

**PRA RANCANGAN
PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM
ASETAT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Fachrul Umam Aidil Fitra

No. Mhs : 18521065

Nama : Amelia

No. Mhs : 18521111

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 30.000/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Fachrul Umam Aidil Fitra

Nama : Amelia

Nim : 18521065

Nim : 18521111

Yogyakarta, 5 Juni 2022

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

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



Fachrul Umam Aidil Fitra



Amelia

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM
ASETAT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



Nama : Fachrul Umam Aidil Fitra

Nim : 18521065

Nama : Amelia

Nim : 18521111

Yogyakarta, 8 Juni 2022

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ
الْحَمْدُ لِلَّهِ الَّذِي بَارَأَ الْإِنْسَانَ مِنْ صَلْوَائِهِ
وَجَسَدِهِ أَجْحَدَ مِنْ صَلْوَائِهِ وَأَلْهَمَهُ الْكَلِمَةَ الطَّيِّبَةَ
الْعَرَبِيَّةَ وَجَعَلَ الْإِسْلَامَ دِينَهُ وَالْمَسْجِدَ الْحَرَامَ
مَكْرَمًا وَسَوَّبَهُ السَّعْدَةَ فَالْحَمْدُ لِلَّهِ رَبِّ الْعَالَمِينَ

Pembimbing I,

Pembimbing II,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM

ASETAT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fachrul Umam Aidil Fitra

Nama : Amelia

Nim : 18521065

Nim : 18521111

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 14 Juni 2022

Tim Penguji,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

Ketua

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

Anggota I

Venalitya Alethea SA, S.T., M.Eng.

Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadiran Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**” tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada pihak-pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak langsung, yang terhormat :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Penelitian ini.
2. Kedua orang tua yang selalu mendo'akan kami serta memberikan dukungan serta motivasi kepada kami untuk menyelesaikan penelitian dan penyusunan laporan penelitian ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II yang selalu sabar

dalam membimbing kami dan memberikan semangat kepada kami untuk menyelesaikan penelitian dan penyusunan laporan Tugas Akhir ini.

6. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2018 yang selalu memberikan semangat,
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan tugas akhir.

Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya. Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini. Akhir kata penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, Juni 2022

Penyusun

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية
الاندونيسية

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirobbil'amin

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah SWT yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Atas kekuatan yang diberikan-Nya dan ridhonya, saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Terimakasih kepada kedua orang tua saya Bapak Yunizar S.E., PIA. dan Ibu Nengsih Anggraini serta adik-adik Dzikra Inayah Salsabila dan Imam Fachry Anugrah yang telah memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang sangat luar biasa. Terimakasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar bisa membahagiakan suatu hari nanti, lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terimakasih saya kepada ibu bapak.

Untuk partner saya Amelia sebagai partner perancangan pabrik saya ini dan sebagai partner penelitian yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terimakasih atas waktu, ilmu, semangat, dedikasi, kekompakan dan dukungan selama ini. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari. Aamiin

Terima kasih kepada Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. Selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, sahabat yang selalu membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Dan tak lupa saya juga mengucapkan terimakasih kepada teman-teman Kontrakan Skuyy (Farros, Fikar, Rifky, Visral dan Yogi) serta anak anak Diskusi TA (Dimas, Gunawan, Rausyan, Farrel, Kiki, Benny, Ricky) yang telah meluangkan waktu untuk sama sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir terasa melelahkan.

Dan Seluruh pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Saya mengucapkan ribuan terimakasih.

Fachrul Umam Aidil Fitra

Teknik Kimia UII 2018



Puji syukur saya panjatkan kehadiran Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* yang telah memberikan rahmat, karunia, serta hidayah-Nya kepada saya, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar. Sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad *Shalallahu Alaihi Wassalam* hingga akhir hayat kita

Bapak Langkir dan Ibu Linda serta abang saya, Arif yang selalu memberikan do'a dan motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa di tahap ini.

Fachrul Umam Aidil Fitra sebagai partner pra rancangan pabrik saya, dari penelitian yang sudah sabar selama ini dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, dan semangat selama ini. Semoga kita bisa mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain,

Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II, terimakasih atas bimbingan dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.

Larcenciel (Dwi, Anis, Nurul, Mauli, Jihan) sahabat saya, terima kasih telah memberikan dukungan dari jaman smp hingga saat ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepan nya dan dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang paling baik.

Aling Squad (Muti, Tyas, Bella, Enrico) sahabat saya, terima kasih telah memberikan dukungan dari jaman sma hingga saat ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepan nya dan dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang paling baik

Imel dan Prapti sahabat saya, terima kasih telah memberikan dukungan dari jaman kuliah hingga saat ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepan nya dan dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang paling baik

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

Amelia

Teknik Kimia 2018



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI	x
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xvi
ABSTRAK	xviii
ABSTRACT	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	4
1.2.1 Supply	4
1.2.1 Demand	5
1.3 Tinjauan Pustaka	8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika Reaksi	13
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	13
1.4.2 Kinetika Reaksi	16
BAB II PERANCANGAN PRODUK	18
2.1 Spesifikasi Produk	18
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	19
2.3 Pengendalian Kualitas	24
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	25
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	25
2.3.3 Pengendalian Waktu	27
2.3.4 Pengendalian Bahan Proses	27
BAB III PERANCANGAN PROSES	28
3.1 Diagram Alir Kualitatif	28
3.2 Uraian Proses	29
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	29
3.2.2 Tahap Proses Reaksi	29
3.2.3 Tahap Pemisahan dan Kristalisasi	30
3.2.4 Tahap Pemurnian dan Penyimpanan	30
3.3 Diagram Alir Kuantitatif	32
3.4 Spesifikasi Alat	33
3.4.1 Spesifikasi Reaktor	33
3.4.2 Spesifikasi Alat Pemisah	36
3.4.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	38
3.4.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	39

3.4.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas	41
3.5	Neraca Massa	44
3.5.1	Neraca Massa Total	44
3.5.2	Neraca Massa Alat	45
3.6	Neraca Panas	47
BAB IV	PERANCANGAN PABRIK	50
4.1	Lokasi Pabrik	50
4.2	Tata Letak Pabrik	51
4.3	Tata letak Alat Proses	54
4.4	Organisasi Perusahaan	57
4.4.1	Struktur Perusahaan	57
4.4.2	Jam Kerja Karyawan	67
BAB V	UTILITAS	70
5.1	Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air	70
5.1.1	Unit Penyediaan Air	70
5.1.2	Unit Pengelolaan Air	76
5.2	Unit Pembangkit Steam	84
5.3	Unit Pembangkit Listrik	85
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan	89
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	89
5.6	Unit Pengolahan Limbah	89
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	91
BAB VI	EVALUASI EKONOMI	98
6.1	Harga Alat	99
6.2.1	Dasar Perhitungan	101
6.2.2	Perkiraan Harga Alat	102
6.2.2	Perhitungan Biaya	104
6.2.4	Analisa Keuntungan	109
6.2.5	Analisa Kelayakan	110
BAB VII	PENUTUP	118
7.1	Kesimpulan	118
7.2	Saran	120
	DAFTAR PUSTAKA	xx
	LAMPIRAN	xxiv

الجمعة الإسلامية الأندلسية

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Asetanilida di ASEAN.....	3
Tabel 1.2 Data Impor Asetanilida di ASEAN.....	4
Tabel 1.3 Data Ekspor Asetanilida di ASEAN.....	6
Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik Asetanilida di Dunia.....	7
Tabel 1.5 Perbandingan Proses Pembuatan Asetanilida.....	11
Tabel 1.6 Harga ΔH_f° masing - masing komponen.....	14
Tabel 1.7 Harga ΔG_f° masing - masing komponen.....	15
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Asetanilida.....	18
Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku Anilin.....	19
Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Baku Asam Asetat.....	20
Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Pembantu Air.....	22
Tabel 2.5 Identifikasi <i>Hazard</i> pada Bahan Baku.....	22
Tabel 2.6 Identifikasi <i>Hazard</i> pada Produk.....	24
Tabel 2.7 Identifikasi <i>Hazard</i> pada Produk Samping.....	24
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan.....	38
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat.....	39
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (1).....	40
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (2).....	41
Tabel 3.5 Neraca Massa Total.....	44
Tabel 3.6 Neraca Massa Reaktor 1.....	45
Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor 2.....	45
Tabel 3.8 Neraca Massa Evaporator.....	45
Tabel 3.9 Neraca Massa Crystallizer.....	46
Tabel 3.10 Neraca Massa Ball Mill.....	46
Tabel 3.11 Neraca Massa Vibrating Screener.....	46
Tabel 3.12 Neraca Panas di Reaktor 1.....	47
Tabel 3.13 Neraca Panas di Reaktor 2.....	47
Tabel 3.14 Neraca Panas di Evaporator.....	47
Tabel 3.15 Neraca Panas di Crystallizer.....	47
Tabel 3.16 Neraca Panas di Ball Mill.....	48
Tabel 3.17 Neraca Panas di Vibrating Screen.....	48
Tabel 3.18 Neraca Panas di Cooler 1.....	48
Tabel 3.19 Neraca Panas di Heater 1.....	48
Tabel 3.20 Neraca Panas di Heater 2.....	48
Tabel 3.21 Neraca Panas di Heater 3.....	49
Tabel 3.22 Neraca Panas di Cooling Screw Conveyor.....	49
Tabel 4.1 Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	52
Tabel 4.2 Rincian Penggajian Karyawan.....	67
Tabel 4.3 Siklus Pergantian Shift Karyawan.....	69
Tabel 5.1 Total Kebutuhan Air Pendingin.....	81
Tabel 5.2 Total Kebutuhan Air Pemanas.....	82
Tabel 5.3 Total Kebutuhan <i>Service Water</i>	84
Tabel 5.4 Total Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	85

Tabel 5.5 Total Kebutuhan Listrik Utilitas	86
Tabel 5.6 Total Kebutuhan Listrik	88
Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (1).....	91
Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (2).....	91
Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (3).....	92
Tabel 5.10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (4).....	92
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Utilitas (1)	93
Tabel 5.12 Spesifikasi Bak Utilitas (2)	94
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki (1)	94
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki (2)	95
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>Screeener</i> Utilitas	95
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> Utilitas	95
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas	96
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>Mixed-Bed</i>	96
Tabel 5.19 Spesifikasi <i>Dearator</i>	96
Tabel 5.20 Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i>	97
Tabel 6.1 Indeks Harga pada tahun 1991 hingga 2019	100
Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses	102
Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas	103
Tabel 6.4 <i>Physical Plan Cost</i> (PPC)	105
Tabel 6.5 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	105
Tabel 6.6 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	105
Tabel 6.7 <i>Working Capital Investment</i> (WCI)	106
Tabel 6.8 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	107
Tabel 6.9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	107
Tabel 6.10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	108
Tabel 6.11 <i>Total Manufacturing Cost</i>	108
Tabel 6.12 <i>General Expenses</i>	109
Tabel 6.13 <i>Total Production Cost</i>	109
Tabel 6.14 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> (Fa)	113
Tabel 6.15 <i>Annual Regulated Expenses</i> (Ra)	113
Tabel 6.16 <i>Annual Variabel Value</i> (Va).....	114
Tabel 6.17 <i>Annual Sales Value</i> (Sa).....	114

الجمهورية الإسلامية البليزية

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Proyeksi Impor Asetanilida	5
Gambar 1.2 Grafik Proyeksi Ekspor Asetanilida	6
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	28
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	32
Gambar 4.1 Satelit Tempat Pembangunan Pabrik	51
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	53
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	56
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	57
Gambar 5.1 Unit Utilitas	74
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat	101
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	117

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
الجامعة الإسلامية
الاستدراة

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran-1	Perancangan Reaktor
Lampiran-2	<i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>
Lampiran-3	Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
QS	: Kebutuhan Steam, kg
Ms	: Massa Steam, kg
A	: Luas bidang penampang, ft ²
Vt	: Volume tangki, m ³
Qf	: Kecepatan/laju air volumetric, m ³ /jam
T	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
FV	: Laju alir, m ³ /jam
π	: Jari-jari, in
P	: Power motor, Hp
Sg	: Spesific gravity
x	: Konversi, %
TC	: Titik kritis, °C
TB	: Titik didih, °C
HV	: Panas penguapan, joule/mol
VS	: Volume shell, m ³
Vh	: Volume head, m ³
Vt	: Volume total, m ³
Dopt	: Diameter optimal, m
ID	: Inside diameter, in
OD	: Outside diameter, in
Re	: Bilangan Reynold
F	: Normal heating value, Btu/lb
E	: Efisiensi pengelasan
f	: Allowable stress, psia
rc	: Jari-jari dish, in
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
W	: Faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head.
DI	: Diameter pengaduk, m
W	: Tinggi pengaduk, m
B	: Lebar baffle, m
L	: Lebar pengaduk, m
N	: Kecepatan putaran, rpm
UD	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah ada zat pengotor pada HE, Btu/jam ft ² °F
UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft ² °F

Rd : Faktor pengotor
 η : Efisiensi
 Wf : Total head, in
 p : Panjang, m
 l : Lebar, m
 ts : Tebal shell, in
 th : Tebal head, in
 k : Konduktivitas termal, Btu/jam ft²°F
 c : Panas spesifik, Btu/lb° F
 JH : Heat transfer factor
 hi : Inside film coefficient, Btu/jam ft²°F
 ho : Outside film coefficient, Btu/jam ft²°F
 LMTD: Long mean temperatur different, °F
 K : Konstanta kinetika reaksi, /menit
 Nt : Jumlah tube
 BS : Baffle spacing, in
 PT : Tube Pitch, in



ABSTRAK

Asetanilida merupakan senyawa turunan asetil amina aromatis yang tergolong dalam amida primer dengan rumus molekul C_8H_9NO . Asetanilida digunakan oleh industri farmasi, cat, dan karet. Peluang berkembangnya industri asetanilida di Indonesia cukup besar, mengingat kebutuhannya yang terus meningkat dan sampai saat ini belum ada pabrik asetanilida yang tercatat telah berdiri di Indonesia. Pabrik asetanilida ini direncanakan akan dibangun di Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Barat dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan asetanilida yang digunakan pabrik ini adalah mereaksikan asam asetat dan anilin. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan dalam reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR), fase cair-cair, serta kondisi operasi dijaga isothermal ($125^{\circ}C$) dan tekanan 2,5 atm. Produk keluar reaktor selanjutnya dikristalkan menggunakan kristalizer. Produk kristal diangkut menuju silo, di *packing* dan dipasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 30.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku asam asetat sebesar 20.3763 ton/tahun dan anilin sebesar 25.4704 ton/tahun. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 13.899,1768 ton/tahun air pendingin, 3.828,2167 ton/tahun steam, udara tekan 54,2045 m^3 /jam, 81,9435 kW listrik, 310,4434 ton/tahun bahan bakar. Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik asetanilida ini memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*) dengan pajak sebesar 20%, *Return on Investment* (ROI) minimal sebesar 11%, *Pay Out Time* (POT) maksimal sebesar 5 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40-60%. Hasil evaluasi ekonomi pabrik Asetanilida ini menunjukkan modal tetap sebesar Rp. 485.940.248.250,01 modal kerja sebesar Rp.332.774.081.019,12, dan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp.195.437.558.412,39 sebelum pajak sebesar 40,22%, POT sebelum pajak sebesar 1,99 tahun, BEP sebesar 41,19%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 22,18%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 23,68%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik asetanilida secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata Kunci: Asetanilida, Asam Asetat, Anilin, *Continuous Stirred Tank Reactor*, Perancangan Pabrik

ABSTRACT

Acetanilide is an aromatic amine derivative compound belonging to the primary amide with the molecular formula C_8H_9NO . Acetanilide is used by the pharmaceutical, paint, and rubber industries. The opportunity for the development of the acetanilide industry in Indonesia is quite large, given the increasing demand and until now there has been no recorded acetanilide factory in Indonesia. The acetanilide plant is planned to be built in Gondangrejo, Karanganyar, West Java with a production capacity of 30.000 tons/year which operates for 330 days. The method of making acetanilide used in this factory is reacting acetic acid and aniline. This reaction is exothermic and is carried out in a *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) reactor, liquid-liquid phase, and operating conditions are maintained in isothermal (125 °C). and a pressure of 2.5 atm. The product leaving the reactor was then crystallized using a crystalliser. Crystal products are transported to silos, *packaged* and marketed. To reach capacity production of 30,000 tons/year required raw materials for acetic acid 20,3763 ton/year and anilin 25,4704 ton/year. The required utilities are 13,899 tons/year of cooling water, 3,828 tons/year of steam, 54,2045m³/hour compressed air 81,9435 kW of electricity, 310,4434 tons/year of fuel. The results of the analysis show that this acetanilide plant has a low risk level (*lowrisk*) with a tax of 20%, *return on investment* (ROI) of 11%, *time* (POT) of 5 years, and a *break Even Point* (BEP) is 40-60%. The results of the economic evaluation of the acetanilide factory showed a fixed capital of Rp. 485,940.248.250,01 working capital of Rp.332,774.081.019,12, and profit before tax of Rp.195,437.558.412,39 before tax of 40,22%, POT before tax of 1,99 years, BEP of 41,19%, *Shut Down Point* (SDP) is 22.18%, and *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) is 23,68%. Based on the results of this economic evaluation, it can be concluded that the acetanilide plant is economically feasible to establish

Keywords: *Acetanilide, Acetic Acid, Aniline, Continuous Stirred Tank Reactor, Factory Design*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri kesehatan Indonesia saat ini sebenarnya sudah cukup mengembirakan. Downstream industri kesehatan Indonesia, termasuk industri farmasi di dalamnya, telah berkembang pesat. Pertumbuhan pasar farmasi Indonesia rata-rata 9% per tahun dengan nilai pasar tahun 2019 sebesar 88,4 triliun rupiah. Sekitar 90% kebutuhan obat Indonesia sudah bisa dipenuhi oleh industri farmasi dalam negeri. Bahkan Indonesia telah mengekspor produk farmasi ke beberapa negara ASEAN. Hanya saja, sebagian besar industri farmasi masih merupakan industri formulasi yang masih menggantungkan bahan bakunya dari sumber impor.

Ketergantungan pada BBO impor ini menjadikan posisi industri farmasi Indonesia sangat rentan. Apalagi dengan menurunnya kurs mata uang rupiah terhadap mata uang asing akan berdampak pada peningkatan biaya produksi. Di samping itu, impor BBO yang tinggi juga akan membebani neraca perdagangan Indonesia. Pemerintah terus mengupayakan pengurangan impor sebesar 35% hingga akhir tahun 2022 (Kemenperin, 2021b). Salah satu industri farmasi yang masih mengandalkan impor adalah amoxicilin.

Amoxicilin merupakan antibiotik golongan penisilin yang paling sering digunakan. Penggunaan Amoxicilin di Indonesia mencapai 71%. Amoxicilin merupakan antibiotik yang berfungsi untuk membunuh bakteri

dalam tubuh. Pada dasarnya, Amoxicilin tidak membunuh bakteri secara langsung. Mekanisme kerja Amoxicilin ialah mencegah pertumbuhan bakteri dengan merusak lapisan tubuh sel bakteri. Lapisan tersebut berfungsi untuk melindungi tubuh bakteri dan mencegah agar tubuh bakteri tidak hancur. Jika lapisan tersebut dihancurkan maka bakteri akan mati.

Pada saat ini volume impor BBO amoksisilin Indonesia meningkat rata-rata sekitar 7% per tahun. Tahun 2020 Indonesia mengimpor sekitar 1,1 ribu ton BBO amoksisilin. Sedangkan nilai impornya hanya meningkat sedikit akibat dari turunnya harga impor BBO amoksisilin dari sekitar US\$ 60/kg pada tahun 1996 menjadi sekitar US\$ 21/kg pada tahun 2020 (PPIPE-BPPT, Kajian Penguatan Rantai Pasok dan Dampak Ekonomi Industri BBO, 2021). Komponen penyusun salah satu amoksisilin adalah asetanilida.

Asetanilida atau *n - phenilasetamida* merupakan senyawa turunan asetil amina aromatis yang digolongkan sebagai amida primer. Asetanilida memiliki banyak manfaat baik sebagai bahan baku maupun bahan penunjang kimia, diantaranya:

1. Sebagai bahan intermediet dalam sintesis obat-obatan seperti paracetamol (keperluan analgesic dan antipretik), lidokadin (keperluan anestesi) dan penisilin.
2. Bahan pembantu pada industri cat, karet, dan kapur barus
3. Sebagai inhibitor hidrogen peroksida
4. Stabiliser untuk pernis dari ester selulosa
5. Sebagai pewarna buatan

(Kirk & Othmer, 1981)

Indonesia sendiri belum memiliki produsen asetanilida sehingga kebutuhan asetanilida sampai saat ini masih mengandalkan impor dari luar negeri. Mengingat kebutuhan asetanilida yang sangat tinggi terutama industri farmasi, maka sangat penting untuk meningkatkan produksi dari jenis senyawa ini. Hal ini dapat dilihat melalui Tabel 1.1. yaitu data impor asetanilida di Indonesia.

Tabel 1.1 Data Impor Asetanilida di ASEAN

Tahun	Impor (ton)
2014	3.824,969
2015	5.501,223
2016	9.319,491
2017	5.074,265
2018	7.396,682
2019	5.918,286

Sumber : Comtrade Tahun 2014-2019

Bahan baku yang digunakan dalam memproduksi asetanilida adalah anilin dan asam asetat. Asam asetat dapat diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical di daerah Surakarta dengan kapasitas 16.500 ton/tahun dan Anilin di PT. Rubicon, Geismar, LA dengan kapasitas 172.000 ton/tahun.

Data statistik yang diperoleh dari Comtrade menunjukkan bahwa Indonesia tidak ada pabrik asetanilida sehingga untuk memenuhi kebutuhan asetanilida dalam negeri selama ini masih mengimpor dari luar negeri.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas dari pabrik akan mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam perancangan pabrik. Beberapa dasar pertimbangan dalam penentuan kapasitas yaitu melalui analisa supply dan demand yang meliputi data produksi, data konsumsi, data impor, dan data ekspor. Semakin besar kapasitas produksi maka kemungkinan nilai keuntungannya akan semakin besar. Pabrik Asetanilida direncanakan pada tahun 2027.

1.2.1 Supply

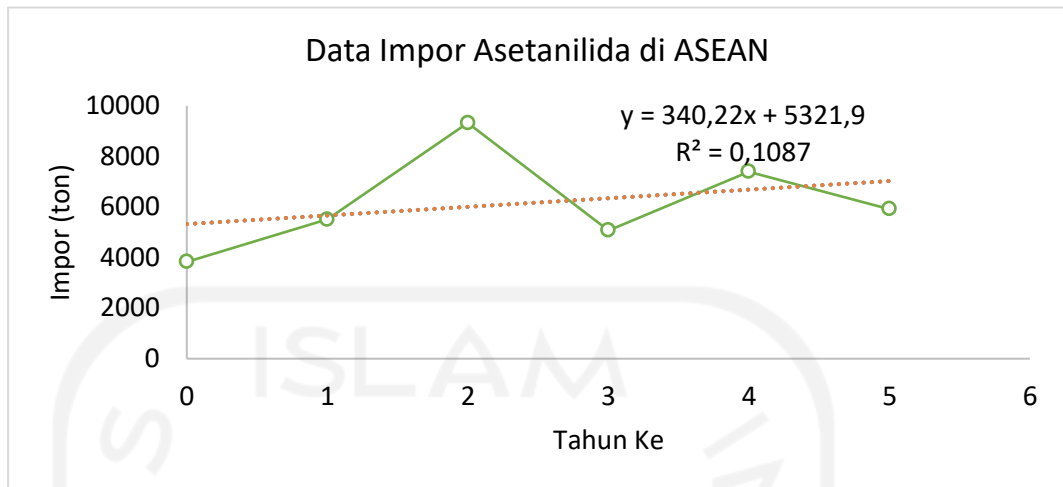
Supply (penawaran) yaitu meliputi data produksi dalam negeri dan impor. Adapun data impor asetanilida dapat dilihat pada Tabel 1.2

Tabel 1.2 Data Impor Asetanilida di ASEAN

Tahun	Impor (ton)
2014	3.824,969
2015	5.501,223
2016	9.319,491
2017	5.074,265
2018	7.396,682
2019	5.918,286

Sumber : Comtrade Tahun 2014-2019

Dari tabel diatas dapat digunakan sebagai acuan untuk membuat grafik yang menunjukan proyeksi kebutuhan asetanilida di Indonesia pada tahun 2027 (Tahun ke 13).



Gambar 1.1 Grafik Proyeksi Impor Asetanilida

Berdasarkan grafik diatas dapat diketahui kebutuhan impor asetanilida di ASEAN, dimana pada tahun 2027 (Tahun Ke – 13) sebesar:

$$y = 340,2210 (x) + 5.321,9$$

$$y = 340,2210 (13) + 5.321,9$$

$$y = 9.744,76 \text{ ton}$$

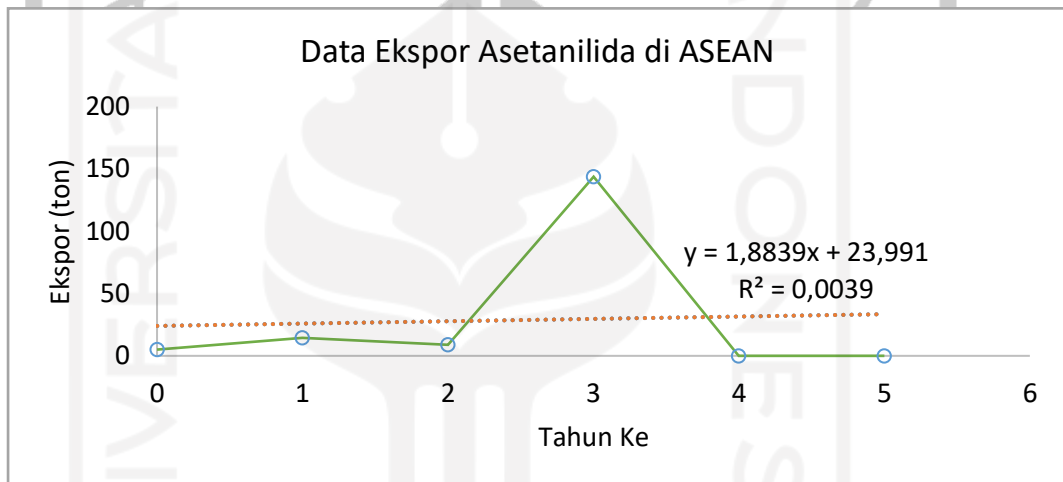
1.2.1 Demand

Demand (permintaan) diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan ekspor. Konsumsi asetanilida di Indonesia pada tahun 2018 didapatkan sebesar 1.200 ton/tahun. Sedangkan data ekspor dapat dilihat pada tabel 1.3

Tabel 1.3 Data Ekspor Asetanilida di ASEAN

Tahun	Impor (ton)
2014	5,067
2015	14,555
2016	8,823
2017	143,758
2018	0
2019	0

Sumber : Comtrade Tahun 2014-2019



Gambar 1.2 Grafik Proyeksi Ekspor Asetanilida

Berdasarkan grafik diatas dapat diketahui kebutuhan ekspor asetanilida di ASEAN, dimana pada tahun 2027 (Tahun Ke-13) sebesar:

$$y = 1,8839 (x) + 23,991$$

$$y = 1,8839 (13) + 23,991$$

$$y = 48,4817 \text{ ton}$$

Dari analisa *supply* dan *demand*, maka dapat ditentukan peluang dengan rumus,

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

Peluang = (Konsumsi + Ekspor) – (Produksi + Impor)

Peluang = (42.465,855 + 48,4817) – (1.200 + 9.744,76)

Peluang = 31.569 ton/tahun

Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik Asetanilida di Dunia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
<i>Toms River – Cincinnati Chemical Corp</i>	Korea	2.300
<i>Swerwin Williams Co</i>	Amerika Serikat	7.000 32.500
<i>Henkel Co</i>	Eropa Barat (Jerman)	2.000 14.000
<i>Bodal Chemicals Ltd</i>	India	3.600

Adapun penentuan kapasitas pabrik asetanilida yang akan dirancang dalam hasil peluang dan kapasitas pabrik yang telah ada di dunia, berdasarkan peluang yang didapatkan yaitu sebesar 31.569 ton/tahun dan melihat kapasitas minimum pabrik asetanilida di dunia yaitu sebesar 2.000 ton/tahun yang merupakan kapasitas produksi pada *Hankel Co* dari Jerman, Sedangkan kapasitas maksimum pabrik asetanilida di dunia yaitu sebesar 32.500 ton/tahun yang merupakan kapasitas produksi pada *Swerwin Williams Co* dari Amerika Serikat.

