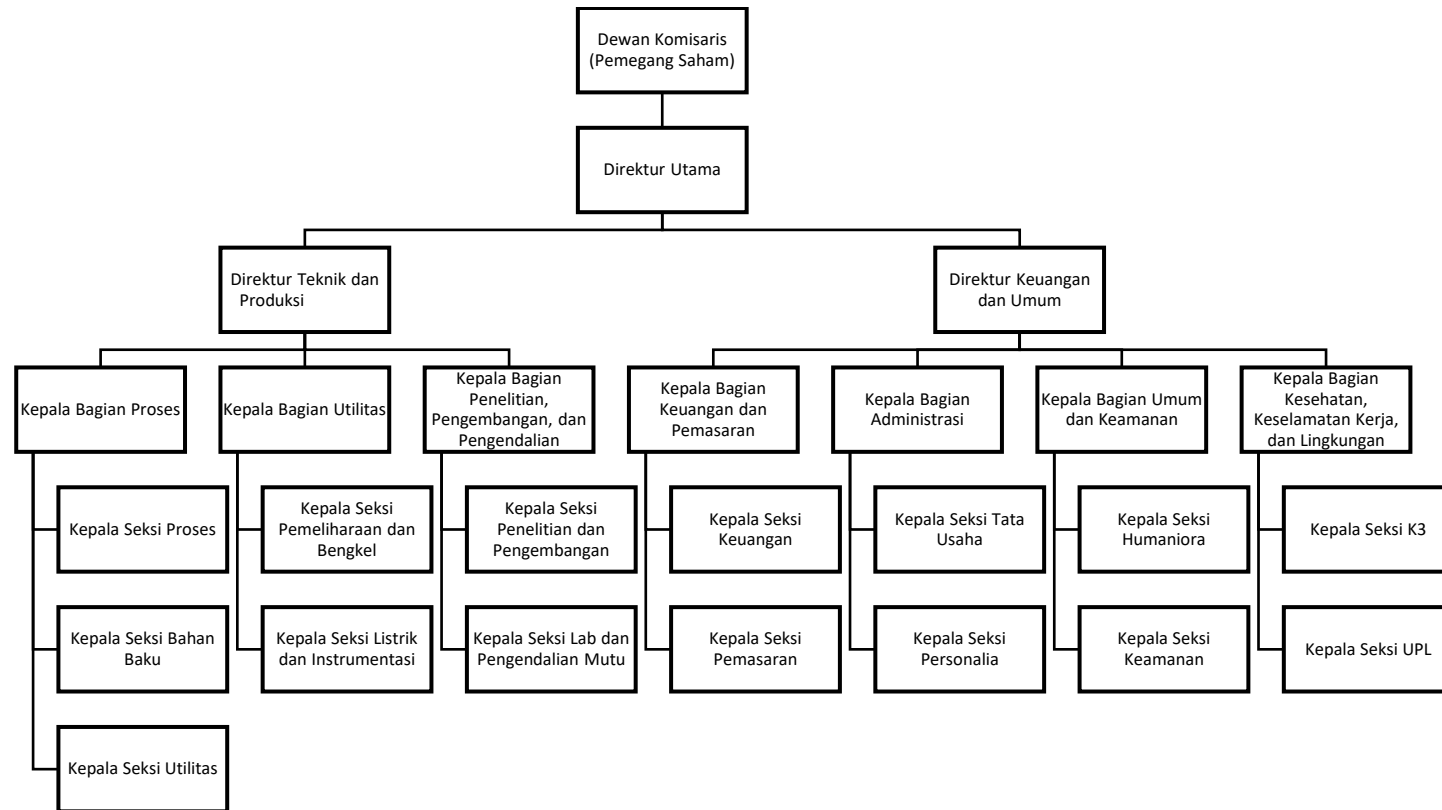
Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan produksi	: Asam Adipat
Kapasitas	: 20.000 ton/tahun

Bentuk Perusahaan pada perancangan pabrik Asam Adipat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu bentuk perkumpulan yang modalnya berasal dari berbagai pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab pada jumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan dan setiap pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas ini didasarkan pada ketentuan-ketentuan sebagai berikut:

- a. Mudah mendapat modal dengan cara menjual saham.
- b. Pemegang saham harus memiliki tanggung jawab terbatas terhadap adanya resiko yaitu tentang adanya hutang-hutang perusahaan yang berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan,
- c. Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.
- d. Efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang sudah berpengalaman sebagai dewan komisaris dan direktur utama.
- e. Lapangan usaha yang lebih luas, sebuah PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dapat memperluas usahanya.

IX.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasinya adalah salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan, dimana struktur organisasi berfungsi untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan hubungan kerja antara satu bagian ke bagian yang lainnya. Hal ini juga untuk mempermudah untuk mencapai tujuan organisasi yang telah ditetapkan.



Gambar IX.1 Struktur Organisasi Pabrik Asam Adipat

IX.3. Tugas dan Wewenang

IX.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik Perusahaan merupakan sejumlah orang yang memberikan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Berdasarkan rapat umum tersebut para pemegang saham mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan direktur.
2. Menegaskan hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
3. Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

IX.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksanaan dan pemilik saham serta bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah sebagai berikut:

1. Menilai dan menyetujui direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam hal yang penting.

IX.3.3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang saham terpilih yang diangkat oleh rapat umum pemegang saham yang bertindak sebagai pemegang pimpinan tertinggi dan bertanggung jawab terhadap seluruh hasil kegiatan usaha perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum. Tugas direktur utama antara lain:

1. Menentukan sasaran akhir (final goal) bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai goal tersebut.
2. Menentukan strategi perusahaan.
3. Memilih dan mengangkat manager direktur.
4. Memberikan pertimbangan-pertimbangan penting dalam rangka pengambilan keputusan, yang mempunyai dampak terhadap seluruh kehidupan perusahaan.
5. Menentukan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
6. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
7. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.

Direktur utama membawahi beberapa direktur, yaitu:

A. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dari direktur yaitu memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, dan laboratorium.

B. Direktur Keuangan Dan Umum

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

IX.3.4. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerja serta membawahi seksi-seksi dalam lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian tersebut tersebut terdiri dari:

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas, kepala bagian ini bertugas mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi, Mempunyai tanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu, bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukaan keuangan.
4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran, kepala bagian ini bertugas mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
5. Kepala Bagian Administrasi, Memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.
6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan, Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Mempunyai tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan serta keselamatan kerja karyawan

IX.3.5. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bidang masing-masing agar memperoleh hasil-hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala seksi terdiri dari:

1. Kepala Seksi Proses, Memimpin langsung serta membantu kelancaran proses produksi.
2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produksi, Memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.
3. Kepala Seksi Utilitas, Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, Steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel, Mempunyai tanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian, serta perbaikan alat-alat maupun fasilitas pendukungnya.
5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi, Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaraan alat- alat instrumentasi.
6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan, Mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.
7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu, Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.
8. Kepala Seksi Keuangan, Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
9. Kepala Seksi Pemasaran, Mengkoordinasikan kegiatan yang pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
10. Kepala Seksi Tata Usaha, Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kotor.
11. Kepala Seksi Personalia, Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
12. Kepala Seksi Humas, Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
13. Kepala Seksi Keamanan, Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja, Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah, Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

IX.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Asam Adipat ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik Asam Adipat ini terbagi menjadi dua yaitu

IX.4.1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bagian administrasi. Karyawan non ini bekerja dengan perincian sebagai berikut:

Senin – Jumat : pukul 08.00 – 16.00

Sabtu : pukul 08.00 – 12.00

IX.4.2. Karyawan *Shift*

Karyawan *Shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi dan terlibat serta mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Orang-orang yang termasuk karyawan Shift adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan Shift bekerja secara berganti sehari semalam. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu mendapat jatah libur. Karyawan Shift dibagi dalam tugas Shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift pagi : pukul 07.00-15.00

Shift sore : pukul 15.00-23.00

Shift malam : pukul 23.00-07.00

Tabel IX.1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift Setiap dua minggu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
A	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
B	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
C	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
D	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S

Keterangan : A,B,C dan D adalah nama regu Shift

P: Shift pagi

S: Shift siang

M: Shift malam

L: Libur

IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini ialah perincian tugas dan minimal keahlian :

1. Direktur utama : Sarjana teknik kimia
2. Direktur teknik dan produksi : Sarjana teknik kimia
3. Direktur keuangan dan umum: Sarjana ekonomi
4. Staff ahli dan Litbang : Sarjana teknik kimia, ekonomi, dan hukum.
5. Sekretaris : Akademi sekretaris
6. Kepala bagian produksi : Sarjana teknik kimia
7. Kepala bagian teknik : Sarjana teknik mesin
8. Kepala bagian keuangan : Sarjana ekonomi
9. Kepala bagian pemasaran : Sarjana ekonomi
10. Kepala bagian umum : Sarjana teknik kimia
11. Kepala seksi proses : DIII teknik kimia
12. Kepala seksi pengendalian proses : DIII Elektro/listrik
13. Kepala seksi laboratorium : DIII teknik kimia
14. Kepala seksi utilitas : DIII teknik mesin
15. Kepala seksi pemeliharaan : DIII teknik mesin
16. Kepala seksi administrasi : DIII manajemen
17. Kepala seksi kas : DIII akuntansi
18. Kepala seksi pemasaran : DIII semua jurusan
19. Kepala seksi pembelian : DIII manajemen
20. Kepala seksi keamanan : DIII semua jurusan
21. Kepala seksi humas : DIII public relation
22. Kepala seksi personalia : Sarjana psikologi
23. Kepala satpam : Purna, perwira, TNI/polisi .
24. Operator : SMK/SMU/Sederajat

25. Karyawan biasa	: SMU/SMK
26. Karyawan pemeliharaan	: STM
27. Medis	: Dokter
28. Paramedis	: Perawat
29. Lain-lain	: SD/SMP/Sederaja

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1. Karyawan Non *Shift*

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

A. Karyawan Tetap

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

B. Karyawan Harian

Karyawan harian ialah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

C. Karyawan Borongan

Karyawan borongan ialah karyawan yang dikerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

IX.6.2. Sistem Gaji

A. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

B. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

C. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Adapun sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada tabel IX.2.

Tabel IX.2 Komposisi dan Sistem Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	15.000.000	15.000.000
4	Staff Ahli dan Litbang	1	13.000.000	13.000.000
5	Sekretaris	3	5.500.000	16.500.000
6	Kepala Bagian Produksi	1	10.000.000	10.000.000
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	8.000.000	8.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000	8.000.000
9	Kepala Bagian K3	1	8.000.000	8.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	8.000.000	8.000.000
11	Kepala Bagian Keuangan dan administrasi	1	8.000.000	8.000.000
12	Kepala Seksi Proses	1	8.000.000	8.000.000
13	Kepala Seksi Gudang	1	6.000.000	6.000.000
14	Kepala Seksi Pengendalian	1	6.000.000	6.000.000
15	Kepala Seksi Laboratorium	1	6.000.000	6.000.000
16	Kepala Seksi Penjualan	1	5.500.000	5.500.000
17	Kepala Seksi Pembelian	1	5.500.000	5.500.000
18	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	5.500.000	5.500.000
19	Kepala Seksi Utilitas	1	5.500.000	5.500.000
20	Kepala Seksi Administrasi	1	5.500.000	5.500.000
21	Kepala Seksi Kas	1	5.500.000	5.500.000
22	Kepala Seksi Personalia	1	5.500.000	5.500.000
23	Kepala Seksi Humas	1	5.500.000	5.500.000
24	Kepala Seksi Keamanan	1	5.500.000	5.500.000
25	Karyawan Proses	30	5.300.000	159.000.000
26	Karyawan Pengendalian	12	5.300.000	63.600.000
27	Karyawan Laboratorium	12	5.300.000	63.600.000
28	Karyawan Penjualan	5	5.300.000	26.500.000
29	Karyawan Pembelian	5	5.300.000	26.500.000
30	Karyawan Pemeliharaan	13	5.300.000	68.900.000
31	Karyawan Utilitas	13	5.300.000	68.900.000
32	Karyawan Administrasi	4	5.000.000	20.000.000
33	Karyawan Kas	4	5.000.000	20.000.000
34	Karyawan Personalia	4	5.000.000	20.000.000
35	Karyawan Humas	4	5.000.000	20.000.000
36	Karyawan Keamanan	12	5.000.000	60.000.000
37	HSE	8	5.500.000	44.000.000
38	Karyawan Lain-lain	20	5.000.000	100.000.000
39	Medis	8	5.300.000	42.400.000
40	Sopir	4	5.000.000	20.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
41	Cleaning Service	16	5.000.000	80.000.000
	Total	200	281.900.000	1.108.400.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktivitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain:

A. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesejangan antara karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya. Selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, safety shoes, dan helm pengaman sesuai standar keselamatan kerja.

B. Tunjangan

1. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

C. Cuti

1. Cuti tahunan untuk setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
2. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

D. Pengobatan

1. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur dengan kebijakan perusahaan.

E. BPJS Ketenagakerjaan

BPJS Ketenagakerjaan memberikan perlindungan jaminan sosial kepada tenaga kerja. BPJS Ketenagakerjaan meliputi Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), Jaminan Kesecakaan Kerja (JKK), dan Jaminan Kematian (JKM). BPJS Ketenagakerjaan berperan untuk meningkatkan kesejahteraan para pekerja.

