

No. TP03-45

**PRA RANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI
SIKLOHEKSANON OKSIM DAN ASAM SULFAT
KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Ussy Alfina Oktavia

Nama : Ella Dwi Purnama

NIM : 19521094

NIM : 19521076

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI SIKLOHEKSANON OKSIM
DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 27.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

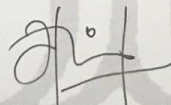
Oleh :

Nama : Ussy Alfina Oktavia Nama : Ella Dwi Purnama

NIM : 19521094 NIM : 19521076

Yogyakarta, 08 Agustus 2023

Pembimbing,



Dr. Ariany Zulkarnia, S.T., M.Eng.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI SIKLOHEKSANON
OKSIM DAN ASAM SULFAT KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Ussy Alfina Oktavia

Nama : Ella Dwi Purnama

Nim : 19521094

Nim : 19521076

Yogyakarta, 08 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan 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.



Ussy Alfina Oktavia



Ella Dwi Purnama

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI SIKLOHEKSANON
OKSIM DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 27.000
TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Ussy Alfina Oktavia Nama : Ella Dwi Purnama

NIM : 19521094

NIM : 19521076

**Telah Dipertahankan di Depan Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar sarana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**

Yogyakarta, 31 Agustus 2023

Tim Penguji,
Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.
Ketua

Dr. Diana, S.T., M.Sc.
Anggota I

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



11/09/2023




Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia




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

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh,

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga pada kesempatan kali ini penulis dapat menyusun dan menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Kaprolaktam dari Sikloheksanon Oksim dan Asam Sulfat Kapasitas 27.000 Ton/Tahun” yang mana dilakukan untuk memenuhi persyaratan dalam mencapai gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Selama menyelesaikan Tugas Akhir ini penulis banyak mendapatkan bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dengan segala kerendahan hati penulis mengucapkan banyak terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang Maha Esa, karena dengan izinnya penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua dan seluruh keluarga tercinta yang selalu memberikan dukungan, baik secara moral maupun meterial serta nasihat dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.

5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
6. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan dan kesalahan serta masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, kritik dan saran yang dapat membangun sangat penulis harapkan. Semoga Tugas Akhir ini dapat dipahami dan bermanfaat bagi penulis maupun orang yang membacanya.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 07 Agustus 2023

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN	xv
ABSTRAK	xvii
ABSTRACT	xviii
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas	3
1.2.1 Prediksi Kebutuhan Pasar	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	6
1.2.3 Peluang Mendirikan Pabrik	7
1.3 Tinjauan Pustaka	8
1.3.1 Kaprolaktam	8
1.3.2 Macam-Macam Proses	9
1.3.3 Pemilihan Proses	13
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	14
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	14
1.4.2 Tinjauan Kinetika	16
BAB II	18
PERANCANGAN PRODUK	18
2.1 Spesifikasi Produk	18
2.1.1 Kaprolaktam	18
2.1.2 Amonium Sulfat	18

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	19
2.2.1 Sikloheksanon oksim	19
2.2.2 Asam Sulfat.....	20
2.2.3 Amonia.....	20
2.2.4 Air.....	21
2.3 Pengendalian Kualitas	22
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	22
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	23
2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi.....	25
2.3.4 Pengendalian Kualitas Produk	26
BAB III	28
PERANCANGAN PROSES	28
3.1 Uraian Proses	28
3.1.1 Persiapan Bahan Baku.....	28
3.1.2 Proses Reaksi di dalam Reaktor.....	28
3.1.3 Proses Netralisasi	29
3.1.4 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk	29
3.2 Diagram Alir Proses dan Material	32
3.3 Spesifikasi Alat	34
3.3.1 Alat Besar.....	34
3.3.2 Alat Penyimpanan Bahan.....	43
3.3.3 Alat Transportasi Bahan.....	47
3.3.3 Alat Penukar Panas	53
3.4 Neraca Massa	55
3.4.1 Neraca Massa Alat <i>Melter</i>	55
3.4.2 Neraca Massa Alat Reaktor.....	55
3.4.3 Neraca Massa Alat <i>Neutralizer</i>	55
3.4.4 Neraca Massa Alat <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	56
3.4.5 Neraca Massa Alat <i>Evaporator</i>	56
3.4.6 Neraca Massa Alat <i>Crystalizer</i>	57
3.4.7 Neraca Massa Alat <i>Centrifuge</i>	57
3.4.8 Neraca Massa Alat <i>Rotary Dryer</i>	57

3.5 Neraca Panas	58
3.5.1 Neraca Panas Alat <i>Melter</i>	58
3.5.2 Neraca Panas Alat <i>Heater 1</i>	58
3.5.3 Neraca Panas Alat Reaktor.....	58
3.5.4 Neraca Panas Alat <i>Neutralizer</i>	59
3.5.5 Neraca Panas Alat <i>Cooler 1</i>	59
3.5.6 Neraca Panas Alat <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	59
3.5.7 Neraca Panas Alat <i>Evaporator</i>	59
3.5.8 Neraca Panas Alat <i>Cooler 2</i>	60
3.5.9 Neraca Panas Alat <i>Crystallizer</i>	60
3.5.10 Neraca Panas Alat <i>Centrifuge</i>	60
3.5.11 Neraca Panas Alat <i>Heater 2</i>	60
3.5.12 Neraca Panas Alat <i>Rotary Dryer</i>	61
BAB IV	62
PERANCANGAN PABRIK	62
4.1 Lokasi Pabrik	62
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	63
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	65
4.2 Tata Letak Pabrik	66
4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses	72
4.4 Organisasi Perusahaan	74
4.4.1 Bentuk Perusahaan	74
4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan	75
4.4.3 Tugas dan Wewenang Karyawan	76
4.4.4 Status Kerja Karyawan.....	79
4.4.5 Jam Kerja Karyawan.....	79
4.4.6 Jumlah Pekerja	81
4.4.7 Sistem Gaji Karyawan.....	83
4.4.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	86
BAB V	88
UTILITAS	88
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	89

5.1.1	Unit Penyedia Air	89
5.1.2	Unit Pengolahan Air	93
5.2	Kebutuhan Air	98
5.3	Unit Pembangkit Steam	100
5.4	Unit Pembangkit Listrik	101
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan	104
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar	105
5.7	Unit Pengolahan Limbah	105
5.8	Unit Pengolahan <i>Refrigerant</i>	106
5.9	Spesifikasi Alat Utilitas	108
BAB VI	123
EVALUASI EKONOMI	123
6.1	Penaksiran Harga Peralatan	124
6.2	Perhitungan Biaya	126
6.2.1	<i>Capital Investment</i>	126
6.2.2	<i>Manufacturing Cost</i>	126
6.2.3	<i>General Expenses</i>	127
6.2.4	Analisa Kelayakan	128
6.2.5	Hasil Perhitungan	130
6.2.6	Analisa Keuntungan	133
6.2.7	Hasil Kelayakan	133
BAB VII	136
KESIMPULAN DAN SARAN	136
7.1	Kesimpulan	136
7.2	Saran	138
DAFTAR PUSTAKA	139
LAMPIRAN-LAMPIRAN	141
LAMPIRAN A	142
PERANCANGAN REAKTOR	142
LAMPIRAN B	166
PEFD	166
LAMPIRAN C	167



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Konsumsi Dalam Negeri	4
Tabel 1.2 Data Impor Produk	4
Tabel 1.3 Data Pabrik Kaprolaktam di Dunia	6
Tabel 1.4 Harga Bahan dan Produk Kaprolaktam dari Sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat.....	10
Tabel 1.5 Harga Bahan dan Produk Kaprolaktam dari Sikloheksanon dan Amonia	11
Tabel 1.6 Matriks Pemilihan Proses	13
Tabel 1.7 Energi Bebas dan Panas Pembentukan Masing-Masing Komponen....	14
Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa	47
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa (lanjutan).....	49
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	50
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i>	51
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	53
Tabel 3. 6 Neraca Massa pada <i>Melter</i>	55
Tabel 3. 7 Neraca Massa pada Reaktor	55
Tabel 3. 8 Neraca Massa pada <i>Neutralizer</i>	55
Tabel 3. 9 Neraca Massa pada <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	56
Tabel 3. 10 Neraca Massa pada Evaporator	56
Tabel 3. 11 Neraca Massa pada <i>Crystalizer</i>	57
Tabel 3. 12 Neraca Massa pada <i>Centrifuge</i>	57
Tabel 3. 13 Neraca Massa pada <i>Rotary Dryer</i>	57
Tabel 3. 14 Neraca Panas pada <i>Melter</i>	58
Tabel 3. 15 Neraca Panas pada <i>Heater</i> 1.....	58
Tabel 3. 16 Neraca Panas pada Reaktor	58
Tabel 3. 17 Neraca Panas pada <i>Neutralizer</i>	59
Tabel 3. 18 Neraca Panas pada <i>Cooler</i> 1.....	59
Tabel 3. 19 Neraca Panas pada <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	59
Tabel 3. 20 Neraca Panas pada Evaporator	59
Tabel 3. 21 Neraca Panas pada <i>Cooler</i> 2.....	60
Tabel 3. 22 Neraca Panas pada <i>Crystallizer</i>	60
Tabel 3. 23 Neraca Panas pada <i>Centrifuge</i>	60
Tabel 3. 24 Neraca Panas pada <i>Heater</i> 2.....	60
Tabel 3. 25 Neraca Panas pada <i>Rotary Dryer</i>	61
Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	71
Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	81
Tabel 4. 4 Jumlah Karyawan	81
Tabel 4. 5 Jumlah Karyawan (lanjutan)	82
Tabel 4. 6 Jumlah Karyawan (lanjutan)	83
Tabel 5. 1 Syarat Air Umpan <i>Boiler</i>	90
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	99
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Pendingin	99
Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Domestik.....	100

Tabel 5. 5 Spesifikasi Unit Pembangkit <i>Steam</i>	100
Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	101
Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	102
Tabel 5. 10 Kebutuhan Listrik.....	103
Tabel 5. 11 Spesifikasi Generator	104
Tabel 5. 12 Spesifikasi Kompresor	104
Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas	108
Tabel 5. 14 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	109
Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	110
Tabel 5. 16 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	111
Tabel 5. 17 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	112
Tabel 5. 18 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	113
Tabel 5. 19 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan).....	115
Tabel 5. 20 Spesifikasi Bak Utilitas	116
Tabel 5. 21 Spesifikasi Bak Utilitas (lanjutan).....	116
Tabel 5. 22 Spesifikasi Bak Utilitas (lanjutan).....	117
Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki Utilitas.....	117
Tabel 5. 24 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan).....	118
Tabel 5. 25 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan).....	118
Tabel 5. 26 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan).....	119
Tabel 5. 27 Spesifikasi <i>Screener</i>	119
Tabel 5. 28 Spesifikasi <i>Sand Filter</i>	120
Tabel 5. 29 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	120
Tabel 5. 30 Spesifikasi <i>Deaerator</i>	121
Tabel 5. 31 Spesifikasi <i>Blower</i>	121
Tabel 5. 32 Spesifikasi <i>Mixed Bed</i>	121
Tabel 6. 1 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	130
Tabel 6. 2 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	130
Tabel 6. 3 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	131
Tabel 6. 4 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	131
Tabel 6. 5 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	131
Tabel 6. 6 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	131
Tabel 6. 7 <i>Manufacturing Cost</i> (MC).....	132
Tabel 6. 8 <i>Working Capital</i> (WC)	132
Tabel 6. 9 <i>General Expense</i> (GE)	132
Tabel 6. 10 Total Biaya Produksi	132
Tabel 6. 11 <i>Fixed Cost</i> (Fa).....	132
Tabel 6. 12 <i>Variable Cost</i> (Va).....	133
Tabel 6. 13 <i>Ragulated Cost</i> (Ra).....	133

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Produk (ton/tahun)	5
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	32
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	33
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik	63
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Kaprolaktam (Skala 1:1000).....	70
Gambar 4. 3 Layout Mesin (Skala 1:1000).....	74
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi.....	76
Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air.....	98
Gambar 6. 1 Grafik Hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga	125
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	135



DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
π	: Jari-jari, in
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
V	: Volume, m ³
m	: Massa, kg
P	: Tekanan, psia
T	: Waktu, jam
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
Fv	: Laju alir, m ³ /jam
Ms	: Massa <i>steam</i> , kg
A	: Luas bidang penampang, ft ²
x	: Konversi, %
TD	: Titik didih, °C
Dt	: Dimensi reaktor, m
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
ts	: Ketebalan dinding, in
th	: Ketebalan <i>head</i> , in
P	: <i>Power</i> motor, hP
Re	: Bilangan <i>Reynold</i>
E	: Efisiensi sambungan
Ri	: Jari-jari reaktor
C	: <i>Corrosion allowance</i>

- f : Allowable stress, psia
 icr : Jari-jari sudut dalam, in
 W : Faktor intensifikasi tegangan untuk jenis *head*
 sg : Specific gravity
 Di : Diameter pengaduk, m
 W : Tinggi pengaduk, m
 Wb : Lebar *baffle*, m
 L : Lebar pengaduk, m
 Zi : Jarak pengaduk, m
 ZL : Tinggi pengaduk, m
 N : Kecepatan pengadukan, rpm
 Rd : Faktor pengotor
 H : Efisiensi
 N : Jumlah banyaknya lilitan
 L : Panjang koil, m
 p : Panjang, m
 l : Lebar, m
 hi : Inside film coefficient, Btu/jam ft²°F
 hio : Outside film coefficient, Btu/jam ft²°F
 jH : Heat transfer factor
 $LMTD$: Long mean temperature different, °F
 Nt : Jumlah tube

ABSTRAK

Kaprolaktam adalah bahan baku yang digunakan dalam pembuatan nilon-6 dan plastik. Umumnya kaprolaktam banyak digunakan dalam produksi nilon-6, karpet dan peralatan rumah tangga, kaprolaktam juga sedikit digunakan pada produksi pembungkus kabel, pembungkus makanan, serat sintesis, *leatherette* dan *plasticizer*. Saat ini, di Indonesia belum ada pabrik yang memproduksi kaprolaktam, sehingga untuk memenuhi kebutuhan kaprolaktam dalam negeri masih bergantung pada impor. Berdasarkan data dari pusat statistika, kebutuhan kaprolaktam di Indonesia mengalami peningkatan, sehingga perlu didirikan pabrik kaprolaktam dengan kapasitas produksi sebesar 27.000 ton/tahun di kabupaten Serang, Banten. Proses produksi kaprolaktam dilakukan dengan mereaksikan sikloheksanon oksim dengan asam sulfat. Sikloheksanon oksim yang berbentuk padat dialirkan dari silo (SL-01) menuju *Melter* (MT-01) untuk diubah wujudnya menjadi cair dengan suhu 110 C dan tekanan 1 atm. Sikloheksanon oksim yang sudah cair, kemudian dialirkan menuju reaktor untuk direaksikan dengan asam sulfat yang sebelumnya dialirkan dari Tangki penyimpanan (T-01). Reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (R-01) yang beroperasi pada suhu 110 C dan tekanan 1 atm. Hasil reaksi pada R-01 berupa kaprolaktam sulfat kemudian diumpankan ke dalam *Neutralizer* (N-01) untuk direaksikan dengan Amonia sehingga menghasilkan produk berupa kaprolaktam dan Amonium Sulfat. Keluaran dari N-01 kemudian diumpankan ke dalam *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDV-01) untuk dilakukan pemisahan produk utama dari produk samping. Amonium Sulfat sebagai cake dialirkan menuju Unit Pengolahan Lanjut (UPL) sedangkan kaprolaktam sebagai produk utama di bawa ke dalam *Evaporator* (EV-01) untuk dipekatkan larutannya dengan menguapkan air. Larutan pekat kemudian dibawa ke dalam *Crystallizer* (CR-01) untuk dilakukan pengkristalan terhadap kaprolaktam. Setelah itu dilakukan pemisahan kristal kaprolaktam dari cairan yang masih terkandung menggunakan alat *Centrifuge* (CF-01) dan setelah itu dibawa ke *Rotary Dryer* (RD-01) untuk dilakukan pengeringan kristal kaprolaktam. Utilitas yang diperlukan oleh pabrik kaprolaktam ini adalah air sebanyak 1058162 kg/jam, yang diperoleh dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau, serta kebutuhan listrik sebesar 1019 kWh yang diperoleh dari PLN. Pabrik kaprolaktam adalah pabrik dengan resiko rendah (*low risk*) yang analisis berdasarkan beberapa parameter. Berdasarkan hasil analisis ekonomi dari pabrik kaprolaktam diketahui bahwa pabrik kaprolaktam membutuhkan modal tetap sebesar Rp 44.516.325.489 dan biaya total produksi sebesar Rp. 1.133.231.318.614 . Sehingga diperoleh keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 56.603.439.854 dengan *Return On Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 13,99%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak 5 tahun, *Break Event Point* (BEP) sebesar 48,99%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,73% dan *Discounted Cash Flow Return* (DCFR) sebesar 13,89%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, diperoleh kesimpulan bahwa pabrik kaprolaktam ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Amonia, Asam Sulfat, kaprolaktam, *low risk*, sikloheksanon oksim.

ABSTRACT

Caprolactam is a raw material used in the manufacture of nylon-6 and plastics. While caprolactam is mainly used in the production of nylon-6, carpet and household appliances, it is also used to a lesser extent in the production of cable wrapping, food wrapping, synthetic fiber, leatherette and plasticizer. At present, there are no factories in Indonesia that produce caprolactam, so to meet domestic demand for caprolactam it still depends on imports. Based on data from the statistics center, the demand for caprolactam in Indonesia has increased, so it is necessary to establish a caprolactam factory with a production capacity of 27,000 tons/year in Serang district, Banten. The caprolactam production process is carried out by reacting cyclohexanone oxime with sulfuric acid. Cyclohexanone oxime in solid form flows from silo (SL-01) to Melter (MT-01) to be transformed into liquid with a temperature of 110 C and a pressure of 1 atm. The liquid cyclohexanone oxime then flows into the reactor to be reacted with sulfuric acid which previously flowed from the storage tank (T-01). The reactor used is a stirred tank flow reactor (R-01) which operates at a temperature of 110 C and a pressure of 1 atm. The product of the reaction in R-01 is caprolactam sulfate which is then fed to the inside Neutralizer (N-01) to be reacted with Ammonia to produce products in the form of caprolactam and Ammonium Sulfate. The output from the N-01 is then fed inside Rotary Drum Vacuum Filter (RDV-01) to separate the main product from the side product. Ammonium Sulfate as cake is flowed to the Advanced Processing Unit (UPL) while caprolactam as the main product is brought into the Evaporator (EV-01) to concentrate the solution by evaporating the water. The concentrated solution is then brought inside Crystallizer (CR-01) for crystallization of caprolactam. After that, the caprolactam crystals were separated from the liquid that was still contained using a tool Centrifuge (CF-01) and after that brought to Rotary Dryer (RD-01) to dry caprolactam crystals. The utility needed by the caprolactam factory is 1058162 kg/hour of water, which is obtained from the Cidanau Watershed (DAS), as well as the electricity requirement of 1019 kWh which is obtained from PLN. The caprolactam plant is a low-risk plant (low risk) which analysis is based on several parameters. Based on the results of the economic analysis of the caprolactam factory, it is known that the caprolactam factory requires a fixed capital is Rp. 44,516,325,489 and a total production cost is Rp. 1,133,231,318,614 . So that the profit after tax is Rp. 56,603,439,854 with Return On Investment (ROI) after tax is 13.99%, Pay Out Time (POT) after tax 5 years, Break Event Point (BEP) is 48.99%, Shut Down Point (SDP) is 29.73% and Discounted Cash Flow Return (DCFR) is 13.89%. Based on the results of the economic evaluation that has been carried out, it is concluded that this caprolactam plant is feasible to establish.

Keywords : Ammonia, Sulfuric Acid, caprolactam, low risk, cyclohexanone oxime.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Ilmu pengetahuan dan teknologi yang semakin maju mendorong manusia untuk selalu melakukan hal-hal baru dan berkreasi dalam usahanya untuk memenuhi kebutuhan hidup. Pembangunan industri adalah bagian dari usaha membangun ekonomi yang kokoh dalam jangka panjang. Karena hal tersebut, terciptalah industri pendukung untuk mendukung perkembangan industri yang dapat menjadi penggerak dalam mempercepat perkembangan ekonomi dan menyediakan lapangan kerja baru bagi masyarakat.

Perkembangan di bidang ekonomi adalah salah satu bentuk upaya dalam meningkatkan nilai suatu bahan baku. Dalam memajukan bidang industri terutama pada industri kimia, maka kebutuhan bahan kimia dalam negeri perlu ditingkatkan dan dikembangkan jumlah dan ragamnya. Salah satu bahan kimia yang perlu dikembangkan adalah kaprolaktam. Kaprolaktam adalah bahan baku yang digunakan dalam pembuatan nilon-6 dan plastik. Produksi kaprolaktam sekitar 90% digunakan dalam produksi nilon-6, karpet dan peralatan rumah tangga, dan 10% sisanya digunakan dalam produksi pembungkus kabel, pembungkus makanan dan produk lainnya. Selain itu, kaprolaktam juga biasa digunakan dalam industri film, *leatherette*, serat sintesis, *plasticizer*, dan cat otomotif.

Kebutuhan kaprolaktam di Indonesia dipenuhi dengan melakukan impor dari beberapa negara yang memproduksi kaprolaktam. Dalam 5 tahun terakhir,

impor kaprolaktam di Indonesia cukup besar yaitu berkisar pada 18.000 hingga 34.000 ton/tahun. Seiring dengan berjalannya waktu, kebutuhan kaprolaktam di Indonesia semakin meningkat. Namun, dalam memenuhi kebutuhan kaprolaktam di Indonesia masih mengandalkan impor dari beberapa negara. Sehingga terjadi ketergantungan impor khususnya pada bahan kaprolaktam, sebagai pemasok industri nilon-6 yang ada di Indonesia.

Berdasarkan dengan pertimbangan kebutuhan kaprolaktam di Indonesia, maka pabrik kaprolaktam ingin didirikan di Indonesia dengan beberapa alasan seperti berikut:

1. Industri di Indonesia membutuhkan kaprolaktam sebagai bahan baku produksi, seperti pada industri polimer, nilon-6, cat, bahan-bahan sintetik dan lain-lain.
2. Di Indonesia belum ada pabrik kaprolaktam.
3. Kebutuhan kaprolaktam di Indonesia semakin banyak, namun di Indonesia belum ada pabrik kaprolaktam sehingga dalam memenuhi kebutuhan kaprolaktam hanya mengandalkan impor dari negara-negara lain yang memproduksi kaprolaktam.
4. Pendirian pabrik kaprolaktam diharap dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia, sehingga dapat mengurangi devisa negara.
5. Membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat, sehingga mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

6. Sebagai penyuplai bahan baku industri di dalam negeri yang menggunakan kaprolaktam dan dapat merangsang pendirian pabrik industri yang menggunakan bahan kaprolaktam.

Dengan meninjau hal-hal yang telah disebutkan di atas, serta belum terpenuhinya kebutuhan kaprolaktam di Indonesia, menjadi pertimbangan penting dalam pendirian pabrik kaprolaktam di Indonesia. Dimana pendirian pabrik kaprolaktam ini adalah ide yang perlu dikaji lebih dalam sebagai perencanaan yang bisa menguntungkan kedepannya.

1.2 Penentuan Kapasitas

1.2.1 Prediksi Kebutuhan Pasar

a. *Demand*

- Ekspor

Dari kondisi saat ini belum ada pabrik yang memproduksi kaprolaktam di Indonesia, sementara untuk pemenuhan kebutuhannya dapat dipenuhi dari impor dan tidak ada ekspor kaprolaktam ke luar negeri karena tidak ada pabrik kaprolaktam di Indonesia.

- Konsumsi Dalam Negeri

Dari keadaan yang dilihat di Indonesia belum ada pabrik kaprolaktam yang berdiri, maka impor yang dilakukan adalah untuk pemenuhan konsumsi di dalam negeri. Di Indonesia terdapat beberapa industri yang mengembangkan produk yang berbahan kaprolaktam, seperti pada Tabel 1.1 berikut:

Tabel 1.1 Konsumsi Dalam Negeri

Industri	Produk	Kapasitas (ton/tahun)
PT Indonesia Toray Synthetics	Nilon-6	16.100
PT Prima Rajuli Sukses	Nilon-6	21.000
PT Indokordsa	Nilon-6	21.000
PT Polychem Indonesia	Nilon-6	19.703
PT Asiaplast Industries	<i>Leatherette</i>	12.000

b. *Supply*

- Impor

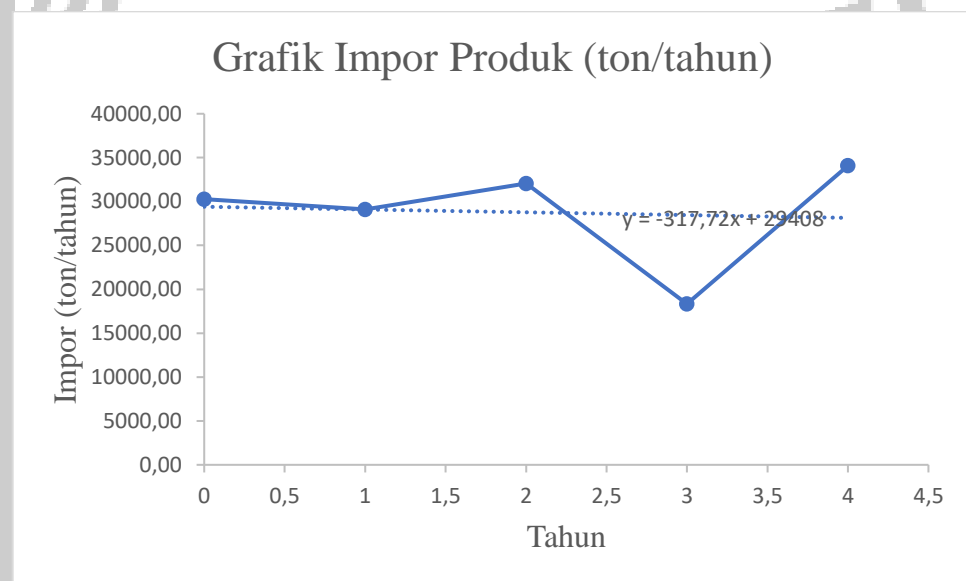
Kaprolaktam dibutuhkan di Indonesia sebagai bahan yang digunakan untuk industri kimia di Indonesia untuk memproduksi antara lain produk nilon-6, Poliuretan dan juga Asam Amino Kaproat. Kebutuhan kaprolaktam di Indonesia dapat di lihat dari jumlah impor kaprolaktam yang dilakukan Indonesia seperti pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Data Impor Produk

Tahun	Impor (Ton/tahun)
2017	30.284
2018	29.105
2019	32.059
2020	18.330
2021	34.083

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2022)

dari data BPS di atas, dapat dilihat bahwa kebutuhan kaprolaktam di Indonesia cukup tinggi dan di setiap tahunnya mengalami kenaikan dan penurunan. Sehingga apabila digambarkan dalam Grafik 1.1, kebutuhan kaprolaktam dilihat dari data impornya adalah sebagai berikut:



Gambar 1.0.1 Grafik Impor Produk (ton/tahun)

Dari Grafik 1.1 maka dapat memperkirakan impor kaprolaktam di Indonesia pada tahun mendatang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -317,72x + 29408$, dengan nilai x adalah tahun yang diperkirakan dan y adalah jumlah impor dari kaprolaktam.