Berdasarkan beberapa faktor-faktor diatas, maka dipilih kapasitas 30.000 ton/tahun sebagai kapasitas optimum pabrik ini, dengan harapan dapat memenuhi 85% kebutuhan Asetanilida dalam negeri.

Dari beberapa pertimbangan di atas, maka pendirian pabrik Asetanilida cukup diperlukan di Indonesia dengan alasan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik asetanilida dapat membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri
2. Dapat mengurangi impor asetanilida
3. Dapat mengekspor ke negara lain
4. Mengurangi ketergantungan terhadap impor asetanilida
5. Menambah diversifikasi produk asam asetat dan anilin yang merupakan bahan baku asetanilida
6. Menambah devisa negara
7. Membuka lapangan pekerjaan baru
8. Mendorong didirikannya pabrik-pabrik baru yang mengolah lebih lanjut Asetanilida menjadi produk yang siap di pasaran

1.3 Tinjauan Pustaka

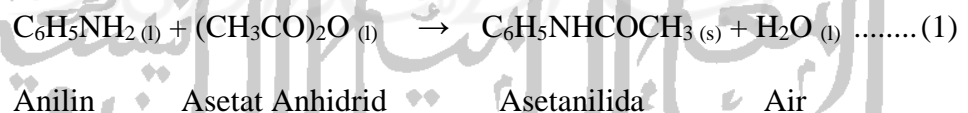
Asetanilida merupakan senyawa turunan asetil amina aromatis yang digolongkan sebagai amida primer, dimana satu atom hidrogen pada anilin disubstitusi dengan satu gugus asetil. Asetinilida berbentuk butiran berwarna putih (kristal). Dalam keadaan normal asetanilida berbentuk powder, tidak berbau, tidak larut dalam minyak paraffin dan larut dalam air dengan bantuan kloral hidrat. Asetanilida atau sering juga disebut N-phenilasetamida dan mempunyai rumus molekul C_8H_9NO dan berat molekul 135,17 g/gmol.

Asetanilida pertama kali ditemukan oleh Fiedel – Crafts pada tahun 1872 dengan cara mereaksikan asetophenon dengan NH_2OH sehingga terbentuk asetophenon oxime, yang kemudian dengan bantuan katalis dapat diubah menjadi asetanilida. Pada tahun 1899 Beckmand menemukan asetanilida dari reaksi antara benzilsianida dan H_2O dengan katalis HCl . Pada akhir tahun 1905 Weaker menemukan asetanilida dari anilin dan asam asetat. Asetanilida banyak digunakan dalam beberapa bidang Industri diantaranya bidang farmasi, industri, inhibitor dan stabilizer.

Ada beberapa proses pembuatan asetanilida, yaitu:

1. Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat Anhidrid dan Anilin

Asetanilida dapat dihasilkan dari reaksi antara asam asetat anhidrid dan anilin. Larutan benzena dalam satu bagian anilin dan 1,4 bagian asam asetat anhidrid berlebih 150 % dengan konversi 90% dan *yield* 65% direfluks dalam sebuah kolom yang dilengkapi dengan jaket sampai tidak ada anilin yang tersisa kondisi operasi temperatur reaksi $30\text{ }^\circ\text{C} - 110\text{ }^\circ\text{C}$. (Kirk., and Othmer, 1981).

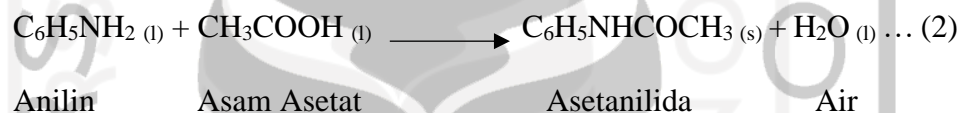


Campuran reaksi di *filter*, kemudian kristal dipisahkan dari air panasnya dengan pendinginan, sedangkan filtratnya di *recycle* kembali.

Pemakaian asam asetat anhidrid dapat diganti dengan asetil klorida (Kirk., and Othmer, 1981).

2. Pembuatan Asetanilida dari Asam Asetat dan Anilin

Metode ini merupakan metode awal yang masih digunakan karena biaya proses lebih ekonomis. Dalam proses dengan metode ini lebih baik dibandingkan proses yang lain karena anilin dan asam asetat direaksikan dalam sebuah tangki yaitu *Continuous Stirred Tank Reaktor (CSTR)*.



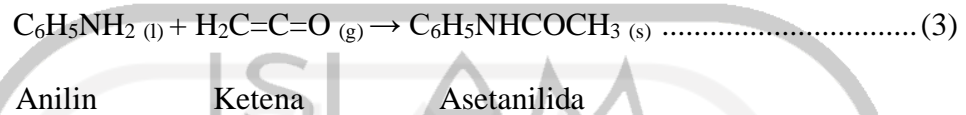
Reaksi berlangsung selama 6 jam pada suhu 100 °C - 160 °C dan tekanan 2,5 atm dengan *yield* mencapai 90 % dan *konversi* mencapai 90%. Produk dalam keadaan panas dikristalisasi dengan menggunakan kristalizer untuk membentuk butiran (kristal) asetanilida. (Faith., and Keys., 1975)

3. Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Ketena

Ketena (gas) dicampur ke dalam anilin di bawah kondisi yang diperkenankan akan menghasilkan asetanilida dengan konversi 90%.

Ketena direaksikan dengan anilin di dalam reaktor *packed tube* pada

temperatur 400 °C - 625 °C dan pada tekanan 2,5 atm (Kirk & Othmer, 1981).



Kandungan air dalam asetanilida dihilangkan dengan proses pengeringan menggunakan *Spray Dryer* sehingga diperoleh asetanilida serbuk dengan kandungan air hingga 4%. Proses ini sudah tidak digunakan lagi dalam industri karena dinilai tidak ekonomis.

Tabel 1.5 Perbandingan Proses Pembuatan Asetanilida

No	Parameter	Proses Pembuatan Asetanilida		
		Anilin dan Asetat Anhidrid	Anilin dan Asam Asetat	Anilin dan Ketena
1	Bahan Baku	Anilin (Impor), Asetat Anhidrid (Impor)	Anilin (Impor), Asam Asetat (Lokal)	Anilin (Impor), Ketena (Impor)
2	Reaktor	-	CSTR	Packed Tube
3	Temperature	30-110 °C	100-160 °C	400-625 °C
4	Tekanan	1 atm	2,5 atm	2,5 atm
5	Konversi	90%	90%	90%
6	Yield	65%	90%	-

Adapun **kelebihan** dan **kekurangan** masing-masing reaksi sebagai berikut:

1. Asetanilida dari anilin dan asam asetat anhidrid

Kelebihan:

- Reaksi terjadi pada kondisi operasi yang rendah sehingga biaya operasionalnya rendah
- Konversi cukup tinggi yaitu mencapai 90%

Kekurangan:

- Bahan Baku impor sehingga lebih mahal dan sulit didapatkan
- Yield Rendah

2. Asetanilida dari anilin dan asam asetat

Kelebihan:

- Konversi reaksi cukup tinggi yaitu dapat mencapai 90%.
- Proses dan penanganannya lebih mudah karena kondisi operasinya rendah sehingga membutuhkan biaya operasional yang lebih rendah.
- Bahan baku lebih murah dan lebih mudah diperoleh karena diproduksi di dalam negeri.

Kekurangan:

- Salah satu bahan baku harus impor

3. Asetanilida dari anilin dan ketena

Kelebihan:

- Konversi cukup tinggi yaitu mencapai 90%

Kekurangan:

- Bahan baku impor sehingga lebih mahal dan sulit didapatkan
- Reaksi terjadi pada kondisi operasi yang tinggi sehingga biaya operasionalnya mahal.

Berdasarkan beberapa proses yang dapat digunakan untuk pembauatan asetanilida di atas, maka **dipilih proses menggunakan anilin dan asam asetat** dengan mempertimbangkan kelebihan serta meminimalisir kekurangan yang berarti.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika Reaksi

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

1. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak, serta arah reaksi (*reversible/irreversible*).

Penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standart (ΔH_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$.

Ditinjau dari segi termodinamika dengan harga-harga ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu $25 \text{ }^\circ\text{C}$ (298 K) dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 1.6 Harga ΔH_f° masing - masing komponen

No.	Komponen	Harga ΔH_f° (kJ/mol)
1.	C_6H_7N	86,86
2.	CH_3COOH	-434,84
3.	C_8H_9NO	-128,50
4.	H_2O	-241,80

(Yaws, Carl L., 1999)

Maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r^\circ (298 \text{ K}) &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f^\circ C_8H_9NO + \Delta H_f^\circ H_2O) - (\Delta H_f^\circ C_6H_7N + \Delta H_f^\circ \\
 &\quad CH_3COOH) \\
 &= (-128,50 + (-241,80)) - (86,86 + (-434,84)) \\
 &= -22,32 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Karena harga ΔH yang dihasilkan bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG°) digunakan untuk meramalkan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak. ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Berikut merupakan Harga

ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada

Tabel sebagai berikut:

Tabel 1.7 Harga ΔG_f° masing - masing komponen

No.	Komponen	Harga ΔG_f° (kJ/mol)
1.	C_6H_7N	166,69
2.	CH_3COOH	-376,69
3.	C_8H_9NO	9,47
4.	H_2O	-228,60

(Yaws, Carl L., 1999)

Bila ditinjau dari energi bebas Gibbs diperoleh:

$$\begin{aligned} \Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) &= \sum \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^\circ C_8H_9NO + \Delta G_f^\circ H_2O) - (\Delta G_f^\circ C_6H_7N + \Delta G_f^\circ \\ &\quad CH_3COOH) \\ &= (9,47 + (-228,60)) - (166,69 + (-376,69)) \\ &= -9,13 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga ΔG_r° 298 K bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan.

Harga konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$$\Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) = -R \cdot T \ln K (298)$$

$$-9,13 \text{ kJ/mol} = -(8,314 \times 10^{-3}) \text{ kJ/mol} \cdot K \times 298 \text{ K} \times \ln K (298)$$

$$K (298) = \exp (9,13 / 8,314 \times 10^{-3} \times 298)$$

$$= 39,8475$$

Pada suhu $T = 125 \text{ }^\circ\text{C} = 398 \text{ K}$, menggunakan persamaan Van't Hoff

dapat dihitung:

$$\ln \left(\frac{K_{398}}{K_{298}} \right) = -\frac{\Delta H^{\circ}}{R} \left(\frac{1}{398} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \left(\frac{K_{398}}{39,8475} \right) = -\frac{-22,32}{8,314} \left(\frac{1}{398} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \left(\frac{K_{398}}{39,8475} \right) = -0,0023$$

$$\left(\frac{K_{398}}{39,8475} \right) = 0,9977$$

$$K_{(398)} = 39,7574$$

Nilai Konstanta kesetimbangan relative besar sehingga reaksi dianggap berjalan searah atau irreversible.

1.4.2 Kinetika Reaksi

Proses pembuatan Asetanilida merupakan reaksi eksotermis. Reaksi yang terjadi:

Reaksi



Diketahui nilai dari masing masing persamaan arhenius yaitu :

$$A = 10,02 \text{ mol/L. s}$$

$$E = 76,6 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol. k}$$

$$T = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$$

Maka dari persamaan Arhenius yaitu:

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

Didapatkan nilai $k = 2,3746 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$

(Radhakrishnamurti, P.S, dkk. 1985)



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Asetanilida dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk asetanilida disajikan pada Tabel 2.1:

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Asetanilida

Parameter	Spesifikasi
Bentuk	Kristal
Rumus Kimia	$C_6H_5NHCOCH_3$
Berat Molekul	135,16 g/mol
Titik Didih	304°C (579.2°F)
Titik Leleh	114.3°C (237.7°F)
Kemurnian	99,62 %
Berat Jenis	1,21 gr/ml
Temperature Kritis	551,85°C
Tekanan Kritis	37,9 atm
Panas Pembakaran	1.000 kcal/mol
Kelarutan	Terhadap air 0.46 g/liter air (20°C), 0.56 g/liter air (25°C), 5,5 g/liter air (40°C), 3.45 g/liter air (80°C)

(Sciencelab, 2010)

Sifat Kimia:

- a. Pirolisis dari asetanilida menghasilkan n-diphenyl urea, anilin, benzene dan hydrocyanic acid.

b. Asetanilida merupakan bahan ringan yang stabil di bawah kondisi biasa, hidrolisa dengan alkali cair atau dengan larutan asam mineral cair dalam keadaan panas akan kembali ke bentuk semula.



- c. Adisi sodium dalam larutan panas di dalam xilena menghasilkan n-sodium derivative.
- d. Bila dipanaskan dengan phosphor pentasulfida asetanilida menghasilkan thio asetanilida ($\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCOCH}_3$).
- e. Bila ditreatment dengan HCl, asetanilida dalam larutan asam asetat menghasilkan 2 garam ($2\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCOCH}_3$).
- f. Dalam larutan yang mengandung pottasium bicarbonat menghasilkan n-bromo asetanilida.
- g. Nitrasi asetanilida dalam larutan asam asetat menghasilkan p-nitro asetanilida.

(Kirk & Othmer, 1981)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bahan baku anilin disajikan pada Tabel 2.2 :

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku Anilin

Parameter	Spesifikasi
Bentuk	Cair
Rumus Kimia	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$
Berat Molekul	93,13 g/mol
Titik Didih	184.1°C (363.4°F)
Titik Leleh	-6°C (21.2°F)
Kemurnian	99,5 %
Berat Jenis	1,022 gr/mL

Parameter	Spesifikasi
Temperature Kritis	425,6°C
Tekanan Kritis	52,4 atm
Panas Penguapan	103,68 kal/gr
Viskositas	4,423 Cp

(Sciencelab, 2010)

Sifat Kimia :

- Halogenasi senyawa anilin dengan brom dalam larutan sangat encer menghasilkan endapan 2,4,5 Tribromo anilin.
- Pemanasan anilin hidroklorid dengan senyawa anilin sedikit berlebihan pada tekanan sampai 6 atm menghasilkan senyawa dhipenilamine.
- Hydrogenasi katalitik pada fasa cair pada suhu 135-170 °C dan tekanan 50-500 atm menghasilkan 80% cyclohexamine (C₆H₁₁NH₂). Sedangkan hidrogenasi anilin pada fasa uap dengan menggunakan katalis nikel menghasilkan 95% cyclohexamine

$$C_6H_7N_2 + 3H_2 \rightarrow C_6H_{11}NH_2 \dots\dots\dots (7)$$
- Nitrasi anilin dengan asam nitrat pada suhu -2°C menghasilkan mononitroanilin dan nitrasi anilin dengan nitrogen oksida cair pada suhu 0o C menghasilkan 2,4 dinitrophen

(Kirk & Othmer, 1981)

Spesifikasi bahan baku asam asetat disajikan pada Tabel 2.3 :

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Baku Asam Asetat

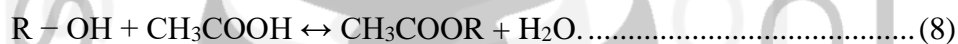
Parameter	Spesifikasi
Bentuk	Cair
Rumus Kimia	CH ₃ COOH

Parameter	Spesifikasi
Berat Molekul	60,05 g/mol
Titik Didih	118.1°C (244.6°F)
Titik Leleh	16.6°C (61.9°F)
Kemurnian	99,8 %
Berat Jenis	1,049 gr/mL
Temperature Kritis	321,67°C
Tekanan Kritis	57,856 kPa
Panas Penguapan	394,5 j/gr
Viskositas 20°C	11,83 Cp

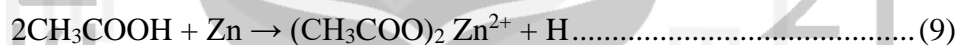
(Sciencelab, 2010)

Sifat Kimia :

a. Dengan alkohol menghasilkan proses esterifikasi



b. Pembentukan garam keasaman



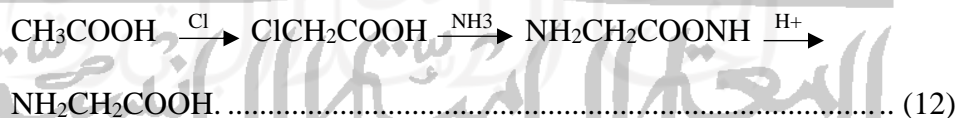
c. Konversi ke klorida-klorida asam



d. Pembentukan ester



e. Reaksi dari halida dengan amoniak



(Kirk & Othmer, 1981)

Spesifikasi bahan baku pembantu air disajikan pada Tabel 2.4 :

Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Pembantu Air

Parameter	Spesifikasi
Bentuk	Cair
Rumus Kimia	H ₂ O
Berat Molekul	18,02 g/mol
Titik Didih	100°C
Titik Leleh	0°C
Berat Jenis	1 gr/cm ³
Temperature Kritis	374°C
Panas Pembentukan	-68,3174 kkal/gmol
Panas Penguapan	0,717 kal/gmol
Konduktifitas Panas	726 kal/m.j.K

(Sciencelab, 2010)

Tabel 2.5 Identifikasi *Hazard* pada Bahan Baku

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
Anilin	-	-	✓	✓	✓	✓	-	Flash Point: 76 °C. Suhu menyala 540 °C	Fatal jika terhirup, tertelan atau diserap melalui kulit Hindari semua kontak. Gunakan dengan ventilasi yang memadai. Cuci sampai bersih setelah digunakan.

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
									Simpan wadah tertutup.
Asam Asetat	-	✓	-	✓	✓	-	-	Flash Point: 40 °C. Autoignition Point: 516 °C. LFL : 5,4%. UFL : 16%	Disimpan pada tangki penyimpan dalam keadaan sejuk. Jaga agar tangki penyimpanan tertutup rapat. Hindari semua sumber api (nyala api atau percikapan api) dan panas. Disimpan pada tangki yang tahan korosi.

جامعة البلقاء الإسلامية
 البلقاء - الأردن
 Islamic University of
 Al-Balqa - Jordan

Tabel 2.6 Identifikasi Hazard pada Produk

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
Asetanilida	-	✓	✓	-	✓	-	-	Flash Point: 345 °C.	Menyebabkan iritasi. Jika terhirup, pindahkan ke udara segar. Jika tidak bernapas, berikan pernapasan buatan

Tabel 2.7 Identifikasi Hazard pada Produk Samping

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses									
Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
Air	-	-	-	-	-	-	-	-	-

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam menjaga kualitas produk yang sesuai standar maka dibutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem kontrol sehingga diperoleh produk yang memiliki kualitas dan dapat dipasarkan. Adapun tujuan dilakukan pemeriksaan untuk menjaga stabilitas kualitas

produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan normal atau tidak. Apabila terjadi masalah dapat segera dilakukan tindakan pengendalian agar tidak timbul masalah yang jauh lebih besar dan mengakibatkan kualitas dari produk terganggu. Adapun pengendalian yang dilakukan :

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku merupakan pengendalian yang dilakukan di awal sebelum bahan baku memasuki area proses untuk pengolahan lebih lanjut. Pengendalian ini bertujuan untuk mengevaluasi sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah memenuhi spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Standar evaluasi yang digunakan untuk kualitas bahan baku adalah ASTM 1972.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses

berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Indicator Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki/vessel.

- *Flow Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

- *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai set point / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu actual yang diukur melebihi set point-nya maka outputnya akan bekerja.

- *Pressure Controller*

Alat yang digunakan untuk mengontrol tekanan. Alat kontrol akan bekerja apabila kondisi tekanan tidak sesuai dengan yang ditetapkan dengan ditandai berupa sinyal nyala lampu atau bunyi.

- *Ratio Controller*

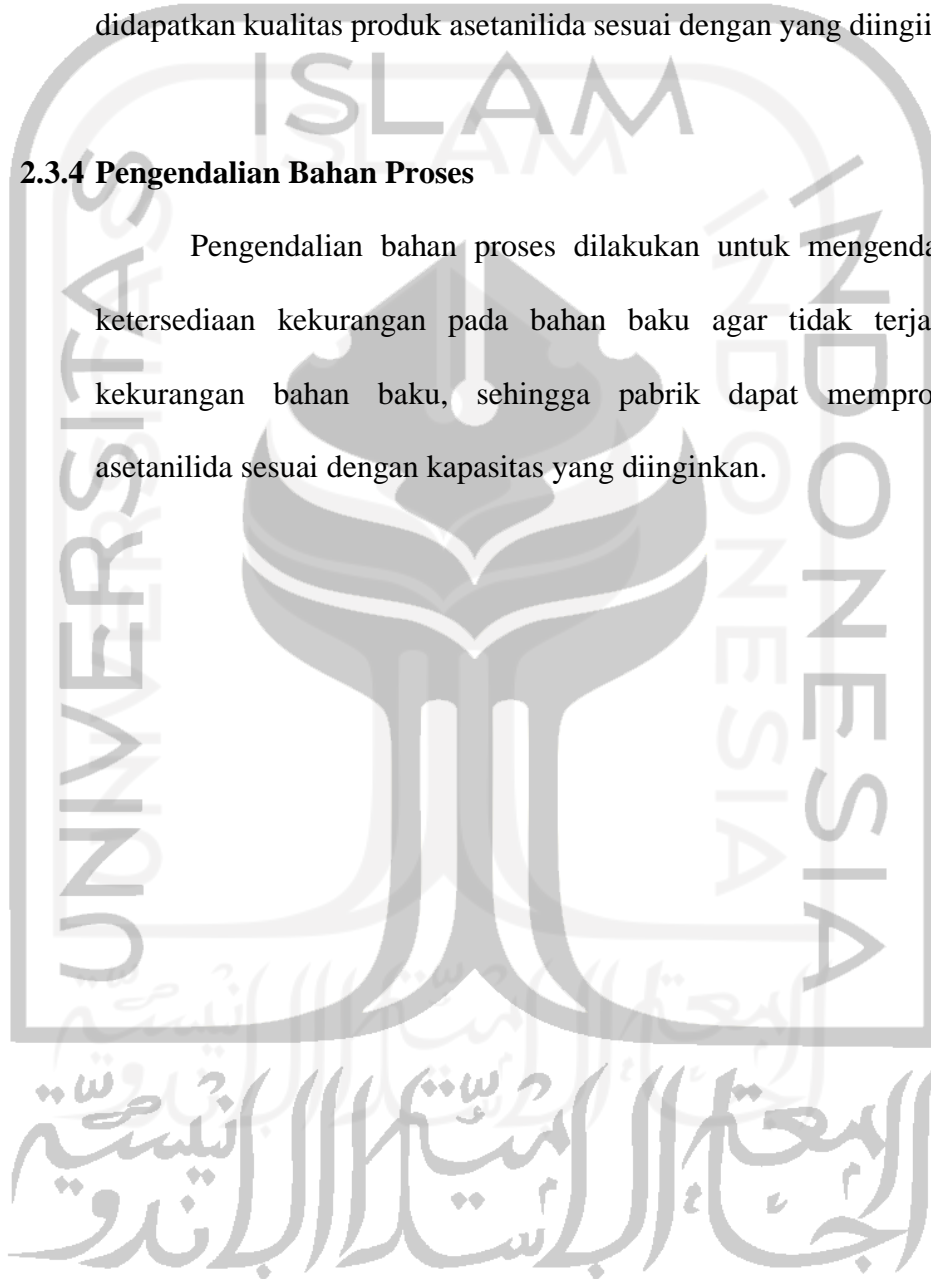
Alat yang digunakan untuk sebagai penjaga dari komposisi bahan keluar maupun masuk kembali agar hasil yg didapatkan lebih murni.

2.3.3 Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu dilakukan untuk memaksimalkan waktu yang akan digunakan selama proses produksi berlangsung, sehingga didapatkan kualitas produk asetanilida sesuai dengan yang diinginkan.

