

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SULFAT
DARI HIDROGEN SULFIDA DENGAN KAPASITAS
150.000 TON / TAHUN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Chelley Arya Savitri

Nama : Rafika Fitri Nuryanti

NIM : 20521115

NIM : 20521154

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2024

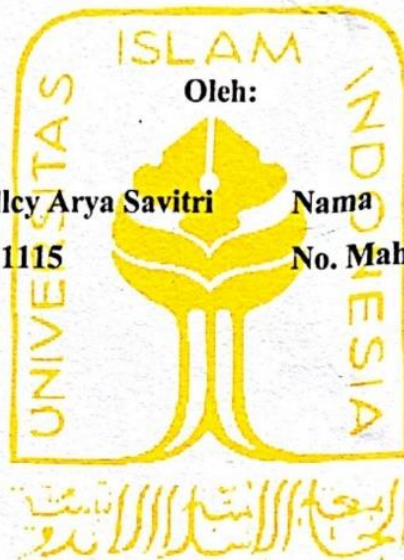
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SULFAT
DARI HIDROGEN SULFIDA DENGAN KAPASITAS
150.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Nama : Chelley Arya Savitri
No. Mahasiswa : 20521115

Nama : Rafika Fitri Nuryanti
No. Mahasiswa : 20521154



Yogyakarta, 21 Maret 2025

Pembimbing,

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

NIP. 165210101

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SULFAT DARI HIDROGEN SULFIDA
DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Chelley Arya Savitri
Nim : 20521115

Nama : Rafika Fitri Nuryanti
Nim : 20521154

Yogyakarta, 21 Maret 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td.Tangan



Chelley Arya Savitri
Nim. 20521115

Td.tangan



Rafika Fitri Nuryanti
Nim.20521154

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SULFAT DARI HIDROGEN
SULFIDA DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Chelley Arya Savitri

Nama : Rafika Fitri Nuryanti

NIM : 20521115

NIM : 20521154

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

Yogyakarta, 21 Mei 2025

Tim Penguji,

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

Ketua

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

Anggota I

Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng

Anggota II



 21/5/25

 21/5/25

 21/5/25



Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia


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

NIP. 995200445

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW.

Tugas akhir pra rancangan pabrik dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Asam Sulfat dari Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas 150.000 Ton/Tahun” disusun atas dasar sebagai penerapan ilmu teknik kimia yang telah ditempuh selama jenjang perkuliahan, serta merupakan sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penyusunan tugas akhir ini penulis menyadari bahwa telah mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan hingga dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua yang senantiasa memberikan do'a, motivasi, dan dorongan selama menempuh pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan bimbingan dan arahannya dalam penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.
6. Seluruh teman-teman yang telah memberikan dukungan dan semangat serta pihak-pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu dalam membantu penyusunan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan tugas akhir ini masih terdapat banyak kekurangan, untuk itu saran dan kritik yang bersifat membangun sangat diharapkan untuk memperbaiki penyusunan di masa mendatang. Akhir kata, semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi banyak pihak.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 04 April 2025

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Teruntuk mereka yang selalu menyayangi, mendo'akan, dan menjadi motivasi terbesar dalam hidup; Bapak Subaryanto dan Mama Nurdjannah selaku orang tua saya, terima kasih atas segala pemenuhan kebutuhan baik secara moril dan materil. Gelar dan posisi yang saya raih tidak akan ada mengiringi nama saya jika bukan karena apa yang telah Mama dan Bapak berikan. Terima kasih telah menciptakan lingkungan keluarga yang memprioritaskan pendidikan bagi anak-anaknya, semoga dengan apa yang kalian tanam dapat memberikan banyak harapan bahwa pendidikan akan menjadi kunci untuk membuka segala kemungkinan. Saudaraku, Mas Ega dan Mas Fiqih yang galak dan lawak dan senantiasa berkontribusi dalam memberikan beberapa fasilitas untuk mendukung perkuliahan *even though we're actually Tom and Jerry*.

Terima kasih untuk partner tugas akhir saya, Chellcy Arya Savitri yang telah berjuang sama-sama untuk menyelesaikan tugas ini. Serta seluruh lingkungan teman-teman saya yang baik dan telah memberikan semangat bahkan sumber kebahagiaan.

Thank u to mas andika for ur patience, ur understanding my struggles and celebrating my achievements even that's big or small. I'm grateful for every moment we share and i look forward to the many more more more to come.

Yogyakarta, 04 April 2025

Rafika Fitri Nuryanti

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan untuk :

Orang tua saya yang selalu mencintai, menjadi motivasi dan mendoakan saya dalam hidup saya

Bapak Hudoyo Ariyo Tejo dan Ibu July Ariyati.

Saudara saya yang galak tapi perhatian yaitu

Devina, Rere, Vira

Dosen pembimbing Tugas Akhir saya yang selalu memberikan waktu luang untuk dapat melakukan bimbingan yaitu

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

Dosen pembimbing penelitian saya yaitu

Bapak Sholeh Ma,mun.

Partner Tugas Akhir saya yang telah berjuang sama-sama untuk menyelesaikan tugas ini yaitu

Rafika Fitri Nuryanti

Sahabat saya dari SMP, SMA, kuliah yaitu

Noor Azzizah Intani, Della, Yuanda Septiana Pratiwi

Yogyakarta, 04 April 2025

Chellcy Arya Savitri

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN.....	xviii
ABSTRAK	xx
BAB I PENDAHULUAN.....	22
1.1 Latar Belakang	22
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	24
1.2.1 Produksi Asam Sulfat.....	24
1.2.2 Perkembangan Impor Asam Sulfat.....	25
1.2.3 Perkembangan Ekspor Asam Sulfat	26
1.2.4 Perkembangan Konsumsi Asam Sulfat	28
1.3 Tinjauan Pustaka	30
1.3.1 Hidrogen Sulfida.....	30
1.3.2 Asam Sulfat.....	31
1.3.3 Pemilihan Proses.....	32
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	41
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	41
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	47
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	51
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	51
2.2 Pengendalian Kualitas	54
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	55

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	55
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk	57
BAB III PERANCANGAN PROSES	58
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	58
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	58
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	59
3.2 Uraian Proses	60
3.2.1 Persiapan Bahan Baku	60
3.2.2 Pembentukan Produk	61
3.2.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk	62
3.3 Spesifikasi Alat	63
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	63
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung	64
3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpan Bahan	72
3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi	74
3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas	76
3.4 Neraca Massa	87
3.4.1 Neraca Massa Total	87
3.4.2 Neraca Massa Alat	87
3.5 Neraca Panas	90
3.5.1 Neraca Panas Total	90
3.5.2 Neraca Panas Alat	91
BAB IV PERANCANGAN PROSES	98
4.1 Lokasi Pabrik	98
4.1.1 Faktor Primer	99
4.1.2 Faktor Sekunder	101
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	103
4.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	109
4.4 Organisasi Perusahaan	112
BAB V UTILITAS	130
5.1 Unit Penyediaan serta Pengolahan Air dan <i>Downtherm</i>	130

5.1.1 Penyediaan Air	131
5.1.2 Penyediaan <i>Downtherm</i>	137
5.1.3 Pengolahan Air.....	137
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam (Steam Generation System)</i>	143
5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	144
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan (<i>Instrument Air System</i>)	146
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	146
5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	147
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	149
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	161
6.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	162
6.2 Dasar Perhitungan	166
6.3 Perhitungan Biaya	167
6.3.1 <i>Capital Investment</i>	167
6.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	168
6.3.3 <i>General Expenses</i>	170
6.4 Analisa Keuntungan	172
6.5 Analisa Kelayakan.....	173
6.5.1 <i>Return on Investment (ROI)</i>	173
6.5.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	174
6.5.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	174
6.5.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	177
6.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	177
6.6 Analisa Resiko Pabrik	178
BAB VII PENUTUP.....	181
7.1 Kesimpulan.....	181
7.2 Saran.....	183
DAFTAR PUSTAKA.....	184

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Daftar Perusahaan Produksi Asam Sulfat di Indonesia.....	24
Tabel 1.2	Data Impor Asam Sulfat.....	25
Tabel 1.3	Data Impor Asam Sulfat Berdasarkan Nilai Rata-rata Pertumbuhan.	25
Tabel 1.4	Data Impor Asam Sulfat untuk Tahun Mendatang.....	26
Tabel 1.5	Data Ekspor Asam Sulfat	27
Tabel 1.6	Data Konsumsi Asam Sulfat	28
Tabel 1.7	Perbandingan Proses Pembuatan Asam Sulfat Metode WSA	40
Tabel 1.8	Harga Entalpi dan Energi Gibbs.....	42
Tabel 2.1	Komposisi Bahan Baku dan Produk.....	52
Tabel 2.2	Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Penunjang.....	52
Tabel 2.3	Spesifikasi Produk.....	53
Tabel 2.4	Identifikasi Hazard pada Bahan Baku dan Produk.....	53
Tabel 3.1	Spesifikasi Reaktor.....	63
Tabel 3.2	Spesifikasi <i>Furnace</i>	64
Tabel 3.3	Spesifikasi <i>Condensor</i>	65
Tabel 3.4	Spesifikasi <i>Separator</i>	66
Tabel 3.5	Spesifikasi <i>Evaporator Effect I (E-01)</i>	66
Tabel 3.6	Spesifikasi <i>Evaporator Effect II (E-02)</i>	68
Tabel 3.7	Spesifikasi <i>Evaporator Effect III (E-03)</i>	69
Tabel 3.8	Spesifikasi <i>Expansion Valve (EV-01)</i>	70
Tabel 3.9	Spesifikasi <i>Expansion Valve (EV-02)</i>	71
Tabel 3.10	Spesifikasi <i>Expansion Valve (EV-03)</i>	72
Tabel 3.11	Spesifikasi Tangki Bahan Baku.....	72
Tabel 3.12	Spesifikasi Tangki Produk.....	73
Tabel 3.13	Spesifikasi Kompresor	74
Tabel 3.14	Spesifikasi <i>Blower</i>	74
Tabel 3.15	Spesifikasi Pompa	75
Tabel 3.16	Spesifikasi <i>Heat Exchanger (HE-01)</i>	76
Tabel 3.17	Spesifikasi <i>Heat Exchanger (HE-02)</i>	77

Tabel 3.18	Spesifikasi <i>Extra Cooler (EC-01)</i>	78
Tabel 3.19	Spesifikasi <i>Extra Cooler (EC-02)</i>	79
Tabel 3.20	Spesifikasi <i>Cooler (C-01)</i>	80
Tabel 3.21	Spesifikasi <i>Cooler (C-02)</i>	81
Tabel 3.22	Spesifikasi <i>Cooler (C-03)</i>	82
Tabel 3.23	Spesifikasi <i>Cooler (C-04)</i>	83
Tabel 3.24	Spesifikasi <i>Cooler (C-05)</i>	84
Tabel 3.25	Spesifikasi <i>Cooler (C-06)</i>	85
Tabel 3.26	Spesifikasi <i>Cooler (C-07)</i>	86
Tabel 3.27	Neraca Massa Total	87
Tabel 3.28	Neraca Massa <i>Furnace (F-01)</i>	87
Tabel 3.29	Neraca Massa Reaktor (R-01).....	88
Tabel 3.30	Neraca Massa <i>Condensor (CD-01)</i>	88
Tabel 3.31	Neraca Massa <i>Separator (S-01)</i>	89
Tabel 3.32	Neraca Massa <i>Evaporator (E-01)</i>	89
Tabel 3.33	Neraca Massa <i>Evaporator (E-02)</i>	90
Tabel 3.34	Neraca Massa <i>Evaporator (E-03)</i>	90
Tabel 3.35	Neraca Panas Total	90
Tabel 3.36	Neraca Panas <i>Heat Exchanger (HE-01)</i>	91
Tabel 3.37	Neraca Panas <i>Heat Exchanger (HE-02)</i>	92
Tabel 3.38	Neraca Panas <i>Furnace (F-01)</i>	92
Tabel 3.39	Neraca Panas <i>Cooler (C-01)</i>	92
Tabel 3.40	Neraca Panas Reaktor (R-01).....	93
Tabel 3.41	Neraca Panas <i>Extra Cooler (EC-01)</i>	93
Tabel 3.42	Neraca Panas <i>Extra Cooler (EC-02)</i>	93
Tabel 3.43	Neraca Panas <i>Cooler (C-02)</i>	94
Tabel 3.44	Neraca Panas <i>Condensor (CD-01)</i>	94
Tabel 3.45	Neraca Panas <i>Separator (S-01)</i>	94
Tabel 3.46	Neraca Panas <i>Cooler (C-03)</i>	95
Tabel 3.47	Neraca Panas <i>Cooler (C-04)</i>	95
Tabel 3.48	Neraca Panas <i>Cooler (C-05)</i>	95

Tabel 3.49	Neraca Panas <i>Evaporator (E-01)</i>	96
Tabel 3.50	Neraca Panas <i>Evaporator (E-02)</i>	96
Tabel 3.51	Neraca Panas <i>Evaporator (E-03)</i>	96
Tabel 3.52	Neraca Panas <i>Cooler (C-06)</i>	97
Tabel 3.53	Neraca Panas <i>Cooler (C-07)</i>	97
Tabel 4.1	Perincian Luas Tanah dan Bangunan	107
Tabel 4.2	Perincian Penggolongan Jabatan	121
Tabel 4.3	Jumlah dan Gaji Karyawan	122
Tabel 4.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan <i>Non-Shift</i>	125
Tabel 4.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan <i>Shift</i>	125
Tabel 4.6	Jadwal <i>Shift</i> Karyawan	126
Tabel 5.1	Kebutuhan Air Domestik	133
Tabel 5.2	Kebutuhan Air Pendingin	134
Tabel 5.3	Kebutuhan <i>Steam</i>	135
Tabel 5.4	Kebutuhan <i>Service Water</i>	136
Tabel 5.5	Kebutuhan <i>Downtherm A</i>	137
Tabel 5.6	Kebutuhan Listrik Alat Proses	144
Tabel 5.7	Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	145
Tabel 5.8	Kebutuhan Listrik Pabrik	146
Tabel 5.9	Spesifikasi Pompa Utilitas	149
Tabel 5.10	Spesifikasi Bak Utilitas	153
Tabel 5.11	Spesifikasi Tangki Utilitas	154
Tabel 5.12	Spesifikasi <i>Screener (FU-01)</i>	156
Tabel 5.13	Spesifikasi <i>Sand Filter (FU-02)</i>	156
Tabel 5.14	Spesifikasi <i>Cooling Tower (CT-01)</i>	157
Tabel 5.15	Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i>	157
Tabel 5.16	Spesifikasi <i>Downtherm Generation</i>	158
Tabel 5.17	Spesifikasi Deaerator (De-01)	158
Tabel 5.18	Spesifikasi <i>Boiler (Bo-01)</i>	159
Tabel 6.1	Harga Alat Proses Tahun 2029	163
Tabel 6.2	Harga Alat Utilitas Tahun 2029	164

Tabel 6.3	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	167
Tabel 6.4	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	168
Tabel 6.5	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	168
Tabel 6.6	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	169
Tabel 6.7	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	169
Tabel 6.8	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	170
Tabel 6.9	<i>Total Manufacturing Cost</i>	170
Tabel 6.10	<i>Total General Expense</i>	172
Tabel 6.11	<i>Total Production Cost</i>	172
Tabel 6.12	<i>Annual Fixed Cost</i>	175
Tabel 6.13	<i>Annual Sales Value</i>	175
Tabel 6.14	<i>Annual Regulated Expenses</i>	175
Tabel 6.15	<i>Annual Variable Value</i>	176

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Ekspor Asam Sulfat di Indonesia.....	27
Gambar 1.2	Grafik Konsumsi Asam Sulfat di Indonesia.....	28
Gambar 1.4	Proses 1 Metode WSA Produksi Asam Sulfat.....	35
Gambar 1.5	Proses 2 Metode WSA Produksi Asam Sulfat.....	37
Gambar 1.6	Proses 3 Metode WSA Produksi Asam Sulfat.....	39
Gambar 3.1	Diagram Alir Kualitatif	58
Gambar 3.2	Diagram Alir Kuantitatif	59
Gambar 4.1	Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Asam Sulfat.....	98
Gambar 4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>) Skala 1:2000	109
Gambar 4.3	Tata Letak Proses Skala 1:500	112
Gambar 4.4	Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Unit Asam Sulfat	114
Gambar 5.1	Diagram Alir Unit Utilitas.....	160
Gambar 6.1	Grafik Indeks Harga Alat	162
Gambar 6.2	Grafik Evaluasi Ekonomi	180

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	Perancangan Reaktor	187
LAMPIRAN B	<i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>	203
LAMPIRAN C	Kartu Konsultasi Bimbingan.....	205

DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
D	: Diameter, m
r	: Jari-jari, in
H	: Tinggi, m
Z	: Tinggi <i>bed reactor</i> , m
A	: Luas penampang, m ²
V	: Volume, m ³
M	: Massa, kg
K	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
X	: Konversi, %
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
ΔP	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
P	: <i>Power motor</i> , HP
E	: Efisiensi sambungan

C : *Corrosion allowance*
 f : *Allowable stress, psia*
 i_{cr} : *Jari-jari sudut dalam, in*
 sg : *Specific gravity*
 R_d : *Faktor pengotor*
 p : *Panjang, m*
 l : *Lebar, m*
 N_t : *Number of Tube*
 ϵ : *Porosity catalyst*
 G_t : *Superficial mass velocity, kg/m².jam*

ABSTRAK

Sektor industri menjadi salah satu sektor yang mengalami kenaikan setiap tahunnya khususnya di dalam negeri, permintaan dan kegiatan impor semakin meningkat terkait asam sulfat, untuk itu perlu adanya pemenuhan asam sulfat dalam hal ini dapat sebagai sektor penggerak perekonomian nasional. Asam sulfat merupakan golongan asam mineral kuat yang memiliki manfaat untuk pengolahan minyak bumi, pemurnian logam, industri baterai, dan industri lainnya. Pabrik asam sulfat berencana akan didirikan di Musi Banyuasin, Sumatera Selatan dengan kapasitas 150.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Produksi asam sulfat menggunakan metode *Wet Sulfuric Acid (WSA)* dan bahan baku gas H_2S dengan bantuan katalis V_2O_5 . Proses pembuatan asam sulfat menggunakan *fixed bed catalytic reactor* yang terdiri atas 3 tahap yaitu tahap persiapan bahan baku, pembentukan produk dengan kondisi suhu $425^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm, serta pemisahan dan pemurnian produk melalui pendinginan dan penguapan. Pabrik asam sulfat memiliki beberapa unit pada utilitas diantaranya unit penyediaan pengolahan air, penyediaan *steam*, *downtherm generation*, dan instrumen lainnya sebagai penunjang operasional pabrik. Pabrik ini digolongkan *low risk* atas pertimbangan dari karakteristik dan penggunaan bahan baku serta cukup banyak pabrik asam sulfat yang telah berdiri. Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang didapatkan bahwa nilai *Return on Investment (ROI)* setelah pajak sebesar 20,84%; *Shut Down Point (SDP)* sebesar 35,18%; *Break Even Point (BEP)* sebesar 53,16%; *Pay Out Point (POT)* pajak yaitu 3,4 tahun; serta total *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 19,92%. Dari beberapa parameter dan peninjauan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik asam sulfat ini layak untuk didirikan.

Kata kunci: Asam Sulfat, Hidrogen Sulfida, *Wet Sulfuric Acid (WSA)*, *Fixed Bed Catalytic Reactor*

ABSTRACT

The industrial sector is one of the sectors that has increased every year, especially in the country, demand and import activities are increasing related to sulfuric acid, for this reason it is necessary to fulfill sulfuric acid in this case as a driving sector of the national economy. Sulfuric acid is a class of strong mineral acids that have benefits for petroleum processing, metal refining, the battery industry, and other industries. The sulfuric acid plant plans to be established in Musi Banyuasin, South Sumatra with a capacity of 150,000 tons/year operating for 330 days a year. Sulfuric acid production uses the Wet Sulfuric Acid (WSA) method and H_2S gas as raw material with the help of V_2O_5 catalyst. The process of making sulfuric acid uses a fixed bed catalytic reactor which consists of 3 stages, namely the preparation of raw materials, the formation of products under conditions of 500 °C and 1 atm pressure, as well as separation and purification of products through cooling and evaporation. The sulfuric acid plant has several units in utilities including water treatment supply units, steam supply, downtherm generation, and other instruments to support plant operations. This plant is classified as low risk on consideration of the characteristics and use of raw materials and quite a lot of sulfuric acid plants that have been established. Based on the results of the economic analysis obtained, the Return on Investment (ROI) value after tax is 20.84%; Shut Down Point (SDP) is 35.18%; Break Even Point (BEP) of 53.16%; Pay Out Point (POT) tax is 3.4 years; and the total Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 19.92%. From several parameters and reviews, it can be concluded that this sulfuric acid factory is feasible to be established.

Keywords: Sulfuric Acid, Hydrogen Sulfide, Wet Sulfuric Acid (WSA), Fixed Bed Catalytic Reactor

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri kimia merupakan salah satu industri yang memiliki peranan penting dalam pembangunan negara. Berdasarkan aspek kuantitas dan kualitasnya, perkembangan berbagai macam industri kimia di Indonesia terus mengalami peningkatan termasuk faktor dari berjalannya waktu. Hal ini menimbulkan pesatnya permintaan konsumen terhadap komoditas industri, sehingga kebutuhan akan bahan baku dan bahan pendukung semakin tinggi.

Asam sulfat merupakan bahan pendukung yang esensial dan serbaguna pada industri kimia. Kegunaan asam sulfat di Indonesia sebagian besar mencakup produksi pupuk seperti pembuatan asam fosfat dan ammonium fosfat, pengolahan minyak bumi, pemurnian logam, farmasi, industri baterai, kertas, dan masih banyak industri lainnya.

Salah satu bahan baku utama dalam pembuatan asam sulfat adalah sulfur, saat ini Indonesia masih bergantung pada importir sulfur yang dapat menyebabkan besarnya pengeluaran biaya, oleh karena itu hidrogen sulfida (H_2S) sebagai bahan pengganti sulfur atau belerang dapat menjadi alternatif dalam pembuatan asam sulfat. Hidrogen sulfida merupakan gas buang (*flue gas*) dari produk samping proses industri termasuk penyulingan minyak bumi dan gas alam yang diproduksi secara alami oleh pembusukan bahan organik yang merupakan hasil dari pelepasan lumpur limbah maupun gas alam, oleh karena itu gas ini dapat menimbulkan pencemaran lingkungan apabila dibuang ke udara.

Asam sulfat memegang peranan penting dalam memenuhi permintaan global. Tidak bisa dipungkiri bahwa kebutuhan akan asam sulfat semakin tinggi seiring dengan perkembangan industri di Indonesia, sedangkan produksi asam sulfat di Indonesia sendiri belum mencukupi untuk memenuhi kebutuhan asam sulfat, sehingga Indonesia masih bergantung pada impor dari beberapa negara lain seperti Korea, Filipina, dan Jepang (UN Comtrade Database, 2020).

Dalam upaya untuk memaksimalkan potensi industri asam sulfat dengan meningkatkan efisiensi dan produktivitas diharapkan dalam prospek kedepan dapat mengimbangi kebutuhan asam sulfat dalam negeri yang terus bertambah. Selain pertimbangan tersebut, beberapa hal yang menjadi pertimbangan perihal pentingnya mendirikan pabrik asam sulfat di Indonesia antara lain:

- a. Mendorong perkembangan industri di Indonesia dengan berdirinya industri hilir yang menggunakan asam sulfat sebagai bahan bakunya.
- b. Memastikan kebutuhan asam sulfat di Indonesia tercukupi sehingga dapat meminimalkan ketergantungan terhadap impor.
- c. Mendukung pembangunan pada sektor perekonomian negara dengan meningkatkan kapasitas produksi dan devisa negara.
- d. Menciptakan lapangan pekerjaan dan dapat menyokong pembangunan ekonomi di berbagai daerah.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

1.2.1 Produksi Asam Sulfat

Terdapat beberapa perusahaan di Indonesia yang terlibat dalam produksi asam sulfat. Adapun perusahaan yang memproduksi asam sulfat di Indonesia beserta kapasitasnya dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Daftar Perusahaan Produksi Asam Sulfat di Indonesia

No	Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT Budi Acid Jaya	60.000
2	PT Utama Inti Hasil Kimia Industri	65.000
3	PT Mahkota Indonesia	81.000
4	PT <i>Indonesian Acid Industry</i>	82.500
5	PT Jordan Abadi	600.000
6	PT Smelting	920.000
7	PT Petrokimia Gresik	1.170.000

Sumber: sulphuricacid.com

Produksi asam sulfat diperkirakan akan terus bertambah, didorong oleh berkembangnya industri lain yang berkaitan dengan penggunaan asam sulfat sebagai bahan baku, juga permintaan dalam negeri yang meningkat. Disamping itu, tantangan yang akan datang dalam mendirikan pabrik asam sulfat juga perlu diperhatikan, beberapa diantaranya mungkin dapat terjadi ketidakstabilan biaya input, adanya persaingan yang cukup kompetitif, dan peraturan dalam penanggulangan lingkungan.

1.2.2 Perkembangan Impor Asam Sulfat

Menurut data impor asam sulfat dari Badan Pusat Statistik Indonesia dari tahun 2016 sampai tahun 2021 diperoleh sebagai berikut.

Tabel 1.2 Data Impor Asam Sulfat

Tahun Ke-	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	2016	494.713,83
2	2017	316.548,58
3	2018	491.373,93
4	2019	399.945,45
5	2020	144.054,60
6	2021	230.467,11

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan data impor pada Tabel 1.2 dapat ditinjau bahwa keberadaan industri di Indonesia membutuhkan asam sulfat dari luar negeri untuk mencapai kebutuhan bahan baku dalam negeri. Dalam menentukan data impor di tahun mendatang yaitu dengan menggunakan prosentase pertumbuhan berikut ini:

$$\% \text{ Pertumbuhan} = \frac{(\text{konsumsi tahun } n) - (\text{konsumsi tahun } n-1)}{\text{konsumsi tahun } n-1} \times 100\% \quad (1.1)$$

Tabel 1.3 Data Impor Asam Sulfat Berdasarkan Nilai Rata-rata Pertumbuhan

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)	Pertumbuhan Rata-rata
2016	494.713,83	
2017	316.548,58	-0,3601
2018	491.373,93	0,5523
2019	399.945,45	-0,1861
2020	144.054,60	-0,6398
2021	230.467,11	0,5998
Rata-rata		-0,0068

Didapatkan hasil dari rata-rata pertumbuhan yaitu sebesar -0,677% per tahun. Dengan demikian diproyeksikan bahwa kebutuhan impor pada tahun yang akan datang yakni terdapat pada Tabel 1.4 berikut ini.

Tabel 1.4 Data Impor Asam Sulfat untuk Tahun Mendatang

No	Tahun	Kebutuhan Impor (Ton/Tahun)
1	2016	494.713,83
2	2017	491.362,25
3	2018	488.033,38
4	2019	484.727,06
5	2020	481.443,14
6	2021	478.181,47
7	2022	474.941,89
8	2023	471.724,26
9	2024	468.528,44
10	2025	465.354,26
11	2026	462.201,58
12	2027	450.070,27
13	2028	455.960,17
14	2029	452.871,14

Berdasarkan perhitungan yang diperoleh dari pendekatan nilai prosentase rata-rata pertumbuhan, maka diprediksikan bahwa kebutuhan impor asam sulfat pada tahun 2029 yaitu sebesar 452.871,14 ton/tahun.

1.2.3 Perkembangan Ekspor Asam Sulfat

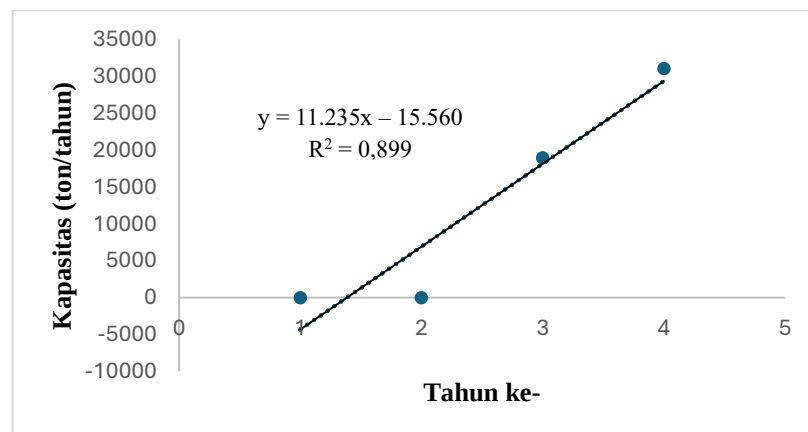
Menurut data ekspor asam sulfat dari Badan Pusat Statistik Indonesia dari tahun 2017 sampai tahun 2020 diperoleh sebagai berikut.

Tabel 1.5 Data Ekspor Asam Sulfat

Tahun Ke-	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	2017	0,03
2	2018	0,01
3	2019	18.995,49
4	2020	31.119,68

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan data ekspor pada Tabel 1.5 dapat ditinjau bahwa keberadaan industri di Indonesia dapat melakukan ekspor ke luar negeri. Hasil dari regresi data ekspor asam sulfat di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1 yaitu grafik hubungan antara kapasitas ekspor dan tahun ekspor asam sulfat.



Gambar 1.1 Grafik Ekspor Asam Sulfat di Indonesia

Perkiraan ekspor asam sulfat di Indonesia di tahun mendatang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 11.235x - 15.560 \quad (1.2)$$

Dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai kebutuhan ekspor asam sulfat. Pabrik asam sulfat diproyeksikan akan didirikan pada tahun 2029, maka dapat diketahui kebutuhan ekspor asam sulfat pada tahun 2029 adalah:

$$y = 11.235x - 15.560$$

$$y = 11.235 (13) - 15.560$$

$$y = 130.495 \text{ ton/tahun}$$

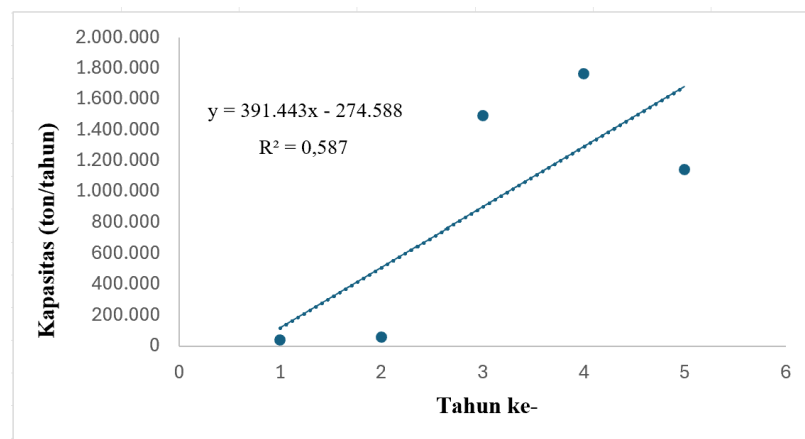
1.2.4 Perkembangan Konsumsi Asam Sulfat

Menurut data statistik industri manufaktur bahan baku yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik terkait kebutuhan asam sulfat di Indonesia cenderung mengalami fluktuatif. Adapun data konsumsi asam sulfat di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Data Konsumsi Asam Sulfat

Tahun Ke-	Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	2017	39.700
2	2018	57.227
3	2019	1.493.726
4	2020	1.765.050
5	2021	1.143.005

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024



Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Asam Sulfat di Indonesia

Proyeksi konsumsi asam sulfat di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 391.443x - 274.588 \quad (1.3)$$

Dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai kebutuhan konsumsi asam sulfat. Pabrik asam sulfat diproyeksikan akan didirikan pada tahun 2029, maka dapat diketahui kebutuhan konsumsi asam sulfat pada tahun 2029 adalah:

$$y = 391.443x - 274.588$$

$$y = 391.443 (13) - 274.588$$

$$y = 4.814.171 \text{ ton/tahun}$$

Penentuan kapasitas berdasarkan data ekspor, impor, produksi, dan konsumsi yang telah diperoleh dapat ditentukan nilai peluang produksi asam sulfat dengan menggunakan persamaan berikut:

$$Demand = Ekspor + Konsumsi \quad (1.4)$$

$$= (130.495 + 4.814.171) \text{ ton/tahun}$$

$$= 4.944.666 \text{ ton/tahun}$$

$$Supply = Impor + Produksi \quad (1.5)$$

$$= (452.871 + 2.978.500) \text{ ton/tahun}$$

$$= 3.431.371 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Peluang Kapasitas} = \text{Demand} - \text{Supply} \quad (1.6)$$

$$= (4.944.666 - 3.431.371) \text{ ton/tahun}$$

$$= 1.513.295 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil dari perhitungan peluang kapasitas yang diperoleh dan rentang kapasitas pabrik asam sulfat yang telah berdiri di Indonesia yaitu 60.000 ton/tahun sampai dengan 1.170.000 ton/tahun, maka ditentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan sebesar 150.000 ton/tahun diambil sekitar 10% dari hasil peluang kapasitas yaitu 1.513.295 ton/tahun serta atas pertimbangan bahwasannya kapasitas konsumsi asam sulfat di Indonesia cenderung meningkat dan cukupnya ketersediaan bahan baku dalam negeri dapat memenuhi kebutuhan asam sulfat di Indonesia. Dengan demikian Indonesia dapat memegang peluang yang cukup karena memiliki potensi pasar untuk komoditas industri asam sulfat.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Hidrogen Sulfida

Hidrogen sulfida (H_2S) atau dikenal juga sebagai asam sulfida adalah suatu senyawa kimia dalam fase gas yang memiliki sifat beracun dan beberapa karakteristiknya sangat mudah terbakar dan memiliki bau tidak sedap (telur busuk) namun tidak berwarna. Gas H_2S dapat menyebabkan pencemaran dan bau yang ditimbulkan juga dapat menjadikan penyebab gangguan secara fisik, psikologis, sosial, bahkan perilaku stress terhadap makhluk hidup terutama manusia (Blanes Vidal, 2012). Beberapa penelitian telah banyak dilakukan di banyak negara termasuk Indonesia mengenai paparan H_2S ke lingkungan dan

dampaknya terhadap kualitas kesehatan. Konsentrasi yang dihasilkan oleh H_2S dapat berakibat fatal apabila mencapai 500 s.d 1000 ppm, jika konsentrasi yang dihasilkan di bawah nilai tersebut tetap akan menimbulkan dampak buruk seperti gangguan pernapasan (Doujaiji, 2010).