Dengan persamaan yang sudah didapat maka diperkirakan pada tahun 2026 atau tahun ke 9 kebutuhan impor kaprolaktam di Indonesia yaitu sebesar:

$$y = -317,72x + 29.408 \quad (1.1)$$

$$y = -317,72(9) + 29.408$$

$$y = 26.548,52$$

- Produksi Dalam Negeri

Sampai saat ini di Indonesia belum memiliki pabrik yang memproduksi kaprolaktam. Dapat dilihat pabrik kaprolaktam yang ada di dunia pada Tabel 1.3 berikut:

Tabel 1.3 Data Pabrik Kaprolaktam di Dunia

Nama	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
NANJING DONFANG, NANJING (Jiangsu)	China	45.000
FACT, Udyogamandal	India	50.000
Fibrex	Romania	25.000
CPDC, TOUFEN	Taiwan	55.000
THAI CAPROLACTAM (UBE 80%)	Thailand	25.000

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2022)

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi salah satu hal yang cukup penting bagi suatu pabrik. Bahan baku ini perlu diperhatikan untuk kelangsungan produksi suatu pabrik. Adapun bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan kaprolaktam yaitu sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat. Bahan baku sikloheksanon oksim diperoleh dari luar negeri yaitu Nantong Lianhai Wheatchain Bioproducts Co., Ltd dengan kapasitas 250.000 ton/tahun.

Sedangkan untuk Asam Sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas 1.170.000 ton/tahun dari 2 pabrik, dan untuk Amonia diperoleh dari PT. Visindo Wijaya Makmur dengan kapasitas 85.000 ton/tahun. Dan untuk air diambil dari sungai yang ada di dekat pabrik yang akan didirikan dengan jumlah yang tak terbatas.

1.2.3 Peluang Mendirikan Pabrik

Secara teoritis penentuan kapasitas pabrik dapat dicari dengan menggunakan selisih demand dikurangi dengan *supply*. Dari data-data yang sudah ada maka nilai *supply* adalah hanya nilai impor karena nilai produksi di Indonesia tidak ada atau sama dengan nol (nol), yang diperkirakan pada tahun 2026 mempunyai nilai impor sebesar 26.548,52 ton/tahun. Dan untuk nilai *demand* hanya berdasar pada nilai perkiraan konsumsi kaprolaktam di Indonesia karena nilai ekspor tidak ada atau sama dengan nol (0), yang diperkirakan nilai konsumsi berdasarkan pada beberapa pabrik yang menggunakan kaprolaktam sebagai bahan baku.

$$\text{Kapasitas} = \text{Demand} - \text{Supply} \quad (1.2)$$

$$= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$= (\text{Ekspor} + (\% \text{ Penggunaan} \times \text{Kapasitas pabrik})) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$= (0 + (20\% \times 89.803 \text{ ton/tahun})) - (26.548,52 \text{ ton/tahun} + 0)$$

$$= 17.960,6 - 26.548,52$$

= - 8.587,92 ton/tahun

Sehingga dalam menentukan kapasitas pabrik kaprolaktam dengan bahan baku sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat dapat ditinjau melalui yang pertama, hasil perhitungan kapasitas melalui selisih *demand* dan *supply*, dimana dari perhitungan yang sudah dilakukan nilai *demand* tidak dapat memenuhi nilai *supply* yang ada. Tinjauan kedua, nilai impor yang diperkirakan akan didirikan pada tahun 2026 adalah sebesar 26.548,52 ton/tahun. Tinjauan ketiga, industri kaprolaktam yang sudah berdiri di dunia, dimana kapasitas terendah pabrik yang sudah didirikan adalah sebesar 25.000 ton/tahun dan kapasitas tertinggi industri yang sudah berdiri adalah sebesar 55.000 ton/tahun. Tinjauan keempat, bahan baku yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan pabrik, dimana sikloheksanon oksim yang akan digunakan berasal dari Nantong Lianhai Wheatchain Bioproducts Co dan Asam Sulfat berasal dari PT Petrokimia Gresik. Sehingga dapat diambil kesimpulan kapasitas pabrik kaprolaktam di Indonesia adalah sebesar 27.000 ton/tahun, nilai tersebut masuk kedalam kapasitas ekonomis yang ditinjau sebelumnya melalui nilai impor, kapasitas pabrik yang sudah tersedia dan ketersediaan bahan baku yang digunakan.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Kaprolaktam

Kaprolaktam merupakan senyawa organik dengan bentuk padat dan berwarna putih, memiliki rumus kimia $(CH_2).C(O)NH$ dengan nama IUPAC Azepan-2-on. Kaprolaktam merupakan prekursor nilon-6 yang

mana dapat memproduksi 4,6 miliar ton tiap tahunnya di seluruh dunia. Kaprolaktam juga merupakan bahan baku yang penting dalam pembuatan nilon, plastik, cat, lisin dan pengikat silang untuk poliuretan.

1.3.2 Macam-Macam Proses

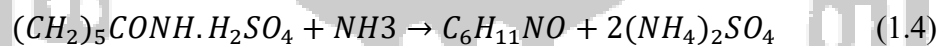
Proses pembuatan kaprolaktam dapat dilakukan dengan beberapa proses. Untuk menentukan proses yang paling menguntungkan, dapat ditinjau dari beberapa proses pembuatan kaprolaktam, antara lain:

- a. Pembuatan Kaprolaktam dari Sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat

Reaksi :



Sikloheksanon oksim Asam Sulfat Kaprolaktam Sulfat



Kaprolaktam Sulfat Amonia Kaprolaktam Amonium Sulfat

(Faith, Keyes & Clarks, 1975)

Proses pembuatan kaprolaktam menggunakan bahan sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat beroperasi pada kondisi operasi 100-120°C dan tekanan 1 atm, dan reaksi berlangsung secara eksotermis. Dimana setelah reaksi tersebut, nantinya akan membentuk kaprolaktam sulfat. Kaprolaktam sulfat di *neutrallizer* dengan amonia sehingga membentuk kaprolaktam dan hasil samping nya adalah Amonium Sulfat.

Untuk penyusunan potensial ekonomi (EP) dapat menggunakan persamaan seperti berikut:

$$EP = (\text{Nilai Produk}) - (\text{Nilai Bahan baku}) \text{ (Smith, Robin., 1995)}$$

Tabel 1.4 Harga Bahan dan Produk Kaprolaktam dari Sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat

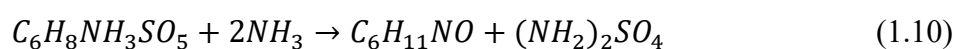
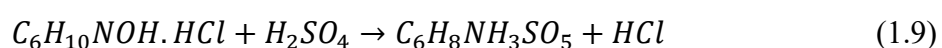
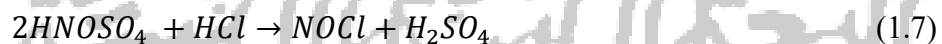
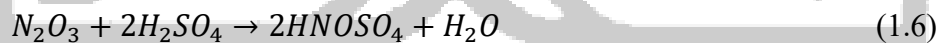
Bahan	Berat Molekul (g/mol)	\$/kg
$(CH_2)_5CONH$ (Kaprolaktam)	113,16	2,20
$C_6H_{10}(NOH)$ (Sikloheksanon oksim)	113,16	0,35
H_2SO_4 (Asam Sulfat)	98,078	0,65
NH_3 (Amonia)	17,031	0,75

$$EP = (113,16 \times 2,20) - ((113,16 \times 0,35) + (98,078 \times 0,65) + (17,031 \times 0,75))$$

$$EP = 132,822 \text{ \$/kmol}$$

b. Pembuatan Kaprolaktam dari Sikloheksanon dan Amonia

Reaksi :



(Kirk & Othmer, 1967)

Pembuatan kaprolaktam ini dilakukan dengan bahan baku Sikloheksana, Amonia dan katalis Pt-Rh. Proses ini beroperasi pada suhu 180°C dan tekanan 1-2 atm. Dimana pada prosesnya katalis Pt-Rh digunakan pada reaksi oksidasi Amonia dalam sintesis Asam Nitrat.

$$EP = (\text{Nilai Produk}) - (\text{Nilai Bahan Baku})$$

Tabel 1.5 Harga Bahan dan Produk Kaprolaktam dari Sikloheksanon dan Amonia

Bahan	Berat Molekul (g/mol)	\$/kg
$(CH_2)_5CONH$ (Kaprolaktam)	113,16	2,20
C_6H_{12} (Sikloheksana)	84,16	0,6
NH_3 (Amonia)	17,031	0,75
H_2SO_4 (Asam Sulfat)	98,079	0,65
HCl (Asam Klorida)	36,46	0,8

$$EP = (113,16 \times 2,20) - ((84,16 \times 0,75) + (17,031 \times 0,6) + (98,079 \times 0,65) + (36,46 \times 0,8))$$

$$EP = 82,694 \text{ \$/kmol}$$

Proses produksi kaprolaktam juga dapat dilakukan dengan proses lain selain menggunakan sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat atau sikloheksan dan Amonia, yaitu:

- Dutch State Mines Process

Pada proses ini kaprolaktam diperoleh dari bahan baku Fenol, Amonia, Asam Sulfat dan katalis *Palladium*. Di proses ini terjadi 2 tahap, yang pertama yaitu tahap hidrogenasi Fenol menjadi Sikloheksanol dengan katalis *Palladium* dan dilanjutkan lagi menjadi sikloheksanon. Kemudian pada tahap kedua sikloheksanon dioksidasi dengan Asam Fosfat yang menghasilkan sikloheksanon oksim, selanjutnya dioksimasi dengan penyusunan Beckman sehingga mendapatkan kaprolaktam. Proses ini berlangsung pada temperatur 145-165°C dengan tekanan 10 atm.

- SNIA Process

Pada proses SNIA ini bahan utama yang digunakan yaitu Toluena. Yang mana Toluena ini dioksidasi oleh udara dengan katalis Co dan menghasilkan Asam Benzoat, kemudian dihidrogenasi menghasilkan Asam sikloheksan karboksilat. Asam sikloheksan karboksilat direaksikan dengan *Nitrosyl Sulfuric Acid* yang menghasilkan kaprolaktam. Pada reaksi ini digunakan katalis Oleum dengan suhu 124°C dan tekanan 1 atm.

Dari ketiga reaksi di atas, membutuhkan bahan baku yang lebih banyak dan memerlukan proses produksi yang cukup panjang sehingga memerlukan biaya dan energi yang lebih besar.

1.3.3 Pemilihan Proses

Tabel 1.6 Matriks Pemilihan Proses

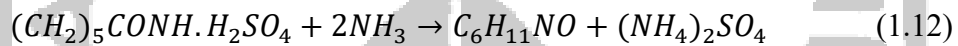
Parameter	Kaprolaktam dari Sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat	Kaprolaktam dari Sikloheksan dan Amonia
Produk	Kaprolaktam (***)	Kaprolaktam (***)
Bahan baku	Sikloheksanon oksim, Asam Sulfat dan Amonia	Sikloheksana dan Amonia
Potensial Ekonomi	132,822 \$/kmol	82,694 \$/kmol
Reaktor	RATB	RATB
Kondisi operasi <ul style="list-style-type: none"> • Temperatur • Tekanan 	100-120°C 1 atm	180°C 1-2 atm
Fase	Cair (***)	Cair (***)
Katalis	Tidak ada (***)	Pt-Rh (*)

Keterangan : (***) = Baik (**) = Sedang (*) = Kurang

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Berikut ini merupakan reaksi pembentukan kaprolaktam dari sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat, yang mana terdiri dari 2 reaksi pembentukan yaitu:



Apabila ditinjau dari segi termodinamika didapatkan harga $\Delta G_{R,298}$ dan $\Delta H_{R,298}$ dari masing-masing komponen pada suhu 298 K didapatkan pada Tabel 1.7 berikut:

Tabel 1.7 Energi Bebas dan Panas Pembentukan Masing-Masing Komponen

Komponen	$\Delta G_{R,298}$ (kJ/mol)	$\Delta H_{R,298}$ (kJ/mol)
$C_6H_{10}(NOH)$	-22.9	-194
H_2SO_4	-744.53	-813.989
NH_3	-16.4	-45.9
H_2O	-237.129	-285.83
$C_6H_{11}NO$	-71.11	-246.2
$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	-698.979	-1.025.85
$(NH_4)_2SO_4$	-760.93	-859.889
$C_6H_{10}O$	-90.75	-230.12
NH_3O	0	-114.2
SO_3	-371.1	-395.7

Sumber: Perry's Chemical Engineers Handbook, 8 ed.



$$\Delta H_{R,298} = \sum \Delta H_{R,produk} - \sum \Delta H_{R,reaktan} \quad (1.14)$$

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = (\Delta H_{R,298}^{\circ} (CH_2)_5CONH.H_2SO_4) - (\Delta H_{R,298}^{\circ} C_6H_{10}(NOH) + \Delta H_{R,298}^{\circ} H_2SO_4)$$

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = (-1.025,85) - (-194 + (-813,989))$$

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = -17.861 \frac{kJ}{kmol}$$

Didapatkan nilai ΔH_R° yang bernilai negatif, yang mana secara teoritis menunjukkan bahwa reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis.

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = \sum \Delta G_{R,298}^{\circ} \text{produk} - \sum \Delta G_{R,298}^{\circ} \text{reaktan} \quad (1.15)$$

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = (\Delta G_{R,298}^{\circ} (CH_2)_5CONH.H_2SO_4) - (\Delta G_{R,298}^{\circ} C_6H_{10}(NOH) + \Delta G_{R,298}^{\circ} H_2SO_4)$$

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = (-698,979) - (-22,9 + (-744,53))$$

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = 68.451 \frac{kJ}{kmol}$$

$$\ln K = \frac{-\Delta G_{R,298}^{\circ}}{RT} \quad (1.16)$$

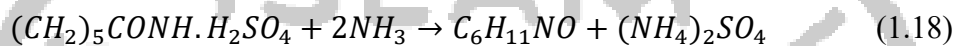
$$= -27,6283$$

$$K = 1,0028E-12 \text{ kJ/kmol}$$

Karena nilai $K < 1$ maka dapat disimpulkan bahwa reaksi yang terjadi merupakan reaksi *irreversible* atau reaksi tidak dapat balik.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan Kaprolaktam dari Sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat terdiri dari 2 reaksi pembentukan yaitu:



Reaksi tersebut merupakan reaksi orde 2, sehingga secara kinetika persamaan kecepatan reaksinya dapat ditulis sebagai berikut:

$$-r_A = k \cdot C_A C_B \quad (1.19)$$

Nilai k dapat diperoleh melalui perhitungan pada persamaan Arrhenius berikut:

$$k = A \cdot \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (1.20)$$

Dimana:

CA = Konsentrasi Sikloheksanon oksim

CB = Konsentrasi Asam Sulfat

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi (L/mol.s)

Ea = Energi aktivasi (J/mol)

R = Konstanta gas (kJ/mol.K)

T = Suhu (K)

Berdasarkan data yang diperoleh dari jurnal *Kinetics of S-1 catalyzed vapor phase Beckmann rearrangement of cyclohexanone oxime to caprolactam* oleh Jin Xing, et. Al., 2013, diketahui nilai $E_a = 49.600$ kJ/kmol dan nilai $A = 1,16E+12$ L/kmol.jam. Sehingga didapatkan kinetika reaksi yaitu sebesar 198.720L/kmol.jam.

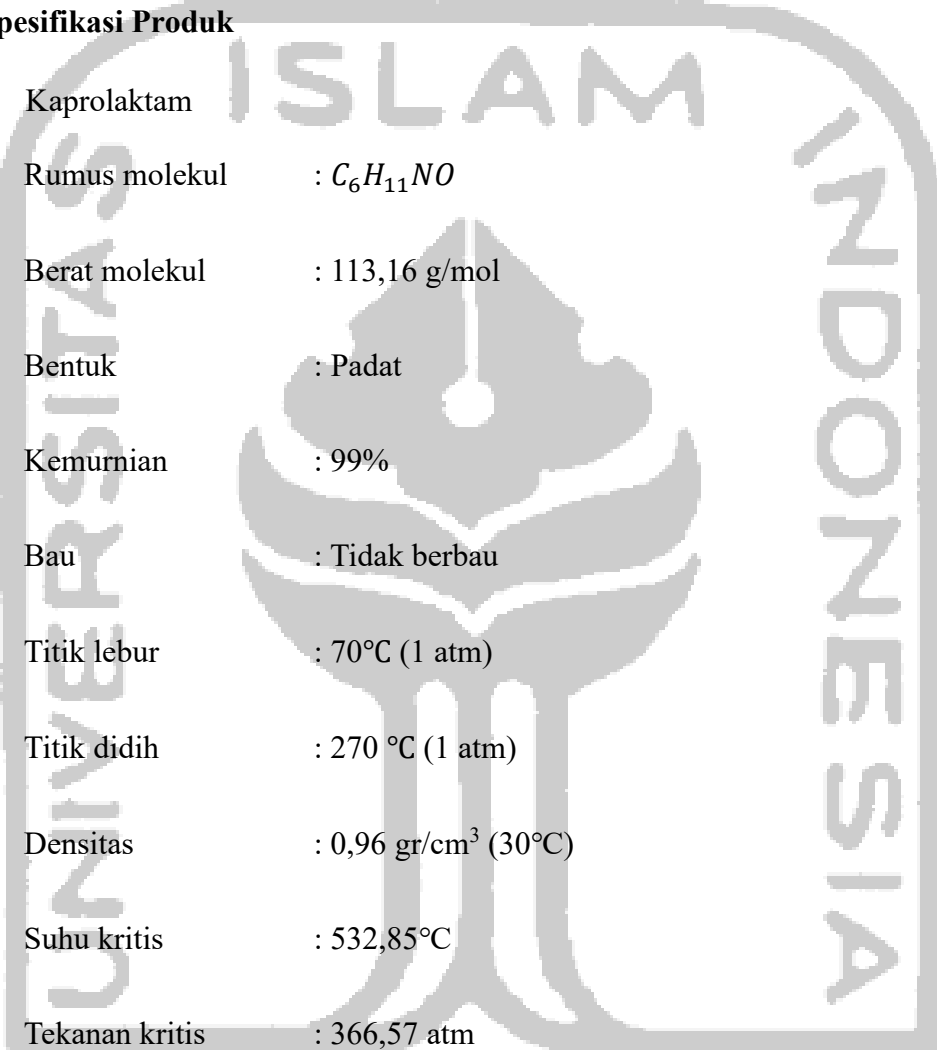


BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Kaprolaktam



Rumus molekul	: $C_6H_{11}NO$
Berat molekul	: 113,16 g/mol
Bentuk	: Padat
Kemurnian	: 99%
Bau	: Tidak berbau
Titik lebur	: 70°C (1 atm)
Titik didih	: 270 °C (1 atm)
Densitas	: 0,96 gr/cm ³ (30°C)
Suhu kritis	: 532,85°C
Tekanan kritis	: 366,57 atm

Kelarutan 25 : 0,525 g/L air

2.1.2 Amonium Sulfat

Rumus molekul : $(NH_4)_2SO_4$

Berat molekul : 132,14 g/mol

Bentuk : Padat
Bau : Tidak berbau
Titik lebur : n.a

Titik didih : n.a
Densitas : 1,769 gr/cm³ (20°C)
Suhu kritis : n.a
Tekanan kritis : n.a
Kelarutan 25 : 754 g/L air

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Sikloheksanon oksim

Rumus molekul : $C_6H_{10}(NOH)$
Berat molekul : 113 g/mol
Bentuk : Padat
Kemurnian : 97%

Bau : Tidak berbau

Titik lebur : 90°C (1 atm)

Titik didih : 208°C (1 atm)

Densitas : 0,968 gr/cm³ (30°C)

Suhu kritis : 441,85°C

Tekanan kritis : 46,29 atm

Kelarutan 25 : 0,25 g/L air

2.2.2 Asam Sulfat

Rumus molekul : H_2SO_4

Berat molekul : 98 g/mol

Bentuk : Cair

Kemurnian : 98%

Bau : Tidak berbau

Titik lebur : 10,31°C (1 atm)

Titik didih : 336,85°C (1 atm)

Densitas : 1,834 gr/cm³ (30°C)

Suhu kritis : 651,85°C

Tekanan kritis : 497,9 atm

Kelarutan 25 : 0,0624 g/L air

2.2.3 Amonia

Rumus molekul : NH_3

Berat molekul : 17,031 g/mol

Bentuk : Cair

Kemurnian : 99%

Bau : Berbau tajam
Titik lebur : $-77,73^{\circ}\text{C}$ (1 atm)
Titik didih : $-33,35^{\circ}\text{C}$ (1 atm)

Densitas : $0,903 \text{ gr/cm}^3$ (30°C)

Suhu kritis : $132,4^{\circ}\text{C}$

Tekanan kritis : 111,3 atm

Kelarutan 25 : 540 g/L air

2.2.4

Air

Rumus molekul : H_2O

Berat molekul : 18 g/mol

Bentuk : Cair

Bau : Tidak berbau

Titik lebur : 0°C (1 atm)

Titik didih : 100°C (1 atm)

Densitas : 1 gr/cm^3 (30°C)

Suhu kritis : $373,98^{\circ}\text{C}$

Tekanan kritis : 21,67 atm

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada perancangan pabrik kaprolaktam meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses dan pengendalian kualitas produk. Produksi perlu dijalankan dengan adanya pengawasan dan pengendalian produksi sehingga diperoleh produk yang sesuai dengan spesifikasi yang telah direncanakan sesuai dengan tahapan proses yang ada. Dari kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk dengan kualitas dan juga mutu yang baik dan sesuai dengan standar juga jumlah produksi yang telah ditetapkan. Sehingga diperlukan pengendalian proses dengan waktu pemroduksian produk yang berjalan sesuai dengan jadwal yang ada.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui bahan baku yang dihasilkan memiliki kualitas yang sesuai atau tidak untuk mendapatkan produk yang diinginkan, ditinjau dari beberapa pertimbangan bahan baku yang ada dan sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan dalam proses. Sehingga, perlu dilakukan pengecekan terkait pengujian kualitas bahan baku untuk proses produksi pada sikloheksanon oksim, Asam Sulfat, Amonia dan air. Tahap ini dilakukan untuk mengetahui bahan yang digunakan dalam pembuatan produk sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan dalam pabrik.

Analisa laboratorium dilakukan menggunakan alat kontrol untuk mengawasi mutu bahan baku yang digunakan. Setelah dilakukan analisa

bahan baku dapat diketahui kualitas bahan baku yang tidak sesuai, maka kemungkinan dapat dilakukan pengembalian kepada *supplier*.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas proses produksi dilakukan dengan meninjau aliran melalui alat yang berfungsi sebagai kontrol sistem. Pusat pengawasan pengendalian operasi dilakukan di *control room* dengan metode *automatic control* dengan menggunakan indikator. Sehingga dapat mendeteksi kesalahan dan penyimpangan saat berjalannya proses produksi melalui indikator yang sudah di *set*, seperti *flow rate*, *level control* dan *temperature control*. Sinyal tersebut akan terdeteksi dengan adanya tanda yang diberikan melalui bunyi alarm, nyala lampu dan jenis sinyal lainnya. Apabila terjadi kesalahan atau penyimpangan, maka perlu dilakukan pengembalian kondisi seperti awal yang dapat dilakukan secara otomatis maupun manual.

Alat kontrol yang harus di *set* pada kondisi tertentu antara lain adalah:

a. *Flow control*

Flow control adalah alat yang digunakan untuk mengelola aliran masuk dan juga aliran keluar sehingga tidak terlalu cepat ataupun tidak terlalu lambat.

b. *Temperature control*

Temperature control adalah alat yang digunakan untuk mengelola batasan nilai suhu dengan menggunakan *set point*. Dimana setiap perubahan suhu

yang terjadi akan terdeteksi, dan pada aliran energi panas kedalam dan keluar diatur untuk mencapai suhu yang diinginkan

c. *Level control*

Level control adalah alat yang digunakan pada alat seperti tangki yang berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan cairan yang berada didalam tangki sehingga tinggi cairan tidak melebihi batas maksimum yang ditetapkan.

d. *Pressure control (Valve)*

Pressure control adalah alat yang digunakan untuk mengetahui dan juga mengendalikan tekanan pada operasi berdasarkan tekanan operasi yang sudah ditetapkan pada alat.

Pengendalian proses juga dilakukan pada suatu harga sehingga dihasilkan produk yang memenuhi standar yang telah ditetapkan. Maka diperlukan pengendalian mutu untuk mengetahui bahan baku yang digunakan apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan, dan perlu diadakan pengawasan dan pengendalian produksi setelah perencanaan produksi dan juga proses produksi sehingga proses produksi berjalan dengan baik.

Secara umum pengendalian kualitas mutu dapat dilakukan dengan beberapa metode, antara lain adalah:

- Pengawasan proses secara langsung

Pengawasan dilakukan dengan *team quality control* secara langsung dengan mengamati setiap proses yang berjalan, dengan memperhatikan perlakuan pada aliran bahan baku dan juga alat produksi.

- Pengawasan melalui panel kendali dan pengawasan secara otomatis

Pengendalian proses secara otomatis dilakukan dengan mengamati mesin produksi yang bekerja misalnya pada saat tekanan terjadinya reaksi, suhu operasi reaktor, aliran material dalam alat dan lain-lain. Sehingga apabila terjadi kesalahan atau penyimpangan terhadap bahan baku selama terjadinya proses produksi, maka alat akan berhenti secara otomatis.

- Pengawasan kondisi parameter mesin

Pengawasan proses dengan cara ini diutamakan pada parameter-parameter mesin produksi yang sedang berjalan. Sehingga apabila terjadi kesalahan maupun ada hal yang tidak sesuai dengan standar maka perlu dilakukan ulang *setting* mesin agar memenuhi standar yang telah ditentukan.

2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi

Untuk mencapai jumlah atau kuantitas tertentu diperlukan waktu tertentu yang harus diperhitungkan terlebih dahulu. Oleh karena itu, diperlukan pengendalian waktu untuk mengefisienkan waktu yang dipakai dalam proses produksi berlangsung, supaya nantinya produk yang dihasilkan sesuai dengan rencana dan tujuan yang telah dirancang.

2.3.4 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi ini dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan diproduksi, dan harus dilaksanakan mulai dari bahan baku hingga produk jadi. Untuk mendapatkan mutu atau kualitas produk yang standar diperlukan bahan yang berkualitas dan sistem kontrol yang dapat memantau dan mengontrol proses yang ada untuk memastikan produk yang berkualitas tinggi sehingga dapat dipasarkan. Untuk menentukan apakah produk yang diproduksi memenuhi standar yang ada, maka analisis harus dilakukan sebelum produk dipasarkan. Pengujian yang dilakukan yaitu memeriksa kemurnian produk dan komposisi bahan dalam produk aspirin untuk memastikan apakah sudah layak untuk digunakan dan sesuai.

Ada dua hal yang harus dipertimbangkan dalam menyusun rencana produksi yaitu faktor internal dan eksternal. Faktor eksternal merupakan faktor yang berhubungan dengan kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal yaitu berhubungan dengan kemampuan pabrik.

a. Kemampuan Pasar

Ada dua kemungkinan dalam kemampuan pasar, yang pertama ketika kemampuan pasar lebih tinggi dari kemampuan pabrik maka dilakukan perencanaan produksi yang optimal, dan yang kedua daya jual lebih rendah dari kapasitas pabrik. Dari kedua kemungkinan tersebut terdapat tiga alternatif yang dipilih, yaitu perencanaan produksi berdasarkan daya jual atau pengurangan produksi berdasarkan daya jual dengan

mempertimbangkan untung dan rugi. Rencana produksi kemudian dibuat dengan mempertimbangkan kelebihan produksi yang akan disimpan dan dijual untuk tahun selanjutnya. Biasanya dilakukan tindakan dan upaya untuk menemukan area pemasaran lain agar produknya bisa terjual.

b. Kemampuan Pabrik

Umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor yaitu bahan baku (*raw material*) dan penggunaan bahan baku yang memenuhi kualitas dan kuantitas akan mencapai target produksi yang diinginkan. Kemudian terkait tenaga kerja manusia, dimana kekurangan tenaga terampil menyebabkan kerugian menimpa pabrik. Oleh karena itu, beberapa jenis pelatihan dan pendidikan harus diberikan kepada semua karyawan di pabrik untuk meningkatkan keterampilan dan pola pikir mereka untuk menyelesaikan pekerjaan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

Sikloheksanon oksim ($C_6H_{10}(NOH)$) diangkut dari silo (SL-01) menggunakan *Belt Conveyor* (BC-01) dan *Bucket Elevator* (BE-01) menuju *Melter* (MT-01). Di dalam *Melter* (MT-01) Sikloheksanon oksim dilelehkan pada suhu $110^{\circ}C$ lalu diumpankan ke dalam Reaktor (R-01). Asam Sulfat (H_2SO_4) dari tangki penyimpanan (T-01) dinaikkan suhunya dari $30^{\circ}C$ menjadi $110^{\circ}C$ menggunakan *Heater* (HE-01) lalu diumpankan ke dalam Reaktor (R-01).

