

**PRA-RANCANG PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE SULFONATE (LAS)
POWDER DENGAN PROSES OLEUM 20% KAPASITAS PRODUKSI 30.000
TON/TAHUN**



TUGAS AKHIR

Dibuat Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Tugas Akhir dan Seminar
Tugas Akhir Pada Program Studi S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri,
Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro

Disusun Oleh:

Akbar Rifki Ferdiansyah

NIM.40040121650103

**PRODI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPASTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2026**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Tugas Akhir ini adalah hasil karya saya sendiri dan semua sumber baik yang dikutip maupun yang dirujuk telah saya nyatakan dengan benar

Nama : Akbar Rifki Ferdiansyah

NIM 40040121650103

Tanda tangan :

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Akbar', is centered within a light gray rectangular box.

Tanggal : 16 September 2025

SURAT PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini, saya:

Nama : Akbar Rifki Ferdiansyah
NIM : 40040121650103
Program Studi : Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri
Industri Fakultas : Sekolah Vokasi
Universitas : Universitas Diponegoro
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Fahmi Arifan, S.T., M.Eng., M.M., IPM., ASEAN Eng
Judul Tugas Akhir : Pra- Rancangan Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate (LAS) Powder*
Dengan Proses *Oleum* 20% Kapasitas 30.000 Ton/Tahun

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir ini merupakan hasil pemikiran dan pemaparan asli saya sendiri. Saya tidak mencantumkan tanpa pengakuan bahan-bahan yang telah dipublikasikan sebelumnya atau ditulis oleh orang lain, atau sebagai bahan yang pernah diajukan untuk gelar atau ijazah pada Universitas Diponegoro atau perguruan tinggi lainnya.

Apabila di kemudian hari terdapat penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik sesuai dengan peraturan yang berlaku di Universitas Diponegoro. Demikian pernyataan ini dibuat dengan sebenarnya.

Semarang, 16 September 2025



Akbar Rifki Ferdiansyah

NIM. 40040121650103



KEMENTERIAN PENDIDIKAN TINGGI, SAINS,
DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Gubernur Mochtar
Tembalang, Semarang
Kode Pos 50275
Tel./Faks (024) 7471379
www.vokasi.undip.ac.id
email: vokasi@live.undip.ac.id

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

Judul Tugas Akhir : Pra-Rancangan Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*
(LAS) Powder dengan proses Oleum 20% Kapasitas
Produksi 30.000 Ton/Tahun

Identitas Penulis

Nama Mahasiswa : Akbar Rifki Ferdiansyah

NIM : 40040121650103

Fakultas : Sekolah Vokasi / Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Laporan Tugas Akhir ini telah disahkan dan disetujui pada:

Hari : Senin

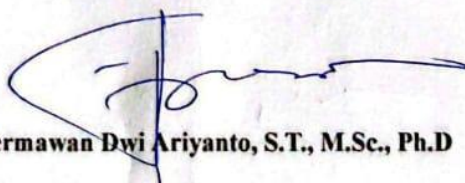
Tanggal : 06 Juli 2026

Menyetujui,
Tim Penguji

Semarang, 06 Juli 2026

Penguji I

Penguji II



Hermawan Dwi Ariyanto, S.T., M.Sc., Ph.D

NIP. H.7.199005152021021001



Abdullah Malik Islam Filardli, S.T., M.T.

NIP. 1996081520240610003



KEMENTERIAN PENDIDIKAN TINGGI, SAINS,
DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Gubernur Mochtar
Tembalang, Semarang
Kode Pos 50275
Tel./Faks (024) 7471379
www.vokasi.undip.ac.id
email: vokasi@live.undip.ac.id

BUKTI PELAKSANAAN SEMINAR TUGAS AKHIR

Pra-Rancangan Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) Powder dengan proses Oleum
20% Kapasitas Produksi 30.000 Ton/Tahun

Bahwa Tugas Akhir telah diseminarkan di hadapan Tim Penguji Akhir Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri, pada tanggal dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk Mata Kuliah Tugas Akhir dan Seminar Tugas Akhir.

Disusun Oleh:

Akbar Rifki Ferdiansyah
NIM. 40040121650103

Menyetujui,
Tim Penguji

Penguji I,

Hermawan Dwi Arivanto, S.T., M.Sc., Ph.D.
NIP. H.7.199005152021021001

Semarang, 06 Juli 2026
Penguji II,

Abdullah Malik Islam Filardli, S.T., M.T.
NIP. 1996081520240610003

ABSTRAK

Pra perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) yang terdiri dari *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% dengan kapasitas 30.000 ton/tahun telah dirancang. Pabrik ini direncanakan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten pada tahun 2025 dan diharapkan beroperasi pada tahun 2029. Bahan baku yang digunakan adalah *Linear Alkylbenzene* dari PT. Unggul Indah Cahaya Indonesia, *Oleum* dari PT. Indonesian Acids Industry, dan NaOH dari PT. Ashimas Chemical Indonesia. Menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan suhu 38–60°C dan tekanan 1 atm, reaksi sulfonasi dengan 20% *Oleum* digunakan. Perbandingan mol alkylbenzene dan *Oleum* adalah 1:1,25. reaksi sulfonasi

Proses pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini berlangsung secara eksotermis irreversible pada fase cair, dengan alat utama yang digunakan yaitu heat exchanger, reaktor sulfonasi, decanter, netralizer, evaporator, dan spray dryer. Sedangkan unit pendukung proses terdiri dari unit penyediaan dan pengolahan air, unit pengadaan steam, unit pengadaan listrik, unit pengadaan bahan bakar, unit pengadaan udara tekan, dan unit pengolahan limbah.

Berdasarkan analisa kelayakan, diperoleh nilai *Profit on Sales* (POS) sebelum pajak 19,12% dan 14,34% sesudah pajak, nilai *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 41,42% dan sesudah pajak sebesar 31,07%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,47 tahun dan sesudah pajak adalah 2,93 tahun, *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 12,78%, dengan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40,13%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,97%. Dari hasil analisa evaluasi kelayakan dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki peluang bisnis yang baik dan layak untuk didirikan.

Kata Kunci: *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS), Sulfonasi, *Oleum* 20%

SUMMARY

The pre-design of a *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) plant consisting of *Linear Alkylbenzene* and 20% *Oleum* with a capacity of 30,000 tons/year has been designed. This plant is planned to be established in the Cilegon Industrial Area, Banten in 2025 and is expected to operate in 2029. The raw materials used are *Linear Alkylbenzene* from PT. Unggul Indah Cahaya Indonesia, *Oleum* from PT. Indonesian Acids Industry, and NaOH from PT. Ashimas Chemical Indonesia. Using a Stirred Tank Flow Reactor (RATB) with a temperature of 38–60°C and a pressure of 1 atm, the sulfonation reaction with 20% *Oleum* is used. The mole ratio of alkylbenzene and *Oleum* is 1:1.25. Sulfonation reaction

The *Linear Alkylbenzene Sulfonate* manufacturing process is an irreversible exothermic process in the liquid phase. The main equipment used is a heat exchanger, sulfonation reactor, decanter, neutralizer, evaporator, and spray dryer. Supporting process units include a water supply and treatment unit, a steam supply unit, an electricity supply unit, a fuel supply unit, a compressed air supply unit, and a waste treatment unit.

Based on the feasibility analysis, the Profit on Sales (POS) before tax was 19.12% and after tax was 14.34%. The Return on Investment (ROI) before tax was 41.42% and after tax was 31.07%. The Payout Time (POT) before tax was 2.47 years and after tax was 2.93 years. The Internal Rate of Return (IRR) was 12.78%, with a Break Even Point (BEP) of 40.13% and a Shut Down Point (SDP) of 23.97%. From the results of the feasibility evaluation analysis, it can be concluded that this factory has good business opportunities and is worth establishing.