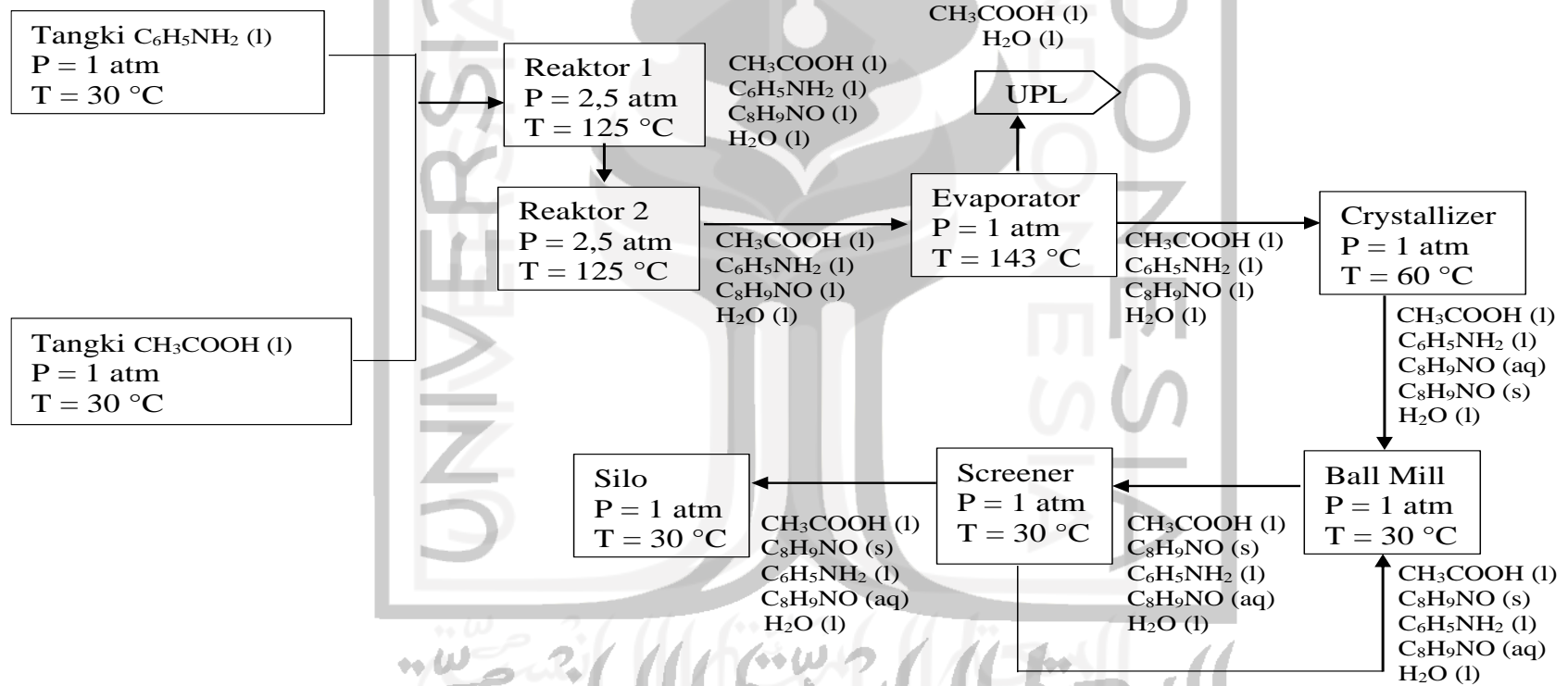
2.3.4 Pengendalian Bahan Proses

Pengendalian bahan proses dilakukan untuk mengendalikan ketersediaan kekurangan pada bahan baku agar tidak terjadinya kekurangan bahan baku, sehingga pabrik dapat memproduksi asetanilida sesuai dengan kapasitas yang diinginkan.



BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi asetanilida dari anilin dan asam asetat secara umum dapat dibagi menjadi tahap persiapan bahan baku, reaksi, pemisahan dan pemurnian, kristalisasi, dan penyimpanan.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Produksi asetanilida dengan kapasitas 30.000 ton/tahun menggunakan bahan baku anilin yang memiliki kemurnian 99,5 % dengan impuritis air 0,5 % dan asam asetat yang memiliki kemurnian 99,8% dengan impuritis air 0,2 % disimpan dalam fase cair. Dari tangki (T-01) dan (T-02) yang terdapat bahan baku dengan kondisi temperature 30 °C dan tekanan 1 atm, sebelum masuk ke reaktor (R-01) masing – masing bahan baku dialirkan menuju pompa (P-01 dan P-02) menuju *heater* (HE-01 dan HE-02) dengan tujuan untuk menaikkan suhu agar sesuai dengan suhu operasi 125 °C dan tekanan 2,5 atm.

3.2.2 Tahap Proses Reaksi

Setelah melalui tahapan persiapan bahan baku dimasukkan ke dalam reaktor 1 (R-01) jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) karena berlangsung pada fase cair-cair serta bersifat homogen. Hasil dari reaktor 1 (R-01) dialirkan menuju reaktor 2 (R-02) dengan menggunakan pompa (P-03) agar mendapatkan hasil yang maksimal. Reaktor bekerja secara eksotermis dengan kondisi operasi isothermal. Pada reaktor ini dilengkapi dengan jaket pendingin sebagai penstabil

suhu reaktor serta dilengkapi pengaduk agar semua bahan baku yang masuk tercampur dengan sempurna.

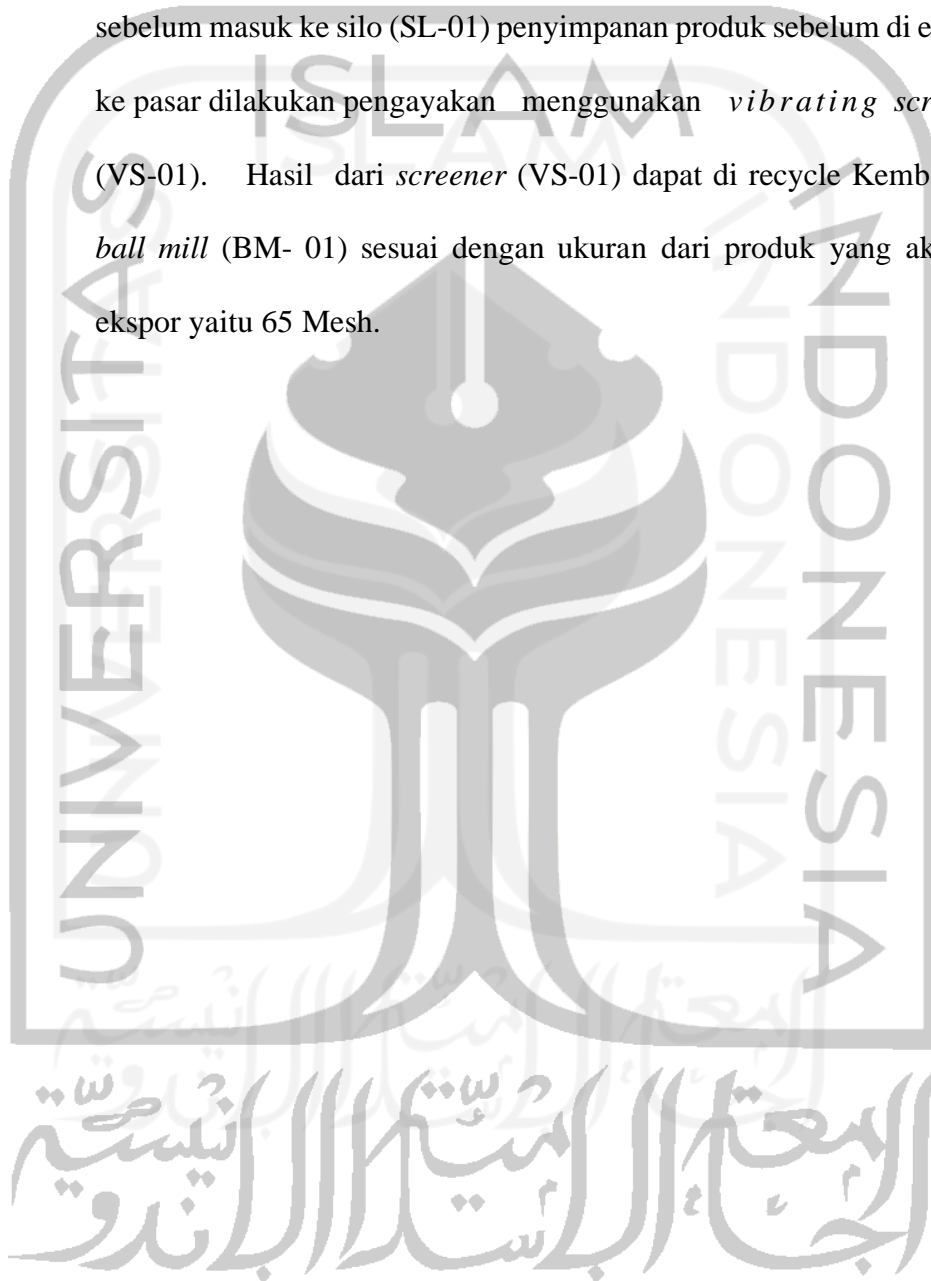
3.2.3 Tahap Pemisahan dan Kristalisasi

Hasil keluaran dari reaktor (R-02) asetanilida *liquid*, anilin, air dan asam asetat diumpungkan menuju evaporator (EV-01). Sebelum masuk ke dalam evaporator tekanan diturunkan dengan menggunakan *expansion valve* (EXV-01) serta dipanaskan menggunakan *heater* (HE-03) dan dialirkan menggunakan pompa (P-04) dengan hasil atas evaporator berupa gas asam asetat dan air yang dialirkan menuju UPL sedangkan hasil bawah evaporator berupa asetanilida *liquid*, anilin, air dan asam asetat. Kemudian hasil bawah evaporator di pompakan menuju *crystallizer* (CR-01) menggunakan pompa (P-05) dan diturunkan suhunya menggunakan *cooler* (CL-01). Pada *crystallizer* (CR-01) hasil yang didapatkan berupa asetanilida *solid*, asetanilida *aqueous*, anilin, air dan asam asetat. Pembentukan butir asetanilida didasarkan dengan perbedaan kelarutan. Kemudian dialirkan menuju *ball mill* (BM-01) dengan menggunakan *cooling screw conveyor* (CSC-01).

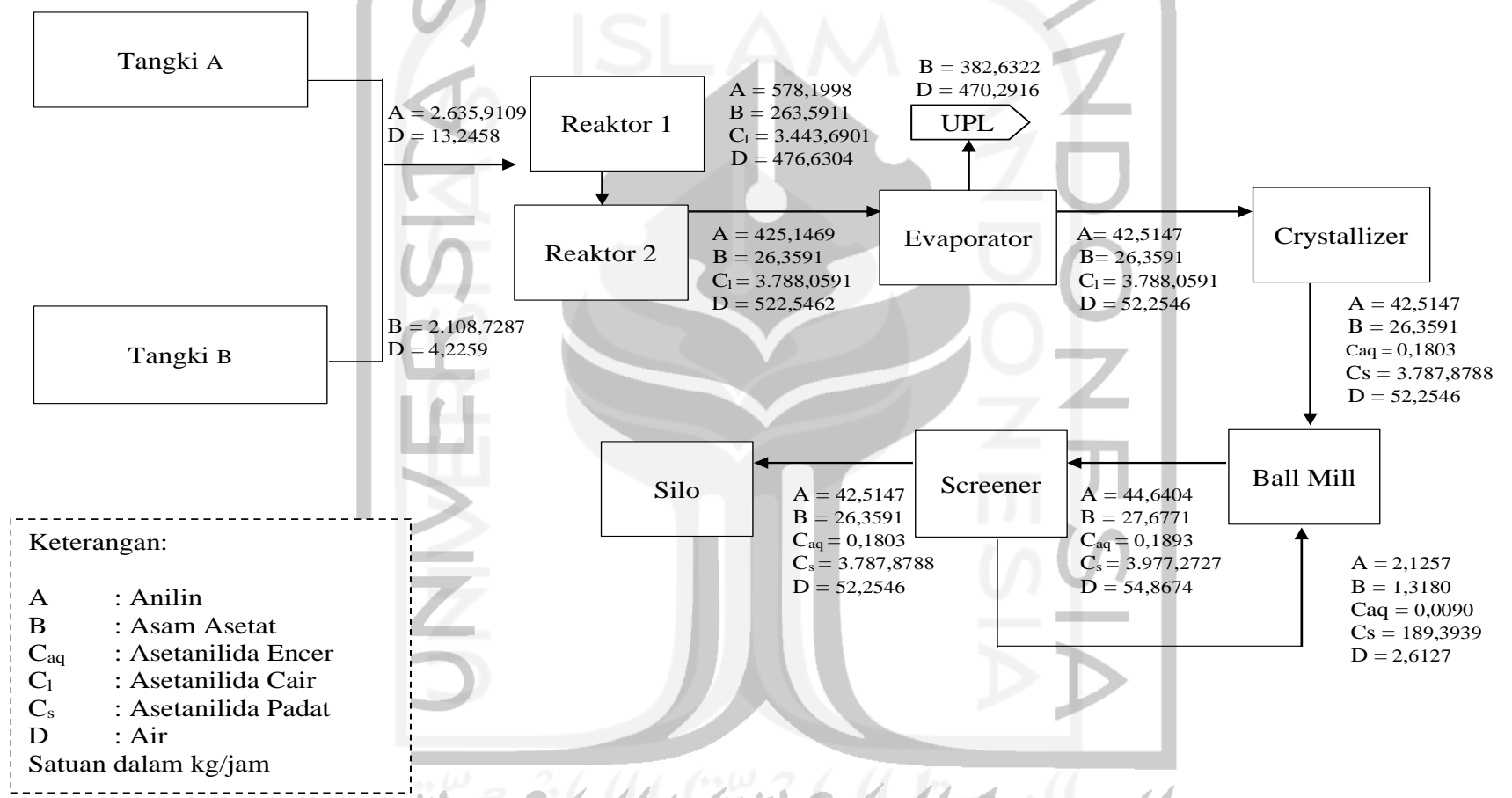
3.2.4 Tahap Pemurnian dan Penyimpanan

Hasil pembentukan kristal asetanilida dialirkan menuju *cooling screw conveyor* (SC-01) untuk menurunkan panas produk dengan cara

mengalirkan air pendingin menggunakan pompa (P-06) hingga panas produk menurun menjadi 30 °C. Setelah dialirkan menuju *ball mill* (BM-01) kemudian diangkut menggunakan *bucket elevator* (BE-01) sebelum masuk ke silo (SL-01) penyimpanan produk sebelum di ekspor ke pasar dilakukan pengayakan menggunakan *vibrating screener* (VS-01). Hasil dari *screener* (VS-01) dapat di recycle Kembali ke *ball mill* (BM- 01) sesuai dengan ukuran dari produk yang akan di ekspor yaitu 65 Mesh.



3.3 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.4 Spesifikasi Alat

3.4.1 Spesifikasi Reaktor

1. Reaktor 1

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat mereaksikan Anilin dan Asam Asetat menjadi Asetanilida
Jenis/Tipe	: <i>Continous Stirred Tank Reactor</i> (CSTR)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp. 319.406.835,50

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 125 °C
Tekanan, atm	: 2,5 atm
Kondisi Proses	: Isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 1,5490 m
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,2500 in
Tinggi Total, m	: 3,0286 m
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical Flanged & Dished Head</i>

Spesifikasi Khusus

Tipe Pengaduk : *Flat Six Blade Turbine with Disk*

Diameter Pengaduk : 0,5163 m

Kecepatan Pengaduk, rpm : 155 rpm

Power/tenaga pengadukan, hp : 0,5000 hp

Jumlah *baffle* : 4

Lebar *baffle* : 0,0878 m

Jenis Jaket : Pendingin

Mode Transfer Panas :

- $U_D, W/m^2K$: 709.3081 W/m^2K

- Luas Transfer Area : 0,3678 m^2

- Tebal Jaket, m : 0,0095 m

2. Reaktor 2

Spesifikasi Umum

Kode : R-02

Fungsi : Tempat mereaksikan Anilin dan Asam

Asetat menjadi Asetanilida

Jenis/Tipe : *Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)*

Mode Operasi : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 319.406.835,50

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 125 °C
Tekanan, atm : 2,5 atm
Kondisi Proses : Isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316
Diameter (ID) *shell*, m : 1,5490 m
Tebal *shell*, in : 0,2500 in
Tinggi Total, m : 3,0286 m
Jenis *Head* : *Torispherical Flanged & Dished Head*

Spesifikasi Khusus

Tipe Pengaduk : *Flat Six Blade Turbine with Disk*
Diameter Pengaduk : 0,5163 m
Kecepatan Pengaduk, rpm : 155 rpm
Power/tenaga pengadukan, hp : 0,5000 hp
Jumlah *baffle* : 4
Lebar *baffle* : 0,0878 m
Jenis Jaket : Pendingin

Mode Transfer Panas :
- U_D , W/m²K : 709.3081 W/m²K
- Luas Transfer Area : 0,0368 m²
- Tebal Jaket, m : 0,0079 m

3.4.2 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Crystallizer

Kode	: CR-01
Fungsi	: Untuk mengkristalkan larutan asetanilida menjadi kristal
Jenis	: <i>Swanson – Walker Crystallizer</i>
Material	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 60 °C
Tekanan, atm	: 1 atm
Spesifikasi	
Diameter	: 2,2393 m
Tinggi	: 1,1196 m
Tebal Shell	: 0,1875 in
Kecepatan Pengaduk	: 7 rpm
Tenaga Pengaduk	: 0,2500 Hp

2. Evaporator

Kode	: EV-01
Fungsi	: Menguapkan CH_3COOH dan H_2O
Jenis	: <i>Long Tube Vertical Evaporator</i>

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 144 °C
----------	----------

Tekanan, atm : 1 atm

Spesifikasi

Diameter *Shell* : 33 in

Baffle Spacing : 0,5000

Passes : 1

Diameter Tube : 0,8340 in

Jumlah Tube : 856 buah

Tinggi : 2,5003 m

3. Ball Mill

Kode : BM-01

Fungsi : Memperkecil produk keluaran crystallizer

Jenis : *Cylidriconical Ball Mill*

Bahan : *Carbon Steel SA 113 Grade C*

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 30°C

Tekanan, atm : 1 atm

Spesifikasi

Diameter : 1,2192 m

Panjang : 2,4384 m

Kecepatan Putaran : 27 rpm

Power Motor : 0,75 hP

4. Vibrating Screen

Kode : VS-01

Fungsi : Menyeragamkan ukuran bahan baku 65 mesh

Jenis : *High Speed Vibrating Screen*

Material : *Carbon Steel*

Luas Screen : 51840 in²

Lebar Ayakan : 17,6521 in

Panjang Ayakan : 35,3041 in

Power Motor : 4 hP

Jumlah : 1 buah

3.4.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tangki	T - 01	T - 02	SL - 01
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan Kebutuhan Anilin (C ₆ H ₅ NH ₂) untuk proses produksi	Menyimpan Kebutuhan Asam Asetat (CH ₃ COOH) untuk proses produksi	Menyimpan Produk Akhir Asetanilida (C ₈ H ₉ NO)
Lama Penyimpanan	90 Hari	14 Hari	7 Hari
Fasa	Cair	Cair	Padat
Jumlah Tangki	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan Flat Bottom & Conical Head	Silinder tegak dengan Flat Bottom & Conical Head	Silinder tegak dengan Conical Bottom & Flat Head
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm	Suhu (°C): 30 °C Tekanan (atm): 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Stell SA-167 grade 11 Type 316</i> Volume Tangki (m ³):	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Stell SA-167 grade 11 Type 316</i> Volume Tangki (m ³):	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Stell SA-167 grade 11 Type 316</i> Volume Tangki (m ³):

	5.503,4355 m ³ Diameter (m): 12,1920 m Tinggi (m): 5,4864 m Jumlah <i>Course</i> : 3 Tebal <i>Shell</i> (in): 0,5000 in	652,7382 m ³ Diameter (m): 6,0960 m Tinggi (m): 3,6576 m Jumlah <i>Course</i> : 2 Tebal <i>Shell</i> (in): 0,3125 in	696,2142 m ³ Diameter (m): 9,1266 m Tinggi (m): 9,1266 m Tebal <i>Shell</i> (in): 0,3125 in
Head & Bottom	(Conical Head) Tebal Head (in): 0,6250 in (Flat Bottom) Tebal Bottom (in): 0,2500 in	(Conical Head) Tebal Head (in): 0,3130 in (Flat Bottom) Tebal Bottom (in): 0,2500 in	(Flat Head) Tebal Head (in): 0,5000 in (Conical Bottom)
Harga (Rupiah)	Rp. 48.738.402.791,83	Rp. 10.778.072.006,14	Rp. 4.314.556.223,71

3.4.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

Wujud Bahan	Asetanilida Padat	
Spesifikasi	Cooling Screw Conveyor	Bucket Elevator
Kode	CSC – 01	BE – 01
Fungsi	Mengangkut Asetanilida Padat keluaran <i>Crystallizer</i> menuju <i>Ball Mill</i> dengan proses pendinginan	Mengangkut Asetanilida Padat keluaran <i>Ball Mill</i> menuju <i>Vibrating Screen</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	1 atm	
Suhu	30 °C	
Bentuk Bahan	Crystal	
Jenis Conveyor	<i>Horizontal Closed Screw Conveyor</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Kapasitas	5,0505 ton/jam	14 ton/jam
Speed	40 rpm	43 rpm
Motor Power	0,43 hP	5 hP
Dimensi		

Panjang	4,5720 m	0,1524 m
Diameter	2,7432 m	0,1016 m
Diameter Pulley	-	Head: 0,5080 m Tail: 0,3556 m
Tinggi Bucket	-	0,1048 m
Tinggi Elevator	-	17,3736 m
Material Construction	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (Rupiah)	Rp. 116.459.743,83	Rp. 463.066.124,27

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (1)

Spesifikasi	Pompa			
Bahan	Anilin	Asam Asetat	Anilin, Asam Asetat, Asetanilida dan Air	Anilin, Asam Asetat, Asetanilida dan Air
Kode	P - 01	P - 02	P - 03	P - 04
Fungsi	Memompa bahan baku Anilin dari Tangki Penyimpanan menuju Reaktor 1	Memompa bahan baku Anilin dari Tangki Penyimpanan menuju Reaktor 2	Memompa bahan baku dari Reaktor 1 menuju Reaktor 2	Memompa bahan baku dari Reaktor 2 menuju <i>Crystallizer</i>
Kondisi Operasi				
Viskositas	3,3545 cP	1,0511 cP	1,6315 cP	1,7467 cP
Kapasitas	3,4915 m ³ /jam	2,2507 m ³ /jam	6,3864 m ³ /jam	11,3615 m ³ /jam
Pump Head	3,5510 m	3,7130 m	3,5311 m	3,6603 m
Suhu Fluida	30 °C		125 °C	
Submersibility	<i>Immersed</i>			
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Daya Motor	0,1670 hP	0,1250 hP	0,2500 hP	0,5000 hP
Material Construction	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>			
Harga	Rp. 274.512.253,31	Rp. 180.235.317,83	Rp. 274.512.253,31	Rp. 274.512.253,31

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (2)

Spesifikasi	Pompa dan <i>Expansion Valve</i>		
Bahan	Anilin, Asam Asetat, Asetanilida dan Air	Anilin, Asam Asetat dan Air	Anilin, Asam Asetat, Asetanilida dan Air
Kode	P - 05	P - 06	EXV – 01
Fungsi	Memompa larutan dari <i>Centrifuge</i> menuju Menara Distilasi 1	Memompa larutan dari <i>Reflux</i> menuju Menara Distilasi 1	Menurunkan tekanan keluaran Reaktor 2 dari 2,5 atm menjadi 1 atm
Kondisi Operasi			
Viskositas	0,7005 cP	0,3600 cP	0,2959 cP
Kapasitas	1,2495 m ³ /jam	1,2314 m ³ /jam	0,7267 m ³ /jam
Pump Head	14,1654 m	14,0552 m	12,1013 m
Suhu Fluida	60 °C	102 °C	120 °C
Submersibility	<i>Immersed</i>		-
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>		<i>Globe Valve Open</i>
Daya Motor	0,2500 hP	0,2500 hP	-
Material Construction	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>		
Harga	Rp. 180.235.317,83	Rp. 180.235.317,83	Rp. 1.275.511,48

3.4.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heater (HE-01)

Fungsi	Memanaskan fluida dari tangki 1 menuju reaktor 1	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	30 °C	200 °C
Suhu Keluar	125 °C	200 °C
Tekanan	1 atm	1 atm

Beban Panas	6.659,7703 Btu/Jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	2 buah	
ID	2,0670 in	2,3800 in
OD	3,0680 in	3,5000 in
A	0,0204 ft ²	0,0233 ft ²
Pressure Drop	0,0220 psi	0,0628 psi
Rd	0,0066 Btu/Jam.Ft ² .°F	

2. Heater (HE-02)

Fungsi	Memanaskan fluida dari tangki 2 menuju reaktor 1	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	30 °C	200 °C
Suhu Keluar	125 °C	200 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Panas	434.630,7492 Btu/Jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	1 buah	
ID	2,0670 in	2,3800 in
OD	3,0680 in	3,5000 in
A	0,0204 ft ²	0,0233 ft ²
Pressure Drop	0,0132 psi	0,0307 psi

Rd	0,0041 Btu/Jam.Ft ² .°F
----	------------------------------------

3. Heater (HE-03)

Fungsi	Memanaskan fluida dari reaktor 2 menuju evaporator	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	125 °C	200 °C
Suhu Keluar	144 °C	200 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Panas	201.879,613 Btu/Jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	1 buah	
ID	2,0670 in	2,3800 in
OD	3,0680 in	3,5000 in
A	0,0204 ft ²	0,0233 ft ²
Pressure Drop	0,0417 psi	0,0144 psi
Rd	0,0111 Btu/Jam.Ft ² .°F	

4. Cooler (CL-01)

Fungsi	Mendinginkan larutan yang keluar dari evaporator sebelum masuk ke crystallizer
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Tipe	Air Pendingin

Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	30 °C	144 °C
Suhu Keluar	50 °C	80 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Pendingin	475.398,7852 Btu/Jam	
Mechanical Design		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	4 buah	
ID	2,0670 in	2,3800 in
OD	3,0680 in	3,5000 in
A	0,0204 ft ²	0,0233 ft ²
Pressure Drop	0,2824 psi	0,0407 psi
Rd	0,0102 Btu/Jam.Ft ² .°F	

3.5 Neraca Massa

3.5.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.5 Neraca Massa Total

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Arus 5	Arus 10
1.	Asam Asetat	2.108,7287	382,6322	42,5147
2.	Anilin	2.635,9109		26,3591
3.	Asetanilida (l)			
4.	Asetanilida (aq)			0,1803
5.	Asetanilida (s)			3787,8788
6.	Air	17,4717	470,2916	52,2546
	Sub Total	4.762,1113	852,9238	3909,1875
	Total	4.762,1113	4.762,1113	

3.5.2 Neraca Massa Alat

1. Reaktor (R-01)

Tabel 3.6 Neraca Massa Reaktor 1

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 1	Arus 2	Arus 3
1.	Asam Asetat		2.108,7287	578,1998
2.	Anilin	2.635,9109		263,5911
3.	Asetanilida (l)			3.443,6901
4.	Asetanilida (s)			
5.	Air	13,2458	4,2259	476,6304
	Sub Total	2.649,1567	2.112,9546	4.762,1113
	Total	4.762,1113		4.762,1113

2. Reaktor (R-02)

Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor 2

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 3	Arus 4
1.	Asam Asetat	578,1998	425,1469
2.	Anilin	263,5911	26,3591
3.	Asetanilida (l)	3.443,6901	3.788,0591
4.	Asetanilida (s)		
5.	Air	476,6304	522,5462
	Sub Total	4.762,1113	4.762,1113
	Total	4.762,1113	4.762,1113

3. Evaporator (EV-01)

Tabel 3.8 Neraca Massa Evaporator

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 4	Arus 5	Arus 6
1.	Asam Asetat	425,1469	382,6322	42,5147
2.	Anilin	26,3591		26,3591
3.	Asetanilida (l)	3.788,0591		3.788,0591
4.	Asetanilida (s)			
5.	Air	522,5462	470,2916	52,2546
	Sub Total	4.762,1113	852,9238	3909,1875
	Total	4.762,1113	4.762,1113	