3.1.2 Proses Reaksi di dalam Reaktor

Reaktor yang digunakan pada proses produksi adalah jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang mana beroperasi pada suhu $110^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi sebesar 98%. Karena reaksi yang terjadi pada reaktor adalah eksotermis maka digunakan pendingin berupa jaket. Hasil reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah berupa Kaprolaktam Sulfat ($(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$) yang kemudian diumpankan ke dalam *Neutralizer* (N-01).

3.1.3 Proses Netralisasi

Amonia (NH_3) dari tangki penyimpanan (T-02) diumpankan ke dalam *Neutralizer* (N-01) untuk menetralkan Asam Sulfat sisa (H_2SO_4) dan kaprolaktam sulfat ($(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$) sehingga menghasilkan produk berupa kaprolaktam ($C_6H_{11}NO$) dan produk samping berupa Amonium Sulfat ($(NH_4)_2SO_4$). *Neutralizer* beroperasi pada suhu $110^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan menggunakan air pendingin yang dialirkan melalui jaket. Lalu campuran hasil dari *Neutralizer* (N-01) diturunkan suhunya menjadi $70^\circ C$ menggunakan *Cooler* (CL-01).

3.1.4 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Larutan yang sudah diturunkan suhunya diumpankan ke dalam *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDV-01) untuk dipisahkan produk sampingnya. Hasil dari RDV-01 diumpankan ke dalam *Evaporator* (EV-01) untuk dilakukan pemekatan dengan menguapkan airnya. Di dalam *Evaporator* (EV-01) terjadi kenaikan suhu dari $70^\circ C$ menjadi $103^\circ C$ yang dibantu dengan *Steam* pemanas.

Produk keluaran dari *Evaporator* (EV-01) kemudian diumpankan ke dalam *Crystallizer* (CR-01) untuk dilakukan pengkristalan pada suhu $50^\circ C$. Sehingga digunakan air pendingin untuk menurunkan suhu dari $103^\circ C$ menjadi $50^\circ C$.

Slurry dari *Crystalizer* (CR-01) kemudian diumpankan ke dalam *Centrifuge* (CF-01) untuk dipisahkan cairan yang masih terkandung di

dalam produk. Pemisahan pada *Centrifuge* (CF-01) menggunakan prinsip pemisahan berdasarkan ukuran partikel maupun rapat massa molekul. *Centrifuge* (CF-01) akan berputar secara cepat dan partikel yang lebih berat akan terkumpul dibawah. *Centrifuge* (CF-01) beroperasi pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Larutan induk atau *Mother liquor* yang telah terpisah dari kristal akan dialirkan menuju UPL untuk dilakukan tindak lanjut. Sedangkan kristal kaprolaktam yang sudah terpisah dimasukkan kedalam *Rotary Dryer* (RD-01) menggunakan *Belt Conveyor* (BC-02).

Hasil keluaran dari *Centrifuge* (CF-01) berupa kristal kaprolaktam yang dialirkan menggunakan *Belt Conveyor* (BC-02) untuk dilakukan proses pengeringan. Di dalam *Rotary Dryer* (RD-01) kristal kaprolaktam akan diputar dan dikeringkan menggunakan udara panas kering yang dihasilkan dari *Heater* (HE-02). *Rotary Dryer* (RD-01) bekerja pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm. Kristal kaprolaktam keluaran *Rotary Dryer* (RD-01) yang sudah kering akan diumpankan ke dalam silo penyimpanan (SL-02).

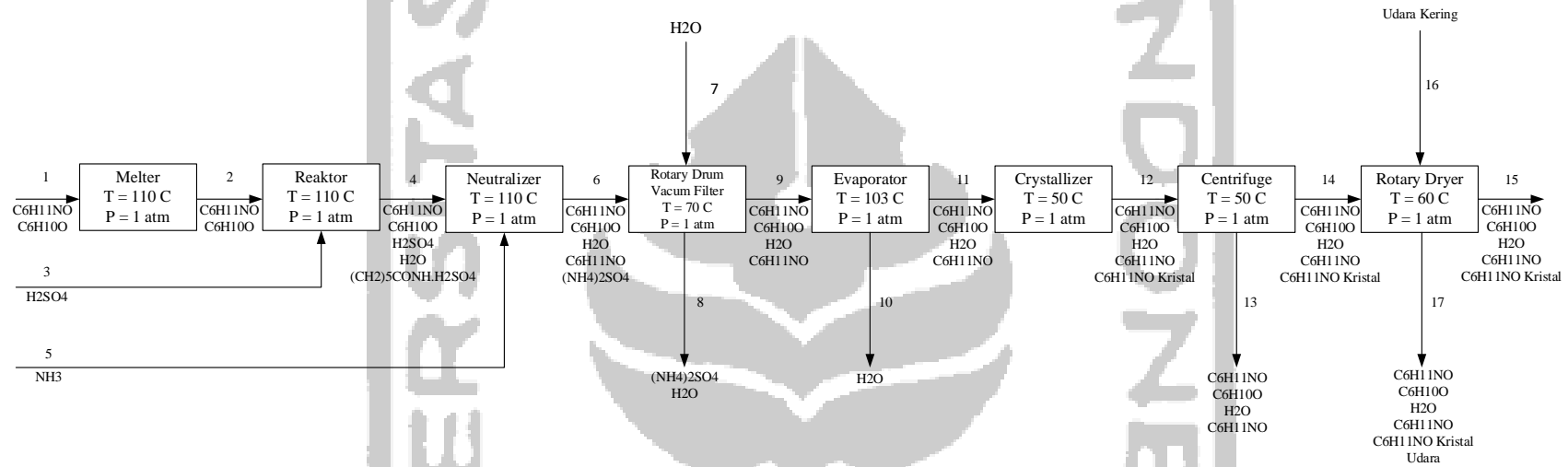
3.1.5 Proses Pengolahan Produk Samping

Hasil keluaran dari *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDV-01) berupa Amonium Sulfat ($(NH_4)_2SO_4$) yang merupakan salah satu jenis pupuk yang digunakan pada industri pertanian di Indonesia. Sehingga Ammonium sulfat akan dijual kepada industri pertanian yang menggunakan pupuk berupa

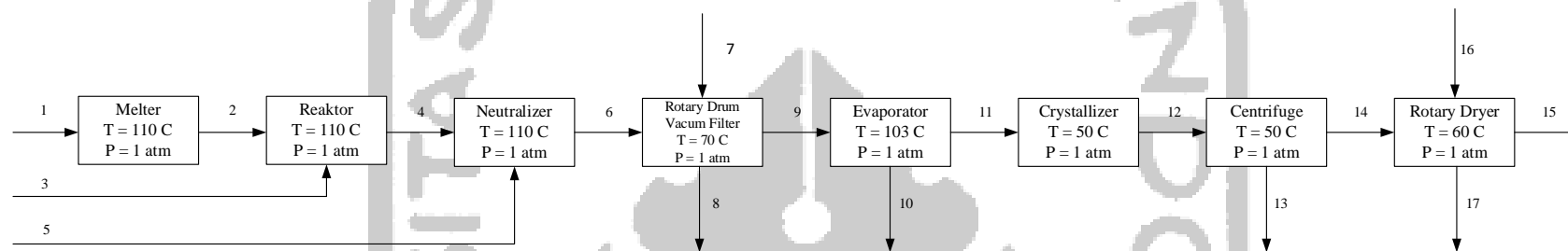
Amonium sulfat. Adapun industri pertanian yang menggunakan Amonium sulfat sebagai pupuk yaitu pada pertanian tebu, teh, dan tembakau.



3.2 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif



No	Komponen	Nomor arus (kg/jam)																
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
1	$C_6H_{10}(NOH)$	3491,21	3491,21	-	104,74	-	104,74	-	-	104,74	-	104,74	104,74	64,92	39,82	27,87	-	11,95
2	$C_6H_{10}O$	107,98	107,98	-	107,98	-	107,98	-	-	107,98	-	107,98	107,98	66,93	41,05	28,73	-	12,31
3	H_2SO_4	-	-	2967,22	30,28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4	H_2O	-	-	60,56	60,56	10,29	70,85	1033,18	938,42	165,60	115,92	49,68	49,68	30,79	18,89	11,33	-	7,55
5	$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	-	-	-	6323,41	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	NH_2	-	-	-	-	1029,44	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	$C_6H_{11}NO$	-	-	-	-	-	3386,47	-	-	3386,47	-	3386,47	4,49	2,78	1,71	0,43	-	1,28
8	$(NH_4)_2SO_4$	-	-	-	-	-	3996,66	-	3996,66	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	$C_6H_{11}NO$ kristal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3381,99	-	3381,99	3340,90	-	41,09
10	Udara	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1767,74	1767,74
Total		3599,18	3599,18	3027,77	6626,96	1039,74	7666,69	1033,18	4935,09	3764,79	115,92	3648,87	3648,87	165,42	3483,45	3409,27	8417,80	8491,98

Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Alat Besar

a. *Melter* (MT-01)

Kode	: M-01
Fungsi	: Mengubah fase sikloheksanon oksim padat menjadi cair.
Jumlah	: 1 Buah
Jenis	: <i>Torispherical Flanged and Dished Head</i>
Kondisi Operasi	
• Suhu	: 110 °C
• Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	
• Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
• Diameter <i>Shell</i>	: 1,5145 m
• Tinggi <i>Shell</i>	: 2,9682 m
• Volume <i>Shell</i>	: 4,1996 m ³
• Volume <i>Head</i>	: 0,0882 m ³
• Volume <i>Melter</i>	: 5,2204 m ³
• Tinggi <i>Melter</i>	: 3,8745 m
• Tinggi <i>Head</i>	: 0,5166 m
• Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
• Tebal <i>Head</i>	: 0,1875 in
Harga	: \$ 141.670

b. Reaktor (R-01)

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan sikloheksanon oksim dengan Asam Sulfat menjadi kaprolaktam sulfat.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*

Kondisi Operasi

- Suhu : 110 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Dimensi Reaktor

- Diameter *Shell* : 2,7104 m
- Tinggi *Shell* : 4,0958 m
- Tebal *Shell* : 0,2500 in
- Volume *Shell*: 23,4454 m³
- Tinggi Reaktor : 5,1977 m
- Volume Reaktor : 23,4484 m³

Dimensi *Head*

- Tinggi *Head* : 0,5510 m
- Tebal *Head* : 0,2500 in
- Volume *Head* : 0,0015 m³

Pengaduk

- Jenis *Impeller* : *Turbin with 6 flat blades*
- Jumlah *Impeller* : 1 buah
- Jumlah *Baffle* : 4 buah
- Diameter Pengaduk : 0,9035 m
- Tinggi Pengaduk : 2,4394 m
- Jarak Pengaduk : 1,1745 m
- Lebar Pengaduk : 0,1536 m
- Lebar *Baffle* : 0,1536 m
- Kecepatan Pengadukan : 98,6384 rpm
- Power Pengadukan : 1,5000 hP

Jaket Pendingin

- Bahan Jaket : *Stainless steel*
- Diameter Dalam Jaket : 2,7231 m
- Diameter Luar Jaket : 3,2311 m
- Tinggi Jaket : 4,0958 m
- Tebal Jaket : 0,5000 in
- Beban Pendingin : 102.672,8557 kJ/jam

- Luas Selubung Reaktor : 41,1866 m²
- Luas Alir Pendingin : 1,6274 m³

Harga : \$ 104.310

c. *Neutralizer* (N-01)

Kode : N-01

Fungsi : Mereaksikan Kaprolaktam Sulfat dengan Amonia untuk menghasilkan produk berupa Kaprolaktam.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Torispherical Flanged & Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Kondisi Operasi

• Suhu : 110 °C

• Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Dimensi *Neutralizer*

• Diameter *Shell* : 2,8575 m

• Tinggi *Shell* : 4,2863 m

• Tebal *Shell* : 0,2500 in

• Volume *Shell* : 19,8160 m³

• Tinggi *Neutralizer* : 4,7943 m

• Volume *Neutralizer* : 20,2241 m³

Dimensi *Head*

• Tinggi *Head* : 1,0159 m

• Tebal *Head* : 0,2500 in

• Volume *Head* : 0,4082 m³

Pengaduk

- Jenis *Impeller* : *Turbin with 6 flat blades*
- Jumlah *Impeller* : 1 buah
- Jumlah *Baffle* : 4 buah
- Diameter Pengaduk : 0,9525 m
- Jarak Pengaduk : 1,2383 m
- Lebar Pengaduk : 0,1905 m
- Lebar *Baffle* : 0,1619 m
- Kecepatan Pengadukan : 223,3880 rpm
- Power Pengadukan : 10 hP

Jaket Pendingin

- Bahan Jaket : *Stainless stell*
- Diameter Dalam Jaket: 2,8702 m
- Diameter Luar Jaket : 3,3782 m
- Tinggi Jaket : 4,2863 m
- Tebal Jaket : 0,2500 in
- Beban Pendingin : 402.892,5962 kJ/jam
- Luas Selubung *Shell* : 45,5538

Harga : \$ 186.913

d. *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDV-01)

Kode : RDV-01

Fungsi : Menyaring atau memisahkan campuran Amonium Sulfat dari Kaprolaktam dan impuritisnya.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Rotary Drum Vacuum Filter*

Kondisi Operasi

• Suhu : 70 °C

• Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

• Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-299 Grade 3 Type 304*

• Diameter *Filter* : 1,4768 m

• Panjang *Filter* : 2,2152 m

• Luas Permukaan *Filter* : 110,5739 ft^2

• Kecepatan Putar : 5,1597 rpm

• Power *Blower* : 7,5 hP

Harga : \$ 188.170

e. *Evaporator* (EV-01)

Kode : EV-01

Fungsi : Memekatkan larutan dengan menguapkan sebagian air yang terkandung dalam larutan.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Long Tube Vertical Evaporator*

Kondisi Operasi

- Suhu : 103 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304*
- Diameter : 1,0160 m
- Tinggi : 2,2756 m
- Tebal *Shell* : 0,1875 in
- Tebal *Head* : 0,1875 in
- Tinggi *Head* : 0,2266 m
- Jumlah *Tube* : 24 buah
- *Pass* : 4
- *Pressure Drop* : 0,00012 psi
- Suhu Keluar Fluida Panas : 150 °C
- Suhu Keluar Fluida Dingin : 103,9603 °C
- Massa *Steam* : 50,6291 Kg/jam
- Luas Transfer Panas : 0,5872 m²

Harga : \$ 20.336

f. *Crystallizer* (CR-01)

Kode : CR-01

Fungsi : Mengkristalkan larutan kaprolaktam menjadi kristal kaprolaktam.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Swenson Walker Crystallizer*

Kondisi Operasi

- Suhu : 50 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA-240 Grade C Type 247*
- Panjang *Crystallizer* : 3,0500 m
- Diameter *Crystallizer*: 0,0696 m
- Kecepatan Putar : 10 rpm
- Daya Pengaduk : 0,0833 hP
- Luas Transfer Panas : 53,0110 ft^2

Harga : \$ 53.583

g. *Centrifuge (CF-01)*

Kode : CF-01

Fungsi : Memisahkan kristal kaprolaktam dari sisa cairan.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Helical Conveyor*

Kondisi Operasi

- Suhu : 50 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 302*
- Diameter *Bowl* : 30 in
- Diameter Dalam : 28 in
- Tipe Rotor : *Scroll Conveyor*
- Panjang Silinder : 2,1336 m
- Volume Silinder : 0,2824 m³
- Panjang *Conical Bowl* : 0,6863 m³
- Panjang *Centrifuge* : 2,8448 m
- Kecepatan Putaran : 2700 rpm
- Gaya Sentrifugal : 3105 x gravitasi

Harga : \$ 19.080

h. *Rotary Dryer* (RD-01)

Kode : RD-01

Fungsi : Mengurangi kadar air yang terikut pada hasil padatan.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Radial Flight with a 90 lip C*

Kondisi Operasi

- Suhu : 60 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

- Diameter : 1,5533 m
- Panjang : 6,2131 m
- Luas Penampang : 1,8939 m^2
- Tebal *Shell* : 0,1875 in

Harga : \$ 40.901

3.3.2 Alat Penyimpanan Bahan

a. Tangki Penyimpanan Asam sulfat

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan kebutuhan Asam sulfat untuk proses selama 14 hari.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : Tangki silinder tegak dengan *flat bottom and conical head*.

Kondisi Operasi

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Tipe Atap Tangki : *Conical*
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*
- Kapasitas Tangki : 1.004.615,3049 kg
- Volume Tangki : 665,7152 m^3
- Diameter Standar Tangki : 13,7160 m

- Tinggi Standar Tangki : 7,9238 m
- *Course Plate* : 3
- Tebal *Bottom* : 0,7500 in
- Tebal *Roof* : 0,3125 in
- Diameter Pipa Pengisian : 19,2500 in
- Diameter Pipa Pengeluaran : 1,2780 in

Harga : \$ 180.743

b. Tangki Penyimpanan Amonia

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan kebutuhan Amonia untuk proses selama 14 hari.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : Tangki silinder tegak dengan *flat bottom and conical head*.

Kondisi Operasi

- Suhu : -33,5 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Tipe Atap Tangki : *Torispherical flanged and dished head*
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 302*
- Kapasitas Tangki : 344.984,1926 Kg
- Volume Tangki : 603,8184 m³
- Diameter Standar Tangki : 13,7160 m

- Tinggi Standar Tangki : 6,0950 m
- Tebal *Bottom* : 0,7500 in
- Tinggi Head : 1,3622 m
- Tebal Head : 0,2500 in
- Diameter Pipa Pengisian : 13,2500 in
- Diameter Pipa Pengeluaran : 1,0490 in

Isolasi dan Jacket Pendingin

- Tebal Isolasi : 0,2351 m
- Jenis Refrigeran : Freon R23
- Volume Jacket : 5,0639 m³
- Tebal Jacket : 1 in
- Luas transfer panas : 48,7439 ft³

Harga : \$ 223.930

c. Silo Penyimpanan Sikloheksanon oksim

Kode : SL-01

Fungsi : Menyimpan kebutuhan sikloheksanon oksim selama 30 hari.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Bin Storage*

Lama Penyimpanan : 30 Hari

Fasa : Padat

Kondisi Operasi

- Suhu : 30 °C

- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*

- Volume Silo : 3.480,1060 m^3 /30 hari

- Diameter Silo : 13,4112 m

- Tinggi Silo : 25,3746 m

- Tebal *Shell* : 0,1875 in

Harga : \$ 113.907

d. Silo Penyimpanan Kaprolaktam

Kode : SL-02

Fungsi : Menyimpan produk berupa kaprolaktam.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Bin Storage*

Kondisi Operasi

- Suhu : 50 °C

- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Volume Tangki : 1.297,1681 m^3 /14 hari

- Diameter : 13,4112 m

- Tinggi : 18,2614 m

- Tebal *Shell* : 0,1875 in

Harga : \$ 38.388

e. Silo Penyimpanan Amonium Sulfat

Kode : SL-03

Fungsi : Menyimpan produk samping berupa Amonium sulfat.

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Bin Storage*

Kondisi Operasi

- Suhu : 60 °C
- Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

- Volume Tangki : 2.959,12 m³/14 hari
- Diameter : 13,4112 m
- Tinggi : 24,0393 m
- Tebal *Shell* : 0,1875 in

Harga : \$ 38.388

3.3.3 Alat Transportasi Bahan

a. Pompa

Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan siloheksanon oksim dari <i>melter</i> (MT-01) menuju	Mengalirkan Asam Sulfat dari tangki (T-01) ke	Mengalirkan campuran larutan kaprolaktam sulfat dari	Mengalirkan larutan Amonia dari tangki (T-02) menuju	Mengalirkan campuran larutan kaprolaktam dari

	reaktor (R-01).	reaktor (R-01).	reaktor (R-01) ke <i>neutralizer</i> (N-01).	<i>neutralizer</i> (N-01).	<i>neutralizer</i> (N-01) menuju <i>rotary drum vaccum filter</i> (RDV-01).
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	1	1	1	1	1
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Harga	\$ 6.169	\$ 4.913	\$ 6.169	\$ 4.341	\$ 6.969
Spesifikasi					
Kapasitas	22,6892 gpm	9,2373 gpm	28,0909 gpm	7,9158 gpm	57,4617 gpm
<i>Rate Volumetric</i>	0,0421 ft^3/s	0,0172 ft^3/s	0,0522 ft^3/s	0,0147 ft^3/s	0,1067 ft^3/s
Kecepatan Alir	2,4676 ft/s	1,9758 ft/s	2,6903 ft/s	2,9394 ft/s	3,8488 ft/s
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%	80%
<i>Power Pompa</i>	0,0601hP	0,1711 hP	0,0291 hP	0,0544 hP	0,9984 hP
<i>Power Motor</i>	0,0833 hP	0,7500 hP	0,7500 hP	0,0833 hP	1,5000 hP
Ukuran Pipa					
ID	1,9390 in	1,6100 in	2,0670 in	1,0490 in	2,4690 in
OD	2,3800 in	1,6600 in	2,3800 in	1,3200 in	2,8800 in

IPS	2,0000 in	1,5000 in	2,0000 in	1,0000 in	2,5000 in
<i>Flow Area</i>	2,9500 <i>in</i> ²	1,5000 <i>in</i> ²	3,3500 <i>in</i> ²	0,8640 <i>in</i> ²	4,7900 <i>in</i> ²

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Parameter	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan campuran larutan kaprolaktam dari <i>rotary drum vacum filter</i> (RDV-01) menuju <i>evaporator</i> (EV-01)	Mengalirkan campuran larutan kaprolaktam dari <i>evaporator</i> (EV-01) menuju <i>crystalizer</i> (CR-01)	Mengalirkan campuran sisa larutan kaprolaktam dari <i>centrifuge</i> (CF-01) menuju UPL
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	1	1	1
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Harga	\$ 5.484	\$ 5.484	\$ 2.742
Kapasitas	18.8653 gpm	19.0852 gpm	0.9692 gpm
<i>Rate Volumetric</i>	0,0350 <i>ft</i> ³ / <i>s</i>	0,0354 <i>ft</i> ³ / <i>s</i>	0,0018 <i>ft</i> ³ / <i>s</i>
Kecepatan Alir	2,9670 <i>ft/s</i>	3,0016 <i>ft/s</i>	2,2054 <i>ft/s</i>

Efisiensi pompa	80%	80%	80%
<i>Power Pompa</i>	0,0722 hP	0,2969 hP	0,0438 hP
<i>Power motor</i>	0,1250 hP	0,5000 hP	0,5000 hP
ID	1,6100 in	1,6100 in	0,4230 in
OD	1,9000 in	1,9000 in	0,6750 in
IPS	1,5000 in	1,5000 in	0,6667 in
<i>Flow Area</i>	2,0400 in ²	2,0400 in ²	0,1410 in ²

b. *Belt Conveyor*

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Parameter	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	Mengangkut padatan sikloheksanon oksim dari silo (S-01) ke <i>bucket elevator</i> (BE-01)	Mengangkut kristal kaprolaktam dari <i>centrifuge</i> (CF-01) ke <i>bucket elevator</i> (BE-2)	Mengangkut kristal kaprolaktam dari <i>rotary dryer</i> (RD-01) ke <i>bucket elevator</i> (BE-03)
Jenis	<i>Flat belt conveyor</i>	<i>Flat belt conveyor</i>	<i>Flat belt conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Spesifikasi			
Kapasitas	3,5542 ton/jam	3,4091 ton/jam	3,3431 ton/jam
Panjang	10 ft	10 ft	10 ft
Lebar	14 in	14 ft	14 ft

Kecepatan	30,5 m/menit	30,5 m/menit	30, m/menit
<i>Power Motor</i>	1 hP	1 hP	1 hP
Harga	\$ 14.053	\$ 21.479	\$ 21.479

c. *Bucket Elevator*

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Bucket Elevator*

Parameter	BE-01	BE-02	BE-03
Fungsi	Mengangkut sikloheksanon oksim dari <i>belt conveyor</i> (BC-01) menuju <i>melter</i> (M-01)	Mengangkut kaprolaktam dari <i>screw conveyor</i> (SC-01) menuju <i>centrifuge</i> (CF-01)	Mengangkut kristal kaprolaktam dari <i>belt conveyor</i> (BC-03) menuju <i>silos</i> produk (SL-02)
Jenis	<i>Centrifugal discharge bucket</i>	<i>Centrifugal discharge bucket</i>	<i>Centrifugal discharge bucket</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Kapasitas	3,5542 ton/jam	3,5752 ton/jam	3,3431 ton/jam
Panjang	0,1524 m	0,1524 m	0,1524 m
Lebar	0,1016 m	0,1016 m	0,1016 m
Tinggi	7,6200 m	7,6200 m	7,6200 m
Kecepatan	0,1116 ft/menit	0,0961 ft/menit	0,0891 ft/menit
<i>Power Motor</i>	1,5 hP	1,5 hP	1,5 hP
Jumlah <i>Bucet</i>	18	18	18
Harga	\$ 12.339	\$ 12.339	\$ 12.339

d. *Screw Conveyor*

Parameter	SC-02	SC-01
Fungsi	Mengangkut Amonium sulfat dari <i>rotary drum vacuum filter</i> (RDV-01) menuju Silo (SL-03)	Mengangkut kaprolaktam dari <i>crystallizer</i> (CR-01) menuju ke <i>bucket elevator</i> (BE-01)
Jumlah	1	1
Jenis	<i>Helicoid flight</i>	<i>Helicoid flight</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Spesifikasi		
Kapasitas	8.811,13 lb/jam	7.881,93 lb/jam
<i>Rate</i> volumetrik	0,0502 ft ³ /s	0,0378 ft ³ /s
Kecepatan aliran	40 rpm	40 rpm
Diameter <i>flight</i>	9 in	9 in
Diameter pipa	2,5 in	2,5 in
Diameter <i>shaft</i>	2 in	2 in
<i>Hanger center</i>	10 ft	10 ft
Diameter <i>feed section</i>	6 ft	6 ft
Panjang <i>screw conveyor</i>	15 ft	15 ft
Efisiensi Motor	80% hP	80% hP
Power Motor	0,1250 hP	0,1250 hP
Harga	\$ 14.281	\$ 14.281

e. *Blower* (BL-01)

Kode : BL-01

Fungsi : Menarik udara untuk dipanaskan di dalam *heater* udara (HE-02) sebagai media pengering dalam *rotary dryer* (RD-01).