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadiran Allah SWT atas limpahan rahmat selama ini sehingga penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik. Tugas Akhir ini disusun dan diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan studi pada Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri Departemen Teknologi Industri Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro Semarang

Atas bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, penyusun dapat melaksanakan dan menyelesaikan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, penyusun mengucapkan terima kasih kepada pihak- pihak yang telah membantu, membimbing, hingga memberikan dukungan selama penyusun menyusun Tugas Akhir ini, diantaranya kepada :

1. Dr. Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri
2. Dr. Ir. Fahmi Arifan, S.T., M.Eng., M.M., IPM., ASEAN Eng. selaku Dosen Pembimbing, Terima kasih atas bimbingan, arahan dan dukungannya selama ini sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik.
3. Dr. Ir. Fahmi Arifan, S.T., M.Eng., M.M., IPM., ASEAN Eng. selaku dosen wali kelas B Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri Angkatan 2021.
4. Seluruh tenaga Dosen Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri atas perhatian, dorongan dan ilmu yang tak ternilai harganya.
5. Penulis mengucapkan terima kasih kepada keluarga tercinta atas doa, kasih sayang, dukungan, dan motivasi yang selalu diberikan selama masa perkuliahan hingga penyelesaian tugas akhir ini. Dukungan yang diberikan menjadi sumber semangat bagi penulis dalam menyelesaikan pendidikan dengan baik.
6. Partner Tugas Akhir saya Wildan Kurnia Ramadhan, terima kasih atas segala kerjasama dan semangatnya.
7. Terima kasih juga kepada seluruh teman-teman ICELANs atas kebersamaan, canda tawa, dukungan, serta kenangan yang telah tercipta selama masa perkuliahan. Kehadiran kalian menjadi bagian penting dalam perjalanan dan penyelesaian tugas akhir ini. Semoga persahabatan dan silaturahmi yang telah terjalin dapat terus terjaga di masa mendatang.

Penyusun menyadari adanya keterbatasan dan kekurangan dalam penyusunan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun sehingga dapat bermanfaat bagi penyusun untuk menyempurnakan Tugas Akhir ini.

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	2
SURAT PERNYATAAN INTEGRITAS.....	3
RINGKASAN	4
SUMMARY	5
KATA PENGANTAR.....	6
DAFTAR ISI.....	7
DAFTAR TABEL	12
DAFTAR GAMBAR	14
BAB 1 PENDAHULUAN	15
1.1 Latar Belakang.....	15
1.2 Kapasitas Pabrik	16
1.2.1 Prediksi Kebutuhan LAS.....	16
1.2.2 Kapasitas Pabrik LAS Yang Sudah Beroperasi.....	21
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	21
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	22
1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	26
1.3.2 Daerah Pemasaran.....	26
1.3.3 Sarana Transportasi	26
1.3.4 Utilitas	26
1.3.5 Ketersediaan Tenaga Kerja.....	27
1.3.6 Pembuangan Limbah.....	27
1.3.7 Kebijakan Pemerintah	27
1.4 Tinjauan Proses	28
1.4.1 Macam – Macam Proses Pembuatan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	28
BAB 2 DETUGAS AKHIR PROSES	32
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	32
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama.....	32
2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	33
2.1.3 Spesifikasi Produk	34
2.2 Konsep Proses	35
2.2.1 Dasar Reaksi Pembentukan LAS	35
2.2.2 Mekanisme Reaksi	36
2.2.3 Tinjauan Termodinamika	36

2.2.4	Tinjauan Kinetika.....	39
2.3	Langkah Proses.....	39
2.3.1	Penyiapan Bahan Baku.....	40
2.3.2	Proses Reaksi Sulfonasi.....	40
2.3.3	Proses Pemisahan.....	41
2.3.4	Proses Netralisasi	41
2.3.5	Proses Pemurnian.....	41
2.3.6	Proses Pengeringan	42
2.3.7	Penyimpanan dan Pengemasan.....	42
2.4	Diagram Alir.....	43
2.4.1	Diagram Alir Proses.....	43
2.4.2	Diagram Alir Neraca Massa	44
2.4.3	Diagram Alir Neraca Panas	45
2.5	Neraca Massa dan Neraca Panas	46
2.5.1	Neraca Massa.....	46
2.5.2	Neraca Panas.....	54
2.6	Tata letak Pabrik dan Peralatan	60
2.6.1	Tata Letak Pabrik.....	60
2.6.2	Tata Letak Peralatan.....	61
2.6.3	Tata Letak Peralatan Proses.....	64
BAB 3	SPESIFIKASI ALAT	67
3.1	Unit Penyimpanan.....	67
3.2	Unit Pemindah	69
3.3	Unit Penukar Panas.....	70
3.4	Unit Pereaksi	71
3.5	Unit Pemisah	72
3.6	Unit Pemurnian.....	73
3.7	Unit Pengeringan	74
BAB 4	UNIT PENDUKUNG DAN LABORATORIUM	76
4.1	Unit Pengadaan Air.....	76
4.1.1	Air Umpan Boiler	77
4.1.2	Kebutuhan Air Umpan boiler	79
4.1.3	Air Pendingin (Cooling Water)	79
4.1.4	Kebutuhan Air Pendingin	82
4.1.5	Air Sanitasi	82

4.1.6	Air Hydrant.....	84
4.1.7	Air Proses	85
4.2	Unit Pengolahan Air	85
4.3	Unit Pengadaan Steam	90
4.3.1	Kebutuhan Steam.....	91
4.4	Unit Pengadaan Listrik.....	91
4.4.1	Kebutuhan Listrik Untuk Proses.....	92
4.4.2	Kebutuhan Listrik untuk Utilitas	93
4.4.3	Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan limbah	93
4.4.4	Kebutuhan listrik untuk Bengkel dan Laboratorium.....	93
4.4.5	Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi	93
4.4.6	Kebutuhan Listrik untuk Penerangan.....	93
4.4.7	Kebutuhan Listrik Untuk Pendingin Ruangan.....	95
4.4.8	Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Kantor.....	96
4.4.9	Kebutuhan Listrik Untuk Laboratorium, Bengkel, dan Instrumentasi.....	96
4.4.10	Generator	97
4.5	Unit Pengadaan Bahan Bakar	98
4.6	Unit Pengadaan Udara Tekan.....	98
4.7	Unit Pengolahan Limbah	100
4.8	Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)	102
4.9	Laboratorium	103
4.9.1	Tugas Laboratorium	103
4.9.2	Program Kerja Laboratorium.....	105
4.10	Kesehatan Keselamatan kerja dan Lingkungan Hidup	108
4.11	Fasilitas Pelayanan Kesehatan.....	110
4.12	Potensi Bahaya di Sekitar Pabrik.....	112
4.13	Faktor Bahaya di Sekitar Pabrik	113
4.14	Sistem Keamanan Kerja	114
4.15	Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL)	116
4.16	Intrumentasi	117
BAB 5	MANAJEMEN PERUSAHAAN	119
5.1	Bentuk Perusahaan	119
5.2	Struktur Organisasi	126
5.3	Tugas dan Wewenang	133
5.3.1	Pemegang Saham	133