IX.8. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dan manajemen perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku menjadi bahan produksi jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan yang direncanakan dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyinggungan. Perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat dilakukan dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu prarancangan pabrik asam adipat dibuat evaluasi atau penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode :

1. *Percent Return of Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penafsiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri dari :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari :
 - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan (*Sales Price*)

(Petter, 1990)

X.1. Dasar Perhitungan

Evaluasi ekonomi dihitung berdasarkan biaya pendirian pabrik, biaya produksi, dan hasil penjualan yang diharapkan. Cara penafsiran biaya dan biaya evaluasi ekonomi ini menggunakan metode indeks biaya. Harga-harga yang diperoleh berdasarkan indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Inside*.

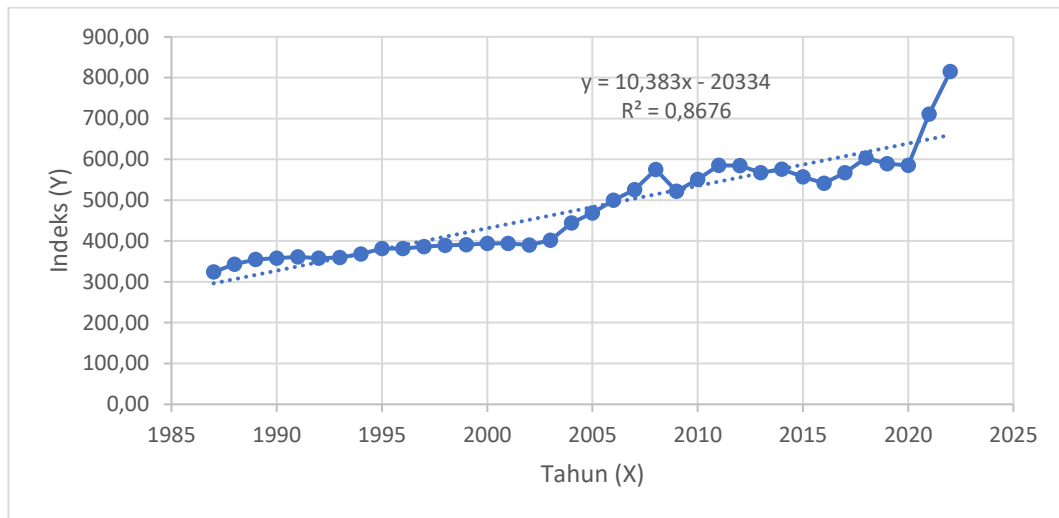
Tabel X.1 Indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Inside*

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun ke-)
1987	324,00	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun ke-)
1990	357,60	4
1991	361,30	5
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,50	11
1998	389,50	12
1999	390,60	13
2000	394,10	14
2001	394,30	15
2002	390,40	16
2003	402,00	17
2004	444,20	18
2005	468,20	19
2006	499,60	20
2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	284,60	26
2013	567,30	27
2014	376,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30
2017	567,50	31
2018	603,10	32
2019	589,23	33
2020	585,69	34
2021	711,03	35
2022	815,00	36
Total	17205,85	666

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2018)*

Dari data indeks di atas didapatkan grafik ekstrapolasi indeks harga seperti yang dilihat pada grafik di bawah ini



Gambar X.1 Ekstrapolasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan $y = 10,383x - 20334$. Maka indeks untuk tahun 2028 diperkirakan sebesar 722,724.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada Maret 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1US\$ = Rp. 15.822,00. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

$$Ex = \frac{Nx}{Ny} Ey \quad (x.1)$$

(Aries dan Newton, 1955)

Dimana :

Ex : Harga pembelian 2028

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Indeks harga pada tahun 2028

Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014

Tabel X.2 Hasil Perhitungan Harga Alat

Kode	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga 2014 \$	Harga 2028 \$	Total Harga \$
T - 01	Tangki Sikloheksanol	1	114900	115698,71	115698,71
T - 02	Tangki Asam Nitrat	1	127600	128486,99	128486,99
S-01	Silo Penyimpanan Copper Nitrat	1	90000	90625,62	90625,62
S-02	Silo Penyimpanan Asam Adipat	1	186700	187997,82	187997,82
HE - 01	Heat Exchanger	1	1000	1006,95	1006,95

Kode	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga 2014 \$	Harga 2028 \$	Total Harga \$
HE - 02	Heat Exchanger	1	1300	1309,04	1309,04
HE - 03	Heat Exchanger	1	1500	1510,43	1510,43
M-01	Mixer	1	165700	166851,84	166851,84
R - 01	Reaktor Alir Tanki Berpengaduk	1	25900	26080,04	26080,04
CF-01	Centrifuge	1	300600	302689,57	302689,57
RD-01	Rotary Dryer	1	180900	182157,50	182157,50
MD-01	Menara Distilasi	1	92272	92913,41	92913,41
CD-01	Condensor	1	46700	47024,63	47024,63
ACC-01	Accumulator	1	14600	14701,49	14701,49
P - 01	Pompa	1	3200	3222,24	3222,24
P - 02	Pompa	1	4900	4934,06	4934,06
P - 03	Pompa	1	3200	3222,24	3222,24
P - 04	Pompa	1	4900	4934,06	4934,06
P - 05	Pompa	1	4900	4934,06	4934,06
P - 06	Pompa	1	4900	4934,06	4934,06
P - 07	Pompa	1	4900	4934,06	4934,06
P - 08	Pompa	1	3200	3222,24	3222,24
P - 09	Pompa	1	3200	3222,24	3222,24
P - 10	Pompa	1	3200	3222,24	3222,24
BC-01	Belt Conveyor	1	14900	15003,57	15003,57
BE-01	Bucket Elevator	1	10600	10673,68	10673,68
BE-02	Bucket Elevator	1	10600	10673,68	10673,68
H-01	Hopper	1	10900	10975,77	10975,77
H-02	Hopper	1	11000	11076,46	11076,46
RB-01	Reboiler	1	18100	18225,82	18225,82
CC-01	Cooling Conveyor	1	2045	2059,22	2059,22
	Total	31	1.468.137,00	1.478.523,77	1.478.523,77

X.2. Perhitungan *Capital Investment*

X.2.1. Capital Investment

Capital Investment adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment* (Modal tetap)

Fixed Capital Investment adalah modal yang digunakan untuk pembelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitasnya.

b. *Working Capital Investment* (Modal kerja)

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

X.2.2. *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost adalah sejumlah biaya/modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang/produk. Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis :

a. *Direct Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Langsung)

Adalah biaya produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, dan bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Tidak Langsung)

Adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Tetap)

Adalah biaya produksi yang tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak berproduksi.

X.2.3. *General Expense* (Pengeluaran Umum)

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

X.3. Perhitungan Biaya Produksi

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa/evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Profit On Sales (POS)*

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\% \quad (\text{x.2})$$

2. *Retrun On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang diperoleh dari tingkat investasi yang telah dilakukan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \quad (\text{x.3})$$

3. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan}+0,1(\text{FCI})} \quad (\text{x.4})$$

4. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlah yang sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa}+0,3\text{Ra}}{\text{Sa}-\text{Va}-0,7\text{Ra}} \times 100\% \quad (\text{x.5})$$

Dimana :

Fa = *Fixed manufacturing cost*

Ra = *Regulated cost*

Va = *Variable cost*

Sa = Penjualan produ

5. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar *fixed expense* (Fa) dibandingkan harus produksi.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (x.6)$$

6. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j(1 + i)^{n-1} + (Wc + Sv) \quad (x.7)$$

X.4. *Capital Investment*

X.4.1. **Fixed Capital Investment (FCI)**

Tabel X.3 *Fixed Capital Investment*

No	Keterangan	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	2.520.883,03	39.885.411.309,77
2	<i>Instalasi cost</i>	1.083.979,70	17.150.726.863,20
3	Pemipaan	1.991.497,59	31.509.474.934,72
4	Instrumentasi	756.264,91	11.965.623.392,93
5	Isolasi	226.879,47	3.589.687.017,88
6	Listrik	315.110,38	4.985.676.413,72
7	Bangunan	2.347.798,95	37.146.875.000,00
8	Tanah dan pembuatan jalan	2.532.391,61	40.067.500.000,00
9	Utilitas	1.693.742,50	26.798.393.874,28
10	air bersih	9.664,39	152.909.985,05
	Total	13.478.212,54	213.252.278.791,56

X.4.2. Manufacturing Cost (MC)

Tabel X.4 Harga Bahan Baku

No	Bahan	Kebutuhan	Harga per Kg (\$)	Biaya (Rp)
1	Sikloheksanol	15.018.159,77	1,00	237.617.323.965,11
2	Asam Nitrat	51.451.311,87	1,00	814.062.656.483,96
3	<i>Copper Nitrate</i>	40.000,03	0,80	506.304.392,93
	Total			1.052.286.284.841,99

Tabel X.5 Manufacturing Cost

No	Keterangan	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	66.501.471,68	1.052.186.284.841,99
2	Tenaga Kerja	386.348,12	6.112.800.000,00
3	Supervisor	38.634,81	611.280.000,00
4	<i>Maintenance</i>	1.777.988,01	28.131.326.295,48
5	<i>Plant Supplies</i>	266.698,20	4.219.698.944,32
6	<i>Royalty & Patents</i>	2.400.000,00	37.972.800.000,00
7	Utilitas	687.027,00	10.870.141.168,30
	Direct Manufacturing Cost	72.058.167,82	1.140.104.331.250,09
8	<i>Payroll Overhead</i>	77.269,62	1.222.560.000,00
9	<i>Laboratory</i>	77.269,62	1.222.560.000,00
10	<i>Plant Overhead</i>	289.761,09	4.584.600.000,00
11	<i>Packaging and Shipping</i>	12.000.000,00	189.864.000.000,00
	Indirect Manufacturing Cost	12.444.300,34	196.893.720.000,00
12	<i>Depreciation</i>	2.539.982,87	40.187.608.993,54
13	<i>Property Taxes</i>	507.996,57	8.037.521.798,71
14	<i>Insurance</i>	253.998,29	4.018.760.899,35
	Fixed Manufacturing Cost	3.301.977,73	52.243.891.691,60
	Total Manufacturing Cost	87.804.445,89	1.389.241.942.941,70

X.4.3. Working Capital

Tabel X.6 Working Capital

No	Keterangan	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	1.385.447,33	21.920.547.600,87
2	<i>In Process Inventory</i>	55.432,10	877.046.681,15
3	<i>Product Inventory</i>	3.991.111,18	63.147.361.042,80
4	<i>Extended Credit</i>	5.000.000,00	79.110.000.000,00
5	<i>Available Cash</i>	7.982.222,35	126.294.722.085,61
	Total General Expense	18.414.212,96	291.349.677.410,44

X.4.4. General Expense

Tabel X.7 General Expense

No	Keterangan	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	2.679.639,63	42.397.258.288,25
2	<i>Sales Expense</i>	4.390.222,29	69.462.097.147,08
3	<i>Research</i>	4.390.222,29	69.462.097.147,08
4	<i>Finance</i>	8.829.641,73	139.702.591.421,38
	Total General Expense	20.289.725,95	321.024.044.003,80

$$\begin{aligned}
 \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp } 1.710.265.986.945,50 \\
 &= \$ 108.094.171,85
 \end{aligned}$$

X.5. Analisis Keuangan

Harga Produk/kg	= Rp 94.932,00
Total Penjualan	= Rp 1.898.640.000.000,00
Total Production Cost	= Rp 1.710.265.986.945,50
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp 188.374.013.054,50
Pajak (30 % dari keuntungan)	= Rp 56.512.203.916,35
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp 131.861.809.138,15

X.6. Analisis Kelayakan

1. Return of Investment (ROI)

Sebelum Pajak	= 46,87 %
Sesudah Pajak	= 32,81 %

2. Pay Out Time (POT)

Sebelum Pajak	= 1,76 Tahun
Sesudah Pajak	= 2,34 Tahun

3. Percent Profit on Sales

Sebelum Pajak	= 9,92 %
Sesudah Pajak	= 6,95 %

4. *Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)*

Fixed Expense (Fa)

<i>Depresiasi</i>	= Rp 40.187.608.994
<i>Property Taxes</i>	= Rp 8.037.521.799
Asuransi	= Rp 4.018.760.899
Total Fa	= Rp 52.243.891.692

Variable Expense (Va)

Gaji Karyawan	= Rp 6.112.800.000
<i>Payroll Overhead</i>	= Rp 1.222.560.000
<i>Plant Overhead</i>	= Rp 4.584.600.000
<i>Supervision</i>	= Rp 611.280.000
Laboratorium	= Rp 1.222.560.000
<i>General Expense</i>	= Rp 321.024.044.004
<i>Maintenance</i>	= Rp 28.131.326.295
<i>Plant Supplies</i>	= Rp 4.219.698.944
Total Va	= Rp 362.909.170.299

Regulated Expense (Ra)

<i>Raw Material</i>	= Rp 1.052.186.284.842
<i>Packaging & Shipping</i>	= Rp 189.864.000.000
<i>Utilities</i>	= Rp 10.870.141.168
<i>Royalty & Patent</i>	= Rp 37.972.800.000
Total Ra	= Rp 1.290.893.226.010

Sales (Sa)

Total Sa	= Rp 1.898.640.000.000
-----------------	-------------------------------

Berdasarkan perhitungan BEP dengan rumus (x.5) didapatkan nilai BEP sebesar 45,55 %. Sedangkan perhitungan SDP berdasarkan rumus (x.6) didapatkan nilai SDP sebesar 30,78 %