Jumlah : 1 Buah

Jenis : *Backward curve blade centrifugal blower*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade*

Spesifikasi

- Jumlah Udara Masuk : 13.487,7818 kg/jam

- Laju Udara : 12.947,3334 ft^3/min
- Tekanan : 3,5049 psia
- Power : 2 hP
- Ukuran filter : 0,3 μm

Harga : \$ 22.621

3.3.3 Alat Penukar Panas

a. Heat Exchanger

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Parameter	HE-01	HE-02
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Fungsi	Memanaskan Asam Sulfat dari tangki (T-01) menuju reaktor (R-01)	Memanaskan udara dari <i>blower</i> (BL-01) menuju <i>rotary dryer</i> (RD-01)
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167</i>	<i>Stainless Steel SA-167</i>
Jumlah Hairpin	6	13
Harga	\$ 1.714	\$ 2.056
<i>Annulus</i>		
IPS	2 in	3in
<i>Schedule No</i>	40	40
OD	2,3800 in	3,5000 in
ID	2,0670 in	3 in
<i>Surface Area</i>	0,6200 ft^2/ft	0,6220 ft^2/ft
Panjang	12 ft	12 ft

<i>Inner Pipe</i>		
IPS	1,2500 in	2 in
Schedule No	40	40
OD	1,6600 in	2,3800 in
ID	1,3800 in	2 in
Surface Area	0,4350 ft^2/ft	0,6220 ft^2/ft
Panjang	12 ft	12 ft

b. Cooler

Parameter	CL-01	CL-02
Fungsi	Menurunkan temperatur larutan keluaran <i>netralizer</i> (N-01) menuju <i>rotary drum vacuum filter</i> (RDV-01)	Menurunkan temperatur larutan keluaran <i>Evaporator</i> (EV-01) menuju <i>Crystallizer</i> (CR-01)
Jumlah	1	1
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>	<i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Jumlah Hairpin	2	2
<i>Spesifikasi</i>		
Luas Transfer Panas	13,8550 ft^2	11,8548 ft^2
Ud	450 Btu/jam. $ft^2.F$	250 Btu/jam. $ft^2.F$
Uc	25,3097 Btu/jam. $ft^2.F$	5,8419 Btu/jam. $ft^2.F$
Rd	0,0479	0,001
<i>Annulus</i>		
IPS	2 in	2 in
OD	2,3800 in	2,3800 in
ID	2,0670 in	2,0670 in
Surface area	0,6220 ft^2/ft	0,6220 ft^2/ft
Panjang	15 ft	15 ft
<i>Inner Pipe</i>		
IPS	1 ¼ in	1 ¼ in
OD	1,6600 in	1,6600 in
ID	1,3800 in	1,3800 in
Surface area	0,4350 ft^2/ft	0,4350 ft^2/ft

Panjang	15 ft	15 ft
Harga	\$ 1.257	\$ 1.257

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Alat *Melter*

Tabel 3. 6 Neraca Massa pada *Melter*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1		Arus 2	
$C_6H_{10}(NOH)$	3.491,21		3.491,21	
$C_6H_{10}O$	107,98		107,98	
Total	3.599,18		3.599,18	

3.4.2 Neraca Massa Alat Reaktor

Tabel 3. 7 Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 2	Arus3	Arus 4	
$C_6H_{10}(NOH)$	3.491,21	0	104,74	
$C_6H_{10}O$	107,98	0	107,98	
H_2SO_4	0	2.967,22	30,28	
H_2O	0	60,56	60,56	
$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	0	0	6.323,41	
Sub total	3.599,18	3.027,77	6.626,96	
Total		6.626,96	6.626,96	

3.4.3 Neraca Massa Alat *Neutralizer*

Tabel 3. 8 Neraca Massa pada *Neutralizer*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6	
$C_6H_{10}(NOH)$	104,74	0	104,74	
$C_6H_{10}O$	107,98	0	107,98	
H_2SO_4	30,28	0	0	
H_2O	60,56	10,29	70,85	

$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	6.323,41	0	0
NH_3	0	1.029,44	0
$C_6H_{11}NO$	0	0	3.386,47
$(NH_4)_2SO_4$	0	0	3.996,66
Sub total	6.626,96	1.039,74	7.666,69
Total	7.666,69		7.666,69

3.4.4 Neraca Massa Alat *Rotary Drum Vacuum Filter*

Tabel 3. 9 Neraca Massa pada *Rotary Drum Vacuum Filter*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_6H_{10}(NOH)$	104,74	0	0	104,74
$C_6H_{10}O$	107,98	0	0	107,98
H_2O	70,85	1.033,18	938,42	165,60
$C_6H_{11}NO$	3.386,47	0	0	3.386,47
$(NH_4)_2SO_4$	3.996,66	0	3.996,66	0
Sub total	7.666,69	1.033,18	4.935,09	3.764,79
Total	8.699,87		8.699,87	

3.4.5 Neraca Massa Alat *Evaporator*

Tabel 3. 10 Neraca Massa pada *Evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
$C_6H_{10}(NOH)$	104,74	0	104,74
$C_6H_{10}O$	107,98	0	107,98
H_2O	165,60	115,92	49,68
$C_6H_{11}NO$	3.386,47	0	3.386,47
Sub total	3.764,79	115,92	3.648,87
Total	3.764,79	3.764,79	

3.4.6 Neraca Massa Alat *Crystalizer*

Tabel 3. 11 Neraca Massa pada *Crystalizer*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 11	Arus 12
$C_6H_{10}(NOH)$	104,74	104,74	104,74	104,74
$C_6H_{10}O$	107,98	107,98	107,98	107,98
H_2O	49,68	49,68	49,68	49,68
$C_6H_{11}NO$	3.386,47	4,49	3.386,47	4,49
$C_6H_{11}NO$ kristal	0	3.381,99	0	3.381,99
Total	3.648,87	3.648,87	3.648,87	3.648,87

3.4.7 Neraca Massa Alat *Centrifuge*

Tabel 3. 12 Neraca Massa pada *Centrifuge*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 13	Arus 14
$C_6H_{10}(NOH)$	104,74	64,92	64,92	39,82
$C_6H_{10}O$	107,98	66,93	66,93	41,05
H_2O	49,68	30,79	30,79	18,89
$C_6H_{11}NO_{(aq)}$	4,49	2,78	2,78	1,71
$C_6H_{11}NO$ kristal	3.381,99	0	0	3.381,99
Sub total	3.648,87	165,42	165,42	3.483,45
Total	3.648,87	3.648,87	3.648,87	3.648,87

3.4.8 Neraca Massa Alat *Rotary Dryer*

Tabel 3. 13 Neraca Massa pada *Rotary Dryer*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 16	Arus 17	Arus 15
$C_6H_{10}(NOH)$	38,92	0	11,95	27,87
$C_6H_{10}O$	41,05	0	12,31	28,73
H_2O	18,89	0	7,55	11,33
$C_6H_{11}NO_{(aq)}$	1,71	0	1,28	0,43
$C_6H_{11}NO$ kristal	3.381,99	0	41,09	3.340,09
Udara	0	8.417,80	8.417,80	0
Sub total	3.483,45	8.417,80	8.491,98	3.409,27

Total	11.901,25	11.901,25
-------	-----------	-----------

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Alat *Melter*

Tabel 3. 14 Neraca Panas pada *Melter*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	40.088,79	0
Produk	0	665.036,15
Q peleburan	0	767,41
Q pemanasan	625.714,76	0
Total	665.803,55	665.803,55

3.5.2 Neraca Panas Alat *Heater 1*

Tabel 3. 15 Neraca Panas pada *Heater 1*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	22.511,18	0
Produk	0	395.949,75
Q pemanas	373.438,57	0
Total	395.949,75	395.949,75

3.5.3 Neraca Panas Alat Reaktor

Tabel 3. 16 Neraca Panas pada Reaktor

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1.060.985,90	0
Produk	0	1.111.965,69
ΔHR	154.952,30	0
Q pendingin	0	103.972,51
Total	1.215.938,20	1.215.938,20

3.5.4 Neraca Panas Alat *Neutralizer*

Tabel 3. 17 Neraca Panas pada *Neutralizer*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1.723.428,05	0
Produk	0	1.380.126,27
ΔHR	64.690,72	0
Q pendingin	0	407.992,50
Total	1.788.118,77	1.788.118,77

3.5.5 Neraca Panas Alat *Cooler 1*

Tabel 3. 18 Neraca Panas pada *Cooler 1*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1.324.992,24	0
Produk	0	672.858,13
Q pendingin	0	652.134,11
Total	1.324.992,24	1.324.992,24

3.5.6 Neraca Panas Alat *Rotary Drum Vacuum Filter*

Tabel 3. 19 Neraca Panas pada *Rotary Drum Vacuum Filter*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	672.688,29	0
Produk	0	672.688,29
Total	672.688,29	672.688,29

3.5.7 Neraca Panas Alat *Evaporator*

Tabel 3. 20 Neraca Panas pada *Evaporator*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	375.843,89	0
Produk	0	375.843,89
Panas Penguapan	0	253.433,87
Q pemanas	329.237,38	75.803,51
Total	705.081,27	705.081,27

3.5.8 Neraca Panas Alat Cooler 2

Tabel 3. 21 Neraca Panas pada Cooler 2

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	630.738,25	0
Produk	0	358.079,98
steam	0	272.658,27
Total	630.738,25	630.738,25

3.5.9 Neraca Panas Alat Crystallizer

Tabel 3. 22 Neraca Panas pada Crystallizer

Komponen	Masuk (KJ/jam)	Keluar (KJ/jam)
Umpan	5.367.233,43	0
Produk	0	203.708,28
Q Pendingin	5.163.525,15	0
Total	203.708,28	203.708,28

3.5.10 Neraca Panas Alat Centrifuge

Tabel 3. 23 Neraca Panas pada Centrifuge

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	164.006,81	0
Produk	0	164.006,81
Total	164.006,81	164.006,81

3.5.11 Neraca Panas Alat Heater 2

Tabel 3. 24 Neraca Panas pada Heater 2

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	42.666,88	0
Produk	0	874.376,90
Q pemanas	831.710,01	0
Total	874.376,90	874.376,90

3.5.12 Neraca Panas Alat Rotary Dryer

Tabel 3. 25 Neraca Panas pada Rotary Dryer

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1.393,32	0
Produk	0	1.537,80
Q pemanas	144.48	0,00
Total	1.537,80	1.537,80

BAB IV

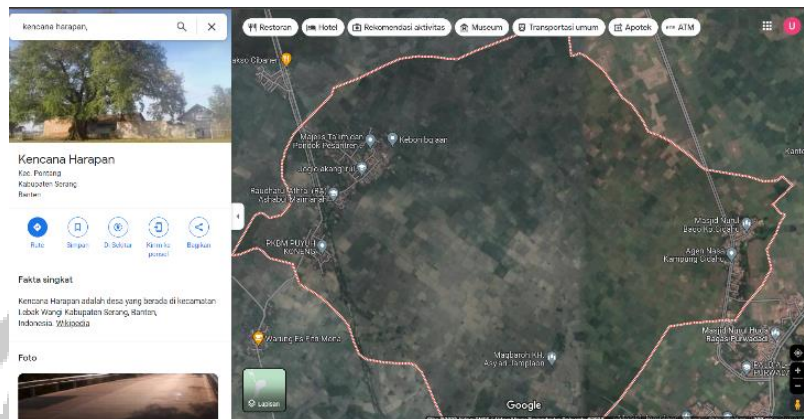
PERANCANGAN PABRIK

Saat mendirikan pabrik, diperlukan perhitungan yang terperinci. Untuk melakukan perhitungan terperinci, diperlukan informasi yang andal mengenai informasi biaya bangunan dan tempat. Ada beberapa syarat penting yang digunakan untuk memperkirakan rincian biaya antara lain seperti berikut.

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik adalah salah satu faktor yang mempengaruhi kemajuan dan kelangsungan produksi pabrik dalam industri. Pemilihan lokasi pendirian pabrik dapat mempengaruhi kestabilan di masa sekarang dan masa depan. Pemilihan lokasi yang tepat dapat memperlancar faktor kendala dalam distribusi dan produksi. Dalam penentuan lokasi pabrik memerlukan pertimbangan dari aspek perhitungan biaya pendistribusian dan produksi yang minimal juga pertimbangan budaya dan sosiologi masyarakat (Timmerhaus, 2004).

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan yang ada, pendirian pabrik kaprolaktam dari sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat dengan kapasitas produksi 27.000 ton/tahun direncanakan untuk berdiri di daerah Kencana Harapan, Pontang, Serang, Banten yang ditunjukkan pada Gambar 4.1 berikut (Sumber : *maps.google.com*).



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Penyedia Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi salah satu hal yang cukup penting bagi suatu pabrik. Bahan baku ini perlu diperhatikan untuk kelangsungan produksi suatu pabrik. Adapun bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan kaprolaktam yaitu sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat. Bahan baku sikloheksanon oksim diperoleh dari luar negeri yaitu Nantong Lianhai Wheatchain Bioproducts Co., Ltd dengan kapasitas 250.000 ton/tahun. Sedangkan untuk Asam Sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas 1.170.000 ton/tahun dari 2 pabrik, dan untuk Amonia diperoleh dari PT. Visindo Wijaya Makmur dengan kapasitas 85.000 ton/tahun. Dan untuk air diambil dari sungai yang ada di dekat pabrik yang akan didirikan dengan jumlah yang tak terbatas.

b. Daerah Pemasaran Produk

Pemasaran produk adalah salah satu faktor yang mempengaruhi studi kelayakan proses produksi. Keuntungan dan kelangsungan proyek yang baik dihasilkan dari strategi pemasaran yang tepat. Produk kaprolaktam adalah bahan utama yang digunakan dalam industri nilon-6, plastik, karpet dan lain sebagainya.

Daerah Banten – Tangerang – Jawa Barat dikenal sebagai kawasan industri yang memiliki berbagai macam pabrik. Banyak pabrik yang menggunakan kaprolaktam sebagai bahan baku bertempat di kawasan Tangerang. Seperti PT Asiaplast Industries, PT Prima Rajuli Sukses dan PT Indonesia Toray Synthetics.

c. Utilitas

Kebutuhan utilitas suatu pabrik antara lain adalah air, listrik, dan bahan bakar. Pemilihan lokasi pabrik yang bertempat di daerah Banten merupakan daerah yang dekat dengan sumber air seperti air sungai dan juga air laut, sehingga untuk memenuhi kebutuhan air dapat dengan mudah terpenuhi.

Kebutuhan air untuk pabrik kaprolaktam ini dipenuhi dari DAS (Daerah Aliran Sungai) Cidanau. Sedangkan untuk kebutuhan listrik diperoleh dari PLN, namun pabrik tetap memiliki generator pembangkit listrik pribadi sebagai cadangan untuk memenuhi kelangsungan operasi produksi pabrik.

Dan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar, diperoleh dari Pertamina.

d. Transportasi

Daerah Banten memiliki jalur transportasi yang menghubungkan kota-kota yang berada di sekitarnya. Ketersediaan sarana transportasi baik melalui jalur laut dan darat dapat mempermudah pengangkutan baik bahan baku ataupun produk. Daerah Banten adalah kawasan industri dengan jalur transportasi dan komunikasi yang cukup memadai. Mengingat pendirian pabrik memerlukan lokasi yang tepat antara pasar dan penyedia bahan baku. Untuk transportasi darat tersedia jalan raya dan tol Jakarta-Merak yang menghubungkan berbagai daerah yang berpotensi untuk memenuhi jalannya proses produksi dan pemasaran.

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik ini adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau mencegah dan tenaga kerja yang berpendidikan sarjana sesuai dengan kebutuhan pabrik. Wilayah Banten mempunyai status daerah yang berpotensi untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja di pabrik kaprolaktam ini.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a. Kebijakan Pemerintah

Daerah Banten adalah daerah yang sudah ditetapkan sebagai kawasan industri oleh pemerintah yang juga terbuka untuk investor. Hal ini sejalan dengan kebijakan pengembangan industri sehingga memberikan

kemudahan mengenai pengembangan industri termasuk dalam hal perizinan, pajak dan hal lain yang berkaitan dengan pendirian pabrik.

b. Keadaan Geografis

Kawasan Kencana Harapan, Pontang, Serang, Banten memiliki iklim tropis yang dinilai cukup stabil sehingga pabrik yang beroperasi dapat bekerja secara optimal.

c. Sarana dan Prasarana Sosial

Ketersediaan sarana dan prasarana seperti jalan, transportasi, tempat ibadah, sarana pendidikan, rumah sakit, bank, perumahan, hiburan dan penyedia sarana perbaikan industri yang memadai dapat meningkatkan keberlangsungan hidup sehari-hari tenaga kerja yang bekerja di pabrik kaprolaktam ini.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak adalah perencanaan pabrik berdasarkan aliran komponen-komponen produksi pabrik. Tata letak pabrik digunakan agar memperoleh kondisi yang optimum di lingkungan pabrik sehingga terbentuk hubungan yang efisien dan juga efektif.

Urutan kedudukan yang ada dalam bagian pabrik yang harus di tata peletakannya adalah perkantoran, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung dan lain-lain, yang dirancang guna mendukung kelangsungan pelaksanaan proses produksi. Keuntungan dari perancangan tata letak pabrik antara lain (Peters dan Timmerhaus, 2004):

- a. Meningkatkan pengawasan operasi dan produksi.
- b. Mengurangi biaya produksi.
- c. Meningkatkan keselamatan kerja.
- d. Mengurangi material *handling*, berupa jarak transportasi bahan baku dan produk.
- e. Memberi ruang gerak untuk mempermudah perbaikan peralatan dan mesin saat terjadi kerusakan

Untuk mencapai keuntungan dari kondisi yang optimal, diperlukan perhatian dalam hal menentukan tata letak pabrik, yaitu:

- a. Pabrik kaprolaktam yang akan didirikan adalah pabrik baru, sehingga bangunan yang sudah ada tidak membatasi tata letak pabrik.
- b. Diperlukan area perluasan pabrik karena penggunaan kaprolaktam yang mengalami peningkatan setiap tahun, sehingga di tahun selanjutnya diharapkan akan ada pengembangan pabrik.
- c. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan dari mesin, sehingga perubahan yang terjadi tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- d. Urutan proses produksi.
- e. Keselamatan dan keamanan pada bahan mudah terbakar perlu mendapatkan perhatian yang serius. Diperlukan pengelompokan unit-unit proses untuk mempermudah pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin akan terjadi.

- f. Penyebaran yang ekonomis terhadap penyedia air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- g. *Service area*, seperti tempat parkir, kantin, area olahraga, tempat ibadah dan lain-lain diatur sedemikian rupa agar tidak terlalu jauh dari area kerja.

Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian, yaitu:

a. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah proses produksi yang didalamnya memuat alat-alat proses dan pengendali. Daerah proses diletakkan di bagian pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses setiap alat direncanakan dengan baik untuk mempermudah pemindahan bahan baku serta mempermudah pengawasan dan pemeliharaan alat proses.

b. Daerah Penyimpanan

Daerah penyimpanan adalah daerah yang memuat alat untuk menyimpan bahan baku dan produk hasil produksi.

c. Daerah Utilitas

Daerah utilitas adalah daerah yang menyediakan keperluan untuk memenuhi kebutuhan yang diperlukan saat jalannya proses produksi, berupa penyedia air, *steam* proses, udara dan listrik. Daerah utilitas diletakkan di dekat daerah proses supaya mempermudah sistem pemipaan.

d. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Daerah laboratorium dan ruang kontrol adalah daerah pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses juga produk yang akan dijual. Daerah laboratorium adalah daerah kontrol kualitas bahan baku,

produk dan limbah proses. Dan daerah ruang kontrol adalah daerah yang mengontrol jalannya proses agar sesuai dengan yang diinginkan seperti kondisi operasi, tekanan, suhu dan lain-lain. Peletakan laboratorium dan ruang kontrol dekat dengan daerah proses untuk mempermudah kerja apabila terjadi masalah di daerah proses.

e. Daerah Perkantoran

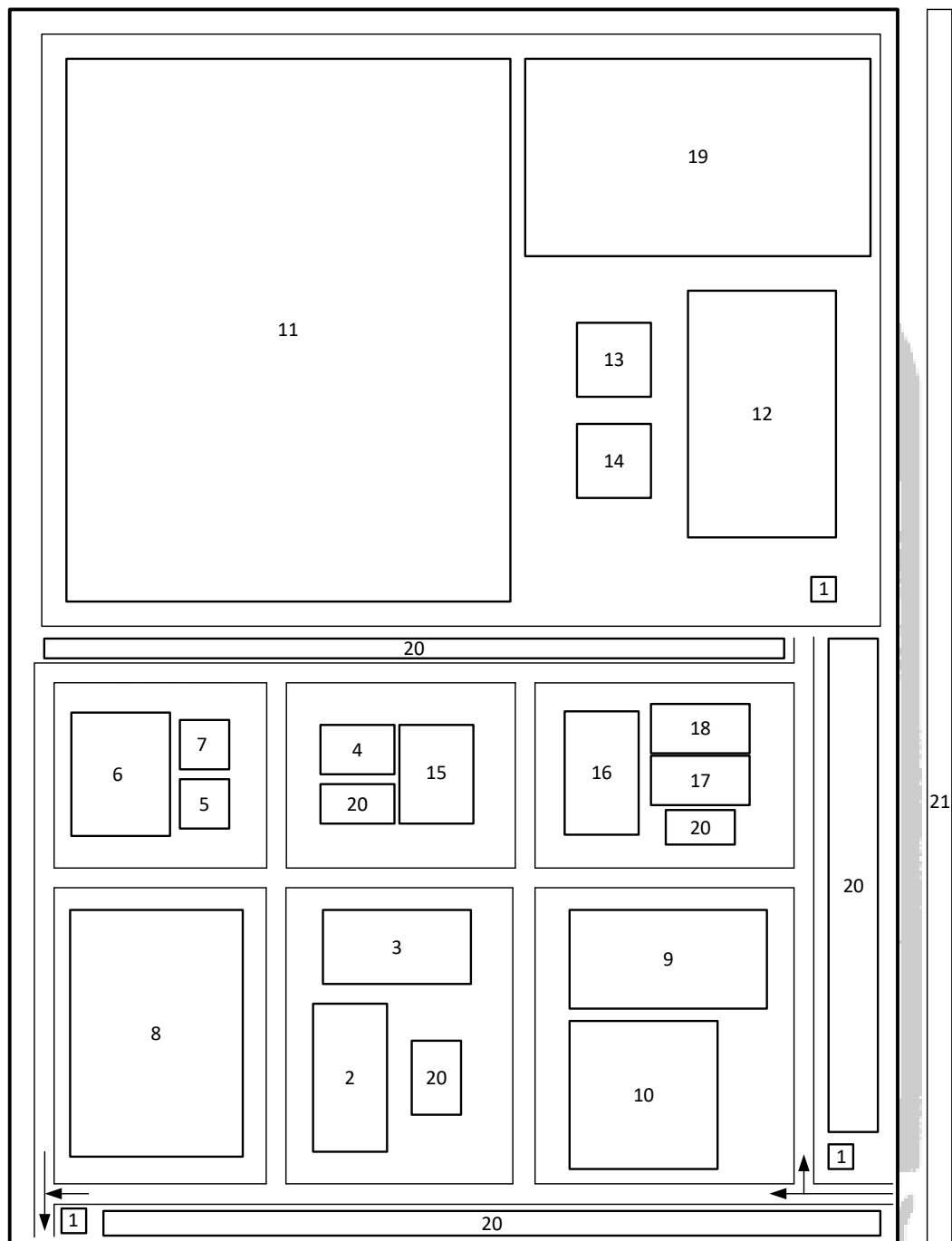
Daerah perkantoran adalah daerah kegiatan administrasi perusahaan yang bergerak untuk mengatur kelancaran operasi dan kegiatan administrasi. Daerah perkantoran harus diletakkan jauh dari daerah proses yang berbahaya.

f. Daerah Gudang Alat

Daerah gudang alat adalah daerah yang memuat tempat untuk menyimpan cadangan alat proses.

g. Daerah Fasilitas Umum

Daerah fasilitas umum adalah daerah penunjang aktivitas yang ada di pabrik untuk memenuhi kepentingan pekerja, seperti tempat ibadah, tempat pabrik, kantin, poliklinik dan pos keamanan.



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Kaprolaktam (Skala 1:1000)

Keterangan:

Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan 1	5	5	25
	Pos Keamanan 2	5	5	25
	Pos Keamanan 3	5	5	25
2	Kantor Utama	15	30	450
3	Kantor Produksi	15	30	450
4	Gedung Serbaguna	10	15	150
5	Kantin	10	10	100
6	Masjid	20	25	500
7	Klinik	10	10	100
8	Perumahan/Mess Karyawan	50	35	1750
9	Parkir Utama	20	40	800
10	Parkir Bus dan Truk	30	30	900
11	Area Proses	110	90	9900
12	Area Utilitas	50	30	1500
13	Ruang Kontrol Proses	15	15	225
14	Ruang Kontrol Utilitas	15	15	225
15	Laboratorium	20	15	300
16	Gudang	25	15	375
17	Bengkel	20	10	200
18	Unit Pemadam Kebakaran	10	20	200
19	Area Perluasan	40	70	2800
20	Taman 1	14	7	98
	Taman 2	15	8	120
	Taman 3	15	10	150
	Taman 4	100	10	1000
	Taman 5	157	5	785
	Taman 6	150	4	600
21	Jalan	250	5	1250

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses

Tata letak mesin/alat proses adalah lokasi untuk alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Pada perancangan tata letak alat-alat proses terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang baik dapat memberikan keuntungan secara ekonomis yang besar dan dapat menunjang keamanan dan kelancaran proses produksi.

b. Jarak Antar Alat Proses

Tata letak alat proses harus memiliki jarak antar alat yang perlu diperhitungkan secara cermat. Alat yang memiliki tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat lain untuk menghentikan potensi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut sehingga mengganggu dan membahayakan alat-alat lainnya.

c. Aliran Udara

Perhatian terhadap aliran udara perlu dilakukan dan dipastikan kelancarannya, sehingga dapat menghindari terjadinya stagnasi udara berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengganggu keselamatan pekerja.

d. Pencahayaan

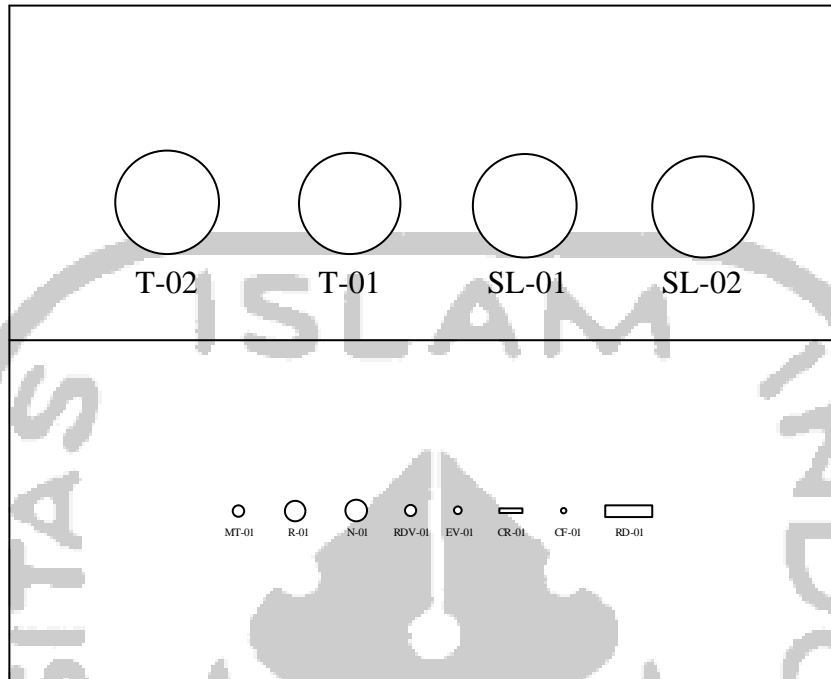
Pada pabrik dengan sistem kerja 24 jam perlu mengalokasikan pencahayaan di seluruh area pabrik yang memadai terutama pada saat malam hari.

e. Lalu Lintas Kendaraan dan Manusia

Pada perancangan letak peralatan, lalu lintas kendaraan dan manusia di daerah proses perlu diperhatikan seperti lebar jalan dan akses yang mudah bagi karyawan untuk mengakses alat-alat proses yang ada. Pengaturan ini dilakukan untuk mempermudah karyawan dalam memperbaiki alat saat terjadi kerusakan sehingga mengurangi potensi bahaya yang bisa saja terjadi. Selain itu, pengaturan ini data mempermudah pemadam kebakaran untuk menjangkau area ledakan atau kebakaran yang terjadi di daerah alat proses.

f. Pertimbangan Ekonomi

Pengaturan penempatan alat proses dilakukan untuk meminimalkan biaya operasi dan dapat menjamin keamanan dan kelancaran proses produksi pabrik, sehingga dapat memperoleh keuntungan dari segi ekonomi.