5.3.2	Dewan Komisaris	133
5.3.3	Dewan Direksi	134
5.3.4	Sekretaris	135
5.3.5	Manager.....	135
5.3.6	Kepala Bagian.....	138
5.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	140
5.5	Sistem Penggajian Karyawan	141
5.6	Penggolongan Jabatan.....	149
5.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan	151
5.7.1	Fasilitas Kesehatan.....	151
5.7.2	Fasilitas Pendidikan.....	152
5.7.3	Fasilitas Asuransi	152
5.7.4	Fasilitas koperasi.....	152
5.7.5	Fasilitas Kantin	152
5.7.6	Fasilitas Beribadah	152
5.7.7	Fasilitas Tunjangan Lain	152
5.7.8	Fasilitas Peralatan Safety.....	153
5.7.9	Fasilitas Cuti	153
5.7.10	Manajemen Produksi.....	153
5.8	<i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i>	156
BAB 6	TROUBLESHOOTING	159
6.1	Troubleshooting.....	159
	<i>Equipment/Unit: Tahap Penyimpanan Bahan Baku dan Produk</i>	161
BAB 7	ANALISA EKONOMI	175
7.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	177
7.2	Penetapan Dasar Perhitungan	180
7.3	Perhitungan Biaya.....	180
7.3.1	<i>Capital Investment</i>	180
7.3.2	<i>Production Cost</i>	183
7.4	Analisa Kelayakan	185
7.5	Hasil Perhitungan.....	188
7.5.1	<i>Capital Investment</i>	188
7.5.2	<i>Production Cost</i>	189
7.5.3	Resume Kelayakan.....	192

DAFTAR PUSTAKA.....	194
LAMPIRAN PERHITUNGAN NERACA MASSA	196

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (Badan Pusat Statistik,2024)	18
Tabel 1. 2 Data Ekspor <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (Badan Pusat Statistik, 2024)	18
Tabel 1. 3 Data Konsumsi <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (Badan Pusat Statistik, 2024).....	19
Tabel 1. 4 Kapasitas Pabrik Sejenis <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (www. Icis.com).....	21
Tabel 1. 5 Matriks Penentuan Lokasi Pabrik	23
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses	30
Tabel 2. 2 Neraca Massa pada Reaktor (R-201)	46
Tabel 2. 3 Neraca Massa pada Decanter (DC-301).....	47
Tabel 2. 4 Neraca Massa pada Netralizer	48
Tabel 2. 5 Neraca Massa pada Evaporator.....	49
Tabel 2. 6 Neraca Massa pada Spray Dryer.....	50
Tabel 2. 7 Neraca Massa pada Bag Filter	51
Tabel 2. 8 Neraca Massa Overall	52
Tabel 2. 9 Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-101).....	54
Tabel 2. 10 Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-102).....	54
Tabel 2. 11 Neraca Panas pada Reaktor	55
Tabel 2. 12 Neraca Panas Pada Decanter	55
Tabel 2. 13 Neraca Panas pada Heat Exchanger (HE-103).....	56
Tabel 2. 14 Neraca Panas pada Netralizer	56
Tabel 2. 15 Neraca Panas pada Evaporator	57
Tabel 2. 16 Neraca panas pada Spray Dryer.....	57
Tabel 2. 17 Neraca Panas pada Bag Filter.....	58
Tabel 2. 18 Neraca panas Overall	58
Tabel 2. 19 Perincian Penggunaan Tanah Bangunan	64
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	67
Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Pompa	69
Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat Heat Exchanger	70
Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Reaktor Sulfonasi	71
Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat Decanter	72
Tabel 3. 6 Spesifikasi alat Evaporasi.....	73
Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat Spray Dryer	74
Tabel 4. 1 Persyaratan Air Umpan Boiler	78
Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Umpan boiler	79
Tabel 4. 3 Syarat Mutu Air Pendingin.....	80
Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Pendingin.....	82
Tabel 4. 5 Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu untuk Air Sanitasi.....	83
Tabel 4. 6 Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu untuk Air Sanitasi.....	83
Tabel 4. 7 Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu untuk Air Sanitasi.....	83
Tabel 4. 8 Kebutuhan Steam.....	91
Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik Untuk Proses.....	92
Tabel 4. 10 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas	93
Tabel 4. 11 Kebutuhan Lumen.....	94
Tabel 4. 12 Kebutuhan AC	95
Tabel 4. 13 Total Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Kantor.....	96

Tabel 4. 14 Total Kebutuhan Listrik untuk Laboratorium, Bengkel, Instrumentasi	97
Tabel 4. 15 Kualitas Udara Instrument.....	99
Tabel 4. 16 Parameter Uji Program Laboratorium.....	106
Tabel 5. 1 Perbandingan Bentuk Perusahaan.....	119
Tabel 5. 2 Jadwal Kerja Shift.....	141
Tabel 5. 3 Rincian Jumlah Karyawan Proses Metode Villbrant	143
Tabel 5. 4 Rincian Jumlah Karyawan proses.....	145
Tabel 5. 5 Rincian Jumlah Karyawan Proses Utilitas	146
Tabel 5. 6 Rincian Jumlah Karyawan Proses SHE dan Laboratorium.....	146
Tabel 5. 7 Rincian Jumlah Karyawan Beserta Gaji Tiap Bulan	147
Tabel 5. 8 Pembagian Jabatan Berdasarkan Pendidikan	149
Tabel 6. 1 Troubleshooting pada Tangki Penyimpanan Bahan Baku dan Produk.....	161
Tabel 6. 2 Analisis HAZOP Tahap Preparasi Bahan Baku	166
Tabel 6. 3 Analisis HAZOP Tahap Reaksi.....	171
Tabel 6. 4 Troubleshooting Pada Decanter.....	173
Tabel 7. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index Tahun 2001–2024	178
Tabel 7. 2 Total Biaya Physical Plant Cost	188
Tabel 7. 3 Total Fixed Capital Investment (FCI)	188
Tabel 7. 4 Total Working Capital Investment.....	189
Tabel 7. 5 Total Direct Manufacturing Cost.....	189
Tabel 7. 6 Total Indirect Manufacturing Cost.....	190
Tabel 7. 7 Total Fixed Manufacturing Cost.....	190
Tabel 7. 8 Total General Expense	191
Tabel 7. 9 Total Production Cost	191

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Data Impor LAS (Badan Pusat Statistik, 2024).....	16
Gambar 1. 2 Grafik Data Ekspor LAS (Badan Pusat Statistik, 2024)	17
Gambar 1. 3 Grafik Data Konsumsi LAS (Badan Pusat Statistik, 2024).....	17
Gambar 1. 4 Lokasi Pendirian Pabrik <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	33
Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses.....	49
Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa.....	44
Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Pamas	45
Gambar 2. 4 Tata letak Pabrik	69
Gambar 2. 5 Tata Letak Peralatan Proses.....	72
Gambar 4. 1 Mekanisme Cooling Tower Pabrik Aseton	81
Gambar 4. 2 Diagram Alir Pengolahan Air Pabrik <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	87
Gambar 4. 3 Blok diagram pengolahan Udara Tekan	106
Gambar 4. 4 Skema Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)	103
Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	138
Gambar 5. 2 Process Labour Requirements (Vilbrandt,1959).....	150
Gambar 7. 1 Grafik Chemical Engineering Plan Cost Index.....	179
Gambar 7. 2 Grafik Analisa Ekonomi.....	193

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Negara Indonesia adalah salah satu negara yang sedang berkembang dengan populasi terbesar di dunia, yang terus bertambah setiap tahun. Hal ini berpengaruh pada meningkatnya kebutuhan hidup masyarakat. Salah satu kebutuhan penting adalah bahan pembersih, seperti *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, yang merupakan produk dari industri petrokimia dan digunakan sebagai bahan baku untuk deterjen. Para produsen mulai menggunakan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) karena dianggap lebih aman bagi lingkungan dan lebih mudah terurai oleh mikroorganisme dibandingkan dengan *alkylbenzene sulfonate* (ABS). Diharapkan, perkembangan industri di Indonesia, terutama di sektor petrokimia, dapat memenuhi permintaan masyarakat untuk deterjen serta memberikan dampak positif bagi pertumbuhan ekonomi di Indonesia (Purnamasari, 2014).