1.3.2 Asam Sulfat

Asam sulfat (H_2SO_4) merupakan suatu cairan yang masuk ke dalam golongan asam mineral dan dapat membentuk ion hidrogen (H^+) apabila kontak dengan air serta memiliki sifat yang sangat kuat dan berbahaya. Beberapa karakteristik yang dimiliki yaitu korosif, tidak berwarna, tidak berbau, sangat relatif dan bersifat higroskopis. Asam sulfat umumnya diproduksi dengan menggunakan sulfur trioksida (SO_3) dan air (H_2O) dengan melibatkan penggunaan katalis seperti Pt, V_2O_5 , Fe_2O_3 , Mn_3O_4 , NO, dan NO_2 . Sifat lain yang dimiliki asam sulfat yaitu dapat menjadi oksidator sehingga saat bereaksi dengan zat organik maupun non-organik dapat melepaskan energi panas. Asam sulfat dapat digunakan di berbagai bidang industri, diantaranya adalah:

- a. Asam sulfat dapat digunakan sebagai bahan pewarna.
- b. Asam sulfat pada laboratorium dapat digunakan sebagai *chemical reagent*.
- c. Asam sulfat pada pengolahan logam dapat digunakan sebagai *cleaning* sebelum logam proses *plating*.
- d. Asam sulfat dapat digunakan sebagai bahan peledak, cat, dan semi konduktor.
- e. Asam sulfat dapat digunakan sebagai pembuatan pupuk
- f. Asam sulfat dapat digunakan pada proses farmasi.

g. Asam sulfat dapat digunakan pada pembuatan kertas maupun *pulp*.

1.3.3 Pemilihan Proses

Dalam pembuatan asam sulfat dapat dilakukan melalui beberapa macam proses, diantaranya ialah:

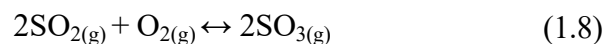
a. Proses Kontak

Seorang negarawan Inggris, Peregrine Philips menemukan pertama kalinya proses kontak pada tahun 1831, dimana proses ini dilakukan dengan cara melewati gabungan dari sulfur dioksida dan udara terhadap katalisnya, lalu kandungan sulfur trioksida terabsorpsi pada asam sulfat sekitar 98,5 – 99%. Pada awalnya proses kontak dilakukan dengan menggunakan katalis platinum hingga sekitar pada tahun 1920 diganti secara bertahap menggunakan katalis vanadium (Austin, 1984). Berikut ini merupakan proses utama pembuatan asam sulfat dengan proses kontak:

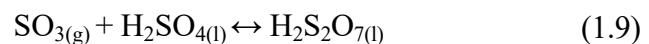
1) Reaksi pembakaran



2) Reaksi pembuatan sulfur trioksida (SO_3)



3) Reaksi pembuatan oleum (H_2SO_7)



4) Reaksi pembuatan asam sulfat (H_2SO_4)



Melalui reaksi kontak ini akan menghasilkan asam sulfat pekat sebesar 98,5%. Pada reaksi (1.8) merupakan reaksi kesetimbangan dan eksotermis

karena reaksi ini hanya dapat berjalan baik apabila dilakukan dengan suhu tinggi, namun pada suhu yang tinggi mengakibatkan terjadinya pergeseran kesetimbangan ke arah kiri (Clark, 2013 & Fairlie, 1951).

b. Proses Timbal Balik

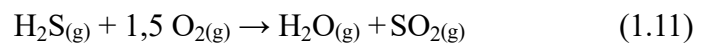
Pada tahun 1746 seorang ilmuwan berasal dari Inggris bernama Roebuck memperkenalkan proses yang sudah kuno bernama proses kamar timbal. Cara kerja proses kamar timbal yaitu Gas SO_2 dan NO dimasukkan ke menara Glover bersamaan dengan gas-gas dari menara Gay Lussac sehingga gas keluar dari menara Glover lalu disemprotkan dengan air sehingga mendapatkan hasil asam sulfat 60-67%. Hasil ini sebagian dikembalikan ke menara Glover yang akan menghasilkan asam 77%. Setelah itu asam sulfat dimasukan kedalam menara Gay Lussac agar dapat menyerap gas-gas berupa NO dan NO_2 . Gas NO dan NO_2 yang terserat dan dikembalikan lagi ke manara Glover kamar timbal berbentuk silinder yang dilapisan berupa timbal tipis yang memiliki tujuan agar dapat mentransfer panas. Dari dari menara Glover tersebut dapat menghasilkan pengembunan uap asam sulfat. Terdapat perbedaan fungsi antara menara Glover dan menara Gay Lussac. Pada menara Glover memiliki fungsi menara yang dapat memekatkan hasil asam sulfat dari kamar timbal. Yang dimana pemekatan asam sulfat ini berasal dari panas yang dibawa dari hasil pembakaran Belerang ($400\text{-}600^\circ\text{C}$).

c. Proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA)

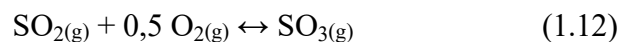
Proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA) dikembangkan oleh Haldor Topsoe seorang ilmuwan Denmark yang diperkenalkan pada tahun 1980-an. Proses

WSA merupakan proses produksi asam sulfat melalui desulfurisasi dan melibatkan proses katalitik yang menghasilkan 93-98% berat asam, proses ini hampir identik dengan proses kontak dimana perbedaannya hanya pada proses kondensasi asam sulfat pada kondensor. Proses WSA memiliki banyak manfaat yang banyak digunakan dalam industri, termasuk perolehan senyawa sulfur yang lebih efisien. Berikut ini proses utama pembentukan asam sulfat dengan proses WSA:

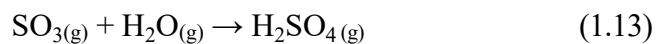
1) Pembakaran



2) Oksidasi



3) Hidrasi



4) Kondensasi



(Ahmed, 2013)

h. Seleksi Proses Terpilih

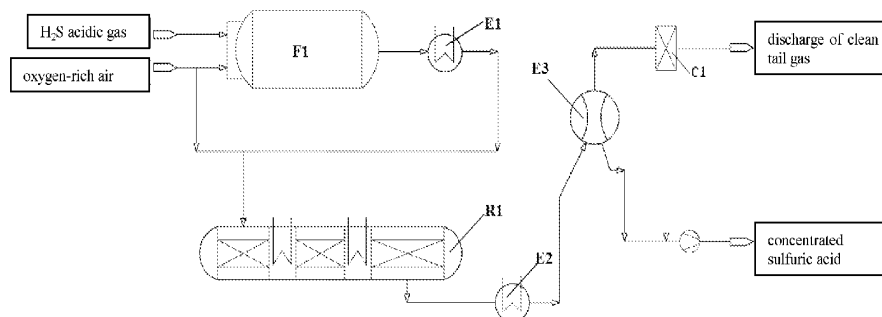
Pada pembuatan asam sulfat dari hidrogen sulfida dapat dilakukan dengan proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA) karena bahan baku yang digunakan yaitu hidrogen sulfida dari *flue gas*, sedangkan pada proses kontak membutuhkan bahan baku sulfur dan udara. Alasan menggunakan dan memilih proses *Wet Sulfuric Acid* (WSA) yaitu:

1. Dalam proses WSA konversi yang dihasilkan termasuk cukup tinggi.
2. Dalam proses WSA memiliki biaya produk yang rendah.
3. WSA menggunakan suhu reaktor yang rendah dibanding proses lainnya.
4. Proses WSA produk asam sulfat menghasilkan stem bertekanan tinggi.

Dikutip U.S Patent 2014/0205534 A1 terdapat proses pembuatan asam sulfat metode WSA:

a. Proses I metode *Wet Sulfuric Acid* (WSA) produksi asam sulfat

Pada proses pertama produksi asam sulfat secara umum melibatkan reaksi pembakaran, reaksi oksidasi, reaksi hidrasi antara SO_3 dan H_2SO_4 , dan kondensasi untuk pembentukan H_2SO_4 fasa cair. Adapun gambaran proses pertama yang terjadi dapat dilihat pada Gambar 1.3

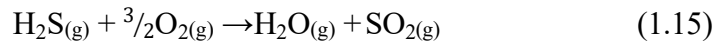


Gambar 1.3 Proses 1 Metode WSA Produksi Asam Sulfat

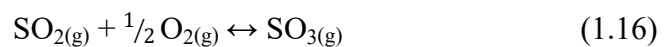
(U.S Patent No. 0205534 A1, 2014)

Proses ini diawali dengan reaksi pembakaran antara *feed gas* dan udara pada kondisi suhu sebesar 1050°C dan setelah reaksi terjadi konsentrasi oksigen dalam molar yang dihasilkan pada gas proses yaitu sebesar 3%. Pada reaksi pembakaran ini terjadi oksidasi secara keseluruhan kandungan hidrogen sulfida yang terdapat pada *feed gas* menjadi sulfur dioksida,

disamping itu kandungan H₂O yang dihasilkan cukup tinggi. Berikut ini reaksi yang terjadi pada proses pembakaran:

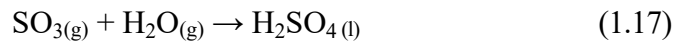


Hasil dari pembakaran, kandungan gas yang terbentuk dikirim ke alat penukar panas (E-1) untuk dilakukan proses pendinginan, besaran panas yang dibebaskan dimanfaatkan untuk memperoleh uap jenuh bertekanan sedang atau tinggi. Selama proses kandungan gas yang telah didinginkan diberi udara tambahan dengan tujuan untuk menghasilkan konsentrasi oksigen yang tinggi, sedangkan sulfur dioksida disesuaikan sedemikian hingga 4%. Lalu gas proses dengan persentase oksigen lebih dari 7% ditransportasikan ke *multistage catalytic reactor* (R-1) pada suhu 410°C, dan sulfur dioksida (SO₂) dikatalisis menjadi sulfur trioksida (SO₃), selama proses gas yang mengandung sejumlah panas dieleminasi dengan pertukaran panas antar tahapan. Kemudian gas proses dialirkan ke 4 tahapan reaksi lebih lanjut, persentase laju pembentukan SO₂ menjadi SO₃ sebanyak 99,2% pada keluaran *catalytic reactor*, dimana reaksi yang terjadi pada konversi SO₂ menjadi SO₃ adalah sebagai berikut:



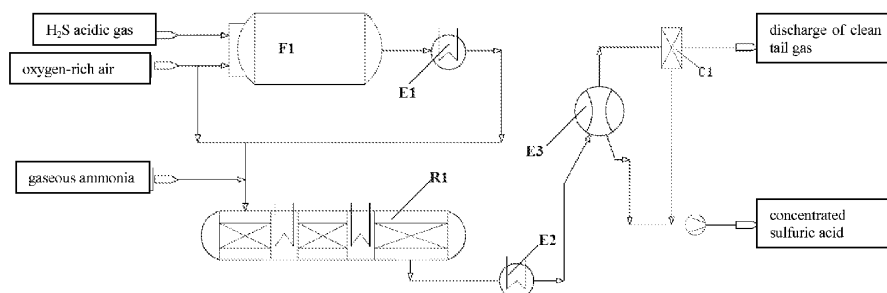
Dilakukan pendinginan pada gas proses dengan kondisi suhu mencapai 275°C pada alat penukar panas (E-2), dimana kondisi suhu lebih tinggi dengan selisih 15°C dibanding suhu *dew point* asam sulfat. Lalu untuk mencapai uap SO₃ dan H₂SO₄ terserap secara sempurna, pada alat penukar panas (E-3) gas proses dilakukan pendinginan kembali sampai kondisi suhu 105°C. Asam sulfat pekat pada bagian bawah penukar panas (E-3) yang dilakukan kondensasi pada

kondensor dieliminasi setelah proses pendinginan, gas yang tidak terkondensasi dialirkan ke separator (C-1) dan melalui cerobong asap untuk melepaskan gas tersebut. Adapun reaksi yang terjadi pada proses ini adalah sebagai berikut:



b. Proses II metode *Wet Sulfuric Acid (WSA)* produksi asam sulfat

Proses kedua terdapat kandungan amonia (NH_3) pada *feed*, oleh karena itu agar dapat melakukan reaksi secara keseluruhan maka suhu reaksi perlu dinaikkan, hal ini agar tidak menyebabkan terjadinya deaktivasi katalis dalam waktu singkat dengan menghindari reaksi antara NH_3 dengan SO_2 menghasilkan garam amonium yang dapat mengakibatkan pipa dan lapisan katalis tersumbat, disamping itu juga dapat mengakibatkan tidak mudahnya pengoperasian sistem. Berikut ini diagram alir proses kedua yang dapat dilihat pada Gambar 1.4.



Gambar 1.4 Proses 2 Metode WSA Produksi Asam Sulfat

(U.S Patent No. 0205534 A1, 2014)

Pada reaksi pembakaran di dalam *combustor* (F-1) terjadi pada gas dengan kandungan asam dan oksigen sebesar 30%, pembentukan gas dengan kandungan oksigen yang melimpah melalui penggabungan udara sebesar 7:1

dimana perbandingan ini merupakan kandungan udara terhadap oksigen, pada kondisi ini suhu reaksi pada *combustor* sebesar 1250°C , hal ini dapat mencukupi syarat pada pembakaran NH_3 . Kemudian terjadi oksidasi secara keseluruhan kandungan H_2S membentuk SO_2 dan NH_3 yang menjadi NO_2 , disamping itu kandungan H_2O yang diperoleh cukup tinggi.

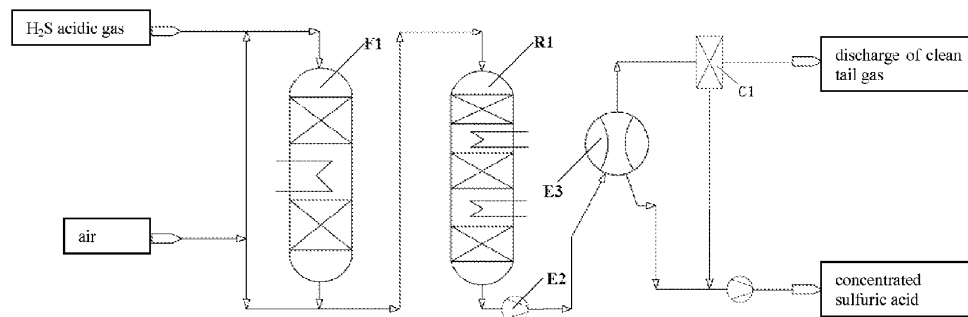
Dilakukan pendinginan pada gas proses yang ditransportasikan ke *cooler* (E-1) dengan penggabungan udara guna menghasilkan persentase oksigen dalam gas proses cukup tinggi, sedangkan sulfur dioksida disesuaikan sedemikian hingga 4%, dan penggabungan gas proses dengan ammonia sebesar 50-100 ppmV. Gas proses yang mengandung oksigen lebih dari 7% dialirkan menuju *multistage catalytic reactor* (R-1) dengan kondisi suhu 415°C serta NO_2 yang terbentuk pada reaksi pembakaran dikonversi menjadi N_2 . Kemudian pembentukan SO_3 dari SO_2 dilakukan dengan reaksi oksidasi katalis. Besaran panas pada gas proses dieliminasi dengan pertukaran panas antar tahapan, setelah proses pendinginan, gas proses dialokasikan ke 2 tahapan reaksi berikutnya yaitu tingkat pembentukan NO_2 sebesar 95% serta tingkat pembentukan SO_2 sebesar 99,2% pada keluaran *fixed bed reactor* (R-1).

Proses pendinginan pada gas proses berikutnya yaitu dengan kondisi suhu 280°C di dalam *cooler*, dimana kondisi suhu lebih tinggi dengan selisih 17°C dibanding suhu *dew point* asam sulfat. Lalu untuk mencapai uap SO_3 dan H_2SO_4 terserap secara sempurna, dalam penukar panas (E-3) gas proses dilakukan pendinginan kembali sampai kondisi suhu 110°C . Asam sulfat pekat pada area bawah kondensor dieliminasi setelah proses pendinginan, gas yang

tidak terkondensasi dialirkan ke separator (C-1) dan melalui cerobong asap untuk melepaskan gas tersebut.

c. Proses III metode *Wet Sulfuric Acid* (WSA) produksi asam sulfat

Perlakuan proses ketiga dijalankan jika kandungan H_2S memiliki persentase yang sedikit di dalam *feed gas* yang masuk. Adapun diagram alir proses ketiga dapat dilihat pada Gambar 1.5.



Gambar 1.5 Proses 3 Metode WSA Produksi Asam Sulfat

(U.S Patent No. 0205534 A1, 2014)

Reaksi oksidasi yang dikatalisis pada gas asam dengan kandungan H_2S berkonsentrasi rendah dan kandungan udara pada *combustor* terdapat katalis, kondisi suhu pertama dan akhir yaitu sebesar $210^{\circ}C$ dan $445^{\circ}C$. Pada reaksi oksidasi dikatalisis sejumlah energi panas yang dilepas dapat mengakibatkan meningkatnya suhu yang ekstrem pada lapisan katalis, untuk itu agar terhindar dari peristiwa tersebut besarnya persentase oksigen yang terkandung dalam gas proses setelah reaksi yaitu 2%. Kemudian terjadi oksidasi katalisis secara keseluruhan kandungan H_2S membentuk SO_2 , disamping itu kandungan H_2O yang diperoleh cukup tinggi.

Dilakukan pendinginan pada gas proses dengan penggabungan udara guna menghasilkan persentase oksigen dalam gas proses cukup tinggi, sedangkan sulfur dioksida disesuaikan sedemikian hingga 4%. Kondisi suhu pada gas proses yang turun sampai 420°C dialirkan ke reaktor katalitik bertingkat (R-1) agar kandungan SO₂ terkatalisis membentuk SO₃, selama proses gas yang mengandung sejumlah panas dieleminasi dengan pertukaran panas antar tahapan. Kemudian setelah pendinginan, gas proses dilanjutkan ke tahapan reaksi berikutnya, persentase laju pembentukan SO₂ menjadi SO₃ sebanyak 98,7% pada keluaran reaktor.

Proses pendinginan pada gas proses berikutnya yaitu dengan kondisi suhu 260°C di dalam *cooler*, dimana kondisi suhu lebih tinggi dengan selisih 15°C dibanding suhu *dew point* asam sulfat. Lalu untuk mencapai uap SO₃ dan H₂SO₄ terserap secara sempurna, dilakukan penurunan suhu sebesar 120°C. Asam sulfat pekat pada area bawah kondensor dieliminasi setelah proses pendinginan, gas yang tidak terkondensasi dialirkan ke separator (C-1) dan melalui cerobong asap untuk melepaskan gas tersebut.

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Sulfat Metode WSA

No	Parameter	U.S Patent No. 2014/0205534 A1		
		Proses 1	Proses 2	Proses 3
1	Bahan Baku	H ₂ S 25% dari gas campuran	H ₂ S dengan kandungan NH ₃	H ₂ S 5,2% dari gas campuran
2	Alat Utama	<i>Combuster Reactor Condensor</i>	<i>Combuster Reactor Condensor</i>	<i>Combuster Reactor Condensor</i>

Lanjutan Tabel 1.7

No	Parameter	U.S Patent No. 2014/0205534 A1		
		Proses 1	Proses 2	Proses 3
4	Konversi SO ₂ menjadi SO ₃	99,2%	99,2%	98,7%
5	Suhu Proses Pembakaran	1050°C	1250°C	445°C
6	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
7	Katalis	V ₂ O ₅	V ₂ O ₅	V ₂ O ₅

Berdasarkan U.S Patent No.2014/0205534 A1 proses yang terpilih untuk memproduksi asam sulfat dalam hal ini yaitu *Wet Sulfuric Acid (WSA)* proses pertama, atas pertimbangan:

1. Komponen gas H₂S yang terkandung lebih tinggi
2. Konversi gas SO₂ menjadi SO₃ tergolong tinggi
3. Alat proses yang digunakan cukup sederhana atau tidak terlalu kompleks
4. Biaya awal yang digunakan tidak terlalu banyak

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Penerapan prinsip termodinamika dilakukan untuk menganalisis dan mengoptimalkan proses-proses kimia yang melibatkan perubahan energi, transfer panas, dan aliran massa. Dengan melakukan tinjauan termodinamika dapat mengetahui kondisi reaksi yang terjadi apakah bersifat endotermis atau eksotermis dengan menghitung perubahan entalpi reaksi ($\Delta H^\circ R$), disamping itu

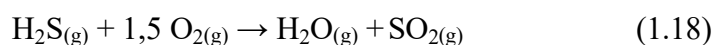
juga dapat meninjau reaksi yang terjadi secara spontan atau tidak, serta arah reaksi apakah *reversible* atau *irreversible*. Perhitungan perubahan entalpi yang terjadi dapat dilakukan dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada suhu 298K terhadap reaktan dan produk, sedangkan penentuan reaksi spontan atau non spontan dihitung dengan energi gibbs (ΔG°_f). Adapun harga entalpi dan energi gibbs terdapat pada Tabel 1.8 sebagai berikut:

Tabel 1.8 Harga Entalpi dan Energi Gibbs

Komponen	ΔH°_f (kJ/kmol)	ΔG°_f (kJ/kmol)
H ₂ S (g)	-20,60	-33,40
O ₂ (g)	0,00	0,00
H ₂ O (g)	-241,80	-228,60
SO ₂ (g)	-296,80	-300,10
SO ₃ (g)	-395,70	-371,10
H ₂ SO ₄ (g)	-735,13	-653,47
H ₂ SO ₄ (l)	-814	-689,90

(Yaws, 1999)

a. Proses Pembakaran



$$\Delta H^\circ_R = \Delta H^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta H^\circ_{f(\text{reaktan})} \quad (1.19)$$

$$= (\Delta H^\circ_{f\text{H}_2\text{O}} + \Delta H^\circ_{f\text{SO}_2}) - (\Delta H^\circ_{f\text{H}_2\text{S}} + \Delta H^\circ_{f\text{O}_2})$$

$$= (-538,6) - (-20,6 + 0)$$

$$= -518 \text{ kJ/kmol}$$

Untuk menghitung energi gibbs pada suatu reaksi digunakan persamaan:

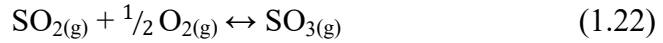
$$\begin{aligned}\Delta G_{\circ R} &= \Delta G_{\circ f(\text{produk})} - \Delta G_{\circ f(\text{reaktan})} \\ &= (\Delta G_{\circ f} H_2O + \Delta G_{\circ f} SO_2) - (\Delta G_{\circ f} H_2S + \Delta G_{\circ f} O_2) \\ &= (-528,7) - (-33,4 + 0) \\ &= -495,3 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}\tag{1.20}$$

Nilai konstanta kesetimbangan dapat dihitung dengan persamaan Smith, dkk., 2018 sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\ln K &= \left(\frac{-\Delta G_{\circ r}}{R.T} \right) \\ \ln K &= - \left(\frac{-495,3}{(8,314 \times 10^{-3})(298)} \right) \\ \ln K &= \left(\frac{495,3 \text{ kJ/kmol}}{-2,48 \text{ kJ/kmol}} \right) \\ \ln K &= 199,91 \\ K &= \exp(199,91) = 6,63 \times 10^{86}\end{aligned}\tag{1.21}$$

Berdasarkan dari perhitungan tinjauan termodinamika, harga yang dihasilkan pada $\Delta H_{\circ R}$ yaitu negatif sehingga sifat dari reaksi ini yaitu reaksi eksotermis (melepaskan energi panas) karena reaksi ini merupakan proses pembakaran H_2S untuk menghasilkan SO_2 sehingga energi panas yang dilepaskan cukup besar. Pada energi gibbs $\Delta G_{\circ r}$ menghasilkan nilai negatif dengan demikian reaksi ini berlangsung secara spontan. Disamping itu, terdapat harga konstanta yang menghasilkan nilai yang positif dan sangat besar, hal ini menunjukkan bahwa keberlangsungan reaksi berjalan searah membentuk produk (*irreversible*).

b. Proses Oksidasi



$$\Delta H^\circ_R = \Delta H^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta H^\circ_{f(\text{reaktan})} \quad (1.23)$$

$$= (\Delta H^\circ_f \text{SO}_3) - (\Delta H^\circ_f \text{SO}_2 + \Delta H^\circ_f \text{O}_2)$$

$$= (-395,70) - (-296,80 + 0)$$

$$= -98,90 \text{ kJ/kmol}$$

Adapun nilai energi gibbs pada reaksi oksidasi adalah sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_R = \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})} \quad (1.24)$$

$$= (\Delta G^\circ_f \text{SO}_3) - (\Delta G^\circ_f \text{SO}_2 + \Delta G^\circ_f \text{O}_2)$$

$$= (-300,10) - (-371,10 + 0)$$

$$= -71,00 \text{ kJ/kmol}$$

Nilai konstanta kesetimbangan untuk reaksi oksidasi adalah sebagai berikut:

$$\ln K = \left(\frac{-\Delta G^\circ_r}{R.T} \right) \quad (1.25)$$

$$\ln K = - \left(\frac{-71,00}{(8,314 \times 10^{-3})(298)} \right)$$

$$\ln K = \left(\frac{71,00 \text{ kJ/kmol}}{-2,48 \text{ kJ/kmol}} \right)$$

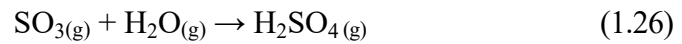
$$\ln K = 28,652$$

$$K = \exp(28,652) = 2,77 \times 10^{12}$$

Hasil dari perhitungan tinjauan termodinamika proses ini, harga yang dihasilkan pada ΔH°_R yaitu negatif sehingga sifat dari reaksi ini merupakan reaksi eksotermis (melepaskan energi panas), untuk energi gibbs ΔG°_r menghasilkan nilai negatif dengan demikian reaksi ini berlangsung secara

spontan. Disamping itu, terdapat harga konstanta yang menghasilkan nilai yang positif dan sangat besar, hal ini menunjukkan bahwa keberlangsungan reaksi berjalan searah membentuk produk (*irreversible*).

c. Proses Hidrasi



$$\Delta H^\circ_R = \Delta H^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta H^\circ_{f(\text{reaktan})} \quad (1.27)$$

$$\begin{aligned} &= (\Delta H^\circ_{f\text{H}_2\text{SO}_4}) - (\Delta H^\circ_{f\text{SO}_3} + \Delta H^\circ_{f\text{H}_2\text{O}}) \\ &= (-735,13) - (-395,7 - 241,8) \\ &= -97,63 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Adapun nilai energi gibbs pada reaksi hidrasi adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_R &= \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})} \\ &= (\Delta G^\circ_{f\text{H}_2\text{SO}_4}) - (\Delta G^\circ_{f\text{SO}_3} + \Delta G^\circ_{f\text{H}_2\text{O}}) \quad (1.28) \\ &= (-653,47) - (-371,1 - 228,6) \\ &= -53,77 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Nilai konstanta kesetimbangan untuk reaksi hidrasi adalah sebagai berikut:

$$\ln K = \left(\frac{-\Delta G^\circ_r}{R.T} \right) \quad (1.29)$$

$$\ln K = - \left(\frac{-53,77}{(8,314 \times 10^{-3})(298)} \right)$$

$$\ln K = \left(\frac{53,77 \text{ kJ/kmol}}{-2,48 \text{ kJ/kmol}} \right)$$

$$\ln K = 21,70$$

$$K = \exp(21,70) = 2,66 \times 10^9$$

Proses hidrasi menghasilkan harga pada ΔH°_R yaitu negatif sehingga sifat dari reaksi ini merupakan reaksi eksotermis (melepaskan energi panas), untuk energi gibbs ΔG°_r menghasilkan nilai negatif dengan demikian reaksi ini berlangsung secara spontan. Disamping itu, terdapat harga konstanta yang menghasilkan nilai yang positif, hal ini menunjukkan bahwa keberlangsungan reaksi berjalan searah membentuk produk (*irreversible*).

d. Proses Kondensasi



$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_R &= \Delta H^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta H^\circ_{f(\text{reaktan})} \\ &= (\Delta H^\circ_{f\text{H}_2\text{SO}_4}) - (\Delta H^\circ_{f\text{H}_2\text{SO}_4}) \\ &= (-814) - (-735,13) \\ &= -78,87 \text{ kJ/kmol} \end{aligned} \quad (1.31)$$

Adapun nilai energi gibbs pada reaksi kondensasi adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_R &= \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})} \\ &= (\Delta G^\circ_{f\text{H}_2\text{SO}_4}) - (\Delta G^\circ_{f\text{H}_2\text{SO}_4}) \\ &= (-689,90) - (-653,47) \\ &= -36,43 \text{ kJ/kmol} \end{aligned} \quad (1.32)$$

Nilai konstanta kesetimbangan untuk reaksi hidrasi adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \ln K &= \left(\frac{-\Delta G^\circ_r}{R.T} \right) \\ \ln K &= - \left(\frac{-14,70}{(8,314 \times 10^{-3})(298)} \right) \\ \ln K &= \left(\frac{14,70 \text{ kJ/kmol}}{-2,48 \text{ kJ/kmol}} \right) \end{aligned} \quad (1.33)$$

$$\ln K = 14,70$$

$$K = \exp(28,652) = 2,43 \times 10^6$$

Proses kondensasi menghasilkan harga pada $\Delta H_{\circ R}$ yaitu negatif sehingga sifat dari reaksi ini merupakan reaksi eksotermis (melepaskan energi panas), untuk energi gibbs $\Delta G_{\circ r}$, menghasilkan nilai negatif dengan demikian reaksi ini berlangsung secara spontan. Disamping itu, terdapat harga konstanta yang menghasilkan nilai yang positif, hal ini menunjukkan bahwa keberlangsungan reaksi berjalan searah membentuk produk (*irreversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

a. Pembakaran

Kinetika reaksi kimia merupakan kecepatan reaksi kimia serta faktor-faktor yang memengaruhinya seperti suhu, konsentrasi reaktan, katalisator, dan tekanan. Kinetika reaksi berfokus pada bagaimana reaksi berlangsung seiring berjalannya waktu, termasuk mekanisme pada tahapan reaksi dan kondisi-kondisi tertentu yang dapat memengaruhi laju reaksi tersebut.

$$(-r_A) = k[C_A]^1[C_B]^1 \quad (1.34)$$

$$\text{Dimana, } C_A = C_B$$

$$C = \left(\frac{P}{RT} \right) \quad (1.35)$$

$$C = \left(\frac{6}{0,08206 \times 1.323} \right)$$

$$C = 0,0553 \text{ mol/L}$$

$$(-r_A) = (6,63 \times 10^{86}) \times (0,0553) \times (0,0553) \quad (1.36)$$

$$(-r_A) = 2,03 \times 10^{84} \text{ mol/L}$$

Keterangan:

$$K = 6,63 \times 10^{86}$$

$$C_A = \text{Konsentrasi A (H}_2\text{S)}$$

$$C_B = \text{Konsentrasi B (O}_2\text{)}$$

$$P = \text{Tekanan} = 6 \text{ atm}$$

$$R = \text{Konstanta gas ideal} = 0,08206 \text{ L/atm/mol/K}$$

$$T = \text{Suhu} = 1323\text{K}$$

b. Oksidasi

Data laju reaksi oksidasi yang terjadi pada alat reaktor untuk mengkonversi sulfur dioksida menjadi sulfur trioksida didapat berdasarkan *Journal Naidoo, Goumri, and Marshall, 2005 "A kinetic study of the reaction of atomic oxygen with SO₂"*. Adapun data laju reaksi tersebut sebagai berikut:

$$(-r_A) = k[C_A]^2[C_B] \quad (1.37)$$

Nilai k dan k₀ dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$k = k_0 \exp\left(\frac{E}{RT}\right) \quad (1.38)$$

$$k_0 = 6,7 \times 10^{-21} T^{-3,6} \exp\left(-\frac{2160}{T}\right) \quad (1.39)$$

Keterangan:

$$C_A = \text{Konsentrasi A (SO}_2\text{)}$$

$$C_B = \text{Konsentrasi B (O}_2\text{)}$$

$$E = \text{Energi internal} = 15.900 \text{ J/mol}$$

$$R = \text{Konstanta gas ideal} = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$T = \text{Suhu pada saat } Z = H$$

c. Hidrasi

Pada proses hidrasi dalam pra rancangan pabrik ini adalah reaksi dimana molekul air (H_2O) bergabung dengan sulfur trioksida (SO_3) untuk membentuk asam sulfat (H_2SO_4). Air dalam hal ini tidak hanya melarutkan, tetapi bereaksi juga secara kimia dengan SO_3 . Disamping itu, laju reaksi yang dihasilkan pada rancangan pabrik ini sangat tinggi, yang menunjukkan bahwa proses hidrasi berjalan dengan sangat cepat dalam kondisi gas, hal ini pula dipengaruhi oleh nilai konstanta (k) yang dihasilkan dari perhitungan sebelumnya cukup tinggi.

$$(-r_A) = k[C_A]^1[C_B]^1 \quad (1.40)$$

Dimana, $C_A = C_B$

$$C = \left(\frac{P}{RT} \right) \quad (1.41)$$

$$C = \left(\frac{1}{0,08206 \times 553} \right)$$

$$C = 0,022 \text{ mol/L}$$

$$(-r_A) = (2,66 \times 10^9) \times (0,022) \times (0,022) \quad (1.42)$$

$$(-r_A) = 1,287 \times 10^6 \text{ mol/L}$$

Keterangan:

$$K = 2,66 \times 10^9$$

$$C_A = \text{Konsentrasi A (SO}_3\text{)}$$

$$C_B = \text{Konsentrasi B (H}_2\text{O)}$$

$$P = \text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$R = \text{Konstanta gas ideal} = 0,08206 \text{ L/atm/mol/K}$$

$$T = \text{Suhu} = 553\text{K}$$

d. Kondensasi

Pada proses kondensasi dalam pra rancangan pabrik ini adalah proses perubahan wujud zat dari asam sulfat fase gas menjadi asam sulfat fase cair ketika gas tersebut didinginkan. Pada tinjauan kinetika proses ini nilai yang dihasilkan cukup besar artinya proses kondensasi yang terjadi sesuai dengan perubahan fase yang cepat untuk membentuk produk, hal ini dipengaruhi oleh nilai konstanta (k) yang tinggi pula. Adapun nilai reaksi kinetika yang dihasilkan dihitung dengan beberapa persamaan berikut:

$$(-r_A) = k[C_A] \quad (1.43)$$

$$C = \left(\frac{P}{RT} \right) \quad (1.44)$$

$$C = \left(\frac{1}{0,08206 \times 553} \right)$$

$$C = 0,022 \text{ mol/L}$$

$$(-r_A) = (2,43 \times 10^6) \times (0,022) \quad (1.45)$$

$$(-r_A) = 5,36 \times 10^4 \text{ mol/L}$$

Keterangan:

$$K = 2,43 \times 10^6$$

$$C_A = \text{Konsentrasi A (H}_2\text{SO}_4\text{)}$$

$$P = \text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$R = \text{Konstanta gas ideal} = 0,08206 \text{ L/atm/mol/K}$$

$$T = \text{Suhu} = 553\text{K}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Pada pra-rancangan pabrik asam sulfat dari hidrogen sulfida ini akan menghasilkan produk dengan tingkat kemurnian 98% yang berbentuk cair. Dalam mencapai kualitas dari produk yang diinginkan, maka pembuatan produk asam sulfat dirancang berdasarkan beberapa variabel utama yaitu: spesifikasi bahan baku dan bahan penunjang, spesifikasi produk, serta pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Pemanfaatan gas H_2S yang dihasilkan oleh industri lain di Indonesia memiliki konsentrasi yang sangat rendah karena telah disesuaikan berdasarkan “Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi No.13/Men/X/2011” bahwa nilai ambang batas H_2S di lingkungan hanya diizinkan sebesar 1 ppm. Pra-rancangan pabrik asam sulfat berencana akan menggunakan bahan baku gas hidrogen sulfida (H_2S) murni karena komposisi *synthetic gas* H_2S di industri Indonesia secara spesifik bersifat pribadi namun secara umum konsentrasi yang dihasilkan hanya kurang dari 2% mol. Oleh karena itu, komposisi bahan baku yang digunakan tidak terdapat banyak gas inert yang terkandung sehingga proses lebih efisien dan tidak menghasilkan beban panas yang terlalu tinggi.