Gambar 4. 3 Layout Mesin (Skala 1:1000)

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Prarancangan pabrik kaprolaktam yang akan didirikan akan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah perusahaan yang mendapatkan modal dari penjualan saham yang mana setiap pemegang saham mendapatkan bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah bentuk surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan sebagai bentuk bukti kepemilikan terhadap perusahaan karena sudah memberikan dana sebagai modal perusahaan. Pemegang saham dalam Perseroan Terbatas (PT) bertanggung jawab memberikan penuh nominal yang disebutkan dalam setiap saham.

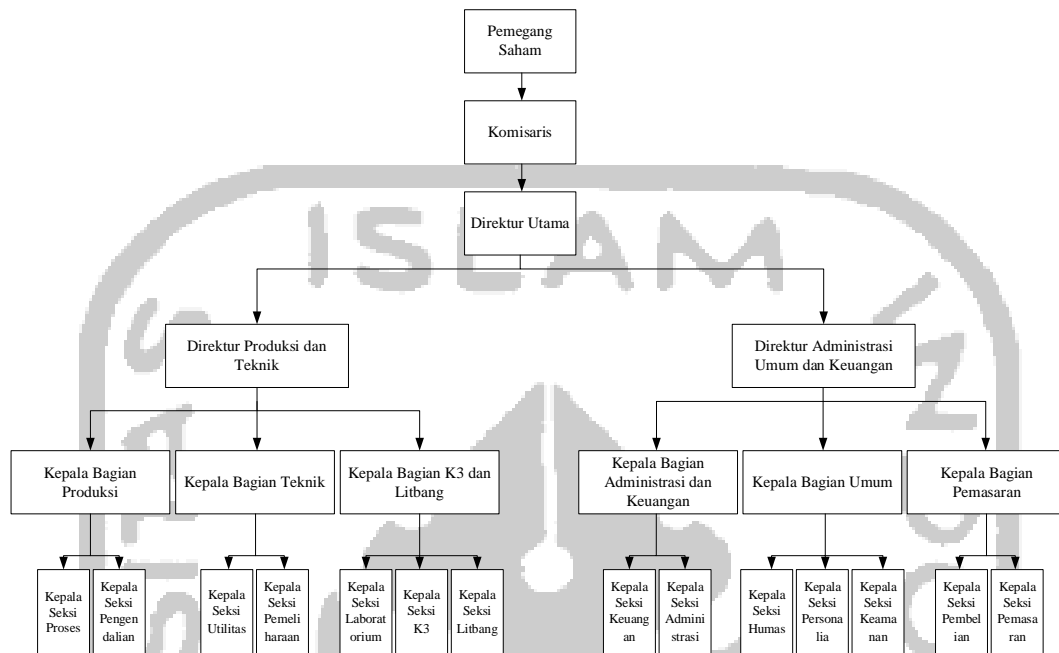
4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang baik dapat membuat aktivitas dalam perusahaan menjadi efisien dan efektif. Pentingnya struktur organisasi adalah supaya karyawan memahami posisi masing-masing. Sehingga demi tercapainya keselarasan dan keselamatan kerja antar karyawan diperlukan hubungan komunikasi dalam perusahaan. Maka dari itu, struktur organisasi perusahaan menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab masing-masing karyawan dalam perusahaan sehingga tercapai keselamatan kerja antar karyawan. Sistem organisasi yang digunakan pada pabrik kaprolaktam adalah sistem *staff and line organization* (sistem garis).

Sistem *staff and line organization* adalah sistem dimana kekuasaan mengalir langsung dari direktur menuju manajer hingga ke kepala bagian dan dilanjutkan ke karyawan. Berikut ini adalah kelebihan sistem *staff and line organization*:

- a) Kekuasaan dan kewenangan yang dibagi dengan jelas.
- b) Pimpinan memberikan perintah langsung kepada bawahan yang bersangkutan untuk mempercepat pengambilan keputusan.
- c) Dapat memperkecil biaya pengeluaran, karena hanya ada satu pimpinan kegiatan.

4.4.3 Tugas dan Wewenang Karyawan



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah orang yang mengumpulkan modal pendirian pabrik dan jalannya operasi perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT) ditentukan melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pemegang saham memiliki wewenang yaitu:

- Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan direktur.

b. Komisaris

Komisaris adalah seorang pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, yang bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Komisaris memiliki wewenang yaitu:

- Menilai dan menyetujui rencana direktur mengenai kebijakan umum, alokasi sumber dana, pengarahannya pemasaran dan target perusahaan.
- Mengawasi dan membantu tugas direktur.

c. Dewan Direksi

- Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama juga bertanggung jawab kepada dewan komisaris untuk semua tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direktur utama memiliki wewenang yaitu:

- 1) Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membentuk hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- 2) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian melalui persetujuan rapat pemegang saham.
- 3) Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaannya secara berkala atau saat masa akhir kerja pada pemegang saham.

4) Mengkoordinir kerja sama antara direktur produksi dan direktur keuangan.

- Direktur Produksi

Direktur produksi memiliki wewenang yaitu:

- 1) Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
- 2) Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian.

- Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan umum memiliki wewenang yaitu:

- 1) Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.
- 2) Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian.

d. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki wewenang untuk mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang. Kepala bagian juga dapat bertindak sebagai staf direktur.

4.4.4 Status Kerja Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan direksi dan mendapatkan gaji sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat direksi dan mendapat upah harian yang dibayarkan pada akhir pekan.

c. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang bekerja di perusahaan apabila diperlukan saja. Karyawan ini mendapat upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.5 Jam Kerja Karyawan

Pada pabrik kaprolaktam beroperasi selama 330 hari pada satu tahun dalam 24 jam per hari. Yang mana, untuk keperluan perbaikan, perawatan dan *turn around* dalam pabrik adalah hari dari sisa yang tidak termasuk dalam hari libur.

a. Pegawai *non shift*

Pegawai *non shift* adalah pegawai yang bekerja selama 8 jam per hari dengan total kerja 40 jam per minggu. Dimana hari sabtu, minggu dan hari besar libur. Karyawan *non shift* meliputi direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Hari Senin – Jumat : Jam 08.00 – 17.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : Jam 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan *non shift* libur.

b. Pegawai *Shift*

Pegawai *shift* adalah pegawai yang bekerja 24 jam per hari yang dibagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan yang menangani langsung proses operasi pabrik, yang meliputi kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, karyawan gudang, keamanan dan keselamatan kerja.

Berikut merupakan ketentuan jam kerja pegawai *shift*:

Shift I (Pagi) : 08.00 – 16.00 WIB

Shift II (Sore) : 16.00 – 24.00 WIB

Shift III (Malam) : 24.00 – 08.00 WIB

Jadwal kerja masing-masing regu tiap *shift* ditunjukkan pada Tabel 4.2 berikut:

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

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

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan *Shift* (lanjutan)

Regu	Hari															
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

c. Kerja Lembur

Kerja lembur dapat dilakukan apabila terjadi keperluan mendesak atas persetujuan kepala bidang.

4.4.6 Jumlah Pekerja

Berikut ini adalah jumlah karyawan yang akan bekerja di pabrik kaprolaktam:

Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1

Tabel 4. 4 Jumlah Karyawan (lanjutan)

3	Direktur Pemasaran dan Keuangan	1
4	Sekretaris	3
5	Kepala Bagian Produksi	1
6	Kepala Bagian Teknik	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Umum	1
9	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1
10	Kepala Bagian K3 dan Litbang	1
11	Kepala Seksi Proses	1
12	Kepala Seksi Pengendalian	1
13	Kepala Seksi Utilitas	1
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
15	Kepala Seksi Laboratorium	1
16	Kepala Seksi Pembelian	1
17	Kepala Seksi Pemasaran	1
18	Kepala Seksi Administrasi	1
19	Kepala Seksi Keuangan	1
20	Kepala Seksi Personalia	1
21	Kepala Seksi Humas	1
22	Kepala Seksi Keamanan	1
23	Kepala Seksi K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	1
24	Kepala Seksi Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	1
25	Karyawan Proses	12
26	Karyawan Pengendalian	3
27	Karyawan Utilitas	4
28	Karyawan Pemeliharaan	3
29	Karyawan Laboratorium	4
30	Karyawan Pembelian	2
31	Karyawan Pemasaran	3
32	Karyawan Administrasi	3
33	Karyawan Keuangan	2
34	Karyawan Personalia	3
35	Karyawan Humas	3
36	Karyawan Keamanan	4
37	Karyawan K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	4
38	Karyawan Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	4
39	Operator Proses	15
40	Dokter	2

Tabel 4. 5 Jumlah Karyawan (lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah
41	Perawat	4
42	Sopir	5
43	<i>Cleaning Service</i>	8
Total		114

Terdapat aturan pada penggolongan jabatan apabila pabrik sudah didirikan, untuk keberlangsungan pabrik pada saat bersaing di pasar. Rincian penggolongan jabatan pada pabrik kaprolaktam ditunjukkan pada Tabel 4.5 seperti berikut:

Tabel 4. 5 Rincian Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	S-2
2	Direktur	S-2
3	Kepala Bagian	S-1
4	Kepala Seksi	S-1
5	Sekretaris	S-1
6	Dokter	S-1
7	Perawat	D-3/D-4/S-1
8	Karyawan dan Operator	D-3/S-1
9	Sopir	SMA
10	<i>Cleaning Service</i>	SMA

4.4.7 Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada setiap perusahaan terbagi menjadi tiga jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah yang sesuai dengan peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya.

b. Gaji Harian

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

c. Gaji Lembur

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

Tabel 4. 6 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Jumlah Gaji/Bulan	Jumlah Gaji/Tahun
1	Direktur Utama	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000	Rp600.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
3	Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
4	Sekertaris	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000	Rp288.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
8	Kepala Bagian Umum	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
9	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
10	Kepala Bagian K3 dan Litbang	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
11	Kepala Seksi Proses	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
12	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000

15	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
16	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
18	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
20	Kepala Seksi Personalia	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
21	Kepala Seksi Humas	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
22	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
23	Kepala Seksi K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
24	Kepala Seksi Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
25	Karyawan Proses	12	Rp8.000.000	Rp96.000.000	Rp1.152.000.000
26	Karyawan Pengendalian	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000	Rp288.000.000
27	Karyawan Utilitas	4	Rp8.000.000	Rp32.000.000	Rp384.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000	Rp288.000.000
29	Karyawan Laboratorium	4	Rp8.000.000	Rp32.000.000	Rp384.000.000
30	Karyawan Pembelian	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
31	Karyawan Pemasaran	3	Rp6.000.000	Rp18.000.000	Rp216.000.000
32	Karyawan Administrasi	3	Rp5.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
33	Karyawan Keuangan	2	Rp5.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
34	Karyawan Personalia	3	Rp5.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
35	Karyawan Humas	3	Rp5.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
36	Karyawan Keamanan	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
37	Karyawan K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
38	Karyawan Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
39	Operator Proses	18	Rp5.500.000	Rp99.000.000	Rp1.188.000.000
40	Dokter	2	Rp8.000.000	Rp16.000.000	Rp192.000.000
41	Perawat	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
42	Sopir	5	Rp4.500.000	Rp22.500.000	Rp270.000.000
43	Cleaning Service	8	Rp4.500.000	Rp36.000.000	Rp432.000.000
Total		117	Rp480.500.000	Rp928.500.000	Rp11.142.000.000

4.4.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan

a. Tunjangan

Tunjangan diberikan kepada karyawan berupa:

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja.

b. Cuti

Ketentuan cuti perusahaan adalah sebagai berikut:

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

c. Seragam Kerja

Setiap karyawan diberikan pakaian kerja sebanyak 3 pasang tiap tahunnya, dengan aturan pakaian 3 hari (senin, selasa, rabu) menggunakan seragam kerja dan hari selebihnya menggunakan baju batik pribadi.

d. BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan pada Pasal 5 ayat (2)

huruf a menyelenggarakan program jaminan kesehatan. Jaminan kesehatan yang diberikan oleh perusahaan adalah:

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit karena kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan UU yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

e. BPJS Ketenagakerjaan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yaitu Program Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK). Untuk Program Jaminan Kesehatan yang diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan berdasarkan UU tersebut, perusahaan wajib mendaftarkan seluruh pekerjanya menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan secara bertahap menurut ketentuan perundang-undangan.

BAB V

UTILITAS

Suatu proses produksi di dalam pabrik membutuhkan adanya sarana penunjang, salah satunya adalah utilitas. Utilitas adalah suatu sarana penunjang yang bekerja untuk menjamin suatu produksi dalam pabrik berjalan dengan lancar dan sesuai dengan tujuan yang diharapkan. Utilitas adalah bagian dari suatu pabrik yang terkumpul dalam unit-unit yang memiliki tugas untuk memenuhi kebutuhan penunjang proses produksi. Sarana penunjang tersebut merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diharapkan. Unit penunjang proses atau unit utilitas yang ada dalam perancangan pabrik kaprolaktam kapasitas produksi 27.000 ton/tahun ini dibagi dalam beberapa bagian atau unit, antara lain sebagai berikut :

1. Unit penyedia dan pengolahan air (*Water Treatment system*)
2. Unit pembangkit *steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
4. Unit penyedia udara tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah
7. Unit pengolahan *refrigerant*

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Unit penyedia dan pengolahan air atau *Water Treatment System* adalah unit yang bekerja untuk menyediakan dan mengolah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, pada umumnya akan menggunakan air sungai, air danau, air sumur dan air laut. Air baku yang digunakan pada pabrik kaprolaktam ini adalah air yang berasal dari sungai di sekitar pabrik. Pertimbangan yang digunakan dalam memilih air sungai sebagai air pengadaan pada pabrik kaprolaktam ini adalah sebagai berikut:

- 1) Air sungai adalah air yang memiliki kontinuitas yang relatif tinggi, sehingga dapat menghindari kendala kekurangan air.
- 2) Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana dan menggunakan biaya yang relatif murah dibandingkan air laut yang menggunakan biaya yang relatif lebih mahal.
- 3) Letak sungai yang berada dekat dengan pabrik, sehingga lebih mudah dalam menjangkaunya.

Kebutuhan air yang diperlukan pada pabrik kaprolaktam adalah untuk keperluan seperti berikut:

1. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin adalah air yang digunakan sebagai media pendinginan pada proses produksi. Air pendingin diproduksi melalui menara pendingin atau *Cooling Tower*. Air pendingin yang keluar dari media perpindahan panas

akan disirkulasikan kembali ke dalam menara pendingin untuk dilakukan pendinginan kembali. Ada beberapa syarat kandungan zat yang tidak boleh terkandung di dalam air pendingin, antara lain seperti besi, silika, oksigen terlarut, dan minyak. Pada umumnya air digunakan untuk media pendingin karena beberapa faktor, yaitu:

- a. Dapat menyerap jumlah panas dalam kuantitas tinggi.
- b. Air adalah materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- c. Air mudah diolah dan mudah pengaturannya.

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

Air umpan *boiler* adalah air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses produksi. Air yang digunakan untuk umpan *boiler* harus memenuhi syarat air umpan boiler sesuai dengan buku Perry's edisi 6, halaman 976 seperti pada Tabel 5.1 berikut:

Tabel 5. 1 Syarat Air Umpan Boiler

Parameter	Total (rpm)
Total padatan	3.500
Alkalinitas	700
Padatan terlarut	300
Silika	60-100
Besi	0,1
Tembaga	0,5

Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu fosfat	140

Air umpan *boiler* memiliki syarat, antara lain:

a. Tidak berbusa

Busa pada air dapat ditimbulkan karena adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kesadahan yang cukup tinggi. Kesulitan yang dihadapi apabila pada air terdapat busa:

- a) Menyebabkan percikan air yang dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menimbulkan korosi apabila dilakukan pemanasan lanjut.
- b) Kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *boiler*.

Untuk mengatasi hal tersebut, perlu dilakukan kontrol terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas pada air yang digunakan sebagai umpan *boiler*.

b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*.

Adanya pembentukan kerak pada dinding *boiler* dapat menimbulkan isolasi terhadap panas yang dapat mempengaruhi proses perpindahan panas dan dapat menimbulkan kebocoran apabila kerak yang terbentuk pecah.

c. Tidak menyebabkan korosi atau pengkaratan pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan karena pH air yang rendah, minyak, lemak, Bikarbonat, bahan organik, dan gas seperti H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, dan O₂ yang terkandung didalam air.

3. Air Domestik (*Domestic Water*)

Air domestik adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan sebagainya. Berdasarkan WHO, kebutuhan air per orang berkisar pada 100-120 L/hari. Air domestik yang digunakan pada pabrik harus memenuhi syarat seperti berikut:

- Air jernih atau tidak berwarna
- Air tidak berasa
- Air tidak berbau
- Air tidak beracun
- Air tidak mengandung zat organik dan anorganik

4. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Air layanan umum adalah air yang digunakan untuk kebutuhan pelayanan terhadap penduduk yang berada di sekitar pabrik. *Service water* juga digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, dan fasilitas umum seperti kantin, masjid, juga taman. Air layanan umum harus memiliki kualitas tertentu, antara lain:

a. Syarat fisika, meliputi :

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih atau tidak berwarna
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- Air memiliki pH netral yang berada pada *range* 6,5 - 7,5.
- Air tidak mengandung zat organik dan anorganik.
- Air tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti timbal (Pb) dan air raksa (Hg).

c. Syarat biologis, meliputi:

- Air tidak mengandung bakteri, terutama bakteri patogen.
- Air tidak mengandung mikroba penghasil toksin (Nafiatud, 2008).

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang diperoleh dari DAS (Daerah Aliran Sungai) Cidanau digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik. Air tersebut perlu diolah terlebih dahulu di unit pengolahan air. Tahapan pengolahan air yang ada di pabrik Kaprolaktam ini adalah seperti berikut:

1. Penghisapan

Penghisapan adalah tahapan yang dilakukan sebagai pengambilan air dari sungai menggunakan pompa kemudian dialirkan menuju penyaring.

2. *Screening*

Screening atau penyaringan dilakukan terlebih dahulu terhadap air sungai Cidanau untuk menghilangkan kandungan padatan besar seperti ranting daun, dan sampah lain tanpa bantuan bahan kimia. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran kasar atau besar tidak terikut kedalam sistem pengolahan air berikutnya.

3. *Sedimentation*

Setelah dilakukan penyaringan, air akan dihilangkan kembali kotoran dan lumpur yang terbawa oleh air dengan proses sedimentasi atau pengendapan.

4. Fluktuator

Setelah dilakukan pengendapan, air diendapkan kembali kotorannya yang berbentuk dispersi koloid (zat terlarut atau fase terdispersi sebagai partikel halus pada substansi lain) dalam air dengan memasukkan koagulan sehingga kotoran yang terkandung akan menggumpal. Koagulan yang dapat digunakan adalah $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ atau disebut dengan tawas.

5. *Clarifier*

Dari fluktuator, air baku dialirkan kedalam bak pengendap berupa *clarifier* untuk menghilangkan flok yang terikut dari sungai dengan proses flokulasi.

Proses ini dilakukan dengan air bersih yang akan keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan flok atau *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan akan di *blowdown* secara berkala selama waktu yang telah ditentukan. Air baku yang sebelum masuk *clarifier* memiliki nilai *turbidity* dan diharapkan turun setelah keluar dari *clarifier*.

6. Penyaringan

Air yang keluar dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* yang bertugas sebagai pemisah partikel padat yang masih terikat atau terbawa oleh air keluaran *clarifier*. Air keluaran *sand filter* dialirkan kedalam tangki penampungan atau *filter water reservoir*.

7. Penampung sementara

Air yang ditampung dalam tangki penampungan merupakan air yang sudah bersih dan dapat didistribusikan menuju tangki klorinasi, tangki air servis, bak air pendingin, dan juga tangki *cation* dan *anion exchanger*.

8. Klorinasi

Air yang masuk kedalam tangki klorinasi dicampurkan dengan klorin yang berbentuk kaporit dengan tujuan menghilangkan jamur, bakteri dan mikroorganisme. Setelah itu air ditampung di dalam tangki air bersih yang dapat didistribusikan untuk kebutuhan air domestik.

9. Tangki Air Servis

Air yang disimpan pada tangki air servis dilengkapi dengan membran untuk memisahkan air dan udara dimana tangki ini berupa tangki air bertekanan.

Tangki air bertekanan memiliki prinsip menstabilkan tekanan air pada kran.

Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air servis.

10. Bak air pendingin

Bak air pendingin digunakan sebagai tempat penampungan sementara air yang akan diproses pada *cooling tower* yang nantinya digunakan sebagai air pendingin.

11. *Cooling Tower*

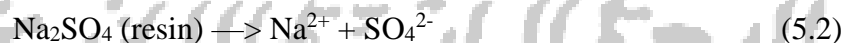
Air yang dialirkan dari bak air pendingin menuju *cooling tower* akan didinginkan menjadi air pendingin. Air pembuangan dari *cooling tower/ blowdown* dikeluarkan dari *cooling tower* untuk menjaga konsentrasi partikel yang ada didalamnya.

12. *Mixed Bed*

Air yang dialirkan dari bak penampung sementara menuju *mixed bed* atau disebut tangkua *cation-anion exchanger* memiliki tujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam *filtered water*. Air tersebut dapat digunakan sebagai umpan *boiler*. Pengolahan air umpan *boiler* memiliki tahapan antara lain seperti berikut:

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger adalah unit yang didalamnya berisi resin pengganti kation, dimana kation yang terkandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi yang terjadi adalah seperti berikut:



Setelah dalam jangka waktu tertentu, kation resin akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi dengan Asam Klorida. Dengan reaksi seperti berikut:



b. *Anion Exchanger*

Anion Exchanger adalah unit yang berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terkandung didalam air, dengan resin yang memiliki sifat basa, sehingga anion seperti CO_3^{2-} , CL^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Dengan reaksi seperti berikut:



Setelah dalam jangka waktu tertentu, anion resin akan jenuh, sehingga perlu dilakukan regenerasi dengan menggunakan NaOH. dengan reaksi seperti berikut:

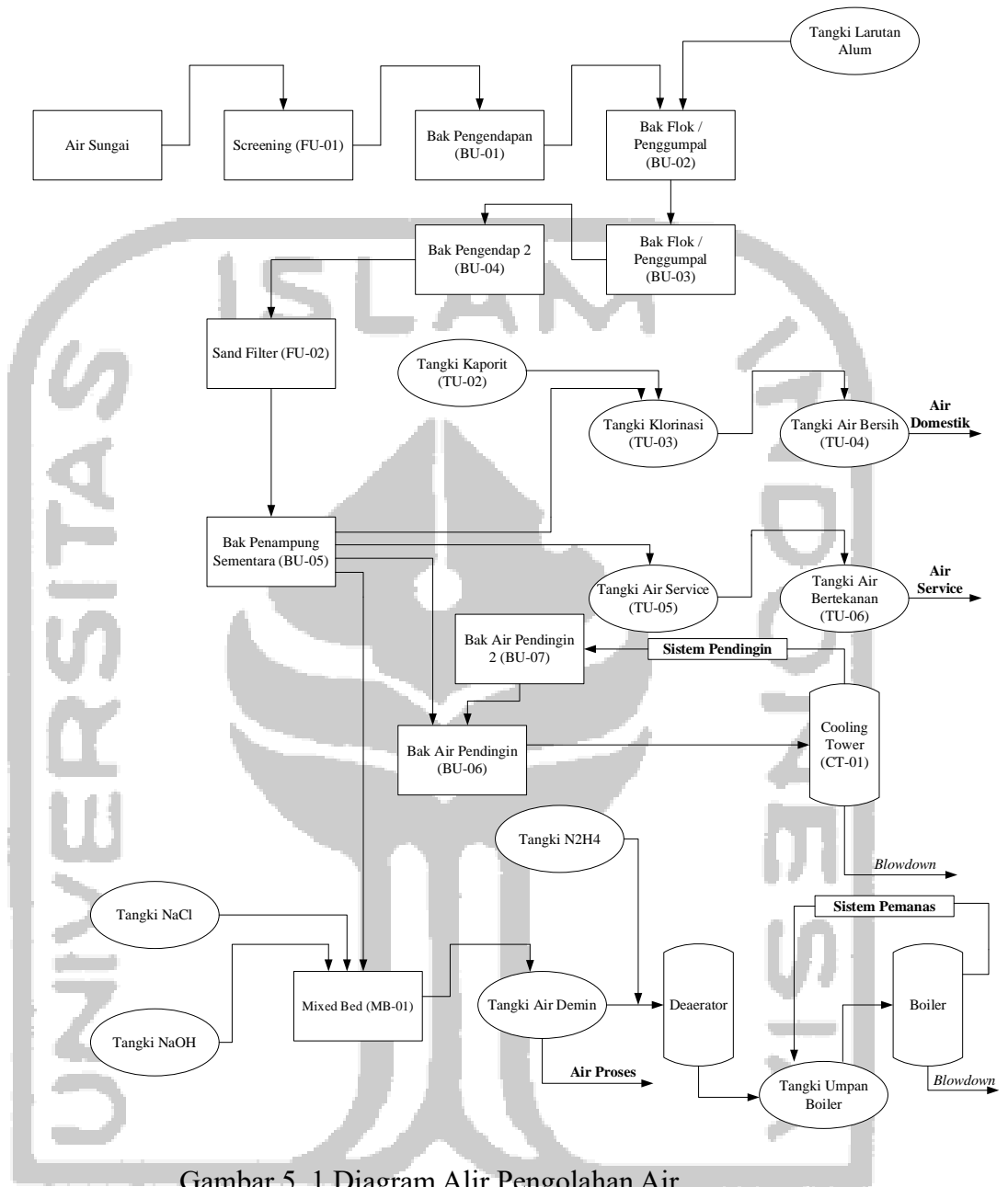


13. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen (O_2) dengan alat yang disebut Deaerator. Air yang sebelumnya mengalami demineralisasi (*polish water*) dialirkan kedalam deaerator dan ditambahkan larutan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung didalam air yang dapat mencegah terbentuknya kerak pada bagian *tube boiler*. Dengan reaksi seperti berikut:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler*. Untuk proses pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.1



Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air

5.2 Kebutuhan Air

- a. Kebutuhan air pembangkit steam

Boiler menghasilkan *steam* jenuh yang memiliki suhu 150°C. Adapun alat-

alat proses yang menggunakan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.2 berikut:

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Alat	Kode Alat	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam)
<i>Heater</i>	HE-01	368.770
<i>Heater</i>	HE-02	629
<i>Melter</i>	MT-01	230
<i>Evaporator</i>	EV-01	50

Kebutuhan *steam* di desain dengan *overdesign* sebesar 20%, sehingga jumlah *steam* yang akan digunakan adalah 443.617 kg/jam. Sedangkan untuk nilai *blowdown reboiler* adalah 15% dari kebutuhan *steam*. Sehingga *blowdown* yang diperoleh sebesar 66.542 kg/jam.

b. Kebutuhan air pendingin

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
Reaktor	R-01	102.672
<i>Neutralizer</i>	N-01	402.892
<i>Crystalizer</i>	CR-01	84
<i>Cooler</i>	CL-01	2.767

Perancangan air pendingin dirancang dengan *overdesign* sebesar 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi sebesar 610.100 kg/jam.

c. Kebutuhan air domestik

Menurut WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah sebesar 100-120 liter/hari. Untuk 1 orang pada suatu kantor atau pabrik air yang dibutuhkan adalah sebesar 100 liter/hari (Sularoso, 2001). Jumlah karyawan yang

bekerja di pabrik kaprolaktam adalah sebanyak 117 orang. Kebutuhan air domestik adalah sebagai berikut:

Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Domestik

Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
Karyawan	498
Mess	3.333

d. Kebutuhan air *service*

Kebutuhan air *service* dirancang sebesar 625 kg/jam yang dibagi pada pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran dan lain-lain.