Di tengah situasi resesi ekonomi saat ini, industri deterjen termasuk yang tetap stabil. Sektor ini menunjukkan perkembangan yang cukup baik karena deterjen merupakan salah satu produk yang selalu dibutuhkan oleh masyarakat. Keadaan ini tentunya memberikan efek positif bagi industri bahan bakunya, khususnya *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) yang memiliki peranan penting sebagai bahan aktif. *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang memiliki rumus $C_{12}H_{25}C_6H_4-SO_3Na$ adalah senyawa yang dihasilkan dari reaksi antara *Linear Alkylbenzene* ($C_{12}H_{25}C_6H_5$) dan *Oleum* (H_2SO_4 , SO_3) dalam reaktor (Kadirun, 2010).

Di Indonesia, *Linear Alkylbenzene Sulfonate* banyak digunakan sebagai bahan aktif dalam pembuatan deterjen sintetis, serta untuk produk pembersih lain seperti pembersih lantai dan peralatan rumah tangga yang menggunakan bahan kimia ini. Diharapkan pembangunan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* di Indonesia dapat memberikan banyak keuntungan, seperti mengurangi pengeluaran devisa negara, meningkatkan pendapatan negara, mengembangkan sumber daya manusia dengan teknologi yang ada, serta mendorong pertumbuhan industri lain yang berbasis *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. Selain itu, pendirian pabrik ini juga didukung oleh ketersediaan bahan baku yang menguntungkan. Bahan baku yang dimaksud adalah *Linear Alkylbenzene* yang dapat diperoleh dari PT Unggul Indah Cahaya dan *Oleum* yang bisa diambil dari PT Indonesia Acids Industri di dalam negeri.

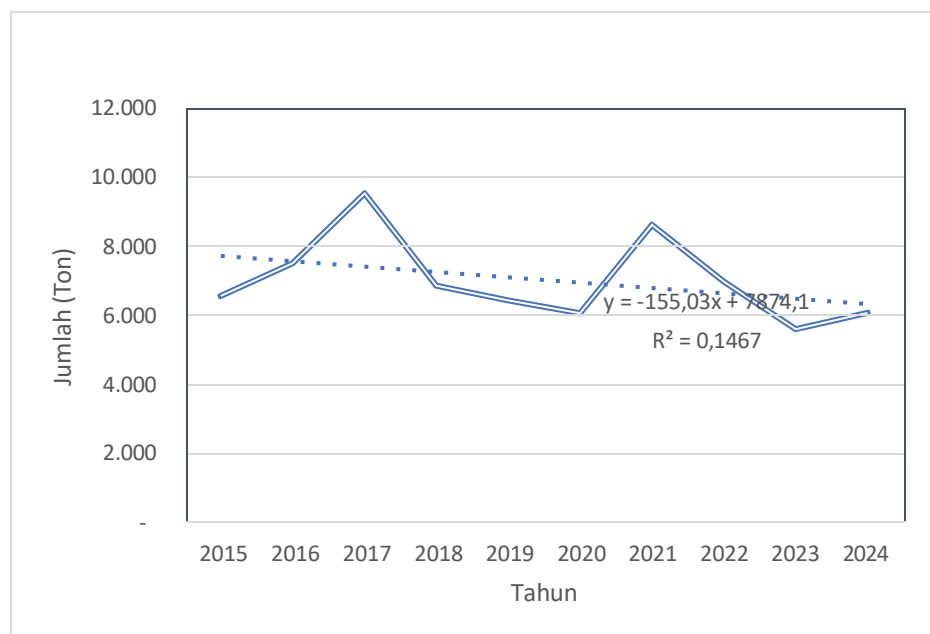
1.2 Kapasitas Pabrik

Menentukan kapasitas produksi perlu mempertimbangkan beberapa hal, termasuk aspek teknis, ekonomi, dan kapasitas minimum untuk mendirikan pabrik. Dalam aspek teknis, penting untuk memperhatikan peluang pasar serta ketersediaan bahan baku, baik dari dalam negeri maupun luar negeri. Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus lebih tinggi atau setidaknya sama dengan kapasitas pabrik yang sudah ada. Berikut ini adalah faktor-faktor yang harus diperhatikan saat menentukan kapasitas pabrik LAS:

1.2.1 Prediksi Kebutuhan LAS

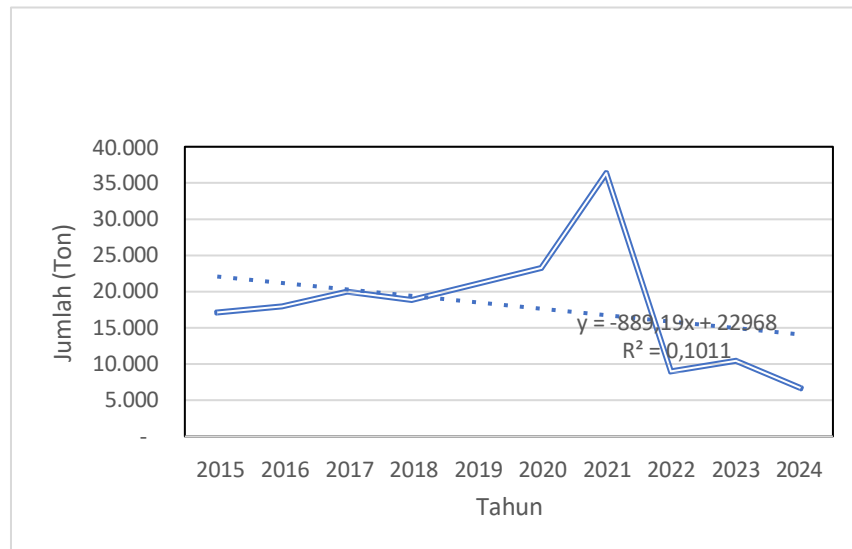
Prediksi Kapasitas Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* didasarkan pada data permintaan yang meliputi Ekspor, Impor, Konsumsi, data supply dan demand. Berikut adalah data Ekspor, Impor, dan Konsumsi dari *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari tahun 2015 – 2024:

a) Data Impor *Linear Alkylbenzene Sulfoate* tahun 2015 – 2024



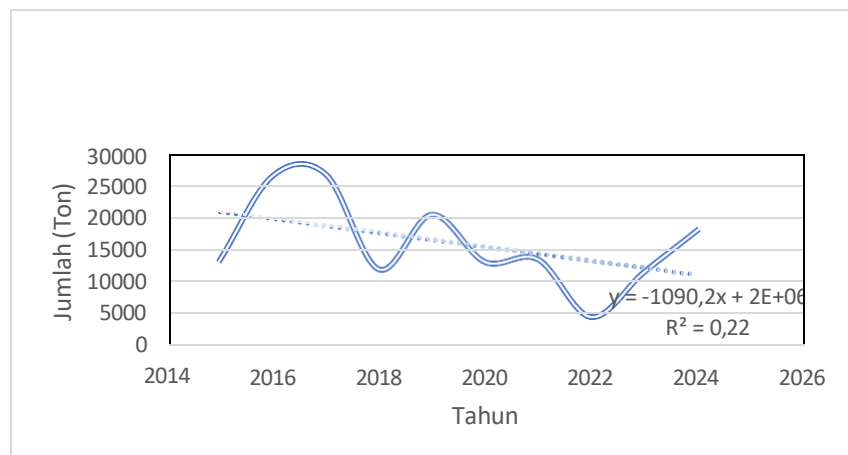
Gambar 1. 1 Grafik Data Impor LAS (Badan Pusat Statistik, 2024)

b) Data Ekspor *Linear Alkylbenzene Sulfoate* tahun 2015 – 2024



Gambar 1. 2 Grafik Data Ekspor LAS (Badan Pusat Statistik, 2024)

c) Data Konsumsi *Linear Alkylbenzene Sulfoate* tahun 2015 – 2024



Gambar 1. 3 Grafik Data Konsumsi LAS (Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan ketiga grafik di atas, yaitu grafik impor, ekspor, dan konsumsi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS), data historis menunjukkan pola yang berfluktuasi sehingga metode regresi linear dinilai kurang representatif untuk digunakan dalam proyeksi kebutuhan di masa mendatang. Oleh karena itu, prediksi kebutuhan LAS pada tahun 2029 dilakukan berdasarkan rata-rata pertumbuhan tahunan yang diperoleh dari data historis.