Berdasarkan penjualan bahan baku gas H_2S dengan kemurnian tinggi di Indonesia sangat terbatas karena sifat dari gas ini yang sangat berbahaya sehingga penjualannya telah diatur secara ketat dan memerlukan izin khusus. Untuk memenuhi kebutuhan industri terhadap gas H_2S , terdapat beberapa perusahaan di

Indonesia mengandalkan distributor yang menawarkan layanan pengiriman secara internasional, salah satu pemasok internasional tersebut adalah *Qingdao Ludong Gas*, yang berbasis di Tiongkok dan menyediakan gas H₂S kemurnian industri sebesar $\geq 99,5\%$.

(*Qingdao Ludong Gas Co, Ltd., 2024*)

Adapun komposisi bahan baku dan produk dalam pra rancangan pabrik ini disajikan pada Tabel 2.1 sebagai berikut:

Tabel 2.1 Komposisi Bahan Baku dan Produk

Keterangan	Komposisi
Bahan Baku	H ₂ S 99,5%
	N ₂ 0,5%
Produk	H ₂ SO ₄ 98%
	H ₂ O 2%

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Penunjang

Spesifikasi	Bahan Baku			Bahan Penunjang
	Hidrogen Sulfida	Oksigen (MSDS Airgas, 2020)	Nitrogen (MSDS Airgas, 2021)	Vanadium Pentaoksida
Rumus Kimia	H ₂ S	O ₂	N ₂	V ₂ O ₅
Berat Molekul, g/mol	34,08	32	28,02	181,88
Wujud	Gas	Gas	Gas	Padat
Kenampakan	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Kuning Jingga
Densitas, g/cm ³	0,136 (20°C)	1,429	1.251	3.357
Titik Didih, °C	-60	-183	-196	1.750
Titik Leleh, °C	-82	-218,4	-210,01	690
Temperatur Kritis, °C	100,5	-118,15	-146,95	100,5
Tekanan Kritis, °C	89,63	50,43	33,94	

Adapun spesifikasi produk yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2.3 Spesifikasi Produk

Spesifikasi	Asam Sulfat
Rumus Kimia	H ₂ SO ₄
Berat Molekul, g/mol	98,08
Wujud	Cair
Kenampakan	Jernih (murni), keruh (tidak murni)
Kemurnian, %	98
Densitas, g/cm ³ (25°C)	1,837
Titik Didih, °C	337
Titik Leleh, °C	10,31
Temperatur Kritis, °C	100,5
Tekanan Kritis, °C	63,13

Identifikasi *hazard* pada bahan baku dan produk dalam proses yang disertai dengan pengelolaannya dapat dilihat pada Tabel 2.4 berikut ini:

Tabel 2.4 Identifikasi *Hazard* pada Bahan Baku dan Produk

Komponen	<i>Hazard</i>	Keterangan	Pengelolaan
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	<i>Corrosive, irritant.</i>	Korosif terhadap logam (kategori 1, H290), korosif terhadap kulit (sub-kategori 1A, H314), menyebabkan kerusakan mata yang serius (kategori 1, H318).	Jaga wadah pada kondisi tertutup rapat, tidak menggunakan wadah yang mengandung logam ringan maupun berat, menggunakan alat pelindung diri, diantaranya: pakaian pelindung tubuh, pelindung mata, dan sarung tangan.

Lanjutan Tabel 2.3

Komponen	Hazard	Keterangan	Pengelolaan
Hidrogen Sulfida (H ₂ S)	<i>Flammable, gas under pressure, toxic, irritant, environmental hazard.</i>	Fatal jika terhirup menyebabkan iritasi pernapasan, beracun bagi biota perairan	Jaga wadah dalam keadaan tertutup rapat, kondisi penyimpanan berventilasi baik dan area yang terkunci, hindari sinar matahari, diamankan dengan kuat untuk mencegah jatuh atau terbentur, serta menggunakan alat pelindung diri.
Vanadium Pentaoksida (V ₂ O ₅)	<i>Toxic, health hazard, environmental hazard.</i>	Beracun jika tertelan (kategori 3, H301), fatal jika terhirup (kategori 2, H330), menyebabkan cacat genetik (kategori 2, H341), beracun bagi biota perairan (kategori 2, H411).	Jaga wadah dalam keadaan tertutup rapat dan kering, kondisi penyimpanan berventilasi baik dan area yang terkunci, serta menggunakan alat pelindung diri, diantaranya: pakaian pelindung tubuh, pelindung mata atau wajah, pelindung kulit, dan pelindung pernapasan.

2.2 Pengendalian Kualitas

Produksi asam sulfat dilakukan sesuai dengan spesifikasi dan kualitas yang telah direncanakan untuk menghasilkan produk dengan standar yang diinginkan. Adapun hal-hal yang mendukung pengendalian kualitas diantaranya adalah pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan dalam rangka untuk meninjau penggunaan spesifikasi bahan baku agar dapat menghasilkan produk dengan kualitas yang ingin dicapai, disamping itu pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk menghindari perbedaan komposisi agar tidak menghasilkan produk samping atau dapat mengurangi efisiensi reaksi. Pengendalian kualitas dilakukan terhadap bahan baku dan bahan penunjang secara keseluruhan yaitu hidrogen sulfida (H_2S), udara (O_2 dan N_2), dan vanadium pentaoksida (V_2O_5) sebagai bahan penunjang.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas proses produksi dilakukan dengan tujuan untuk memastikan bahwa setiap proses pada produksi asam sulfat berjalan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan. Peninjauan pada pengendalian kualitas proses dilakukan dengan mengawasi penggunaan rangkaian alat pada proses produksi, bahan baku serta bahan penunjang. Penggunaan indikator di ruang kontrol, dilakukan pemantauan dan penyesuaian secara berkala terhadap beberapa parameter operasi untuk mendeteksi secara otomatis apabila terjadinya penyimpangan dari kondisi operasi normal.

a. *Flow Controller*

Flow controller adalah alat untuk melakukan pengendalian laju alir masuk dan keluar pada fluida yang menggunakan sinyal *pneumatic* yang dikonversi menjadi arus atau sinyal elektrik, arus ini didistribusikan ke *control valve* sehingga *valve* dapat bergerak.

b. *Level Controller*

Level controller adalah alat yang ditempatkan di area dinding tangki dengan tujuan untuk melakukan pengukuran tinggi bahan yang ada pada alat tersebut. Apabila level ketinggian bahan tidak sesuai dengan apa yang telah ditetapkan, maka akan muncul sinyal dan isyarat.

c. *Temperature Controller*

Temperature controller adalah alat yang digunakan untuk mengidentifikasi dan mendeteksi sebuah alat atau bahan. Umumnya, alat ini memiliki *set point* terhadap suhu yang telah ditetapkan. Apabila nilai suhu tidak sesuai dengan apa yang telah ditetapkan, maka akan muncul sinyal dan isyarat untuk dapat segera melakukan pengendalian.

d. *Weight Controller*

Weight controller adalah alat yang berfungsi untuk menunjukkan nilai berat dari suatu bahan pada alat yang menampung, nilai yang telah dibaca akan dikirim ke *flow rate controller*. Alat ini memiliki batasan atau *set point* terhadap nilai berat yang telah ditetapkan.

e. *Pressure Controller*

Pressure controller adalah alat yang berfungsi untuk meninjau kondisi tekanan operasi pada suatu alat. Apabila tekanan operasi tidak sesuai dengan apa yang telah ditetapkan, maka akan muncul sinyal dan isyarat untuk dapat segera melakukan pengendalian.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

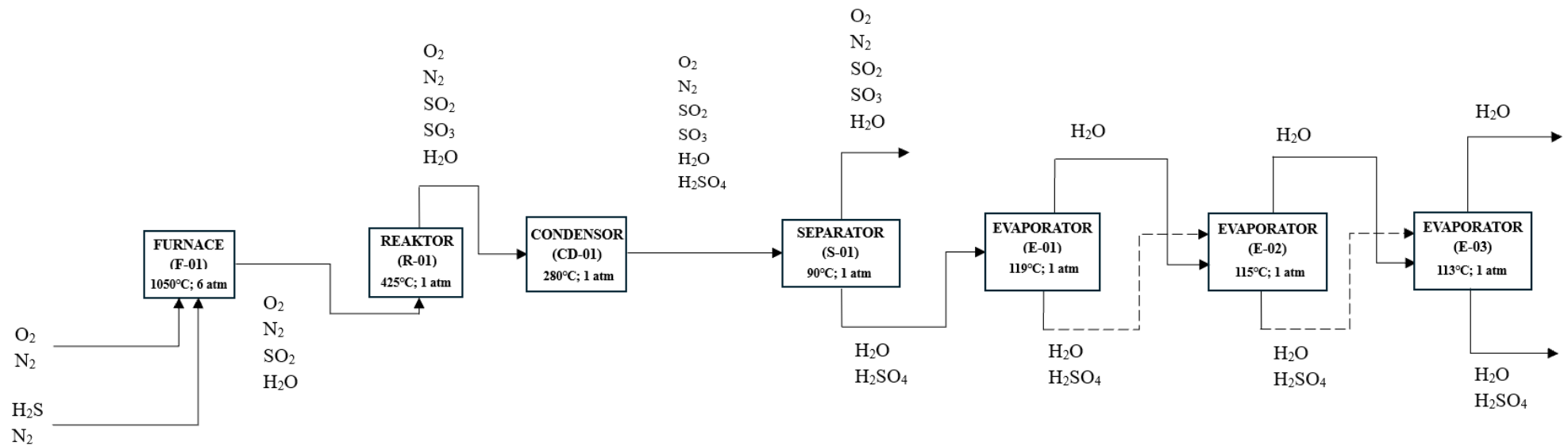
Pengendalian kualitas dari produk dilakukan untuk mengetahui dan memastikan apakah produk yang dihasilkan dari proses produksi sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Proses pengendalian kualitas produk ini dilakukan dengan cara yang sama dengan pengendalian kualitas bahan baku, yaitu dengan pengujian bahan di dalam laboratorium pengujian.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

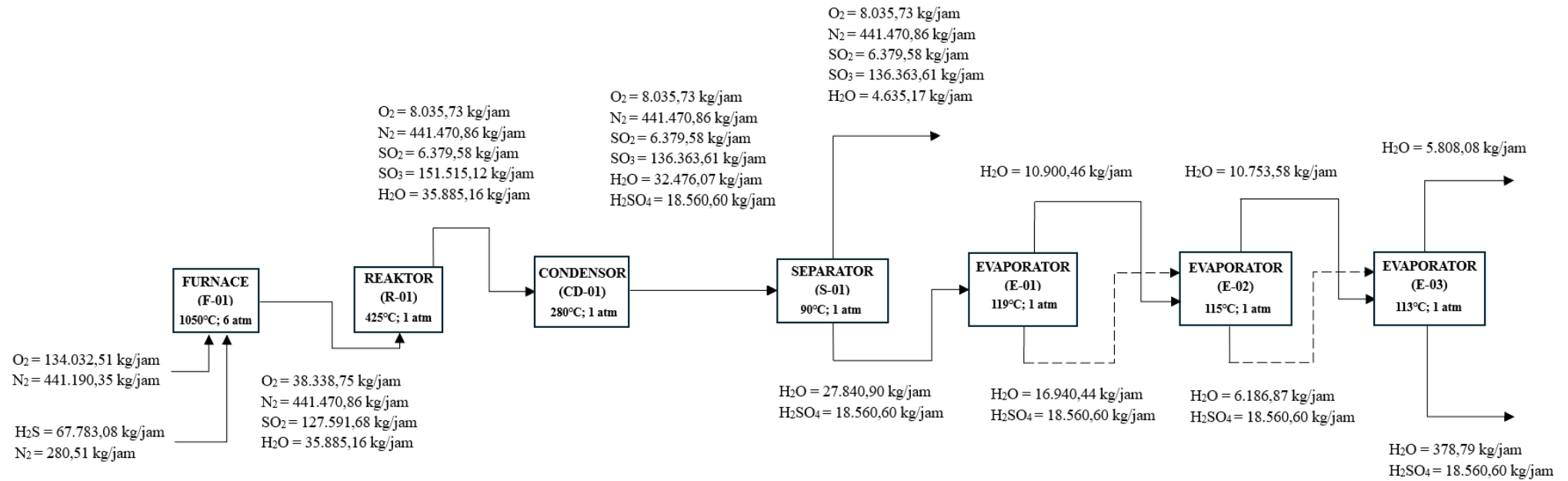
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

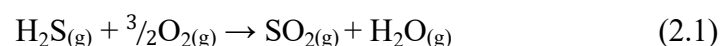
3.2 Uraian Proses

Produk asam sulfat dilakukan dengan proses basah atau *Wet Sulfuric Acid (WSA)* menggunakan bahan baku gas hidrogen sulfida (H_2S) dan katalis vanadium pentaoksida (V_2O_5) sebagai bahan penunjang. Perancangan pabrik dengan kapasitas 150.000 ton/tahun dioperasikan selama setahun atau 330 hari dan 24 jam dalam sehari. Secara umum produksi asam sulfat melalui proses WSA terdiri dari beberapa tahapan berikut ini.

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku gas hidrogen sulfida (H_2S) yang digunakan dalam produksi asam sulfat yaitu dibeli dengan konsentrasi 99,5% H_2S serta kebutuhan udara diambil langsung dari lingkungan. Dalam operasionalnya, perusahaan ini menghasilkan gas H_2S sebagai bagian proses produksi minyak dan gas. Setiap pembelian H_2S perlu disesuaikan standar produksi yang tersedia.

Kondisi operasi untuk H_2S serta O_2 dan N_2 yaitu pada suhu 30°C dan 1 atm. Umpan dialirkan ke kompresor untuk dinaikkan tekanannya menjadi 6 atm lalu dinaikkan suhunya dengan *furnace* (F-01) sebesar 1050°C yang sebelumnya telah melewati *heat exchanger* (HE-01 dan HE-02). Pembakaran dilakukan bertujuan untuk mengkonversi gas H_2S menjadi 100% gas SO_2 , reaksi pembakaran antara gas H_2S dan O_2 akan menghasilkan banyak terbentuk kandungan air (H_2O) dengan reaksi sebagai berikut:

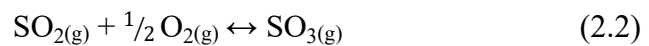


Gas keluaran *furnace* (F-01) dilakukan penurunan suhu sebesar 545°C melalui *cooler* (C-01) dan penurunan tekanan menjadi 1 atm melalui *expansion*

valve (EV-01) dan suhu keluaran EV-01 menjadi 425°C sebelum memasuki reaktor (R-01).

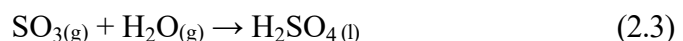
3.2.2 Pembentukan Produk

Pada tahap pembentukan produk diawali dengan reaktor (R-01) jenis *fixed bed catalytic (multibed)* yang dilengkapi dengan *extra cooler* yang merupakan pendingin untuk menurunkan suhu sebelum memasuki tingkatan *bed* selanjutnya karena reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Dalam reaktor (R-01) terjadi adanya reaksi antara gas SO₂ dan O₂ dengan bantuan katalis V₂O₅, adapun reaksi tersebut sebagai berikut:



Pada *bed-01* pembentukan gas SO₃ menghasilkan konversi sebesar 65% yang terjadi pada suhu 425°C dan diturunkan suhunya sebesar 450°C pada *extra cooler (EC-01)* untuk memasuki *bed-02* dengan hasil konversi SO₃ sebesar 90%, dimana suhu keluaran *bed-02* yaitu 500°C dan kemudian akan memasuki *bed-03* yang sebelumnya telah melalui EC-02 untuk menurunkan suhu menjadi 475°C dengan hasil konversi gas SO₃ sebesar 95%.

Pendinginan gas keluaran reaktor diawali dengan melalui *cooler-01* sebelum memasuki *condensor (CD-01)*. Proses pendinginan di dalam CD-01 terjadi adanya pembentukan gas SO₃ dan uap air (H₂O) karena saling bersentuhan. Kondisi operasi pada CD-01 dilakukan pada suhu 280°C dengan reaksi berikut:



3.2.3 Pemisahan dan Pemurnian Produk

Proses pembentukan asam sulfat *liquid* pada *condensor* secara keseluruhan tidak semua dapat terkondensasi karena terdapat beberapa komponen gas yang bersifat *non-condensable*, sehingga terbentuk 2 fase yang perlu dipisahkan. Pemisahan yang dilakukan yaitu melalui *separator (S-01)* dengan kondisi suhu sebesar 90°C sehingga komponen yang tersisa hanya H₂SO₄ dan H₂O.

Campuran H₂SO₄ dan H₂O masih berupa larutan asam sulfat encer dengan konsentrasi sebesar 40%, untuk itu perlu dilakukan pengurangan kadar air dengan *triple effect evaporator* dalam kondisi suhu 119°C, 115°C, dan 113°C, untuk masing-masing efek pertama hingga efek ketiga serta dengan tekanan 1 atm. Dalam proses tersebut menggunakan energi uap panas (*steam*) secara berurutan dimana uap panas yang dihasilkan sebelumnya digunakan untuk memanaskan pada tahap berikutnya. Pada tahapan atau efek I menghasilkan konsentrasi larutan asam sulfat sebesar 52%, untuk efek II sebesar 75%, dan pada efek III larutan konsentrasi asam sulfat telah mencapai standar secara komersial sebesar 98%.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum Reaktor	
Kode	R-01
Fungsi	Tempat mereaksikan sulfur dioksida (SO_2) menjadi sulfur trioksida (SO_3)
Tipe	<i>Fixed Bed Catalytic (Multibed)</i>
Jumlah alat	1 unit reaktor (3 bed)
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Tekanan	1 atm
Dimensi Reaktor	
Diameter Reaktor	5,00 m
Jenis Head	<i>Torispherical Head</i>
Tinggi Total Reaktor	5,90 m
Tinggi <i>Bed 1</i>	1,15 m
Tinggi <i>Bed 2</i>	1,59 m
Tinggi <i>Bed 3</i>	1,01 m
Volume <i>Head</i>	373,77 m ³
Volume <i>Shell</i>	1.141,126 m ³
Volume Reaktor	1.888,67 m ³
Katalis	
Nama	Vanadium Pentaoksida (V_2O_5)
Bentuk	<i>Glass Spheres</i>
Ukuran Katalis	0,072 mm
Porositas Tumpukan	0,45
Berat Katalis <i>Bed 1</i>	4.136,44 kg
Berat Katalis <i>Bed 2</i>	5.721,56 kg

Lanjutan Tabel 3.1

Katalis	
Berat Katalis <i>Bed 3</i>	3.646,97 kg
Volume Katalis <i>Bed 1</i>	3,45 m ³
Volume Katalis <i>Bed 2</i>	4,77 m ³
Volume Katalis <i>Bed 3</i>	3,04 m ³
WHSV Katalis <i>Bed 1</i>	155,52 / jam
WHSV Katalis <i>Bed 2</i>	112,43 / jam
WHSV Katalis <i>Bed 3</i>	176,39 / jam
<i>Pressure Drop</i>	0,005 Pa

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

a. *Furnace*

Tabel 3.2 Spesifikasi *Furnace*

Spesifikasi Umum <i>Furnace</i>	
Kode	F-01
Fungsi	Tempat pembakaran <i>syngas</i> , komponen utama H ₂ S bereaksi menjadi SO ₂
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-213 grade 11 type 316</i>
Jumlah alat	1 unit
Tekanan operasi	6 atm
Suhu operasi	1050°C
Waktu tinggal	1 jam
<i>Mechanical Design</i>	
Volume alat	101,49 m ³
Jumlah <i>tube</i> radian (Nr)	22 buah
Jumlah <i>tube</i> konveksi (Nc)	4 buah
Panjang (L)	6,10 m
Lebar <i>tube</i>	1,73 m
Tinggi <i>tube</i>	9,64 m

b. Condensor

Tabel 3.3 Spesifikasi *Condensor*

Spesifikasi Umum <i>Condensor</i>			
Kode	CD-01		
Fungsi	Mengembunkan uap SO ₃ dan H ₂ O membentuk H ₂ SO ₄ <i>liquid</i>		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Jumlah alat	1 unit		
Kondisi Operasi			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Tekanan	1 atm	Tekanan	1 atm
Suhu masuk	30°C	Suhu masuk	280°C
Suhu keluar	50°C	Suhu keluar	90°C
<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
		Panjang (L)	16 ft
		BWG	18
<i>Baffle space (B)</i>	16,2 in		
IDs	27 in	IDt	1,15 in
		ODt	1,25 in
		<i>Number of Tube (Nt)</i>	202 buah
		A	749,12 ft ²
		<i>Pitch</i>	1,56 in
ΔP _{calc} / ΔP _{allow}	0,483/2 psi	ΔP _{calc} / ΔP _{allow}	8,695/10 psi
Rd _{calc} /Rd _{min}	0,0477/0,0025	Rd _{calc} /Rd _{min}	0,0477/0,0025

c. Separator

Tabel 3.4 Spesifikasi *Separator*

Spesifikasi Umum <i>Separator</i>	
Kode	S-01
Fungsi	Memisahkan komponen H ₂ O dan H ₂ SO ₄ dengan komponen gas lain
Tipe	<i>Vertical drum</i> dengan <i>torispherical head</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> SA-167 type 316
Jumlah alat	1 unit
Tekanan operasi	1 atm
Suhu operasi	90°C
<i>Mechanical Design</i>	
Luas Penampang (A)	46,35 ft ²
Outside Diameter shell (ODs)	2,44 m
Tinggi <i>shell</i>	8,38 m
Tebal <i>shell</i>	0,006 m
Volume <i>shell</i>	39,11 m ³
Tinggi <i>head</i>	0,39 m
Tebal <i>head</i>	0,005
Tinggi total	8,77 m

d. Triple Effect Evaporator

Tabel 3.5 Spesifikasi *Evaporator Effect I (E-01)*

<i>Evaporator (E-01)</i>	
Kode	E-01
Fungsi	Menguapkan H ₂ O dari hasil atas untuk memekatkan H ₂ SO ₄ menjadi 52%
Tipe	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel</i> SA-167 grade 3 type 304

Lanjutan Tabel 3.5

Evaporator (E-01)			
Kondisi Operasi			
Tekanan Operasi		1 atm	
Suhu masuk		90°C	
Suhu keluaran atas		119°C	
Suhu keluaran bawah		86°C	
Mechanical Design Evaporator Fase			
Volume cairan		4,39 m ³	
Volume uap		4,68 m ³	
Volume total		9,07 m ³	
Diameter alat (D)		1,90 m	
Tebal <i>shell</i>		0,18 in	
Diameter <i>head</i>		1,97 m	
Tebal <i>head</i>		0,23 in	
Tinggi <i>head</i> (OA)		0,38 m	
Tinggi total		4,32 m	
Shell		Tube	
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
		Panjang (L)	16 ft
		BWG	18
<i>Baffle space</i> (B)	17,40 in		
IDs	29 in	IDt	0,67 in
		ODt	1 in
		<i>Number of Tube</i> (Nt)	376 buah
		A	1.552,91 ft ²
		<i>Pitch</i>	1,25 in
$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	0,024/2 psi	$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	0,672/10 psi
$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,018/0,0025	$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,018/0,0025

Tabel 3.6 Spesifikasi *Evaporator Effect II (E-02)*

Evaporator (E-02)			
Kode	E-02		
Fungsi	Menguapkan H ₂ O dari hasil atas untuk memekatkan H ₂ SO ₄ menjadi 75%		
Tipe	Long Tube Vertical Evaporator		
Bahan Konstruksi	Stainless steel SA-167 grade 3 type 304		
Kondisi Operasi			
Tekanan Operasi		1 atm	
Suhu masuk		119°C	
Suhu keluaran atas		115°C	
Suhu keluaran bawah		83°C	
Mechanical Design Evaporator Fase			
Volume cairan		4,38 m ³	
Volume uap		4,66 m ³	
Volume total		9,04 m ³	
Diameter alat (D)		1,89 m	
Tebal shell		0,18 in	
Diameter head		1,97 m	
Tebal head		0,23 in	
Tinggi head (OA)		0,38 m	
Tinggi total		4,32 m	
Shell		Tube	
Passes	1	Passes	2
		Panjang (L)	16 ft
		BWG	18
Baffle space (B)	17,40 in		
IDs	29 in	IDt	0,67 in
		ODt	1 in

Lanjutan Tabel 3.6

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
		<i>Number of Tube</i> (Nt)	376 buah
		A	1.552,91 ft ²
		<i>Pitch</i>	1,25 in
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,235/2 psi	$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,672/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,013/0,0025	$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,013/0,0025

Tabel 3.7 Spesifikasi *Evaporator Effect III (E-03)*

<i>Evaporator (E-03)</i>	
Kode	E-03
Fungsi	Menguapkan H ₂ O dari hasil atas untuk memekatkan H ₂ SO ₄ menjadi 98%
Tipe	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA-167 grade 3 type 304</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan Operasi	1 atm
Suhu masuk	115°C
Suhu keluaran atas	113°C
Suhu keluaran bawah	80°C
<i>Mechanical Design Evaporator Fase</i>	
Volume cairan	4,37 m ³
Volume uap	4,64 m ³
Volume total	9,01 m ³
Diameter alat (D)	1,89 m
Tebal <i>shell</i>	0,18 in
Diameter <i>head</i>	1,97 m
Tebal <i>head</i>	0,23 in
Tinggi <i>head</i> (OA)	0,38 m
Tinggi total	4,32 m

Lanjutan Tabel 3.7

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	2
		Panjang (L)	16 ft
		BWG	18
<i>Baffle space</i> (B)	17,40 in		
IDs	29 in	IDt	0,67 in
		ODt	1 in
		<i>Number of Tube</i> (Nt)	376 buah
		A	1.552,91 ft ²
		<i>Pitch</i>	1,25 in
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,022/2 psi	$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,672/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,011/0,0025	$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,011/0,0025

e. Expansion Valve

Tabel 3.8 Spesifikasi *Expansion Valve* (EV-01)

Spesifikasi Umum <i>Expansion Valve</i>	
Kode	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>cooler</i> (C-01) dari 6 atm menjadi 1 atm menuju reaktor (R-01)
Tipe	<i>Globe Valve Open</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI Type 316</i>
Jumlah alat	1 unit
Kapasitas	643.286,45 kg/jam
Spesifikasi	
Suhu masuk	545°C
Tekanan masuk	6 atm
Tekanan keluar	1 atm

Lanjutan Tabel 3.8

Spesifikasi	
ID (in)	23,25
OD (in)	24
a't (ft ²)	35,42
Le (m)	182,88

Tabel 3.9 Spesifikasi *Expansion Valve (EV-02)*

Spesifikasi Umum <i>Expansion Valve</i>	
Kode	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>cooler (C-04)</i> dari 1 atm menjadi 0,59 atm menuju E-02
Tipe	<i>Globe Valve Open</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI Type 316</i>
Jumlah alat	1 unit
Kapasitas	24.747,47 kg/jam
Spesifikasi	
Suhu masuk	83°C
Tekanan masuk	3 atm
Tekanan keluar	0,59 atm
Spesifikasi	
ID (in)	4,026
OD (in)	4,5
a't (ft ²)	12,7
Le (m)	182,88

Tabel 3.10 Spesifikasi *Expansion Valve (EV-03)*

Spesifikasi Umum <i>Expansion Valve</i>	
Kode	EV-03
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>cooler (C-05)</i> dari 1 atm menjadi 0,53 atm menuju E-03
Tipe	<i>Globe Valve Open</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI Type 316</i>
Jumlah alat	1 unit
Kapasitas	35.501,05 kg/jam
Spesifikasi	
Suhu masuk	83°C
Tekanan masuk	1 atm
Tekanan keluar	0,53 atm
Spesifikasi	
ID (in)	6,065
OD (in)	6,625
a't (ft ²)	28,9
Le (m)	182,88

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpan Bahan

Tabel 3.11 Spesifikasi Tangki Bahan Baku

Tangki	T- 01
Fungsi	Menyimpan produk H ₂ S 99,5% selama 7 hari
Tipe	<i>Spherical Tank</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 type 316</i>
Jumlah alat	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi	30°C
Tekanan Operasi	1 atm