5.3 Unit Pembangkit Steam

Kebutuhan steam dipenuhi dengan proses produksi yang membutuhkan unit pembangkit steam dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel 5. 5 Spesifikasi Unit Pembangkit Steam

Jenis	Boiler	
Jumlah	1	buah
Kapasitas	1302,05	kg/jam

Umpan boiler yang digunakan adalah air yang berasal dari unit pengolahan air yang terlebih dahulu diatur kadar unsur silika, O₂, Ca, dan Mg yang terkandung di dalam air umpan dan mengatur pH sekitar 10-11 karena apabila air umpan memiliki pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi juga.

Sebelum dimasukkan ke dalam boiler, air terlebih dahulu dimasukkan ke dalam *economizer*, yang merupakan alat penukar panas yang memanfaatkan panas

dari gas sisa pembakaran minyak residu keluaran boiler. Di Dalam alat *economizer* suhu air dinaikkan menjadi 150°C, lalu diumpankan ke dalam boiler. Api dari keluaran alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Sedangkan gas sisa pembakaran akan masuk ke dalam *economizer* sebelum akhirnya dibuang melalui cerobong asap, sehingga air didalam boiler menyerap panas dari dinding dan pipa api, maka air menjadi mendidih. Uap air nantinya akan dialirkan ke *steam header* untuk distribusikan ke alat proses yang membutuhkan *steam*.

5.4 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan Listrik baik di daerah proses, utilitas, dan perkantoran akan dipenuhi melalui unit pembangkit listrik. Berikut merupakan rincian kebutuhan listrik pabrik kaprolaktam:

a. Alat Utilitas

Peralatan utilitas yang memerlukan daya listrik untuk menjalankan proses terlihat pada Tabel 5.6 seperti berikut:

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-01	2,00	1.491,40
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	40,00	29.828,00
Kompresor Udara	CU-01	5,00	3.728,50
Pompa Utilitas-01	PU-01	82,23	61.316,88
Pompa Utilitas-02	PU-02	82,23	61.316,88
Pompa Utilitas-03	PU-03	68,23	50.877,61
Pompa Utilitas-04	PU-04	0,01	4,36
Pompa Utilitas-05	PU-05	71,40	53.241,64
Pompa Utilitas-06	PU-06	66,62	49.677,30

Pompa Utilitas-07	PU-07	13,10	9.770,69
Pompa Utilitas-08	PU-08	32,34	24.113,45
Pompa Utilitas-09	PU-09	32,34	24.113,45
Pompa Utilitas-10	PU-10	0,00000006	0,00004401
Pompa Utilitas-11	PU-11	0,22	164,98
Pompa Utilitas-12	PU-12	0,22	164,98
Pompa Utilitas-13	PU-13	0,02	14,98
Pompa Utilitas-14	PU-14	0,02	14,98
Pompa Utilitas-15	PU-15	47,78	35.629,89
Pompa Utilitas-16	PU-16	47,78	35.629,89
Pompa Utilitas-17	PU-17	2,44	1.822,96
Pompa Utilitas-18	PU-18	55,29	41.232,35
Pompa Utilitas-19	PU-19	19,45	14.505,16
Pompa Utilitas-20	PU-20	19,56	14.582,45
Pompa Utilitas-21	PU-21	19,56	14.582,45
Total		707,83	527.825,25

b. Alat Proses

Peralatan proses yang menggunakan tenaga listrik sebagai penggerak motor memerlukan daya yang ditunjukkan pada Tabel 3.7 seperti berikut :

Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Melter</i>	MT-01	0,21	157,12
Reaktor	R-01	0,60	444,81
<i>Neutralizer</i>	N-01	9,31	6.941,50
<i>Rotary Drum Vaccum</i>	RDV-01	34,65	25.841,49
<i>Crystalizer</i>	CR-01	0,08	62,12
<i>Centrifuge</i>	CF-01	200,00	149.140,00
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	7,82	5.834,73
Pompa 1	P-01	0,06	44,83
Pompa 2	P-02	0,17	127,59
Pompa 3	P-03	0,03	21,71
Pompa 4	P-04	0,05	40,57
Pompa 5	P-05	1,00	744,52
Pompa 6	P-06	1,44	1.074,43

Pompa 7	P-07	0,07	48,70
Pompa 8	P-08	0,30	221,36
Pompa 9	P-09	0,04	32,69
Total		1.022	762.273

c. Kebutuhan Listrik lainnya

Berikut merupakan kebutuhan listrik lain yang dibutuhkan pada pabrik kaprolaktam, ditunjukkan pada Tabel 5.8 seperti berikut:

Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik

Keperluan	Daya (kW)
Peralatan Proses	190
Peralatan Utilitas	527
Penerangan	100
AC	50
Laboratorium dan Bengkel	100
Instrumentasi	50
Total	1.018

Kebutuhan listrik dipenuhi melalui PLN atau Perusahaan Listrik Nasional dan generator. Generator digunakan sebagai tenaga cadangan apabila PLN sedang mengalami gangguan dan juga untuk menggerakkan alat seperti boiler, pengaduk dan juga pompa. Dalam menghasilkan panas, generator menggunakan solar dan udara yang ditekan. Panas yang dihasilkan oleh generator akan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator akan menghasilkan listrik, dan didistribusikan menggunakan panel.

Spesifikasi yang digunakan untuk generator ditunjukkan pada Tabel 5.9 sebagai berikut :

Tabel 5. 9 Spesifikasi Generator

Jenis	AC Generator
Kapasitas	2.673,84 kW
Tegangan	220/360
Jumlah	1

5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan adalah untuk memenuhi pemakaian alat pneumatic control. Udara tekan yang digunakan memiliki suhu 30°C dan tekanan 5,5 bar dan alat kontrol yang digunakan pada perancangan pabrik kaprolaktam ini adalah sebanyak 20 buah dengan jumlah total kebutuhan udara tekan adalah sebanyak 61,68 m³/jam. Kebutuhan udara tekan dipenuhi melalui kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi silika gel. Spesifikasi kompresor yang dibutuhkan ditunjukkan pada Tabel 5.10 seperti berikut :

Tabel 5. 10 Spesifikasi Kompresor

Kode	KO	
Fungsi	Mengompres udara menjadi udara bertekanan	
Jenis	<i>Single Stage Reciprocating Compressor</i>	
Kapasitas	61,68	m ³ /jam
Tekanan <i>discharge</i>	80,85	psi
Jumlah	1	buah
Efisiensi	85	%

Daya Kompresor	5	hP
----------------	---	----

5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar menyediakan solar sebagai bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran yang digunakan pada alat *boiler* dan *generator*. Solar memiliki *Heating Value* sebesar 35,67 - 36,23 kJ/Liter. Dan kebutuhan solar adalah sebanyak 8.441,56 L/jam dengan efisiensi pembakaran sebesar 80%.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Hasil limbah dari proses pabrik kaprolaktam berupa limbah cair dan padat, yang mana sebelum dibuang ke lingkungan harus dilakukan pengolahan terlebih dahulu sampai memenuhi baku mutu lingkungan, agar tidak mencemari lingkungan. Ada beberapa parameter air buang yang harus diperhatikan dalam pengolahan limbah cair sesuai dengan peraturan pemerintah (Peraturan Pemerintah No.82 Tahun 2001) yaitu:

- *Chemical Oxygen Demand (COD)* : maks. 100 mg/l
- *Biological Oxygen Demand (BOD)* : maks. 12 mg/l
- *Total Suspended Solid (TSS)* : maks. 80 mg/l
- *Minyak (Oil)* : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

Pengolahan untuk masing-masing limbah tersebut adalah sebagai berikut:

1. Limbah Air Proses

Limbah cair yang dihasilkan merupakan keluaran dari *centrifuge* berupa $C_6H_{11}(NOH)$, $C_6H_{11}O$, H_2O , dan $C_6H_{11}NO$ yang mana akan dimasukkan ke dalam unit pengolahan limbah. Sedangkan limbah padat keluaran dari *rotary drum vaccum filter* yang berupa $(NH_4)_2SO_4$ akan dijual kepada industri pertanian yang menggunakan pupuk berupa amonium sulfat, seperti industri tebu, teh, dan tembakau.

2. Air Buangan Sanitasi

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

3. Air Utilitas

Sebelum dibuang ke lingkungan air utilitas harus diolah terlebih dahulu karena mengandung zat-zat kimia yang dapat mencemari lingkungan. Proses pengolahan limbah dilakukan dengan cara *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia dan pengontrolan pH), dan *biological treatment*.

5.8 Unit Pengolahan Refrigerant

Refrigerasi adalah proses pengambilan atau pelepasan kalor dari sebuah bahan atau ruangan dan mempertahankan keadaan suhu sehingga memiliki suhu yang lebih rendah dari lingkungannya. *Refrigerant* adalah bahan atau fluida yang berfungsi sebagai pendingin, dimana dapat menyerap panas melalui perubahan fasa

dari cair menjadi gas dan melepas panas dengan perubahan fasa dari gas menjadi cair, sehingga *refrigerant* dapat diartikan sebagai pemindah panas dalam sistem pendingin. *Refrigerant* yang digunakan dalam pabrik kaprolaktam yaitu Freon R23 yang mana digunakan untuk menjaga suhu pada tangki penyimpanan amonia dengan kondisi operasi suhu $-33,5^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm.

Pendingin yang digunakan pada unit refrigerasi adalah freon R-22 atau Chloro Difluoro Methane, dengan spesifikasi seperti berikut:

- Memiliki titik didih pada tekanan 1 atm sebesar $-40,8^{\circ}\text{C}$.
- Memiliki tekanan penguapan pada -15°C pada 28,3 psi.
- Memiliki tekanan kondensasi pada 30°C adalah 158,2 psig.
- Memiliki kalor laten uap 100,6 btu/lb pada titik didih.
- Mempunyai kemampuan dielektrik yang besar.
- Memiliki sifat tidak korosif terhadap logam seperti besi, tembaga, aluminium, kuningan, baja dan lain-lain.
- Memiliki kemampuan bercampur dengan minyak pelumas pada tekanan rendah terutama di evaporator.
- Dapat menyerap air tiga kali lebih besar dari R-12.
- Tidak memiliki racun, tidak berbau dan mudah dideteksi.

Dengan jumlah kebutuhan freon R-22 sebanyak 585 kg/jam. Yang mana alur distribusi freon R-22 di pabrik kaprolaktam ini dimulai dari unit *refrigerant*, lalu didistribusikan ke alat yang membutuhkan yaitu tangki-02.

5.9 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Pompa Utilitas

Tabel 5. 11 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju <i>screening</i>	Mengalirkan air sungai dari <i>screening</i> menuju <i>Reservoir</i> atau sedimentasi	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (BU-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)
Jenis Pompa	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>		
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	1.604,3464 m^3 /jam	1.604,3464 m^3 /jam	1.447,9226 m^3 /jam
Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
<i>Rate Volumetric</i>	15,7380 ft^3 /s	15,7380 ft^3 /s	14,2035 ft^3 /s
Kecepatan Aliran	5,3324 ft/s	5,3324 ft/s	5,7614 ft/s
OD	24 in	24 in	22 in
ID	23,25 in	23,25 in	21,25 in
<i>Flow Area Pipe</i>	425 in^2	425 in^2	355 in^2
<i>Friction Head</i>	1,1146 m	1,1146 m	1,4237 m
<i>Static Head</i>	13,5060 m	13,5060 m	12,3565 m

Efisiensi Pompa	100%	100%	100%
Daya Motor	100 hP	100 hP	75 hP
Harga	\$ 25.706	\$ 25.706	\$ 24.335

Tabel 5. 12 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) menuju Bak Pengendapan 1 (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan 1 (BU-03) menuju Bak Pengendapan 2 (BU-04)
Jenis Pompa	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		
Impeller	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>		
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	0,0825 m ³ /jam	1.447,9226 m ³ /jam	1.375,5265 m ³ /jam
Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
Rate Volumetric	0,0008 ft ³ /s	14,2036 ft ³ /s	13,4934 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	1,6195 ft/s	4,8125 ft/s	4,5718 ft/s
OD	0,54 in	24 in	24 in
ID	0,302 in	23,25 in	23.25 in

<i>Flow Area Pipe</i>	0,072 in ²	425 in ²	425 in ²
<i>Friction Head</i>	6,7846 m	0,5188 m	0,4682 m
<i>Static Head</i>	7,1041 m	13,0520 m	12,8307 m
Efisiensi Pompa	40%	100%	100%
Daya Motor	0,05 hP	75 hP	75 hP
Harga	\$ 2.513	\$ 25.706	\$ 25.706

Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan II (BU-04) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju area kebutuhan air
Jenis Pompa	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>		
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	1.306,7502 m ³ /jam	1.241,4127 m ³ /jam	1.241,4127 m ³ /jam
Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
<i>Rate Volumetric</i>	12,8186 ft ³ /s	12,1778 ft ³ /s	12,1778 ft ³ /s
Kecepatan	4,3433 ft/s	4,9397 ft/s	4,9397 ft/s

Aliran			
OD	24 in	22 in	22 in
ID	23,25 in	21,25 in	21,25 in
<i>Flow Area Pipe</i>	425 in^2	355 in^2	355 in^2
<i>Friction Head</i>	0,3521 m	0,4984 m	0,4984 m
<i>Static Head</i>	2,5701 m	6,8217 m	6,8217 m
Efisiensi Pompa	100%	100%	100%
Daya Motor	15 hP	40 hP	40 hP
Harga	\$ 25.706	\$ 24.335	\$ 24.335

Tabel 5. 14 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju area kebutuhan air	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-04) menuju area domestik
Jenis Pompa	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>		
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	$0,000032 \text{ m}^3/\text{jam}$	$4,4956 \text{ m}^3/\text{jam}$	$4,4956 \text{ m}^3/\text{jam}$

Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
Rate Volumetric	0,0000003 ft^3/s	0,0441 ft^3/s	0,0441 ft^3/s
Kecepatan Aliran	0,0008 ft/s	1,8957 ft/s	1,8957 ft/s
OD	0,4050 in	2,38 in	2,38 in
ID	0,269 in	2,067 in	2,067 in
Flow Area Pipe	0,0580 in^2	3,35 in^2	3,35 in^2
Friction Head	0,000003 m	0,7545 m	0,7545 m
Static Head	0,2346 m	5,1998 m	5,1998 m
Efisiensi Pompa	48%	40%	40%
Daya Motor	0,05 hP	0,375 hP	0,375 hP
Harga	\$ 2.170	\$ 6.169	\$ 6.169

Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air <i>service</i> (TU-05) menuju Tangki air bertekanan (TU-06)	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan (TU-06) menuju area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) menuju ke <i>Cooling Tower</i> (CT-01)
Jenis Pompa	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		

Konstruksi			
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	0,7332 m ³ /jam	0,7332 m ³ /jam	715,7477 m ³ /jam
Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
<i>Rate Volumetric</i>	0,072 ft ³ /s	0,072 ft ³ /s	7,0212 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	1,1988 ft/s	1,1988 ft/s	4,3208 ft/s
OD	1,32 in	1,32 in	18 in
ID	1,049 in	1,049 in	17,25 in
<i>Flow Area Pipe</i>	0,8640 in ²	0,8640 in ²	234 in ²
<i>Friction Head</i>	1,2486 m	1,2486 m	0,6106 m
<i>Static Head</i>	2,8410 m	2,8410 m	15,9493 m
Efisiensi Pompa	40%	40%	90%
Daya Motor	0,05 hP	0,05 hP	60 hP
Harga	\$ 4.341	\$ 4.341	\$ 21.593

Tabel 5. 16 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-16	PU-17	PU-18
Fungsi	Mengalirkan air dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) menuju <i>recycle</i> dari bak air dingin	Mengalirkan air dari Tangki Penampung NaCl (TU-07) menuju <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan air dari <i>Mixed Bed</i> (MB-01) menuju Tangki air Demin (TU-10)
Jenis	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		

Pompa			
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>		
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	715,7477 m ³ /jam	520,4361m ³ /jam	520,4361 m ³ /jam
Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
<i>Rate Volumetric</i>	7,0212 ft ³ /s	5,1053 ft ³ /s	5,1053 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	4,3208 ft/s	5,3273 ft/s	5,3273 ft/s
OD	18 in	14 in	14 in
ID	17,25 in	13,25 in	13,25 in
<i>Flow Area Pipe</i>	234 in ²	138 in ²	138 in ²
<i>Friction Head</i>	0,6106 m	1,2085 m	1,6733 m
<i>Static Head</i>	15,9493 m	0,9144 m	25,3422 m
Efisiensi Pompa	90%	90%	90%
Daya Motor	0,05 hP	5 hP	75 hP
Harga	\$ 21.593	\$ 18.508	\$ 18.508

Tabel 5. 17 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air demin (TU-10) menuju tangki <i>Deaerator</i> (DE-01)	Mengalirkan larutan Hydrazine dari tangki N ₂ H ₄ (TU-11) menuju tangki <i>deaerator</i> (DE-01)	Mengalirkan air dari <i>deaerator</i> (DE-01) menuju Boiler
Jenis Pompa	<i>Dynamic pump - Centrifugal pump</i>		
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>		
Viskositas	0,0005 cp	0,0005 cp	0,0005 cp
Kapasitas	520,4361 m ³ /jam	520,4361 m ³ /jam	520,4361 m ³ /jam
Suhu Fluida	303,15 °C	303,15 °C	303,15 °C
<i>Rate Volumetric</i>	5,1053 ft ³ /s	5,1053 ft ³ /s	5,1053 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	5,3273 ft/s	5,3273 ft/s	5,3273 ft/s
OD	14 in	14 in	14 in
ID	13,25 in	13,25 in	13,25 in
<i>Flow Area Pipe</i>	138 in ²	138 in ²	138 in ²
<i>Friction Head</i>	1,2085 m	1,2085 m	1,6733 m
<i>Static Head</i>	8,7856 m	8,8336 m	8,8336 m
Efisiensi Pompa	90%	90%	90%

Daya Motor	25 hP	25 hP	25 hP
Harga	\$ 18.508	\$ 18.508	\$ 18.508

b. Bak Penampung

Tabel 5. 18 Spesifikasi Bak Utilitas

Kode	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran .	Mengendapkan endapan yang terbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak silinder tegak	Bak persegi dengan beton bertulang
Volume	9.854,5279 m ³	1.481,0264 m ³	8.893,7114 m ³
Tinggi	13,5060 m	12,3566 m	13,0519 m
Panjang	27,0119 m	12,3566 m	26,1038 m
Lebar	27,0119 m	12,3566 m	26,1038 m
Harga	\$ 109.337	\$ 389.114	\$ 89.571

Tabel 5. 19 Spesifikasi Bak Utilitas (lanjutan)

Kode	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan endapan yang terbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ₂).	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di sand filter.	Menampung kebutuhan air pendingin.
Jenis	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton

			bertulang
Volume	8.449,0258 m ³	1.269,7950 m ³	17.570,8045 m ³
Tinggi	12,8307 m	6,8217 m	16,3774 m
Panjang	25,6613 m	13,6434 m	32,7548 m
Lebar	25,6613 m	13,6434 m	32,7548 m
Harga	\$ 103.167	\$ 112.307	\$ 112.604

Tabel 5. 20 Spesifikasi Bak Utilitas (lanjutan)

Kode	BU-07
Fungsi	Menampung air make up dan air pendingin proses yang sudah didinginkan.
Jenis	Bak persegi dengan beton bertulang
Volume	732,1206 m ³
Tinggi	5,6777 m
Panjang	11,3554 m
Lebar	11,3554 m
Harga	\$ 111.850

c. Tangki Utilitas

Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Utilitas

Kode	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-03)	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak

	tegak		
Volume	70,3613 m ³	0,0101 m ³	4,5831 m ³
Diameter	3,5520 m	0,2343 m	1,8007 m
Tinggi	7,1041 m	0,2343 m	1,8007 m
Harga	\$ 45.060	\$ 33.589	\$ 34.389

Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan)

Kode	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.	Menampung air untuk keperluan layanan umum.	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Volume	109 m ³	18 m ³	18 m ³
Diameter	5,1940 m	2,8410 m	2,8410 m
Tinggi	5,1940 m	2,8410 m	2,8410 m
Harga	\$ 80.260	\$ 33.589	\$ 33.589

Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan)

Kode	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i> .	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i> .	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make up</i> air umpan <i>boiler</i> sebelum dibangkitkan sebagai steam dalam <i>boiler</i> .
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Volume	110 m ³	56,39 m ³	532,34 m ³
Diameter	5,2057 m	4,1571 m	8,7856 m

Tinggi	5,2057 m	4,1571 m	8,7856 m
Harga	\$ 11.813	\$ 35.645	\$ 38.844

Tabel 5. 24 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan)

Kode	TU-10	TU-11
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan <i>boiler</i> .	Menyimpan larutan N ₂ H ₄ .
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Volume	12.776 m ³	541,10 m ³
Diameter	25,3422 m	8,8336 m
Tinggi	25,3422 m	8,8336 m
Harga	\$ 74.605	\$ 23.306

d. *Screener*

Tabel 5. 25 Spesifikasi *Screener*

Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya.
Panjang	10 ft
Lebar	8 ft
Diameter Lubang	1 cm
Harga	\$ 11.310

e. *Sand Filter*

Tabel 5. 26 Spesifikasi *Sand Filter*

Kode	FU-02
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Ukuran pasir (<i>mesh</i>)	28 mesh
Diameter pasir	0,0280 in
Tinggi lapisan pasir	0,4968 m
Volume	67,9059 m ³
Panjang	5,1402 m
Lebar	5,1402 m
Tinggi	2,5701 m
Harga	\$ 112.993

f. *Cooling Tower*

Tabel 5. 27 Spesifikasi *Cooling Tower*

Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan.
Panjang	8,4783 m
Lebar	8,4783 m
Tinggi	8,4783 m
Harga	\$ 3.370

g. *Deaerator*

Tabel 5. 28 Spesifikasi *Deaerator*

Kode	DE-01
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i> .
Volume	532,3413 m ³
Diameter	8,8576 m
Tinggi	8,8576 m
Harga	\$ 27.991

h. *Blower*

Tabel 5. 29 Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-01
Fungsi	Untuk menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Efisiensi Motor	80%
Daya motor	75 hP
Harga	\$ 20.679

i. *Mixed Bed*

Tabel 5. 30 Spesifikasi *Mixed Bed*

Kode	MB-01
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh <i>kation</i> seperti Ca dan Mg, serta <i>anion</i> seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃ .
Diameter	6,7994 m
Tinggi	0,9144 m

Tinggi bed	0,7620 m
Volume bed	27,6541m ³
Volume bak resin	167.174 m ³
Tebal	0.1875 in
Harga	\$ 38.045



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada perancangan pabrik dibutuhkan evaluasi ekonomi untuk memperoleh perkiraan mengenai kelayakan investasi modal dalam kegiatan suatu pabrik, dengan melihat kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan, dan diperoleh titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu evaluasi ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Berikut merupakan beberapa faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi:

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

Sebelum melakukan analisis terhadap 5 faktor diatas, ada beberapa hal yang perlu dipikirkan, yaitu:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), meliputi:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), meliputi:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

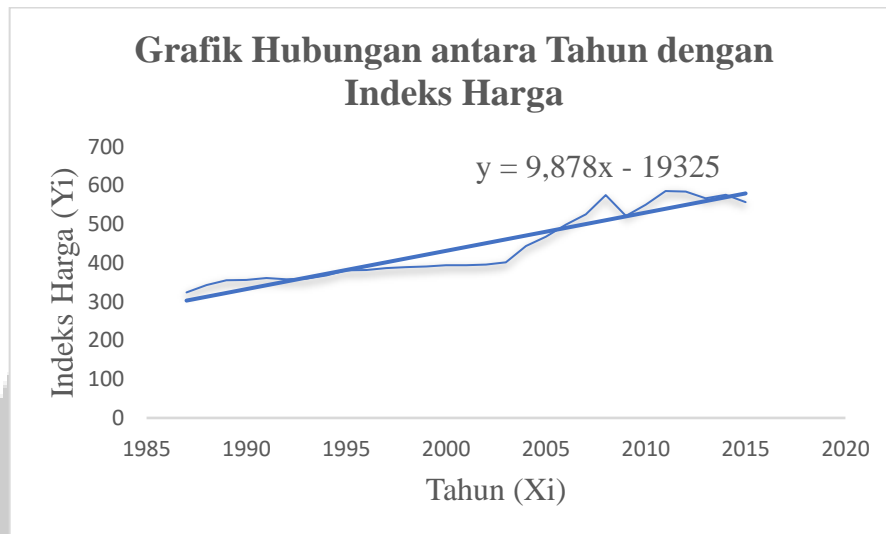
3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa biaya, yaitu:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Perubahan ekonomi setiap tahunnya mempengaruhi harga setiap alat suatu industri. Maka diperlukan cara untuk memperkirakan harga alat untuk tahun tertentu dengan mengetahui indeks harga peralatan operasi pada tahun tersebut. Indeks harga pada tahun 2025 diperkirakan melalui data indeks pada tahun-tahun sebelumnya. Analisis ini menggunakan indeks dari tahun 1987 sampai 2015 (Sumber: www.chemengonline.com/pci), kemudian dicari dengan menggunakan persamaan regresi linear yang menggambarkan hubungan antara tahun dan indeks harga, ditunjukkan pada Gambar 6.1 berikut:



Gambar 6. 1 Grafik Hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga

Berdasarkan Grafik 6.1 didapatkan persamaan $y = 9,878x - 19.325$ dengan y adalah indeks harga dan x adalah tahun pembelian. Sehingga pabrik kaprolaktam dengan kapasitas 27.000 ton/tahun yang akan didirikan pada tahun 2025 memiliki indeks harga 677,95.

Terdapat persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga alat, yang dapat ditentukan dengan mengalikan harga pada tahun referensi dengan rasio indeks harga.

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (6.1)$$

Dengan:

Ex = Harga alat pada tahun pembelian

Ey = Harga alat pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun pembelian

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

(Aries dan Newton, 1955)

6.2 Perhitungan Biaya

6.2.1 *Capital Investment*

Capital Investment merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters dan Timmerhaus, 2004). *Capital Investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment merupakan jumlah biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment merupakan jumlah biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan usaha atau operasi pada suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu.

6.2.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu pabrik. *Manufacturing Cost* merupakan penjumlahan dari total *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*. *Manufacturing Cost* berdasarkan Aries dan Newton, 1955 terdiri dari:

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang tidak berhubungan langsung dengan pembuatan produk.

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat beroperasi atau tidak yang bersifat tetap dan tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

6.2.3 *General Expenses*

General Expenses merupakan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expenses* terdiri dari:

a. Administrasi

Administrasi merupakan total biaya *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor.

b. Sales

Sales merupakan biaya yang dikeluarkan yang berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya iklan dan distribusi produk.

c. Riset

Riset merupakan biaya yang diperlukan untuk melakukan penelitian dalam menjaga mutu dan inovasi yang akan datang.