4. *Crystallizer* (CR-01)

Tabel 3.9 Neraca Massa *Crystallizer*

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
		Arus 6		Arus 7	
1.	Asam Asetat	42,5147		42,5147	
2.	Anilin	26,3591		26,3591	
3.	Asetanilida (l)	3.788,0591			
4.	Asetanilida (aq)			0,1803	
5.	Asetanilida (s)			3.787,8788	
6.	Air	52,2546		52,2546	
Sub Total		3.909,1875		3.909,1875	
Total		3.909,1875		3.909,1875	

5. *Ball Mill* (BM-01)

Tabel 3.10 Neraca Massa *Ball Mill*

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
		Arus 7	Arus 9	Arus 8	
1.	Asam Asetat	42,5147	2,1257	44,6404	
2.	Anilin	26,3591	1,3180	27,6771	
3.	Asetanilida (aq)	0,1830	0,0090	0,1893	
4.	Asetanilida (s)	3.787,8788	189,3939	3.977,2727	
5.	Air	52,2546	2,6127	54,8674	
Sub Total		3.909,1875	195,4594	4.104,6469	
Total		4.104,6469		4.104,6469	

6. *Vibrating Screener* (VS-01)

Tabel 3.11 Neraca Massa *Vibrating Screener*

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
		Arus 8		Arus 9	Arus 10
1.	Asam Asetat	44,6404		2,1257	42,5147
2.	Anilin	27,6771		1,3180	26,3591
3.	Asetanilida (aq)	0,1893		0,0090	0,1830
4.	Asetanilida (s)	3.977,2727		189,3939	3.787,8788
5.	Air	54,8674		2,6127	52,2546
Sub Total		4.104,6469		195,4594	3.909,1875
Total		4.104,6469		4.104,6469	

3.6 Neraca Panas

1. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.12 Neraca Panas di Reaktor 1

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	1.110.133,0933	Arus Keluar	1.025.647,0618
		Pendingin	84.486,0315
Total	1.110.133,0933	Total	1.110.133,0933

2. Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.13 Neraca Panas di Reaktor 2

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	1.025.647,0618	Arus Keluar	1.017.198,4587
		Pendingin	8.448,6031
Total	1.025.647,0618	Total	1.025.647,0618

3. *Evaporator* (EV-01)

Tabel 3.14 Neraca Panas di *Evaporator*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	1.040.512,8837	Arus Keluar	508.034,2117
		Penguapan	899.365,5493
Pemanas	366.886,8773		
Total	1.407.399,7610	Total	1.407.399,7610

4. *Crystallizer* (CR-01)

Tabel 3.15 Neraca Panas di *Crystallizer*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	399.356,4908	Arus Keluar	148.169,8380
		Pendingin	251.186,6528
Total	399.356,4908	Total	399.356,4908

5. *Ball Mill* (BM-01)

Tabel 3.16 Neraca Panas di *Ball Mill*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	34.178,5174	Arus Keluar	34.178,5174
Total	34.178,5174	Total	34.178,5174

6. *Vibrating Screen* (VS-01)

Tabel 3.17 Neraca Panas di *Vibrating Screen*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	34.178,5174	Arus Keluar	34.178,5174
Total	34.178,5174	Total	34.178,5174

7. *Cooler 1* (CL-01)

Tabel 3.18 Neraca Panas di *Cooler 1*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	900.928,8252	Arus Keluar	399.356,4908
		Pendingin	501.572,3344
Total	900.928,8252	Total	900.928,8252

8. *Heater 1* (HE-01)

Tabel 3.19 Neraca Panas di *Heater 1*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	30.308,8831	Arus Keluar	633.763,7175
Pemanas	603.454,8344		
Total	633.763,7175	Total	633.763,7175

9. *Heater 2* (HE-02)

Tabel 3.20 Neraca Panas di *Heater 2*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	22.804,8418	Arus Keluar	481.364,5577
Pemanas	458.559,7158		
Total	481.364,5577	Total	481.364,5577

10. *Heater 3 (HE-03)*

Tabel 3.21 Neraca Panas di *Heater 3*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	934.915,7950	Arus Keluar	1.147.910,0622
Pemanas	212.994,2672		
Total	1.147.910,0622	Total	1.147.910,0622

11. *Cooling Screw Conveyor (CSC-01)*

Tabel 3.22 Neraca Panas di *Cooling Screw Conveyor*

Masuk	Kj/Jam	Keluar	Kj/Jam
Arus Masuk	302.362,2115	Arus Keluar	32.550,9689
		Pendingin	269.811,2426
Total	302.362,2115	Total	302.362,2115

UNIVERSITAS ISLAM NEGERI
 Jember
 جامعة البستان الإسلامية
 البستان

BAB IV

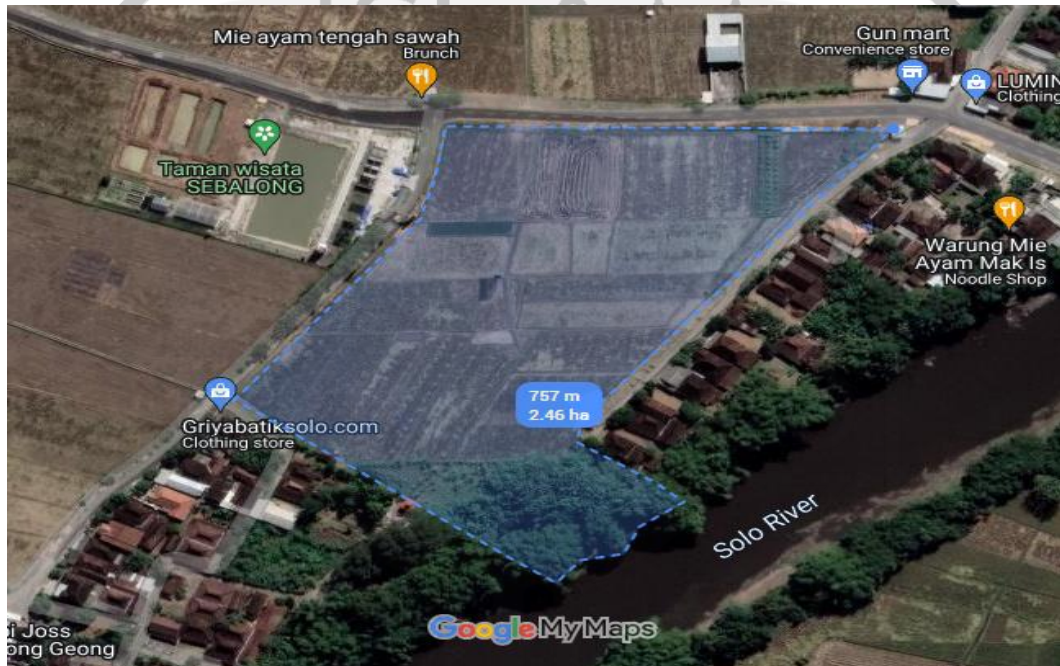
PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pabrik direncanakan didirikan di Gondangrejo, Karanganyar, Jawa Tengah dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Lokasi pabrik dekat dengan PT. Indo Acidatama yang menyediakan asam asetat sebagai bahan baku proses produksi asetanilida.
2. Jarak dari pelabuhan (Semarang) lumayan dekat sehingga dapat mempermudah pengiriman bahan baku yang harus di impor (anilin).
3. Lokasi pabrik berada dekat dengan beberapa pabrik farmasi (Surakarta, Yogyakarta, dan Semarang) sehingga mempermudah pemasaran produk dan menghemat biaya transportasi produk.
4. Lokasi pabrik dekat dengan Sungai Bengawan Solo dan Waduk Gondang, sehingga tersedia sumber air yang banyak.
5. Sumber listrik cukup tersedia dan sumber bahan bakar (energi) dapat diperoleh dari PT. Pertamina UP IV, Cilacap, Jawa Tengah.
6. Sarana dan prasarana transportasi memadai.
7. Tersedia tenaga kerja yang banyak dan relatif murah (UMR rendah).
8. Lokasi pabrik masih tersedia luas yang berada pada tanah yang datar, iklim normal, dan bukan merupakan daerah yang rawan bencana alam

9. Lokasi pabrik berada di sekitar kawasan industri Surakarta sehingga diperkirakan masyarakat sekitar sudah terbiasa menerima keberadaan pabrik di sekitarnya.
10. Pabrik ini direncanakan menempati area tanah seluas $\pm 2,5$ ha



Gambar 4.1 Satelit Tempat Pembangunan Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

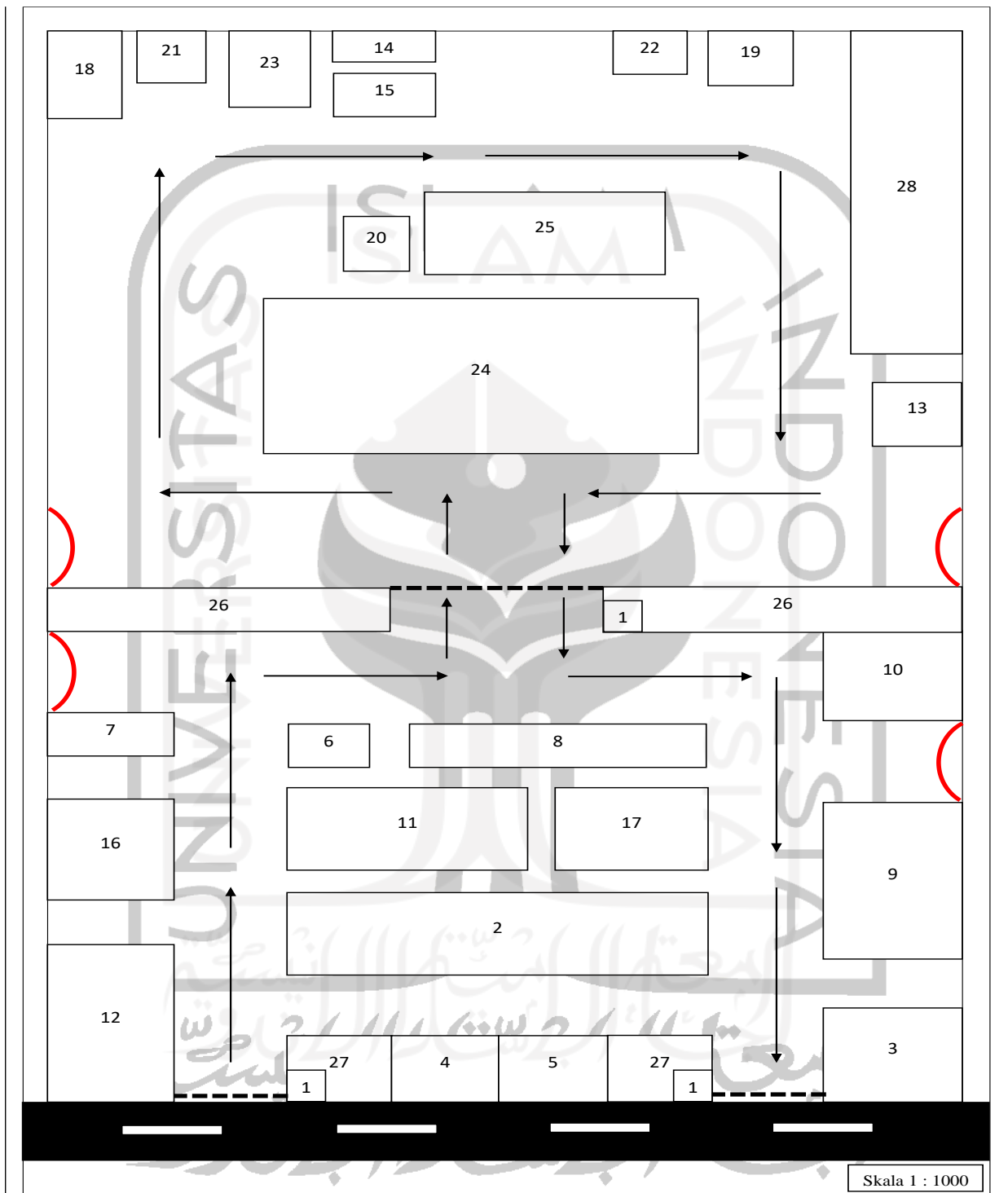
Tata letak pabrik diusahakan agar transportasi bahan baku dan produk mudah, serta terdapat zona perlindungan untuk keadaan berbahaya, keperluan olahraga dan lain-lain yang dapat menunjang kelancaran produksi.

Adapun tabel perincian luas tanah bangunan pabrik sebagai berikut :

Tabel 4.1 Luas Tanah Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	12	12	144
2	Kantor Utama	40	20	800
3	Parkir Karyawan	20	13	260
4	Parkir Tamu	18	7	126
5	Parkir Direksi	14	5	70
6	Parkir Sepeda	11	3	33
7	Power Plant	4	3	12
8	Masjid	20	20	400
9	Area Mess	30	36	1.080
10	Kantin	10	20	200
11	Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
12	Gedung Serba Guna	15	20	300
13	Laboratorium	13	15	195
14	Area Timbang Truk	10	10	100
15	Area Parkir Truk	50	10	500
16	Poliklinik	20	9	180
17	Perpustakaan	10	13	130
18	Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
19	Control Room	28	10	280
20	Control Utilitas	14	10	140
21	Bengkel	14	20	280
22	Unit Pengolahan Limbah	13	10	130
23	Gudang Peralatan	20	13	260
24	Area Proses	100	80	8.000
25	Area Utilitas	50	25	1.250
26	Taman 1	25	20	500
27	Taman 2	10	5	50
28	Daerah perluasan	100	60	6.000
29	Jalan	50	40	2.000
Luas Bangunan				15.374
Luas Tanah		757	537	21.924

Tata letak pabrik secara keseluruhan tersaji dalam gambar :



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

1. Pos Satpam	11. Kantor Teknik	21. Bengkel
2. Kantor Utama	12. Aula	22. UPL
3. Parkir Karyawan	13. Laboratorium	23. Gudang Peralatan
4. Parkir Direksi	14. Area Timbang	24. Area Proses
5. Parkir Tamu	15. Parkir Truk	25. Area Utilitas
6. Parkir Sepeda	16. Poliklinik	26. Taman 1
7. Power Plant	17. Perpus	27. Taman 2
8. Masjid	18. Unit Pemadam	28. Area Peluasan
9. Mess	19. Ruang Kontrol	— Emergency Exit
10. Kantin	20. Ruang Kontrol Utilitas	— Pintu Masuk, Keluar

4.3 Tata letak Alat Proses

Tata letak alat-alat proses diusahakan selesai dengan urutan kerja dan fungsi masing – masing alat. Dalam perancangan lay out peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan :

1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan nilai ekonomi yang tinggi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai, terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko.

4. Tata letak alat proses

Penempatan alat-alat proses yang tepat akan mempercepat jalannya proses sehingga menjamin kelancaran proses produksi.

5. Kelancaran lalu lintas

Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi.

6. Tata letak area proses

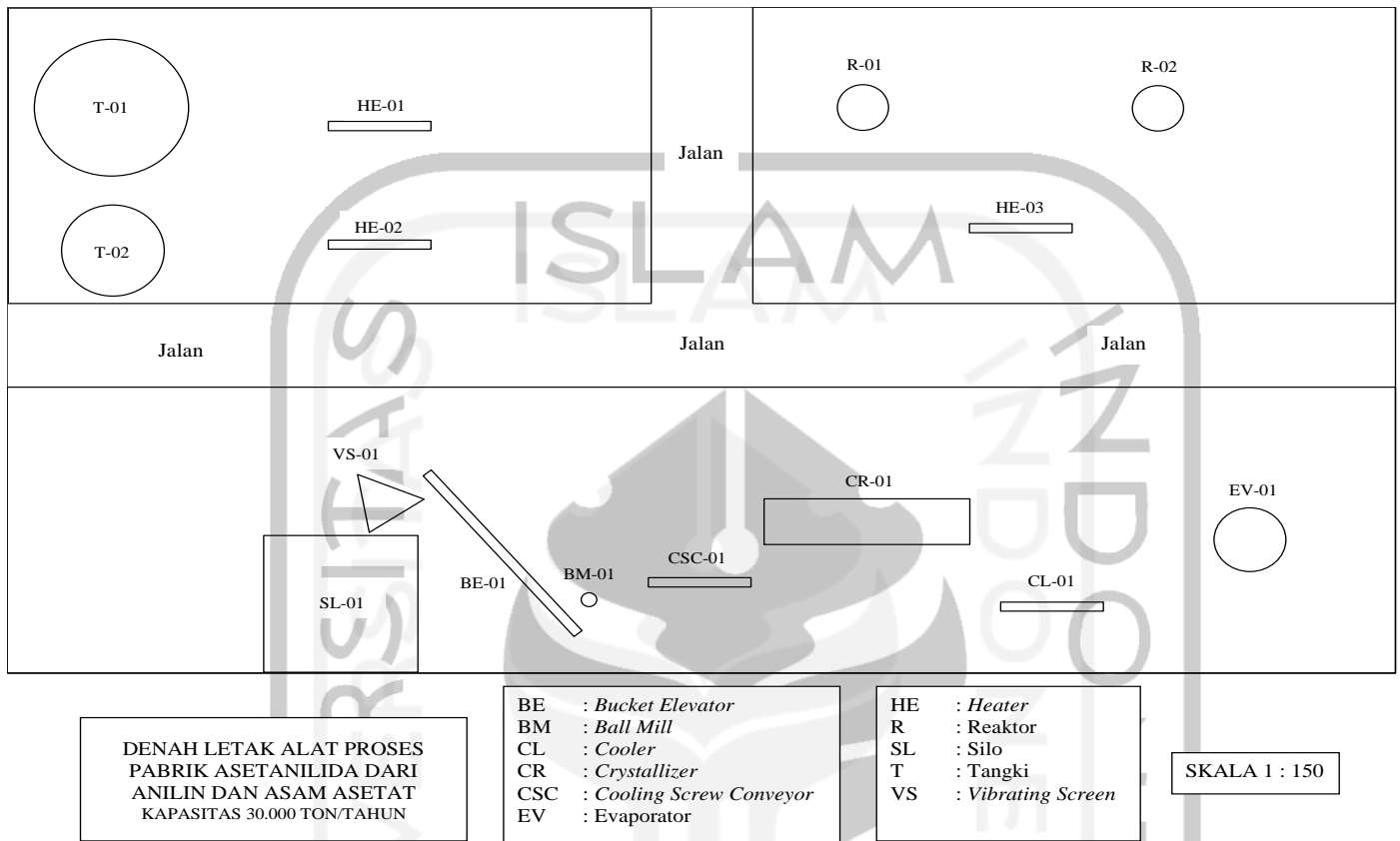
Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kemana produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

7. Jarak antar alat proses

Untuk alat produksi yang mudah meledak atau terbakar letaknya dijauhkan dari peralatan yang lain, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan lain

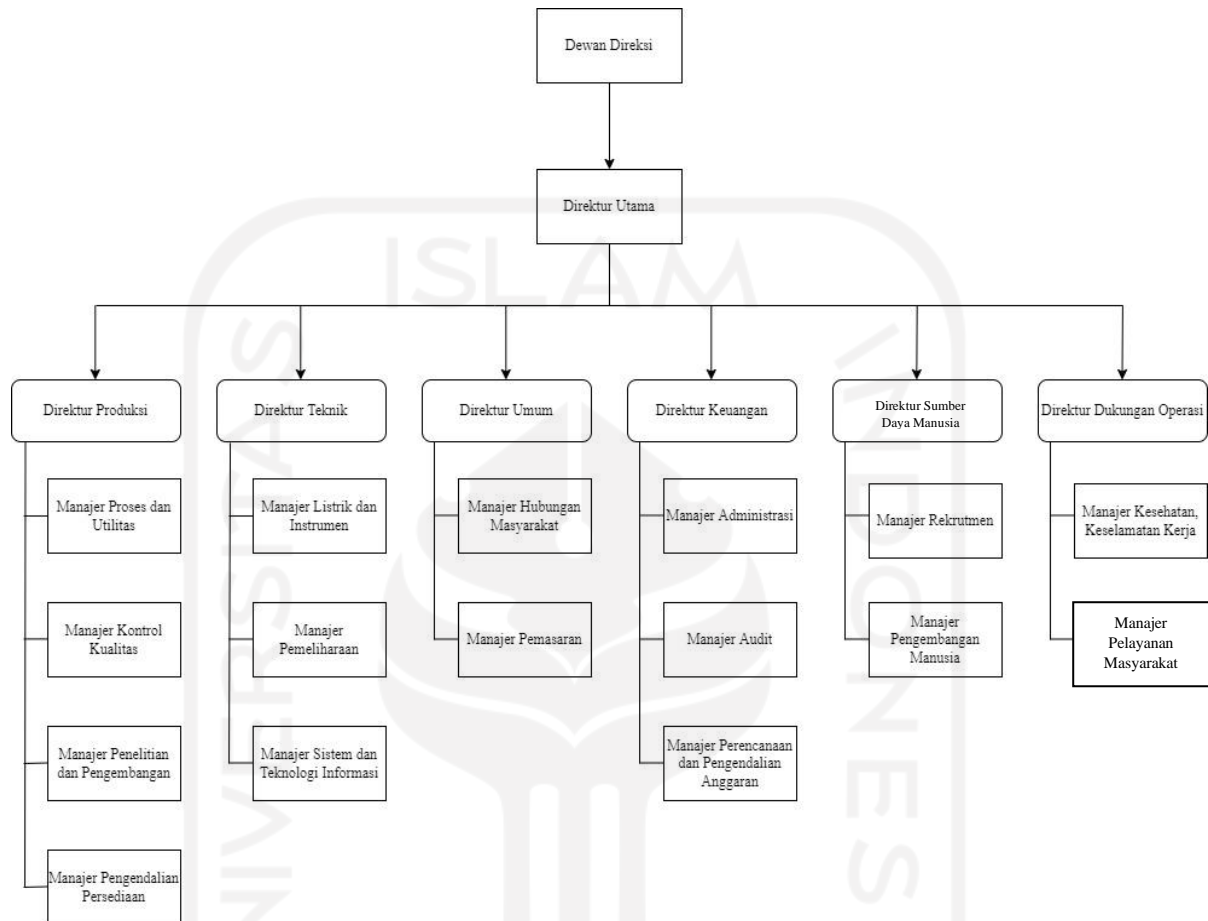
الجمهورية الإسلامية الإندونيسية

Tata letak alat proses tersaji sebagai berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.1 Struktur Perusahaan

Pabrik asetanilida dari asam asetat dan anilin ini direncanakan akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas. Untuk memperlancar jalannya perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagaaian tugas dan wewenang pada masing-masing karyawan dapat berjalan dengan baik. Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari.

Struktur manajemen perusahaan direncanakan terdiri dari 4 level struktural. Pimpinan tertinggi perusahaan adalah Direktur Utama yang membawahi 6 Departemen, yaitu Produksi, Teknik, Umum, Keuangan, Sumber Daya Manusia, dan Dukungan Operasi, yang masing- masing dipimpin oleh seorang Direktur. Direktur Utama dengan keenam Direktur tersebut disebut dengan direksi perusahaan. Tingkatan manajemen yang terendah adalah manajer yang membawahi kelompok – kelompok fungsional multi disiplin. Struktur organisasi perusahaan secara garis besar disajikan dalam bentuk diagram pada Gambar 4.4.

Tugas, wewenang dan tanggung jawab masing – masing jabatan adalah sebagai berikut :

1. Dewan Direksi

a. Direktur Utama

Tugas : Melaksanakan fungsi pimpinan dan penanggung jawab tertinggi perusahaan, memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, menentukan dan menerapkan system kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggungjawab terhadap kelangsungan pabrik

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 orang

b. Direktur Produksi

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan

dalam bidang produksi dan kelangsungan proses produksi secara kualitas dan kuantitas

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Produksi membawahi 4 manajer, yaitu:

- 1) Manajer Proses dan Utilitas
- 2) Manajer Kontrol Kualitas
- 3) Manajer Penelitian & Pengembangan
- 4) Manajer Pengendalian Persediaan

c. Direktur Teknik

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang teknologi yang secara langsung mendukung proses produksi dan kelangsungan operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin / Elektro (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Teknik membawahi 3 manajer, yaitu:

- 1) Manajer Listrik dan Instrumen
- 2) Manajer Pemeliharaan
- 3) Manajer Sistem dan Teknologi Informasi

d. Direktur Umum

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang hubungan masyarakat dan pemasaran.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Hukum / Komunikasi (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Umum membawahi 2 manajer, yaitu:

- 1) Manajer Hubungan Masyarakat
- 2) Manajer Pemasaran

e. Direktur Keuangan

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang perencanaan dan pengelolaan lalu lintas keuangan dan auditing.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi / Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Keuangan membawahi 2 manajer, yaitu:

- 1) Manajer Administrasi
- 2) Manajer Audit
- 3) Manajer Perencanaan dan Pengendalian Anggaran

f. Direktur Sumber Daya Manusia

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang pengembangan kualitas sumber daya

manusia

Pendidikan : Sarjana Psikologi (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Sumber Daya Alam membawahi 2 manajer, yaitu:

- 1) Manajer Rekrutmen
- 2) Manajer Pengembangan Manusia

g. Direktur Dukungan Operasi

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam mendukung bidang pelayanan umum operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik / Kesehatan Masyarakat / Sosial (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Dukungan Operasi membawahi 2 manajer, yaitu:

- 1) Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja
- 2) Manajer Layanan Masyarakat

2. Departemen Produksi

a. Manajer Proses dan Utilitas

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan proses produksi, penyediaan utilitas dan operasi pabrik secara keseluruhan.

Membawahi :

1) 2 orang Leader (Sarjana Teknik Kimia)

2) 47 orang Operator (D3 Teknik)

b. Manajer Kontrol Kualitas

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pemeriksaan dan pengaturan kualitas suatu produk.

Membawahi :

1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)

2) 2 orang Analyst (D3 Teknik Kimia / SLTA)

c. Manajer Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas penelitian dan pengembangan dalam efisiensi proses produksi dan kualitas hasil produksi

Membawahi :

1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)

2) 2 orang staff (D3 Kimia / SLTA)

d. Inventory Control Manager

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas penelitian dan pengembangan dalam efisiensi proses produksi dan kualitas hasil produksi.

Membawahi :

1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)

2) 2 orang staff (D3 Kimia / SLTA)

3. Departemen Teknik

a. Manajer listrik dan Instrumen

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pengawasan, pemeliharaan dan perbaikan alat – alat pembangkit listrik dan transmisi listrik

Membawahi :

1) 2 orang Electrical Engineer (Sarjana Teknik Elektro)

2) 6 orang teknisi (D3 / SLTA)

b. Manajer Pemeliharaan

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pemeriksaan dan pemeliharaan peralatan proses produksi.