Lanjutan Tabel 3.11

<i>Mechanical Design</i>	
Volume Tangki	5.501,55 m ³
Diameter	21,91 m
Tebal <i>Shell</i>	1,20 in
Diameter Pipa Pengisian	10 in
Diameter Pipa Pengeluaran	4,0 in

Tabel 3.12 Spesifikasi Tangki Produk

Tangki	T- 02
Fungsi	Menyimpan produk H ₂ SO ₄ selama 7 hari
Tipe	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> beratap <i>conical head</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 type 316</i>
Jumlah alat	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi	30°C
Tekanan Operasi	1 atm
<i>Mechanical Design</i>	
Volume Tangki	1.757,22 m ³
Tinggi Tangki	8,48 m ³
Diameter	21,34 m
Tebal <i>Shell</i>	1,25 in
<i>Course Plate</i>	4
Tebal <i>Bottom</i>	0,25 in
Tebal <i>Roof</i>	1,50 in

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi

a. Kompresor

Tabel 3.13 Spesifikasi Kompresor

Kompresor	K-01		K-02	
Fungsi	Menaikkan tekanan umpan gas H ₂ S dari 1 atm menjadi 6 atm		Menaikkan tekanan udara pada dari 1 atm menjadi 6 atm	
Tipe	<i>Centrifugal Multistage</i>		<i>Centrifugal Multistage</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>		<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>	
Jumlah alat	1 unit		1 unit	
Kondisi Operasi				
Suhu Operasi	30	°C	30	°C
Tekanan Masuk	1	atm	1	atm
Tekanan Keluar	6	atm	6	atm
Mechanical Design				
Jumlah <i>Stage</i>	2	buah	2	buah
<i>Power</i>	16,94	HP	40,36	HP

b. Blower

Tabel 3.14 Spesifikasi *Blower*

Blower	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Fungsi	Mendistribusikan gas SO ₂ dan komponen gas lain menuju reaktor (R-01)	Mendistribusikan gas SO ₃ dan komponen gas lain menuju <i>condensor (CD-01)</i>	Mendistribusikan <i>flue gas</i> dari keluaran atas <i>separator (S-01)</i>	Mendistribusikan uap air dari keluaran atas <i>evaporator (E-03)</i>
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Multistage</i>	<i>Centrifugal Multistage</i>	<i>Centrifugal Multistage</i>

Lanjutan Tabel 3.14

Blower	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>
Jumlah alat	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Kondisi Operasi				
Suhu Operasi	1050°C	415°C	90°C	119°C
Tekanan Operasi	6 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Kapasitas	223.135,52 ft ³ /menit	766.266,94 ft ³ /menit	317.072,78 ft ³ /menit	6.001,67 ft ³ /menit
Efisiensi	80%	80%	80%	80%
Power	13,39 HP	29,42 HP	19,02 HP	0,36 HP

c. Pompa

Tabel 3.15 Spesifikasi Pompa

Pompa	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan komponen H ₂ SO ₄ dan H ₂ O dari keluaran bawah <i>separator (S-01)</i> menuju <i>evaporator (E-01)</i>	Mengalirkan produk H ₂ SO ₄ 98% dari keluaran bawah E-03 menuju tangki (T-02)
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah alat	1 unit	1 unit
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	90°C	112°C
Tekanan Operasi	1 atm	1 atm

Lanjutan Tabel 3.15

<i>Mechanical Design</i>		
Kapasitas	191,51 gall/min	58,89 gall/min
IPS	6 in	3 in
OD	6,62 in	3,5 in
ID	6,06 in	3,068 in
Efisiensi Pompa	78%	60%
<i>Power Pompa</i>	0,74 HP	1,35 HP
<i>Power Motor</i>	0,75 HP	2,00 HP

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. *Heat Exchanger (HE-01)*

Tabel 3.16 Spesifikasi *Heat Exchanger (HE-01)*

Spesifikasi Umum (HE-01)		
Kode	HE-01	
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran kompresor (K-01) dari 30°C menjadi 260°C untuk diumpankan ke <i>furnace (F-01)</i>	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Echanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	6 atm	6 atm
Suhu Masuk	270°C	30°C
Suhu Keluar	270°C	260°C
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		20 ft
BWG		8

Lanjutan Tabel 3.16

<i>Mechanical Design</i>		
<i>Baffle Space</i>	21 in	
A		3.007,52 ft ²
ID	35 in	1 in
OD		0,67 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		608 buah
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,003/2 psi	0,618/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,0264/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0264/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

b. Heat Exchanger (HE-02)Tabel 3.17 Spesifikasi *Heat Exchanger (HE-02)*

Spesifikasi Umum (HE-02)		
Kode	HE-02	
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran kompresor (K-02) dari 30°C menjadi 260°C untuk diumpankan ke <i>furnace</i> (F-01)	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	6 atm	6 atm
Suhu Masuk	270°C	30°C
Suhu Keluar	270°C	260°C
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		22 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	21 in	

Lanjutan Tabel 3.17

<i>Mechanical Design</i>		
A		3.925,16 ft ²
ID	35 in	0,65 in
OD		0,75 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		970 buah
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,006/2 psi	2,392/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,0211/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0211/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

c. Extra Cooler (EC-01)

Tabel 3.18 Spesifikasi *Extra Cooler (EC-01)*

Spesifikasi Umum (EC-01)		
Kode	EC-01	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran <i>bed-1</i> pada reaktor (R-01) dari 480°C menjadi 450°C untuk diumpankan ke <i>bed-2</i>	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	480°C
Suhu Keluar	50°C	450°C
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		8 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	13,95 in	
A		483,09 ft ²

Lanjutan Tabel 3.18

<i>Mechanical Design</i>		
ID	23,25 in	0,902 in
OD		1 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		241 buah
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,213/2 psi	9,466/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,1043/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,1043/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

d. Extra Cooler (EC-02)Tabel 3.19 Spesifikasi *Extra Cooler (EC-02)*

Spesifikasi Umum (EC-02)		
Kode	EC-02	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran <i>bed-2</i> pada reaktor (R-01) dari 500°C menjadi 475°C untuk diumpankan ke <i>bed-3</i>	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	500°C
Suhu Keluar	50°C	475°C
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	9,15 in	
A		206,43 ft ²
ID	15,25 in	1,15 in

Lanjutan Tabel 3.19

<i>Mechanical Design</i>		
OD		1,25 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		54 buah
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,004/2 psi	8,038/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,1976/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,1976/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

e. Cooler (C-01)

Tabel 3.20 Spesifikasi Cooler (C-01)

Spesifikasi Umum (C-01)		
Kode	C-01	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran <i>furnace (F-01)</i> dari 1050°C menjadi 545°C untuk diumpankan ke reaktor (R-01)	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	6 atm	6 atm
Suhu Masuk	260°C	1050°C
Suhu Keluar	430°C	545°C
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	18,6 in	
A		1.344,03 ft ²
ID	31 in	0,90 in
OD		1 in

Lanjutan Tabel 3.20

Mechanical Design		
<i>Number of Tube (Nt)</i>		472 buah
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,018/2 psi	1,322/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,1573/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,1573/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

f. Cooler (C-02)

Tabel 3.21 Spesifikasi Cooler (C-02)

Spesifikasi Umum (C-02)		
Kode	C-02	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran reaktor (R-01) dari 520°C menjadi 280°C untuk diumpankan ke <i>condensor (CD-01)</i>	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	100°C	520°C
Suhu Keluar	290°C	280°C
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	19,8 in	
A		1.397,48 ft ²
ID	33 in	0,902 in
OD		1 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		538 buah
$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	0,006/2 psi	4,892/10 psi
$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,0221/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0221/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

g. Cooler (C-03)

Tabel 3.22 Spesifikasi Cooler (C-03)

Spesifikasi Umum (C-03)		
Kode	C-03	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran atas <i>separator (S-01)</i> dari 90°C menjadi 35°C	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	90°C
Suhu Keluar	50°C	35°C
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		20 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	23,4 in	
A		3.627,08 ft ²
ID	39 in	0,90 in
OD		1 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		766 buah
$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	1,342/2 psi	5,091/10 psi
$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,0071/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0071/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

h. Cooler (C-04)

Tabel 3.23 Spesifikasi Cooler (C-04)

Spesifikasi Umum (C-04)		
Kode	C-04	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran bawah <i>evaporator (E-01)</i> dari 119°C menjadi 86°C	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	119°C
Suhu Keluar	50°C	86°C
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	15 in	
A		1.096,21 ft ²
ID	25 in	0,51 in
OD		0,75 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		470 buah
$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	0,099/2 psi	0,604/10 psi
$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,0188/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0188/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

i. **Cooler (C-05)**

Tabel 3.24 Spesifikasi *Cooler (C-05)*

Spesifikasi Umum (C-05)		
Kode	C-05	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran bawah <i>evaporator (E-02)</i> dari 115°C menjadi 83°C	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	115°C
Suhu Keluar	50°C	83°C
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	15 in	
A		1.096,21 ft ²
ID	25 in	0,51 in
OD		0,75 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		470 buah
$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	0,099/2 psi	0,604/10 psi
$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,0188/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0188/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

j. *Cooler (C-06)*

Tabel 3.25 Spesifikasi *Cooler (C-06)*

Spesifikasi Umum (C-06)		
Kode	C-06	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran atas <i>evaporator (E-03)</i> dari 113°C menjadi 35°C	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	113°C
Suhu Keluar	50°C	35°C
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		11
<i>Baffle Space</i>	13,95 in	
A		866,93 ft ²
ID	23,25 in	0,652 in
OD		0,75 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		384 buah
$\Delta P_{\text{calc}} / \Delta P_{\text{allow}}$	0,215/2 psi	0,655/10 psi
$Rd_{\text{calc}} / Rd_{\text{min}}$	0,0205/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0205/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

k. Cooler (C-07)

Tabel 3.26 Spesifikasi Cooler (C-07)

Spesifikasi Umum (C-07)		
Kode	C-07	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran bawah <i>evaporator (E-03)</i> dari 113°C menjadi 35°C	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Jumlah alat	1 unit	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu Masuk	30°C	113°C
Suhu Keluar	50°C	35°C
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Passes</i>	1	2
Panjang (L)		12 ft
BWG		18
<i>Baffle Space</i>	15 in	
A		1.096,21 ft ²
ID	25 in	0,51 in
OD		0,75 in
<i>Number of Tube (Nt)</i>		470 buah
$\Delta P_{\text{calc}}/ \Delta P_{\text{allow}}$	0,099/2 psi	0,604/10 psi
$Rd_{\text{calc}}/Rd_{\text{min}}$	0,0188/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F	0,0188/0,0025 Btu/hr.ft ² .°F

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.27 Neraca Massa Total

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
H ₂ S	67.783,08	0,00
O ₂	134.032,51	8.035,73
N ₂	441.470,86	441.470,86
SO ₂	0,00	6.379,58
H ₂ O	0,00	32.476,07
SO ₃	0,00	136.363,61
H ₂ SO ₄	0,00	18.560,60
Total	643.286,45	643.286,45

3.4.2 Neraca Massa Alat

a. Neraca Massa *Furnace (F-01)*

Tabel 3.28 Neraca Massa *Furnace (F-01)*

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>		<i>Output (kg/jam)</i>
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₂ S	67.783,08		
O ₂		134.032,51	38.338,75
N ₂	280,509	441.190,35	441.470,86
SO ₂			127.591,68
H ₂ O			35.885,16
Total	68.063,59	575.222,86	643.286,45
	643.286,45		643.286,45

b. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.29 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)	<i>Intermediate (kg/jam)</i>		<i>Output</i> (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
O ₂	38.338,75	17.605,10	9.630,62	8.035,73
N ₂	441.470,86	441.470,86	441.470,86	441.470,86
SO ₂	127.591,68	44.657,09	12.759,17	6.379,58
H ₂ O	35.885,16	35.885,16	35.885,16	35.885,16
SO ₃		103.668,24	143.540,64	151.515,12
Total	643.286,45	643.286,45	643.286,45	643.286,45

c. Neraca Massa Condensor (CD-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa Condensor (CD-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	Arus 6	Arus 7
O ₂	8.035,73	8.035,73
N ₂	441.470,86	441.470,86
SO ₂	6.379,58	6.379,58
H ₂ O	35.885,16	32.476,07
SO ₃	151.515,12	136.363,61
H ₂ SO ₄		18.560,60
Total	643.286,45	643.286,45

d. Neraca Massa Separator (S-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa Separator (S-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
O ₂	8.035,73		8.035,73
N ₂	441.470,86		441.470,86
SO ₂	6.379,58		6.379,58
SO ₃	136.363,61		136.363,61
H ₂ O	32.476,07	27.840,90	4.635,17
H ₂ SO ₄	18.560,60	18.560,60	
Total	643.286,45	46.401,50	596.884,95
	643.286,45	643.286,45	

e. Neraca Massa Evaporator (E-01)

Tabel 3.32 Neraca Massa Evaporator (E-01)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	Arus 9	Arus 10 (liquid)	Arus 11 (Vapor)
H ₂ O	27.840,90	16.940,44	10.900,46
H ₂ SO ₄	18.560,60	18.560,60	
Total	46.401,50	35.501,05	10.900,46
	46.401,50	46.401,50	

f. Neraca Massa *Evaporator* (E-02)

Tabel 3.33 Neraca Massa *Evaporator* (E-02)

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)	<i>Output</i> (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12 (<i>liquid</i>)	Arus 13 (<i>Vapor</i>)
H ₂ O	16.940,44	6.186,87	10.753,58
H ₂ SO ₄	18.560,60	18.560,60	
Total	35.501,05	24.747,47	10.753,58
	35.501,05	35.501,05	

g. Neraca Massa *Evaporator* (E-03)

Tabel 3.34 Neraca Massa *Evaporator* (E-03)

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)	<i>Output</i> (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 14 (<i>liquid</i>)	Arus 15 (<i>Vapor</i>)
H ₂ O	6.186,87	378,79	5.808,08
H ₂ SO ₄	18.560,60	18.560,60	
Total	24.747,47	18.939,39	5.808,08
	24.747,47	24.747,47	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.35 Neraca Panas Total

Alat	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
<i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	16.877.423,94	16.877.423,94
<i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	29.881.594,53	29.881.594,53
<i>Furnace</i> (F-01)	85.765.474,29	85.765.474,29
<i>Cooler</i> (C-01)	34.306.189,72	34.306.189,72
Reaktor (R-01)	17.689.334,19	17.689.334,19

Lanjutan Tabel 3.31

Alat	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
<i>Extra Cooler (EC-01)</i>	34.720.626,22	34.720.626,22
<i>Extra Cooler (EC-02)</i>	7.289.962,41	7.289.962,41
<i>Cooler (C-02)</i>	45.951.638,82	45.951.638,82
<i>Condensor (CD-01)</i>	3.821.969,68	3.821.969,68
<i>Separator (S-01)</i>	41.507.452,21	41.507.452,21
<i>Cooler (C-03)</i>	31.163.498,24	31.163.498,24
<i>Cooler (C-04)</i>	9.229.067,06	9.229.067,06
<i>Cooler (C-05)</i>	4.802.384,60	4.802.384,60
<i>Evaporator (E-01)</i>	18.109.715,19	18.109.715,19
<i>Evaporator (E-02)</i>	13.777.735,99	13.777.735,99
<i>Evaporator (E-03)</i>	7.470.540,09	7.470.540,09
<i>Cooler (C-06)</i>	2.102.634,12	2.102.634,12
<i>Cooler (C-07)</i>	2.747.473,09	2.747.473,09
Total	406.163.879,75	406.163.879,75

3.5.2 Neraca Panas Alat

a. Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-01)*

Tabel 3.36 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-01)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	343.250,47	
Q keluar		16.877.423,94
Q <i>steam</i>	16.534.173,47	
Total	16.877.423,94	16.877.423,94

b. Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-02)*

Tabel 3.37 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-02)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	2.907.884,33	
Q keluar		29.881.594,53
Q <i>steam</i>	26.973.710,19	
Total	29.881.594,53	29.881.594,53

c. Neraca Panas *Furnace (F-01)*

Tabel 3.38 Neraca Panas *Furnace (F-01)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	2.374.580,87	
Q keluar		85.765.474,29
Q pemanas	83.390.893,42	
Total	85.765.474,29	85.765.474,29

d. Neraca Panas *Cooler (C-01)*

Tabel 3.39 Neraca Panas *Cooler (C-01)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	34.306.189,72	
Q keluar		17.221.921,53
Q pendingin		17.084.268,19
Total	34.306.189,72	34.306.189,72

e. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.40 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	17.221.921,53	
Q pendingin	467.412,66	
Q reaksi		12.080.418,05
Q keluar		5.608.916,14
Total	17.689.334,19	17.689.334,19

f. Neraca Panas *Extra Cooler* (EC-01)

Tabel 3.41 Neraca Panas *Extra Cooler* (EC-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	34.720.626,22	
Q keluar		30.821.706,60
Q pendingin		3.898.919,62
Total	34.720.626,22	34.720.626,22

g. Neraca Panas *Extra Cooler* (EC-02)

Tabel 3.42 Neraca Panas *Extra Cooler* (EC-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	7.289.962,41	
Q keluar		6.412.781,38
Q pendingin		877.181,03
Total	7.289.962,41	7.289.962,41

h. Neraca Panas Cooler (C-02)

Tabel 3.43 Neraca Panas Cooler (C-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	45.951.638,82	
Q keluar		18.883.970,19
Q pendingin		27.067.668,64
Total	45.951.638,82	45.951.638,82

i. Neraca Panas Condensor (CD-01)

Tabel 3.44 Neraca Panas Condensor (CD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	3.114.869,85	
Q pengembunan	707.099,83	
Q keluar		222.194,11
Q pendingin		3.599.775,57
Total	3.821.969,68	3.821.969,68

j. Neraca Panas Separator (S-01)

Tabel 3.45 Neraca Panas Separator (S-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	41.507.452,21	
Q keluar atas		4.467.511,32
Q keluar bawah		37.039.940,89
Total	41.507.452,21	41.507.452,21

k. Neraca Panas Cooler (C-03)

Tabel 3.46 Neraca Panas Cooler (C-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	31.163.498,24	
Q keluar		5.657.163,74
Q pendingin		25.506.334,49
Total	31.163.498,24	31.163.498,24

l. Neraca Panas Cooler (C-04)

Tabel 3.47 Neraca Panas Cooler (C-04)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	9.229.067,06	
Q keluar		5.961.869,17
Q pendingin		3.267.197,89
Total	9.229.067,06	9.229.067,06

m. Neraca Panas Cooler (C-05)

Tabel 3.48 Neraca Panas Cooler (C-05)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	4.802.384,59	
Q keluar		3.073.187,56
Q pendingin		1.729.197,03
Total	4.802.384,59	4.802.384,59

n. Neraca Panas *Evaporator (E-01)*

Tabel 3.49 Neraca Panas *Evaporator (E-01)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	9.338.554,90	
Q keluar atas		8.887.322,87
Q keluar bawah		9.222.392,32
Q <i>steam</i>	8.771.160,29	
Total	18.109.715,19	18.109.715,19

o. Neraca Panas *Evaporator (E-02)*

Tabel 3.50 Neraca Panas *Evaporator (E-02)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	6.377.997,88	
Q keluar atas		8.767.567,78
Q keluar bawah		5.010.168,21
Q <i>steam</i>	7.399.738,11	
Total	13.777.735,99	13.777.735,99

p. Neraca Panas *Evaporator (E-03)*

Tabel 3.51 Neraca Panas *Evaporator (E-03)*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	3.457.333,84	
Q keluar atas		4.735.422,56
Q keluar bawah		2.735.117,53
Q <i>steam</i>	4.013.206,25	
Total	7.470.540,09	7.470.540,09

q. Neraca Panas Cooler (C-06)

Tabel 3.52 Neraca Panas Cooler (C-06)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	2.102.634,12	
Q keluar		242.542,58
Q pendingin		1.860.091,54
Total	2.102.634,12	2.102.634,12

r. Neraca Panas Cooler (C-07)

Tabel 3.53 Neraca Panas Cooler (C-07)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	2.747.473,09	
Q keluar		282.300,19
Q pendingin		2.465.172,90
Total	2.747.473,09	2.747.473,09

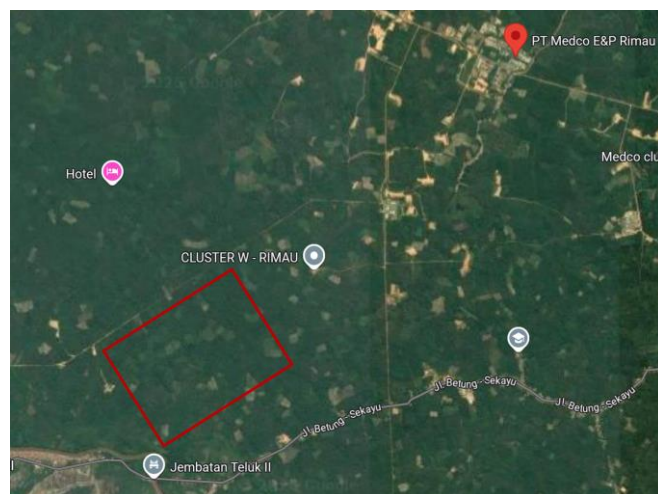
BAB IV

PERANCANGAN PROSES

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan awal sebelum suatu pabrik didirikan adalah pemilihan lokasi pabrik, hal ini merupakan salah satu dasar yang krusial untuk dipertimbangkan. Dalam mencapai efektivitas dan efisiensi suatu pabrik dapat berlangsung dengan baik, penentuan lokasi pabrik yang tepat dapat berpengaruh terhadap ekonomi maupun operasional diantaranya produksi, distribusi, hingga pemasaran.

Dikutip dari buku *Plant Location Selection Techniques* menurut Mc Pherson, E.M., 1995, untuk menentukan lokasi pabrik terdiri dari beberapa hal diantaranya yaitu adanya sumber bahan baku, pemasaran suatu produk, tersedianya utilitas, sarana transportasi, dan sarana penunjang lainnya. Berdasarkan pertimbangan yang ada, perancangan pabrik asam sulfat dengan kapasitas 150.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun di wilayah Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan. Pendirian lokasi pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.1 sebagai berikut.



Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Asam Sulfat

Pemilihan lokasi pabrik dipertimbangkan oleh beberapa faktor berikut ini.

4.1.1 Faktor Primer

Prospek utama dari suatu perusahaan dipengaruhi secara langsung oleh faktor primer, yakni mencakup proses produksi serta pendistribusian. Adapun aspek yang memengaruhi faktor primer adalah sebagai berikut:

a. Pemasaran Produk

Pemasaran produk adalah faktor yang dapat memengaruhi analisis kelayakan suatu proses. Kestrategisan pemilihan lokasi suatu pabrik perlu ditinjau agar beberapa industri yang memerlukan asam sulfat sebagai sumber bahan baku utama atau bahan penunjang. Oleh karenanya, wilayah Sumatera Selatan menjadi alasan yang tepat untuk memasarkan produk karena letaknya yang dapat dijangkau oleh industri terkait. Asam sulfat yang dihasilkan dapat menjadi produk *intermediate* untuk produksi pupuk, juga dapat digunakan untuk proses pengolahan dan pemurnian produk minyak atau gas, serta pengolahan atau pemurnian logam. Adapun pabrik tersebut diantaranya: PT Pupuk Sriwidjaja, PT Bukit Asam, PT Chandra Asri *Petrochemical*, dan masih terdapat pabrik lainnya.

b. Utilitas

Utilitas adalah sarana yang menjadi faktor krusial untuk mendukung proses produksi dalam pendirian pabrik agar berjalan dengan baik. Kebutuhan utilitas yang digunakan yaitu unit pengolahan air yang bersumber dari air sungai anak Musi, unit pembangkit listrik bersumber dari PT Perusahaan Listrik Negara (PT PLN) untuk industri, unit penyedia bahan bakar, dan unit

pembangkit *steam*. Disamping itu, untuk meminimalisir terjadinya hambatan transmisi arus listrik dari PT PLN yang dapat memberhentikan proses operasi pabrik, maka pabrik menyediakan cadangan generator.

c. Transportasi

Transportasi merupakan salah satu sarana yang perlu dipenuhi agar menciptakan aksesibilitas pendistribusian yang mudah untuk pengadaan bahan baku, proses pengangkutan, serta pemasaran produk. Penyediaan transportasi untuk bahan baku memiliki efisiensi yang cukup baik dan relatif terjangkau karena memanfaatkan pipa yang terintegrasi langsung dengan pabrik asam sulfat. Pabrik terletak tidak jauh dengan akses jalan raya dan Sungai Musi memungkinkan distribusi bahan baku dan produk dapat dijangkau melalui jalur darat ataupun air.

d. Tenaga Kerja

Pendirian serta dalam pengoperasian pabrik memerlukan sumber daya manusia atau ketenagakerjaan, dimana hal ini dapat menjadi sumber lapangan pekerjaan. Kualitas tenaga kerja yang berkapabilitas dengan keahlian yang terampil dan latar belakang pendidikan yang baik menjadi suatu hal yang penting, karena hal ini dapat memengaruhi keberlangsungan yang baik dari segi bisnis maupun produksi pabrik secara teknis. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS, 2025) menyatakan bahwa terdapat sekitar 182 ribu jumlah pengangguran serta 474 ribu orang yang masih dalam jenjang sekolah, disamping itu Pulau Sumatera juga terdapat perguruan tinggi yang dapat bersaing dan berkualitas baik. Hal ini berpotensi untuk *recruitment*

ketenagakerjaan dengan latar belakang pendidikan kejuruan atau sarjana terkait bidang yang dibutuhkan oleh pabrik.

4.1.2 Faktor Sekunder

Faktor sekunder memiliki peran secara tidak langsung untuk pengoperasian pabrik, namun pengaruhnya dapat berdampak terhadap lancar atau tidaknya pengoperasian dari pabrik tersebut. Beberapa faktor sekunder untuk penentuan lokasi pabrik yaitu:

a. Kebijakan Pemerintah

Ketentuan yang berlaku untuk mendirikan pabrik di wilayah Palembang, Sumatera Selatan harus memenuhi syarat yang ada. Pendirian pabrik asam sulfat merupakan kegiatan yang termasuk dalam usaha bisnis. Ketetapan kebijakan Pemerintah Provinsi Sumatera Selatan mengeluarkan perizinan terkait mendirikan suatu pabrik industri dalam rangka untuk menciptakan iklim investasi yang kondusif dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi daerah.

Salah satu regulasi utamanya yaitu Peraturan Gubernur No.31 Tahun 2023 tentang “Pengawasan Perizinan Berusaha Berbasis Resiko”. Selain itu, bahkan di tingkat kabupaten atau kota, pemerintah daerah telah menetapkan peraturan terkait perizinan yaitu Peraturan Bupati Musi Banyuasin No.34 Tahun 2017 tentang “Tata Cara Pelayanan Umum Bidang Perizinan dan Non-Perizinan pada Dinas Penanaman Modal dan Pelayanan Terpadu Satu Pintu (DPMPTSP) Kabupaten Musi Banyuasin”. Dalam konteks ini dapat memberikan panduan bagaimana persyaratan dan prosedur yang dibutuhkan

dalam proses perizinan mendirikan pabrik industri di wilayah Sumatera Selatan khususnya di Kabupaten Musi Banyuasin.

b. Pengaruh Lingkungan

Berdasarkan Badan Pusat Statistik (BPS, 2024) wilayah Sumatera Selatan memiliki persentase kemiskinan penduduk sebesar 10,97%. Dengan adanya pabrik baru di wilayah tersebut dapat memberikan dampak yang baik salah satunya membuka lapangan pekerjaan sehingga diharapkan akan menekan tingkat pengangguran serta mendorong perekonomian sekitar. Hal ini dapat diperkirakan bahwa pendirian pabrik asam sulfat dapat diterima baik oleh masyarakat.

c. Sarana dan Prasarana Sosial

Ketersediaan fasilitas dan infrastruktur sarana dan prasarana menjadi dukungan terhadap masyarakat dalam kegiatan sosial. Sarana sosial merupakan suatu wadah masyarakat untuk berinteraksi, dimana bentuk penggunaan fasilitas oleh masyarakat yaitu seperti tempat beribadah, sekolah, bank, dan rumah sakit. Sementara, prasarana sosial lebih mengarah pada infrastruktur yang mendukung sarana tersebut seperti jalan, penyediaan transportasi, sistem air bersih, serta fasilitas jaringan dan komunikasi. Sarana dan prasarana sosial berperan untuk meningkatkan kesejahteraan, meningkatkan kualitas hidup, mendorong interaksi sosial, dan sebagai pembangunan berkelanjutan.

d. Perluasan Pabrik

Pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik perlu memiliki prospek untuk rencana kedepan mengenai perluasan area dalam kurun waktu sekitar 10 hingga 20 tahun mendatang. Hal ini diperlukan untuk antisipasi apabila terjadi permintaan produk yang meningkat, sehingga memberikan dampak *land expansion* karena penambahan kapasitas pabrik yang dibutuhkan. Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan berada pada wilayah yang tidak banyak pemukiman disekitarnya, oleh karena itu peluang ini memiliki ketersediaan lahan kosong dan tidak mengganggu aktifitas masyarakat.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah pengelolaan atau penataan fasilitas yang tersedia pada pabrik untuk menekan biaya dan agar keberlangsungan proses produksi berjalan dengan baik. Pengaturan tata letak pabrik meliputi area perkantoran, tempat bahan baku, area alat proses, area untuk aktifitas internal dan eksternal, dan lain sebagainya. Pengelolaan tata letak pabrik dipertimbangkan oleh beberapa faktor (Peters, 2018):

- a. Susunan rangkaian pengoperasian proses produksi
- b. Perluasan lokasi pabrik
- c. Pendistribusian ekonomis untuk bahan baku, penyediaan air, dan energi listrik
- d. Perawatan dan perbaikan pabrik
- e. Keamanan dan keselamatan kerja untuk mengantisipasi kecelakaan
- f. Luas bangunan, kondisi terhadap bangunan, serta konstruksi bangunan dengan syarat yang harus dipenuhi

- g. Penyusunan rencana tata letak pabrik yang dinamis atas pertimbangan kemungkinan adanya perubahan dari proses atau mesin produksi sehingga dapat mengantisipasi perubahan biaya yang tinggi.
- h. Layanan servis yang terdiri dari tempat beribadah, kantin, lahan parkir, dan lain sebagainya yang disusun dengan baik agar jarak antar area kerja mudah dijangkau.

Berdasarkan beberapa faktor yang memengaruhi dalam penyusunan letak pabrik tersebut, diharapkan dapat memiliki keuntungan sebagai berikut:

- a. Jarak antar transportasi dan produksi mudah dijangkau agar memberikan kemudahan untuk *material handling*
- b. Menciptakan keleluasaan ruang gerak agar mempermudah pemeliharaan
- c. Meningkatkan keselamatan kerja serta pemantauan operasi dan proses produksi
- d. Dapat menekan biaya produksi

Berikut ini hal-hal yang perlu ditinjau dalam pengelolaan dan penyusunan letak pabrik diantaranya meliputi:

4.2.1 Perkantoran

Area perkantoran merupakan ruangan yang digunakan untuk kegiatan administratif dan bisnis. Aktifitas yang dilakukan biasanya melibatkan urusan dengan pihak eksternal maupun internal pabrik untuk menjalankan operasional sehari-hari.

4.2.2 Area Proses Produksi

Area proses produksi merujuk pada bagian dari pabrik yang digunakan untuk kegiatan operasional produksi. Area ini sangat penting karena menjadi tempat bahan baku diubah menjadi produk, selain itu menjadi tempat alat proses serta *controlling room*. Area ini perlu ditempatkan secara terpisah dengan area lainnya untuk menjaga dari segi keamanan.

4.2.3 Instalasi dan Utilitas

Instalasi dan utilitas menyangkut penyediaan dan pengelolaan sistem dan infrastruktur penting untuk mendukung operasi produksi. Area ini mencakup berbagai instalasi yang mendukung kebutuhan air, *steam*, energi listrik, bahan bakar, dan fasilitas lainnya yang diperlukan untuk kelancaran operasional.

4.2.4 Keamanan

Keamanan bertanggung jawab untuk menjaga aset, pekerja, dan lingkungan dari potensi ancaman atau bahaya, baik yang bersifat fisik maupun digital seperti terjadinya kebakaran, kebocoran, dan lain-lain. Area ini mencakup berbagai sistem dan tindakan yang diterapkan untuk menjaga keselamatan dan keamanan operasional. Oleh karenanya, alat pemadam kebakaran sebagai penanggulangan perlu disediakan pada beberapa kawasan yang berpotensi memicu kebakaran.

4.2.5 Sarana Umum

Area sarana umum menyediakan berbagai layanan dan fasilitas yang dapat digunakan oleh pekerja yang meliputi perumahan karyawan, area medis (poliklinik), tempat beribadah, kantin, dan lain sebagainya.