6.2.4 Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh dari suatu industri perlu dilakukan analisa kelayakan sehingga dapat mengkategorikan pabrik tersebut memiliki potensi atau tidak secara ekonomi. Untuk menentukan kelayakan suatu industri dilakukan analisa dengan beberapa cara yaitu:

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Percent Return On Investment merupakan tingkat keuntungan yang diperoleh dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. *Pay Out Time* dilakukan untuk mengetahui berapa tahun modal investasi yang dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan}} \quad (6.3)$$

3. *Break Event Point (BEP)*

Break Event Point merupakan titik yang menunjukkan biaya dan penghasilan memiliki jumlah yang sama atau kondisi dimana pabrik tersebut tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian, dengan *Break Event Point* kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum juga harga perunit yang dijual agar memperoleh keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa+0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dengan:

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

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point merupakan titik dimana suatu aktivitas produksi dihentikan atau biaya yang digunakan untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

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

Dengan:

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

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

Discounted Cash Flow Rate of Return merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang didapatkan setiap tahunnya, yang mana didasarkan pada investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

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

Dengan:

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

SV = *Salvage Value* = depresiasi

C = *Cash Flow* = (keuntungan setelah pajak + depresiasi + *finance*)

n = Umur pabrik

i = Nilai DCFR

6.2.5 Hasil Perhitungan

Adapun hasil dari perancangan pendirian pabrik kaprolaktam ditunjukkan pada tabel-tabel sebagai berikut:

Tabel 6. 1 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 49.546.564.736	\$ 3.294.100
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 12.386.641.184	\$ 823.525
3	Instalasi cost	Rp 9.747.790.026	\$ 648.081
4	Pemipaan	Rp 29.246.995.236	\$ 1.944.485
5	Instrumentasi	Rp 12.696.988.269	\$ 844.159
6	Insulasi	Rp 2.157.907.552	\$ 143.468
7	Listrik	Rp 7.431.984.710	\$ 494.115
8	Bangunan	Rp 63.000.000.000	\$ 4.188.551
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 59.382.500.000	\$ 3.948.042
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 245.597.371.713	\$ 16.328.527

Tabel 6. 2 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 49.119.474.343	\$ 3.265.705
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 294.716.846.056	\$ 19.594.232

Tabel 6. 3 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 294.716.846.056	\$ 19.594.232
2	Kontraktor	Rp 29.471.684.606	\$ 1.959.423
3	Biaya tak terduga	Rp 73.679.211.514	\$ 4.898.558
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 397.867.742.175	\$ 26.452.213

Tabel 6. 4 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 471.402.843.603	\$ 31.341.190
2	<i>Labor</i>	Rp 11.142.000.000	\$ 740.775
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.337.040.000	\$ 88.893
4	<i>Maintenance</i>	Rp 7.957.354.844	\$ 529.044
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.193.603.227	\$ 79.356
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 12.511.551.516	\$ 831.829
7	<i>Utilities</i>	Rp 313.123.465.170	\$ 20.817.995
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 818.667.858.359	\$ 54.429.084

Tabel 6. 5 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.671.300.000	\$ 111.116
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.114.200.000	\$ 74.078
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.913.600.000	\$ 592.620
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 62.557.757.582	\$ 4.159.149
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 74.256.857.582	\$ 4.936.963

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

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 31.829.419.374	\$ 2.116.177
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 7.957.354.844	\$ 529.044
3	<i>Insurance</i>	Rp 3.978.677.422	\$ 264.522
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 43.765.451.639	\$ 2.909.743

Tabel 6. 7 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 818.667.858.359	\$ 54.429.084
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 74.256.857.582	\$ 4.936.963
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 43.765.451.639	\$ 2.909.743
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 936.690.167.581	\$ 62.275.791

Tabel 6. 8 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 128.564.411.892	\$ 8.547.597
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 127.730.477.397	\$ 8.492.153
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 85.153.651.598	\$ 5.661.436
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 341.224.132.266	\$ 22.686.266
5	<i>Available Cash</i>	Rp 255.460.954.795	\$ 16.984.307
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 938.133.627.948	\$ 62.371.759

Tabel 6. 9 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 46.834.508.379	\$ 3.113.790
2	<i>Sales expense</i>	Rp 74.935.213.406	\$ 4.982.063
3	<i>Research</i>	Rp 46.834.508.379	\$ 3.113.790
4	<i>Finance</i>	Rp 26.720.027.402	\$ 1.776.479
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 195.324.257.567	\$ 12.986.122

Tabel 6. 10 *Total Biaya Produksi*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 936.690.167.581	\$ 62.275.791
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 195.324.257.567	\$ 12.986.122
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 1.132.014.425.148	\$ 75.261.912

Tabel 6. 11 *Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 31.829.419.374	\$ 2.116.177
2	<i>Property taxes</i>	Rp 7.957.354.844	\$ 529.044

3	<i>Insurance</i>	Rp 3.978.677.422	\$ 264.522
Fixed Cost (Fa)		Rp 43.765.451.639	\$ 2.909.743

Tabel 6. 12 *Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 471.402.843.603	\$ 31.341.190
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 62.557.757.582	\$ 4.159.149
3	<i>Utilities</i>	Rp 313.123.465.170	\$ 20.817.995
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 12.511.551.516	\$ 831.830
Variable Cost (Va)		Rp 859.595.617.872	\$ 57.150.164

Tabel 6. 13 *Ragulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 11.142.000.000	\$ 740.775
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 8.913.600.000	\$ 592.620
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 1.671.300.000	\$ 111.116
4	<i>Supervision</i>	Rp 1.337.040.000	\$ 88.893
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.114.200.000	\$ 74.078
6	<i>Administration</i>	Rp 46.834.508.379	\$ 3.113.790
7	<i>Finance</i>	Rp 26.720.027.402	\$ 1.776.479
8	<i>Sales expense</i>	Rp 74.935.213.406	\$ 4.982.063
9	<i>Research</i>	Rp 46.834.508.379	\$ 3.113.790
10	<i>Maintenance</i>	Rp 7.957.354.844	\$ 529.044
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 1.193.603.227	\$ 79.357
Regulated Cost (Ra)		Rp 228.653.355.637	\$ 15.202.005

6.2.6 Analisa Keuntungan

<i>Annulus Sales (Sa)</i>	= Rp. 1.251.155.151.642
<i>Total Cost</i>	= Rp. 1.132.014.425.148
<i>Keuntungan Sebelum Pajak</i>	= Rp 119.140.726.494,45
<i>Pajak Pendapatan</i>	= 52% (Aries and Newton, P.190)
<i>Keuntungan Setelah Pajak</i>	= Rp 57.187.548.717

6.2.7 Hasil Kelayakan

a. *Return Of Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 29,94 %

ROI setelah pajak = 14,37 %

b. *Pay Out Time* (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan}}$$

POT sebelum pajak = 3 tahun

POT setelah pajak = 4 tahun

c. *Break Event Point* (BEP)

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

BEP = 48,54%

d. *Shut Down Point* (SDP)

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

SDP = 29,63%

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 26.452.213

Working Capital = Rp 938.133.627.948

Salvage Value (SV) = Rp 31.829.419.374

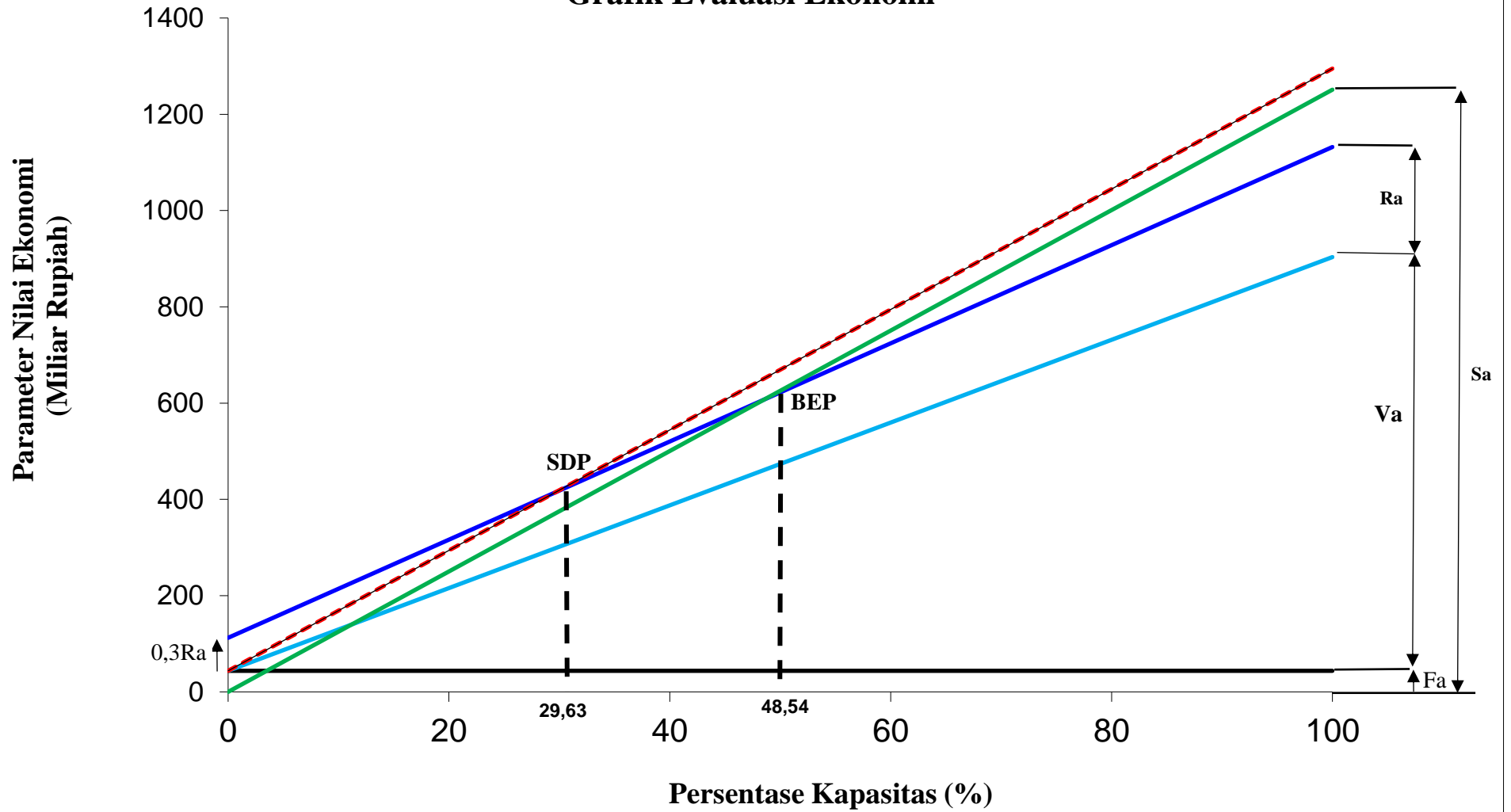
Cash Flow (CF) = Rp 115.736.995.494

Dengan melakukan *trial and error* maka akan didapatkan nilai DCFR.

Sehingga nilai DCFR didapatkan, yaitu sebesar:

DCFR = 13,89%

Grafik Evaluasi Ekonomi



BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan perhitungan dan analisis yang sudah dilakukan maka dapat disimpulkan perancangan pabrik kaprolaktam dari sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat dengan kapasitas produksi 27.000 ton/tahun, sebagai berikut:

1. Didirikannya pabrik kaprolaktam dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan kaprolaktam dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor dan memberikan lapangan pekerjaan.
2. Pabrik kaprolaktam didirikan dengan kapasitas 27.000 ton/tahun dengan menggunakan bahan baku Sikloheksanon oksim yang diimpor dari Nantong Lianhai Wheatchain Bioproducts Co., Ltd, Cina dan Asam Sulfat yang diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik, Gresik.
3. Pabrik kaprolaktam akan didirikan di Kencana Harapan, Pontang, Serang, Banten dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, kemudahan sarana utilitas seperti sumber air, kemudahan pemasaran, ketersediaan tenaga kerja dan akses transportasi karena berada di kawasan industri.
4. Ditinjau dari penggunaan bahan baku dan produk yang tidak mudah meledak, juga kondisi operasi produksi pabrik yang berada pada tekanan 1 atm dan suhu tertinggi yang digunakan sebesar 110°C, maka dapat

dikatakan bahwa pabrik kaprolaktam ini tergolong dalam pabrik yang beresiko rendah (*low risk*).

5. Berdasarkan hasil analisis ekonomi diperoleh bahwa:
 - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 119.140.726.494,45
 - b. Keuntungan setelah pajak sebesar Rp 57.187.548.717
 - a. *Return Of Investment* sebelum pajak (ROIb) sebesar 29,94%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah umumnya berkisar antara 11% - 44%
 - b. *Return Of Investment* setelah pajak (ROIa) sebesar 14,37%
 - c. *Pay Out Time* sebelum pajak (POTb) sebesar 3 tahun
 - d. *Pay Out Time* setelah pajak (POTa) sebesar 4 tahun
 - e. *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,54%. Syarat BEP untuk pabrik kimia umumnya berkisar antara 40% - 60% (*Aries & Newton, 1955*)
 - f. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,63%. Syarat SDP untuk pabrik kimia berkisar antara 20% - 30% (*Aries & Newton, 1955*)
 - g. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 13,89%. Syarat DCFR minimum untuk pabrik kimia pada umumnya 7,5%
6. Dari hasil tinjauan yang sudah dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku sampai dengan analisis ekonomi dapat dikatakan bahwa pendirian pabrik kaprolaktam dari sikloheksanon oksim dan Asam Sulfat dengan kapasitas 27.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Pengetahuan dan pemahaman dalam merancang suatu pabrik kimia sangat diperlukan guna meningkatkan kelayakan suatu pabrik yang akan didirikan, adapun konsep yang perlu diperhatikan yaitu:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku yang dapat meningkatkan keuntungan yang akan didapat.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan pabrik kimia yang didirikan lebih ramah terhadap lingkungan.
3. Produk kaprolaktam diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di masa yang akan datang dengan jumlah yang meningkat.

الجامعة الإسلامية
الاستاذة الأندونيسية

DAFATAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*,
Mcgraw- Hill Handbook Co., Ind., New York.

Badan Pusat Statistik, 2020, *Statistic Indonesia*, www.bss.go.id, Diakses pada
tanggal 20 Oktober 2022 pukul 19.30 WIB.

Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc. New York.

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

Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Pergamon
Press, Oxford.

Faith, Keyes & Clarks, 1975, *Industrial Chemical 4th edition*, John Willey and
Sons, Inc., New York.

Fogler, H.S. 2006, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 4th ed, Pearson
Education Inc. Massachusetts.

Geankoplis, J.C., 1978, *Transport Process and Unit Operation*, Third Edition,
Prentice Hall International Inc., United States of America.

Jin Xing, et. Al., 2013, *Kinetics of S-1 catalyzed vapor phase Beckmann
rearrangement of cyclohexanone oxime to caprolactam.*

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

Kirk & Othmer, 1967, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Interscience Encyclopedia. Inc., New York.

Matche. 2021. Equipment cost., <http://www.matche.com/>., Diakses pada tanggal 25 Maret 2023 pukul 16.25 WIB.

Perry, R.H. and Green, D.W., 2008, *Perry's Chemical Engineers*, 6th ed., McGraw-Hill Companies Ins., United States of America.

Peters, M., Timmerhaus, K., and Est, R., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., McGraw-Hill Book Co., Inc., New York.

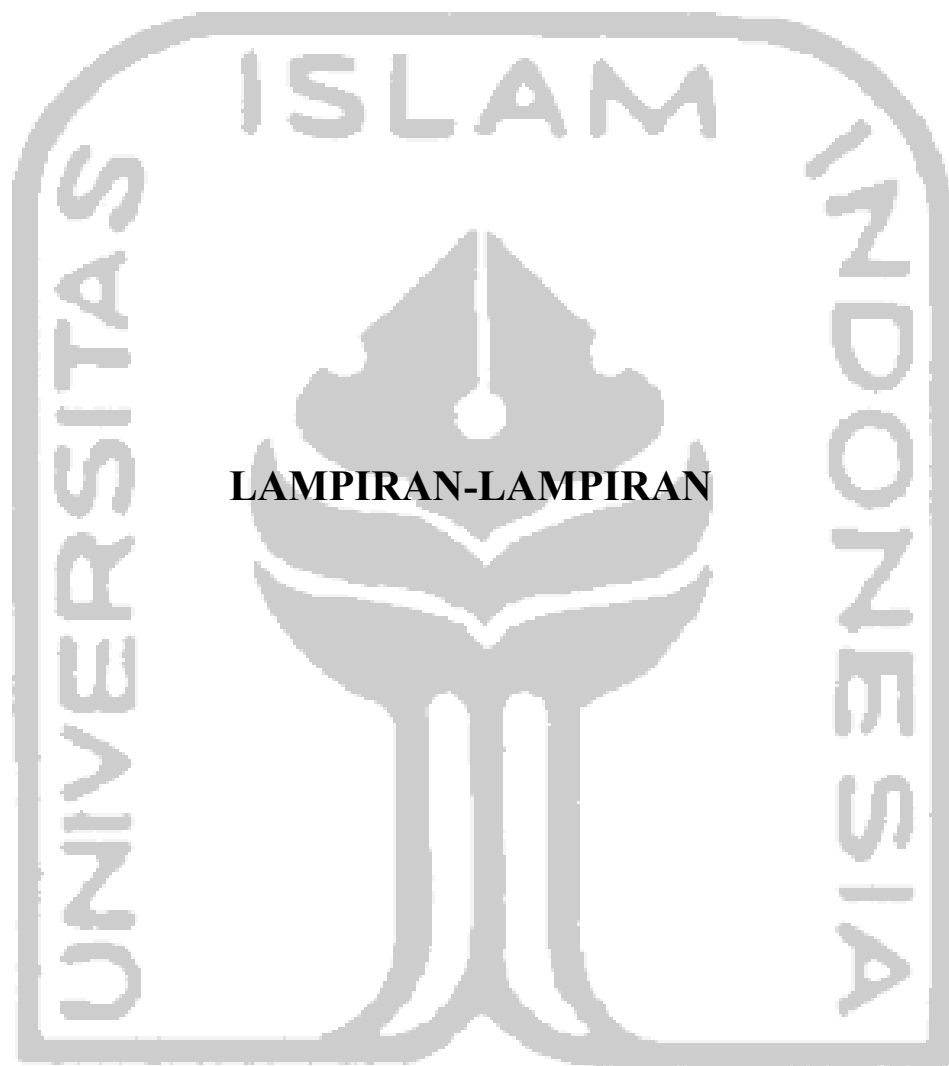
Plant Cost Index. 2014. www.chemengonline.com/pci . Diakses pada tanggal 08 juli 2023 pukul 14.00 WIB.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbot M., 1997, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th ed., McGraw-Hill, Int. ed., New York.

Treybal, 1981, *Mass - Transfer Operations*. McGraw-Hill. Singapore

Walas, S.M., 1988. *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.

Yaws, Carl L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.



LAMPIRAN-LAMPIRAN

الجامعة الإسلامية
الاندونيسية

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Kode	: R-01
Fungsi	: Meraksikan Sikloheksanon oksim dengan Asam sulfat
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode operasi	: Kontinyu
Fase	: Cair-cair
Bahan konstruksi	: <i>Stainless stell SA-167 Grade 3 type 304</i>
Suhu	: 110°C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi proses	: Eksotermis
Konversi	: 97%

1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

- 1) Terdapat pengaduk sehingga komposisi reaktor yang homogen bisa terpenuhi
- 2) Reaksi terjadi pada fase cair-cair
- 3) Harga alat yang relatif lebih murah
- 4) Konstruksi lebih sederhana

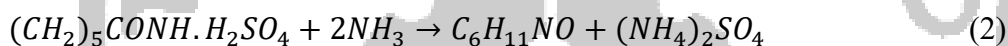
2. Dasar Pemilihan Bahan Konstruksi

- 1) Tahan terhadap korosi

- 2) Mempunyai struktur yang kuat
- 3) Harga yang relatif lebih murah dibandingkan dengan jenis *stainless steel* yang lainnya.

- **Tinjauan Termodinamika**

Berikut ini merupakan reaksi pembentukan kaprolaktam dari sikloheksanon oksim dan asam sulfat, yang mana terdiri dari 2 reaksi pembentukan yaitu:



Apabila ditinjau dari segi termodinamika didapatkan harga $\Delta G_{R,298}$ dan $\Delta H_{R,298}$ dari masing-masing komponen pada suhu 298 K didapatkan pada table dibawah:

Table 1 Energi Bebas dan Panas Pembentukan

Komponen	$\Delta G_{R,298}$ (kJ/mol)	$\Delta H_{R,298}$ (kJ/mol)
$C_6H_{10}(NOH)$	-22.9	-194
H_2SO_4	-744.53	-813.989
NH_3	-16.4	-45.9
H_2O	-237.129	-285.83
$C_6H_{11}NO$	-71.11	-246.2
$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	-698.979	-1025.85
$(NH_4)_2SO_4$	-760.93	-859.889
$C_6H_{10}O$	-90.75	-230.12
NH_3O	0	-114.2
SO_3	-371.1	-395.7

Sumber: Perry's Chemical Engineers Handbook, 8 ed.



$$\Delta H_{R,298} = \sum \Delta H_{R\text{produk}} - \sum \Delta H_{R\text{reaktan}} \quad (4)$$

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = (\Delta H_{R,298}^{\circ} \text{ Kaprolaktam sulfat}) - (\Delta H_{R,298}^{\circ} \text{ Sikloheksanon oksim} + \Delta H_{R,298}^{\circ} \text{ Asam sulfat})$$

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = (-1025,85) - (-194 + (-813,989))$$

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = -17861 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Didapatkan nilai ΔH_R° yang bernilai negatif, yang mana secara teritis menunjukkan bahwa reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis.

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = \sum \Delta G_{R,298}^{\circ} \text{ produk} - \sum \Delta G_{R,298}^{\circ} \text{ reaktan} \quad (5)$$

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = (\Delta G_{R,298}^{\circ} \text{ Kaprolaktam sulfat}) - (\Delta G_{R,298}^{\circ} \text{ Sikloheksanon oksim} + \Delta G_{R,298}^{\circ} \text{ Asam sulfat})$$

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = (-698,979) - (-22,9 + (-744,53))$$

$$\Delta G_{R,298}^{\circ} = 68451 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

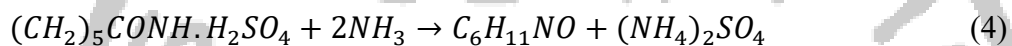
$$\begin{aligned} \ln K &= \frac{-\Delta G_{R,298}^{\circ}}{RT} \\ &= -27,6283 \end{aligned} \quad (6)$$

$$K = 1,0028\text{E-}12 \text{ kJ/kmol}$$

Karena nilai $K < 1$ maka dapat disimpulkan bahwa reaksi yang terjadi merupakan reaksi *irreversible* atau reaksi tidak dapat balik.

- **Tinjauan Kinetika**

Reaksi pembentukan kaprolaktam dari sikloheksanon oksim dan asam sulfat terdiri dari 2 reaksi pembentukan yaitu:



Reaksi tersebut merupakan reaksi orde 2, sehingga secara kinetika persamaan kecepatan reaksinya dapat ditulis sebagai berikut:

$$-r_A = k \cdot C_A C_B \quad (5)$$

Nilai k dapat diperoleh melalui perhitungan pada persamaan *Arrhenius* berikut:

$$k = A \cdot \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (6)$$

Dimana:

CA = konsentrasi Sikloheksanon oksim

CB = konsentrasi Asam sulfat

k = konstanta laju reaksi

A = faktor frekuensi (L/mol.s)

Ea = energi aktivasi (J/mol)

R = konstanta gas (kJ/mol.K)

T = suhu (K)

Berdasarkan data yang diperoleh dari jurnal *Kinetics of S-1 catalyzed vapor phase Beckmann rearrangement of cyclohexanone oxime to caprolactam* oleh Jin Xing, et. Al., 2013, diketahui nilai $E_a = 49600$ kJ/kmol dan nilai $A = 1,16E+12$ L/kmol.jam. Sehingga didapatkan kinetika reaksi yaitu sebesar 198.720,77 L/kmol.jam.

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



Table 2 Tabel Neraca Massa

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 2	Arus3	Arus 4
$C_6H_{10}(NOH)$	113	3.491,21	0,00	104,74
$C_6H_{10}O$	98	107,98	0,00	107,98
H_2SO_4	98	0,00	2.967,22	30,28
H_2O	18	0,00	60,56	60,56
$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	211	0,00	0,00	6.323,41
Sub total		3.599,18	3.027,77	6.626,96
Total		6.626,96		6.626,96

Nilai densitas campuran ($\rho_{campuran}$) = 1.248,58 (kg/m³)

Nilai viskositas campuran ($\mu_{campuran}$) = 2,01 cP

Table 3 Penentuan Densitas dan Viskositas

Komponen	Massa (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)	Fm (kmol/jam)	ρ campuran	μ campuran, cP
$C_6H_{10}(NOH)$	3.491,21	4,22	30,90	389,18	0,23
$C_6H_{10}O$	107,98	0,12	1,10	14,54	0,01
H_2SO_4	2.967,22	1,72	30,28	796,40	1,77
H_2O	60,56	0,06	3,36	48,46	0,0023
Total	6.626,96	6,13	65,64	1.248,58	2,01

$$\text{Nilai kecepatan laju alir volumetrik (Fv)} = 6,13 \text{ (m}^3\text{/jam)}$$

Konsentrasi mula-mula Sikloheksanon oksim (C_{A0})

$$C_{A0} = \frac{n_A}{Fv} \quad (8)$$

$$= 5,0403 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Konsentrasi Sikloheksanon oksim (C_A)

$$C_A = C_{A0}(1 - X) \quad (9)$$

$$= 0,1512 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Konsentrasi mula-mula Asam sulfat (C_{B0})

$$C_{B0} = \frac{n_B}{Fv} \quad (10)$$

$$= 4,9395 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Konsentrasi Asam sulfat (C_B)

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} \times X) \quad (11)$$

$$= 0,0504 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} \quad (12)$$

$$= 0,98$$

$$\text{Konversi (X)} = 97\%$$

$$\text{Nilai kinetika reaksi (k)} = 198.720,77 \text{ L/mol.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan reaksi } (-r_A) &= k \cdot C_A \cdot C_B \\ &= 1,51E+03 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

A. Mencari Volume Cairaan

$$V = \frac{F_D(C_{A0} \cdot X)}{(-r_A)} \quad (7)$$

$$V = 19,54 \text{ m}^3$$

B. Merancang Dimensi Reaktor

1. Menghitung Volume *Shell* Reaktor

Digunakan *over design* 20% (Timmerhaus, 2003), sehingga volume *shell reactor* menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Volume shell terhitung} &= 19,54 \text{ m}^3 \\ \text{Volume shell design} &= 1,2\% \times V \text{ terhitung} \\ &= 1,2\% \times 19,54 \text{ m}^3 \\ &= 23,448 \text{ m}^3 \end{aligned} \quad (8)$$

2. Menghitung Diameter dan Tinggi Reaktor

Menurut buku "*Process Equipment Design*" oleh Brownell and Young tabel 3.3 hal. 43 dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum adalah $D:H = 1:1,5$ ($H=1,5D$).

$$\begin{aligned} V_{shell} &= 23,448 \text{ m}^3 \\ \text{Diameter shell} &= \left(\frac{4 \cdot V_{shell}}{\pi \cdot 1,5} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,710 \text{ m} \end{aligned} \quad (9)$$

3. Menghitung Tinggi *Shell*

$$\text{Tinggi shell (H)} = 1,5D \quad (10)$$

$$= 1,5 \times 2,710 \text{ m}$$

$$= 4,065 \text{ m}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049D^3 \quad (11)$$

$$= 0,000049 \times (2,710 \text{ m})^3$$

$$= 0,0009756 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{sf (straight of flanged)}} = \frac{3,14 \times D^3 \times \text{sf}}{4} \quad (12)$$

$$= 0,0005315 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{head}} = V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}} \quad (13)$$

$$= (0,0009756 + 0,0005315) \text{ m}^3$$

$$= 0,001507 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reactor}} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}} \quad (14)$$

$$= 23,448 \text{ m}^3 + 2 \times 0,001507 \text{ m}^3$$

$$= 23,4514 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cairan dalam shell}} = V_{\text{cairan dalam tangki}} - V_{\text{head}} \quad (15)$$

$$= 19,5403 \text{ m}^3 - 0,001507 \text{ m}^3$$

$$= 19,5388 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \quad (16)$$

$$= 5,8527 \text{ m}^2$$

Tinggi cairan dalam *shell*

$$\begin{aligned} H_{liquid} &= \frac{V \text{ cairan dalam shell}}{\text{Luas penampang tangki}} \\ &= 4,0059 \text{ m} \end{aligned} \quad (17)$$

4. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Digunakan persamaan 13.1 dari buku “*Process Equipment Design*” karangan Brownell and Young halaman 254.