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Umur Pabrik	= 10 tahun
<i>Fixed Capital (FC)</i>	= Rp 401.876.089.935,41
<i>Working Capital (WC)</i>	= Rp 295.099.950.831,61

Cash Flow = Rp 293.226.498.913,76

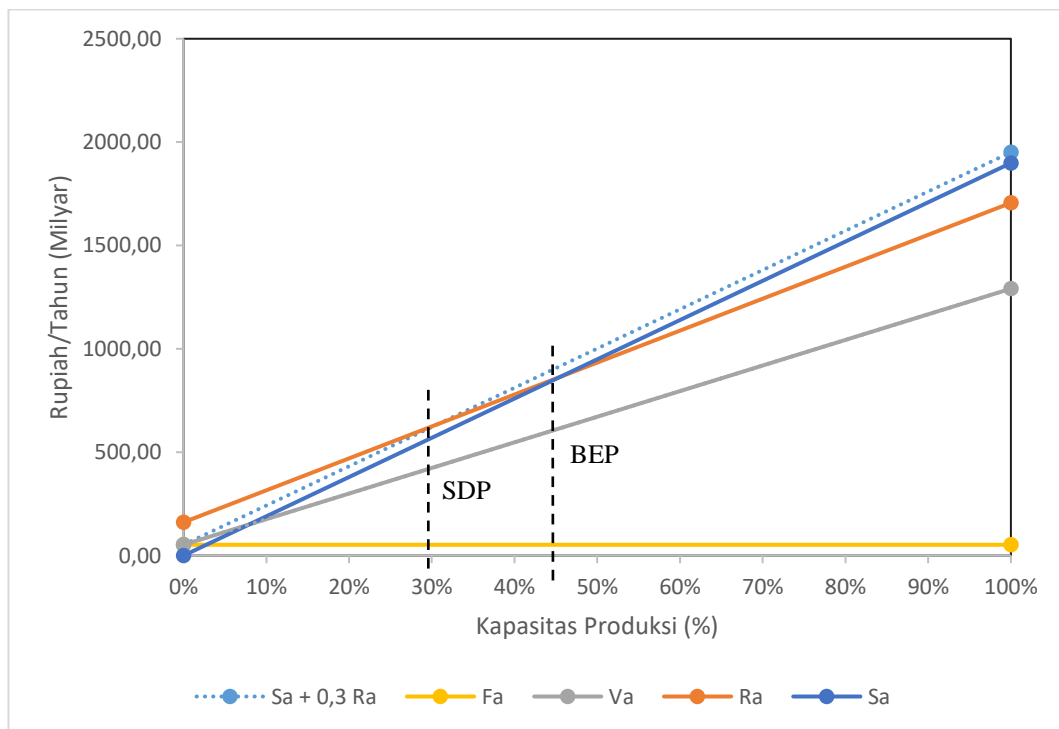
DFCR dihitung secara *trial error* berdasarkan rumus (x.7). Hasil perhitungagn DFCR tersaji pada tabel X.8.

Tabel X.8 Trial Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Nilai i	R	S	R-S
1,0000	713703465745424	300305995948599	413397469796826
0,9000	427320628604239	199764046270283	227556582333956
0,8000	248853011130078	130838204979841	118014806150237
0,7000	140509944694540	84365368741398	56144575953142
0,6000	76633326110461	53580900916256	23052425194206
0,5000	40191150616457	33566669590042	6624481026415
0,4437	27262201504286	27262201504286	0

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 0,4437$

Hubungan proses kapasitas dan keuntungan dijelaskan pada gambar X.2 berikut:



Gambar X.2 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB XI

KESIMPULAN

XI.1. Kesimpulan

Dengan mempertimbangkan kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk utama, maka Pabrik Asam Adipat dengan kapasitas produksi 20.000 ton/ tahun termasuk pabrik beresiko tinggi karena bahan baku asam nitrat bersifat korosif. Dari evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh hasil sebagai berikut:

1. *Return of Investment* (ROI)

ROI sebelum pajak : 46,87%

ROI setelah pajak : 32,81%

% ROI sebelum pajak untuk pabrik resiko tinggi minimum 44%

2. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak : 1,76 Tahun.

POT setelah pajak : 2,34 Tahun.

POT sebelum pajak untuk pabrik resiko tinggi maksimum 2 tahun.

3. *Break Event Point* (BEP) tercapai pada kapasitas produksi 45,55%

Syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40 – 60 %

4. *Shut Down Point* (SDP), SDP tercapai pada 30,78%

Syarat umum SDP untuk pabrik kimia adalah 25 – 40 %

5. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) : 44,37%

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Asam Adipat dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun ini layak dipertimbangkan untuk didirikan.

XI.2. Saran

Pada proses perancangan pabrik kimia perlunya pemahaman konsep dasar untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik di antaranya sebagai berikut:

1. Perancangan alat proses harus dipilih secara selektif untuk meminimalisir harga alat sehingga mengoptimalkan keuntungan yang dihasilkan. Selain itu

faktor keamanan dari sifat fisis bahan maupun produk juga berpengaruh pada pemilihan jenis alat.

2. Perancangan pabrik harus memperhatikan limbah yang dihasilkan harapannya limbah pabrik dapat diolah lebih baik lagi dan dapat menghasilkan pabrik ramah lingkungan.
3. Mengoptimisasi energi dan peralatan pabrik baik alat utama dan penunjang sehingga dihasilkan pabrik yang efisien dengan keuntungan yang besar.

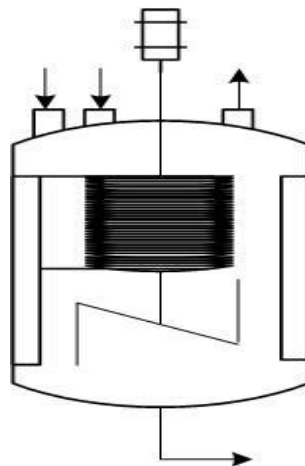
DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, “*Process Equipment Design*”, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, “*Chemical Engineering*”, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York.
- Faith, W.L., Keyes D.B, Clark, R.L, 1975, “*Industrial Chemical*”, 4th ed., John Willey and Sons Inc. New York.
- Hamblet, C. H. et al, “*Adipic Acid Processes,*” U.S. Patent 2 557 282A, Juni.19, 1951.
- https://data.un.org/Data.aspx?q=adipic+acid&d=ComTrade&f=_11Code%3a30%3bcmdCode%3a291712.
- ICIS Chemical Business. 2013. *Product Profile: Adipic Acid*
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1992, “*Encyclopedia of Chemical Technology* “, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1998, “*Encyclopedia of Chemical Technology* “, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Lindsay.A.F,1954, “*Special Supplemeng to Chemical Engineerong Science,vol.3* “.,Bilingham,Co.Durham.
- Mc Ketta, 1985, “*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*”, Vol.30, Marcell Dekker Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, “*Perry’s Chemical Engineers Hand Book*“, 6th. ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineering* “, 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, TokyoSmith, J. M., 1950, “*Introduction to chemical engineering thermodynamics,*” Journal of Chemical Education.
- Smith, J.M., and Van Ness,H.C., 1975, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* “, 3 rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Yaws, C.L., 1999, “*Chemical Properties Handbook* “, McGraw Hill Companies, Inc.New Jersey.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

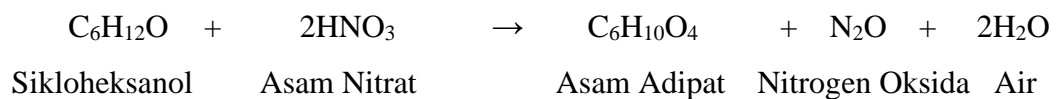
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi sikloheksanol dengan asam nitrat
Kondisi Operasi	: Isotermal
Suhu	: 65 °C
Tekanan	: 1 atm
Reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 92%
Pendingin	: Air



Gambar A.1 Reaktor (R-01)

Keterangan Gambar:

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



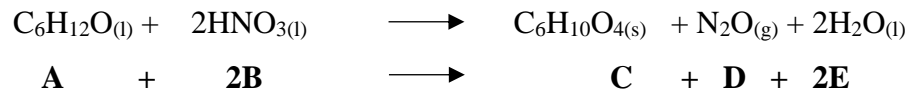
Menentukan Jenis Reaktor. Dipilih jenis reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)

dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Reaksi berjalan pada fase cair
- b. Proses berjalan secara kontinyu
- c. Reaksi bersifat eksotermis
- d. Waktu reaksi singkat

1. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan asam adipat dari sikloheksanol dan asam nitrat dapat ditulis dengan persamaan sebagai berikut:



Reaksi diatas merupakan reaksi erlenmenter, dengan A Sikloheksana, B Asam nitrat, C Asam adipat, D Nitrogen oksida, E Air.

$$\text{Perbandingan massa A : B} = 1 : 3,5$$

$$\text{Waktu tinggal} = 10 \text{ menit}$$

$$\text{Konversi} = 92 \%$$

(Lindsay, 1954)

$$\text{Reaksi erlementer: } -r_A = kC_A C_B^2$$

$$-r_A = k \cdot C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 2C_{A0} \cdot X_A)^2$$

Neraca massa komponen $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}$

$$R_{in} - R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_{A0} \cdot C_{A0} - F_{A0} \cdot C_A + (-r_A \cdot V) = \frac{d(C_C \cdot V)}{dt}$$

$$F_{A0} \cdot C_{A0} - F_{A0} \cdot C_{A0}(1 - X_A) + (-r_A \cdot V) = R_{acc}$$

$$F_{A0} \cdot C_{A0} \cdot X_A = r_A \cdot V$$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} \cdot X_A}{k \cdot C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 2C_{A0} \cdot X_A)^2}$$

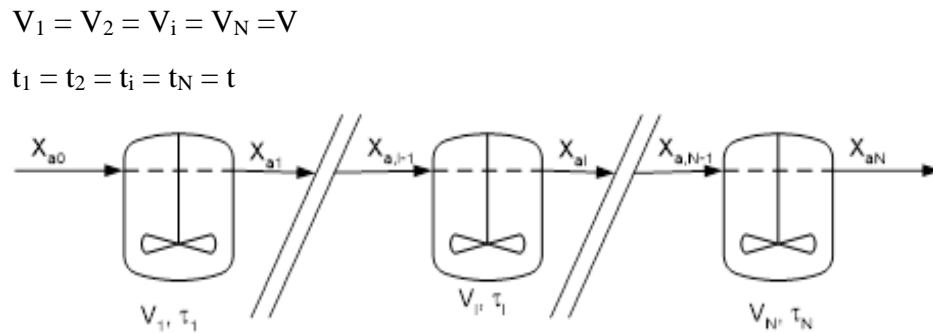
$$\tau = \frac{X_A}{k \cdot C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - 2C_{A0} \cdot X_A)^2}$$

$$k = 1,3756 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

A. Optimasi Jumlah Reaktor

Dirancang:

Besar volume reaktor dan waktu tinggal sama,



Gambar A.2 Susunan Paralel Reaktor

Sehingga N buah reaktor:

$$\tau = \frac{X_{a1}}{kC_{a0}(1-X_{a1})(M-X_{a1})} = \frac{X_{a2}-X_{a1}}{kC_{a0}(1-X_{a2})(M-X_{a2})} = \dots = \frac{X_{a,N}-X_{a,N-1}}{kC_{a0}(1-X_{a,N})(M-X_{a,N})}$$

Algoritma perhitungan optimasi jumlah reaktor:

- 1) Menentukan jumlah reaktor (N) buah
- 2) Trial konversi (X_{a1} sampai $X_{a, N-1}$)
- 3) Menghitung t_1 sampai t_N
- 4) Jika t_1, t_2, \dots, t_N maka sudah benar, jika tidak maka ulangi perhitungan nomor 2
- 5) Menghitung volume tiap reaktor
- 6) Menghitung volume total reaktor
- 7) Menghitung harga relatif reaktor

Penentuan harga relative reaktor, jika untuk 1 buah reaktor yang mempunyai volume V_1 harganya C_1 maka untuk N buah reaktor:

$$C_N = NC_1 \left(\frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0,6}$$

Maka harga relatif N buah reaktor dengan volume masing-masing V_i adalah:

Tabel A.1 Menghitung Nilai Laju Alir Volumetrik (F_v)

Komponen	BM (kg/kmol)	Fm (kmol/hr)	Fw (kg/hr)	Fv (m ³ /hr)
Sikloheksanol	101,3305	919,9778	18,7447	1896,2323
H ₂ O	18,0957	989,7504	170,7144	3076,2728
Asam Nitrat	63,0198	1439,9347	103,0958	6496,3778
Tembaga II nitrat	187,5000	871,4103	0,0269	5,0505
Asam Adipat	146,1400	1164,5702	0,0000	0,0000
Nitrogen Oksida	44,0649	687,5773	0,0000	0,0000