4.2.6 Pengolahan Limbah

Area ini merupakan bagian dari fasilitas pabrik yang dirancang untuk menangani, mengelola, dan mengolah limbah yang dihasilkan selama proses produksi. Limbah ini bisa berupa limbah padat, cair, gas, atau bahan berbahaya lainnya yang harus dilakukan *treatment* dan pengujian lebih lanjut dengan hati-hati agar tidak mencemari lingkungan atau membahayakan kesehatan makhluk hidup sekitar.

4.2.7 Perluasan Lahan

Pertimbangan dalam pengelolaan area pabrik perlu memiliki prospek untuk rencana kedepan mengenai perluasan area dalam kurun waktu sekitar 10 hingga 20 tahun mendatang. Hal ini diperlukan untukantisipasi apabila terjadi permintaan produk yang meningkat, sehingga memberikan dampak *land expansion* karena penambahan kapasitas pabrik yang dibutuhkan. Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan berada pada wilayah yang tidak banyak pemukiman disekitarnya, oleh karena itu peluang ini memiliki ketersediaan lahan kosong dan tidak mengganggu aktifitas masyarakat. Berikut ini adalah perincian luas tanah sebagai tempat pendirian pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1.

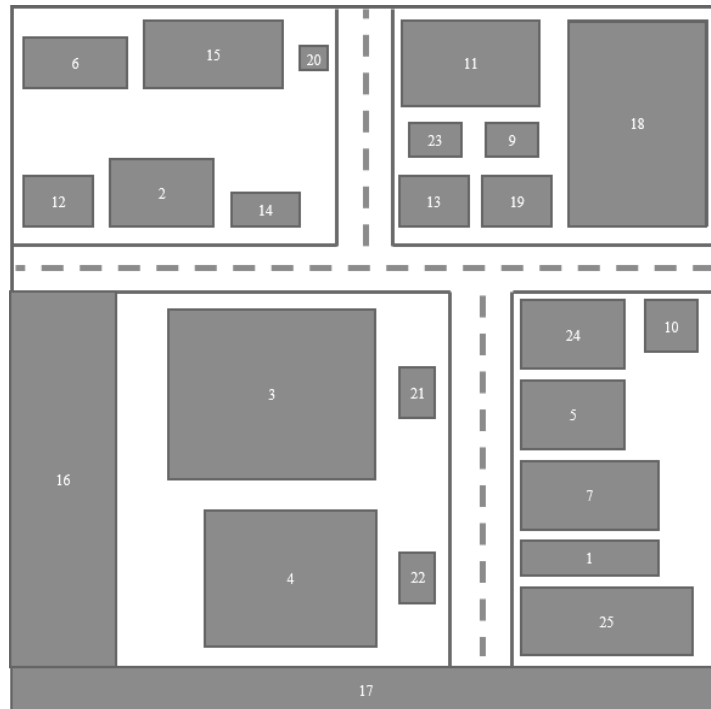
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan

Kode	Lokasi	Tanah			Bangunan		
		Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Garasi	20	10	200	20	10	200
2	Penyimpanan Produk	40	35	1.400	30	20	600
3	Area Produksi	75	60	4.500	50	50	2.500
4	Area Utilitas	80	65	5.200	40	20	800
5	Bengkel	15	10	150	15	10	150
6	Gedung Serbaguna	30	20	600	30	15	450
7	Gudang Peralatan	40	30	1.200	40	10	400
8	Jalan	60	40	2.400	60	40	2.400
9	Kantin	8	12	96	5	8	40
10	Kantor Proses dan Produksi	20	15	300	15	15	225
11	Kantor Utama	30	15	450	30	15	450
12	Laboratorium	20	15	300	15	5	75
13	Masjid	15	20	150	15	10	150
14	Parkir Truk	20	50	300	15	10	150
15	Parkir Utama	30	35	600	30	20	600
16	Perluasan Area 1	35	20	1.750	11	30	330
17	Perluasan Area 2	40	35	1.400	21	14	294
18	Perumahan (Mess)	50	20	1.000	50	25	1.250

Lanjutan Tabel 4.1

Kode	Lokasi	Tanah			Bangunan		
		Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
19	Poliklinik	15	11	165	15	10	150
20	Pos Keamanan	15	10	150	8	7	56
21	<i>Process Control Room</i>	20	17	340	15	10	150
22	<i>Utility Control Room</i>	18	14	252	15	10	150
23	Taman	20	15	300	10	5	50
24	Unit Pemadam Kebakaran	20	10	200	20	10	200
25	Unit Pengolahan Limbah	30	20	600	25	15	375
Luas Bangunan							12.195
Luas Tanah							24.000
Total							36.195

Berikut ini merupakan susunan tata letak pabrik (*plant layout*) terdapat pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*) Skala 1:2000

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak alat proses merupakan penataan atau penempatan peralatan proses. Penataan yang baik akan memengaruhi efisiensi operasional, keselamatan, pengendalian kualitas dalam proses produksi, dan dapat menekan biaya konstruksi. Adapun hal-hal yang harus ditinjau untuk penempatan letak alat proses adalah sebagai berikut:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengelolaan aliran bahan baku dan produk sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi, efisiensi, dan pengurangan biaya

operasional. Aliran bahan baku dan produk perlu direncanakan dan diatur dengan baik agar tidak terjadi pemborosan waktu, biaya, atau ruang.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara pada area proses atau area lainnya, baik itu untuk tujuan ventilasi, pengendalian suhu, atau proses-proses lain yang membutuhkan pergerakan udara. Dalam konteks industri, aliran udara penting untuk memastikan kenyamanan, keselamatan, dan efisiensi proses produksi, serta untuk meminimalkan risiko terhadap kesehatan pekerja dan kualitas produk.

4.3.3 Pencahayaan

Pencahayaan berperan sebagai sistem energi yang memberikan penerangan di suatu ruang atau area untuk mendukung aktivitas, kenyamanan visual, keamanan, dan keselamatan. Sumber cahaya sangat penting terutama pada area yang memiliki potensi bahaya yang tinggi agar menghindari terjadinya kecelakaan seperti percikan bahkan ledakan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas dalam konteks untuk manusia dan kendaraan pada area pengoperasian perlu diperhatikan guna memberikan kemudahan bagi pekerja untuk mencapai peralatan proses. Hal ini dapat menciptakan efisiensi perbaikan alat proses apabila mengalami hambatan, disamping itu juga perlu memprioritaskan keamanan dan keselamatan bagi pekerja.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Segi ekonomi dalam tata letak alat proses pabrik industri adalah faktor yang perlu dipertimbangkan agar tata letak pabrik dapat mendukung efisiensi

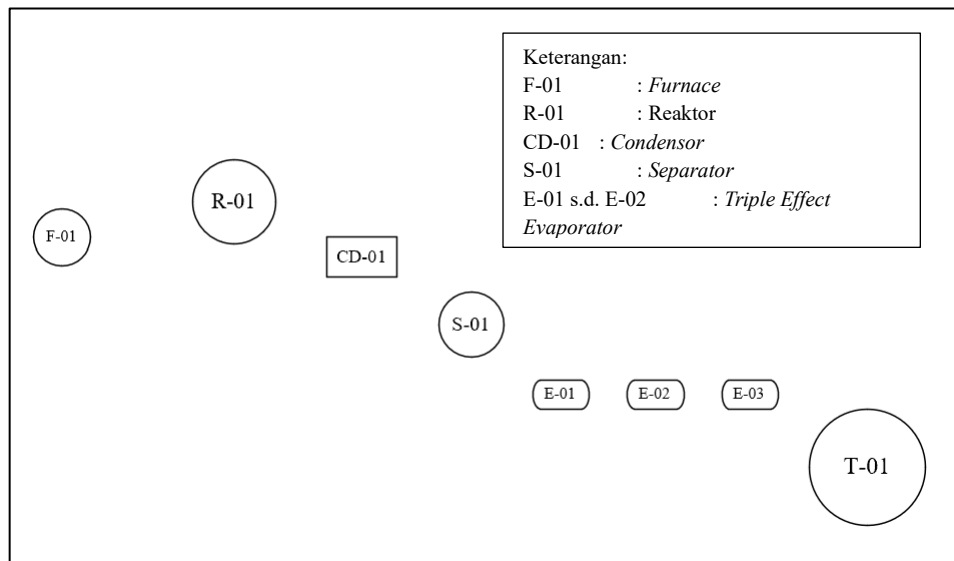
produksi, mengurangi biaya operasional, dan meningkatkan keuntungan perusahaan.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Pengaturan jarak antar alat proses sangat penting karena memengaruhi efisiensi aliran bahan, kecepatan produksi, penggunaan ruang, serta biaya operasional, terutama untuk peralatan proses dengan kondisi operasi suhu dan tekanan yang tinggi perlu diberi jarak yang tidak terlalu dekat untuk menghindari adanya kebakaran atau ledakan. Penentuan jarak yang tepat dapat mengoptimalkan kinerja pabrik serta meningkatkan keselamatan dan kenyamanan pekerja.

4.3.7 Perawatan dan Pemeliharaan

Pemeliharaan (*Maintenance*) merupakan kegiatan yang dilakukan untuk menjaga, memperbaiki, atau meningkatkan kinerja suatu sistem, peralatan, atau fasilitas agar tetap berfungsi dengan baik dan dapat digunakan sesuai dengan tujuan yang diinginkan. Tujuan utama pemeliharaan adalah untuk meminimalkan kerusakan, mencegah kegagalan sistem, memperpanjang umur peralatan, dan mengoptimalkan kinerja operasional.



Gambar 4.3 Tata Letak Proses Skala 1:500

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Suatu perusahaan memiliki beberapa faktor yang dapat menunjang kemajuan dari perusahaan tersebut, salah satunya yaitu pembentukan struktur organisasi yang dapat memengaruhi kualitas kerja dari karyawan perusahaan secara keseluruhan, dimana hal ini berkaitan dengan kerjasama antar beberapa pihak untuk membangun komunikasi yang baik. Pra rancangan pabrik asam sulfat ini berencana akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Pendirian salah satu bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) sumber modal yang diperoleh yaitu berasal dari persekutuan penjualan saham berdasarkan perjanjian yang dibuat, dimana pihak dari pemegang saham berhak mengambil sebagian dari saham yakni satu atau lebih. Saham merupakan surat berharga yang diterbitkan dari perusahaan itu sendiri dan dipegang oleh pemegang saham yang menunjukkan kepemilikan pihak perseorangan atau badan hukum dengan

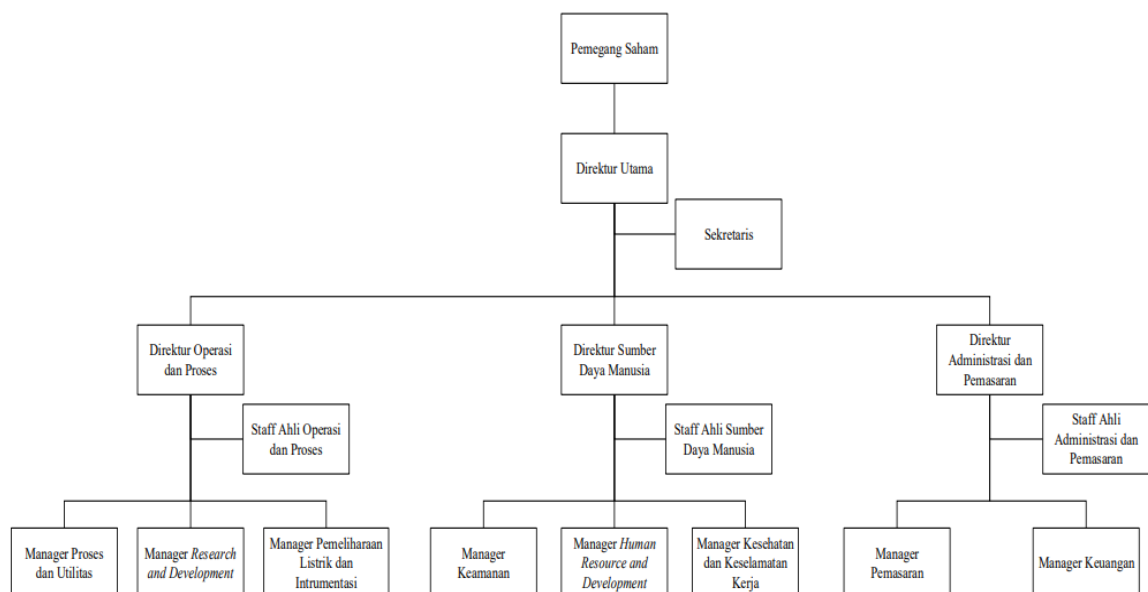
berkontribusi dalam memberikan modal. Pihak pemilik saham dari perseroan terbatas tidak bertanggung jawab secara personal terhadap ikatan yang ada atas nama perseroan serta tidak bertanggung jawab apabila perseroan tersebut mengalami kerugian dimana kepemilikan saham berlebih. Pertimbangan dalam pemilihan perusahaan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) memiliki beberapa alasan berikut ini:

- a. Kemudahan untuk mendapatkan modal melalui sistem penjualan saham dari perusahaan di pasar modal maupun bank kredit dengan memberikan jaminan.
- b. Pemegang saham mempunyai terbatasnya tanggung jawab, oleh karenanya keberlangsungan produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Pihak pemilik perusahaan (pemegang saham) maupun pengurus perusahaan (direktur dan jajaran staf) tidak berkaitan satu sama lain, dalam rangka untuk menjamin keberlangsungan hidup perusahaan apabila terjadi pemberhentian pemegang saham, direksi, dan jajaran staff.
- d. Pemilik saham berhak menunjuk pihak yang *expert* untuk dijadikan sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang berpengalaman untuk meningkatkan efisiensi manajemen.
- e. Perusahaan perseroan terbatas berhak mengambil modal yang cukup tinggi dari masyarakat sehingga dapat memberikan lapangan usaha yang luas.
- f. Bidang usaha dengan memiliki kekayaan bersifat pribadi terpisah dari kekayaan perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Pembentukan struktur organisasi dilakukan untuk menciptakan seluruh kegiatan dalam perusahaan menjadi lebih efektif dan efisien. Struktur organisasi yang baik dapat memberikan batasan tertentu antar pihak dengan posisi jabatannya masing-masing. Disamping itu, dengan adanya struktur organisasi perusahaan dapat memberikan gambaran bagaimana posisi atau kedudukan, *job description*, wewenang, dan tanggung jawab dari tiap-tiap anggota pada perusahaan itu sendiri.

Pemegang saham sebagai pihak pemilik perusahaan dengan wakilnya yaitu dewan komisaris berdaulat untuk menjalankan tugas dan wewenangnya. Penjalanan tugas dari perusahaan dilakukan oleh direktur utama dengan bantuan jajaran direktur lainnya. Pemilihan dewan komisaris maupun direktur utama dilakukan oleh pihak pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham. Adapun struktur organisasi dalam perusahaan ini dijabarkan pada Gambar 4.4.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Unit Asam Sulfat

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pihak yang menanamkan modal ke perusahaan melalui pembelian saham dari perusahaan tersebut. Adapun tugas dan wewenang dari pihak pemegang saham yaitu:

1. Berdaulat dalam pengangkatan dan pemberhentian dewan komisaris dan direktur.
2. Berdaulat dalam pengesahan hasil dari usaha serta keuntungan maupun kerugian tahunan perusahaan.
3. Berdaulat dalam pengadaaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) dalam kurun waktu minimal satu tahun sekali.

b. Dewan Komisaris

Pemilihan dewan komisaris dilakukan oleh pihak pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Dewan komisaris berperan sebagai pelaksana untuk tugas dalam kesehariannya dari pihak pemegang saham serta memiliki tanggung jawab sebagai terhadap pemegang saham. Adapun tugas dan wewenang dewan komisaris yaitu:

1. Berdaulat dalam penilaian dan *approver* dari rencana direksi terkait kebijakan secara umum, target dari perusahaan, alokasi dana, dan pengarahan dalam pemasaran.
2. Memantau tugas direksi dan mengawasi pelaksanaan Rencana Jangka Panjang Perusahaan (RJPP) serta Rencana Kerja dan Anggaran Perusahaan (RKAP).

3. Memberikan bantuan dan berkoordinasi dalam tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama berperan sebagai pemimpin utama dalam perusahaan dengan tanggung jawab penuhnya untuk menjalankan perusahaan kepada dewan komisaris. Adapun tugas dan wewenang direktur utama yaitu:

1. Mengelola serta menjalankan kebijakan perusahaan.
2. Pemegang tanggung jawab terhadap dewan komisaris dan pemilik saham atas kinerjanya pada akhir jabatan.
3. Memastikan organisasi perusahaan agar tetap stabil serta menjaga hubungan yang baik antara pemegang saham, pemimpin, pelanggan, dan pekerja.
4. Berdaulat dalam pengangkatan dan pemberhentian kepala bagian dengan persetujuan pihak pemilik saham.
5. Melakukan koordinasi antara direktorat, bagian, dan seksi di bawah jajarannya.

Berikut ini jajaran direktur yang dibawah oleh direktur utama, diantaranya:

1. *Plant Directur*

Plant directur berperan sebagai pemegang tanggung jawab terhadap direktur utama mengenai kegiatan yang berkaitan dengan pengoperasian pabrik. Tugas dan wewenang *plant directur* yaitu sebagai kepala pelaksana urusan perusahaan seperti sektor produksi pabrik, pengoperasian pabrik, utilitas, pengadaan, pemeliharaan, dan laboratorium. *Plant directur*

memiliki jajaran dibawahnya seperti pada bidang proses dan utilitas, *research and development*, serta perawatan kelistrikan dan instrumentasi.

2. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) berperan sebagai pemegang tanggung jawab terhadap direktur utama terkait dengan mengelola dan mengembangkan SDM. Direktur ini memiliki tugas yang berkaitan dengan personalia, *safety*, hubungan masyarakat, dan keselamatan kerja. Direktur SDM memiliki jajaran dibawahnya seperti pada bidang keselamatan kerja (K3), keamanan, serta *human resource and development* (HRD).

3. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur administrasi dan pemasaran berperan sebagai pemegang tanggung jawab untuk merencanakan alokasi suatu anggaran belanja dan pendapatan perusahaan, membuat metode dan peraturan *product marketing*, serta mengawasi sistem keuangan perusahaan. Direktur ini memiliki jajaran dibawahnya seperti pada bidang *marketing* dan keuangan.

d. Sekretaris

Sekretaris memiliki peran sebagai pemegang tanggung jawab untuk mengelola administratif, notulensi kegiatan rapat penting termasuk RUPS, berkoordinasi dengan pihak lain, menjaga dokumen perusahaan, melakukan pengawasan kepada karyawan baru, dan melakukan *scheduling* perusahaan.

e. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tugas dan wewenang untuk melakukan pengelolaan, koordinasi, dan pengawalan kegiatan kinerja dalam lingkungan

bagiannya serta memiliki tanggung jawab terhadap direktorat yang membawahnya.

1. Bagian *Plant Directur*

A. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Mempunyai tugas dan wewenang penjalanan dan pengawasan proses produksi, pemantauan ketersediaan bahan baku, serta penanganan utilitas. Kepala bagian ini memiliki jajaran dibawahnya yakni divisi produksi, utilitas dan pengolahan limbah, dan ruang kontrol.

B. Kepala Bagian *Research and Development*

Mempunyai tugas dan wewenang untuk mengevaluasi proses produksi sebelum, selama, dan setelahnya agar kualitas sesuai dengan standarisasinya, meningkatkan metode, membuat regulasi pengujian produk, dan mengikuti perkembangan teknologi guna menghasilkan produk yang berkualitas. Kepala bagian ini memiliki jajaran dibawahnya yakni divisi penelitian teknologi dan proses, laboratorium, serta *quality control*.

C. Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumen

Mempunyai tugas dan wewenang untuk mengawasi dan melaksanakan *maintenance* alat pabrik dan instrumen listrik. Kepala bagian ini memiliki jajaran dibawahnya yakni divisi instrumen kelistrikan dan divisi pemeliharaan pabrik.

2. Bagian Sumber Daya Manusia (SDM)

A. Kepala Bagian Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Mempunyai tugas dan wewenang untuk memantau apakah perusahaan sudah mengaplikasikan sistem K3 dengan baik atau belum, melakukan pengelolaan sistem K3, menganalisis terjadinya resiko kerja dalam perusahaan, serta memantau ketenagakerjaan telah mengikuti Standar Operasional Prosedur (SOP) yang tersedia.

B. Kepala Bagian *Human Resource and Development* (HRD)

Mempunyai tugas dan wewenang untuk mengembangkan peraturan SDM yang ada, mengatur sistem *recruitment*, membuat pengembangan dan pelatihan SDM, membuat manajemen yang baik terkait dengan kinerja dan konflik, serta membuat dan mengaplikasikan bentuk penghargaan maupun kompensasi. Kepala bagian ini memiliki jajaran dibawahnya yakni divisi personalia dan divisi pelatihan ketenagakerjaan.

C. Kepala Bagian Keamanan

Mempunyai tugas dan wewenang untuk memeriksa keamanan pada beberapa area serta melakukan penjagaan dan pemeliharaan aset dan inventaris.

3. Bagian Administrasi dan Pemasaran

A. Kepala Bagian Keuangan

Mempunyai tugas dan wewenang untuk melakukan pengelolaan keuangan perusahaan maupun resikonya, menyusun laporan keuangan, merancang rencana keuangan dalam kurun waktu yang

dekat maupun panjang, serta menjaga hubungan dengan investor. Kepala bagian ini memiliki jajaran dibawahnya yakni divisi pembelian dan penjualan.

B. Kepala Bagian Pemasaran

Mempunyai tugas dan wewenang untuk mengembangkan metode pemasaran dengan tepat, mengatur anggaran pemasaran, mengatur distribusi hasil produk dan melakukan pemantauan pasar.

f. Staf Ahli

Staf ahli memiliki tanggung jawab dalam berkoordinasi dengan direktur untuk membantu dalam penjalanan tugasnya seperti keteknikan, administratif, dan hukum. Staf ahli memegang tanggung jawab terhadap direktur pada bidang masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli yaitu memberikan masukan mengenai pengembangan dan rencana yang telah dibuat, mengevaluasi kepada bidangnya serta menawarkan saran dari segi hukum.

4.4.4 Status, Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan

a. Status Karyawan

Terdapat tiga penggolongan karyawan terkait status dan sistem upah, antara lain:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang pengangkatan dan pemberhentiannya berdasarkan Surat Keputusan (SK) direksi serta pendapatan gaji/bulan untuk karyawan tetap diklasifikasikan berdasarkan kedudukan, keahlian, dan kurun waktu kerja.

2. Karyawan Kontrak

Karyawan kontrak merupakan karyawan yang pengangkatan dan pemberhentiannya berdasarkan Surat Keputusan (SK) direksi bersama dengan surat kontrak kerjasama.

3. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan merupakan karyawan yang dipekerjakan oleh perusahaan apabila hanya dibutuhkan. Upah yang diterima oleh karyawan ini bersifat borongan dari perusahaan atas hasil kinerjanya melalui proses penyetujuan.

b. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam suatu perusahaan industri dapat bervariasi berdasarkan latar belakang tingkat pendidikan dan keahlian yang telah ditempuh. Adapun jenjang pendidikan yang terdapat pada perusahaan ini diuraikan pada Tabel 4.2 sebagai berikut:

Tabel 4.2 Perincian Penggolongan Jabatan

Jabatan	Jurusan
Direktur Utama	S-2 (Semua Jurusan)
Direktur	S-2 (Semua Jurusan)
Kepala Bagian	S-1 (Semua Jurusan)
Kepala Seksi	S-1 (Semua Jurusan)
Staf Ahli	S-1 (Semua Jurusan)
Sekretaris	S-1 (Semua Jurusan)
Karyawan dan Operator	D-IV / S-1 Jurusan Teknik
Dokter	S-1 Kedokteran

Lanjutan Tabel 4.2

Jabatan	Jurusan
Perawat	D-IV / S-1 Keperawatan
Supir	SMP s.d SMA dilengkapi dengan SIM A/B
<i>Cleaning Service</i>	SMP s.d SMA
Satpam	SMP s.d SMA dengan sertifikasi satpam

c. Jumlah dan Gaji Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan sangat bervariasi tergantung pada ukuran dan jenis dari perusahaan industri tersebut. Penentuan jumlah karyawan yang dibutuhkan perlu diperhitungkan dengan tepat untuk memberikan efisiensi yang baik terhadap pekerjaan yang harus diselesaikan. Adapun jumlah karyawan yang dibutuhkan disertai dengan gaji yang sesuai diuraikan pada Tabel 4.3 berikut ini.

Tabel 4.3 Jumlah dan Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan / Orang (Rp)	Total Gaji / Tahun (Rp)
1	Direktur Utama	1	30.000.000	360.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	25.000.000	300.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	25.000.000	300.000.000
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	25.000.000	300.000.000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	17.000.000	204.000.000
6	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	15.000.000	180.000.000
7	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	15.000.000	180.000.000
8	Ka. Bag. Keuangan	1	15.000.000	180.000.000
9	Ka. Bag. Pemasaran	1	15.000.000	180.000.000

Lanjutan Tabel 4.3

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan / Orang (Rp)	Total Gaji / Tahun (Rp)
10	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	15.000.000	180.000.000
11	Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	15.000.000	180.000.000
12	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	15.000.000	180.000.000
13	Ka. Sek. Proses	1	11.000.000	132.000.000
14	Ka. Sek. Utilitas	1	11.000.000	132.000.000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	11.000.000	132.000.000
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	11.000.000	132.000.000
17	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	11.000.000	132.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	11.000.000	132.000.000
19	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	11.000.000	132.000.000
20	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	11.000.000	132.000.000
21	Ka. Sek. Tata Usaha	1	9.000.000	108.000.000
22	Ka. Sek. Personalia	1	9.000.000	108.000.000
23	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	9.000.000	108.000.000
24	Ka. Sek. Keamanan	1	7.000.000	84.000.000
25	Karyawan Proses	6	7.000.000	504.000.000
26	Karyawan Utilitas	4	7.000.000	336.000.000
27	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4	7.000.000	336.000.000
28	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	4	7.000.000	336.000.000
29	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	8	7.000.000	672.000.000
30	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	8	7.000.000	672.000.000

Lanjutan Tabel 4.3

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan / Orang (Rp)	Total Gaji / Tahun (Rp)
31	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6	7.000.000	504.000.000
32	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	6	7.000.000	504.000.000
33	Karyawan Tata Usaha	5	5.000.000	300.000.000
34	Karyawan Personalia	5	5.000.000	300.000.000
35	Karyawan Hubungan Masyarakat	5	5.000.000	300.000.000
36	Karyawan Keamanan	10	5.000.000	600.000.000
37	Operator	51	4.500.000	2.754.000.000
38	Dokter	2	10.000.000	240.000.000
39	Perawat	6	4.000.000	288.000.000
40	Supir	6	3.200.000	230.400.000
41	<i>Cleaning Service</i>	10	3.000.000	360.000.000
42	Satpam	4	3.000.000	144.000.000
Total		174	452.700.000	13.568.400.000

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pengoperasian pabrik asam sulfat akan direncanakan selama 330 hari dalam dalam setahun serta proses untuk produksi berjalan dalam kurun waktu 24 jam dalam 1 hari. Perbaikan, pemeliharaan (*maintenance*), dan *shut down* dilakukan ketika terdapat sisa hari diluar daripada hari libur. Untuk menjaga dan memantau keberlangsungan proses produksi, dibuat jam kerja *shift* yang diberlakukan untuk karyawan pada bagian proses secara teknis.

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang sistem kerjanya tidak berhubungan secara langsung terhadap proses produksi serta keamanan pada pabrik. Penggolongan karyawan dengan sistem kerja *non-shift* diantaranya

terdapat direktur dan jajarannya, kepala bagian, kepala seksi, serta karyawan yang ditempatkan pada kantor. Karyawan yang bekerja secara *non-shift* yaitu selama 5 hari dalam seminggu dengan pembagian jam kerja pada Tabel 4.4 sebagai berikut:

Tabel 4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan *Non-Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin s.d Kamis	07.00 s.d 16.00 WIB	12.00 s.d 13.00 WIB
Jum'at	07.00 s.d 16.00 WIB	11.30 s.d 13.30 WIB

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang sistem kerjanya berhubungan secara langsung terhadap proses produksi serta keamanan pada pabrik. Pekerjaan yang dilakukan oleh karyawan *shift* harus cepat tanggap dan siaga untuk menciptakan operasional produksi pabrik yang baik dan berjalan dengan lancar terutama pada bagian teknikal, gudang, dan lain sebagainya. Berikut ini pembagian jam kerja secara *shift* terdapat pada Tabel 4.5.

Tabel 4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan *Shift*

<i>Shift I</i>	Pukul 07.00-15.00 WIB
<i>Shift II</i>	Pukul 15.00-23.00 WIB
<i>Shift III</i>	Pukul 23.00-07.00 WIB

Pembagian jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam tiap shift dimana dalam sehari terdapat tiga kelompok *shift* yang bekerja. Pergantian jam kerja secara *shift* dilakukan tiap 3 hari kerja, dimana hari untuk bekerja mempunyai maksimalnya yaitu 3 hari dan diikuti dengan 1 hari libur. Terdapat 4 regu dalam

pembagian *shift*, penggiliran *shift* dilakukan oleh 3 regu dan 1 regu sisanya yaitu libur. Berikut ini siklus jadwal pembagian *shift* karyawan terdapat pada Tabel 4.6.

Tabel 4.6 Jadwal Shift Karyawan

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

Lanjutan Tabel 4.6

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

Keterangan:

1, 2, 3, dst : Hari Ke-

A, B, C, dan D : Regu kerja

I, II, dan III : *Shift* ke-

 : Libur

4.4.6 Ketenagakerjaan

Hak ketenagakerjaan perlu diberikan kepada tiap karyawan dari perusahaan.

Adapun beberapa hak diantaranya yaitu:

a. Tunjangan

1. Pemberian tunjangan jabatan dilakukan sesuai dengan jabatan yang diduduki oleh karyawan.
2. Pemberian tunjangan lembur kepada karyawan apabila bekerja diluar jam kerja, dilakukan sesuai dengan akumulasi jam kerja karyawan itu sendiri.
3. Pada tiap tahun ketika menjelang hari raya idul fitri, pemberian tunjangan hari raya (THR) kepada karyawan yaitu sebesar nilai satu bulan gaji karyawan.

b. Hari Libur Nasional

Hari libur nasional diperhitungkan sebagai hari libur kerja untuk karyawan *non-shift* dan diperhitungkan sebagai hari kerja lembur bagi karyawan *shift*.

c. Cuti

1. Pemberian cuti tahunan kepada tiap karyawan yaitu 12 hari kerja dalam kurun waktu setahun.
2. Pemberian cuti sakit kepada karyawan yang sedang sakit harus berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Pemberian cuti untuk melahirkan kepada karyawan yaitu selama 3 bulan, dimana 1 bulan untuk sebelum melahirkan dan 2 bulan untuk setelah melahirkan.

d. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka untuk meningkatkan produktifitas karyawan perlu adanya fasilitas bagi karyawan yang dapat menunjang hal tersebut, antara lain:

1. Poliklinik

Ketersediaan poliklinik dari perusahaan memiliki tujuan untuk menangani dan menjaga kesehatan tiap karyawan, dimana hal ini memiliki dampak terhadap pengaruh produktifitas pabrik.

2. Pakaian Kerja

Pemberian pakaian kerja bagi karyawan dilakukan untuk memberikan identitas dari suatu perusahaan tersebut. Disamping itu, perusahaan juga perlu memberikan peralatan penunjang lain dalam lingkungan pabrik seperti Alat Pelindung Diri (APD), *safety helm*, *masker*, *face shield*, kacamata *safety*, dan lain sebagainya.

3. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan dan diberikan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan ketika waktu istirahat pada jam makan siang.

4. Tempat Beribadah

Penyediaan tempat beribadah berupa masjid dibangun untuk memberikan fasilitas bagi karyawan muslim agar mendapatkan aksesibilitas yang mudah.

5. Transportasi Perusahaan

Penyediaan transportasi untuk perusahaan yaitu menggunakan kendaraan bus sebagai antar jemput antar area satu dengan area lainnya,

guna memberikan kemudahan akomodasi bagi karyawan.

e. Jaminan Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan wajib melakukan pendaftaran untuk karyawan sebagai peserta Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) yang memiliki empat jaminan, diantaranya terdapat Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JKM), Jaminan Hari Tua (JHT), dan Jaminan Pensiun (JP).

BAB V

UTILITAS

Utilitas adalah berbagai layanan dan sumber daya yang dibutuhkan untuk mendukung proses produksi pada industri kimia. Utilitas menjadi bagian yang penting agar operasi pabrik berjalan dengan baik, aman, dan efisien. Sarana penunjang merupakan fasilitas, peralatan, atau sumber daya yang mendukung kelancaran suatu kegiatan proses utama yang tidak terlibat langsung pada inti dari kegiatan proses tersebut. Oleh karena itu, dalam rangka untuk menciptakan suatu pabrik industri kimia dapat berjalan dengan baik perlu adanya utilitas untuk mendukung proses produksi tersebut. Beberapa hal terkait dengan unit utilitas yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik, antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyediaan serta Pengolahan Air dan *Downtherm*

Unit penyediaan dan pengolahan air maupun *downtherm* memiliki fungsi untuk menyediakan serta mengolah air bersih, dimana air ini akan dimanfaatkan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik.