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (18)$$

Dengan:

ts = tebal dinding *shell*

P = tekanan *design* = 24,752 psi

r_i = jari-jari *reactor* = 53,355 in

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = tekanan maksimum = 18.750 psi

C = korosi yang diizinkan = 0,125 in

Maka, didapatkan nilai ts :

$$ts = \frac{24,752 \times 53,355}{18750 \times 80\% - 0,6 \times 24,752} + 0,125 \quad (19)$$

$ts = 0,21$ in

Sehingga digunakan tebal *shell* standar = $\frac{1}{4} = 0,25$ in

Dari data yang sudah diperoleh dalam menentukan tebal *shell*, dapat diketahui nilai berikut ini:

ID *shell* = 106,710 in

OD *shell* = ID + 2t (20)

$$= 107,210 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 buku “*Process Equipment Design*” karangan Brownell and Young, hal. 90 diperoleh nilai-nilai standar berikut:

$$\text{OD standar} = 108 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 6,5 \text{ in}$$

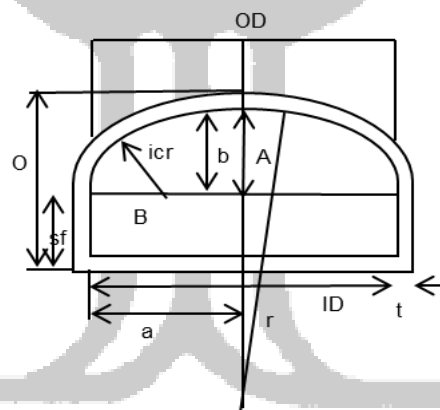
$$r = 102 \text{ in}$$

5. Menentukan Ukuran *Head* dan *Bottom* Reaktor

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*

Bentuk *head* : *Torispherical flanged and dished head*

Dipilih bentuk *Torispherical flanged and dished head* karena umum digunakan pada tekanan operasi rendah hingga 15 bar dan harganya yang ekonomis.



Gambar 1 Head Reaktor

Keterangan gambar:

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

- t : tebal *head*
- r : jari-jari dalam *head*
- icr : *inside corner radius*
- b : *deep of dish*
- sf : *straight of flanged*
- OA : tinggi *head*

Digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 pada buku “*Process Equipment Design*” karangan Brownell and Young, hal.138.

Tebal *head* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (21)$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (22)$$

Dengan:

th = tebal *head*

P = tekanan *design* = 10,052 psi

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = tekanan maksimum = 18.750 psi

C = korosi yang diijinkan = 0,125 in

icr = 6,5 in

r = 102 in

w = 1,740 in

sehingga, didapat th sebesar:

$$th = \frac{10,052 \times 102 \times 1,740}{2 \times 18750 \times 80\% - 0,2 \times 10,052} + 0,125 \quad (23)$$

$$th = 0,184 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal standar $(1/4) = 0,25 \text{ in}$

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

6. Dimensi untuk *Torispherical Head* (Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} sf &= 2,5 \text{ in} \\ a &= \frac{ID}{2} \end{aligned} \quad (24)$$

$$\begin{aligned} &= 53,75 \text{ in} \\ AB &= a - icr \end{aligned} \quad (25)$$

$$\begin{aligned} &= 53,75 - 6,5 \\ &= 47,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \quad (26) \\ &= 102 - 6,5 \\ &= 95,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2} - \sqrt{AB^2} \quad (27) \\ &= \sqrt{95,5^2} - \sqrt{47,25^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 82,99 \text{ in} \\ b &= r - AC \quad (28) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 102 - 82,99 \\ &= 19,01 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi head total (OA)} = sf + b + th \quad (29)$$

$$= 2,5 + 19,01 + 0,18$$

$$= 21,69 \text{ in}$$

$$= 0,55 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reactor total} = 2 \times \text{tinggi head total} + \text{tinggi shell} \quad (30)$$

$$= 2 \times 0,55 + 4,09$$

$$= 5,19 \text{ meter}$$

C. Merancang Pengaduk Reaktor

Penentuan jenis pengaduk didasarkan pada:

$$\text{Suhu operasi} \quad : 110^\circ\text{C}$$

$$\text{Nilai viskositas} \quad : 2,009 \text{ cP}$$

$$\text{Nilai densitas} \quad : 1.248,579 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga dengan mempertimbangkan berbagai hal, maka dipilih pengaduk jenis turbin dengan 6 *flatblades*. Karena pengadukannya berjalan cepat, cocok untuk viskositas yang cukup tinggi dan pencampurannya baik bahkan dalam skala mikro.

Dari pemilihan jenis pengaduk dapat diperoleh data dari buku "*Liquid Mixing*" karangan Holland F.a., Chapman F.S., (1966) sebagai berikut:

$$D_t/D_i = 3$$

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

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

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,2$$

$$D_t = 106,710 \text{ in}$$

Maka diperoleh :

$$D_i = D_t/3 \quad (31)$$

$$= 35,569 \text{ in}$$

$$= 0,903 \text{ m}$$

$$= 2,964 \text{ ft}$$

$$Zl = Di \times 2,7 \quad (32)$$

$$= 96,039 \text{ in}$$

$$= 2,439 \text{ m}$$

$$= 8,003 \text{ ft}$$

$$Zi = Di \times 1,3 \quad (33)$$

$$= 46,241 \text{ in}$$

$$= 1,175 \text{ m}$$

$$= 3,853 \text{ ft}$$

$$Wb = Di \times 0,17 \quad (34)$$

$$= 6,047 \text{ in}$$

$$= 0,154 \text{ m}$$

$$= 0,504 \text{ ft}$$

$$L = Di \times 0,2 \quad (35)$$

$$= 7,114 \text{ in}$$

$$= 0,181 \text{ m}$$

$$= 0,593 \text{ ft}$$

Menghitung Jumlah *Impeller*

$$\text{Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki} = \frac{H_{\text{cairan}}}{D} \quad (36)$$

$$= 1,2409$$

Sehingga digunakan *impeller* atau pengaduk sebanyak 1 buah.

1. Menghitung Putaran dan *Power* Pengaduk

$$\frac{WELH}{2DI} = \left(\frac{\pi \cdot DI \cdot N}{600} \right)^2 \quad (36)$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot DI}} \quad (37)$$

$$\text{Specific gravity (sg)} = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \quad (38)$$

$$= 1,2486 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$WELH \text{ (Water Equivalen Liquid High)} = H_{\text{cairan}} \times \text{sg} \quad (39)$$

$$= 4,2306 \text{ m}$$

$$= 13,8799 \text{ ft}$$

$$N = 98,6384 \text{ rpm}$$

$$= 1,6440 \text{ rps}$$

Sehingga putaran pengaduknya yaitu 98,64 rpm

(Holland F.a., Chapman F.S., 1966)

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} \quad (40)$$

$$Re = 13.378.572,07$$

Nilai $Re > 2.100$, sehingga alirannya merupakan aliran turbulen

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc} \quad (41)$$

Dengan :

Np = *power number*

= 7 (didapatkan dari pembacaan grafik pada buku *brown* hal.507)

ρ = densitas campuran

Di = diameter pengaduk

Ni = kecepatan pengadukan

gc = percepatan gravitasi

Pa = 726,47 W

= 0,7265 kW

= 0,9742 hP

Nilai efisiensi motor diperoleh dari pembacaan grafik pada buku Timmerhaus halaman 521 fig. 14.38 yaitu sebesar 80%. Sehingga diperoleh power pengaduk, yaitu:

$$P = 0,5966 \text{ hP}$$

Berdasarkan *power* standar motor NEMA, maka dipilih *power* pengaduk yaitu sebesar 1,5 hP.

D. Menghitung Panas Masuk dan Panas Keluar

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{C}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \quad (42)$$

Table 4 Data Koefisien Kapasitas Panas Cairan

Komponen	A	B	C	D
Sikloheksanon oksim	-54,389	1,8697E+00	-4,0224E-03	3,3103E-06
Air	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
Sikloheksanon	68,641	8,67E-01	-2,28E-03	2,50E-06
Asam sulfat	26,004	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06
Kaprolaktam	31,964	1,25E+00	-2,53E-03	2,04E-06
Kaprolaktam sulfat	4,03	6,90E-01	2,06E-04	3,71E-06

Sumber: Yaws C.L., 1999

Sehingga dari data-data yang ada dapat dihitung panas yang masuk sebesar

1.047.723,6 kJ/jam dan panas yang keluar sebesar 1.098.066,1 kJ/jam

E. Menghitung Panas Reaksi

$$\Delta H_R = \Delta H_{R \text{ produk}} - \Delta H_{R \text{ reaktan}} \quad (43)$$

Table 5 Data Panas Pembentukan

Komponen	ΔH_R		Massa		n. ΔH_R kJ/jam
	kJ/mol	kJ/kmol	kg/jam	kmol/jam	
$C_6H_{10}(NOH)$	-194	-194.000	3.447,57	30,51	-5.918.834,10
H_2S_4	-813,989	-813.989	2930,13	29,90	-24.337.672,84
$(CH_2)_5CONH.H_2SO_4$	-1.025,85	-1.025.850	6.244,37	29,59	-30.359.179,79

$$n. \Delta H_R = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \quad (44)$$

$$= -303.591,79 - (-30.256.506,94)$$

$$= -102.672,86 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_R = \Delta H_{in} - \Delta H_{out} + (n. \Delta H_R) \quad (45)$$

$$= 1.047.732,57 - 1.098.066,11 + (-102.672,86)$$

$$= -153.015,39 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga diperoleh panas reaksi sebesar -153.015,39 kJ/jam. Tanda negatif pada panas reaksi menandakan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis.

F. Neraca Panas Total

Table 6 Neraca Panas Total

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q arus masuk	1.047.723,58	0
Q arus keluar	0	1.098.066,12
Q reaksi	153.015,39	0
Q pendingin	0	102.672,86
Total	1.200.738,97	1.200.738,97

G. Menentukan Kebutuhan Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah *cooling water* dengan suhu ($T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$ dan $T_{out} = 40^{\circ}\text{C}$)

Data yang didapat:

$$C_p \text{ air pada suhu } 30^{\circ}\text{C} = 4,191 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p \text{ air pada suhu } 45^{\circ}\text{C} = 4,202 \text{ kJ/kg}$$

Maka:

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T \quad (46)$$

$$\Delta H = \frac{63,09 \text{ kJ}}{\text{kg}}$$

Kebutuhan pendingin:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (47)$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H} \quad (48)$$

$$m = 1.627,40 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Sehingga kebutuhan air pendingin sebesar 1.627,40 kg/jam

H. Menghitung Luas Transfer Panas

Table 7 Suhu pada Reaktor

Komponen	$^{\circ}\text{C}$	K	$^{\circ}\text{F}$
Suhu fluida panas masuk reaktor	110	383	230
Suhu fluida panas keluar reaktor	110	383	230
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113

Table 8 Fluida Panas dan Fluida Dingin

	Fluida Panas, °F	Fluida Dingin, °F	ΔT, °F
1	230	113	117
2	230	86	144

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - T_1) - (T_1 - T_2)}{\ln \frac{(T_2 - T_1)}{(T_1 - T_2)}} \quad (49)$$

$$\Delta T_{LMTD} = 125,14^\circ\text{F}$$

Sehingga luas transfer panas:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \quad (50)$$

Berdasarkan tabel 8, Kern, hal. 840 maka dipilih nilai U_D untuk *heavy organics (hot)* dan *water (cold)* sebesar 15 Btu/ft².°F.jam. Sehingga diperoleh luas transfer panas sebesar 51,85 ft².

I. Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \text{Luas selimut reactor} + \text{Luas penampang bawah reactor} \quad (51)$$

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

$$A = 443,33 \text{ ft}^2$$

Luas transfer panas < luas selubung reactor, maka dipilih jaket pendingin.

J. Merancang Jaket Pendingin

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F} = 313,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = 15^\circ\text{C} = 59^\circ\text{F} = 283,15 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 37,5^\circ\text{C} = 99,5^\circ\text{F} = 308,15 \text{ K}$$

$$\text{Volume air pendingin} = \frac{m \text{ air pendingin}}{\rho \text{ air pendingin}} \quad (52)$$

$$= 1,63 \text{ m}^3$$

1. Menghitung Dimensi Jacket Pendingin

$$\text{Diameter jaket (D1)} = D_i + 2 t_h \quad (53)$$

$$= 2,7231 \text{ m}$$

$$= 107,2099 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi jaket (H)} = \text{Tinggi shell} \quad (54)$$

$$= 4,0957 \text{ m}$$

$$= 161,25 \text{ in}$$

Jarak jaket

$$= 10 \text{ in}$$

$$= 0,254 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D2)} = D_1 + 2 \text{ Jarak jaket} \quad (55)$$

$$= 3,2311 \text{ m}$$

$$= 127,2099 \text{ in}$$

$$\text{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \quad (56)$$

$$= 2,3744 \text{ m}^2$$

$$= 93,4819 \text{ in}^2$$

$$\text{Kecepatan air pendingin (v)} = V/A \quad (57)$$

$$= 0,6854 \text{ m/jam}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{H-1}{144} \times \rho_{\text{air}} \quad (58)$$

$$= 5,3895 \text{ psia}$$

P desain

$$= P_{\text{desain reactor}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 30,14 \text{ psia}$$

$$= 2,0509 \text{ atm}$$

$$\text{Tebal jaket (tj)} = \frac{P_{\text{desain}} \cdot D_2}{f \cdot E - 0,6 P_{\text{desain}}} + C \quad (59)$$

$$= 0,3802 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal standar yang ada, maka dipilih gage $\frac{1}{2}$ atau 0,5 in.

(Brownell, 1959)

2. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Menghitung koefisien transfer panas pada air dalam (hi).

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (60)$$

$$\text{Diameter reactor (Di)} = 8,8925 \text{ ft}$$

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = 77,9463 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas panas (Cp)} = 0,23 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\text{Diameter pengaduk (L)} = 2,9642 \text{ ft}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 5.918,3012 \text{ rph}$$

$$\text{Konduktivitas termal campuran (k)} = 0,00677 \text{ Btu/jam.ft}^2/\text{F}$$

$$\text{Viskositas campuran } (\mu) = 4,8529 \text{ lb/ft.jam}$$

Sehingga diperoleh nilai hi sebagai berikut:

$$h_i = 80.813.800.103,67 \text{ Btu/jam}^2.\text{F}$$

Menghitung koefisien koreksi perpindahan panas (hio)

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (61)$$

Diketahui:

$$ID = 106,71 \text{ in}$$

$$OD = 108 \text{ in}$$

$$h_i = 80.813.800.103,67 \text{ Btu/jam}^2.F$$

Sehingga diperoleh nilai h_i , yaitu:

$$h_i = 79.848.496.284,74 \text{ Btu/jam}^2.F$$

Menghitung nilai bilangan *Reynold*

$$Re = \frac{L^2.N.\rho}{\mu} \quad (62)$$

$$Re = 835.197,49$$

Sehingga berdasarkan pembacaan grafik pada buku *Kern*, hal. 718 diperoleh nilai *factor* transfer panas (j_H) sebesar 2000.

Menghitung koefisien transfer panas bagian luar (h_o)

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{Cp.\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (63)$$

Diketahui:

$$\text{Diameter ekuivalen (De)} = 9,9895 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai h_o , yaitu:

$$h_o = 7,38 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

3. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_c) dan *Designed overall coefficient* (U_d)

$$U_c = \frac{h_i.h_o}{h_i+h_o} \quad (64)$$

$$U_c = 7,3831 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.F}$$

Berdasarkan tabel 12 pada buku *Kern*, hal. 845 diperoleh nilai kekotoran (R_d) sebesar 0,002 untuk air pendingin.

$$\frac{1}{U_d} = R_d + \frac{1}{U_c} \quad (65)$$

$$Ud = 7,2757 \frac{Btu}{jamft^2F}$$

Berdasarkan nilai Ud diketahui bahwasannya Ud terhitung memenuhi

standar pada tabel untuk Ud *water heavy organics*, yaitu = $5 - 75 \frac{Btu}{jamft^2F}$

(Kern, 1965)

K. Optimasi Reaktor

Suhu operasi: 110°C

Komponen	BM	ρ	Umpan			Wi	Wi.
	(kg.kmol)	(kg.m3)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m3/jam)	%mol	ρ
$C_6H_{10}(NOH)$	113	826,8280	30,8956	3.491,2084	4,2224	0,4707	389,1779
$C_6H_{10}O$	98	865,9779	1,1018	107,9755	0,1247	0,0168	14,5359
H_2SO_4	98	1.726,5244	30,2777	2.967,2182	1,7186	0,4613	796,4009
H_2O	18	945,5925	3,3642	60,5555	0,0640	0,0513	48,4641
Total	327	4.364,9228	65,6394	6.626,9576	6,1297	1,0000	1.248,5788

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju Akumulasi

$$F_v \cdot C_{Ain} - F_v \cdot C_{Aout} + (-r_A)V = 0$$

$$F_v \cdot C_{Ain} - F_v \cdot C_{Aout} = (-r_A)V$$

$$F_v(C_{Ain} - C_{Aout}) = (-r_A)V$$

$$V = \frac{F_v(C_{Ain} - C_{Aout})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_v(C_{A0} - C_{A0}(1 - X_a))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_v(C_{A0} \cdot X_a)}{k \cdot C_A \cdot C_B}$$

Dari perhitungan yang sudah dilakukan maka dapat diperoleh nilai-nilai berikut:

$$Fa_0 = 30,90 \text{ kmol/jam}$$

$$Ca_0 = 5,0402 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cb_0 = 4,9395 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_a = 0,2520 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_b = 0,1512 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = 0,98$$

$$K = 198,72 \text{ m/kmol.jam}$$

$$X_a = 0,97$$

$$(-r_a) = 1,51E+03$$

$$V = 19,79 \text{ m}^3$$

$$T = 3,22 \text{ jam}$$

$$F_v = 6,1297 \text{ m}^3/\text{jam}$$

1) Mencari Konversi di Tiap Reaktor

$$V = 19,79 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,97$$

Jumlah Reaktor	V1 (m ³)	V2 (m ³)	V3 (m ³)	V4 (m ³)	V5 (m ³)
1	19,7877				
2	9,8938	9,8938			
3	6,5959	6,5959	6,5959		
4	4,9469	4,9469	4,9469	4,9469	
5	3,9575	3,9575	3,9575	3,9575	3,9575

Jumlah Reaktor	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	6,99441E-15	0,9700				
2	6,99441E-15	0,4850	0,9700			
3	6,88338E-15	0,3233	0,6467	0,9700		
4	6,93889E-15	0,2425	0,4850	0,7275	0,9700	
5	6,93889E-15	0,1940	0,3880	0,5820	0,7760	0,9700

Jumlah Reaktor	volume (m ³)	Vover desain (m ³)	V (gallon)	Harga (US \$)	Harga Total
1	19,7877	23,7452	5.227,3496	\$ 89.600	\$ 89.600
2	9,8938	11,8726	2.613,6748	\$ 62.100	\$ 124.200
3	6,5959	7,9151	1.742,4499	\$ 50.100	\$ 150.300
4	4,9469	5,9363	1.306,8374	\$ 43.000	\$ 172.000
5	3,9575	4,7490	1.045,4699	\$ 38.200	\$ 191.000

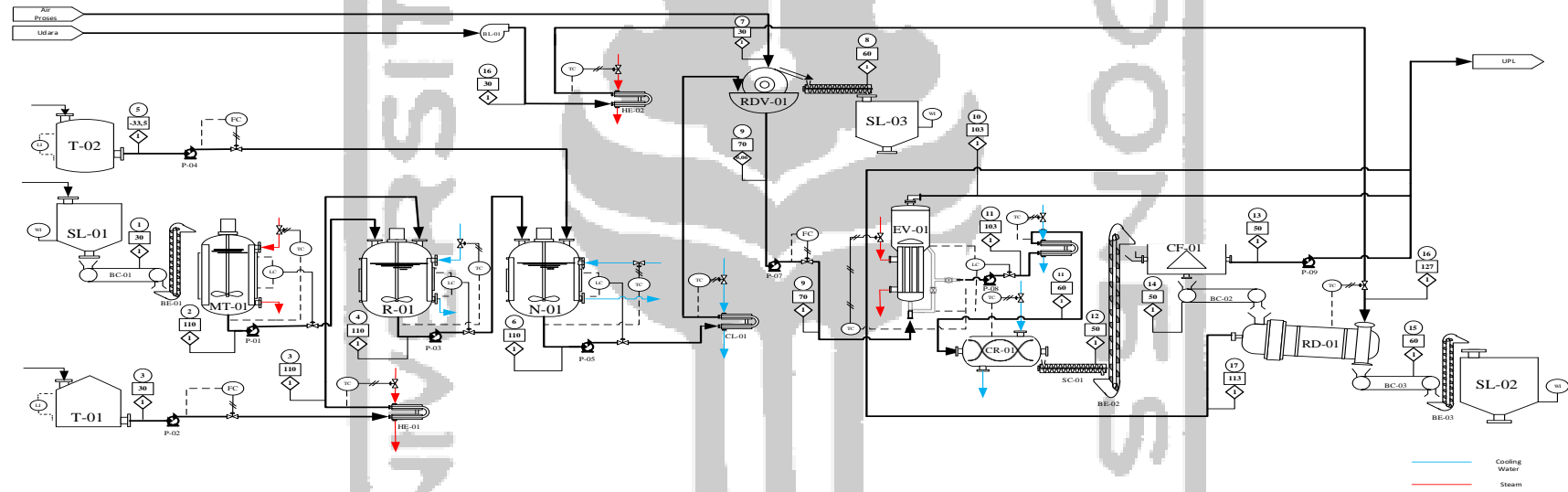
LAMPIRAN B

PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW SHEET


PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI SIKLOHEKSANON OKSIM DAN ASAM SULFAT

KAPASITAS PRODUKSI 27.000 TON/TAHUN



No	Komponen	Nomor arus (kg/jam)																
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
1	$C_6H_{11}NOH$	3491,21	3491,21	-	104,74	-	104,74	-	-	104,74	-	104,74	104,74	64,92	39,82	27,87	-	11,95
2	$C_6H_{10}O$	107,98	107,98	-	107,98	-	107,98	-	-	107,98	-	107,98	107,98	66,93	41,05	28,73	-	12,31
3	H_2SO_4	-	-	2967,22	30,28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4	H_2O	-	-	60,56	60,56	10,29	70,85	1033,18	938,42	165,60	115,92	49,68	49,68	30,79	18,89	11,33	-	7,55
5	$(CH_3)_2CONH_2.H_2SO_4$	-	-	-	-	6323,41	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	NH_3	-	-	-	-	1029,44	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	$C_6H_{11}NO$	-	-	-	-	3386,47	-	-	-	3386,47	-	3386,47	4,49	2,78	1,71	0,43	-	1,28
8	$(NH_4)_2SO_4$	-	-	-	-	3996,66	-	3996,66	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	$C_6H_{11}NO$ kristal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3381,99	-	3381,99	3340,90	-	41,09
10	Udara	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1767,74	1767,74	-
	Total	3599,18	3599,18	3027,77	6626,96	1039,74	7666,69	1033,18	4935,09	3764,79	115,92	3648,87	3648,87	165,42	3483,45	3409,27	8417,80	8491,98

Keterangan	
BC	Belt Conveyor
BL	Blower
BE	Bucket Elevator
CF	Centrifuge
CL	Cooler
CR	Crystallizer
EV	Evaporator
HE	Heater
MT	Melter
N	Neutralizer
P	Pompa
R	Reaktor
RDV	Rotary Drum Vacuum Filter
RD	Rotary Dryer
SL	Silo
T	Tangki
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
TC	Temperature Controller
WC	Weight Indicator
N	Nomor Arus
C	Suhu, C
atm	Tekanan, atm
Aliran Proses	Aliran Proses
Sinyal Pneumatik	Sinyal Pneumatik
Sinyal Elektrik	Sinyal Elektrik
Valve	Valve


 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 2023

PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI
 SIKLOHEKSANON OKSIM DAN ASAM SULFAT
 KAPASITAS PRODUKSI 27.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
 Ella Dwi Purnama (19521076)
 Usap Alfian Oktavia (19521094)

DOSEN PEMBIMBING:
 Dr. Arany Zulhanis, S.T., M.Eng

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN






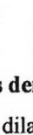

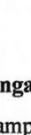
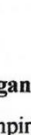





KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ussy Alfina Oktavia
No. Mahasiswa : 19521094
2. Nama Mahasiswa : Ella Dw Purnama
No. Mahasiswa : 19521076

Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI
SIKLOHEKSANON OKSIM DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	13 – 10 – 2022	Konsultasi judul tugas akhir prarancangan pabrik	
2.	23 – 10 – 2022	Konsultasi kapasitas pabrik	
3.	30 – 10 – 2022	Konsultasi kapasitas pabrik	
4.	11 – 11 – 2022	Konsultasi pemilihan reaksi	
5.	15 – 11 – 2022	Konsultasi spesifikasi bahan dan produk	
6.	28 – 11 – 2022	Konsultasi diagram alir kualitatif	
7.	05 – 12 – 2022	Konsultasi diagram alir kualitatif	
8.	21 – 12 – 2022	Konsultasi neraca massa	
9.	19 – 01 – 2023	Konsultasi neraca massa	
10.	26 – 01 – 2023	Konsultasi neraca massa	
11.	16 – 02 – 2023	Konsultasi neraca massa & diagram alir kuantitatif	
12.	22 – 03 – 2023	Konsultasi reaktor	
13.	28 – 03 – 2023	Konsultasi reaktor dan alat besar	
14.	04 – 04 – 2023	Konsultasi alat besar dan neraca panas	
15.			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 04 April 2023

Pembimbing,



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

***) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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












KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ussy Alfina Oktavia
No. Mahasiswa : 19521094
2. Nama Mahasiswa : Ella Dw Purnama
No. Mahasiswa : 19521076

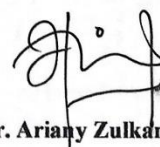
Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK KAPROLAKTAM DARI
SIKLOHEKSANON OKSIM DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 6 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10 - 05 - 2023	Konsultasi alat besar dan neraca panas	
2.	27 - 05 - 2023	Konsultasi alat penyimpanan, alat penukar panas dan pompa	
3.	06 - 06 - 2023	Konsultasi alat penyimpanan	
4.	13 - 06 - 2023	Konsultasi PEFD	
5.	20 - 06 - 2023	Konsultasi PEFD, layout pabrik dan layout mesin	
6.	27 - 06 - 2023	Konsultasi perancangan pabrik	
7.	07 - 07 - 2023	Konsultasi Naskah BAB 1, 2 dan 4	
8.	11 - 07 - 2023	Konsultasi utilitas	
9.	21 - 07 - 2023	Konsultasi utilitas dan evaluasi ekonomi	
10.	26 - 07 - 2023	Konsultasi evaluasi ekonomi	
11.	08 - 08 - 2023	Konsultasi ekonomi dan naskah full	
12.			
13.			
14.			
15.			

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 08 Agustus 2023
Pembimbing,


Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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