B. Perhitungan Optimasi Jumlah Reaktor

Tabel A.2 Perhitungan Reaktor Ke-1

Reaktor	Xa, N-1 (%)	Xa, N (%)	t, jam	error t
1	0,00	0,92	1,6667	0,0000
Total			1,6667	0,0000

$$N = 1$$

$$\text{Waktu rata-rata} = 0,1667$$

$$V_i = t \cdot F_v = 1,6144$$

$$V = N \cdot V_i = 1,6144$$

$$C \text{ relative} = 1,0000$$

Tabel A.3 Perhitungan Reaktor Ke-2

Reaktor	Xa, N-1 (%)	Xa, N (%)	t, jam	error t
1	0,00	72,14	0,2036	0,0000
2	72,14	92,00	0,2036	0,0000
Total			0,4072	0,0000

$$N = 2$$

$$\text{Waktu rata-rata} = 0,2036$$

$$V_i = t \cdot F_v = 1,9722$$

$$V = N \cdot V_i = 3,9444$$

$$C \text{ relative} = 2,2552$$

Tabel A.4 Perhitungan Reaktor Ke-3

Reaktor	Xa, N-1 (%)	Xa, N (%)	t, jam	error t
1	0,00	57,90	0,1050	0,0000
2	57,90	81,76	0,1050	0,0000
3	81,76	92,00	0,1050	0,0000
Total			0,3149	0,0000

$$N = 3$$

$$\text{Waktu rata-rata} = 0,1050$$

$$V_i = t \cdot F_v = 1,0169$$

$$V = N \cdot V_i = 3,0507$$

$$C \text{ relative} = 0,1538$$

Tabel A.5 Perhitungan Reaktor Ke-4

Reaktor	Xa, N-1 (%)	Xa, N (%)	t, jam	error t
1	0,00	48,17	0,0696	0,0000
2	48,17	72,49	0,0696	0,0000

Reaktor	Xa, N-1 (%)	Xa, N (%)	t, jam	error t
3	72,49	85,22	0,0696	0,0000
4	85,22	92,00	0,0696	0,0000
Total			0,0696	0,0000

$$N = 4$$

$$\text{Waktu rata-rata} = 0,0696$$

$$V_i = t \cdot F_v = 0,6739$$

$$V = N \cdot V_i = 2,6954$$

$$C \text{ relative} = 0,0946$$

Tabel A.6 Perbandingan Optimasi Reaktor

N	Waktu rata rata (jam)	C relatif
1	0,1667	1,0000
2	0,2036	2,2552
3	0,1050	0,1538
4	0,0696	0,0946

Karena pertimbangan waktu tinggal didalam reaktor, volume, ukuran reaktor, dan harga reaktor maka digunakan reaktor dengan jumlah 1.

C. Perhitungan Volume dan Ukuran Reaktor

Berdasarkan literatur rasio mol umpan masuk reaktor 1 mol Sikloheksanol, bereaksi dengan 5,5 mol Asam Nitrat dan konversi sebesar 92% dari Sikloheksanol.

D. Volume Reaktor

Volume cairan dalam tangka

$$V_t = F_v \cdot t = 1,6144 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor } \textit{over design} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 1937,3351 \text{ liter} \\ &= 1,9373 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Dirancang: } H : D$$

$$1 : 2$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} 2D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{2\pi}}$$

$$D = 1,0726 \text{ m}$$

$$H = 2,1452 \text{ m}$$

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan head dan bottom Torispherical Heads untuk tekanan besar berkisar 15-200 psi atau 1-13 atm, Brownell and Young P.88.

2. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Dipilih : Bahan konstruksi *Stainless steel SA 167*

Spesifikasi :

<i>Max allowable stress,</i>	F	= 18750 psia pada 65 °C
Efisiensi sambungan maksimum,	E	= 0,85
<i>Corrosion Allowance,</i>	C	= 0,1250 inch
Tekanan Perancangan,	Pd	= 1,2 atm = 17,6351 psi

Tebal shell

$$t_s = \frac{P_d r_i}{f E - 0,6 P_d} + C$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} r_i &= D/2 \\ r_i &= 0,5363 \text{ m} \\ &= 21,1140 \text{ inch} \end{aligned}$$

Diperoleh:

$$\begin{aligned} t_s &= 0,1484 \text{ inch} \\ &= 0,0038 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih ukuran standar} &= 0,1875 \text{ inch} = 3/16 \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, Table 5,6)

3. Menentukan Head and Bottom Reaktor

Bentuk *head and bottom* reaktor yang digunakan yaitu *Torispherical Dishead Head*.

Spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{Dt} = 1,0726 \text{ m} \\ &= 42,2281 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$r = \text{ID} = 42,2281 \text{ inch}$$

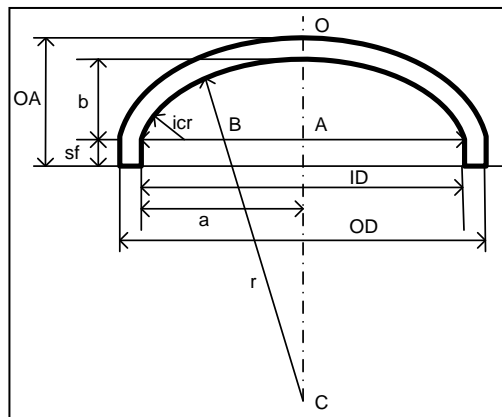
$$\text{icr } 6\% = 2,5337 \text{ inch}$$

Tebal *head* (th):

$$t_s = \frac{0,885P_d r}{fE - 0,1P_d} + C$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal head} &= 0,1664 \text{ inch} \\ &= 0,0042 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih ukuran standar} &= 0,1875 \text{ inch} = 3/16 \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$



Gambar A.3 *Torispherical Dishead Head*

$$\text{sf} = 3 \text{ inch}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot \text{th} = 42,6031 \text{ inch}$$

$$a = \text{ID}/2 = 21,1140 \text{ inch}$$

$$\text{AB} = a - \text{icr} = 18,5803 \text{ inch}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 39,6944 \text{ inch}$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} = 35,0773 \text{ inch}$$

$$b = r - \text{AC} = 7,1508 \text{ inch}$$

$$\text{OA} = \text{th} + b + \text{sf} = 10,3172 \text{ inch}$$

$$\text{OA} = \text{tinggi head} = 0,2621 \text{ m}$$

4. Menghitung Volume Head

$$V_{head} = 0,000049ID^3 + \frac{\pi}{4} \left(\frac{ID}{12}\right)^2 \left(\frac{sf}{12}\right)$$

$$\begin{aligned} V_{head} &= 6,1200 \text{ ft}^3 \\ &= 10575,3941 \text{ inch} \\ &= 0,1733 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

5. Menghitung Tinggi Larutan Dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam tangki, } V_L &= 1,6144 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan dalam shell, } V_{Ls} &= V_L - V_{head} \\ &= 1,4411 \text{ m}^3 \\ \text{Luas penampang tangka, } A &= \pi/4 \cdot ID^2 \\ &= 0,9031 \text{ m}^2 \\ \text{Tinggi larutan dalam shell, } H_{Ls} &= V_{Ls} / A \\ &= 1,5958 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Menghitung Tinggi Shell

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_T &= 1,9373 \text{ m}^3 \\ \text{Volume shell, } V_s &= V_T + V_{coil} \\ &= 2,1892 \text{ m}^3 \\ \text{Luas penampang tangka, } A &= \pi/4 \cdot ID^2 \\ &= 0,9031 \text{ m}^2 \\ \text{Tinggi shell, } L_s &= V_s / A \\ &= 2,4241 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Luas Permukaan dinding dalam} \\ \text{Dinding Shell, } A_{si} &= \pi \cdot D \cdot L_s \\ &= 8,1643 \text{ m}^2 \\ \text{Dinding Head, } A_{hi} &= 2 (1,22 \pi / 4 \cdot D^2) \end{aligned}$$

$$= 2,2036 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Total, } A_i &= A_{si} + A_{hi} \\ &= 10,3678 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Permukaan dinding luar

$$\begin{aligned} \text{Dinding Shell, } A_{so} &= \pi (D + 2 \cdot t_s) L_s \\ &= 8,2368 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dinding Head, } A_{ho} &= 2 (1.22 \pi/4 (D + 2 \cdot t_h)^2) \\ &= 2,2429 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Total, } A_o &= A_{so} + A_{ho} \\ &= 10,4797 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

8. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Diketahui:

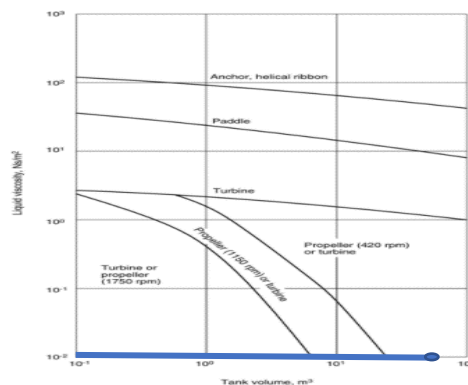
$$\begin{aligned} \text{Diameter Propeller, } D_i &= D_t / 3 \\ &= 0,3575 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Posisi sudut Propeller, } Z_i &= D_i \\ &= 0,3575 \text{ m} \end{aligned}$$

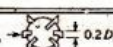
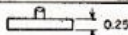




$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle, } w &= D_i / 5 \\ &= 0,0715 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kedalaman baffle, } J &= D_t / 12 \\ &= 0,0894 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang sudut impeller, } L &= D_i / 4 \\ &= 0,0894 \text{ m} \end{aligned}$$



Gambar A.3 Panduan Pemilihan Agitator

Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_2}{D_i}$	Baffles No.	w/D_i	No.	Ref.	Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_2}{D_i}$	Baffles No.	w/D_i	No.	Ref.
Turbine with 6 flat blades. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.17	1	7	Paddle with 2 blades. 	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8	3
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	2	7	Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0		16	2
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.04	4	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0		20	4
Same as No. 1. $\alpha = 1, b = 40$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		14*	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	10	7
Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	3	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$.	1.1	0.5	0.19	0		29	10
Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	5	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$.	1.1	0.4	0.10	0		29	10
Radial turbine with deflector ring. 				0		7	9	Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	15	7

Gambar A.4 Tabel Pemilihan Tipe Impeller

$$D_t / D_i = 3,0000$$

$$Z_1 / D_i = 4,4633$$

$$Z_2 / D_i = 1,0000$$

$$w / D_t = 0,0667$$

$$w = 0,0715$$

Berdasarkan pada Gambar A.3 Panduan Pemilihan Agitator dipilih jenis pengaduk Propeller dengan kecepatan 420 rpm. Berdasarkan dengan Gambar A.4 Pemilihan Tipe Impeller dipilih Marine Propeller 3 blades and 4 baffles.

1) *Water Equivalen Liquid High* (WELH)

$$WELH = (\rho \text{ larutan}) / (\rho \text{ air}) \times D_t$$

$$WELH = 1,4376 \text{ m}$$

2) Kecepatan Putar Pengaduk

$$N = \sqrt{(WELH / (2 \cdot D_a))} \times (600 / (\pi \cdot D_a))$$

$$N = 757,8026 \text{ rpm} = 12,6300 \text{ rps}$$

3) Bilangan *Reynold*

$$Re = \text{Reynolds Number} = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$$

$$Re = 43058,2970$$

Berdasarkan *Figure 10.58* (Coulson, 2005) pada kurva diperoleh nilai *Re number* yang telah dihitung adalah 0,36

$$N_p = 0,36$$

4) Tenaga Pengaduk

$$P = N_p \rho N^3 D_a^5$$

(Coulson, 2005 p.373)

$$P = 5224,7846 \text{ Watt}$$

$$= 5,2248 \text{ kWatt}$$

$$= 7,0064 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor em} = 90\%$$

Power motor

$$P_m = 7,7849 \text{ Hp}$$

Dipilih motor dengan daya standar = 10 Hp

9. Perancangan Koil Pendingin

a. Menghitung Beban Panas Pendingin

$$Q = (-DHR)A$$

$$Q_H = 1064817,0911 \text{ kJ/jam}$$

$$= 254497,3927 \text{ kkal/jam}$$

$$= 201985,2638 \text{ Btu/jam}$$

b. Medium Pendingin

Dipilih = Hasil refrigerasi pada suhu °C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} = \text{Suhu air masuk pendingin} = 28 \text{ °C} = 82,4 \text{ °F}$$

$$T_{c2} = \text{Suhu air masuk pendingin} = 45 \text{ °C} = 113 \text{ °F}$$

$$T_{cavg} = \text{Suhu rata-rata} = 36,5 \text{ °C} = 97,7 \text{ °F} = 309,65 \text{ K}$$

$$T_r = \text{Suhu reaktor} = 65 \text{ °C} = 149 \text{ °F} = 338,15 \text{ K}$$

Sifat fisik air pada rata-rata:

$$\text{Berat molekul} = 18,015 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Konduktivitas panas (kc)} = 0,6212 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,3589 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft})$$

$$\text{Densitas (pc)} = 992,2150 \text{ kg/m}^3$$

$$= 61,9420 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas panas (Cpc)} = 75,3224 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 0,9986 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$\begin{aligned}\text{Viskositas } (\mu\text{c}) &= 0,7112 \text{ Pa.s} \\ &= 1,8783 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

Beda suhu logaritmik (ΔT_{lm})

$$\begin{aligned}\Delta T_{lm} &= \frac{(T_R - T_{c1}) - (T_R - T_{c2})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} \\ &= 27,6339^\circ\text{C} = 81,7411^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Dari tabel 8 hal 840 kern, dapat diketahui fluida panas ini merupakan *heavy organic*, sedangkan *fluida* dingin adalah air. Dalam sistem Cooler maka nilai UD = 5 – 75, diambil UD = 20 Btu/j.ft².°F

c. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Dibutuhkan (Aj)

$$A_j = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dengan:

$$\begin{aligned}Q \text{ (Beban panas pendingin)} &= 201985,2638 \text{ Btu/jam} \\ UD &= 20 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \\ \Delta T_{lm} &= 81,7411^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}A_j &= 123,5519 \text{ ft}^2 \\ &= 11,4783 \text{ m}^2\end{aligned}$$

d. Menghitung luas penampang *Shell* dan *Bottom* Tangka (At, Ab, Ar)