Membawahi :

1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia / Mesin)

2) 10 orang teknisi (D3 / SLTA)

c. Manajer Sistem dan Teknologi Informasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas tersedianya jalur dan akses informasi, serta optimalisasi dan pengamanan

jaringan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Informatika / Ilmu Komputer)
- 2) 4 orang teknisi (D3 / SLTA)

4. Departemen Umum

a. Manajer Hubungan Masyarakat

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab membina dan menjaga hubungan baik dengan konsumen, supplier, rekanan, pemerintah dan media.

Membawahi :

- 1) 2 orang Assistant (Sarjana Teknik Komunikasi / Hukum)
- 2) 2 orang staff (D3 / SLTA)

b. Manajer Pemasaran

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pemasaran produk dan peningkatan kepuasan konsumen.

Membawahi :

- 1) 2 orang Assistant (Sarjana Teknik Ekonomi / Manajemen)
- 2) 1 orang staff (D3 Ekonomi)

5. Departemen Keuangan

a. Manajer Audit

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas audit, pemeriksaan kekayaan dan lalu lintas keuangan perusahaan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Auditor (Sarjana Akutansi / Ekonomi)
- 2) 2 orang staff (D3 Ekonomi/SLTA)

b. Manajer Perencanaan dan Pengendalian Anggaran

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas perencanaan dan pengendalian anggaran perusahaan.

Membawahi :

- 1) 1 orang assistant (Sarjana Ekonomi / Akuntansi)
- 2) 1 orang staff (D3 Ekonomi / SLTA)

c. Manajer Administrasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas administrasi pabrik, personalia, dan tata usaha.

Membawahi :

- 1) 4 orang staff (D3 / SLTA)

6. Departemen Sumber Daya Manusia

a. Manajer Rekrutmen

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas perekrutan dan penempatan tenaga kerja baru.

Membawahi :

1) 2 orang Assistant (Sarjana Psikologi)

2) 2 orang staff (SLTA)

b. Manager Pengembangan Manusia

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pengembangan dan pelatihan keterampilan pegawai.

Membawahi :

1) 2 orang Assistant (Sarjana Psikologi)

2) 2 orang staff (SLTA)

7. Operation Support Department

a. Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap keselamatan dan kesehatan kerja pegawai.

Membawahi :

1) 1 orang medical coordinator (Dokter)

2) 1 orang engineer (Sarjana Teknik Kimia / Kesehatan Masyarakat)

3) 6 orang medical staff (Dokter / Perawat)

b. Plant & Community Service Manager

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pelayanan umum, keamanan dan kebersihan fasilitas perusahaan.

Membawahi :

1) Security

- 1 orang security leader (Pendidikan Satpam)
- 30 orang security staff (Pendidikan Satpam)

2) Transportation

- 1 orang transportation leader (SLTA)
- 7 orang Driver (SLTA)

3) Cleaning Service

- 6 orang staff (SLTA)

Rincian penggajian karyawan adalah seperti pada tabel berikut:

Tabel 4.2 Rincian Penggajian Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji / Orang / Bulan	Total Gaji / Bulan
Direktur Utama	1	Rp. 75.000.000	Rp. 75.000.000
Direktur Bagian	6	Rp. 67.500.000	Rp. 405.000.000
Manager	16	Rp. 35.000.000	Rp. 560.000.000
Leader	2	Rp. 15.000.000	Rp. 30.000.000
Engineer	12	Rp. 10.000.000	Rp. 120.000.000
Asisstant and Medic	12	Rp. 7.500.000	Rp. 90.000.000
Operator	47	Rp. 4.000.000	Rp. 188.000.000
Security and Staff	77	Rp. 3.500.000	Rp. 269.500.000
Service Personel	14	Rp. 2.500.000	Rp. 35.000.000
Total	187	Rp. 220.000.000	Rp. 1.772.500.000

4.4.2 Jam Kerja Karyawan

Pabrik asetanilida dari asam asetat dan anilin ini beroperasi selama 24 jam

sehari dan 330 hari dalam setahun. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan digolongkan menjadi 2, yaitu:

1. Non - Shift

Karyawan non – shift bekerja 5 hari seminggu dan libur pada hari Sabtu, Minggu dan Hari Besar, dengan jam kerja:

- Senin & Kamis:

Jam Kerja : 08.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

- Jum'at

Jam Kerja : 07.30 – 16.00

Istirahat : 11.30 – 13.00

2. Shift

a) Shift Operasi

1) Shift Pagi : 08.00 – 16.00

2) Shift Sore : 16.00 – 24.00

3) Shift Malam : 00.00 – 08.00

b) Shift Security

1) Shift Pagi : 06.00 – 14.00

2) Shift Sore : 14.00 – 22.00

3) Shift Malam : 22.00 – 06.00

Karyawan shift dikelompokkan menjadi empat kelompok, yaitu shift A, B, C dan D. Dalam satu hari kerja, hanya 3 kelompok yang masuk, sedangkan 1

kelompok shift yang lain libur. Tiap kelompok bekerja tujuh hari dan libur dua hari. Siklus pergantian shift selama 9 hari tersaji dalam table 4.3 (siklus terulang tiap 9 hari)

Tabel 4.3 Siklus Pergantian *Shift* Karyawan

Shift	Hari Ke-								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Pagi	A	A	A	C	C	D	D	B	B
Sore	B	B	B	A	A	C	C	D	D
Malam	C	C	C	D	D	B	B	A	A
Off	D	D	D	B	B	A	A	C	C

Keterangan :

A, B, C, D : Regu Kerja

Off : Libur

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit proses yang bertugas menyediakan sarana-sarana penunjang proses produksi. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas antara lain:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit steam
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit penyedia udara tekan
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengelolaan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Pemenuhan kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik Asetanilida ini menggunakan Sungai Bengawan Solo sebagai sumber mendapatkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai yang dilakukan secara fisis dan kimia. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relative lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relative murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

a. Air Pendingin

Air digunakan sebagai pendingin dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relative tinggi persatuan volume.
- Mudah pengolahan dan pengaturannya.
- Tidak terdekomposisi.

b. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan sanitasi diantaranya untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid. Air sanitasi harus memnuhi kualitas tertentu yaitu :

► Syarat Fisika

- Suhu : Dibawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa

- Bau : Tidak berbau

➤ Syarat Kimia

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air

- Tidak beracun

- Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm

➤ Syarat Bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri – bakteri, terutama bakteri pathogen

c. Air Umpan Boiler

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- Zat – zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti CO_2 , O_2 , H_2S , dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat – zat yang dapat menyebabkan kerak

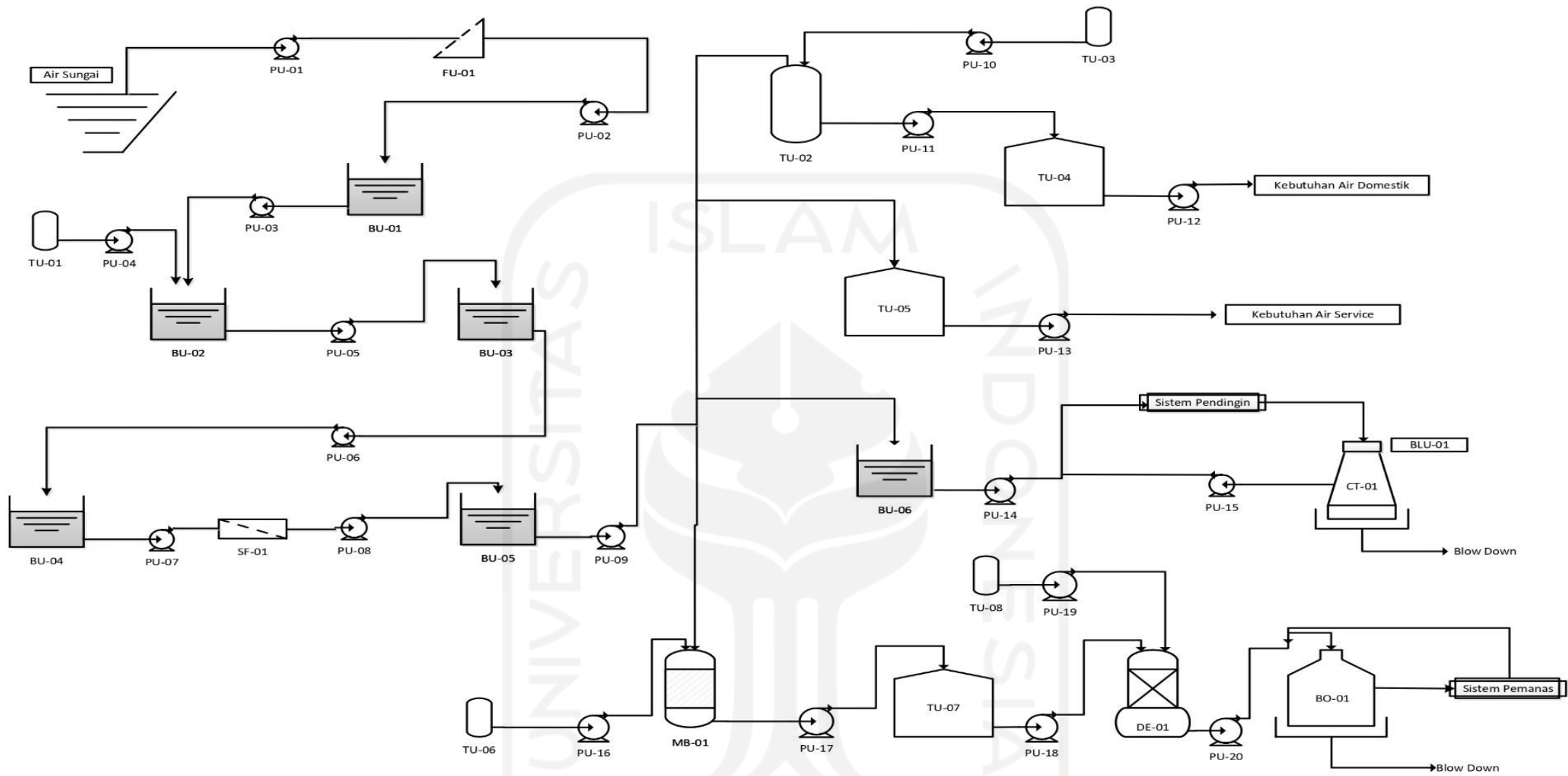
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Adanya kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.

- Zat – zat yang dapat menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan

foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan biasanya terjadi pada alkalitas tinggi.





Gambar 5.1 Unit Utilitas

Keterangan:

1. PU-01-20 : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. BO-01 : Boiler
4. BU-01 : Bak Sedimentasi
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Koagulasi dan Flokulasi
7. SF-01 : *Sand Filter*
8. BU-03 : Bak Pengendap I
9. TU-02 : Tangki Klorinasi
10. TU-03 : Tangki Kaporit
11. TU-04 : Tangki Air Bersih
12. TU-05 : Tangki *Service Water*
13. TU-06 : Tangki NaCl
14. BU-04 : Bak Pengendap II
15. BU-05 : Bak Penampung Sementara
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. MB-01 : *Mixed-Bed*
18. TU-07 : Tangki Air Demin
19. TU-08 : Tangki N₂H₄
20. BU-06 : Bak Air Pendingin
21. DE-01 : Deaerator
22. BLU-01 : *Blower Cooling Tower*

5.1.2 Unit Pengelolaan Air

Perancangan suatu pabrik membutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Pada pabrik asetanilida ini, sumber air terdekat didapatkan dari Sungai Bengawan Solo. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap - tahap proses pengolahan air yang dilakukan :

a. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan ditampung di dalam *reservoir*.

b. Penyaringan (*Screening*)

Tahap *screening* adalah proses memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah - sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap pengolahan air berikutnya. Pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor.

c. Penggumpalan

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel

tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

d. Bak Pengendap

Bak pengendap ini bertujuan untuk tempat pengendapan flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentukan flok tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

e. Penyaringan (*Sand Filter*)

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat *sand filter* untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

f. Bak Penampung Air Bersih (*Filter Water Storage*)

Filtered water yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Produksi *filtered water* yang ada di storage selanjutnya didistribusikan sebagai:

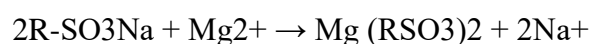
- Air layanan umum (*service water*)
- *Domestic water*
- *Make up Cooling Tower*
- Bahan baku *Demin Plant*

g. Demineralisasi

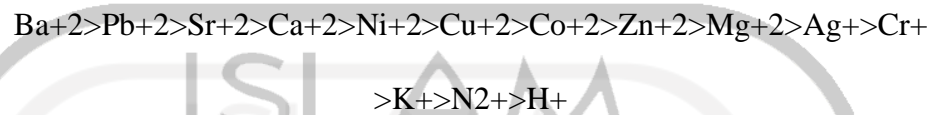
Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral - mineral terlarut seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan *Boiler*. Peralatan-peralatan yang digunakan untuk pembuatan *Demin Water* ini adalah:

- *Cation Exchanger*

Dari bak penampung air bersih, air kemudian mengalir ke unit *Cation Exchanger* untuk ditukar ion-ion positifnya (Ca^{++} , Mg^{++} , Na^{+} , K^{+} , Fe^{++} , Mn^{++} , Al^{+++}) terutama Ca^{++} , Mg^{++} , dengan ion-ion H^{+} atau Na^{+} oleh resin. Karena Ca^{++} dan Mg^{++} penyebab terjadinya kerak-kerak pada *Boiler* yang selanjutnya akan mengganggu operasi. Reaksi penukaran kation yaitu:



Ion Mg^{2+} dapat menggantikan ion Na^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{2+} lebih besar dari selektivitas Na^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah $NaCl$.

Reaksi regenerasinya:



- *Anion Exchanger*

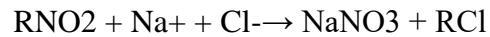
Air yang sudah bebas ion – ion positifnya selanjutnya dialirkan ke unit *Anion Exchanger* untuk diserap / ditukar ion negatif (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- , SiO_2) dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RCl . Reaksi pertukarannya yaitu:



NO_3^- dapat menggantikan ion Cl^- yang ada dalam resin karena selektivitas NO_3^- lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah $NaCl$. Reaksi Regenerasi:

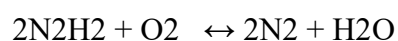


- *Mixed Bed*

Unit Mixed Bed adalah tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi Boiler bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu vessel. Kation akan terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila mixed bed sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

- *Deaerator*

Tujuan dari unit ini adalah menghilangkan gas-gas terlarut terutama O₂ dan CO₂ yang masih terikat dalam feed water yang telah didemineralisasi. Gas-gas tersebut dihilangkan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Reaksi yang disebabkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bitnik-bintik pada pipa yang semakin menebal dan akhirnya menutupi permukaan pipa. Sehingga diperlukan pemanasan agar gas-gas terlarut tersebut dapat dihilangkan. Dalam deaerator, dengan menggunakan koil pemanas, air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C. dalam deaerator juga diinjeksikan zat-zat kimia yaitu hidrazin yang berfungsi untuk mengikat oksigen dengan reaksi seperti berikut:



1. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Total Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode	Jumlah (Kg/Jam)
Reaktor 1	R-01	553,7244
Reaktor 2	R-02	55,3724
Cooler 1	CL-01	3.870,1645
Cooling Screw Conveyor	CSC-01	7.103,3861
Total		11.582,6474

Kebutuhan total air pendingin = 11.582,6474 kg/jam

Perancangan dibuat *overdesign* 20% = 13.899,1768 kg/jam

- Jumlah air yang menguap (W_e)

$$= 0,00085 \times 13.899,1768 \times 20$$

$$= 236,2860 \text{ Kg/Jam}$$

- *Drift Loss* (W_d)

$$= 0,0002 \times W_e$$

$$= 0,0002 \times 13.899,1768$$

$$= 2,7798 \text{ Kg/Jam}$$

- *Blowdown* (W_b)

$$= \frac{W_e}{(\text{Cycle}-1)} \text{ dipilih cycle 4 kali}$$

$$= \frac{W_e}{(\text{Cycle}-1)}$$

$$= 75,9822 \text{ Kg/Jam}$$

Sehingga jumlah *Make Up Water* (W_m) adalah :

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 315,0480 \text{ Kg/Jam}$$

Perancangan dibuat oversized 20% , sehingga

$$W_m = 378,0576 \text{ Kg/Jam}$$

b. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Tabel 5.2 Total Kebutuhan Air Pemanas

Alat	Kode	Jumlah (Kg/Jam)
Heater 1	HE-01	216,1325
Heater 2	HE-02	164,2371
Heater 3	HE-03	78,7139
Evaporator	EV-01	2.731,0915
Total		3.190,1806

$$\text{Kebutuhan total air untuk steam} = 3.190,1806 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Perancangan dibuat oversized 20\%} = 3.828,2167 \text{ kg/jam}$$

$$\text{- Blowdown} = 15\% \times \text{Kebutuhan Steam}$$

$$= 15\% \times 3.828,2167$$

$$= 574,2325 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{- Steam Trap} = 5\% \times \text{Kebutuhan Steam}$$

$$= 5\% \times 3.828,2167$$

$$= 191,4108 \text{ Kg/Jam}$$

Kebutuhan air make up untuk steam

$$= \text{Blowdown} + \text{Steam Trap}$$

$$= 574,2325 + 191,4108$$

$$= 765,6433 \text{ Kg/Jam}$$

Perancangan ini dibuat overdesign, sehingga :

Kebutuhan air make up untuk steam = 910,7720 Kg/Jam

c. Kebutuhan Air Domestic

Kebutuhan air domestic meliputi kebutuhan air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari
= 4,0729 g/jam

Jumlah karyawan = 187 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 761,6391 Kg/Jam

- Kebutuhan air untuk area mess

Jumlah mess = 20 Rumah

Penguni setiap mess = 3 Orang

Kebutuhan air untuk mess = 10.000 Kg/Jam

Total kebutuhan air domestic = 28.279,3378 Kg/Jam

d. Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan

kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, dan lain –lain.

Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 30.092,0347 Kg/Jam. Dapat dilihat berdasarkan tabel dibawah.

Tabel 5.3 Total Kebutuhan *Service Water*

No.	Keperluan	Jumlah (Kg/Jam)
1.	<i>Domestic Water</i>	28.279,3378
2.	<i>Service Water</i>	500,0000
3.	<i>Cooling Water</i>	378,0576
4.	<i>Steam Water</i>	918,7720
Total		30.076,1674

5.2 Unit Pembangkit Steam

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

Kapasitas : 3.828,2167 Kg/Jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya juga tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam economizer, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200°C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke economizer sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Pabrik asetanilida kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut spesifikasi generator diesel yang dapat digunakan yaitu:

Kapasitas = 104,0140 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik:

a) Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 5.4 Total Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	0,5	372,85
	R-02	0,5	372,85
<i>Crystallizer</i>	CR-01	0,25	186,425

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Cooling Screw Conveyor</i>	CSC -01	0,43	320,651
<i>Ball Mill</i>	BM-01	0,75	559,275
<i>Vibrating Screen</i>	VS-01	4	2.982,8
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	5	3.728,5
Pompa Proses	P-01	0,125	93,2125
	P-02	0,125	93,2125
	P-03	0,25	186,425
	P-04	0,25	186,425
	P-05	0,75	559,275
	P-06	0,50	37,285
Total		12,98	9.679,186

Total power yang dibutuhkan :

$$P = 9679,1860 \text{ Watt}$$

$$= 9,6792 \text{ kW}$$

b) Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 5.5 Total Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	15	11.185,5000
Kompresor Udara Tekan	KU-01	5	3.728,5000
Blower	BL-01	0,5	372,8500
Pompa	PU-01	1,5	1.118,5500
	PU-02	1,5	1.118,5500
	PU-03	2	1.491,4000
	PU-04	0,05	37,2850
	PU-05	1,5	1.118,5500
	PU-06	1,5	1.118,5500
	PU-07	1,5	1.118,5500
	PU-08	0,75	559,2750
	PU-09	1,5	1.118,5500
	PU-10	0,05	37,2850
	PU-11	3	2237,1000

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
	PU-12	0,5	372,8500
	PU-13	0,05	37,2850
	PU-14	0,3333	248,5418
	PU-15	0,05	37,2850
	PU-16	0,05	37,2850
	PU-17	0,05	37,2850
	PU-18	0,05	37,2850
	PU-19	0,05	37,2850
	PU-20	0,05	37,2850
Total		35,0333	26.124,3318

Total power yang dibutuhkan :

$$P = 26.124,3318 \text{ Watt}$$

$$P = 26,1243 \text{ kW}$$

Total listrik yang dibutuhkan untuk motor penggerak :

$$P = 35,8035 \text{ kW}$$

c) Kebutuhan listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total

kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 8,9509 \text{ kW}$$

d) Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total

kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 5,3705 \text{ kW}$$

e) Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti (AC, computer, dan lain-lain) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 5,3705 \text{ kW}$$

f) Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 5,3705 \text{ kW}$$

g) Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1.000 watt

Jumlah rumah = 20 unit

Kebutuhan listrik perumahan = 20.000 watt

= 20 Kw

Total kebutuhan listrik pabrik adalah 83,2112 kW, dapat dilihat berdasarkan tabel dibawah ini.

Tabel 5.6 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Power Plant	9,6792
2.	Utilitas	26,1243
3.	Alat Kontrol	8,9509

No.	Keperluan	Kebutuhan (kW)
4.	Penerangan	5,3705
5.	Peralatan Kantor	5,3705
6.	Bengkel, Laboratorium	5,3705
7.	Perumahan	20,0000
Total		80,8660

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 54,2045 m³/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan generator yaitu solar sebanyak 9,2295 kg/jam dan bahan bakar yang digunakan boiler yaitu *fuel oil* sebanyak 305,0209 kg/jam bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina EP Cepu dan PGN Gresik.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik asetanilida adalah limbah cairan dan padatan.

- a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain- lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan- bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik asetanilida ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah Hasil Proses

Berdasarkan baku mutu emisi yang ditentukan oleh pemerintah, limbah yang dibuang ke lingkungan harus menggunakan standart yaitu :

- Anilin : 2 mg/m^3
- Asam Asetat : 25 mg/m^3
- Debu Asetanilida : 10 mg/m^3

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (1)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screener	Mengalirkan air dari screener menuju bak reservoir	Mengalirkan air dari bak reservoir menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan alum dari tangka alum menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi menuju bak pengendap
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	200,8667	190,8234	190,8234	0,00004	181,2822
Spesifikasi					
Head Pompa (ft.lbf/lbm)	10,5938	15,3095	15,3095	14,6317	17,0022
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	1	1,5	1,5	0,05	1,5
Tenaga Motor (Hp)	1,5	1,5	1,5	0,05	1,5

Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (2)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap I menuju bak pengendap II	Mengalirkan air dari bak pengendap II menuju sand filter	Mengalirkan air sand filter menuju bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari tangka kaporit ke tangki klorinasi
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				

Kapasitas (gpm)	181,2822	630,8822	155,4268	155,4268	2,4710
Spesifikasi					
Head Pompa (ft.lbf/lbm)	17,0022	4,1463	7,2800	5,0307	1,4990
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	1,5	1	0,75	0,5	0,05
Tenaga Motor (Hp)	1,5	1,5	0,75	0,5	0,05

Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (3)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih	Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju area domestic	Mengalirkan air dari tangki air service menuju area kebutuhan air service	Mengalirkan air dari bak air dingin menuju <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> menuju <i>recycle</i> dari bak dingin
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	8.768,4729	146,1412	155,0332	1,9537	1,9537
Spesifikasi					
Head Pompa (ft.lbf/lbm)	33,6112	3,4314	17,3957	13,4327	16,4043
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	2	0,3333	0,0500	0,3333	0,05
Tenaga Motor (Hp)	3	0,5000	0,0500	0,3333	0,05

Tabel 5.10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Utilitas (4)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari tangka larutan	Mengalirkan air dari <i>Mixed-Bed</i> menuju	Mengalirkan air dari tangki demin	Mengalirkan larutan N2H4 dari tangki penampungan	Mengalirkan air dari dearator

	NaCl menuju <i>Mixed-Bed</i>	tangka air demin	menuju tangki dearator	menuju deareator	menuju boiler
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	0,0287	4,7480	4,8300	4,8603	4,7480
Spesifikasi					
Head Pompa (ft.lbf/lbm)	2,8854	5,8572	11,8720	3,8565	5,1457
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	0,0500	0,0500	0,0500	0,0500	0,0500
Tenaga Motor (Hp)	0,0500	0,0500	0,0500	0,0500	0,0500

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Utilitas (1)

Spesifikasi	Bak				
	Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispresi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan yang berfungsi untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ₂)	Menampung sementara raw water setelah disaring di <i>sand filter</i>
Jenis	Bak persegi	Bak silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton bertulang dan dilapisi porselin
Spesifikasi					
Panjang (m)	8,9139	-	7,9664	13,2873	4,1637
Lebar (m)	8,9139	-	7,9664	13,2873	4,1637
Tinggi (m)	4,4597	3,7710	3,9832	6,6437	2,0818
Diameter (m)	-	3,7710	-	-	-

Jumlah	1	1	1	1	1
--------	---	---	---	---	---

Tabel 5.12 Spesifikasi Bak Utilitas (2)

Spesifikasi	Bak
Kode	BU-06
Fungsi	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Panjang (m)	2,7925
Lebar (m)	2,7925
Tinggi (m)	1,3963
Diameter (m)	-
Jumlah	1

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki (1)

Spesifikasi	Tangki				
	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi (TU-02)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	2,3458	3,5096	0,4566	814,4449	14,4000
Diameter (m)	1,1729	3,5096	0,4566	10,1235	2,6373
Volume (m ³)	2,5332	33,9353	0,0747	10,1235	2,6373
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki (2)

Spesifikasi	Tangki		
	Kode	TU-06	TU-07
Fungsi	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger	Menampung air untuk umpan boiler	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Spesifikasi <i>Carbon Steel</i>			
Tinggi (m)	0,8799	2,4417	0,8455
Diameter (m)	0,8799	2,4417	0,8455
Volume (m ³)	0,5347	11,4273	0,4744
Jumlah	1	1	1

Tabel 5.15 Spesifikasi *Screener* Utilitas

Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Bahan	Aluminium
Spesifikasi	
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter	1
Jumlah	1

Tabel 5.16 Spesifikasi *Sand Filter* Utilitas

Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Bahan	Bak berbentuk balok
Material	Spheres
Ukuran pasir (mesh)	28
Spesifikasi	
Panjang (m)	2,0065
Lebar (m)	2,0065
Tinggi (m)	1,0032

Jumlah	1
--------	---

Tabel 5.17 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	3,2843
Lebar (m)	3,2843
Tinggi (m)	4,0943
Jumlah	1