5.1.1 Penyediaan Air

Air yang dibutuhkan pada suatu industri dapat dipenuhi dengan melalui pembelian air ataupun dengan memanfaatkan sumber air yang berada di dekat pabrik tersebut, umumnya seperti air laut, danau, atau sungai. Dalam perancangan pabrik asam sulfat ini akan mengambil sumber air dari Sungai Musi untuk segala pemenuhan air yang dibutuhkan. Penggunaan air yang bersumber dari air sungai memiliki beberapa pertimbangan berikut ini:

- a. Dalam mengolah air sungai cenderung lebih sederhana, mudah, dan biaya relatif rendah. Disamping itu, jika dibandingkan dengan air laut perlu melakukan proses pengolahan air yang lebih kompleks dan biaya yang dikeluarkan jauh lebih besar karena terdapat tingginya garam mineral yang terkandung.
- b. Sumber air sungai memiliki kontinuitas yang cukup sehingga meminimalisir terjadinya kekurangan air yang dibutuhkan.
- c. Keberadaan air sungai memiliki jarak yang dapat dijangkau dari lokasi pendirian pabrik, sehingga dapat menekan biaya untuk pengolahan air.

Terdapat beberapa bagian terkait kebutuhan air pada pabrik yang telah disesuaikan dengan keperluan, antara lain:

a. Air Domestik

Penggunaan air domestik untuk kebutuhan air pada perumahan dan area kantor, air untuk kebutuhan karyawan ini umumnya digunakan sebagai air konsumsi, *toilet*, dan lain sebagainya. Karena salah satu kegunaan air domestik adalah untuk dikonsumsi, maka air ini harus memenuhi syarat berikut ini:

1. Air jernih
2. Tidak memiliki bau
3. Tidak memiliki rasa
4. Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
5. Tidak beracun

Menurut “Undang-Undang No.17 Pasal 6 Tahun 2019 terkait Sumber Daya Air”, menerangkan bahwasannya konsumsi air per individu paling sedikit yaitu sebanyak 60 liter/orang/hari. Jumlah karyawan yang bekerja pada pabrik asam sulfat ini yaitu sebanyak 174 orang, sehingga kebutuhan *domestic water* secara menyeluruh diuraikan berikut ini:

1. Kebutuhan Air Karyawan

Jumlah karyawan	: 174 orang
Kebutuhan air/orang	: 60 liter/hari
Total kebutuhan	: 425,27 kg/jam
	: 10.206,52 kg/hari

2. Kebutuhan *Mess* Karyawan

Jumlah rumah	: 25
Jumlah orang/rumah	: 3
Kebutuhan air/orang	: 60 kg/hari
Total kebutuhan	: 4.687,50 kg/jam
	: 122.706,52 kg/hari

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Jenis Kebutuhan	Kebutuhan Air (kg/jam)
Karyawan	425,27
<i>Mess</i> Karyawan	4.687,57
Total	5.112,77

b. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan dalam sistem pendinginan untuk menjaga kondisi operasi suhu peralatan proses produksi dalam batas aman dan efisien. Penggunaan air pendingin dipertimbangkan dengan alasan sebagai berikut:

1. Air pendingin didapatkan dengan mudah serta dapat memenuhi dalam jumlah yang besar.
2. Proses pengolahan yang mudah.
3. Daya penyerapan terhadap energi panas harus tinggi dan baik.
4. Tidak mengalami dekomposisi
5. Tidak terkandung unsur besi dan oksigen terlarut karena bersifat korosifitas.
6. Tidak mengandung silika yang dapat mengakibatkan terbentuknya *fouling*.
7. Tidak mengandung minyak karena dapat menghambat pada *film corrosion inhibitor*, *heat exchanger coefficient* dapat menurun, dan dapat membentuk endapan karena minyak merupakan makanan bagi mikroba.

Produksi air pendingin dilakukan melalui *cooling tower*, dimana apabila air pendingin telah digunakan sebagai media pendinginan atau perpindahan panas

maka air pendingin tersebut akan disirkulasikan dan didinginkan kembali pada *cooling tower*. Berikut ini kebutuhan air pendingin untuk proses produksi secara keseluruhan terdapat pada Tabel 5.2.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
<i>Extra Cooler</i> (EC-01)	104.069,75
<i>Extra Cooler</i> (EC-02)	23.413,67
<i>Cooler</i> (C-03)	306.202,65
<i>Cooler</i> (C-04)	39.222,59
<i>Cooler</i> (C-05)	20.758,95
<i>Cooler</i> (C-06)	29.594,31
<i>Cooler</i> (C-07)	22.330,33
<i>Condensor</i> (CD-01)	76.835,70
Total	609.812,73

Kebutuhan air pendingin dirancang *over design* sebesar 20% dari total yang ada, maka jumlah air pendingin secara keseluruhan sebesar 731.775,28 kg/jam. Setelah dilakukan proses pendingin akan mengalami *blowdown*, maka dari itu dibutuhkan tambahan *make up water* yang dirancang dengan *over design* 20% yaitu sebesar 19.904,29 kg/jam.

c. Air Kebutuhan *Steam*

Penggunaan air *steam* dalam pabrik berfungsi sebagai media pemanasan. Air *steam* berasal dari produksi pada air umpan *boiler*. Adapun syarat yang harus dipenuhi dalam pengolahan air umpan *boiler* antara lain:

1. Tidak mengandung zat yang dapat mengakibatkan korosi yaitu larutan asam serta gas terlarut seperti CO₂, O₂, NH₃, H₂S, dan SO₂.

2. Tidak mengandung garam dan silika yang dapat mengakibatkan *fouling* pada *boiler* karena kesadahan air yang tinggi.

Berikut ini jumlah *steam* yang dibutuhkan untuk peralatan pabrik diuraikan pada Tabel 5.3.

Tabel 5.3 Kebutuhan *Steam*

Alat	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam)
<i>Heater</i> (HE-01)	10.304,23
<i>Heater</i> (HE-02)	16.810,24
<i>Evaporator</i> (E-01)	5.466,26
<i>Evaporator</i> (E-02)	4.611,58
<i>Evaporator</i> (E-03)	2.501,06
Total	39.693,37

Kebutuhan air *steam* dirancang *over design* sebesar 20% dari total yang ada, maka jumlah air *steam* secara keseluruhan sebesar 47.632,05 kg/jam. Penggunaan air pembangkit *steam* dari proses *boiler* yaitu sebesar 80% dari total kebutuhan *steam* untuk digunakan kembali, sehingga dibutuhkan *make up steam* sebesar 20% dari kebutuhan. Terjadinya *blowdown* pada *boiler* yaitu sebesar 15% maka jumlah *make up steam* yang diperlukan sebanyak 7.144,81 kg/jam.

d. *Service Water*

Air layanan umum (*service water*) adalah air yang penggunaannya dimanfaatkan untuk poliklinik, laboratorium, kantin, masjid, bengkel, dan lain sebagainya. Adapun syarat dari karakteristik *service water* yaitu sama halnya dengan *domestic water*. Adapun penyediaan *hydrant water* yaitu untuk digunakan sebagai pemadam kebakaran apabila terjadi kebakaran pada suatu

area atau adanya api yang ditimbulkan. Kualitas air sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, diantaranya adalah:

1. Syarat Fisika

- Kondisi suhu harus dibawah suhu udara
- Tidak berwarna atau jernih
- Tidak memiliki rasa
- Tidak memiliki bau

2. Syarat Kimia

- Tidak terkandung zat organik maupun anorganik terlarut
- Tidak beracun
- Tidak terkandung mikroorganisme atau bakteri berupa patogen karena dapat mengubah air secara fisis.

Berikut ini kebutuhan air yang digunakan untuk *service water* diuraikan pada Tabel 5.4.

Tabel 5.4 Kebutuhan *Service Water*

Jenis Kebutuhan	Kebutuhan Air (kg/jam)
Poliklinik	12,50
Laboratorium	20,83
Bengkel	8,33
Pemadam kebakaran	41,67
Kantin, mushola, dan kebun	166,67
Total	250

5.1.2 Penyediaan *Downtherm*

Downtherm A dalam perancangan pabrik ini digunakan sebagai media pendingin yang dirancang untuk memberikan kinerja termal yang optimal, serta stabil pada suhu tinggi, sehingga sangat ideal untuk digunakan dalam sistem pemanas yang bekerja pada suhu ekstrim. Digunakan $C_{12}H_{10}$ sebagai *downtherm A* untuk alat pabrik yang terlampir pada Tabel 5.5 berikut ini:

Tabel 5.5 Kebutuhan *Downtherm A*

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Cooler (C-01)	18.119,62
Cooler (C-02)	7.951,78
Total	26.071,40

Kebutuhan *downtherm A* dirancang *over design* sebesar 20% dari total yang ada, maka jumlah *downtherm A* secara keseluruhan sebesar 31.285,67 kg/jam. Setelah dilakukan proses pendingin akan mengalami *blowdown*, maka dari itu dibutuhkan tambahan *make up downtherm* yang dirancang dengan *over design* 20% yaitu sebesar 7.658,73 kg/jam.

5.1.3 Pengolahan Air

Dalam penyediaan air selama prosesnya terjadi pengolahan air dari sumber utama hingga menjadi air bersih, pengolahan ini dilakukan karena pada dasarnya kandungan air baku masih terdapat banyak pengotor (*impurities*) yang dapat menyebabkan terbentuknya *fouling*. Pengotor ini terdiri dari partikel padatan yang terdispersi dalam air tetapi tidak dapat larut (*suspended solid*) dengan ukuran yang cukup besar (makroskopis), *treatment* untuk jenis pengotor ini dapat melalui proses *clarifier*, sedangkan untuk jenis pengotor lainnya yaitu

partikel padatan yang dapat larut dalam air (*dissolved solid*) dengan ukuran yang sangat kecil (mikroskopis) dimana *dissolved solid treatment* dapat melalui proses demineralisasi. Maka dari itu, perlu adanya perlakuan khusus untuk mengolah air baku baik secara fisis maupun kimia.

a. Penghisapan

Tahapan awal yaitu dengan menghisap air baku dari sumber air sungai. Air yang diambil dari air sungai dilakukan dengan pompa yang kemudian akan dialirkan menuju *screening* atau penyaringan kasar.

b. Penyaringan (*screening*)

Penyaringan pada tahap ini dilakukan untuk memisahkan kandungan pengotor yang terdapat dalam air baku dengan ukuran yang cukup besar diantaranya seperti ranting, daun, atau kotoran lainnya tanpa zat kimia sebagai bahan pembantu untuk menghilangkan kotoran tersebut. Pada penyaringan kasar terdapat bagian untuk melakukan pembilasan pada *screener* agar pengotor yang masih tersangkut tidak menghalangi jalannya air.

c. Sedimentasi Awal

Pada proses pengendapan awal, kotoran yang terdapat dalam air akan dipisahkan dengan memanfaatkan kinerja gaya gravitasi. Proses sedimentasi awal akan menyaring kandungan pengotor berukuran kecil yang tidak dapat dipisahkan pada proses sebelumnya, kotoran ini biasanya berupa lumpur ataupun pasir yang kemudian akan terendap di bagian bawah bak karena adanya gaya gravitasi.

d. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi merupakan proses fisis dimana partikel yang terlarut dalam air (partikel koloid) membentuk gumpalan, pada proses ini terjadi penambahan bahan kimia koagulan untuk menetralkan sehingga partikel kecil dalam air menjadi stabil untuk membentuk endapan. Jenis koagulan yang biasa digunakan adalah tawas atau alumunium sulfat $Al_2(SO_4)_3$. Tahap setelahnya yaitu flokulasi yang merupakan proses lanjutan dari koagulasi, proses ini akan menggabungkan gumpalan partikel selama proses koagulasi (gumpalan kecil) membentuk gumpalan atau flok-flok yang lebih besar. Penambahan bahan kimia pada proses ini biasanya menggunakan kapur yang akan mengurangi tingkat kesadahan air seperti senyawa karbonat dan akan membuat pH air bersifat basa sehingga proses penggumpalan menjadi mudah untuk mempercepat pemisahan melalui sedimentasi atau filtrasi.

e. Sedimentasi

Sedimentasi tahap kedua ini berfungsi untuk mengendapkan gumpalan atau flok secara alami yang terbentuk akibat dari tahap koagulasi dan flokulasi. Proses ini akan dilakukan melalui bak sedimentasi, dimana hasil dari pembentukan flok akan dibuang melewati *blow down*.

f. Sand Filter

Pada tahapan filtrasi ini, air yang dihasilkan melalui proses sedimentasi dari bak pengendap akan didistribusikan menuju alat *sand filter*. Kinerja alat *sand filter* yaitu dengan mengalirkan air dari bagian atas menuju bagian bawah melalui media *filter*, sehingga kandungan pengotor (*suspended solid*) akan

tersaring setelah melewati proses tersebut. Adapun kandungan *suspended solid* dalam air yang keluar dari *sand filter* yaitu di bawah 1 ppm serta memiliki pH sebesar 6,5 s.d 7,5. Hasil dari proses ini, air akan dialirkan menuju bak penampungan sementara, jika kondisi *sand filter* telah mengalami akumulasi atau penumpukan kotoran maka perlu dibersihkan melalui metode *back wash*.

g. Tangki Penampung Air Bersih (*Filtered Water Storage Tank*)

Air yang telah melewati proses *pre-treatment* secara keseluruhan sudah termasuk ke dalam air bersih yang kemudian akan ditampung pada bak penampung sementara. Pendistribusian air bersih ini akan diolah lebih lanjut untuk digunakan sebagai *domestic water*, *service water*, *cooling water*, dan air umpan *boiler*.

h. Klorinasi

Proses klorinasi adalah proses yang berfungsi untuk menghilangkan mikroorganisme, jamur, kuman, ataupun kuman yang terkandung dalam air dengan cara menambahkan zat klorin sehingga dapat digunakan atau dikonsumsi dengan layak. Perlakuan proses ini yaitu pada *domestic water* yang ditampung pada *domestic water storage* untuk kemudian didistribusikan ke area perumahan atau perkantoran karyawan.

i. *Cooling Tower*

Cooling tower adalah alat yang berfungsi untuk menghasilkan air dingin sebagai media pendingin pada peralatan proses seperti *cooler* dan *condensor*. Media pendingin yang digunakan untuk melakukan proses pendinginan yaitu dengan pemanfaatan udara. Pada *cooling water* diawali dengan umpan yang

berasal dari *filtered water storage tank* yaitu sebuah tangki yang berisi total air alat pendingin secara keseluruhan, pada kondisi suhu 40°C yang kemudian akan dilairkan menuju *cooling tower* area atas melalui distributor. Hasil keluaran air melalui lubang saluran (*swirl*) mengalami terlepasnya panas laten yang mengakibatkan sebagian dari air akan terevaporasi, oleh karena itu perlu adanya *make up water* sebagai pengganti terjadinya *evaporation loss*. Apabila telah melaui seluruh proses pendinginan maka kondisi suhu akan mengalami penurunan yaitu sebesar 30°C yang kemudian akan didistribusikan menuju bak air pendingin sebelum digunakan kembali.

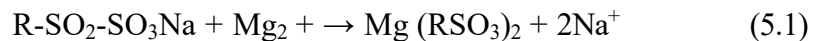
j. Demineralisasi

Produksi *steam* yaitu dengan menggunakan *boiler feed water*, dimana pada prosesnya harus melalui beberapa *treatment* untuk menghilangkan kandungan mineral yang terlarut dalam air. Proses yang harus dilakukan yaitu demineralisasi, dimana kinerja pada proses ini dalam penghilangan kandungan mineralnya yakni dengan melalui pertukaran ion-ion yang akan diikat menggunakan resin. Adapun terjadinya proses pertukaran ion yaitu terdapat pada alat berikut ini:

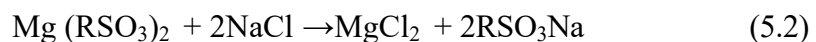
1. *Cation Exchanger*

Cation exchanger adalah alat yang berfungsi sebagai tempat terjadinya proses pertukaran ion-ion positif (*cation*) dengan memanfaatkan resin. Umumnya kandungan ion yang terdapat didalamnya yaitu seperti *calcium* (Ca^{2+}), magnesium (Mg^{+}), natrium (Na^{+}), besi (Fe^{2+}), potasium (K^{+}), mangan (Mn^{2+}), dan alumunium (Al^{3+}). Kandungan ion-ion tersebut akan bertukar

dengan ion H^+ ataupun Na^+ yang berasal dari resin. Penghilangan kation-kation tersebut perlu dilakukan karena dapat membentuk kerak pada *boiler* yang akan menghambat keberlangsungan operasi. Berikut ini reaksi yang terjadi pada pertukaran ion dalam *cation exchanger*:



Regenerasi pada kation resin perlu dilakukan kembali yaitu menggunakan $NaCl$ untuk menanggulangi terjadinya kondisi yang jenuh dalam kurun waktu tertentu. Adapun terjadinya reaksi tersebut diuraikan sebagai berikut:



2. Anion Exchanger

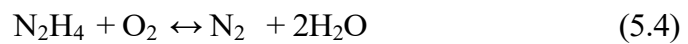
Anion exchanger adalah alat yang berfungsi sebagai tempat terjadinya proses pertukaran ion-ion negatif (*anion*) dengan memanfaatkan resin. Umumnya kandungan ion yang terdapat didalamnya yaitu seperti klorida (Cl^-), nitrat (NO_3^-), bikarbonat (HCO_3^-), dan silika (SiO_2^-). Kandungan ion-ion tersebut akan bertukar dengan resin serta memiliki rumus senyawa RCl . Penghilangan anion-anion tersebut perlu dilakukan karena bersifat korosif terhadap *boiler* yang akan menghambat keberlangsungan operasi. Berikut ini reaksi yang terjadi pada pertukaran ion dalam *anion exchanger*:



3. Deaerator

Boiler feed water yang telah melalui proses demineralisasi pada alat *cation exchanger* dan *anion exchanger*; selanjutnya akan dilakukan pengolahan pada deaerator untuk proses deaerasi. Deaerasi merupakan

tahapan dimana air umpan boiler akan dibersihkan dari kandungan gas seperti *carbon dioxide* (CO₂) dan *oxygen* (O₂) yang bersifat korosif. *Demin water* sebagai hasil dari proses demineralisasi dialirkan menuju alat deaerator untuk melakukan proses dearasi atau menghilangkan CO₂ dan O₂ yang terikat pada zat kimia *hydrazin* (N₂H₄). Kandungan gas ini perlu dihilangkan karena dapat mengakibatkan korosi terhadap *tube boiler*. Berikut ini reaksi yang terjadi pada deaerator adalah:



5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk penyedia kebutuhan *steam* yang diperuntukkan sebagai media pemanas selama proses produksi. Dalam memenuhi kebutuhan *steam* pada pabrik asam sulfat digunakan alat sebagai penunjang yaitu *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Nama alat : *boiler*
 Kapasitas : 47.632,05 kg/jam
 Jenis : *fire tube boiler*
 Jumlah : 1 *unit*

Perancangan *boiler* akan disertai dengan *unit economizer safety valve system* serta alat pengaman lainnya dengan sistem otomatis. Perlakuan awal untuk air yang telah diolah pada *water treatment plant* terlebih dahulu perlu melalui proses demineralisasi dan deaerasi. Selain itu juga perlu untuk menjaga kadar pH air sekitar 10,5-11,5 karena jika tidak pada rentang tersebut maka berpotensi untuk mengakibatkan korosi. Umpan yang akan diproses diolah terlebih dahulu pada *economizer* yang merupakan alat penukaran panas dengan memanfaatkan energi

panas dari *output* sisa pembakaran batubara pada *boiler*. Pemanasan air dilakukan hingga mencapai kondisi suhu 270°C yang akan diumpankan menuju *boiler*.

Pada *boiler* ini air berada di dalam pipa dan gas panas mengalir di luar pipa. Gas panas yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar mengalir melalui pipa-pipa yang dikelilingi oleh air. Air yang ada di dalam pipa tersebut akan mengalami pemanasan dan berubah menjadi uap.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit pembangkit listrik memiliki fungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik untuk mengoperasikan peralatan proses, alat utilitas, sumber penerangan, serta fasilitas penunjang lainnya. Sumber utama kebutuhan listrik pada pabrik asam sulfat ini di *supply* dari PT Perusahaan Listrik Negara (PT PLN). Disamping itu, sebagai cadangan energi listrik pabrik ini mempunyai sumber listrik yang lain yaitu berupa generator untuk menanggulangi apabila terjadi hambatan atau pemadaman. Jenis generator yang digunakan yaitu generator diesel yang bahan bakarnya berupa solar dengan kapasitas 1.700 kW. Adapun kebutuhan listrik yang perlu didistribusikan ke beberapa unit bagian pabrik, diuraikan sebagai berikut.

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Daya (HP)	kW
Kompresor (K-01)	16,94	12,64
Kompresor (K-02)	40,36	30,11
<i>Expansion Valve (EV-01)</i>	0,75	0,56
<i>Blower (B-01)</i>	13,39	9,99
<i>Blower (B-02)</i>	29,42	21,95
<i>Blower (B-03)</i>	19,02	14,19
Pompa (P-01)	0,75	0,56
Pompa (P-02)	2,00	1,49
Total	122,64	91,49

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Daya (HP)	kW
Kompresor Udara Tekan (KU-01)	1,00	0,75
<i>Blower Cooling Tower</i>	100,00	74,60
Bak Flokulator (BU-02)	4,00	2,98
Tangki Alum (TU-01)	0,5	0,37
Tangki NaCl (TU-07)	125,00	93,25
Tangki N ₂ H ₄ (TU-11)	25,00	18,65
<i>Boiler (Bo-01)</i>	392,96	293,15
Pompa Utilitas (PU-01)	0,5	0,37
Pompa Utilitas (PU-02)	0,50	0,37
Pompa Utilitas (PU-03)	0,50	0,37
Pompa Utilitas (PU-04)	0,50	0,37
Pompa Utilitas (PU-05)	0,50	0,37
Pompa Utilitas (PU-06)	0,50	0,37
Pompa Utilitas (PU-07)	0,50	0,37
Pompa Utilitas (PU-08)	0,75	0,56
Pompa Utilitas (PU-09)	0,75	0,56
Pompa Utilitas (PU-10)	3,00	2,24
Pompa Utilitas (PU-11)	15,00	11,19
Pompa Utilitas (PU-12)	1,25	0,93
Pompa Utilitas (PU-13)	1,25	0,93
Pompa Utilitas (PU-14)	1,75	1,31
Pompa Utilitas (PU-15)	1,75	1,31
Pompa Utilitas (PU-16)	1,75	1,31
Pompa Utilitas (PU-17)	1,50	1,12
Pompa Utilitas (PU-18)	1,50	1,12
Pompa Utilitas (PU-19)	1,50	1,12
Pompa Utilitas (PU-20)	15,00	11,19
Total	698,71	521,235

Diperkirakan kebutuhan listrik untuk alat yang tidak terdeskripsikan sebesar 20% dari akumulasi kebutuhan listrik alat proses dan utilitas, sehingga total kebutuhan listrik yaitu sebesar 790,90 kW.

Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik Pabrik

Jenis Kebutuhan	kW
Penerangan	331,52
<i>Air Conditioner</i> (AC)	15,00
Laboratorium dan Instrumentasi	10,00
Total	356,52

Kebutuhan listrik yang digunakan untuk alat proses, utilitas, dan listrik pabrik yaitu sebesar 972,87 kW. Dirancang untuk kebutuhan listrik 20% *excess* dari total penggunaan listrik secara keseluruhan sebagai faktor keamanan yaitu sebesar 1.167,44 kW.

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

Unit penyedia udara tekan memiliki fungsi untuk memenuhi kebutuhan udara tekan yang digunakan untuk *controller* karena sistem kerjanya yang memanfaatkan prinsip pneumatik. Perancangan pabrik asam sulfat ini membutuhkan 22 alat kontrol, sehingga total udara tekan yang disediakan yaitu sebesar 37,38 m³/jam dengan kondisi tekanan 6,9 atm.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar memiliki fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada pabrik. Penyediaan bahan bakar yang dibuat yaitu untuk *supply* energi pada generator dan *boiler*. Penggunaan kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* yang

menggunakan *fuel oil* yaitu sebesar 5.105,19 liter/jam dan untuk generator yang menggunakan solar yaitu sebesar 105,15 kg/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah adalah bahan sisa yang tidak digunakan kembali dan akan dibuang, limbah pabrik industri biasanya berupa sisa buangan dari produk samping. Pengolahan limbah pabrik asam sulfat ini berupa limbah gas, sedangkan limbah yang dihasilkan dari unit utilitas, aktifitas karyawan, dan lain sebagainya berupa limbah cair. Adapun pengolahan limbah yang dilakukan adalah sebagai berikut:

a. Limbah Proses

Limbah gas yang dihasilkan memiliki kandungan polutan berbahaya yang dapat mencemari udara jika tidak diolah dengan baik. Untuk itu perlu pengendalian emisi untuk mengurangi kandungan polutan gas, salah satu pengolahan yang dapat dilakukan yaitu dengan *treatment* penyerapan yang dapat mengabsorpsi gas berbahaya seperti senyawa sulfur (SO_x), Nitrogen Dioksida (NO₂), serta gas lain menggunakan larutan alkali (Ca (OH)₂). Setelah dilakukan pengolahan limbah gas, perlu adanya pemantauan emisi gas dengan alat canggih untuk memastikan bahwa emisi gas tersebut berada dalam batas yang diizinkan oleh peraturan lingkungan.

b. Limbah Utilitas

Limbah utilitas berupa air sisa dari proses regenerasi demineralisasi perlu dilakukan penetralan melalui *chemical treatment* dengan menambahkan bahan kimia untuk menjaga tingkat pH = 7,0 agar tetap stabil. Hasil proses untuk air yang telah dinetralkan akan dialirkan ke bak penampung akhir.

c. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi berupa air sisa dari hasil area domestik yang telah digunakan untuk keperluan kantor atau perumahan. Kandungan dari sisa air ini tidak terdapat bahan kimia yang cukup berbahaya, sehingga tidak perlu pengolahan secara khusus yaitu hanya dengan cara stabilisasi menggunakan zat klorin, aerasi, maupun lumpur aktif.

d. Limbah Padat

Limbah padat dihasilkan dari sisa proses pengolahan air pada unit utilitas, dimana limbah tersebut memiliki kandungan lumpur (*sludge*) yang cukup tinggi. Pengolahan lumpur akan menjadi abu yang memiliki persentase 0,3% dengan melalui berbagai tahap berikut ini:

1. Pemekatan lumpur (*sludge thickening*)
2. Stabilisasi lumpur (*sludge stabilization*)
3. Pembuangan air (*sludge dewatering*)
4. Pengeringan lumpur (*sludge drying*)

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	Pompa Utilitas				
Kode Alat	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke <i>bar screen</i>	Mengalirkan air dari <i>bar screen</i> ke bak sedimentasi awal (BU-01)	Mengalirkan air dari bak sedimentasi awal (BU-01) ke bak koagulasi dan flokulator (BU-02)	Mengalirkan alum 5% dari tangki alum (TU-01) ke Ke bak flokulator (BU-02)	Mengalirkan air dari flokulator (BU-02) ke bak pengendap I (BU-03)
Kapasitas (gpm)	94,82	94,82	94,82	5,49	94,82
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa (%)	82	82	82	81	82
Daya Motor (HP)	0,50	0,50	0,89	0,50	0,50
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS	8	8	8	0,50	8
<i>Schedule Number</i>	40	40	40	40	40
OD (in)	8,62	8,62	8,62	0,84	8,62
ID (in)	7,98	7,98	7,98	0,62	7,98

Lanjutan Tabel 5.9

Parameter	Pompa Utilitas				
Kode Alat	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap I (BU-03) ke bak pengendap II (BU-04)	Mengalirkan air dari bak pengendap II (BU-04) ke <i>sand filter</i> (FU-02)	Mengalirkan air dari <i>sand filter</i> (FU-02) ke bak penampung sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-05) ke area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit (TU-02) ke tangki klorinasi (TU-03)
Kapasitas (gpm)	94,82	94,82	94,82	94,82	0,19
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa (%)	82	81	81	81	79
Daya Motor (HP)	0,50	0,50	0,75	0,75	3
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS	8	8	8	8	4
<i>Schedule Number</i>	40	40	40	40	40
OD (in)	8,62	8,62	8,62	8,62	4,50
ID (in)	7,98	7,98	7,98	7,98	4,03

Lanjutan Tabel 5.9

Parameter	Pompa Utilitas				
Kode Alat	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi (TU-02) ke tangki air bersih (TU-03)	Mengalirkan air dari tangki air bersih (TU-04) ke area domestik	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan (TU-05) ke area kebutuhan <i>service</i>	Mengalirkan air pendingin dari bak air dingin (BU-06) ke <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> ke <i>recycle</i>
Kapasitas (gpm)	26,41	26,41	1,29	94,82	3.486,22
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa (%)	63	60	80	63	63
Daya Motor (HP)	1,50	15	1,25	1,75	1,75
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS	4,00	0,25	0,50	4,00	4,00
<i>Schedule Number</i>	40	40	40	40	40
OD (in)	4,50	0,54	0,84	4,50	4,50
ID (in)	4,03	0,36	0,62	4,02	4,03

Lanjutan Tabel 5.9

Parameter	Pompa Utilitas				
Kode Alat	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki kation (TU-06) ke tangki anion (TU-08)	Mengalirkan air dari tangki anion (TU-08) ke tangki umpan boiler (TU-10)	Mengalirkan air dari tangki umpan boiler (TU-10) ke tangki deaerator (De-01)	Mengalirkan <i>hydrazine</i> dari tangki N ₂ H ₄ (TU-11) ke tangki deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari tangki deaerator (De-01) ke alat proses
Kapasitas (gpm)	44,28	44,28	44,28	0,16	249,31
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa (%)	78	78	78	60	78
Daya Motor (HP)	1,50	1,50	1,50	15	1,50
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS	6,00	6,00	6,00	0,25	6,00
<i>Schedule Number</i>	40	40	40	40	40
OD (in)	6,62	6,62	6,62	0,54	6,62
ID (in)	6,06	6,06	6,06	0,36	6,06

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Utilitas

Alat	Bak Sedimentasi Awal	Bak Flokulator	Bak Pengendap I	Bak Pengendap II	Bak Penampung Sementara	Bak Air Pendingin
Kode Alat	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar serta lumpur yang terkandung pada air sungai	Mengendapkan kotoran terdispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk membentuk flok	Mengendapkan flok yang terbawa oleh air sungai melalui proses flokulasi	Mengendapkan flok yang terbawa oleh air sungai melalui proses flokulasi 2	Menampung air baku setelah dilakukan penyaringan pada <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendingin (<i>coolant</i>)
Kapasitas (kg/jam)	18.358,25	18.358,25	18.358,25	18.358,25	18.358,25	18.358,25
Tipe	Bak persegi panjang	Bak silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi panjang
Jenis Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1	1
Spesifikasi						
Panjang (m)	5,61	-	6,42	6,42	35,32	10,18
Lebar (m)	11,21	-	12,84	12,84	70,64	20,37
Tinggi (m)	2,80	3,04	3,21	3,21	17,66	5,09
Diameter (m)	-	3,04	-	-	-	-

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Utilitas

Alat	Tangki Alum	Tangki Klorinasi	Tangki Kaporit	Tangki Air Bersih	Tangki Air Bertekanan	<i>Cation Exchanger</i>
Kode Alat	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menyiapkan larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ 5%	Mengolah air dengan menambahkan klorin (kaporit) untuk kebutuhan air sanitasi	Menampung kaporit selama 1 minggu sebagai umpan ke dalam tangki klorinasi (TU-02)	Tempat penampungan kebutuhan air domestik	Tempat penampungan air bertekanan untuk kebutuhan layanan umum	Tempat pertukaran ion positif untuk menghilangkan kandungan mineral
Kapasitas (kg/jam)	30,35	5.112,77	6.175,46	5.112,77	250	4.763,20
Tipe	<i>Cylindrical vertical vessel</i>	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Jenis Bahan	<i>Stainless steel SA-167, type 304</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1	2
Spesifikasi						
Volume (m ³)	0,85	6.135,35	3,15	147.247,83	7,20	832,74
Panjang (m)	0,11	-	-	-	-	-
Lebar (m)	0,09	-	-	-	-	-
Tinggi (m)	9,94	18,67	1,59	57,24	2,09	23,03
Diameter (m)	0,81	18,67	1,59	57,24	2,09	9,59