Diketahui:

$$\begin{aligned}OD &= 1.1915 \text{ m} \\ L_s &= 0.6405 \text{ m} \\ t_s &= 0.0064 \text{ m} \\ At/As &= 8,2442 \text{ m}^2 \\ &= 88,7404 \text{ ft}^2 \\ Ab/Ah &= 1,1214 \text{ m}^2 \\ &= 12,0711 \text{ ft}^2 \\ Ar/At &= 9,3657 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$= 100,8115 \text{ ft}^2$$

$$A-A_t = 3,2341 \text{ m}^2$$

$$= 34,8114 \text{ ft}^2$$

Karena A_j (Luas Permukaan Panas) $11,4783 \text{ m}^2 > A_r$ (Luas Penampang *shell*) $10,4797 \text{ m}^2$, maka dipilih pendingin reaktor menggunakan koil pendingin. Nilai koefisien perpindahan panas RATB dengan *baffle* dan didinginkan dengan koil dipakai persamaan 20.4 kern, halaman 722.

$$\frac{h_c D_i}{k} = 0,87 \left(\frac{L^2 N_p}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

Hc	= Koefisien transfer panas cairan, Btu/jam.ft ² .°F
Dt	= Diameter reaktor = 3,5502 m
k	= Konduktivitas panas = 0,3589 Btu/jam.ft ² (°F/ft)
Cp	= Kapasitas panas larutan = 0,9986 Btu/lb.°C
L	= Diameter putaran pengaduk = 0,1090 m
N	= kecepatan pengadukan = 45468,1532 rph
P	= densitas campuran = 76,9772 lb/ft ³
μ	= viskositas campuran = 111,8433 lb/ft.jam
μ_w	= viskositas campuran = 1,8783 lb/ft.jam

Diperoleh nilai Hc:

$$h_c = 30,8090 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

e. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan suhu masuk (T_1) = 28 °C (82,4 °F) dan suhu keluar (T_2) = 45 °C (113 °F)

T_f	= $(T_1+T_2)/2 = 36,5 \text{ °C} = 97,7 \text{ °C}$
Densitas	= 61,9420 lb/ft ³
Viskositas	= 1,8783 lb/ft.jam
Cp	= 0,9986 Btu/lb.°C
k	= 0,3589 Btu/jam.ft ² (°F/ft)

$$Wt \ q/C_p(T_2-T_1) = 6609,8321 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Debit air} = 106,7100 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

f. Menghitung Luas Penampang Aliran

Harga kecepatan untuk cairan dalam pipa = 1,5 – 2,5 m/s (Coulson, 1987 p.527) maka diambil kecepatan pendingin = 2 m/s = 23622 ft/jam

$$A = \frac{Fvp}{v} = \frac{\pi}{4} (ID)^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4Fvp}{\pi v}}$$

Dipakai standar 2,5 in dari tabel 11, kern hal 844, sehingga didapat :

$$OD = 2,88 \text{ in} = 0,2399 \text{ ft}$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,2057 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Penampang A}' = 4,7853 \text{ in}^2$$

$$= 0,0332 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpindahan Panas/Panjang, A} = 0,753 \text{ ft}$$

g. Menghitung Mass Velocity (V)

$$Gt = Wt/A = 199062,1029 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$V = Gt/\text{densitas} = 3213,6855 \text{ ft/jam}$$

$$= 0,8927 \text{ ft/s}$$

h. Menghitung Hi dan Hio

$$\text{Re dalam pipa, ret} = (ID \times Gt) / \text{viskositas}$$

$$\text{Re} = 21797,0489$$

Untuk $Re > 10000$, maka hi dan ho dapat dicari dengan persamaan berikut (Chopey, 1984) hal 7.25.

$$hi = C_{pf} G_i \left(\frac{k_f}{C_{pf} \pi_f} \right)^{2/3} \left(\frac{0,13}{Re_0^{1/3}} \right)$$

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

dengan:

Kapasitas panas fluida, $C_{pf} = 0,9986 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

Konduktifitas panas fluida, $k_f = 0,3589 \text{ Btu/jam.lb.}^\circ\text{F}$

Diperoleh:

$H_i = 2258,1056 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

$H_o = 1935,8551 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

i. Menghitung U_c dan U_d

- Clean Overall Coeficient

$$U_c = \frac{(h_o \times h_i)}{(h_o + h_i)}$$

$$= 1042,3000 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

- R_d

Untuk $T_f < 125^\circ\text{F}$, $v_h < 3 \text{ ft/sec}$, dan air pendingin yang digunakan berasal dari Cooling Tower yang tidak di treatment kembali maka $R_d, \text{min} = 0,001$ (Tabel 12, Kern, 1965 : hal 845)

Syarat : $R_d > R_d, \text{min}$

Dari tabel 8 kern diambil harga $U_d = 125 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c + U_d)}$$

$$= 0,8657$$

j. Menghitung Panjang Koil

$$L = \frac{A_{j \text{ total}}}{A}$$

$$= 196,8954 \text{ ft}$$

$$= 60,0137 \text{ m}$$

k. Menentukan Jumlah Lengkung Koil

Diameter G Helix

DC = 0,8 ID reaktor = 2,8402 in = 0,8657 m

AB = DC = 2,8402 in = 0,8657 m

Jarak antar gulungan koil = $y \frac{1}{2}$ OD koil	= 0,1200 in	= 0,0365 ft
BC = y	= 0,1200 in	= 0,0365 ft
AC = $((AB^2) + (BC^2))^{(1/2)}$	= 8,9262 ft	= 2,7207 m
Keliling lingkaran koil	= 17,8444 ft	= 5,4390 m
Jumlah lengkungan koil = luas/keliling	= 11	
Tinggi tumpukan koil = y x N	= 1,3235 ft	= 0,4034 m
Tinggi cairan	= 1,5958 m	

1. Menghitung *Pressure Drop* Koil

$$\text{Faktor Friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re)^{0,42}}$$

$$\text{Faktor Friksi} = 0,0075$$

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,19} = 1$$

$$\Delta P = \frac{f \times G t^2 \times L}{5,22 \cdot 10^{10} \times ID \times S \times \phi t}$$

Dimana:

$$S = \text{Spesifik gravitasi} = 62,1580 \text{ lb/ft}^3$$

$$L = \text{Panjang koil} = 196,8954 \text{ ft}$$

$$G t = 199062,1029 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$ID = 0,0758 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,0075$$

Diperoleh:

$$\Delta P = 0,2370 \text{ psi}$$

Syarat ΔP cairan dalam tube < 10 psi, maka $\Delta P = 0,2370$ psi memenuhi syarat.

Spesifikasi Reaktor Berdasarkan Perhitungan

Jenis = Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah = 1 buah, waktu tinggal tidak terlalu lama dan selisih antar harga reaktor yang sedikit

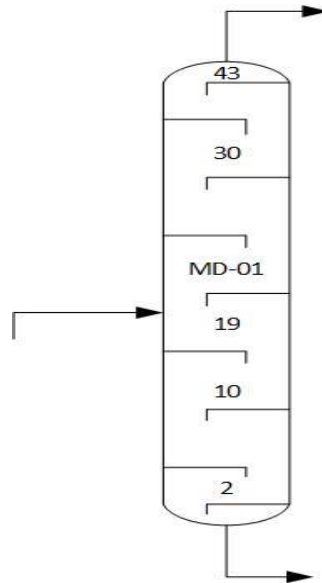
Bahan	=	Stainless steel SA 167 tipe 316
Sambungan	=	Single welded
Keterangan Ukuran:		
Diameter Pengaduk, D_a	=	0,3575 m
Tinggi Shell, L_s	=	2,4241 m
Tinggi Larutan Dalam Shell, H_{L_s}	=	1,5958 m
Tinggi Tangki, H	=	2,1452 m
Diameter Tangki, D_t	=	1,0726 m
Tinggi Pengaduk, Z_i	=	0,3575 m
Lebar Pengaduk, w	=	0,0715 m
Lebar Baffle, L	=	0,0894 m
Jenis Pengaduk	=	Marine Propeller 3 Blades and 4 baffles
Lebar Pengaduk	=	0,0715 m
Panjang Pengaduk	=	0,0894 m
Kecepatan Pengaduk	=	757,8026 rpm
Jumlah Pengaduk	=	1 buah
Keliling Lingkarang Koil	=	5,4390 m
Panjang Koil	=	60,0137 m
Jarak Antar Gulungan Koil	=	0,1200 in
Jumlah Lengkungan Koil	=	11
Tinggi Tumpukan Coil	=	0,4034 m
<i>Pressure Drop</i> koil	=	0,2370 psi

LAMPIRAN B

PERANCANGAN MENARA DISTILASI

Tugas : Memisahkan Asam Nitrat dari Air dan Sikloheksanol

Alat : Menara distilasi dengan *sieve tray*



Gambar B.1 Menaara Distilasi (MD-01)

Kondisi Operasi:

- Tekanan rata-rata = 1 atm
- Temperatur atas = 83,7339 °C
- Temperatur bawah = 98 °C

Tujuan Perancangan:

- Menentukan tipe menara dan jenis menara.
- Menentukan jumlah *plate* dan lokasi umpan.
- Menentukan dimensi menara.

1. Menentukan tipe dan jenis menara

Dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut:

- a. Dengan rentang batas laju alir yang cukup besar tidak akan menimbulkan *flooding*.

- b. Lebih ringan, murah, dan pembuatannya mudah.

Jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut:

- a. Kapasitas uap dan cairannya besar.
- b. *Pressure drop* rendah.
- c. Efisiensi tinggi.
- d. Biaya maintenance rendah karena konstruksinya sederhana dan mudah dibersihkan.

Bahan konstruksi menara digunakan *Stainless steel* SA 167 type 316 dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut:

- a. Bahan yang dihandle korosif.
- b. Struktur kuat.
- c. Ketahanannya cukup terhadap kondisi operasi.
- d. Paling sering digunakan sebagai bahan konstruksi proses.

2. Menentukan Jumlah *Plate* Dan Lokasi Umpan

Asumsi yang diambil:

- a. *Condensor* yang dipakai adalah *Condensor Total*. Uap masuk *Condensor* pada *dew point* dan keluar *Condensor*, sebagai distilat serta refluks, pada *bubble point*.
- b. *Reboiler* yang dipakai adalah *Reboiler Parsial*. Uapnya dikembalikan ke menara sebagai refluks pada *dew point*, dan cairannya sebagai hasil bawah keluar dari menara pada *bubble point*.
- c. Panas hilang ke lingkungan bisa diabaikan.

Data Tekanan Uap Murni Komponen (*Vapor Pressure*)

Komponen	BM	$Ln(P) = A + \frac{B}{C + T}$		
		A	B	C
Sikloheksanol	101,1610	7,1928	1415,2661	168,3700
H ₂ O	18,0200	8,0557	1723,6425	233,0800
Asam Nitrat	63,0130	7,5645	1431,7460	222,6900

Umpan Masuk Menara

Komponen	BM	Umpan		
		Kg/jam	Kmol/jam	Fraksi mol
Sikloheksanol	101,1610	136,7575	1,3496	0,0054
H ₂ O	18,0200	3341,9817	184,6841	0,7454
Asam Nitrat	63,0130	3891,1594	61,7450	0,2492
Total		7369,8986	247,7788	1,0000

Kondisi Operasi Umpan

Kondisi operasi umpan menara terjadi pada keadaan *Bubble Point* (titik didih), dengan $\sum y_i = \sum (k_i \cdot x_i) = 1$ Maka $\sum y_i = \sum x_i \cdot k_i$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 95 \text{ }^\circ\text{C} = 368,2439 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi mol, X_i	In P_i	P_i	K _i	y_i	A
				P _i /P	$x_i \cdot k_i$	K _i /k _{hk}
Sikloheksanol	0,0054	1,8210	66,2210	0,0871	0,0005	0,1041
H ₂ O	0,7454	2,8035	636,0739	0,8369	0,6238	1,0000
Asam Nitrat	0,2492	3,0591	1145,8371	1,5077	0,3757	1,8014
Total	1,0000	7,6836	1848,1320	2,4318	1,0000	2,9055

Key Component LK = Asam Nitrat sdLK = 0,99

HK = H₂O sdHK = 0,01

Split LK di distilat (range : 0,5 s/d 1) 0,99

Split HK di distilat (range : 0 s/d 0,5) 0,01

Distribusi Distilat dan Bottom

Komponen	F	Z _f	D	Y _d	B	x _b
	Kmol/jam					
Sikloheksanol	1,3496	0,0054	0,0000	0,0000	1,3496	0,0073
H ₂ O	184,6841	0,7454	1,8546	0,0294	182,8295	0,9894
Asam Nitrat	61,7450	0,2492	61,1342	0,9706	0,6109	0,0033
Total	247,7788	1,0000	62,9888	1,0000	184,7900	1,0000

$$D = 62,9888$$

$$B = 184,7900$$

Hasil Atas (Distilat)

Komponen	BM	Umpan		
		Kg/jam	Kmol/jam	Fraksi mol
Sikloheksanol	101,1610	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	18,0200	33,4198	1,8546	0,0294
Asam Nitrat	63,0130	3852,2478	61,1342	0,9706
Total		3885,6676	62,9888	1,0000