Tabel 1. 1 Data Impor *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (Badan Pusat Statistik,2024)

No	Tahun	Impor (Ton/Tahun)	%p
1.	2015	6.557	-
2.	2016	7.507	0,14%
3.	2017	9.529	0,26%
4.	2018	6.861	-0,27%
5.	2019	6.433	-0,06%
6.	2020	6.063	-0,05%
7.	2021	8.618	0,42%
8.	2022	6.978	-0,19%
9.	2023	5.597	-0,20%
10.	2024	6.072	0,08%
Σ %P			0,13%
I			0,01%

Tabel 1. 2 Data Ekspor *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (Badan Pusat Statistik, 2024)

No	Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	%p
1.	2015	17.134	-
2.	2016	17.940	0,04%
3.	2017	20.001	0,11%
4.	2018	18.847	-0,05%
5.	2019	21.103	0,11%
6.	2020	23.254	0,10%

No	Tahun	Ekspor Ton/Tahun	%p
7.	2021	36.346	0,56%
8.	2022	9.007	-0,75%
9.	2023	10.461	0,16%
10.	2024	6.685	-0,36%
		$\Sigma \%P$	-0,06%
		I	-0,01%

Tabel 1. 3 Data Konsumsi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (Badan Pusat Statistik, 2024)

No	Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	%p
1.	2015	13.457	-
2.	2016	26.641	0,98%
3.	2017	26.819	0,01%
4.	2018	11.930	-0,56%
5.	2019	20.521	0,72%
6.	2020	13.105	-0,36%
7.	2021	13.521	0,03%
8.	2022	4.469	-0,67%
9.	2023	11.467	1,57%
10.	2024	17.983	0,57%
		$\Sigma \%P$	2,29%
		I	0,25%

Berdasarkan Tabel diatas, dapat diprediksi Impor, ekspor, Konsumsi LAS di Indonesia Pada Tahun 2029 dengan Menggunakan Persamaan discounted. Maka, dari Rumusan dapat kita hitung perkiraan jumlah kapasitas produksi LAS pada tahun 2029. Adapun persamaan yang digunakan adalah:

$$M = P_o (1 + i)^a$$

Dimana: M = M tahun yang dicari

P_o = Data terakhir

i = Pertumbuhan rata-rata per tahun

a = Selisih tahun

- a. Menghitung perkiraan produksi pada tahun 2029

$$M_{p(2029)} = M_{p(2024)} (1 + i_p)^{(2029-2024)}$$

$$M_{p(2029)} = 40.000 \text{ ton/tahun}$$

- b. Menghitung perkiraan konsumsi pada tahun 2029

$$M_{k(2029)} = M_{k(2024)} (1 + i_k)^{(2029-2024)}$$

$$M_{k(2029)} = 69.940,94 \text{ ton/tahun}$$

- c. Menghitung perkiraan ekspor pada tahun 2029

$$M_{e(2029)} = M_{e(2024)} (1 + i_e)^{(2029-2024)}$$

$$M_{e(2029)} = 6409,696104 \text{ ton/tahun}$$

- d. Menghitung perkiraan impor pada tahun 2029

$$M_{i(2029)} = M_{i(2024)} (1 + i_i)^{(2029-2024)}$$

$$M_{i(2029)} = 6.628 \text{ ton/tahun}$$

- e. Menghitung peluang kapasitas berdasarkan data ekspor, impor, konsumsi, dan produksi pada tahun 2029

$$M_{\text{baru}} = (M_p + M_i) = (M_k + M_e)$$

$$M_{\text{baru}} = (M_k + M_e) - (M_p + M_i)$$

$$M_{(2029)} = (M_{k(2029)} + M_{e(2029)}) - (M_{p(2029)} + M_{i(2029)})$$

$$M_{(2029)} = 29.723 \text{ ton/tahun}$$

Dibulatkan Menjadi 30.000 Ton/Tahun

1.2.2 Kapasitas Pabrik LAS Yang Sudah Beroperasi

Di Indonesia, hanya ada satu pabrik yang memproduksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. Namun, permintaan akan LAS cukup tinggi karena banyak industri di Indonesia yang menggunakannya sebagai bahan baku, contohnya dalam produksi sabun dan deterjen di sejumlah industri petrokimia, khususnya industri deterjen. Di dunia, beberapa pabrik yang sudah memproduksi LAS antara lain:

Tabel 1. 4 Kapasitas Pabrik Sejenis *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (www. Icis.com)

No	Perusahaan	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	Lokuil Neftocim Burgas	Bulgaria	5.000
2.	Emalab	Dubai	30.000
3.	Bisotom Petrochemical	Iran	55.000
4.	Formosan Union Chemical	Taiwan	90.000
5.	Reliance Industries Ltd. (RIL)	India	115.000
6.	PT Indo Sukses Centra Usaha	Indonesia	40.000
7.	Isu Chemical	Korea Selatan	190.000
8.	Fusfun Petrochemical	China	200.000
9.	CEPSA Quimica	Spanyol	220.000

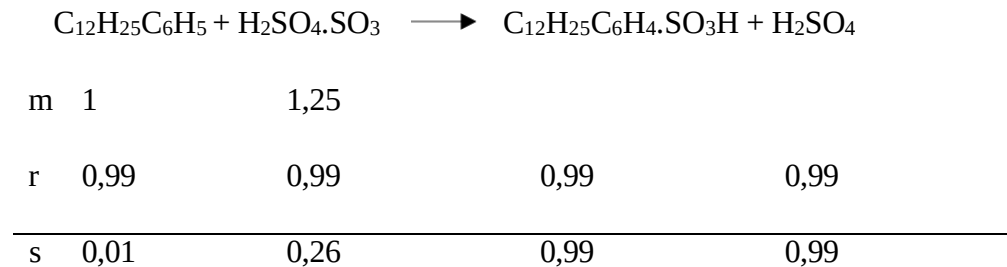
Berdasarkan pada Tabel 1.4 diatas, kapasitas pabrik LAS yang telah beroperasi di luar negeri bervariasi dan perbedaan tersebut bergantung pada sasaran pasar masing-masing pabrik LAS. Berdasarkan informasi ini, rentang kapasitas produksi pabrik yang akan direncanakan dapat ditentukan sesuai dengan sasaran pasar yang diinginkan. Berdasarkan faktor-faktor serta informasi di atas, kapasitas produksi pabrik LAS yang direncanakan sebesar 30.000 ton per tahun diharapkan dapat memenuhi permintaan domestik maupun internasional.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan utama untuk produksi LAS adalah *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum*. Perhitungan kebutuhan bahan baku dilakukan berdasarkan prinsip stoikiometri mol reaktan dengan rasio

bahan baku (alkylbenzene linear dan *Oleum*) yang ditetapkan sebesar 1:1,25 sesuai referensi buku Carberry et al. (1991), sebagai berikut:

- Reaksi Sulfonasi



Perhitungan kebutuhan *linear alkylbenzene* dan *Oleum* menurut stokiometri diatas ialah:

$$\text{LAS yang dihasilkan dalam ton mol} = \frac{30.000}{348,5} = 86.083.213,773 \text{ mol/tahun}$$

$$\text{Kebutuhan } \textit{linear alkylbenzene} \text{ dalam 1 mol} = 95.648.015,30 \times 246 = 23.529,412 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kebutuhan } \textit{Oleum} \text{ dalam 1,25 mol} = 119.560.019,130 \times 178,14 = 21.298,42 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kebutuhan NaOH 20\% dari total reaktan} = 26.004,30 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan sebelumnya, kebutuhan bahan baku untuk memproduksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 30.000 ton/tahun diperkirakan mencapai 23.529,412 ton/tahun untuk *Linear Alkylbenzene* dan 21.298,42 ton/tahun untuk *Oleum*. Sumber pasokan *Linear Alkylbenzene* diperoleh dari PT Unggul Indah Cahaya yang memproduksi 180.000 ton/tahun, sementara *Oleum* didapatkan dari PT Indonesia Acids Industri dengan produksi sebesar 82.500 ton/tahun. Di sisi lain, NaOH disuplai oleh PT Asahimas Chemical dengan kapasitas produksi sebesar 680.000 ton/tahun. Kesimpulannya, kebutuhan bahan baku yang diperlukan dapat dipenuhi oleh produsen bahan baku karena tidak lebih dari kapasitas pabrik *linear alkylbenzene*, *Oleum*, dan NaOH.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Salah satu faktor yang mempengaruhi perkembangan dan kelangsungan suatu industri adalah penentuan dan pemilihan lokasi untuk pembangunan pabrik. Lokasi tersebut sangat berpengaruh terhadap aspek ekonomi yang diperoleh, serta kemungkinan ekspansi di masa

depan. Beberapa elemen yang harus diambil kira ketika menentukan lokasi pabrik demi mendapatkan keuntungan jangka panjang dan memudahkan estimasi kemungkinan ekspansi lokasi pabrik. Pemilihan lokasi pabrik yang strategis tentunya akan berpengaruh signifikan dari perspektif ekonomi maupun aspek teknis. Pemilihan lokasi pabrik juga harus mempertimbangkan apakah proses yang terjadi bersifat *weight loss* atau *weight gain*. Proses yang berorientasi pada *weight loss* menghasilkan produk yang lebih ringan dibandingkan dengan reaktan yang reaksinya menggunakan air atau udara. Hal ini tentu lebih menguntungkan jika dilakukan dekat dengan sumber bahan baku. Dalam proses yang memiliki karakteristik peningkatan berat, produk yang dihasilkan lebih berat dibandingkan dengan reaktan yang bereaksi menggunakan air atau udara. Oleh karena itu, akan lebih menguntungkan jika lokasi produksinya dekat dengan pasar mengingat biaya transportasi yang lebih ekonomis. Mengingat perbandingan antara jumlah bahan baku dan produk, proses produksi sulfonat alkilbenzen linear cenderung menghasilkan peningkatan berat. Ini berarti bahwa produk akhir (produk jadi) memiliki berat yang lebih besar dibandingkan dengan bahan baku setelah melalui serangkaian proses produksi. Penentuan lokasi pabrik harus memperhatikan beberapa aspek, agar dapat memilih lokasi yang sesuai dan meminimalkan biaya pembangunan pabrik serta transportasi.

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dapat didirikan di dua lokasi yang potensial, yaitu Cilegon dan Cikarang. Kedua tempat ini memiliki akses yang sangat baik karena kedekatannya dengan jalan tol utama serta pelabuhan besar seperti Pelabuhan Merak dan Pelabuhan Tanjung Priok. Hal ini mempermudah distribusi bahan baku dan produk jadi ke berbagai daerah di Indonesia serta ke luar negeri. Cilegon dan Cikarang juga dilengkapi dengan infrastruktur yang mendukung sektor industri, termasuk layanan listrik, air, dan telekomunikasi yang memadai dan stabil. Selain itu, tersedianya lahan industri yang luas mendukung pembangunan pabrik dalam skala besar sesuai kebutuhan. Pemilihan lokasi pabrik akan dilakukan berdasarkan perbandingan sejumlah aspek dalam matriks berikut:

Tabel 1. 5 Matriks Penentuan Lokasi Pabrik

Aspek	Cilegon, Banten	Cikarang, Jawa Barat
Bahan baku	Linear Alkylbenzene: 270.000 ton/tahun dari PT Unggul Indah Cahaya, NaOH: 680.000 ton/tahun (Cilegon)	<i>Oleum</i> : <82.500 Ton/Tahun dari PT Indonesia Acids Industri (Jakarta Timur)
Skor	3	1

Pemasaran	PT Lion Wings (Jakarta Timur), PT Sayap Mas Utama (Jakarta)	PT Unilever Indonesia, Tbk (Cikarang, Bekasi); PT KAO Indonesia (Cikarang); PT Catur Wangsa Indah (Tasikmalaya); PT Ecolab Indonesia (Bekasi)
Skor	1	3
Utilitas	Penyedia air dapat terpenuhi karena memiliki jarak yang dekat dengan aliran sungai Cidanau dan laut apabila tidak mencukupi, di kawasan industri Cilegon juga terdapat waduk krenceng.	Kabupaten Bekasi khususnya di Cikarang berbatasan langsung dengan Sungai Kalimalang, sehingga penyediaan air tetap terjaga.
Skor	3	3
Transportasi	Darat : Tol Trans Jawa (2 KM) Laut : Pelabuhan Merak (6 KM) Udara : Bandara Soekarno Hatta (103 KM)	Darat : Tol Trans Jawa (2.5 KM) Laut : Pelabuhan Patimban (50 KM) Udara : Bandara Soekarno Hatta (78 KM)
Skor	3	2
Pembuangan Limbah	Limbah dapat dibuang di sungai maupun laut setelah melewati proses <i>water treatment</i>	Limbah dapat dibuang di sungai maupun laut setelah melewati proses <i>water treatment</i>
Skor	2	2
Peraturan Daerah	Peraturan Daerah (PERDA) Kota Cilegon Nomor 1 Tahun 2020 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Kota Cilegon Tahun 2020 - 2040	Peraturan Pemerintah (PP) Nomor 20 Tahun 2024 tentang Perwilayahan Industri
Skor	3	3
Harga Tanah	Rp. 4.000.000 – 6.000.000/m ²	Rp. 3.000.000 - 5.000.000/m ²

Skor	2	3
Tenaga Kerja	Jumlah penduduk di Banten pada tahun 2024 sebanyak 12.431,39 jiwa. Terdapat perguruan tinggi yaitu Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.	Jumlah penduduk di Jawa Barat pada tahun 2024 sebanyak 49.935.858 jiwa. Terdapat perguruan tinggi yaitu ITB, UPI, dan UNPAD.
Skor	2	3
Sistem Pengupahan dan UMK	Rp. 4.560.894,85	Rp. 5.137.575
Skor	3	1
Geografis	Luas wilayah kota cilegon 175,51 km ² . Kota Cilegon berada di posisi strategis karena terletak di antara Kota Serang dan Kabupaten Pandeglang. Kota Cilegon, yang berada di ujung barat Pulau Jawa dan di tepi Selat Sunda, termasuk daerah rawan bencana. Risiko bencana yang mungkin terjadi meliputi gempa bumi dan tsunami. Selain itu, Kota Cilegon juga memiliki potensi bencana lain seperti banjir, kegagalan teknologi, kekeringan, cuaca ekstrim, kebakaran hutan dan lahan, epidemi, dan tanah longsor.	Luas wilayah total provinsi ini mencapai 35.377,76 Km ² . Cikarang terdiri dari dataran rendah yang meliputi bagian wilayah utara dan dataran bergelombang di wilayah bagian selatan dengan ketinggian lokasi 0 – 115 m dan memiliki frekuensi banjir sedang.
Skor	2	3
Kelistrikan	PLN Gitet Cilegon Baru	PT PLN GI Jababeka
Skor	3	3
Total	26	25

*Keterangan : *range* nilai 1-3

Tabel 1.5 diatas menjelaskan tentang perbandingan berbagai lokasi yang mungkin untuk mendirikan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. Dari kedua lokasi yang disebutkan di atas, Cilegon menerima skor tertinggi secara keseluruhan, yang membuatnya dipilih sebagai

lokasi untuk membangun pabrik tersebut. Faktor-faktor berikut mendukung keputusan tentang Cilegon sebagai lokasi pendirian pabrik.