Lanjutan Tabel 5.11

Alat	Tangki NaCl	<i>Anion Exchanger</i>	Tangki NaOH	Tangki Umpan Boiler	Tangki <i>Hydrazine</i> (N ₂ H ₄)
Kode Alat	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10	TU-11
Fungsi	Menyiapkan larutan NaCl sebagai umpan regenerasi penukar kation	Tempat pertukaran ion positif untuk menghilangkan kandungan mineral	Menyiapkan larutan NaOH sebagai umpan regenerasi penukar anion	Tempat penampungan air bebas mineral sebagai <i>boiler feed water</i>	Menyiapkan larutan N ₂ H ₄ 5% sebagai umpan ke deaerator (De-01)
Kapasitas (kg/jam)	2.065,46	4.763,20	660,95	8.573,77	75,78
Tipe	Silinder tegak berpengaduk (<i>six flat blade impellers</i>)	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk (<i>six flat blade impellers</i>)	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk (<i>six flat blade impellers</i>)
Jenis Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah (unit)	1	2	1	1	1
Spesifikasi					
Volume (m ³)	45,67	266,48	15,94	246,92	65,47
Kec. Putaran (rpm)	51,53	-	73,19	-	86,02
<i>Power Motor (HP)</i>	125	-	75	-	25
Tinggi (m)	9,29	6,56	6,55	6,80	7,57
Diameter (m)	3,87	15,75	2,73	6,80	3,47

Tabel 5.12 Spesifikasi *Screener (FU-01)*

Parameter	<i>Screener (FU-01)</i>
Fungsi	Tempat penyaring kotoran kasar seperti daun dan lumpur yang terbawa oleh air sungai
Tipe	<i>Manual bar screen</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless steel SA-167 type 304</i>
Jumlah (unit)	1
Spesifikasi	
Lebar Kisi (mm)	15
Tebal Kisi (mm)	17
Jarak antar Kisi (mm)	32
Kemiringan	45°

Tabel 5.13 Spesifikasi *Sand Filter (FU-02)*

Parameter	<i>Sand Filter (FU-02)</i>
Fungsi	Tempat penyaring kotoran halus yang terbawa oleh air sungai
Tipe	Bak <i>sand filter</i>
Jenis Bahan	<i>Spheres</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (kg/jam)	18.358,25
Ukuran Pasir (<i>mesh</i>)	28
Spesifikasi	
Volume (m ³)	4,24
Kec. Penyaringan (gpm/ft ²)	4
Panjang (m)	1,66
Tinggi (m)	0,83
Lebar (m)	3,32

Tabel 5.14 Spesifikasi *Cooling Tower (CT-01)*

Parameter	<i>Cooling Tower (CT-01)</i>
Fungsi	Tempat pendinginan <i>coolant</i> setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Tipe	<i>Induced draft cooling tower</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (kg/jam)	674.935,71
Spesifikasi	
Panjang (m)	4,34
Tinggi (m)	3,73
Lebar (m)	4,34

Tabel 5.15 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Parameter	<i>Blower Cooling Tower</i>
Fungsi	Sebagai penghisap udara lingkungan untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Tipe	<i>Centrifugal blower</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (m ³ /jam)	159.715,74
Spesifikasi	
Efisiensi	92%
<i>Power Motor (HP)</i>	100

Tabel 5.16 Spesifikasi *Downtherm Generation*

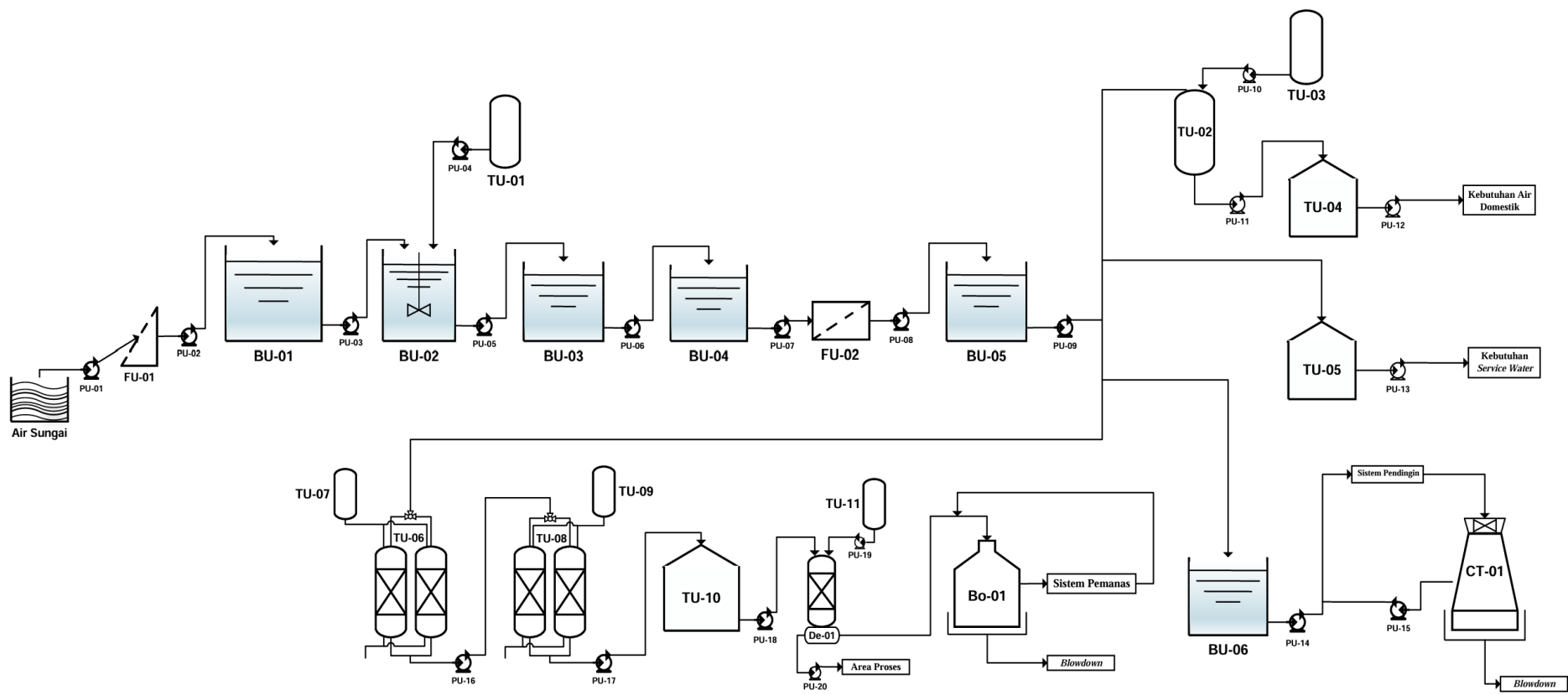
Parameter	<i>Downtherm Generation</i>
Fungsi	Tempat pendinginan <i>downtherm A</i> setelah digunakan oleh alat proses <i>cooler-01</i> dengan media pendingin udara
Tipe	<i>Induced draft</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (kg/jam)	57.778,84
Spesifikasi	
Panjang (m)	1,26
Tinggi (m)	3,73
Lebar (m)	1,26

Tabel 5.17 Spesifikasi Deaerator (De-01)

Parameter	Deaerator (De-01)
Fungsi	Mengurangi kadar gas terlarut (O ₂ dan CO ₂) pada <i>boiler feed water</i>
Tipe	<i>Cylindrical horizontal vessel with dished head</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless steel SA-176 type 304</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (kg/jam)	48.267,14
Spesifikasi	
Volume (m ³)	57,92
Tebal <i>shell</i> (in)	0,25
Tebal <i>head</i> (in)	0,31
Diameter (m)	3,33
Tinggi total alat (m)	0,20

Tabel 5.18 Spesifikasi *Boiler (Bo-01)*

Parameter	<i>Boiler (Bo-01)</i>
Fungsi	Tempat produksi <i>steam</i>
Tipe	<i>Boiler fire tube</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas <i>Boiler</i> (btu/jam)	13.154.358,27
Jenis Bahan Bakar	<i>Fuel oil</i>
Suhu (°C)	270
Spesifikasi	
Diameter (m)	5,07
Tinggi (m)	10,14



Gambar 5.1 Diagram Alir Unit Utilitas

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Suatu pabrik industri perlu adanya evaluasi ekonomi dengan tujuan untuk menilai kelayakan dan efisiensi operasional serta untuk mengidentifikasi potensi keuntungan dan kerugian dampak ekonomi dari suatu pabrik. Dalam meninjau apakah suatu pabrik memiliki kelayakan ekonomi perlu adanya pertimbangan terkait biaya investasi awal, biaya operasional, dan potensi pendapatan atau titik terjadinya impas yakni total biaya operasional sama dengan keuntungan yang didapat. Adapun beberapa faktor yang ada dalam melakukan evaluasi ekonomi yaitu sebagai berikut:

- a. *Return on Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
- d. *Break Even Point (BEP)*
- e. *Shut Down Point (SDP)*

Dalam melakukan analisis ekonomi sebelum pendirian pabrik, maka perlu adanya perhitungan terhadap beberapa hal antara lain:

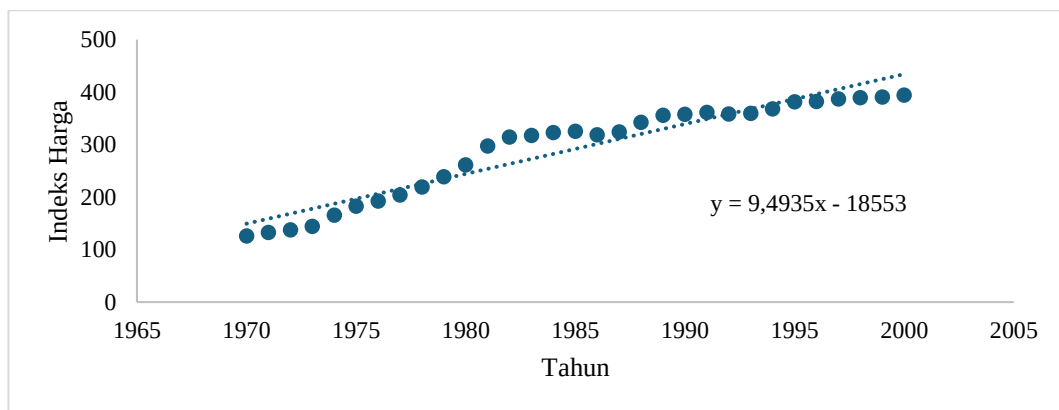
1. Penentuan Modal Industri (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan Modal

- a. Biaya Tetap Per Tahun (*Fixed Cost Annual*)
- b. Biaya Variabel Per Tahun (*Variabel Cost Annual*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost Annual*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan untuk suatu pabrik akan mengalami terjadinya perubahan setiap dalam sewaktu-waktu tergantung pada kondisi ekonomi yang dapat memberikan pengaruh. Dalam mencari harga alat pada kurun waktu tertentu dilakukan perhitungan terlebih dahulu dengan metode indeks harga alat. Pabrik asam sulfat ini berencana akan didirikan pada tahun 2029. Perlakuan analisa dilakukan dengan indeks harga peralatan yang telah terdapat pada tahun 1970 sampai dengan 2000 yang dimuat pada Grafik 6.1 berikut ini (Sumber: chemengonline.com/pci).



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan pembacaan grafik tersebut maka didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$y = 9,4935x - 18.553 \quad (6.1)$$

Dimana:

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh harga indeks pada tahun 2029 sebesar 709,31. Dalam menentukan harga alat pada tahun pabrik didirikan, menggunakan rasio indeks pada tahun referensi serta tahun pembelian alat sesuai dengan persamaan berikut ini:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.2)$$

Dimana:

N_x = Indeks harga pada tahun 2029

N_y = Indeks harga pada tahun 2014

E_x = Harga alat pada tahun 2029

E_y = Harga alat pada tahun 2014

(Aries & Newton, 1955)

Dengan menggunakan persamaan tersebut, didapatkan harga alat proses dan utilitas pada tahun 2029 adalah sebagai berikut:

Tabel 6.1 Harga Alat Proses Tahun 2029

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	E _y (\$)	E _x (\$)
1	Tangki H ₂ SO ₄	T-01	1	549.900	688.030
2	<i>Furnace</i>	F-01	1	1.846.600	2.310.450
3	Reaktor <i>Fixed Bed</i>	R-01	1	1.256.800	1.572.497
4	<i>Condensor</i>	CD-01	1	218.700	273.635
5	<i>Separator</i>	S-01	1	22.000	27.526
6	<i>Evaporator-01</i>	E-01	1	469.600	587.559

Lanjutan Tabel 6.1

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey (\$)	Ex (\$)
7	<i>Evaporator-02</i>	E-02	1	374.700	468.821
8	<i>Evaporator-03</i>	E-03	1	345.700	432.537
9	<i>Expansion Valve</i>	EV-01	1	724	906
10	Kompresor-01	K-01	1	52.100	65.187
11	Kompresor-02	K-02	1	58.600	73.320
12	<i>Heater-01</i>	HE-01	1	600	751
13	<i>Heater-02</i>	HE-02	1	1.200	1.501
14	<i>Extra Cooler-01</i>	EC-01	1	243.100	304.165
15	<i>Extra Cooler-02</i>	EC-02	1	241.000	301.537
16	<i>Cooler-01</i>	C-01	1	2.300	2.878
17	<i>Cooler-02</i>	C-02	1	1.400	1.752
18	<i>Cooler-03</i>	C-03	1	800	1.001
19	<i>Cooler-04</i>	C-04	1	271.400	339.573
20	<i>Cooler-05</i>	C-05	1	74.400	93.089
21	<i>Blower-01</i>	B-01	1	34.500	43.166
22	<i>Blower-02</i>	B-02	1	57.500	71.943
23	<i>Blower-03</i>	B-03	1	58.300	72.944
24	<i>Blower-04</i>	B-04	1	15.200	19.018
25	Pompa-01	P-01	1	17.400	21.771
26	Pompa-02	P-02	1	11.400	14.264
Jumlah			26	6.225.924	7.789.821

Tabel 6.2 Harga Alat Utilitas Tahun 2029

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey (\$)	Ex (\$)
1	<i>Bar Screen</i>	FU-01	1	21.400	26.775
2	Bak Sedimentasi Awal	BU-01	1	69.800	87.333
3	Bak Flokulasi	BU-02	1	35.400	44.292

Lanjutan Tabel 6.2

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey (\$)	Ex (\$)
4	Bak Pengendapan I	BU-03	1	133.100	166.534
5	Bak Pengendapan II	BU-04	1	69.000	86.332
6	Bak Penampungan Sementara	BU-05	1	147.200	184.175
7	Bak Air Pendingin	BU-06	1	32.600	40.789
8	<i>Sand Filter</i>	FU-02	1	38.800	48.546
9	Tangki Alum	TU-01	1	22.000	27.526
10	Tangki Klorinasi	TU-02	1	19.800	24.774
11	Tangki Kaporit	TU-03	1	11.250	14.076
12	Tangki Air Bersih	TU-04	1	29.300	36.660
13	Tangki Air Bertekanan	TU-05	1	26.400	33.031
14	<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	819.600	1.025.476
15	<i>Downtherm Generation (C₁₂H₁₀)</i>	CT-02	1	643.700	805.392
16	Tangki <i>Mixed Bed</i>	TU-06	2	39.600	99.094
17	Tangki NaCl	TU-07	1	25.000	31.280
18	Tangki NaOH	TU-09	1	19.000	23.773
19	Tangki Umpan <i>Boiler</i>	TU-10	1	64.500	80.702
20	Deaerator	De-01	1	41.000	51.299
21	Tangki Hidrazin	TU-11	1	4.500	5.630
22	<i>Boiler</i>	Bo-01	1	431.400	539.764
23	Pompa Utilitas-01	PU-01	1	8.900	11.136
24	Pompa Utilitas-02	PU-02	1	8.900	11.136
25	Pompa Utilitas-03	PU-03	1	8.900	11.136
26	Pompa Utilitas-04	PU-04	1	2.500	3.128
27	Pompa Utilitas-05	PU-05	1	8.900	11.136
28	Pompa Utilitas-06	PU-06	1	8.900	11.136
29	Pompa Utilitas-07	PU-07	1	8.900	11.136

Lanjutan Tabel 6.2

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey (\$)	Ex (\$)
30	Pompa Utilitas-08	PU-08	1	8.900	11.136
31	Pompa Utilitas-09	PU-09	1	8.900	11.136
32	Pompa Utilitas-10	PU-10	1	4.900	6.131
33	Pompa Utilitas-11	PU-11	1	4.900	6.131
34	Pompa Utilitas-12	PU-12	1	2.500	3.128
35	Pompa Utilitas-13	PU-13	1	2.500	3.128
36	Pompa Utilitas-14	PU-14	1	4.900	6.131
37	Pompa Utilitas-15	PU-15	1	4.900	6.131
38	Pompa Utilitas-16	PU-16	1	6.800	8.508
39	Pompa Utilitas-17	PU-17	1	6.800	8.508
40	Pompa Utilitas-18	PU-18	1	6.800	8.508
41	Pompa Utilitas-19	PU-19	1	2.500	3.128
42	Pompa Utilitas-20	PU-20	1	6.800	8.508
Jumlah			43	2.872.350	3.643.406

6.2 Dasar Perhitungan

Pada pabrik asam sulfat ini dilakukan analisa ekonomi dengan menggunakan dasar perhitungan yang terdapat sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 150.000 ton/tahun

Satuan tahun operasi : 330 hari

Tahun pabrik didirikan : 2029

Nilai kurs mata uang : 1 US\$ = Rp 16.220

Umur alat : 10 tahun

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital investment merupakan total pengeluaran yang dibutuhkan dalam pendirian fasilitas atau pengoperasian sumber daya pabrik industri. Berikut ini yang termasuk ke dalam *capital investment* antara lain: (Peters & Timmerhaus, 2018)

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed capital investment merupakan sejumlah modal yang dibutuhkan untuk pendirian fasilitas pabrik. Adapun perhitungan perencanaan yang dibutuhkan yaitu *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital instrument* yang diuraikan pada Tabel 6.3 berikut ini:

Tabel 6.3 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis <i>Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	185.446.937.030	11.433.226
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	46.361.734.257	2.858.306
3	<i>Equipment Installation</i>	29.607.712.519	1.825.383
4	<i>Piping Cost</i>	110.965.982.036	6.841.305
5	<i>Instrumentaion Cost</i>	47.018.687.463	2.898.809
6	<i>Electrical Cost</i>	27.817.040.554	1.714.984
7	Insulation	7.656.260.257	472.025
8	Building	36.585.000.000	2.255.549
9	<i>Land and Yard Improvement</i>	26.403.300.000	1.100.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		517.862.654.120	31.355.752

Tabel 6.4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Jenis <i>Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering & Construction Cost</i>	103.572.530.824	6.385.482
2	<i>Direct Plant Cost</i>	621.435.184.945	38.312.896
Total (PPC + DPC)		725.007.715.769	44.698.379

Tabel 6.5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Jenis <i>Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Total (PPC + DPC)	621.435.184.945	38.312.896
2	<i>Contractors fee</i>	62.143.518.494	3.831.289
3	Biaya tak terduga	62.143.518.494	3.831.289
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		745.722.221.934	45.975.476

b. *Working Capital Investment (WCI)*

Working capital investment adalah modal biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan suatu usaha dalam pabrik industri dalam kurun waktu tertentu.

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk kebutuhan kegiatan produksi pabrik. *Manufacturing cost* didapat dari akumulasi *direct* dan *indirect* serta *fixed manufacturing cost*.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost adalah modal biaya yang dibutuhkan dalam memenuhi keperluan produksi pabrik dengan keterkaitan secara langsung.

Adapun biaya yang dibutuhkan terdapat pada Tabel 6.6 berikut ini:

Tabel 6.6 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw material</i>	1.674.406.637.619	103.230.988
2	Labor	13.568.400.000	836.522
3	Supervisi	1.356.840.000	83.652
4	<i>Maintenance</i>	44.743.333.316	2.758.528
5	<i>Plant Supplies</i>	6.711.499.997	413.779
6	<i>Royalty and Patents</i>	26.249.994.540	1.618.372
7	Utilitas	37.846.584.739	2.333.328
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		1.804.883.290.212	111.275.172

b. *Indirect Manufatucring Cost*

Indirect manufacturing cost adalah modal biaya yang dibutuhkan dalam memenuhi keperluan produksi pabrik dengan tidak adanya keterkaitan secara langsung. Adapun biaya yang dibutuhkan terdapat pada Tabel 6.7 berikut ini:

Tabel 6.7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll overhead</i>	2.713.680.000	167.304
2	Laboratorium	2.035.260.000	125.478
3	<i>Plant overhead</i>	8.141.040.000	501.913
4	<i>Shipping and Packaging</i>	131.249.972.700	8.091.860
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		144.139.952.700	8.886.556

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost adalah modal biaya yang bersifat tetap yang dikeluarkan ketika pabrik melakukan pengoperasian produksi maupun tidak,

artinya tidak dipengaruhi oleh waktu atau tingkat produksi pabrik. Adapun biaya yang dibutuhkan terdapat pada Tabel 6.8 berikut ini:

Tabel 6.8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	59.657.777.754	3.678.038
2	<i>Property taxes</i>	7.457.222.219	459.754
3	<i>Insurance</i>	7.457.222.219	459.754
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		74.572.222.193	4.597.547

Tabel 6.9 *Total Manufacturing Cost*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	1.804.883.290.212	111.275.172
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	144.139.952.700	8.886.556
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	74.572.222.193	4.597.547
<i>Total Manufacturing Cost</i>		2.023.595.465.106	124.759.276

6.3.3 *General Expenses*

General expenses atau pengeluaran secara umum adalah modal biaya yang mempunyai keterkaitan dengan fungsi dari perusahaan itu sendiri dan tidak termasuk untuk *manufacturing cost*. *General expenses* terdiri atas:

a. Administrasi

Pengeluaran biaya administrasi meliputi *management salaries*, *legal fee and auditing*, serta biaya alat-alat kantor. Persentase biaya administrasi sekitar 2-3% dari *output* penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. *Sales*

Pengeluaran biaya *sales* meliputi penjualan hasil produksi seperti biaya untuk pendistribusian dan pengiklanan. Persentase biaya *sales* sekitar 3-12% dari harga penjualan atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Pada produk dengan kualitas standar memiliki *sales expense* rendah, sedangkan pada produk yang baru perlu dilakukan *branding* dengan *sales* besar.

c. Riset

Riset pada suatu pabrik perlu dilakukan dalam rangka untuk mempertahankan kualitas dan beradaptasi dengan inovasi yang ada. Dalam kategori pabrik untuk industri kimia memiliki dana riset dengan persentase paling rendah sebesar 3,5% dari hasil penjualan.

d. *Finance*

Finance merupakan biaya yang dikeluarkan untuk membayar bunga pinjaman dari *bank* dan *dividen*. Pinjaman *bank* merupakan termasuk pengeluaran biaya sebagai imbalan atas penggunaan dana pinjaman. Sedangkan *dividen* merupakan pengeluaran yang perlu dibayar oleh perusahaan kepada pemegang saham sebagai bagian dari keuntungan yang diperoleh. Persentase biaya dalam hal ini yaitu sekitar 4% akumulasi dari *Fixed Capital Investment (FCI)* dan *Working Capital Investment (WCI)*.

Berikut ini merupakan perincian keseluruhan biaya dalam *general expenses* terdapat pada Tabel 6.10 di bawah ini:

Tabel 6.10 Total *General Expense*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	60.707.863.953	3.742.778
2	<i>Sales Expenses</i>	222.595.501.161	13.723.520
3	<i>Research</i>	101.179.773.255	6.237.963
4	<i>Finance</i>	22.671.115.375	1.397.725
Total <i>General Expense</i>		407.154.253.745	25.101.988

Tabel 6.11 Total *Production Cost*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	2.023.595.465.106	124.759.276
2	Total <i>General Expenses</i>	407.154.253.745	25.101.988
Total <i>Production Cost</i>		2.430.749.718.851	149.861.265

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan = Rp2.624.999.454.000

Total Biaya Produksi = Rp2.430.749.718.815

Keuntungan = Total Penjualan – Total Biaya Produksi
= Rp194.249.735.148

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak = $20\% \times$ Keuntungan Sebelum Pajak
= Rp38.849.947.029

Keuntungan = Rp155.399.788.118

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan merupakan suatu proses untuk menilai apakah suatu perusahaan dapat menghasilkan keuntungan yang memadai, serta sebanding dengan biaya yang dikeluarkan. Tujuan utama dari analisis ini adalah untuk memastikan bahwa usaha yang dilakukan layak secara finansial dan memberikan nilai tambah yang optimal bagi perusahaan dan serta potensial atau tidak. Berikut ini merupakan beberapa faktor yang dapat memengaruhi kelayakan dari suatu pabrik:

6.5.1 *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI) merupakan pengukuran profitabilitas yang didapatkan dari investasi dibandingkan dengan biaya modal yang telah dikeluarkan. Menurut Aries dan Newton, 1995 dari bukunya terkait “*Chemical Engineering Cost Estimation*” bahwa syarat ROI sebelum pajak untuk suatu pabrik kimia beresiko tinggi mempunyai persentase minimum yaitu sebesar 44%, sedangkan untuk pabrik kimia beresiko rendah minimum sebesar 11%. Perhitungan ROI dilakukan dengan persamaan berikut ini:

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.3)$$

a. ROI b (keuntungan sebelum pajak)

$$ROI \text{ b} = \frac{\text{Keuntungan (Sebelum Pajak)}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% = 26,0\% \quad (6.4)$$

b. ROI a (keuntungan setelah pajak)

$$ROI \text{ a} = \frac{\text{Keuntungan (Setelah Pajak)}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% = 20,84\% \quad (6.5)$$

Keuntungan dari suatu pabrik dilakukan dengan menghitung *annual sales* (*Sa*) dan jumlah dari *manufacturing cost*, sedangkan untuk komponen *finance* merupakan biaya pengembalian hutang selama pendirian pabrik.

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan jangka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan investasi awal atau untuk menghasilkan pendapatan yang setara dengan biaya modal awal yang dikeluarkan. Berdasarkan dari segi resiko pabrik yang dapat ditimbulkan, pabrik beresiko tinggi mempunyai POT maksimal yaitu 2 tahun, sedangkan untuk pabrik beresiko rendah mempunyai POT selama 5 tahun (Aries dan Newton, 1955). Perhitungan POT dilakukan dengan persamaan berikut ini:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan (tahunan) + Depresiasi}} \quad (6.6)$$

a. POT b (sebelum pajak)

$$POT\ b = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = 2,94 \text{ tahun} \quad (6.7)$$

b. POT a (setelah pajak)

$$POT\ a = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = 3,47 \text{ tahun} \quad (6.8)$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik dimana total pendapatan dari suatu usaha sama dengan total biaya yang dikeluarkan, sehingga tidak ada keuntungan maupun kerugian atau seimbang. Dalam hal ini kapasitas produksi untuk *sales* sama dengan jumlah *cost*. Secara umum nilai BEP memiliki persentase sekitar 40%-60%, apabila nilai BEP yang dihasilkan pada suatu pabrik dibawah rentang

tersebut maka berpotensi akan mengalami kerugian. Perhitungan BEP dilakukan dengan persamaan berikut ini:

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

Keterangan:

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual variable value* pada produksi maksimum

Va = *Annual sales value* pada produksi maksimum

Tabel 6.12 *Annual Fixed Cost*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depretiation</i>	59.657.777.754	3.678.038
2	<i>Property Taxes</i>	7.457.222.219	459.754
3	<i>Insurance</i>	7.457.222.219	459.754
Total <i>Annual Fixed Cost</i>		74.572.222.193	4.597.547

Tabel 6.13 *Annual Sales Value*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	2.642.999.454.000	161.837
Total <i>Annual Sales Value</i>		2.642.999.454.000	161.837

Tabel 6.14 *Annual Regulated Expenses*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	13.568.400.000	836.522
2	<i>Payroll Overhead</i>	2.713.680.000	167.304
3	Supervisi	1.356.840.000	83.652

Lanjutan Tabel 6.14

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
4	<i>Plant Overhead</i>	8.141.040.000	501.913
5	Laboratorium	2.035.260.000	125.478
6	<i>General Expenses</i>	407.154.253.745	25.101.988
7	<i>Maintenance</i>	44.743.333.316	2.758.528
8	<i>Plant Supplies</i>	6.711.499.997	413.779
Total <i>Annual Regulated Expenses</i>		486.424.307.058	29.989.168

Tabel 6.15 *Annual Variable Value*

No.	Jenis Pengeluaran	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	1.674.406.637.619	103.230.988
2	<i>Packaging and Shipping</i>	131.249.972.700	8.091.860
3	Utilitas	37.846.548.739	2.333.328
4	<i>Royalty and Patent</i>	26.249.994.540	1.618.372
Total <i>Annual Variable Value</i>		1.869.753.189.599	115.274.549

Untuk memperoleh nilai BEP, maka perlu melakukan substitusi hasil nilai dari Tabel 6.12 hingga Tabel 6.15 ke dalam persamaan, sehingga nilai BEP yang dihasilkan yaitu sebesar 53,16%.

Suatu perusahaan untuk menghasilkan keuntungan yang optimal dapat dilakukan dengan beberapa metode sebagai berikut:

- a. Menekan biaya produksi dan operasional pabrik dengan optimal, namun perlu mempertimbangkan dari segi harga penjualan serta kualitas dan kuantitas produksi agar tetap stabil.
- b. Dalam menentukan harga penjualan perlu disesuaikan dengan hasil keuntungan yang ingin dicapai.

- c. Peningkatan frekuensi kegiatan perlu dilakukan dengan maksimal.

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan titik dimana perusahaan memilih untuk menghentikan operasi produksinya dalam jangka pendek karena biaya variabel yang dikeluarkan lebih besar atau sama dengan pendapatan yang diperoleh dari penjualan produk, dalam kondisi ini apabila terjadi keberlanjutan operasi maka biaya yang dikeluarkan akan lebih besar dibandingkan dengan biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Perhitungan SDP dilakukan dengan persamaan berikut ini:

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

Nilai SDP yang dihasilkan dengan menggunakan persamaan tersebut yaitu sebesar 35,18%.

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate adalah pendekatan untuk melakukan evaluasi profitabilitas melalui pertimbangan *time value* (nilai atas waktu) menggunakan nilai uang berdasarkan banyaknya investasi yang belum kembali pada tiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*). Perhitungan DCFR dilakukan dengan persamaan berikut ini:

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

Keterangan:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value* (depresiasi)

I : Nilai DCFR

n : Umur Pabrik (10 tahun)

C : *Cash Flow* = *Profit after taxes* + *depretiation* + *finance*

Nilai DCFR dilakukan dengan sistem *trial and error*. Berdasarkan keputusan dari Bank Indonesia (BI) suku bunga untuk industri adalah 6,5% sehingga nilai DCFR yang diperoleh memiliki syarat minimum sebesar 19,92%.

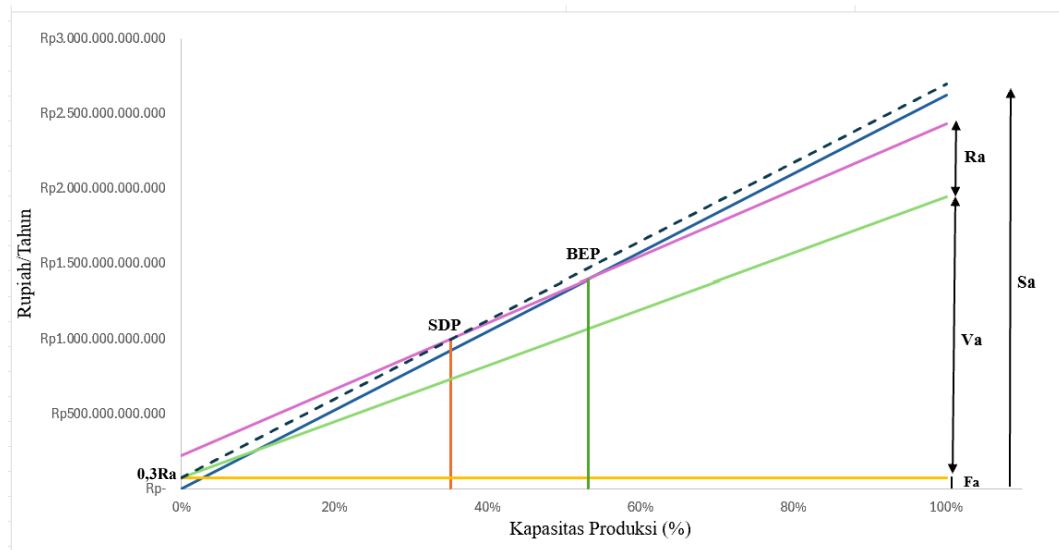
6.6 Analisa Resiko Pabrik

Perlakuan dalam menentukan kategori pabrik berdasarkan jenis risikonya perlu ditinjau terlebih dahulu sebelum melakukan analisis kelayakan mendirikan pabrik. Suatu pabrik industri dapat termasuk kedalam pabrik dengan resiko rendah (*low risk*) apabila perusahaan tersebut memiliki skala komersial dan telah *established*, sedangkan apabila pabrik tersebut memiliki resiko yang tinggi (*high risk*) artinya perusahaan tersebut masih tergolong baru, dimana pabrik tersebut perlu melakukan eksploitasi yang besar dan *branding* ke skala pabrik. Pabrik asam sulfat termasuk kedalam kategori pabrik dengan resiko rendah karena pertimbangan berikut ini:

- a. Pabrik industri produksi asam sulfat di dunia telah banyak didirikan, karena pada dasarnya banyak permintaan terhadap produk asam sulfat di Indonesia, sehingga dapat menumbuhkan integritas kepada para investor akan kelayakan pendirian pabrik. Banyaknya permintaan yang ada karena kebutuhan asam sulfat umumnya banyak digunakan di berbagai bidang industri, seperti:
 - Industri kimia untuk pembuatan pupuk dan deterjen

- Industri pengolahan logam
 - Industri minyak dan gas
 - Industri farmasi atau medis
 - Industri makanan dan minuman
 - Industri elektronik dan baterai
- b. Bahan baku dan kondisi operasi alat proses memiliki resiko yang masih dapat dikendalikan dengan melakukan pengelolaan potensial hazard dan *control process* dengan baik dan optimal.
- c. Kebutuhan bahan baku *synthetic gas* H₂S telah banyak diproduksi atau merupakan hasil produk samping dari beberapa industri di bidang energi seperti minyak dan gas, sehingga ketersediaan pemasok bahan baku dapat tercukupi dan proses pengoperasian pabrik memungkinkan untuk dapat berjalan jangka panjang.
- d. Berdasarkan dari keseluruhan kondisi operasi pabrik yaitu beroperasi dengan suhu yang paling tinggi sebesar 1050°C serta pada tekanan 6 atm (<10 atm) pada alat proses *furnace*.