Kondisi Operasi Destilat

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan *Dew Point* (titik embun), dengan $\sum y_i = \sum(k_i \cdot x_i) = 1$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 83,7339 \text{ }^\circ\text{C} = 356,8839 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi mol, yd	In Pi	Pi	Ki	yi	A
				Pi/P	xi.ki	Ki/khk
Sikloheksanol	0,0000	1,5789	37,9262	0,0499	0,0000	0,0920
H ₂ O	0,0294	2,6152	412,2668	0,5425	0,0543	1,0000
Asam Nitrat	0,9706	2,8921	779,9999	1,0263	0,9457	1,8920
Total	1,0000	7,0862	1230,1929	1,6187	0,9999	2,9840

Hasil Bawah (Bottom)

Komponen	BM	Umpan		
		Kg/jam	Kmol/jam	Fraksi mol
Sikloheksanol	101,1610	136,7575	1,3519	0,0073
H ₂ O	18,0200	3308,5619	183,6050	0,9894
Asam Nitrat	63,0130	38,9116	0,6175	0,0033
Total		3484,2310	185,5744	1,0000

Kondisi Operasi Bottom

Kondisi operasi bawah menara terjadi pada keadaan *Bubble Point* (titik didih), dengan $\sum y_i = \sum(k_i \cdot x_i) = 1$ Maka $\sum y_i = \sum x_i \cdot k_i$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 98 \text{ }^\circ\text{C} = 371,1646 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi mol, xb	In Pi	Pi	Ki	yi	A
				Pi/P	xi.ki	Ki/khk
Sikloheksanol	0,0073	1,8799	75,8389	0,0998	0,0732	0,1072
H ₂ O	0,9894	2,8498	707,6821	0,9312	0,9213	1,0000
Asam Nitrat	0,0033	3,1002	1.259,3700	1,6571	0,0055	1,7796
Total	1,0000	7,8299	2.042,8910	2,6880	0,9999	2,8867

LK (*Light Component*) = Asam Nitrat

HK (*Heavy Component*) = H₂O

$\alpha_{LK} = (\alpha_{H_2O,D} \cdot \alpha_{H_2O,B})^{0.5} = 1,8349136759$

$\alpha_{HK} = (\alpha_{HNO_3} \cdot \alpha_{HNO_3})^{0.5} = 1,0000$

Derajat Pemisahan dan *Key Component*

Hasil atas menara distilasi diharapkan untuk memisahkan Asam Nitrat dengan Air dan sikloheksanol.

Diinginkan sebanyak 99 %-mol Asam Nitrat berada di hasil atas. Sehingga,

Dipilih: *Light Key Component* (LK) = Asam Nitrat

Heavy Key Component (HK) = Air

Dimana: *Split* LK di distilat = 0,99

Split HK di distilat = 0,01

Distribusi Komponen (Neraca Massa)

Asumsi : Komponen yang lebih ringan dari LK (Asam Nitrat) akan terdistribusi seluruhnya di hasil atas, sedangkan komponen yang lebih berat dari HK (Air) akan terdistribusi seluruhnya di hasil bawah.

Asumsi :

- 1) Tekanan sepanjang menara tetap.
- 2) Aliran cairan dan uap sepanjang menara dianggap tetap (equimolar overflow).
- 3) Relatif volatility dianggap konstan sepanjang menara.
- 4) Terjadi kesetimbangan di tiap plate.

Neraca Massa

Total: $F = D + B$

Komponen: $z_{fi} \cdot F = y_{di} \cdot D + x_{bi} \cdot B$

Kesetimbangan $y_i = K_i \cdot x_i$

$K_i = P_{i0} / P$

Komponen	Laju Alir Molar (kmol/jam)				
	Umpan	Destilat	Yd	Bottom	Xb
Sikloheksanol	1,3496	0,0000	0,0000	1,3496	0,0073
H ₂ O	184,6841	1,8546	0,0294	182,8295	0,9894

Komponen	Laju Alir Molar (kmol/jam)				
	Umpan	Destilat	Yd	Bottom	Xb
Asam Nitrat	61,7450	61,1342	0,9706	0,6109	0,0033
Total	247,7788	62,9888	1,0000	184,7900	1,0000

Menentukan Jumlah *Plate* dan *Feed Plate*

a) Perhitungan *Reflux Minimum* (R_{min})

Refluks minimum dapat dicari dengan metode underwood

$$\sum \frac{\alpha_i X_{id}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

(pers. 11.60 hal 525, Coulsion and Richardson, 1983)

Dengan :

R_m = minimum *reflux ratio*

X_{id} = konsentrasi komponen i di distilat.

α_i = *relative volatility* komponen i α_i ini diambil sebagai rata rata geometris α_i di distilat dan *bottom*, adalah akar dari persamaan berikut

$$\sum \frac{\alpha_i z_{if}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

(pers. 11.61 hal 525, Coulsion and Richardson, 1983)

Dengan : z_{if} = konsentrasi komponen i di umpan.

q = *thermal characteristic* umpan, untuk cair jenuh $q = 1$

Tabulasi Perhitungan

Trial : $\theta = 1,3284$

Perhitungan R_{min}

Komponen	xi.f	xi.d	α_i	$\alpha_i \cdot x_{if}$	$\alpha_i - \theta$	$(\alpha_i \cdot x_{if}) / (\alpha_i - \theta)$	$(\alpha_i \cdot x_{if}) / (\alpha_i - \theta)$
Sikloheksanol	0,0054	0,0000	0,1072	0,0006	-1,2243	-0,0005	0,0000
H ₂ O	0,7454	0,0294	1,0000	0,7454	-0,3284	-2,2693	-0,0896
Asam Nitrat	0,2492	0,9706	1,7796	0,4489	0,4730	0,9491	3,6966
Total	1,0000	1,0000	2,8867	1,1948	-1,0798	-1,3207	3,6069

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{id}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m + 1 = 3,6069$$

$$R_m = 2,6069$$

Diperoleh : *Refluks Minimum* (R_m) = 2,6069

b) Jumlah *Stage Minimum*

Jumlah *stage minimum* dapat dicari dengan persamaan Fenske

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_d \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_b \right]}{\log \alpha_{L,K}}$$

(pers. 11.58 P. 524, Coulson and Richardson, 1983)

Dengan :

α_{LK} = relative volatility rata-rata komponen LK

Diperoleh :

Jumlah *Stage Minimum* (N_m) = 26,67

Jumlah *Stage Minimum* (N_m) = 27

Jumlah *Stage Minimum Tanpa Reboiler* = 26

c) *Refluks Operasi dan Jumlah Stage Ideal*

Refluks operasi optimum berkisar antara (1.2 - 1.5) kali *refluks* minimum.

(Coulson and Richardson, 1983: 496)

Diambil : R operasi = 1,2 R minimum

= 3,1283

Menggunakan Persamaan Molokano

Salah satu korelasi empiris yang sering digunakan untuk menghitung kebutuhan jumlah *stage* pada suatu MD yang memisahkan campuran multikomponen adalah korelasi Gilliland. Korelasi ini berkaitan dengan jumlah *stage minimum*, *refluks minimum*, dan *refluks* operasi.

(Coulson and Richardson, 1983: 419)

3. Perhitungan Efisiensi Kolom Total

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total adalah Korelasi O'Connell.

$$E_o = 51 - 32,5 \log (\mu_\alpha \mu_\alpha)$$

(Pers. 11.67 P. 550, Coulson and Richardson, 1983)

Dimana:

μ_a = Viskositas rata-rata molar cairan, mNs/m² dari suhu rata-rata

α_a = Volatilitas rata-rata komponen light key.

a. Viskositas Komponen

Viskositas komponen dihitung dengan persamaan :

$$\mu_a = 10^{(Vis_{Ai} \cdot (1/T_R - 1) / Vis_{Bi})}$$

(Appendix-D, Coulson and Richardson, 1983)

Dimana:

μ_a = Viskositas rata-rata molar cairan, cp

T_R = Suhu rata-rata, K

Data Viskositas Cairan

Komponen	A	B	C	D
Sikloheksanol	-5,3792	1,8793	0,0017	-0,000001
H ₂ O	-10,2158	1.792,5000	0,0177	-0,000013
Asam Nitrat	-3,5221	7,2948	0,0040	-0,000002

(Yaws, C.L., 1999)

Pada suhu rata-rata kolom $T_r = 364,0243$ K , viskositas komponen adalah :

Perhitungan Viskositas Komponen Pada Suhu Rata-Rata

Komponen	zf	μ	μ_a
Sikloheksanol	0,0054	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,7454	0,3004	0,2239
Asam Nitrat	0,2492	0,0044	0,0011
Total	1,0000	0,3049	0,2250

Effisiensi plate overall

$E_o = 63,48$ %

Perhitungan *Plate Aktual* dan Penentuan *Feed Point Location*

Banyaknya *plate actual* di hitung dengan persamaan :

$(N_p)_{\text{actual}} = (N_p)_{\text{teoritis}} / E_o$

= 19 Penentuan *Feed Plate*

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan *feed plate* adalah

persamaan kirkbride:

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{Z_{f,HK}}{Z_{f,LK}} \right) \left(\frac{X_{b,LK}}{X_{d,HK}} \right)^2 \right]$$

(pers. 11.52 P. 526, Coulson and Richardson, 1983)

Dengan:

N_r = jumlah plate di *enriching section*.

N_s = jumlah plate di *stripping section* (termasuk *Reboiler*)

Diperoleh:

$$(N_r/N_s) = 6,6030$$

$$N_s = N_p / ((N_r / N_s) + 1) = 23,0802$$

$$N_r = N_p - N_s = 18,9198$$

Diambil :

$$\text{Jumlah plate di enriching section } (N_r) = 19$$

$$\text{Jumlah plate di stripping section } (N_s) = 24$$

$$N_p = N_r + N_s = 43$$

Dan feed plate adalah plate ke -19 dihitung dari plate paling bawah

b. Perhitungan Entalpi Arus-arus Terminal

$$\text{Entalpi Cairan} = h_l(T) = S_{xi,Cpi} \cdot (T - T_{ref})$$

$$\text{Entalpi Uap} = H_v(T) = S_{yi,Cpi} \cdot (T - T_{ref}) + S_{yi,li}$$

Kapasitas panas untuk cairan dinyatakan dengan menggunakan :

$$CP = A + B T + C T^2 + D T^3$$

Dimana:

C_p = Kapasitas panas cairan, joule/(mol K)

A, B, C, D = koefisien regresi untuk komponen kimia

T = Suhu, K

Data kapasitas panas masing-masing komponen

Komponen	Konstanta			
	A	B	C	D
Sikloheksanol	-47,3210	1,9131	-0,0048	0,0000047
H ₂ O	92,0530	-0,0400	-0,0002	0,0000005
Asam Nitrat	214,4780	-0,7676	0,0015	-0,0000003
Total	-47,3210	1,9131	-0,0048	0,0000047

Arus Feed

Komponen	F	zf	Tf	Cpi	Hf
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol
Sikloheksanol	1,3496	0,0054	368,2439	237106,4202	90525,4177
H ₂ O	184,6841	0,7454	368,2439	75423,9762	3940536,3488
Asam Nitrat	61,7450	0,2492	368,2439	119720,7475	2091162,3057
Total	247,7788	1,0000		432251,1439	6122224,0722

$$Q_{\text{umpan}} = 1.516.957.300,1016 \text{ Joule/jam}$$

$$= 362.319.183,3001 \text{ Kkal/jam}$$

Arus Distilat

Komponen	D	xd	Td	Cpi	Hd
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol
Sikloheksanol	0,0000	0,0000	356,8839	215373,5801	0,0000
H ₂ O	1,8546	0,0294	356,8839	75877,8428	131217,0058
Asam Nitrat	61,1342	0,9706	356,8839	128440,9203	7321723,6353
Total	62,9888	1,0000		419692,3433	7452940,6411

$$Q_{\text{Destilat}} = 469.451.571,0555 \text{ Joule/jam}$$

$$= 112.126.629,9403 \text{ Kkal/jam}$$

Arus Bottom

Komponen	B	xb	Tb	Cpi	Hb
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol
Sikloheksanol	1,3496	0,0054	371,1646	242.693,8906	96519,5235
H ₂ O	182,8295	0,7454	371,1646	75.307,2880	4098378,1131
Asam Nitrat	0,6109	0,2492	371,1646	117.478,8082	2137504,0973
Total	184,7900	1,0000		435.479,9868	6332401,7339

$$Q_{\text{Bottom}} = 1.170.164.665,27008 \text{ Joule/jam}$$

$$= 279.489.149,6411 \text{ Kkal/jam}$$

Perhitungan Beban Kondensor

Beban kondenser dihitung dari neraca panas sekitar sistem kondenser :

$$Q_c = (H_v - h_d) \cdot (R + 1)$$

Dimana:

H_v = entalpi campuran uap keluar top menara

v_i = $(R + 1) \cdot d_i$

Data Persamaan Panas Laten (λ dlm kj/kmol, T dlm K)

Komponen	Konstanta		
	A	Tc	n
Sikloheksanol	85,7410	625,1500	0,5270
H ₂ O	52,0530	647,1300	0,3210
Asam Nitrat	70,6000	520,0000	0,6930

(Tabel 5-1, 5-2, Chemical Properties Handbook Yaws,1999)

Persamaan Panas Laten Penguapan : $\lambda = A * (1-T/T_c)^n$ (dalam satuan j/kmol)