Tabel 5.18 Spesifikasi *Mixed-Bed*

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃
Jenis	Tangki silinder tegak
Resin	Zeolit
Spesifikasi	
Diameter tangki (m)	0,3489
Tinggi tangki (m)	1,6764
Tinggi bed (m)	1,3970
Volume bed (m ³)	0,1335
Volume bak resin (m ³)	807,1527
Tebal (in)	0,1875
Jumlah	1

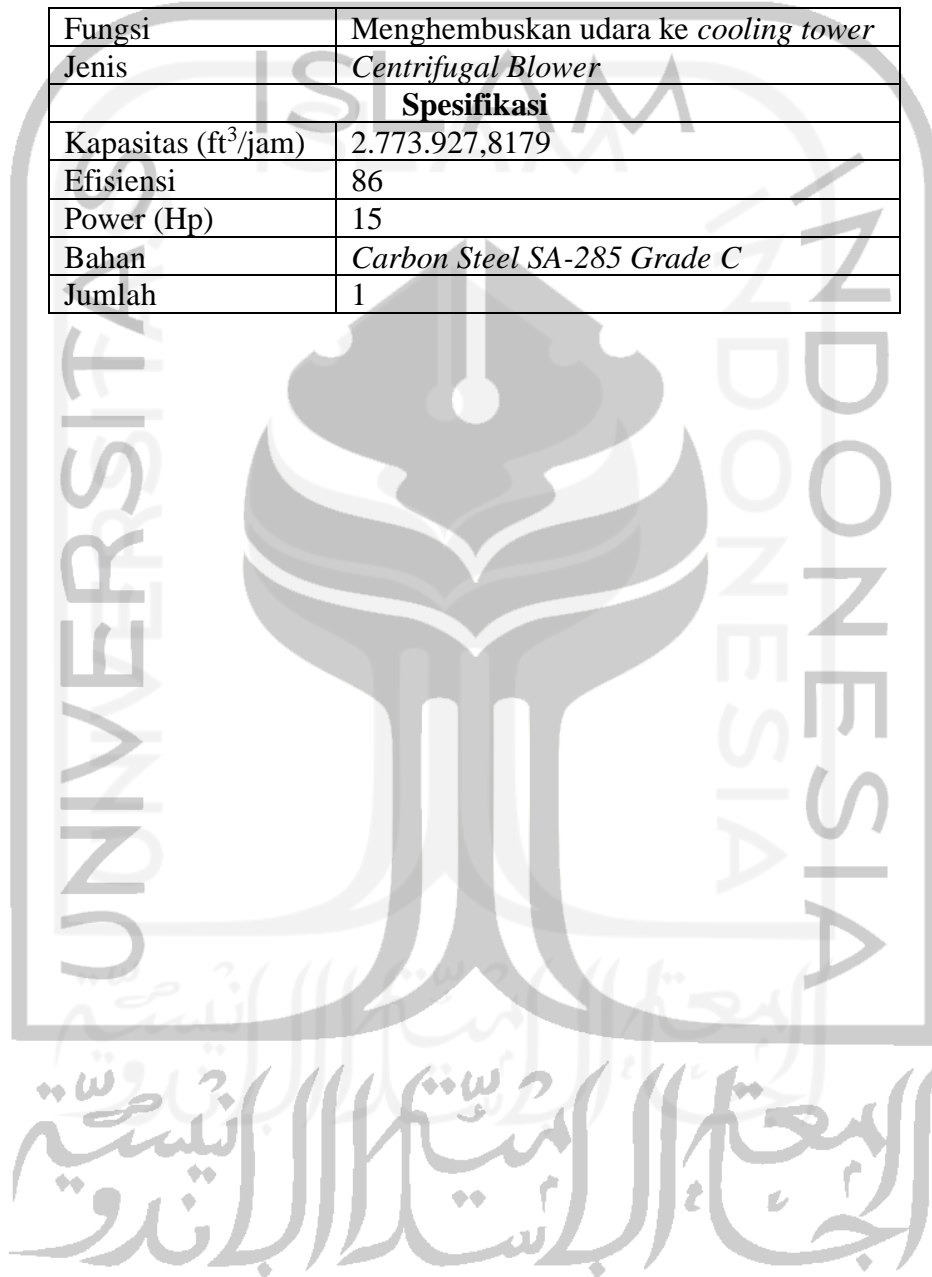
Tabel 5.19 Spesifikasi *Dearator*

Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler dan turbin
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	0,9188
Diameter (m)	1,1199
Tinggi (m)	1,1199

Volume (m ³)	1,1025
Jumlah	1

Tabel 5.20 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (ft ³ /jam)	2.773.927,8179
Efisiensi	86
Power (Hp)	15
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada evaluasi ekonomi perancangan pabrik asetanolida merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan dilakukannya evaluasi ekonomi bisa untuk memperkirakan modal investasi untuk mengetahui apakah pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak jika didirikan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga alat tersebut digunakan sebagai dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan melihat kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau balik modal.

Hal –hal yang perlu ditinjau atau di analisa pada perancangan pabrik asetanolida ini yaitu dalam kelayakan investasi penanaman modal dalam sebuah pabrik asetanolida dapat diperkirakan dan dianalisa antara lain :

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

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*), yang terdiri dari:
 - *Fixed Capital Investment* (Modal tetap)
 - *Working Capital* (Modal Kerja)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Costs*), yang terdiri dari:
 - Biaya pengeluaran (*Manufacturing Costs*)
 - Biaya pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Harga Alat

Harga peralatan akan mengalami perubahan seiring dengan perubahan ekonomi. Untuk mengetahui harga peralatan pada tahun tertentu dapat dilakukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun yang lalu.

Indeks harga pada tahun 2025 dapat diperkirakan menggunakan garis linier data indeks pada tahun 1991 hingga 2019 yang dapat dilihat pada tabel berikut :

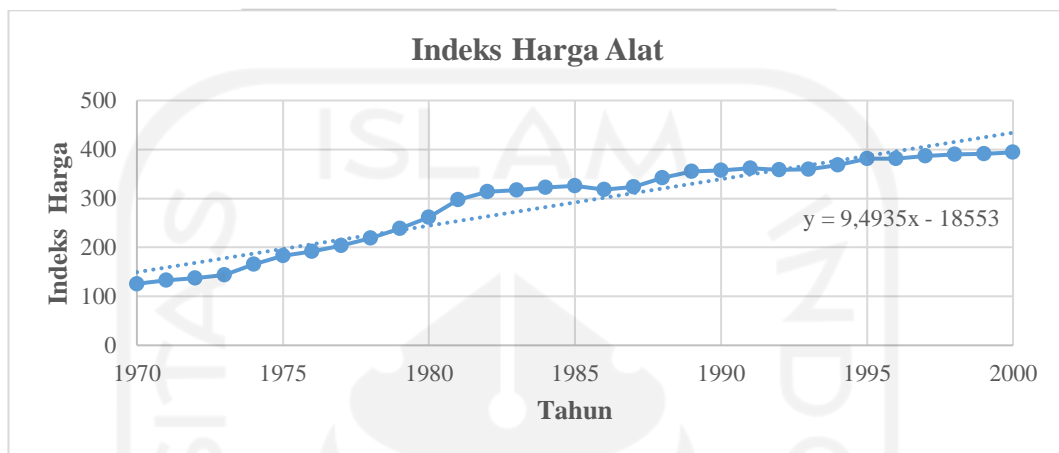
Tabel 6.1 Indeks Harga pada tahun 1970 hingga 2000

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1	1970	125,7
2	1971	132,3
3	1972	137,2
4	1973	144,1
5	1974	165,4
6	1975	182,4
7	1976	192,1
8	1977	204,1
9	1978	218,8
10	1979	238,7
11	1980	261,2
12	1981	297,0
13	1982	314,0
14	1983	317,0
15	1984	322,7
16	1985	325,3
17	1986	318,4
18	1987	323,8
19	1988	342,5
20	1989	355,4
21	1990	357,6
22	1991	361,3
23	1992	358,2
24	1993	359,2
25	1994	368,1
26	1995	381,1
27	1996	381,7
28	1997	386,5
29	1998	389,5
30	1999	390,6
31	2000	394,1

(Sources : www.chemengonline.com/pci)

Dari data diatas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y=9,4935x - 18553$. Pabrik asetanilida dari anilin dan asam asetat kapasitas 30.000 ton/tahun

akan didirikan pada tahun 2026 dan beroperasi pada tahun 2027. Dari persamaan regresi linear tersebut diperoleh indeks sebesar 680,831 pada tahun 2026. Grafik plotting data dapat dilihat pada gambar berikut



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

Harga alat pada pabrik asetanilida diperoleh dari situs matche (www.matche.com) serta dari beberapa referensi lainnya. Perhitungan alat pada tahun 2025 saat pabrik didirikan diperoleh dengan rumus berikut :

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny} \right) Ey \text{ (Aries \& Newton)}$$

Keterangan :

Ex : Harga tahun pembelian

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun pembelian

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

6.2.1 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi pabrik asetanilida ini

adalah :

1. Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun: 2026
4. Pabrik beroperasi tahun: 2027
5. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 14.653
6. Umur alat : 10 tahun

6.2.2 Perkiraan Harga Alat

Perkiraan harga alat di bagi menjadi 2 bagian yaitu perkiraan harga alat untuk proses dan perkiraan harga alat untuk utilitas. Berikut perkiraan harga alat yang akan digunakan dalam pra rancangan pabrik asetanilida :

Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Dalam USD	Dalam Rupiah
1	Tangki Penyimpanan C ₆ H ₅ NH ₂	T-01	1	\$3.331.560,83	Rp. 48.818.360.251,66
2	Tangki Penyimpanan CH ₃ COOH	T-02	1	\$736.745,57	Rp. 10.795.753.899,88
3	Silo C ₈ H ₉ NO	SL-01	1	\$294.925,68	Rp. 4.321.634.439,98
4	Reaktor	R-01, R-02	2	\$93.409,56	Rp. 1.368.758.280,66
5	<i>Evaporator</i>	EV-01	1	\$61.411,26	Rp. 899.877.608,33
6	<i>Crystallizer</i>	CR-01	1	\$1.830.207,16	Rp. 26.818.574.648,12
7	<i>Ball Mill</i>	BM-01	1	\$320.134,62	Rp. 4.691.028.643,40
8	<i>Vibrating Screen</i>	VS-01	1	\$30.326,55	Rp. 444.384.004,11
9	<i>Heater</i>	HE-01	1	\$2.464,03	Rp. 36.106.200,33
10	<i>Heater</i>	HE-02	1	\$2.084,95	Rp. 30.551.400,28
11	<i>Heater</i>	HE-03	1	\$2.084,95	Rp. 30.551.400,28
12	<i>Cooler</i>	CL-02	1	\$2.084,95	Rp. 41.661.000,39
13	<i>Cooling Screw Conveyor</i>	CSC-01	1	\$7.202,56	Rp. 105.541.200,98

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Dalam USD	Dalam Rupiah
14	<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	\$31.653,33	Rp. 463.825.804,29
15	Pompa	P-01	1	\$18.764,55	Rp. 274.962.602,54
16	Pompa	P-02	1	\$12.320,16	Rp. 180.531.001,67
17	Pompa	P-03	1	\$18.764,55	Rp. 274.962.602,54
18	Pompa	P-04	1	\$18.764,55	Rp. 274.962.602,54
19	Pompa	P-05	1	\$12.320,16	Rp. 180.531.001,67
20	Pompa	P-06	1	\$12.320,16	Rp. 180.531.001,67
21	<i>Expansion Valve</i>	EXV-01	1	\$87,19	Rp. 1.277.604,01
Total Alat Proses				\$1.587.574	Rp. 23.263.197.101,23

Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Dalam USD	Dalam Rupiah
1	Screening	FU-01	1	\$45.679	Rp. 669.353.406,19
2	Sedimentasi	BU-01	1	\$11.183	Rp. 163.866.601,52
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-01	1	\$11.183	Rp. 163.866.601,52
4	Tangki Larutan Alum	TU-01	1	\$95	Rp. 1.388.700,01
5	Bak Pengendap I	BU-03	1	\$11.183	Rp. 163.866.601,52
6	Bak Pengendap II	BU-04	1	\$11.183	Rp. 163.866.601,52
7	Sand Filter	SF-01	1	\$8.793	Rp. 128.843.587,19
8	Bak Penampung Sementara	BU-05	1	\$11.183	Rp. 163.866.601,52
9	Tangki Klorinasi	TU-02	1	\$21.797	Rp. 319.401.002,96
10	Tangki Kaporit	TU-03	1	\$21.797	Rp. 319.401.002,96
11	Tangki Air Bersih	TU-04	1	\$161.299	Rp. 2.363.567.421,87
12	Tangki Service Water	TU-05	1	\$13.647	Rp. 199.972.801,85
13	Bak Air Pendingin	BU-06	1	\$11.183	Rp. 163.866.601,52
14	Cooling Tower	CT-01	1	\$542.087	Rp. 7.943.364.073,49
15	Blower Cooling Tower	BLU-01	1	\$3.601	Rp. 52.770.600,49
16	Mixed Bed	MB-01	1	\$168.123	Rp. 2.463.553.822,79
17	Tangki NaCl	TU-06	1	\$1.327	Rp. 19.441.800,18
18	Tangki Air Demin	TU-07	1	\$264.410	Rp. 3.874.473.035,85
19	Deaerator	DE-01	1	\$37.340	Rp. 547.147.805,06
20	Tangki N ₂ H ₄	TU-08	1	\$17.059	Rp. 249.966.002,31
21	Boiler	BO-01	1	\$3.222	Rp. 47.215.800,44
22	Pompa 1	PU-01	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
23	Pompa 2	PU-02	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Dalam USD	Dalam Rupiah
24	Pompa 3	PU-03	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
25	Pompa 4	PU-04	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
26	Pompa 5	PU-05	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
27	Pompa 6	PU-06	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
28	Pompa 7	PU-07	1	\$23.314	Rp. 341.620.203,16
29	Pompa 8	PU-08	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
30	Pompa 9	PU-09	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
31	Pompa 10	PU-10	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
32	Pompa 11	PU-11	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
33	Pompa 12	PU-12	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
34	Pompa 13	PU-13	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
35	Pompa 14	PU-14	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
36	Pompa 15	PU-15	1	\$14.784	Rp. 216.637.202,00
37	Pompa 16	PU-16	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
38	Pompa 17	PU-17	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
39	Pompa 18	PU-18	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
40	Pompa 19	PU-19	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
41	Pompa 20	PU-20	1	\$3.033	Rp. 44.438.400,41
Total Alat Utilitas				\$1.587.574	Rp. 23.263.197.101,23

Tabel 6.4 Perkiraan Harga Alat Pengelolaan Limbah

No.	Nama Alat	Jumlah	Dalam USD	Dalam Rupiah
1	Wet Scrubber for Acid	1	\$10.000	Rp. 146.533.000

6.2.2 Perhitungan Biaya

6.2.3.1 Modal (Capital Investment)

Capital investment atau disebut juga dengan modal investasi atau sejumlah uang yang harus disiapkan sebelum mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu :

1. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment yaitu biaya atau modal tetap yang harus

dikeluarkan untuk pengadaan fasilitas-fasilitas di suatu pabrik dan alat operasi lainnya. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik Asetanilida ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, and *fixed capital investment* seperti pada Tabel 6.4 sampai Tabel 6.6.

Tabel 6.4 *Physical Plan Cost (PPC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp. 122.914.152.690,90	\$8.388.155,07
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp. 30.728.538.172,73	\$2.097.038,77
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp. 21.862.181.092,44	\$1.491.962,98
4	<i>Piping Cost</i>	Rp. 69.872.937.911,31	\$4.768.409,70
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp. 31.063.451.201,40	\$2.119.894,58
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp. 4.990.803.377,05	\$340.592,45
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp. 12.291.415.269,09	\$838.815,51
8	<i>Building Cost</i>	Rp. 46.122.000.000,00	\$3.147.550,38
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp. 15.374.000.000,00	\$1.049.183,46
Total		Rp. 355.219.479.714,92	\$24.241.602,90

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp. 355.219.479.714,92	\$24.241.602,90
2	<i>Engineering and Construction</i>	Rp. 71.043.895.942,98	\$4.848.320,58
Total		Rp. 426.263.375.657,90	\$29.089.923,48

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp. 426.263.375.657,90	\$29.089.923,48

2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp. 17.050.185.947,23	\$1.163.596,94
3	<i>Contingency</i>	Rp. 42.625.464.868,09	\$2.908.992,35
	Total	Rp. 485.930.299.496,18	\$33.162.512,76

2. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- a) Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- b) Investasi yang cepat kembali
- c) Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai , aman , dan lain-lain.

Tabel 6.7 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp. 35.691.543.302,53	\$2.435.734,16
2	<i>Inproses Inventory</i>	Rp. 81.140.374.625,28	\$5.537.344,80
3	<i>Product Inventory</i>	Rp. 59.011.181.545,66	\$4.027.159,86
4	<i>Extended Credit</i>	Rp. 87.918.000.000,00	\$6.000.000,00
5	<i>Available Cash</i>	Rp. 59.011.181.545,66	\$4.027.159,86
	Total	Rp. 322.774.081.019,12	\$22.027.398,68

6.2.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain :

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp. 392.606.976.327,80	\$26.793.075,71
2	<i>Labor</i>	Rp. 21.270.000.000,00	\$1.451.550,16
3	<i>Supervision</i>	Rp. 2.127.000.000,00	\$145.155,02
4	<i>Maintenance</i>	Rp. 72.891.037.237,50	\$4.974.376,91
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 10.933.655.585,63	\$746.156,54
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp. 19.342.356.000,00	\$1.320.000,00
7	<i>Utilities</i>	Rp. 2.471.349.578,80	\$168.654,81
	Total	Rp. 521.642.374.729,73	\$35.598.969,16

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 3.190.500.000,00	\$217.736,98
2	<i>Laboratory</i>	Rp. 2.127.000.000,00	\$145.157,99
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 10.635.000.000,00	\$725.789,94
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp. 48.355.890.000	\$3.300.000,00
Total		Rp. 64.308.390,00	\$4.388.662,62

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

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

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 48.594.024.825,00	\$3.316.251,28
2	<i>Property taxes</i>	Rp. 9.718.804.965,00	\$663.250,26
3	<i>Insurance</i>	Rp. 4.859.402.482,50	\$331.625,13
Total		Rp.63.172.232.272,50	\$4.311.126,66

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp. 521.642.374.729,73	\$35.598.969,16
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp. 64.308.390.000,00	\$4.388.662,62
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp. 63.172.232.272,50	\$4.311.126,66
Total		Rp. 649.122.997.002,23	\$44.298.758,44

6.2.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari

perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan

Tabel 6.12 *General Expenses*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp. 19.342.356.000,00	\$1.320.000,00
2	<i>Sales Expense</i>	Rp. 48.355.890.000,00	\$3.300.000,00
3	<i>Research</i>	Rp. 38.684.712.000,00	\$2.640.000,00
4	<i>Finance</i>	Rp. 16.174.286.585,38	\$1.103.798,23
	Total	Rp. 122.557.244.585,38	\$8.363.798,23

Tabel 6.13 *Total Production Cost*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp. 649.122.997.002,23	\$44.298.758,44
2	General Expenses (GE)	Rp. 122.557.244.585,38	\$8.363.798,23
	Total	Rp. 771.680.241.587,61	\$52.662.556,67

6.2.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp.967.117.800.000,00

Total biaya produksi : Rp. 771.680.241.587,61

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi

: Rp. 195.437.558.412,39

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 35 % x Rp. 195.437.558.412,39
 : Rp. 68.403.145.444,34

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak
 : Rp. 127.034.412.968,05

6.2.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

5.2.5.1 Return on Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari investasi yang sudah dikerluarkan. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

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

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Rp.195.437.558.412,39}}{\text{Rp.506.662.723.019,44}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = 40,22 \%$$

2. ROI setelah pajak (ROI a)

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp.122.654.936.761,80}}{\text{Rp.485.930.299.496,18}} \times 100\%$$

$$\text{ROI a} = 26,14 \%$$

6.2.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah dari tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi dengan deperesiasi. *Pay Out Time* juga bias di katakan jangka waktu pengembalian modal yang sudah ditanam berdasarkan keuntungan yang sudah dicapai. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk mengembalikan suatu modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

Waktu dalam pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang didapatkan. Perhitungan ini dibutuhkan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang sudah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ sebelum\ pajak + 0,1 \times Fixed\ Capital)} \times 100\%$$

1. POTb sebelum pajak (POT b)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ sebelum\ pajak + 0,1 \times Fixed\ Capital)} \times 100\%$$

$$POT = \frac{Rp.485.930.299.496,18}{(Rp. 195.437.558.412,39 + 0.1 \times Rp.506.662.723.019,44)} \times 100\%$$

$$POT\ b = 1,99\ \text{tahun}$$

2. POTa sesudah pajak (POT a)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ sesudah\ pajak + 0,1 \times Fixed\ Capital)} \times 100\%$$

$$POT = \frac{Rp.485.930.299.496,18}{(Rp.122.654.936.761,80 + 0.1 \times Rp.485.930.299.496,18)} \times$$

$$100\%$$

$$POT\ a = 2,77\ \text{tahun}$$

6.2.5.3 Break Event Point (BEP)

Break Event Point adalah titik impas atau biasa disebut balik modal yaitu suatu titik dimana kondisi pabrik mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Perusahaan yang sudah mencapai titik *Break Event Point* yaitu perusahaan yang sudah mempunyai kesamaan antara modal yang di

gunakan untuk melakukan proses suatu produksi dengan pendapatan produk yang sudah dihasilkan. Jumlah produksi saat penjualan sama dengan pengeluaran. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah *Break Event Point*. dan apabila beroperasi diatas *Break Event Point* pabrik bisa dikatakan untung. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

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

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum *Annual*

Tabel 6.14 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 48.594.024.825,00	\$3.316.251,28
2	<i>Property taxes</i>	Rp. 9.718.804.965,00	\$663.250,26
3	<i>Insurance</i>	Rp. 4.859.402.482,50	\$331.625,13
	Total	Rp. 63.172.232.272,50	\$4.311.126,66

Tabel 6.15 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp. 21.270.000.000,00	\$1.451.550,16
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 3.190.500.000,00	\$217.732,52
3	<i>Supervision</i>	Rp. 2.127.000.000,00	\$145.155,02
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 10.635.000.000,00	\$725.789,08
5	Laboratorium	Rp. 2.127.000.000,00	\$145.155,02

6	<i>General Expense</i>	Rp. 122.557.244.585,38	\$8.393.798,23
7	<i>Maintenance</i>	Rp. 72.891.037.237,50	\$4.974.376,91
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 10.933.655.585,63	\$746.156,54
Total		Rp. 245.731.437.408,51	\$16.769.699,48

Tabel 6.16 *Annual Variabel Value (Va)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp. 392.606.976.327,80	\$26.793.075,71
2	<i>Packaging</i>	Rp. 38.684.172.000,00	\$2.640.000,00
3	<i>Shipping</i>	Rp. 9.671.178.000,00	\$660.000,00
4	<i>Utilities</i>	Rp. 2.471.349.578,80	\$168.654,81
5	<i>Royalty & Patent</i>	Rp. 19.342.356.000,00	\$1.320.000,00
Total		Rp. 462.776.571.906,60	\$31.581.730,53

Tabel 6.17 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp. 967.117.800.000,00	\$66.000.000,00
Total		Rp. 967.117.800.000,00	\$66.000.000,00

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

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

Didapatkan nilai perhitungan BEP sebagai berikut :

$$BEP = \frac{63.172.232.272,50 + 0,3 \times 245.731.437.408,51}{(967.117.800.000,00 - 462.776.571.906,00 - 0,7 \times 249.756.757.390,42)} \times 100\%$$

$$BEP = 41,19\%$$

6.2.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik di mana suatu aktivitas produksi dalam pabrik harus berhenti, hal ini disebabkan ada beberapa penyebab diantaranya yaitu *variable cost* yang sangat tinggi, atau keputusan yang salah dalam pengambilan keputusan yang mengakibatkan cost tidak ekonomis dan menyebabkan pabrik tidak menghasilkan profit yang diharapkan. Kapasitas persen minimal suatu pabrik bisa mencapai kapasitas produk dalam jangka waktu satu tahun, apabila persen yang ditentukan tidak bisa dicapai dalam waktu satu tahun maka pabrik yang sebelumnya beroperasi harus diberhentikan/ditutup sementara atau ditutup secara permanen.

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

Dimana :

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

• Didapatkan nilai perhitungan SDP sebagai berikut :

$$SDP = \frac{0,3 \times 245.731.437.408,51}{(967.117.800.000,00 - 462.776.571.906,60 - 0,7 \times 245.731.437.408,51)} \times 100\%$$

$$SDP = 22,18 \%$$

6.2.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discount Cash Flow Rate of Return merupakan salah satu Cara

metode yang digunakan untuk menghitung prospek suatu pertumbuhan investasi dalam beberapa kurun waktu kedepan. Gambaran dari metode *Discount Cash Flow Rate of Return* ini jika kita sebagai seorang investor dan menginvestasikan sebagian dana, ingin mengetahui pertumbuhan berapa persen atau mungkin berapa kali lipat setelah beberapa waktu kedepan. Biasa disebut juga arus kas yang terdiskon, dikarenakan dari cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana yang akan datang untuk kemudian di potong dan bisa menghasilkan nilai pada masa terkini. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^n}{CF} = [(1 + i)^{(n-1)} + (1 + i)^{(n-2)} + \dots + (1 + i) + 1] + \frac{(WC+SV)}{CF}$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

FCI = Rp. 485.940.248.250,01

WCI = Rp. 322.774.081.019,12

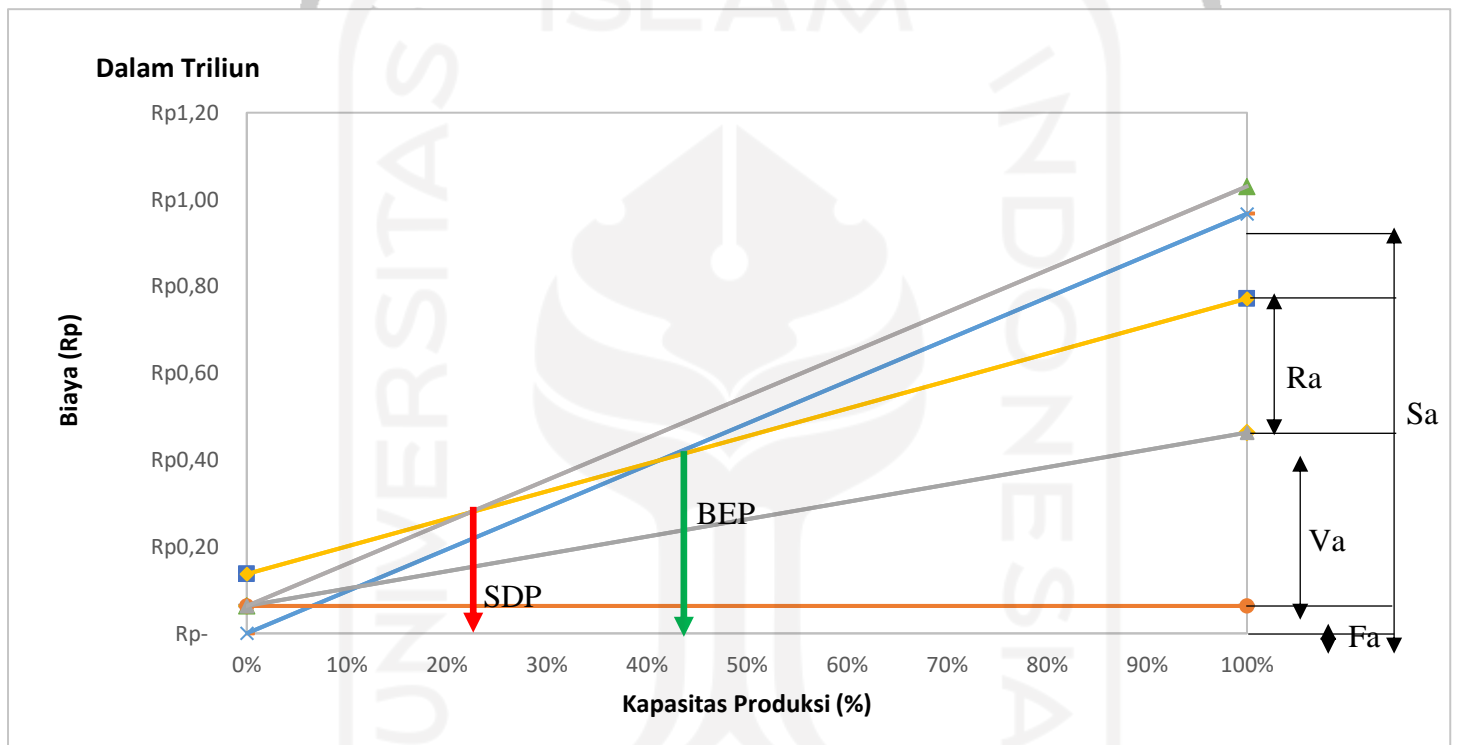
SV = Rp. 48.594.024.825,00

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR.