1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Linear Alkylbenzene dan *Oleum* adalah bahan baku utama dalam proses pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. *Linear Alkylbenzene Sulfonate* adalah produk dari reaksi antara *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum*. Karena bahan baku *Linear Alkylbenzene* diperoleh dari dalam negeri, pabrik akan didirikan di Cilegon, Banten. PT Unggul Indah Cahaya memproduksi *Linear Alkylbenzene* sebanyak 180.000 juta ton per tahun, PT Asahimas Chemical mendapatkan NaOH sebanyak 680.000 ton per tahun, dan PT Indonesian Acids Industri, Tbk mendapatkan *Oleum* sebanyak 82.500 ton per tahun.

1.3.2 Daerah Pemasaran

Produk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* banyak digunakan dalam berbagai sektor. Ini termasuk perusahaan sabun (PT Unilever Indonesia, PT Catur Wangsa Indah, PT Sayap Mas Utama, PT Ecolab Indonesia), dan perusahaan perawatan rumah tangga (PT Lions Wings, PT Kao Indonesia, PT Total Chemindo). Rencananya adalah untuk mendirikan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* untuk memenuhi kebutuhan domestik dan memberikan peluang ekspor untuk mendapatkan devisa negara.

1.3.3 Sarana Transportasi

Untuk mengirimkan bahan baku dan barang dagangan ke pelanggan, sarana transportasi yang memadai sangat penting. Di wilayah Cilegon, infrastruktur negara seperti jalan raya dan pelabuhan telah memadai dan berkembang dengan baik. Ini disebabkan oleh rencana pemerintah Kota Cilegon untuk menjadi pusat industri di Banten. Pabrik harus didirikan dekat pelabuhan agar distribusi bahan baku dan pasokan dan distribusi konsumen lebih mudah. Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* akan didistribusikan melalui Pelabuhan Merak.

1.3.4 Utilitas

Pabrik memerlukan sarana pendukung untuk menjalankan proses produksinya. Ini termasuk pembangkit listrik, penyediaan air untuk kebutuhan pabrik untuk proses dan sanitasi, serta kebutuhan lainnya. Cilegon, sebagai wilayah industri, memiliki banyak fasilitas utilitas, terutama di Kawasan Industri Krakatau Cilegon Industri Estate. Pabrik harus mendapatkan air dari sumber air, seperti sungai atau laut. Air yang dibutuhkan nantinya akan digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air pembersih, yang dapat menggunakan air laut dengan debit air yang cukup besar. Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* di Cilegon menggunakan air laut

karena lokasinya di pesisir pulau merak. Sebelum digunakan, air laut akan dibersihkan agar memenuhi standar kualitas air.

1.3.5 Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja adalah pelaku utama dalam suatu industri. Dalam suatu industri, keberadaan tenaga kerja sangat penting untuk proses produksi. Pabrik harus mempertimbangkan tenaga kerja lokal dan profesional yang berpengalaman. Orang-orang yang bekerja di Universitas Sultan Ageng Tirtayasa dapat berasal dari berbagai jenjang pendidikan. Kota Cilegon juga memiliki populasi 12.431,39 orang (Disdukcapil, 2024). Pabrik berada tidak terlalu jauh dari pemukiman sehingga dapat mencukupi ketersediaan tenaga kerja yang akan dipekerjakan. Namun, ada kemungkinan bahwa tenaga kerja dapat didatangkan dari luar Cilegon, terutama untuk tenaga ahli dan terdidik dari Jawa, Sumatra, Sulawesi, atau daerah lainnya. Ini akan membantu proses produksi berjalan lebih cepat.

1.3.6 Pembuangan Limbah

Pembangunan pabrik dirancang berlokasi dekat dengan kawasan pesisir atau laut dengan pertimbangan efisiensi dalam sistem pembuangan limbah. Meskipun limbah cair akan dialirkan ke laut, pembuangan ini tidak dilakukan secara sembarangan. Seluruh limbah terlebih dahulu melewati proses pengolahan (*treatment*) sesuai dengan standar lingkungan yang berlaku. Proses *treatment* ini bertujuan untuk menurunkan kadar bahan pencemar hingga berada di bawah ambang batas baku mutu yang ditetapkan, sehingga air limbah yang dibuang tidak membahayakan ekosistem laut maupun kesehatan masyarakat sekitar. Dengan demikian, kegiatan operasional pabrik tetap memperhatikan prinsip kelestarian lingkungan dan patuh terhadap peraturan perundang-undangan terkait pengelolaan limbah cair.

1.3.7 Kebijakan Pemerintah

Daerah Cilegon ditetapkan sebagai zona industri oleh pemerintah Kota Cilegon. Mengingat kebutuhan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* di dalam negeri masih belum terpenuhi oleh Indonesia, masih ada ruang yang luas bagi para investor untuk berinvestasi dalam produksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. Selain itu, sebagai fasilitator, pemerintah telah membantu dalam perizinan, pajak, dan prosedur teknis lainnya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik.



Gambar 1. 4 Lokasi Pendirian Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

1.4 Tinjauan Proses

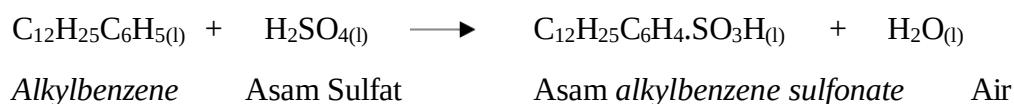
1.4.1 Macam – Macam Proses Pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Pemilihan proses bertujuan untuk menentukan proses yang akan digunakan di dalam pendirian pabrik. Hal tersebut dapat dilihat dari keuntungan yang didapatkan dari segi ekonomi atau segi teknik. Pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* menggunakan proses sulfonasi merupakan proses reaksi kimia yang melibatkan gabungan dari gugus fungsi asam sulfonate (SO_3H) ke dalam suatu molekul atau ion. Pada dasarnya, proses sulfonasi mempunyai tiga cara, yaitu

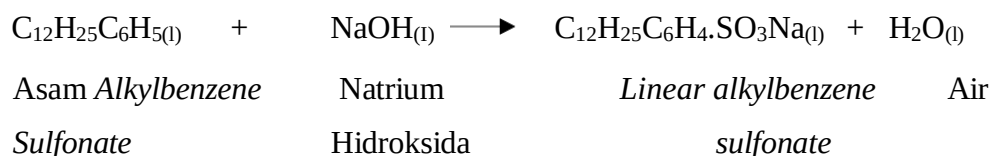
1. Reaksi H_2SO_4

Pertama, proses sulfonasi dilakukan dengan H_2SO_4 . Proses sulfonasi H_2SO_4 dapat dilakukan baik secara batch maupun secara kontinyu; tergantung pada kualitas warna produk yang diinginkan, proses ini berlangsung pada suhu $0\text{--}51^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Perbandingan mol H_2SO_4 dan alkylbenzene adalah 1,6:1,8. Alkylbenzene akan direaksikan langsung dengan H_2SO_4 dalam proses ini yang tidak menggunakan katalis (Kadirun, 2010).

- Reaksi Sulfonasi



- Reaksi Netralisasi



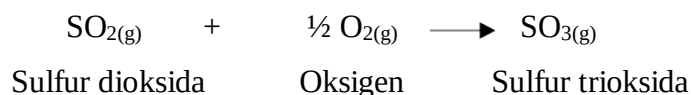
Selanjutnya produk dari hasil reaksi sulfonasi dinetralkan dengan NaOH dengan kadar 20% (Peters and Timmerhaus, 1991) lalu didapatkan hasil akhir *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. Reaksi dengan H₂SO₄ ini tidak terlalu banyak digunakan karena reaksi menghasilkan air yang cukup banyak sehingga produk yang dihasilkan menjadi encer dan menyebabkan reaksi bergeser ke kiri serta kecepatan reaksinya lambat.