Komponen	v	y	T	Tc	Tr	Cpi	λ	Hv
	kmol/jam		K	K	K	J/kmol.K	J/kmol	J/kmol
Sikloheksanol	0,0000	0,0000	356,8839	625,1500	0,5709	412742,4310	54898,3141	0,0000
H ₂ O	1,8546	0,0294	356,8839	647,1300	0,5515	445654,8748	40240,6960	1053668,5361
Asam Nitrat	61,1342	0,9706	356,8839	520,0000	0,6863	89396,6195	31613,6504	12424492,6020
Total	62,9888	1,0000					126752,6605	13478161,1381

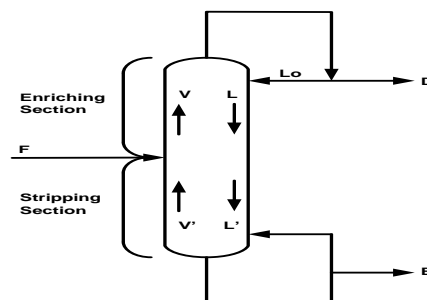
Beban Kondenser = 1.912.822.523,4523 Joule/jam

= 457.175,5553 Kilokal/jam

Beban Reboiler = 945.789.151,4090 Joule/jam

= 226.049,0324 Kilokal/jam

Perhitungan laju alir molar Uap dan Cair



Diperoleh:

L = 197,0491 kmol

V = 62,9888 kmol

L' = 444,8279 kmol

V' = 62,9888 kmol

4. Menentukan Dimensi Menara

Tray spacing (Ts) : 0,3 – 0,6 m

Diambil tray spacing (Ts) = 0,3000 m

a. Menentukan Diameter Menara

Dicari berdasarkan kecepatan uap maksimum (pers 11.79 & 11.80

Coulson)

$$Uv = (0,1711s^2 + 0,271s - 0,047) \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0,5}$$

(pers. 11.79, P. 557, Coulson and Richardson, 1983)

$$Dc = \sqrt{\frac{4Vw}{\pi \cdot \rho_V \cdot Uv}}$$

(pers. 11.80, P. 557, Coulson and Richardson, 1983)

Uv = kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s

Vw = kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

ls = plate spacing, m

Dc = Diameter kolom, m

Enriching Section

Data Densitas Cairan (ρ_L)

Komponen	A	B	n	Tc
Sikloheksanol	0,2968	0,2434	0,2857	625,1500
H ₂ O	0,3470	0,2740	0,2857	647,1300
Asam Nitrat	0,4347	0,2311	0,1917	520,0000
Total	0,2968	0,2434	0,2857	625,1500

(Yaws, 1999)

Perhitungan Densitas Cairan Pada *Enriching Section*

Komponen	yi	ρ (kg/m ³)	Yi . ρ
Sikloheksanol	0,0000	900,3122	0,0000
H ₂ O	0,0294	971,5461	28,6055
Asam Nitrat	0,9706	1404,7995	1363,4376
Total	1,0000	3276,6578	1392,0431

Densitas cairan (ρ_L) = 1392,0431 kg/m³

BMcamp = 7,5790 kg/kmol

$$\begin{aligned} \text{Densitas uap } (\rho_v) &= \frac{Bm_{camp} \cdot P}{RT} = 0,00026 \text{ kg/lit} = 0,2588 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kecepatan cair (L)} &= R \cdot D = 197,0491 \text{ kmol/jam} \\ \text{Kecepatan uap (v)} &= L + D = 62,9888 \text{ kmol/jam} \\ U_v &= 1,5334 \text{ m/s} \\ V_w &= 477,3914 \text{ kg/jam} \\ &= 0,1326 \text{ kg/s} \\ D_c &= 0,6624 \text{ m} \\ &= 2,1405 \text{ ft} \end{aligned}$$

Stripping Section

Perhitungan Densitas Cairan Pada *Enriching Section*

Komponen	y_i	ρ (kg/m ³)	$y_i \cdot \rho$
Sikloheksanol	0,0073	900,3122	6,5755
H ₂ O	0,9894	971,5461	961,2387
Asam Nitrat	0,0033	1404,7995	4,6438
Total	1,0000	3276,6578	972,4580

$$\begin{aligned} \text{Densitas cairan } (\rho_L) &= 972,4580 \text{ kg/m}^3 \\ BM_{camp} &= 18,7754 \text{ kg/kmol} \\ \text{Densitas uap } (\rho_v) &= \frac{Bm_{camp} \cdot P}{RT} = 0,00064 \text{ kg/lit} = 0,6411 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kecepatan cair (v)} &= R \cdot D = 578,0826 \text{ kmol/jam} \\ \text{Kecepatan uap (L)} &= L + D = 247,7788 \text{ kmol/jam} \\ U_v &= 0,8141 \text{ m/s} \\ V_w &= 4652,1429 \text{ kg/jam} \\ &= 1,2923 \text{ kg/s} \\ D_c &= 1,7759 \text{ m} \\ &= 5,8266 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Perancangan *plate*

	<i>Enriching Section</i>	<i>Stripping Section</i>
Diameter <i>column</i>	0,6524 m	1,7759 m
Luas penampang <i>column</i>	0,3342 m ²	2,4759 m ²
Luas <i>downcomer</i> (Ad) = 0.12 Ac	0,0401 m ²	0,2971 m ²
Luas <i>net area</i> (An) = Ac - Ad	0,2941 m ²	2,1788 m ²
Luas <i>active area</i> (Aa) = Ac - 2 Ad	0,2540 m ²	1,8817 m ²
Luas <i>hole area</i> (Ah) = 0.1 Aa	0,0254 m ²	0,1882 m ²

c. Panjang weir

Panjang *weir*(*tw*) merupakan fungsi A_d/A_c yang telah digrafikkan (fig 11.31, P.573, Coulson, 1983)

Untuk : $A_d = 0,12 A_c$, didapat $tw/D_c = 0,7600$

Seksi Enriching

Seksi Stripping

$tw = 0,4958 \text{ m}$

$tw = 1,3497 \text{ m}$

Dalam perancangan dipilih

Take weir height (hw) = 50 mm = 0,0500 m

Hole diameter (D_h) = 5 mm = 0,0050 m

Plate thickness / tebal plate = 5 mm = 0,0050 m

(P.582, Coulson, 1983)

d. Check weeping

Seksi Enriching

Kecepatan uap (v) = $(R + 1) D = 260,0379 \text{ kg/jam} = 0,0722 \text{ kg/s}$

Kecepatan cair (L) = $R \cdot D = 197,0491 \text{ kg/jam} = 0,0547 \text{ kg/s}$

Maksimum $L_w = 0,0547 \text{ kg/s}$

Turn down rate diambil = 0,7

$h_{ow} = \text{wet crest, mm cairan}$

$$\begin{aligned} \max h_{ow} &= 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot tw} \right]^{2/3} && (\text{pers. 11.85, P. 572, Coulson, 1983}) \\ &= 1,3843 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Min $L_w = 0,0383 \text{ kg/s}$

$$\begin{aligned} \min h_{ow} &= 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot tw} \right]^{2/3} && (\text{pers. 11.85, P. 572, Coulson, 1983}) \\ &= 1,0914 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

min $h_{ow} + h_w = 51,0914 \text{ mm}$

diperoleh $K_2 = 30,3$ (fig 11.30, P.571, Coulson and Richardson, 1983)

Dari persamaan 11.84, Coulson, kecepatan uap minimum design:

$$Uh = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}}$$

$U_{h \text{ min}} = 14,6335 \text{ m/s}$

Kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho v \\ &= 1844,5926 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,5124 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum

$$\begin{aligned} V_h &= (0.8 Q_v) / A_h \\ &= 5,5960 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$V_{hmin} > U_h$ sehingga tidak terjadi *weeping*

Seksi Stripping

$$\text{Kecepatan uap (v)} = (R + 1) D = 578,0826 \text{ kg/jam} = 0,1606 \text{ kg/s}$$

$$\text{Kecepatan cair (L)} = R \cdot D = 579,4323 \text{ kg/jam} = 0,1610 \text{ kg/s}$$

$$\text{Maksimum } L_w = 0,1610 \text{ kg/s}$$

$$\text{Turn down rate diambil} = 0,7$$

how = *west crost*, mm cairan

$$\begin{aligned} \max \text{ how} &= 750 \left[\frac{L_w}{\rho_{L,tw}} \right]^{2/3} \quad (\text{pers. 11.85, P. 572, Coulson, 1983}) \\ &= 1,8512 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\text{Min } L_w = 0,1127 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} \min \text{ how} &= 750 \left[\frac{L_w}{\rho_{L,tw}} \right]^{2/3} \quad (\text{pers. 11.85, P. 572, Coulson, 1983}) \\ &= 1,8512 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\text{min how} + \text{hw} = 51,8512 \text{ mm}$$

diperoleh $K_2 = 30,3$ (fig 11.30, P.571, Coulson and Richardson, 1983)

Dari persamaan 11.84, Coulson, kecepatan uap minimum design:

$$U_h = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}}$$

$$U_{h \text{ min}} = 9,2974 \text{ m/s}$$

Kecepatan fase uap

$$\begin{aligned} Q_v &= (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho v \\ &= 7256,0610 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2,0156 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum

$$\begin{aligned} V_h &= (0.8 Q_v) / A_h \\ &= 8,5693 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$V_{hmin} > U_h$ sehingga tidak terjadi weeping

e. Plate Pressure Drop

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

(pers. 11.88, P. 576, Coulson, 1983)

U_h = kecepatan uap melalui hole, m/s

C_o = koefisien discharge sieve plate

C_o merupakan fungsi tebal plate, di hole dan perbandingan area hole dan active area (Coulson, P.468)

Seksi Enriching

Kecepatan uap maksimum melalui hole

$$\begin{aligned} U_h \text{ max} &= Q_v / A_h \\ &= 20,1762 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$A_h / A_p = A_h / A_a = 0,1$$

$$\text{Tebal plate} / d_h = 1,0000$$

Dari fig 11.34, p 467, Coulson, diperoleh $C_o = 0,84000$

$$h_d = 0,1369 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

(pers. 11.89, P. 577, Coulson, 1983)

$$H_r = 8,9796 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 60,5008 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Seksi Stripping

Kecepatan uap maksimum melalui hole

$$\begin{aligned} U_h \text{ max} &= Q_v / A_h \\ &= 79,3671 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$A_h / A_p = A_h / A_a = 0,1$$

$$\text{Tebal plate / dh} = 1,0000$$

Dari fig 11.34, p 467, Coulson, diperoleh $C_o = 0,84000$

$$hd = 2,1180 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

(pers. 11.89, P. 577, Coulson, 1983)

$$Hr = 12,8540 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 66,8232 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

f. Total Pressure Drop

Dipilih harga ht yang paling besar, yaitu dari *seksi enriching*

$$ht = 60,5001 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot ht \cdot \rho_L \text{ (pers. 11.87, P. 575, Coulson, 1983)} \\ &= 826,1957 \text{ Pa} \\ &= 0,00815 \text{ atm} \end{aligned}$$

g. Menentukan Jumlah Hole

$$\text{Luas satuan hole} = \frac{\pi}{4}(dh^2) = 0,00002 \text{ mm}^2$$

$$\text{Jumlah hole bawah} = Ah / \text{luas satuan hole} = 9588,0973$$

$$\text{Jumlah hole atas} = Ah / \text{luas satuan hole} = 1294,0438$$

5. Downcomer Liquid Back-up

$$hap = hw - (5-10 \text{ mm}) \text{ (P. 578 , Coulson and Richardson, 1983)}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil hap} &= hw - 10 \text{ mm} \\ &= 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Luas di bawah downcomer (Aap)} = hap \cdot Tw$$

(Pers. 11.93, P. 578, Coulson, 1983)

		<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Aap	=	0,0198 m ²	0,0540 m ²
Ad	=	0,0401 m ²	0,2971 m ²

$$A_{ap} = A_m$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho L A_m} \right]^2 \quad (\text{Pers. 11.92, P. 578, Coulson, 1983})$$

Di mana:

L_{wd} = kecepatan alir cairan pada *downcomer*

H_{dc} = *head loss* pada *downcomer*

$$\text{Top } h_{dc} = 0,0006524 \text{ mm}$$

$$H_b = (h_w + h_{ow \text{ max}}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Pers. 11.91, P. 578, Coulson, 1983})$$

$$= 111,8858 \text{ mm}$$

$$= 0,1119 \text{ m}$$

Untuk menghindari *flooding* sebaiknya $h_b < 0.5 (t_s + t_w)$

$$0.5 (t_s + t_w) = 0,2979 \text{ m (memenuhi)}$$

$$\text{bottom } h_{dc} = 0,00156 \text{ mm}$$

$$H_b = (h_w + h_{ow \text{ max}}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 118,2091 \text{ mm}$$

$$= 0,1182 \text{ m}$$

a. *Check Resident Time*

Minimum resint time = 3,0000 detik

$$tr = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho L}{L_{wd}} \quad (\text{pers.11.95, P. 579, Coulson, 1983})$$

$$\text{Top } tr = 114,0990 \text{ s}$$

$$\text{Bottom } tr = 212,1932 \text{ s}$$

b. *Maximum Vapour Velocity*

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{pers. 11.82, P. 568, Coulson, 1983})$$

Di mana:

L_w = kecepatan aliran cairan, kg/s

V_w = kecepatan aliran uap, kg/s

F_{lv} = faktor aliran cairan uap

$$uf = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{pers. 11.81, P. 568, Coulson, 1983})$$