Diperoleh nilai DCFR adalah :

$$\text{DCF}R = 23,68 \%$$



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية
الاندونيسية

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan prarancangan pabrik asetanilida ini adalah sebagai berikut :

1. Pabrik asetanilida dari asam asetat dan anilin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini membutuhkan sekitar 20.3763 ton/tahun asam asetat dan 25.4704 ton/tahun anilin.
2. Bahan baku asam asetat didapatkan dari PT. Indo Acidatama, Solo dan bahan baku anilin didapatkan dari PT. Rubicon, LA
3. Pabrik asetanilida didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi impor, memberi lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
4. Berdasarkan kondisi operasinya, pabrik ini termasuk kedalam pabrik berisiko rendah
5. Pabrik asetanilida akan didirikan di Gondongrejo, Karanganyar, Jawa Tengah dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek yang baik karena lokasinya dekat dengan Kawasan Industri.
6. Pabrik asetanilida dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini membutuhkan utilitas berupa :
 - a. Air pendingin sebanyak 13.899,1768 kg/jam
 - b. Steam sebanyak 3.828,2167 kg/jam

- c. Bahan bakar sebanyak 310,4434 kg/jam
 - d. Udara Tekan sebanyak 54,2045 m³/jam
 - e. Listrik sebanyak 81,9435kW
 - f. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 187 orang
 - g. Pabrik membutuhkan lahan seluas ± 2,5 ha
7. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut :
- a. Keuntungan yang diperoleh :
Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 195.437.558.412,39
Keuntungan setelah pajak (35%) sebesar Rp. 127.034.412.968,05
 - b. *Return of Investment (ROI)* :
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 40,22% dan ROI setelah pajak sebesar 26,14%. Syarat ROI setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah diatas 11% (Aries & Newton, 1955)
 - c. *Pay Out Time (POT)* :
POT sebelum pajak selama 1,99 tahun dan POT setelah pajak selama 2,77 tahun. Syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal 5 tahun (Aries & Newton, 1955).
 - d. *Break Event Point (BEP)* :
Break Event Point (BEP) yang didapatkan sebesar 41,19%. BEP untuk pabrik kimia umumnya adalah 40-60%
 - e. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) yang didapatkan sebesar 22,18%. SDP untuk pabrik kimia umumnya diatas 20%

f. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) :

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 23,68%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik asetanilida dari asam asetat dan anilin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

Prarancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep – konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang ramah lingkungan.
3. Produk asetanilida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat

DAFTAR PUSTAKA

Acidatama. 2022. *Produk Chemical*. <http://www.acidatama.co.id/>. Diakses pada Tanggal 22 April 2022 Pukul 21:33 WIB

Alibaba. 2020. *Price of Acetanilide*. <http://www.alibaba.com/>. Diakses pada Tanggal 25 Mei 2022 Pukul 15:35 WIB.

Aries, R. S. and Newton, R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

Badger, W.L. and Banchemo, J.T. 1955. *Introduction to Chemical Engineering*. International Student Edition, McGraw Hill, Kogakusha Company, Tokyo.

Bank Indonesia. 2022. Suku Bunga Acuan Bank Indonesia. <http://bi.go.id/>. Diakses pada Tanggal 25 Mei 2022 Pukul 20:00 WIB.

Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons, Inc., New York.

Chemical Engineering. 2022. *The Chemical Engineering Plant Cost Index*. <http://www.chemengonline.com/pci/>. Diakses pada Tanggal 24 Mei 2022 Pukul 11:59 WIB.

Coulson, J. M. and Richardson J. F. 1983. *Chemical Engineering volume 6*. Pergamon Press, New York.

Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. 2005. *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing.

Faith, Keyes and Clark. 1975. *Industrial Chemicals 4th ed*. John Wiley and Sons, Inc., New York.

Geankoplis, C.J., 1978, *Transport Process and Unit Operations*, 3rd ed, P T R Prentice-Hall, Inc., USA.

Google Maps. 2022. My Maps. <http://www.maps.google.com/>. Diakses pada Tanggal 27 Mei 2022 Pukul 21:46 WIB.

Kern, D. Q., 1965, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company, Japan.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1963, "Encyclopedia of Chemical Engineering Technology", vol. 1, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, "Encyclopedia of Chemical Engineering Technology", vol.15, 3rd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.

Kurs Dollar. 2022. Mata Uang USD. <http://www.kursdollar.org/>. Diakses pada Tanggal 25 Mei 2022 Pukul 20:00 WIB.

Matche. 2022. *Equipment Cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada Tanggal 23 Mei 2022 Pukul 10:05 WIB.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit operations of chemical engineering* (Vol. 5, p. 154). New York: McGraw-hill.

OLX. 2022. Harga Tanah & Bangunan. <http://olx.co.id/>. Diakses pada tanggal 24 April 2022 pukul 22:41 WIB.

UN Comtrade Database. 2021. *Trade Statistics*. <http://www.comtrade.un.org/>. Diakses pada Tanggal 30 Desember 2021 Pukul 16:57 WIB.

Perry, R.H. and Green, D.W. 1984. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6ed.* Mc Graw Hill Book Co., Singapore.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Radhakrishnamurti, P. S., Sasmal, B. M., & Patnaik, D. P. (1985). Kinetics & Mechanism of Oxidation of Acetanilide & para-Substituted Acetanilides by HClO₄-Phenyliodosyl Acetate System.

Sciencelab. 2021. MSDS. <http://www.sciencelab.com/>. Diakses pada Tanggal 9 Desember 2021 Pukul 18.37 WIB.

Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc., US.

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

الجامعة الإسلامية
الاستاذة الدكتورة
الهندسة

LAMPIRAN

Lampiran 1. Perancangan Reaktor

REAKTOR

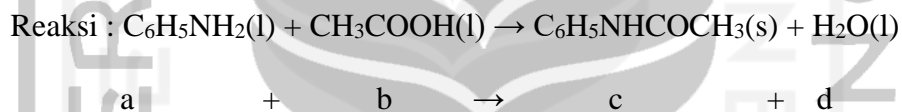
Fungsi : Tempat mereaksikan Anilin dan Asam Asetat menjadi Asetanilida

Jenis : *Continous Stirred Tank Reactor* (CSTR)

Kondisi Operasi : Tekanan (P) = 2,5 atm dan suhu (T) = 125°C

Sifat Reaksi : Eksotermis

A. Kinetika Reaksi



Diketahui nilai dari masing masing persamaan arhenius yaitu :

$$A = 10,02 \text{ mol/L. s}$$

$$E = 76,6 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.k}$$

$$T = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$$

Maka dari persamaan Arrhenius yaitu:

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

Didapatkan nilai $k = 2,3746 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$

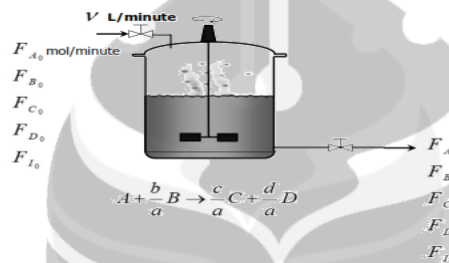
(Radhakrishnamurti, P.S, dkk. 1985)

B. Perancangan Reaktor

Model matematis perancangan reaktor :

Asumsi :

1. Ishotermal
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik tetap
4. Steady state



Gambar 1. Skema *Continous Stirred Tank Reactor* (CSTR)

Pada keadaan steady state dapat dituliskan :

$$(\text{Rate of Flow of Input}) - (\text{Rate of Flow of Output}) - (\text{Rate of Reaction}) = \text{Rate of Acc} \quad (1)$$

Tabel.1 Stokiometri Reaksi

Komponen	Mula-Mula	Reaksi	Sisa
Asam Asetat (A)	F_{AO}	$F_{AO}X$	$F_A = F_{AO} - F_{AO}X$
Anilin (B)	F_{BO}	$F_{AO}X$	$F_B = F_{BO} - F_{AO}X$
Asetanilida (C)	F_{CO}	$F_{AO}X$	$F_C = F_{CO} - F_{AO}X$
Air (D)	F_{DO}	$F_{AO}X$	$F_D = F_{DO} - F_{AO}X$
Total	F_{TO}		$F_T = F_{TO}$

Berdasarkan kondisi stoikiometri: $F_A = F_{AO} - F_{AO} \cdot X$ dapat diubah menjadi

$$F_{AO} \cdot X = F_{AO} - F_A \quad (2)$$

$$F_{AO} - F_A - (-r_a) V = 0$$

$$F_{AO} \cdot X = (-r_a) V$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{(-r_a)}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{k \cdot C_A \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_{AO} \cdot X}{k \cdot ((C_{AO}(1-x)) \cdot (C_{BO} - C_{AO} \cdot X))}$$

Sehingga diperoleh :

$$V = 12,6221 \text{ m}^3$$

Menentukan Optimasi Jumlah Reaktor

1. Jumlah Reaktor 1

$$X_1 = 0,9$$

$$k = 2,3746 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

$$F_v = 5,9787 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{AO} = 5,2802 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{BO} = 6,5475 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$M = 1,24$$

Persamaan umum :

$$X_{n-1} = X_{An} - \frac{V \cdot k \cdot C_{AO}(1 - X_{An})(M - X_{An})}{F_v}$$

$$V_1 = 12,6221 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,9000$$

2. Jumlah Reaktor 2

$$V_2 = 2,7270 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 2,7270 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,7056$$

$$X_2 = 0,9000$$

3. Jumlah Reaktor 3

$$V_3 = 1,5720 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 1,5720 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 1,5720 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,5839$$

$$X_2 = 0,7879$$

$$X_3 = 0,9000$$

4. Jumlah Reaktor 4

$$V_4 = 1,1869 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 1,1869 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 1,1869 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 1,1869 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,5068$$

$$X_2 = 0,7048$$

$$X_3 = 0,8154$$

$$X_4 = 0,9000$$

5. Jumlah Reaktor 5

$$V_5 = 1,0031 \text{ m}^3$$

$$V_4 = 1,0031 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 1,0031 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 1,0031 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 1,0031 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,4550$$

$$X_2 = 0,6447$$

$$X_3 = 0,7515$$

$$X_4 = 0,8285$$

$$X_5 = 0,9000$$

Menghitung Jumlah Reaktor Yang Optimal

Menurut Aries dan Newton, 1995 perhitungan harga total reaktor menyatakan

bahwa :

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

Dengan :

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

E_a = Harga pembelian alat a

E_b = Harga pembelian alat b

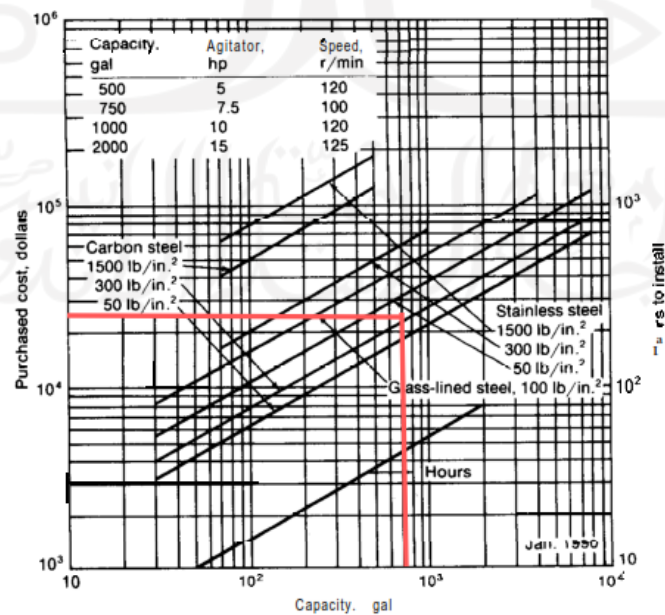
Kondisi operasi :

1 atm = 14,7000 lb/in²

2,5 atm = 36,7500 lb/in²

Bahan : Stainless steel

Basis : Volume 1000 gallons = \$ 15.000,00 (Peter dan Timmerhaus, 1991)



Gambar 2. Grafik Penentuan Penggunaan Bahan

Perhitungan Harga Reaktor

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

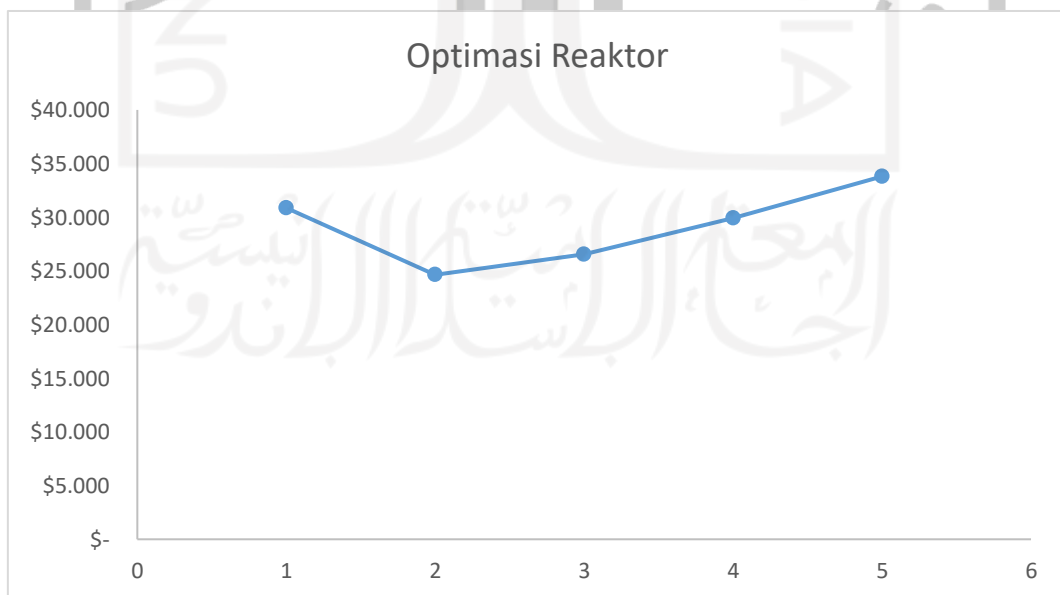
Dimana :

$$E_a = \$ 15.000,00$$

$$C_a = 1000 \text{ gallons}$$

Tabel 2. Perbandingan Harga Penggunaan Jumlah Reaktor

N	Volume reaktor	Z	Cost/unit	Cost	
	(Gallon)	(Gallon)	\$		
1	3.334,4146	3.334,4146	\$ 30.896	\$	30.896
2	720,3967	1.440,7933	\$ 12.321	\$	24.641
3	415,2715	1.245,8144	\$ 8.853	\$	26.559
4	313,5520	1.254,2079	\$ 7.480	\$	29.918
5	264,9841	1.324,9206	\$ 6.761	\$	33.806



Gambar 3. Grafik Optimasi Reaktor

Berdasarkan grafik diatas dipilih jumlah 2 reaktor karena memiliki harga yang lebih murah dibandingkan dengan yang lain dengan volume 2,7270 m³ dan waktu tinggal 0,4561 jam.



PERANCANGAN REAKTOR 1

A. Perancangan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor :

No.	Komponen	BM (Kmol/Kg)	Fm (Kmol/Jam)	Fw (Kg/Jam)	f (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
1	CH ₃ COOH	60,0000	39,1450	2348,6999	930,3053	2,5247
2	C ₆ H ₅ NH ₂	93,0000	31,5685	2935,8749	927,4075	3,1657
3	C ₈ H ₉ NO (l)	135,0000	0,0000	0,0000	1022,2725	0,0000
4	H ₂ O	18,0000	1,0811	19,4600	930,0232	0,0209
Total		306,0000	71,7947	5304,0348	3810,0085	5,7113

Perancangan ini menggunakan 2 reaktor dengan volume reaktor sebesar :

$$V_{\text{shell}} = 2,7270 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{over design}} = 3,2724 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga :

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

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

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

Dengan rancangan, $D = H$ (Brownell & Young, 1959)

$$D = 1,6094 \text{ m}$$

$$D = 63,3624 \text{ in}$$

$$D = 5,2802 \text{ ft}$$

Perancangan ini memilih $H = 1,5 D$, sehingga

$$H = 1,5 \times D$$

$$H = 2,4141 \quad \text{m}$$

$$H = 95,0436 \quad \text{in}$$

$$H = 7,9203 \quad \text{ft}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049D^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,0002 \quad \text{m}^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,0072 \quad \text{ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

dipilih $sf = 2,5 \text{ in}$

$$V_{sf} = 0,0009 \quad \text{m}^3$$

$$V_{sf} = 0,0317 \quad \text{ft}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 2(V_{\text{dish}} + V_{sf})$$

$$V_{\text{Head}} = 0,0022 \quad \text{m}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 0,0778 \quad \text{ft}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 3,2746 \quad \text{m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 115,6415 \quad \text{ft}^3$$

Menghitung Volume dan Tinggi cairan dalam Shell

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times \text{Volume head}$$

$$= 0,0011 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \text{Volume shell} - \text{Volume bottom} \\ &= 3,2713 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam shell :

$$h = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$$

$$\begin{aligned} h &= 1,6049 \text{ m} \\ h &= 5,2654 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_{\text{shell}} - V_h - V_{\text{sf}} \\ &= 2,7239 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan Desain

Tekanan Hidrostatik : $\rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$

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

$$h_{\text{cairan}} = 1,6049 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= 14427,0358 \text{ N/m}^2 \\ &= 2,0925 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{reaksi}} = 2,5000 \text{ atm}$$

$$= 36,7399 \text{ psia}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{reaksi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 38,8324 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \cdot P_{\text{operasi}}$$

$$= 46,5988 \text{ psia}$$

$$P_{\text{reaktor}} = 46,5988 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal Shell (ts)

$$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6.P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959, p.254)

Dimana:

$$r = 0,5 \times \text{Diameter tangki} = 31,6812 \text{ in}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 80\%$$

$$C = \text{faktor korosi} = 0,1250$$

$$F = \text{Tegangan yang diijinkan} = 18.750$$

Sehingga, didapatkan nilai ts :

$$ts = 0,2236 \text{ in, digunakan tebal standar } 1/4 \text{ in maka:}$$

$$ts = 0,2500 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{ID Shell} = 63,3625 \text{ in}$$

$$\text{OD Shell} = 63,8625 \text{ in}$$

$$\text{OD Standart} = 66$$

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

$$r = 66 \text{ in}$$

$$E = 80\%$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

(Brownell & Young, 1959)

Menentukan Tebal Head (th) dan Tebal Bottom

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA- 167 Grade 11 Type 316*

(Brownell & Young, 1959, p.342)

Bentuk head : *Torispherical Flanged & Dished Head*

(Brownell & Young, 1959, p.87)

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959, p.138)

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

$$w = 1,7655$$

$$th = 0,2758 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young (hal 88), th standar yaitu :

$$th = 0,3125 \text{ menggunakan tebal standar } 5/16 \text{ in}$$

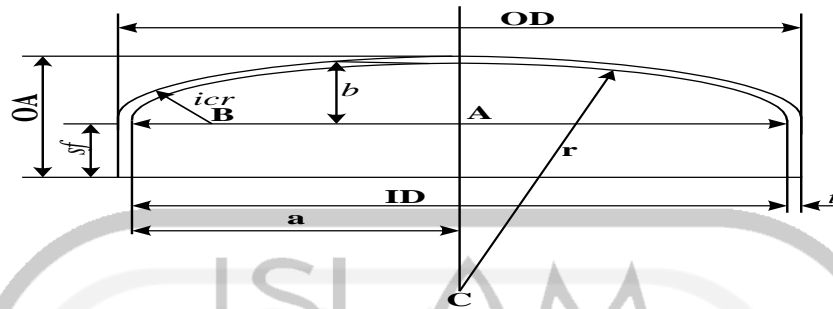
Menentukan Tinggi Reaktor Total

Berdasarkan table 5.8 Brownell & Young 93 diperoleh nilai sf 1 ½ - 3

diambil:

$$sf = 2,5000 \text{ in}$$

$$= 0,0635 \text{ m}$$



$$ID = OD_{\text{standar}} - (2 \cdot ts)$$

$$= 65,500 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 32,7500 \text{ in}$$

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

$$= 28,7500 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 62 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 54,9312 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 11,0688 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total head (OA)} &= sf + b + th \\ &= 13,8813 \text{ in} \\ &= 0,3526 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= (2 \times \text{tinggi head total}) + \text{tinggi shell} \\ &= 3,1193 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi Operasi ;

$$\begin{aligned} \text{Toperasi} &= 125^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,4772 \text{ Cp} \\ \rho &= 915,0223 \text{ kg/m}^3 \\ &= 57,1230 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 0,0331 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Vtangki} &= 3,2632 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipilih jenis *flat six blade turbine with disk*, karena turbin memiliki volume yang besar dan dapat digunakan dengan kecepatan putaran yang tinggi, sehingga berdasarkan *Brownell & Young* p. 507 diperoleh data :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ Z_l/D_i &= 3,9 \\ Z_i/D_i &= 1,3 \\ W_b/D_i &= 0,17 \end{aligned}$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 63,3625 \text{ in}$$

Jumlah Baffle = 4 (terpisah 90° satu sama lain)

Jumlah sudut = 6

Di = Diameter pengaduk

Dt = Diameter dalam reaktor

ZL = Tinggi cairan dalam reaktor

Wb = Lebar baffle

Zi = Jarak pengaduk dari dasar tangki

L = Lebar Pengaduk

Sehingga didapatkan :

$$Dt = 63,3625 \text{ in} = 1,6094 \text{ m}$$

$$Di = 21,1208 \text{ in} = 0,5365 \text{ m}$$

$$Zi = 27,4571 \text{ in} = 0,6974 \text{ m}$$

$$ZL = 82,3712 \text{ in} = 2,0922 \text{ m}$$

$$L = 5,2802 \text{ in} = 0,1341 \text{ m}$$

$$Wb = 3,5902 \text{ in} = 0,0912 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah Impeller

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

$$WELH = \text{tinggi bahan} \times sg$$

$$= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$= 1,5790 \text{ m}$$

$$\sum \text{impeller} = \frac{WELH}{D}$$

$$= 0,9811 \quad \text{m}$$

$$= 1 \text{ pengaduk}$$

Menghitung Putaran Pengaduk

$$\frac{WELH}{2 DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

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

$$N = 131,7047 \quad \text{rpm}$$

$$= 2,1951 \quad \text{rps}$$

Jenis motor dipilih : *fixed speed belt*

Karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan serta perbaikannya

$$\text{Kecepatan standar pengaduk} = 155 \quad \text{rpm}$$

$$= 2,5833 \quad \text{rps}$$

Menghitung Power Pengaduk

Diketahui :

$$\rho = 915,0223 \quad \text{kg/m}^3 = 57,1230 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 0,4772 \quad \text{Cp} = 0,0003 \text{ lb/ft.s}$$

$$Di = 1,7601 \quad \text{ft}$$

$$N = 2,5833 \quad \text{rps}$$

$$Re = \frac{\rho N Di^2}{\mu}$$

$$Re = 1.425.690,5888$$

$$Pa = Np \cdot P \cdot Ni^3 \cdot Di^3$$

$P_a = 262,5611 \text{ Watt}$

$= 0,3521 \text{ hP}$

Maka, berdasarkan peters hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 80% :

Sehingga, nilai $P = 0,3521 \text{ hP}$

Dipilih power standar $P = 0,5000 \text{ hP}$

(Berdasarkan standar NEMA, Rase & Barrow p. 358)



PERANCANGAN JAKET PENDINGIN REAKTOR 1

Alasan pemilihan : - Karena reaksi berlangsung secara eksoterm

- Digunakan media pendingin berupa air pendingin

Kondisi Operasi : - Suhu fluida panas masuk reaktor = 125 °C = 393 K

- Suhu fluida panas keluar reaktor = 125 °C = 393 K

- Suhu media pendingin masuk = 30 °C = 303 K

- Suhu media pendingin keluar = 40 °C = 313 K

1. Jumlah Pemanas Yang Dibutuhkan

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

$$m = 34,4941 \text{ kmol/jam}$$

2. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 620,8939 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Luas Perpindahan Panas

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 161,8332 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

$$UD = 125 \quad \text{btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 22626,9717 \quad \text{kcal/jam}$$

$$A = 4,4386 \quad \text{ft}^2 = 0,4124 \quad \text{m}^2$$

4. Luas Selubung

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$A = 12,1998 \quad \text{m}^2$$

Karena Luas sebelung reaktor > Luas Perpindahan Panas, maka rancangan menggunakan jaket pendingin.

5. Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

$$ID = OD \text{ tangki} + 2jw$$

$$= 70 \quad \text{in}$$

6. Menghitung Tebal Dinding Jaket

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

$$t_s = 0,3125 \quad \text{in}$$

$$OD = 72 \quad \text{in}$$

$$ID = 71,2500 \quad \text{in}$$

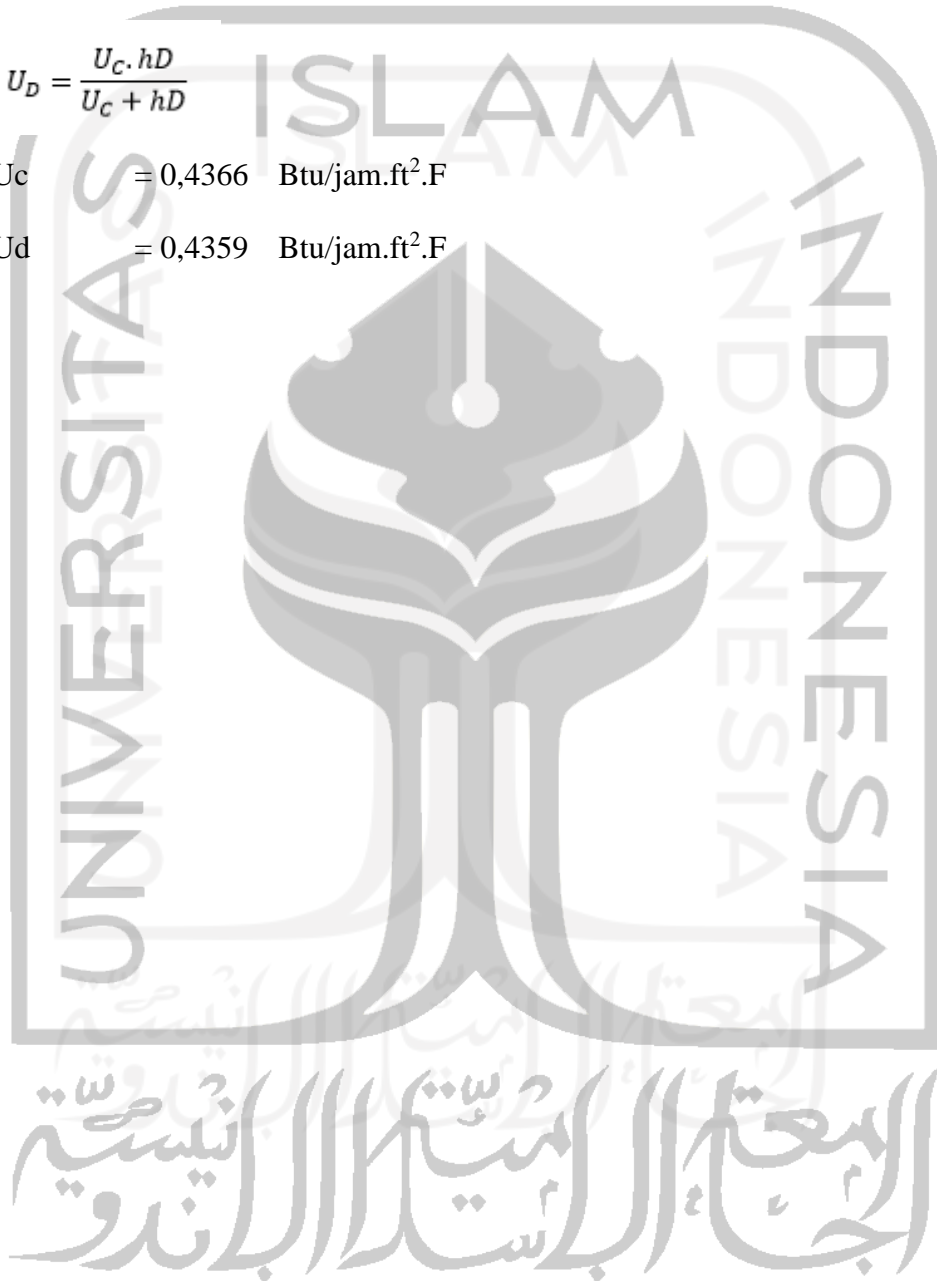
7. Menghitung U_c dan U_d

$$U_c = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_D = \frac{U_c \cdot hD}{U_c + hD}$$

$$U_c = 0,4366 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

$$U_d = 0,4359 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$



PERANCANGAN REAKTOR 2

A. Perancangan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor :

No.	Komponen	BM (Kmol/Kg)	Fm (Kmol/Jam)	Fw (Kg/Jam)	f (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
1	CH ₃ COOH	60,0000	10,7333	643,9984	930,3053	0,6922
2	C ₆ H ₅ NH ₂	93,0000	3,1569	293,5875	927,4075	0,3166
3	C ₈ H ₉ NO (l)	135,0000	28,3027	3820,8670	1022,2725	3,7376
4	C ₈ H ₉ NO (aq)	135,0000	0,1090	14,7115	1022,2725	0,0144
5	H ₂ O	18,0000	29,4928	530,8704	930,0232	0,5708
Total		306,0000	71,7947	5304,0348	4832,2809	5,3316

Perancangan ini menggunakan 2 reaktor dengan volume reaktor sebesar :

$$V_{\text{shell}} = 2,7270 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{over design}} = 3,2724 \text{ m}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga :

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

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

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

Dengan rancangan, $D = H$ (Brownell & Young, 1959)

$$D = 1,6094 \text{ m}$$

$$D = 63,3625 \text{ in}$$

$$D = 5,2802 \text{ ft}$$

Perancangan ini memilih $H = 1,5 D$, sehingga

$$H = 1,5 \times D$$

$$H = 2,4141 \text{ m}$$

$$H = 95,0437 \text{ in}$$

$$H = 7,9203 \text{ ft}$$

$$V_{dish} = 0,000049D^3$$

$$V_{dish} = 0,0002 \quad m^3$$

$$V_{dish} = 12,4649 \quad in^3$$

$$V_{dish} = 0,0072 \quad ft^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi D^2}{4} \frac{sf}{144}$$

dipilih sf = 2,5 in

$$V_{sf} = 0,0009 \quad m^3$$

$$V_{sf} = 0,0312 \quad ft^3$$

$$V_{Head} = 2(V_{dish} + V_{sf})$$

$$V_{Head} = 0,0022 \quad m^3$$

$$V_{Head} = 0,0768 \quad ft^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + V_{head}$$

$$V_{reaktor} = 3,2746 \quad m^3$$

$$V_{reaktor} = 115,6405 \quad ft^3$$

Menghitung Volume dan Tinggi cairan dalam Shell

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times \text{Volume head}$$

$$= 0,0355 \quad m^3$$

$$\text{Volume cairan} = \text{Volume shell} - \text{Volume bottom}$$

$$= 3,2369 \quad m^3$$

Tinggi cairan dalam shell :

$$h = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$$

$$h = 1,6089 \quad m$$

$$h = 5,2784 \quad ft$$

Menghitung Tekanan Desain

Tekanan Hidrostatik : $\rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$

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

Hcairan = 1,6089 m

P hidrostatik = 15238,0610 N/m²

= 2,2101 psia

P reaksi = 2,5000 atm

= 36,7399 psia

P operasi = P reaksi + P hidrostatik

= 39,9500 psia

P desain = 1,2 * P operasi

= 46,7400 psia

P reaktor = 46,7400 psia

Menghitung Tebal Shell (ts)

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

(Brownell & Young, 1959, p.254)

Dimana :

r = 0,5 x Diameter tangka = 31,6812 in

E = efisiensi pengelasan = 80%

C = faktor korosi = 0,125

F = Tegangan yang diijinkan = 18750

Sehingga, didapatkan nilai ts :

ts = 0,2241 in, digunakan tebal standar 1/4 in maka:

ts = 0,2500 (Brownell & Young, 1959)

ID Shell = 63,3625 in

OD Shell = 63,8625 in

OD Standart = 66

icr = 4 in

r = 66 in

E = 80%

C = 0,125 in

f = 18750 psi

(Brownell & Young, 1959)

Menentukan Tebal Head (th) dan Tebal Bottom

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA- 167 Grade 11 Type 316*

(Brownell & Young, 1959, p.342)

Bentuk head : *Torispherical Flanged & Dished Head*

(Brownell & Young, 1959, p.87)

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959, p.138)

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

w = 1,7655

th = 0,2763 in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young (hal 88), th standar yaitu :

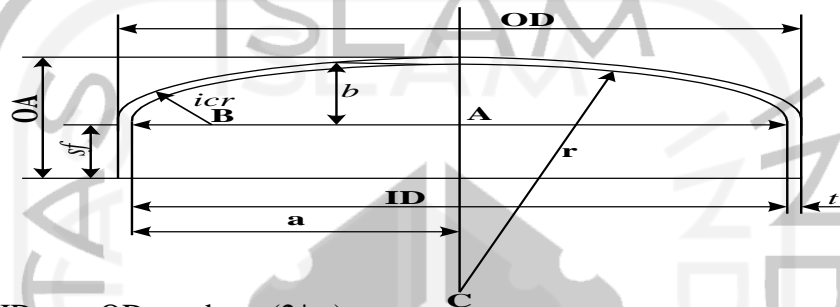
th = 0,3125 menggunakan tebal standar 5/16 in

Menentukan Tinggi Reaktor Total

Berdasarkan table 5.8 Brownell & Young 93 diperoleh nilai sf 1 ½ - 3 diambil:

$$sf = 2,5 \quad \text{in}$$

$$= 0,0634 \quad \text{m}$$



$$ID = OD_{\text{standar}} - (2 \cdot ts)$$

$$= 65,5000 \quad \text{in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 32,7500 \quad \text{in}$$

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

$$= 28,7500 \quad \text{in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 62 \quad \text{in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 54,9312 \quad \text{in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 11,0688 \quad \text{in}$$

$$\text{Tinggi total head (OA)} = sf + b + th$$

$$= 13,8813 \quad \text{in}$$

$$= 0,3526 \quad \text{m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= (2 \times \text{tinggi head total}) + \text{tinggi shell} \\ &= 3,1193 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pengaduk

Kondisi Operasi ;

$$T_{\text{operasi}} = 125^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 1,0335 \text{ Cp}$$

$$\rho = 1004,3521 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,6997 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0363 \text{ lb/in}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = 3,2632 \text{ m}^3$$

Dipilih jenis *flat six blade turbine with disk*, karena turbin memiliki volume yang besar dan dapat digunakan dengan kecepatan putaran yang tinggi, sehingga berdasarkan *Brownell & Young* p. 507 diperoleh data :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/D_i = 3,9$$

$$Z_i/D_i = 1,3$$

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$D_t = 63,3624 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah Baffle} = 4 \text{ (terpisah } 90^{\circ} \text{ satu sama lain)}$$

$$\text{Jumlah sudut} = 6$$

$$D_i = \text{Diameter pengaduk}$$

$$D_t = \text{Diameter dalam reaktor}$$

$$Z_L = \text{Tinggi cairan dalam reaktor}$$

$$W_b = \text{Lebar baffle}$$

$$Z_i = \text{Jarak pengaduk dari dasar tangki}$$

$$L = \text{Lebar Pengaduk}$$

Sehingga didapatkan :

$$D_t = 63,3624 \text{ in} = 1,6094 \text{ m}$$

$$D_i = 21,1208 \text{ in} = 0,5365 \text{ m}$$

$$Z_i = 27,4571 \text{ in} = 0,6974 \text{ m}$$

$$Z_L = 82,3712 \text{ in} = 2,0922 \text{ m}$$

$$L = 5,2802 \text{ in} = 0,1341 \text{ m}$$

$$W_b = 3,5902 \text{ in} = 0,0912 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah Impeller

WELH adalah *Water Equivalen Liquid Hight* memiliki rumus :

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{tinggi bahan} \times \text{sg} \\ &= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= 1,7192 \text{ m} \\ \text{\AA impeller} &= \frac{\text{WELH}}{D} \\ &= 1,0682 \text{ m} \\ &= 1 \text{ pengaduk} \end{aligned}$$

Menghitung Putaran Pengaduk

$$\frac{\text{WELH}}{2 \text{ DI}} = \left(\frac{\pi \text{ DI } N}{600} \right)^2$$

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

$$N = 137,4260 \text{ rpm}$$

$$= 2,2904 \text{ rps}$$

Jenis Motor dipilih : fixed speed belt

Karena paling ekonomis dan mudah dalam pemasangan serta perbaikannya

$$\text{Kecepatan standar pengaduk} = 155 \text{ rpm}$$

$$= 2,5833 \text{ rps}$$

Menghitung Power Pengaduk

Diketahui :

$$\rho = 1004,3521 \quad \text{kg/m}^3 = 62,6997 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 1,0335 \quad \text{Cp} = 0,0007 \text{ lb/ft.s}$$

$$D_i = 1,7600 \quad \text{ft}$$

$$N = 2,5833 \quad \text{rps}$$

$$Re = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$

$$Re = 722479,1753$$

$$P_a = N_p \cdot P \cdot N_i^3 \cdot D_i^3$$

$$P_a = 288,1932 \quad \text{Watt}$$

$$= 0,3865 \quad \text{hP}$$

Maka, berdasarkan Peters hal. 512 didapatkan efisiensi motor adalah 80% :

Sehingga, nilai $P = 0,3865 \text{ hP}$

Dipilih power standar $P = 0,5 \text{ hP}$

(Berdasarkan standar NEMA, Rase & Barrow p. 358)

الجمعة الإسلامية الأندونيسية

PERANCANGAN JAKET PENDINGIN REAKTOR 2

Alasan pemilihan : - Karena reaksi berlangsung secara eksoterm

- Digunakan media pendingin berupa air pendingin

Kondisi Operasi : - Suhu fluida masuk reaktor = 125 °C = 398 K
- Suhu fluida keluar reaktor = 125 °C = 398 K
- Suhu media pendingin masuk = 30 °C = 303 K
- Suhu media pendingin keluar = 40 °C = 313 K

1. Jumlah Pemanas Yang Dibutuhkan

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

$$m = 3,4494 \text{ kmol/jam}$$

2. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 62,0894 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Luas Perpindahan Panas

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 161,8332 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

$$UD = 125 \quad \text{btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 2262,6972 \quad \text{kcal/jam}$$

$$A = 0,4439 \quad \text{ft}^2 = 0,0412 \quad \text{m}^2$$

4. Luas Selubung

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$A = 12,1998 \quad \text{m}^2$$

Karena Luas selubung reaktor > Luas Perpindahan Panas, maka rancangan menggunakan jaket pendingin.

5. Menghitung Ukuran Jaket Pemanas

$$ID = \text{OD tangki} + 2jw$$

$$= 70 \quad \text{in}$$

6. Menghitung Tebal Dinding Jaket

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

$$ts = 0,3125 \quad \text{in}$$

$$OD = 72 \quad \text{in}$$

$$ID = 71,3750 \quad \text{in}$$

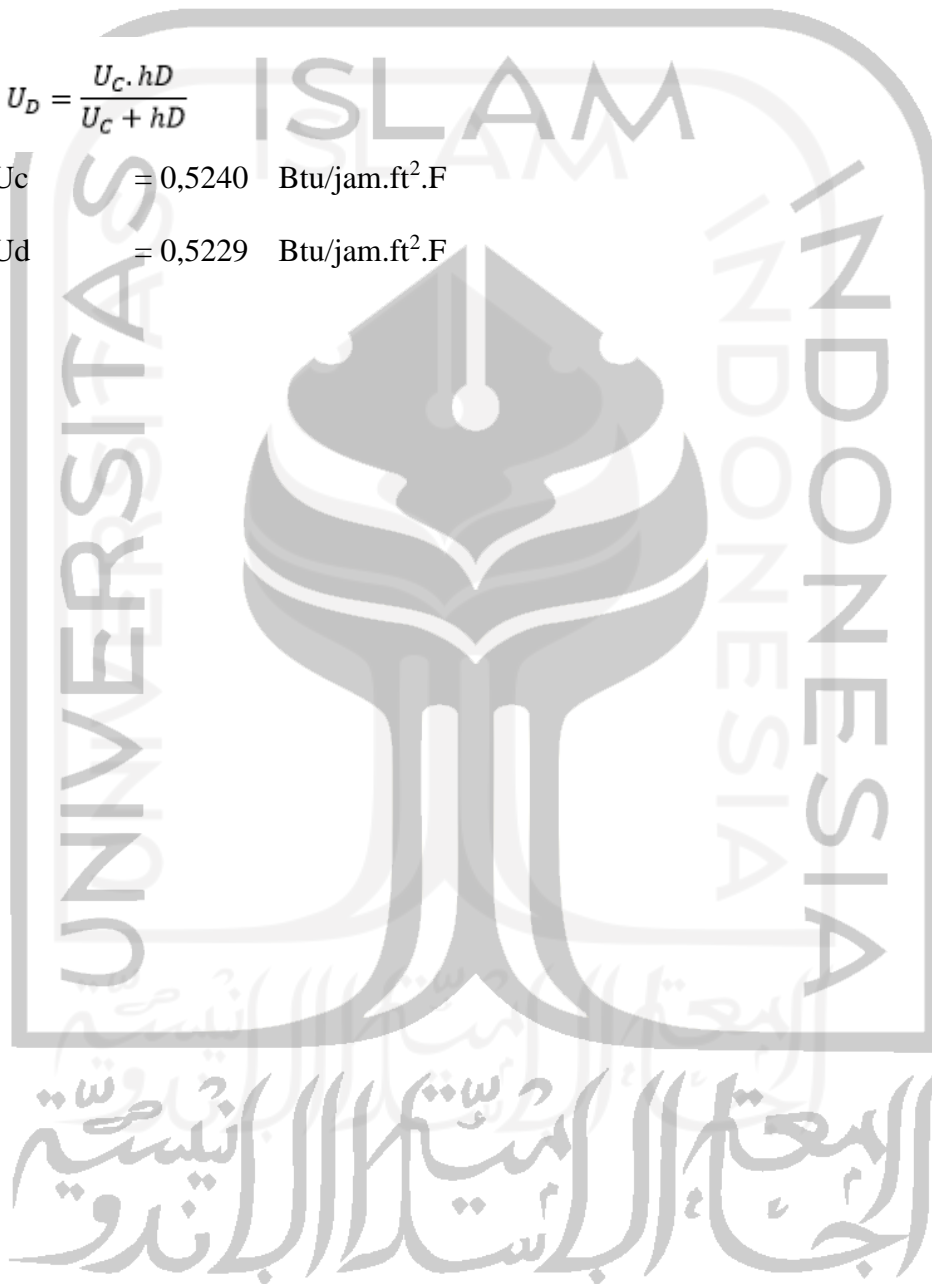
7. Menghitung U_c dan U_d

$$U_c = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_D = \frac{U_c \cdot hD}{U_c + hD}$$

$$U_c = 0,5240 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$$

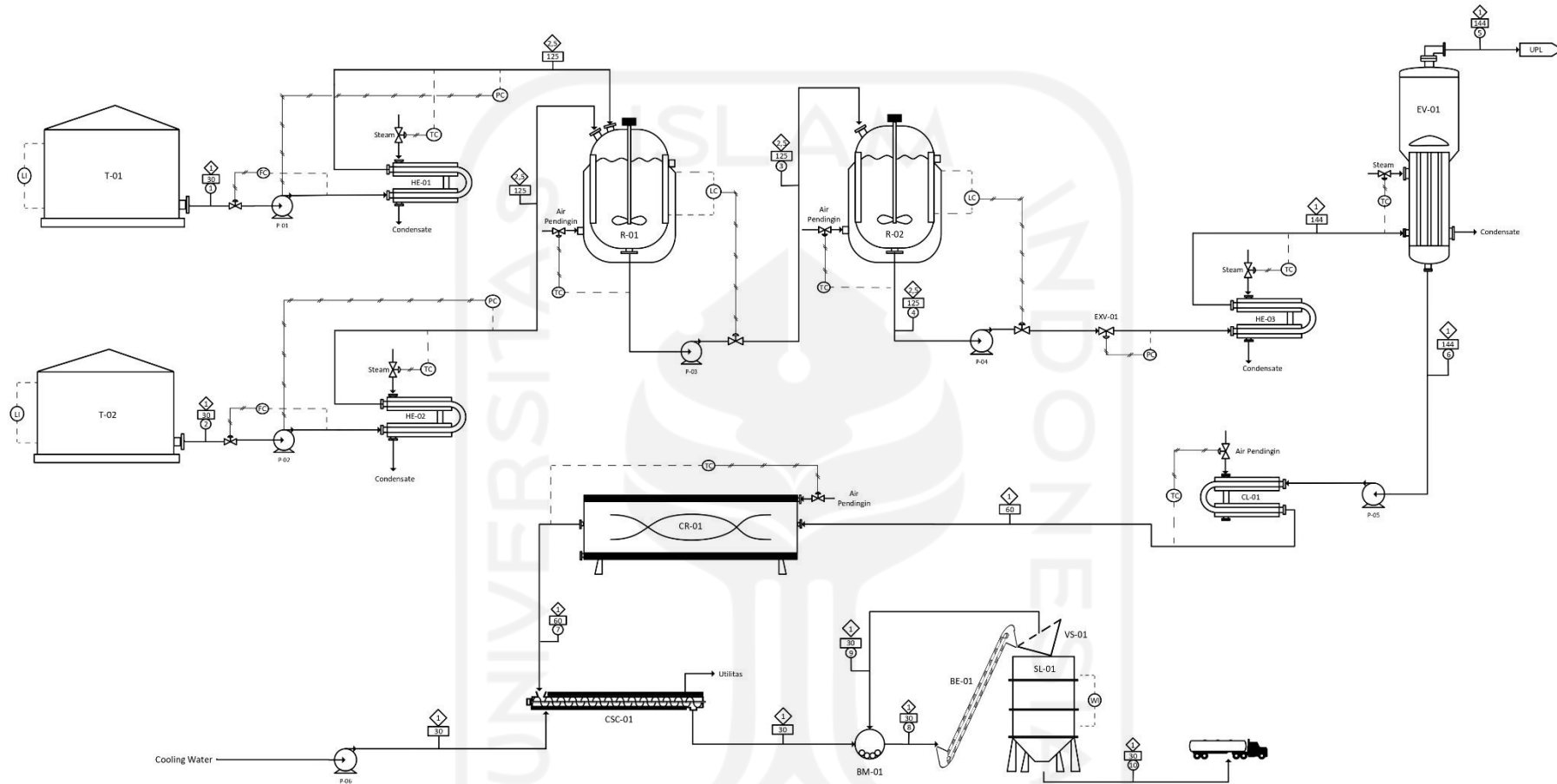
$$U_d = 0,5229 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM ASETAT

KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CH ₃ COOH		2108,7	578,2	425,1	382,6	42,5	42,5	44,6	2,1	42,5
C ₆ H ₅ NH ₂	2635,9		263,6	26,4		26,4	26,4	27,7	1,3	26,4
C ₈ H ₉ NO (l)			3443,7	3788,1		3788,1				
C ₈ H ₉ NO (s)							3787,9	3977,3	189,4	3787,9
C ₈ H ₉ NO (aq)							0,2	0,2		0,2
H ₂ O	13,2	4,2	476,6	522,5	470,3	52,3	52,3	54,9	2,6	52,3
Total	2649,2	2113,0	4762,1	4762,1	852,9	3909,2	3909,2	4104,6	3790,3	3979,8

Keterangan					
BE	Bucket Elevator	R	Reaktor	WI	Weight Indicator
BM	Ball Mill	SL	Silo	◇	Tekanan
CL	Cooler	T	Tangki	□	Suhu
CR	Crystallizer	VS	Vibrating Screen	○	Nomor Arus
CSC	Cooling Screw Conveyor	FC	Flow Controller	⋈	Control Valve
EV	Eraporator	LC	Level Controller	—	Piping
EXV	Expansion Valve	LI	Level Indicator	⋈	Sinyal Pneumatic
HE	Heater	PC	Pressure Controller	⋯	Sinyal Electric
P	Pompa	TC	Temperature Controller		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 2022

PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ANILIN DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
 Fachrul Umam Aidil Fihra (18521065)
 Amelia (18521111)

DOSEN PEMBIMBING:
 Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.
 Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Lampiran 3. Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Fachrul Umam Aidil Fitra

No. Mhs : 18521065

2. Nama Mahasiswa : Amelia

No. Mhs : 18521111

Judul Prarancangan :

Pra Rancangan Pabrik Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat Kapasitas
30.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 4 Juni 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	14 Des 2021	Bab 1. Mencari Jurnal dan Paten Mengenai Judul TA	<i>[Signature]</i>
2.	7 Jan 2022	Bab II. Mencari Spesifikasi bahan –bahan yang terlibat dan identifikasi hazard bahan kimia dan pengelolaannya	<i>[Signature]</i>
3.	12 Jan 2022	Kinetika Reaksi	<i>[Signature]</i>
4.	17 Jan 2022	Kinetika Reaksi	<i>[Signature]</i>
5.	24 Jan 2022	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
6.	25 Jan 2022	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
7.	9 Feb 2022	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
8.	27 Feb 2022	Diagram Alir Proses	<i>[Signature]</i>
9.	11 Maret 2022	Diagram Alir Proses	<i>[Signature]</i>
10.	22 Maret 2022	Perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>
11.	4 April 2022	Perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>

12.	8 April 2022	Perancangan Reaktor	<i>Ha.</i>
13.	11 April 2022	Perancangan Alat Besar	<i>Ha.</i>
14.	12 April 2022	Perancangan Alat Besar	<i>Ha.</i>
15.	13 April 2022	Perancangan Alat Besar	<i>Ha.</i>
16.	19 April 2022	Perancangan Alat Kecil	<i>Ha.</i>
17.	20 April 2022	Perancangan Alat Kecil	<i>Ha.</i>
18.	18 Mei 2022	Utilitas	<i>Ha.</i>
19.	22 Mei 2022	Utilitas	<i>Ha.</i>
20.	23 Mei 2022	Utilitas	<i>Ha.</i>
21.	1 Juni 2022	Evaluasi Ekonomi	<i>Ha.</i>
22.	3 Juni 2022	Penyempurnaan Naskah	<i>Ha.</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 3 Juni 2022

Pembimbing,

Arif Hidayat
Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T

الجامعة الإسلامية
 إندونيسيا

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Fachrul Umam Aidil Fitra
No. Mhs : 18521065

2. Nama Mahasiswa : Amelia
No. Mhs : 18521111

Judul Prarancangan :
Pra Rancangan Pabrik Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat Kapasitas
30.000Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 4 Juni 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	17 Des 2021	Bab 1. Penentuan Kapasitas	
2.	31 Des 2021	Bab 1. Penentuan Kapasitas	
3.	2 Jan 2022	Bab 1. Penentuan Kapasitas	
4.	25 Jan 2022	Neraca Massa	
5.	27 Jan 2022	Neraca Massa	
6.	17 Feb 2022	Neraca Massa	
7.	5 Maret 2022	Neraca Massa	
8.	24 Maret 2022	Neraca Massa	
9.	5 April 2022	Perancangan Alat Besar	
10.	14 April 2022	PEFD	
11.	20 April 2022	PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 23 Mei 2022

Pembimbing,



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