Dari peninjauan analisa ekonomi yang telah dilakukan dan komponen-komponen perhitungan yang memengaruhi evaluasi ekonomi, diperoleh grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Pembacaan grafik pada garis *Break Even Point (BEP)* dapat ditinjau bahwasannya dari kapasitas pabrik secara keseluruhan, dapat mengetahui berapa jumlah kapasitas yang perlu di produksi, dengan menilik kondisi pabrik apakah mempunyai profitabilitas. Disamping itu, apabila suatu pabrik dapat melakukan produksi dengan kapasitas produksinya berada di atas titik BEP maka pabrik tersebut dapat dikatakan menguntungkan, dan berlaku pada hal sebaliknya apabila produksi pabrik kurang dari titik BEP maka pabrik tersebut mengalami kerugian.

Shut Down Point (SDP) merupakan titik batas yang mengharuskan pabrik untuk melakukan pemberhentian produksi karena mengalami kerugian yang cukup besar.

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisis pabrik yang telah dilakukan berupa hasil perhitungan perancangan pabrik asam sulfat dengan kapasitas 150.000 ton/tahun baik secara teknis maupun ekonomis, didapatkan kesimpulan berikut ini:

1. Pendirian pabrik asam sulfat dengan kapasitas 150.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun di wilayah Musi Banyuasin, Kota Palembang, Sumatera Selatan dengan luas tanah yang diperlukan sebesar 24.000 m². Pendirian pabrik ini atas dasar untuk memenuhi kebutuhan asam sulfat dalam negeri yang cukup tinggi sehingga kegiatan impor dari luar negeri dapat berkurang, serta membuka lapangan pekerjaan yang dapat mendorong pertumbuhan ekonomi.
2. Berdasarkan peninjauan pra rancangan pabrik asam sulfat yang telah dilakukan mengenai kondisi operasi, kemudahan dalam pemilihan dan mendapatkan bahan baku, ketersediaan pabrik skala komersial yang telah berdiri, aksesibilitas yang mudah dalam penjualan, maka pabrik asam sulfat dapat dikategorikan pabrik dengan resiko rendah (*low risk*).
3. Berdasarkan hasil analisis kelayakan dan hasil evaluasi ekonomi, pabrik asam sulfat memiliki parameter kelayakan berikut ini:

a. *Return on Investment (ROI)*

ROI sebelum pajak = 26.05%

ROI setelah pajak = 20,84%

Memiliki syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah minimal 11%.

b. *Pay Out Time (POT)*

POT sebelum pajak = 2,9 tahun

POT setelah pajak = 3,4 tahun

Memiliki syarat POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

c. *Break Even Point (BEP)*

Total BEP = 53,16%

Syarat BEP untuk pabrik industri umumnya 40-60%.

d. *Shut Down Point (SDP)*

Total SDP = 35,18%

Memiliki syarat SDP untuk pabrik industri minimal 20%.

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Total DCFR = 19,92%

Memiliki syarat DCFR untuk pabrik industri minimal $1,5 \times$ suku bunga bank (6,5%) yaitu sebesar 9,75%.

(Aries & Newton, 1955)

Atas dasar pertimbangan hasil evaluasi ekonomi tersebut, pabrik asam sulfat dari hidrogen sulfida menggunakan proses *Wet Sulfuric Acid (WSA)* kapasitas 150.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki kelayakan untuk dikaji lebih lanjut dan didirikan karena telah memenuhi syarat yang ada.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik untuk industri kimia perlu didasari oleh wawasan dan pemahaman konsep yang diperkuat dengan referensi pranalar, dimana hal ini memiliki keterkaitan untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik, diantaranya yaitu:

1. Melakukan optimalisasi penentuan peralatan proses dan penunjang perlu dipertimbangkan agar dapat menghasilkan profitabilitas yang baik.
2. Prospek untuk mendirikan pabrik asam sulfat dapat direalisasikan dengan meninjau kebutuhan asam sulfat di Indonesia semakin meningkat seiring dengan bertambahnya waktu.
3. Produksi limbah pada pabrik kimia tidak dapat dipungkiri, oleh karena itu perlu adanya efisiensi dan optimalisasi pengolahan limbah kimia, agar dapat menciptakan pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan dengan memerhatikan syarat standarisasi peraturan lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. (2024). Cost Raw Material and Product for Production, www.alibaba.com, diakses pada 14 Maret 2025.
- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). Chemical Engineering Cost Estimation. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. (2024). Data Impor dan Ekspor Asam Sulfat. Diakses 04 Mei 2024, dari www.bps.go.id.
- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia. (2017 s.d 2023). Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku.
- Blanes-Vidal, *et al.* (2012). Perceived annoyance from environmental odors and association with atmospheric ammonia levels in non-urban residential communities: a cross-sectional study.
- Brown, G. (1978). *Unit Operation*. Tokyo: Mc Graw Hill International Book Company
- Brownell, L. E. Y. (1992). *Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Limited
- Coulson, J. a. (205). *Chemical Engineering, An Introducing*. Oxford: Pergamon Press.
- Doujaji, B., & Jaffar A, A. (2010). Hydrogen sulfide exposure in an adult male. Ann Saudi Med.
- Fogler, H. Scott. (2016). Element of Chemical Reactions Engineering 5th ed. Prentice-Hall.
- Geankoplis, C. 1. (2003). *Transport Process and Unit Operation*. New Jersey: Prentice-Hall International, Inc.

Harga Alat, www.matche.com, diakses pada 15 Februari 2025

Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Kogakusha: Mc. Graw Hill Book Co: New York.

Mamrosh, *et al.* (2019). *Strategies for Short-Term H₂S Removal*. Norman Oklahoma, USA.

Mc Cabe, W. L. (1976). *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.

Jacinth Naidoo, A., & Goumri, P. M. (2005). *A Kinetic study of the Reaction of Atomic Oxygen with SO₂*. Denton, USA.

Perry, R. a. (2008). *Perry's Chemical Engineering Handbook* 7ed. New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (2018). *Plant Deisgn and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill International.

Qingdao Ludong Gas Co., Ltd. (2024). *Industrial Purity Hydrogen Sulfide (H₂S) Gas in Cylinder*. Diakses 18 Mei 2025, dari www.made-in-china.com

Ulrich, G. D. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: Wiley.

Treyball, R. E. (1980). *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.

United Nations Commodity Trade. (2020). *Import and Exports Statistics Database*, www.unccd.int, diakses pada 10 Mei 2024.

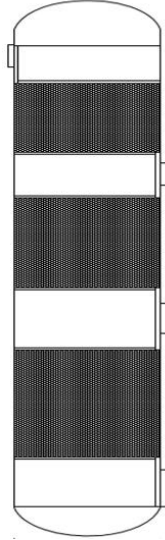
Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Newton: Butterworth-Heinemann.

- Yaws, C. L. (1999). Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals, McGraw-Hill.
- Zhou, *et al.* (2014). Method for Preparing Sulfuric Acid by Using Hydrogen Sulfide. Patent, US 2014/0205534. Shanghai Keyontechs Co., Ltd.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

PERANCANGAN REAKTOR (R-01)



Fungsi : Tempat terjadinya reaksi gas sulfur dioksida (SO_2) dengan gas oksigen (O_2) untuk menghasilkan gas sulfur trioksida (SO_3) dengan bantuan katalis vanadium pentaoksida (V_2O_5).

Jenis : *Fixed Bed Catalytic Multibed Reactor*

Konversi : 95%

Kondisi Operasi : Suhu = $425\text{-}475^\circ\text{C}$

Tekanan = 1 atm

Reaksi = Eksotermis, *non-isothermal* adiabatik

Tujuan Perancangan:

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung neraca massa
3. Menghitung neraca panas
4. Perancangan spesifikasi reaktor

a. Alasan Pemilihan Reaktor

1. Zat pereaksi reaktor berlangsung pada fase gas dengan katalis padat
2. Reaksi dengan kondisi eksotermis membutuhkan luas perpindahan panas yang besar sehingga kontak dengan pemanas dapat optimal
3. Pemisahan katalis setelah keluar dari reaktor tidak perlu dilakukan
4. Katalis yang digunakan berumur panjang
5. *Fixed bed catalytic reactor* memiliki desain konstruksi lebih sederhana sehingga biaya perancangan, operasional, dan perawatan lebih mudah dan relatif terjangkau.

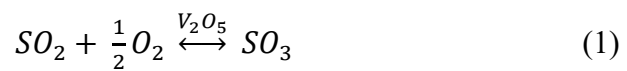
b. Neraca Massa Reaktor

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)	<i>Intermediate</i> (kg/jam)		<i>Output</i> (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
O ₂	38.338,75	17.605,10	9.630,62	8.035,73
N ₂	441.470,86	441.470,86	441.470,86	441.470,86
SO ₂	127.591,68	44.657,09	12.759,17	6.379,58
H ₂ O	35.885,16	35.885,16	35.885,16	35.885,16
SO ₃		103.668,24	143.540,64	151.515,12
Total	643.286,45	643.286,45	643.286,45	643.286,45

1. Stoikiometri:

Komponen	Mula-mula (kmol/jam)	Bereaksi (kmol/jam)	Sisa (kmol/jam)
SO ₂	FaO	FaO.X	FA = FaO - FaO.X
O ₂	FbO	FaO.X	FB = FbO - FaO.X
SO ₃	-	FaO.X	FC = FaO.X
Total	FtO = Fa - FbO		FT = FtO - FaO.X

2. Reaksi yang terjadi:



- Reaksi *Bed 1* (konversi 65%)

	SO ₂	½ O ₂	↔	SO ₃
Mula-mula	1.993,62	1.198,09		
Reaksi	1.295,85	647,93		1.295,85
Sisa	697,77	550,16		1.295,85

- Reaksi *Bed 2* (konversi 90%)

	SO ₂	½ O ₂	↔	SO ₃
Mula-mula	697,77	550,16		1.295,85
Reaksi	498,40	249,20		498,40
Sisa	199,36	300,96		1.794,26

- Reaksi *Bed 3* (konversi 95%)

	SO ₂	½ O ₂	↔	SO ₃
Mula-mula	199,36	300,96		1.794,26
Reaksi	99,68	49,84		99,68
Sisa	99,68	251,12		1.893,94

c. *Properties* Umpan Reaktor

1. Kapasitas Panas Umpan

$$C_p \text{ gas campuran} = 32.326,80 \text{ kJ/kmol.K}$$

2. Viskositas Umpan

$$\mu \text{ gas campuran} = 364,80 \text{ cP}$$

3. Densitas Umpan

$$\rho \text{ gas campuran} = 0,617 \text{ kg/m}^3$$

4. Konduktivitas Panas Umpan

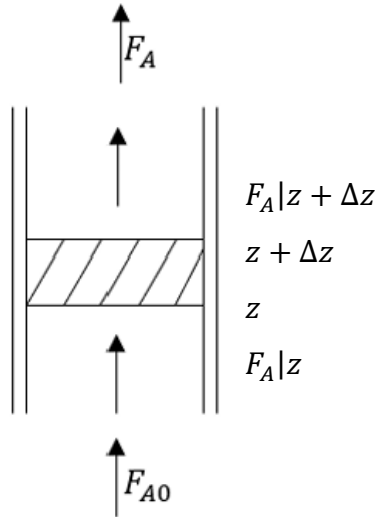
$$K \text{ gas campuran} = 0,018 \text{ W/m.K}$$

d. Desain Reaktor

Asumsi yang diambil:

1. Aliran yang terjadi *plug flow*, sehingga tidak ada gradien konsentrasi ke arah radial (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan
4. Kondisi operasi *steady state* (*rate of reaction* = 0)

Penyusunan model neraca massa dilakukan pada pipa berisi tumpukan katalisator pada elemen volume sepanjang ΔZ dengan konversi X



A. Neraca massa A (SO₂) pada fase gas dalam elemen volume

(rate of input) – (rate of output) ± (rate of reaction) = rate of accumulation (2)

$$(F_A|z) - (F_A|z + \Delta z - (-r_A) \rho k. \pi. D^2. \Delta Z) = 0 \quad (3)$$

$$(F_A|z) - (F_A|z + \Delta z) = (-r_A) \rho k. \pi. D^2. \Delta Z \quad (4)$$

Kedua ruas dibagi dengan ΔZ :

$$\frac{(F_A|z) - (F_A|z + \Delta z)}{\Delta z} = (-r_A) \rho k. \pi. D^2 \quad (5)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{(F_A|z) - (F_A|z + \Delta z)}{\Delta z} = (-r_A) \rho k. \pi. D^2 \quad (6)$$

Jika $\Delta Z = 0$ maka diperoleh persamaan diferensiasi:

$$\frac{dF_A}{dz} = (-r_A) \rho k. \pi. D^2 \quad (7)$$

Dari stoikiometri diperoleh:

$$F_{A0} = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$$

$$F_{A0} = F_{A0}(1 - x)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

Sehingga diperoleh persamaan:

$$\frac{-F_{A0} \cdot dX_A}{dZ} = (-r_A) \rho k \cdot \pi \cdot D^2 \quad (8)$$

$$\frac{dZ}{dX_A} = \frac{F_{A0}}{(-r_A) \rho k \cdot \pi \cdot D^2} \quad (9)$$

$$dZ = \frac{dX_A}{(-r_A)} \times \frac{F_{A0}}{\rho k \cdot \pi \cdot D^2} \quad (10)$$

Dengan $(-r_A) = k(C_A)^2(C_B)$ dan persamaan diintegrasikan menjadi:

$$dZ = \frac{dX_A}{k(C_A)^2(C_B)} \times \frac{F_{A0}}{\rho k \cdot \pi \cdot D^2} \quad (11)$$

$$dZ = \frac{dX_A}{kC_{A0}^2(1-x)^2(C_{B0}-C_{A0}X)} \times \frac{F_{A0}}{\rho k \cdot \pi \cdot D^2} \quad (12)$$

$$\int dZ = \int \frac{dX_A}{kC_{A0}^2(1-x)^2(C_{B0}-C_{A0}X)} \times \frac{F_{A0}}{\rho k \cdot \pi \cdot D^2} \quad (13)$$

$$Z = \frac{C_{A0}((X-1)(\ln C_{A0}X - C_{B0}) - \ln(x-1)) - 1 + C_{B0}}{C_{A0}^2(C_{B0}-C_{A0})^2 k(x-1)} \times \frac{F_{A0}}{\rho k \cdot \pi \cdot D^2} \quad (14)$$

Dengan persamaan (14) diperoleh tinggi pada masing-masing *bed reactor*:

- *Bed 1*

$$Z_1 = 1,15 \text{ m}$$

- *Bed 2*

$$Z_2 = 1,59 \text{ m}$$

- *Bed 3*

$$Z_3 = 1,01 \text{ m}$$

Data laju reaksi didapat berdasarkan *Journal Naidoo, Goumri, and Marshall, 2005 "A kinetic study of the reaction of atomic oxygen with SO₂".*

Adapun data laju reaksi tersebut sebagai berikut:

$$k_0 = 6,7 \times 10^{-21} T^{-3,6} \exp\left(-\frac{2160}{T}\right) \quad (15)$$

$$k = k_0 \exp\left(\frac{E}{RT}\right) \quad (16)$$

$$(-r_A) = k(C_A)^2(C_B) \quad (17)$$

Keterangan:

C_A = Konsentrasi A (SO_2)

C_B = Konsentrasi B (O_2)

E = Energi internal = 15.900 J/mol

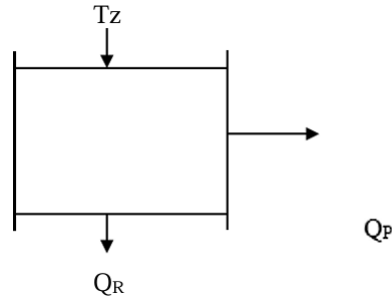
R = Konstanta gas ideal = 8,314 J/mol.K

T = Suhu pada saat $Z = H$

B. Neraca Panas pada Elemen Volume

Asumsi yang diambil untuk neraca panas pada elemen volume adalah sebagai berikut:

1. Aliran yang terjadi *plug flow*, sehingga tidak terdapat gradien suhu ke arah radial (Rase,1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (Rase,1977)
3. Gradien suhu intra partikel dan interfase diabaikan
4. Kondisi operasi *steady state*
5. Kapasitas panas gas campuran (C_p) dan viskositas gas campuran (μ) adalah fungsi suhu dan bukan fungsi jarak
6. Tidak terjadi reaksi samping pada gas hasil reaksi



Dimana,

$Q_R = \text{Panas reaksi}$

$Q_P = \text{Panas yang dibuang}$

Penyusunan model neraca panas dilakukan pada sebuah sisi *bed* yang berisi katalis setebal ΔZ dengan konversi X_A .

(Heat of input) – (Heat of output) ± (Heat of reaction) = Heat of accumulation

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U_d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0 \quad (18)$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0 \quad (19)$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) \quad (20)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) \quad (21)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) \quad (22)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) \quad (23)$$

$$\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) \quad (24)$$

Dimana,

$$H = Q = \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) \quad (25)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \frac{dx}{dz} - U d.N t. \pi. OD. (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \quad (26)$$

Keterangan:

T = Suhu gas, K

T_p = Suhu pendingin, K

ΔH_R = Panas reaksi pada suhu reaksi, kJ/kmol

F_i = Laju alir massa tiap komponen, kmol/jam

C_{pi} = Kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg.K

U_d = Koefisien transfer panas tiap komponen

C. Karakteristik Fisis Katalis

Katalis yang digunakan pada perancangan reaktor ini adalah vanadium pentaoksida (V₂O₅) dengan karakteristik sebagai berikut:

Diameter katalis : 0,007 mm

Porositas : 0,45

Bulk density : 1.200 kg/m³

Bentuk : *glass spheres*

Surface area : 1-10 m²/kg

D. Berat Katalisator

$$Massa_{katalisator} = \rho \cdot A \cdot L_{katalisator} \quad (27)$$

Dengan,

$\rho = \text{bulk density (1.200 kg/m}^3\text{)}$

$A = \text{surface area (dipilih 3 m}^2\text{/kg)}$

$$L = Z / \text{Tinggi tiap bed}$$

- *Bed 1*

$$m_{\text{katalis}} = 4.136,44 \text{ kg}$$

- *Bed 2*

$$m_{\text{katalis}} = 5,721,56 \text{ kg}$$

- *Bed 3*

$$m_{\text{katalis}} = 3.646,97 \text{ kg}$$

E. Volume Katalis

$$Volume_{\text{katalisator}} = massa_{\text{katalisator}} \times \text{bulk density} \quad (28)$$

- *Bed 1*

$$V_{\text{katalis}} = 3,44 \text{ m}^3$$

- *Bed 2*

$$V_{\text{katalis}} = 4,77 \text{ m}^3$$

- *Bed 3*

$$V_{\text{katalis}} = 3,04 \text{ m}^3$$

F. Weight Hourly Space Velocity (WHSV)

WHSV adalah parameter untuk mengukur laju aliran massa umpan yang memasuki reaktor per satuan berat katalis dalam reaktor, dan biasanya digunakan untuk menggambarkan kecepatan aliran umpan relatif terhadap kapasitas katalis dalam suatu proses.

$$WHSV = \frac{Massa_{\text{feed}}}{Massa_{\text{katalis}}} \quad (29)$$

- *Bed 1*

$$\text{WHSV} = 155,52 \text{ jam}$$

- *Bed 2*

$$\text{WHSV} = 112,43 \text{ jam}$$

- *Bed 3*

$$\text{WHSV} = 176,39 \text{ jam}$$

G. Tebal *Shell*

Tebal *shell* ASME *Code* untuk tangki silinder dicari berdasarkan (*Brownell and Young, eq.13-1, page 254*):

$$T_{shell} = \frac{P \times r i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (30)$$

Dimana,

T_s = Tebal *shell* minimum, in

P = Tekanan desain, psi

f = *Maximum allowable stress* bahan, psi

E = *Joint efficiency* (efisiensi pengelasan)

r = Jari-jari dalam *shell*, in

C = *Corrosion allowance*

Perancangan bahan untuk *shell* yang digunakan terbuat dari *stainless steel SA-167 grade 3 type 304*, dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$P = 16,17 \text{ psi}$$

$$f = 15.100 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$r = 78,74 \text{ in}$$

$$C = 0,25$$

Tekanan desain untuk faktor keamanan digunakan 10% lebih besar dari tekanan operasi, maka untuk P desain didapatkan sebesar 16,17 psi.

- Diperoleh standarisasi $t_s = 0,375 \text{ in}$
- *Outside Diameter (OD) = D + 2T_{shell}* (31)

$$\text{Standarisasi OD} = 204 \text{ in}$$

H. Penentuan Dimensi *Head and Bottom*

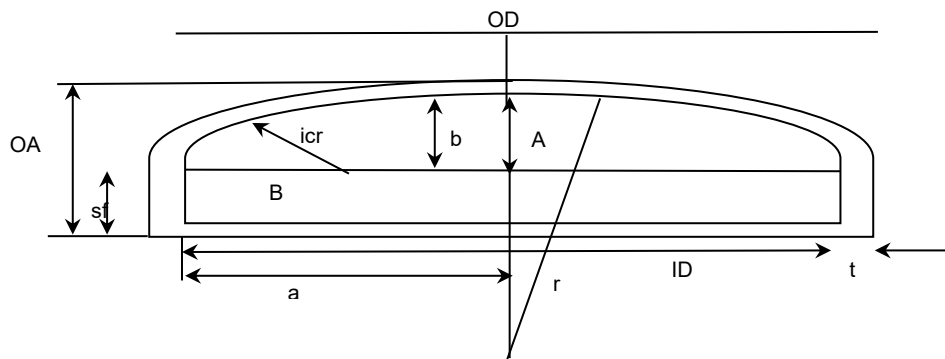
Perancangan bahan untuk *head* yang digunakan terbuat dari *stainless steel SA-167 grade 3 type 304*, dengan bentuk atap *torispherical dished head* karena sesuai dengan kondisi tekanan yang digunakan yaitu tekanan *atmospheric*, selain itu harganya cukup terjangkau (Brownell & Young, 1959).

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tebal *head* (Brownell & Young, eq.13.12) sebagai berikut:

$$T_{head} = \frac{P \times D}{(2f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (32)$$

Diperoleh standarisasi tebal *head* sebesar 0,4375 in. Berdasarkan tabel 5.8 (Brownell & Young, 1959) didapat nilai $sf = 1,5 \sim 3 \text{ in}$ (dipilih 2 in).

Adapun tinggi *head* (OA) dihitung dengan:



$$OA = th + b + sf \quad (33)$$

Dimana,

$$ID_s = 203,12 \text{ in}$$

$$t = 0,4375 \text{ in}$$

$$icr = 12,25 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

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

Berdasarkan *Brownell and Young, Fig.5.8, 1959* komponen untuk menentukan dimensi tinggi *head* (OA) adalah sebagai berikut:

$$a = \frac{ID_s}{2} = 101,56 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 89,31 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 157,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 130,03 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 39,97 \text{ in}$$

Diperoleh tinggi *head* (OA) = 42,40 in = 1,08 m.

I. Pressure Drop

Pressure drop aliran fluida melalui tumpukkan katalis menggunakan persamaan Ergun 11.6 (Fogler chapter 11, p.492, “Chemical Reactor Design for Process Plants”).

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{Gt}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot Gt \right] \quad (34)$$

Keterangan:

Z = Tinggi *bed reactor* = 3,75 m

Gt = *Superficial mass velocity* = 22,19 kg/m².jam

ρ = Densitas gas campuran = 0,617 kg/m³

D_p = Diameter katalis = 0,072 m

g_c = 32,174

ε = *Porosity catalyst* = 0,45

μ = Viskositas gas campuran = 0,365 kg/m.s

Diperoleh *pressure drop* sebesar 0,005 atm.

J. Penentuan Tinggi Reaktor Total dan Volume Reaktor

- Tinggi total reaktor = $Z \text{ bed } 1 + Z \text{ bed } 2 + Z \text{ bed } 3 + 2\text{tinggi head}$ (35)
 $= 1,15 \text{ m} + 1,59 \text{ m} + 1,01 \text{ m} + (2 \times 1,08 \text{ m})$
 $= 5,90 \text{ m}$

- *Volume Head Reactor*

$$\begin{aligned} \text{Volume head (Vh)} &= 0,000049 \times \text{IDs}^3 \\ &= 373,77 \text{ m}^3 \end{aligned} \quad (36)$$

(Brownell & Young, eq.5.11)

- Volume *Shell Reactor*

$$\begin{aligned} \text{Volume shell } (V_s) &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID_s^2 \cdot H \\ &= 1.141,12 \text{ m}^3 \end{aligned} \tag{37}$$

- Volume Total Reaktor

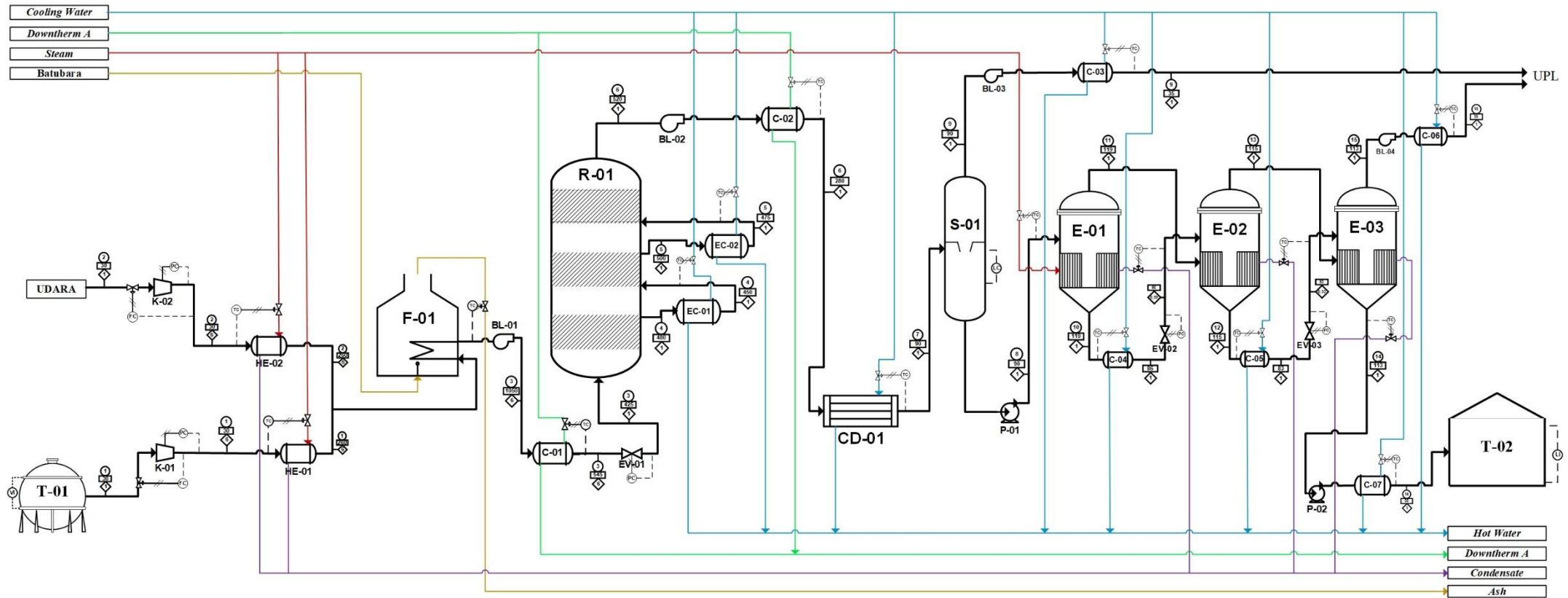
$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= V_s + 2V_h \\ &= 1.888,67 \text{ m}^3 \end{aligned} \tag{38}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SULFAT DARI HIDROGEN SULFIDA DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
H ₂ S	67.783,08														
O ₂		134.032,51	38.338,75	17.605,10	9.630,62	8.035,73	8.035,73		8.035,73						
N ₂	280,51	441.190,35	441.470,86	441.470,86	441.470,86	441.470,86	441.470,86		441.470,86						
SO ₂			127.591,68	44.657,09	12.759,17	6.379,58	6.379,58		6.379,58						
H ₂ O			35.885,16	35.885,16	35.885,16	35.885,16	32.476,07	27.840,90	4.635,17	16.940,44	10.900,46	6.186,87	10.753,58	378,79	5.808,08
SO ₃				103.668,24	143.540,64	151.515,12	136.363,61		136.363,61						
H ₂ SO ₄							18.560,60	18.560,60		18.560,60		18.560,60		18.560,60	
Total	68.063,59	575.222,86	643.286,45	643.286,45	643.286,45	643.286,45	643.286,45	46.401,50	596.884,95	35.501,05	10.900,46	24.747,47	10.753,58	18.939,39	5.808,08

Alat	Keterangan
BL	Blower
C	Cooler
CD	Condensor
E	Evaporator
EC	Extra Cooler
EV	Expansion Valve
H	Heater
K	Kompresor
P	Pompa
R	Reaktor
S	Separator
T	Tangki

Simbol	Keterangan
(FC)	Flow Controller
(LC)	Level Controller
(LI)	Level Indicator
(VI)	Volume Indicator
(PC)	Pressure Controller
(TC)	Temperature Controller
○	Nomor Arus
□	Suhu
◇	Tekanan, atm
⋈	Control Valve
—	Pipa
— —	Udara Tekan
---	Listrik



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SULFAT DARI
HIDROGEN SULFIDA
KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:

- Chelley Arya Savitri 20521115
- Rafika Fitri Nuryanti 20521154

Dosen Pembimbing:
Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa : Chelcy Arya Savitri

NIM : 20521115

Nama Mahasiswa : Rafika Fitri Nuryanti

NIM : 20521154

Judul Prarancangan : Pra Rancangan Pabrik Asam Sulfat dari Hidrogen Sulfida dengan
Kapasitas 150.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 25 Maret 2024

Batas Akhir Bimbingan : 12 Maret 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	25 Maret 2024	Perkenalan dan Diskusi awal	
2	3 Mei 2024	Penentuan kapasitas	 
3	27 Mei 2024	Pemilihan proses	
4	1 Juli 2024	Penentuan spesifikasi bahan	
5	20 Juli 2024	Pembuatan diagram alir kualitatif	
6	5 Agustus 2024	Perhitungan neraca masa	
7	25 September 2024	Kinetika dan Perancangan reaktor	
8	05 Oktober 2024	Konsultasi Perancangan Reaktor	
9	20 Oktober 2024	Perancangan alat pemisah, unit operasi pendukung, dan PEFD	
10	15 November 2024	Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung, PEFD, alat penyimpanan dan transportasi bahan	

11	26 November 2024	Perancangan alat penukar panas	
12	10 Desember 2024	Perancangan alat penukar panas dan neraca panas	
13	15 Januari 2025	Lokasi pabrik dan tata letak pabrik	
14	31 Januari 2025	Perancangan unit utilitas	
15	10 Februari 2025	Perancangan unit utilitas	
16	20 Februari 2025	Evaluasi ekonomi	
17	12 Maret 2025	Evaluasi ekonomi	
18	05 April 2025	Penyusunan Naskah	

Yogyakarta, 06 April 2025

Pembimbing,

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

NIP. 165210101