Di mana:

u_f = kecepatan flooding uap, m/s

k = konstanta yang merupakan fungsi Fl_v dan L_t

Seksi Enriching

$Fl_v = 0,01033$

(Dari fig. 11.27, P. P.568, Coulson, 1983) untuk *tray spacing* 0,0700

Karena maximal *superfacial velocity* terjadi pada keadaan *flooding* maka,

$u_f = 5,1333$ m/s

Agar tidak terjadi *flooding superficial velocity* 85 %

$u_f = 4,3633$ m/s

Seksi Stripping

$Fl_v = 0,0257$

(Dari fig. 11.27, P. P.568, Coulson, 1983) untuk *tray spacing* 0,0680

Karena maximal *superfacial velocity* terjadi pada keadaan *flooding* maka,

$u_f = 2,6474$ m/s

Agar tidak terjadi *flooding superficial velocity* 85 %

$u_f = 2,2503$ m/s

c. *Check Entrainment*

$$\% \text{ foading} = \left(\frac{U_v}{U_f} \right) \times 100\%$$

$$U_v = Q_v / A_n$$

Seksi Enriching

$U_v = 1,7425$ m/s

$\% \text{ foading} = 33,9448$ %

(Dari fig. 11.29, P.570, Coulson, 1983)

$\% \text{ foading} = 33,9448$ %

$Fl_v = 0,01033$

$\Psi = 0,0038$

Syarat : $\Psi < 0.1000 \rightarrow$ memenuhi

Seksi Stripping

$$U_v = 0,9251 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ foading} = 34,9432 \%$$

(Dari fig. 11.29, P.570, Coulson, 1983)

$$\% \text{ foading} = 34,9432 \%$$

$$Fl_v = 0,0257$$

$$\Psi = 0,0039$$

Syarat : $\Psi < 0.1000 \rightarrow$ memenuhi

6. Menentukan Tebal Dinding Menara

a. Tebal *Shell*

Diameter menara

- *Seksi enriching* = 0,6524 m = 25,6865 in

- *Seksi stripping* = 1,7760 m = 69,9191 in

Tekanan Perancangan = 1,1 P operasi = 16,17 Psia

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA 167 type 316*

- *allowable stress* (f) = 18.750 psia (Brownell & Young, P.251)

- *factor friksi* = 0,125 in

- efisiensi sambungan = 0,8

Tebal *Shell* (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot e - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, P.254})$$

Seksi Enriching

$$t_s = 0,1256 \text{ in} = 0,0032 \text{ m}$$

Dipakai tebal *shell* standar = 0,1875 in (tabel.5.7, Brownell)

$$OD = ID + 2 t = 29,1575 \text{ in} = 0,7406 \text{ m}$$

Seksi Stripping

$$t_s = 0,2081 \text{ in} = 0,0053 \text{ m}$$

Dipakai tebal *shell* standar = 0,1875 in (tabel.5.7, Brownell)

$$OD = ID + 2 t = 0,1260 \text{ in} = 0,0032 \text{ m}$$

b. Tebal Head

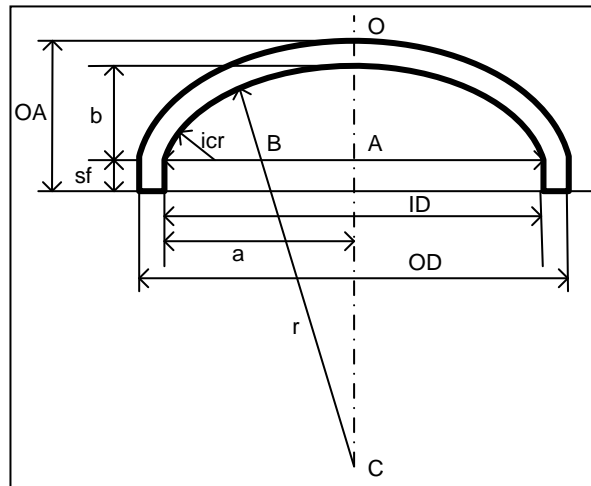
Bentuk *head* = *torispherical dished head*

$$th = \frac{0,885P \cdot r_i}{fE - 0,1P} + C \quad (\text{Brownell, P.254})$$

$$th = 0,1558 \text{ in}$$

Dipilih tebal standart (th) = 0,18750 in (3/16)

c. Menentukan Jarak Puncak dengan Straight Flange



Dari tabel 5.6, Brownell, *straight flange* (sf) antara (1,5-2,5)

Dipilih *straight flange* (sf) = 2 in

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, diperoleh:

$$OD = 82,0000 \text{ in}$$

$$icr = 4,3750 \text{ in}$$

$$icr / OD = 18,7423$$

(Brownell, P.89, tabel 5.7)

$$A = ID/2 = 40,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 36,4375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 77,6250 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 68,5416 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 13,4584 \text{ in}$$

$$Hh = th + b + sf = 15,6143 \text{ in}$$

7. Menentukan Tinggi Menara

Jumlah <i>Plate</i>	= 44
Volume <i>head bottom</i>	= $0,000049 \text{ ID}^3 = 26,64806 \text{ in}^3 = 0,000344\text{m}^3$
<i>Tray spacing</i> (ts)	= 0,30000 m
Diameter menara <i>enriching</i>	= 0,6524 m
Diameter menara <i>stripping</i>	= 1,7759 m
Tinggi menara	= 14,1468 m
hh <i>top</i> + hh <i>bottom</i>	= 0,3904 m
Tinggi total menara	= 14,5373 m

8. Nozzel

$$D_{opt} = 266 Wm^{0,5} \rho^{-0,35} \quad (\text{R.K. Sinnott, Chem Eng, Vol.6})$$

Dimana:

D_{opt} = diameter optimum, mm

Wm = kec. umpan masuk/keluar, kg/s

ρ = densitas gas umpan, kg/m^3

a. Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi

Komponen	y_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$Y_i \cdot \rho$
Sikloheksanol	0,0073	888,1216	6,4864
H ₂ O	0,9894	960,2666	950,0790
Asam Nitrat	0,0033	1382,3354	4,5696
Total	1,0000	3230,7236	961,1349

ρ = 961,1349 kg/m^3

Wm = 2,0431 kg/s

D_{opt} = 29,1932 mm

= 1,1493 in

Dipakai pipa dengan ukuran standart:

ID = 0,8240 in

OD = 1,0500 in

IPS = 0,7500 in

(Tabel 11., P. 844, Kern)

b. Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi

$$\rho = 1392,0431 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,0688 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 4,7066 \text{ mm}$$

$$= 0,1853 \text{ in}$$

Dipakai pipa dengan ukuran standart :

$$ID = 0,2690 \text{ in}$$

$$OD = 0,4050 \text{ in}$$

$$IPS = 0,3333 \text{ in}$$

(Table 11., P.844, Kern)

c. Pipa Pipa Pemasukan Uap Boiler

$$\rho = 0,2588 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,0722 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 97,4843 \text{ mm}$$

$$= 3,8380 \text{ in}$$

Dipakai pipa dengan ukuran standart :

$$ID = 0,8240 \text{ in}$$

$$OD = 1,0500 \text{ in}$$

$$IPS = 0,7500 \text{ in}$$

(Table 11., P.844, Kern)

d. Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi

$$\rho = 0,6411 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,1606 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 105,8082 \text{ mm}$$

$$= 4,1657 \text{ in}$$

Dipakai pipa dengan ukuran standart :

$$ID = 0,2690 \text{ in}$$

$$OD = 0,4050 \text{ in}$$

$$IPS = 0,3333 \text{ in}$$

(Table 11., P.844, Kern)

e. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar

$$\rho = 972,4580 \text{ kg/m}^3$$

$$W_m = 0,1610 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 8,1603 \text{ mm}$$

$$= 0,3123 \text{ in}$$

Dipakai pipa dengan ukuran standart :

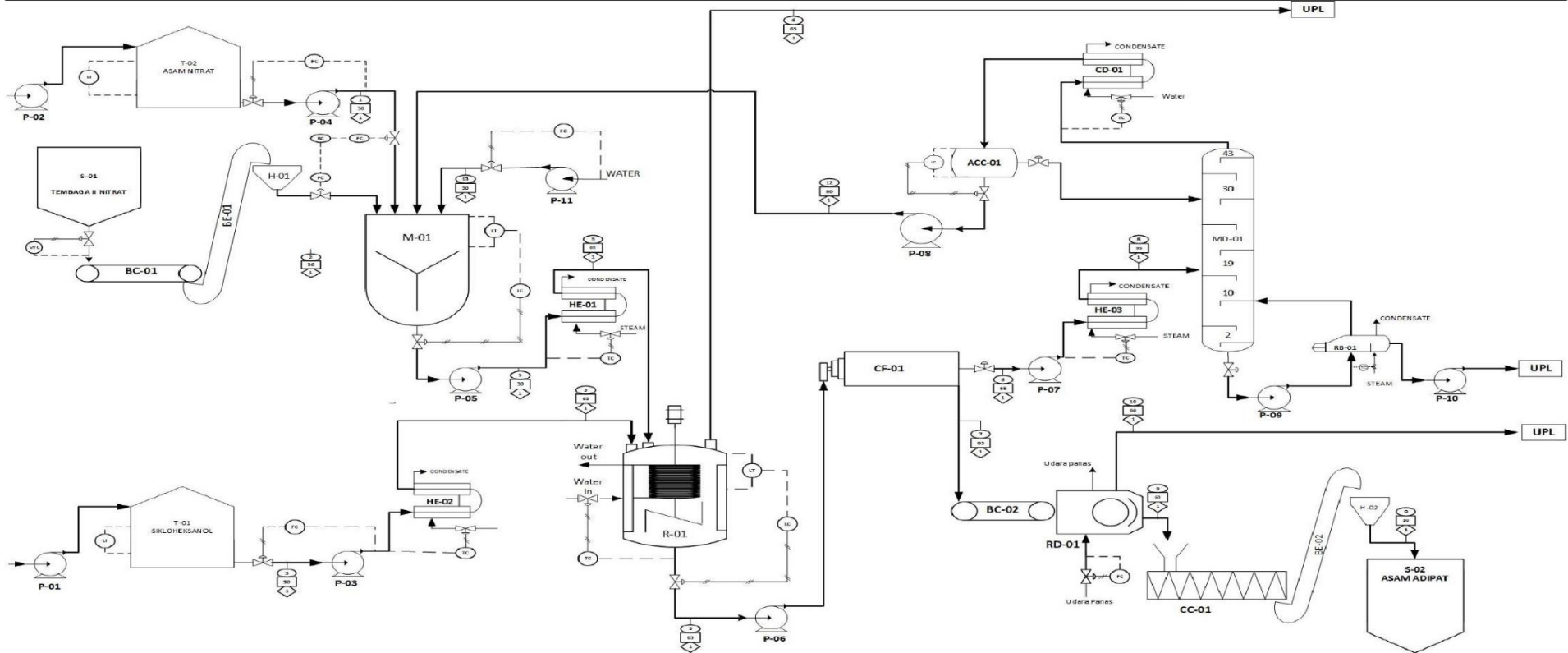
$$ID = 0,2690 \text{ in}$$

$$OD = 0,4050 \text{ in}$$

$$IPS = 0,3333 \text{ in}$$

(Table 11., P.844, Kern)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT DARI SIKLOHEKSANOL DAN ASAM NITRAT DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomer Arus (kg/jam)													Alat	Keterangan	Simbol	Keterangan	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13					
Sikloheksanol			1896,2323		151,9528		15,1953	136,7575		15,1953	136,7575				ACC	Accumulator	FC	Flow Controller
Air	1244,2965		19,1539	3057,1189	3713,3130		371,3313	3341,9817		371,3303	3308,5619	1,8546	1779,4027		BC	Belt Conveyor	LC	Level Controller
Asam Nitrat	2644,1300			6496,3778	4323,5104		432,3510	3891,1594		432,3510	38,9116		3852,2478		BE	Bucket Elevator	LI	Level Indicator
Tembaga II nitrat		5,0505		5,0505	5,0505		5,0505			5,0505					CC	Coling Conveyor	LT	Level Transmitter
Asam Adipat					2520,2020		2520,2020			2520,2020					CD	Condenser	RC	Ratio Controller
Nitrogen dioksida						759,9046									CF	Centrifuge	TC	Temperature Controller

Alat	Keterangan	Simbol	Keterangan
ACC	Accumulator	FC	Flow Controller
BC	Belt Conveyor	LC	Level Controller
BE	Bucket Elevator	LI	Level Indicator
CC	Coling Conveyor	LT	Level Transmitter
CD	Condenser	RC	Ratio Controller
CF	Centrifuge	TC	Temperature Controller
H	Hopper	WC	Weight Controller
HE	Heat Exchanger	Nomer Arus	Nomer Arus
M	Mixer	Tekanan (atm)	Tekanan (atm)
MD	Menara Destilasi	Suhu (°C)	Suhu (°C)
P	Pompa	Control Valve	Control Valve
R	Reaktor	Piping	Piping
RB	Reboiler		
RD	Rotary Dryer		
S	Silo		
T	Tangki		



PROCESS ENGINEERING FLOW-DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM ADIPAT
DARI SIKLOHEKSANOL DAN ASAM NITRAT
DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS 20.000
TON/TAHUN

Disusun Oleh :
 Aditya Wakidha Nugraha (2000020031)
 Ahyar Rosidi (2000020033)

Dosen Pembimbing:
 Rachma Tia Eviastari, S.T., M.Eng.

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
2024