2. Reaksi sulfonasi dengan SO₃

Pada pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan bahan baku gas SO₃ terdiri dari empat tahap yaitu proses pengeringan udara, produksi gas SO₂, konversi gas SO₂ menjadi SO₃, dan proses sulfonasi. Tahap pengeringan udara untuk menghilangkan kandungan air pada udara, jika kandungan air cukup banyak dapat menyebabkan terbentuknya *Oleum* karena reaksi antara H₂O dan SO₃ yang menyebabkan kualitas warna produk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang dihasilkan rendah. Untuk menghasilkan gas SO₃ maka udara kering direaksikan dengan sulfur cair dan konversi gas SO₂ menjadi gas SO₃ menggunakan bantuan katalis V₂O₅, dimana reaksi yang terjadi yaitu sebagai berikut:

Reaksi yang terjadi:

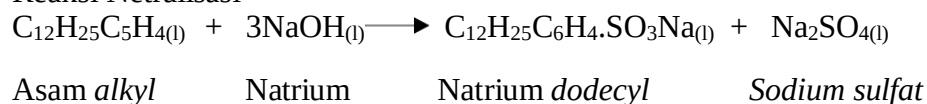
- Reaksi antara SO₂ dan O₂



- Reaksi Sulfonasi



- Reaksi Netralisasi



benzene sulfonate hidroksida *benzene sulfonate*

Reaksi sulfonasi berlangsung dalam reaktor gelembung dengan suhu 50 dan tekanan 1,5 atm. Kekurangan produksi dengan gas SO ini yaitu biaya produksi sulfonasi dengan gas SO cenderung lebih mahal, warna produk yang dihasilkan lebih gelap, dan mudah terbentuk reaksi samping yang tidak diinginkan (Kadirun, 2010).

3. Reaksi sulfonasi dengan *Oleum* 20%

Proses sulfonasi dengan *Oleum* 20% menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan suhu 38-60°C dan tekanan 1 atm. *Oleum* yang digunakan yaitu *Oleum* 20% dengan perbandingan mol *alkylbenzene* dan *Oleum* adalah 1:1,25 dimana reaksi yang terjadi yaitu:

- Reaksi Sulfonasi



Linear Alkylbenzene *Oleum* LABSA Asam sulfat

- Reaksi Netralisasi



Linear Natrium *Natrium linear* Air
alkylbenzene sulfonate hidroksida *alkylbenzene sulfonate*

Kelebihan dari proses ini yaitu biaya produksi relatif lebih murah dibandingkan dengan proses lain, penanganannya mudah, warna dari produk yang dihasilkan lebih terang, dan produk sampingnya yaitu berupa H₂SO₄ yang masih dapat dijual di pasaran.

Tabel 1. 6 Perbandingan Proses

Faktor Pembanding	Sulfonasi dengan H ₂ SO ₄ ^(a)	Sulfonasi dengan SO ₃ ^(b)	Sulfonasi dengan <i>Oleum</i> 20% ^(c)
Reaktor	RATB	Gelembung	RATB
Ketersediaan Bahan Baku	Domestik	Domestik	Domestik
Waktu	1,0 – 1,5 jam	15 – 30 menit	1,5 – 2 jam

Faktor Pembanding	Sulfonasi dengan $\text{H}_2\text{SO}_4^{(a)}$	Sulfonasi dengan $\text{SO}_3^{(b)}$	Sulfonasi dengan <i>Oleum</i> 20% ^(c)
Temperatur	0 – 50 °C	45 – 50 °C	38 – 60 °C
Tekanan	1 atm	1,5 atm	1 atm
Proses	<i>Continuous</i>	Continuous	<i>Continuous or batch</i>
Laju reaksi	Lebih lambat	Lebih Cepat	Cepat
<i>Sulfonating agent</i>	H_2SO_4	SO_3	<i>Oleum</i> 20%
Peralatan	Rumit	Rumit	Sederhana
Hasil samping	H_2O	-	H_2SO_4
Katalis	-	Katalis V_2O_5	-
Konversi	90%	95%	99%
Biaya Produksi	Biaya produksi lebih mahal karena asam sulfat yang digunakan 1.5 lebih banyak	Lebih mahal dan kondisi operasi yang tinggi serta energi yang digunakan lebih besar	Biaya produksi lebih murah karena <i>Oleum</i> yang digunakan hanya 1 bagian dalam reaksi

(a) Carberry dkk. (1991).

(b) Peters and Timmerhaus (1991).

(c) Tully dkk. (1997).

Dari ketiga uraian proses diatas maka dipilih proses sulfonasi menggunakan *Oleum* 20%, karena memiliki beberapa keuntungan yaitu:

- Menghasilkan produk samping berupa H_2SO_4 yang bisa dijual di pasaran.
- Reaksi sulfonasi berlangsung pada kondisi operasi yang relatif ringan.
- Kondisi operasi berlangsung pada suhu rendah dan tekanan atmosferis, sehingga penanganannya mudah dan energi yang dibutuhkan kecil

BAB 2

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. *Linear alkylbenzene*

Berdasarkan MSDS (2019) hal 4 -5, *Linear Alkylbenzene* memiliki sifat fisika seperti berikut;

- Sifat Fisika

Wujud : Cair

Warna : Bening

Rumus molekul : $C_{12}H_{25}C_6H_5$

Titik didih : 3,1 °C

Titik beku : -7 °C

Berat molekul : 246,4 g/mol

Viskositas : 6,3 cP

Densitas : 855,065 kg/m³

- Sifat Kimia

- Reaksi linear alkylbenzene:



- Mudah Terbakar
- Beracun

b. *Oleum* 20%

Berdasarkan MSDS (2023) hal 5 - 6, *Oleum* memiliki sifat fisika sebagai berikut:

- Sifat Fisika

Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
emurnian	: 90%
Rumus molekul	: $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{SO}_3$
Titik didih	: 140 °C
Titik beku	: 1 °C
Berat molekul	: 94,5 g/mol
Viskositas	: 25 -30 cP
Densitas	: 1920 kg/m ³

- Sifat Kimia

- Mudah larut dalam air
- Korosif
- Mudah meledak
- Bahan pengoksidasi yang kuat

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

a. Natrium hidroksida

Berdasarkan MSDS, (2019) hal 5, sifat fisika natrium hidroksida yaitu:

- Sifat Fisika

Wujud	: Padat
Warna	: Putih
Kemurnian	: 90%
Rumus molekul	: NaOH

Titik didih : 1390 °C
Titik leleh : 323 °C
Berat molekul : 40 g/mol
Titik beku : 2 °C
Viskositas : 3,87 cP
Densitas : 1090,41 kg/m³
Kapasitas Panas : -36,56 kkal/kg °C

- Sifat Kimia
 - Larut dalam air dan beberapa pelarut
 - NaOH dapat bereaksi dengan berbagai senyawa asam untuk membentuk garam.

2.1.3 Spesifikasi Produk

2.1.3.1 Produk Utama

a. Natrium Linear Alkylbenzene Sulfonate

- Sifat Fisika

Wujud : Padat
Warna : Putih
Kemurnian : 90%

Rumus molekul : $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$

Titik didih : 138 °C
Titik leleh : 277°C
Berat molekul : 348 g/mol
Densitas : 1198,4 kg/m³
Viskositas : 4,24cP
Kapasitas panas : 0,6 kkal/kg °C

- Sifat Kimia
 - Sangat larut dalam air
 - Bersifat sebagai surfaktan, berbusa

(Sumber : laxmi@skgroup.org)

2.1.3.2 Produk Samping

a. Asam Sulfat

- Sifat Fisika

Wujud : Cair

Kemurnian : 98%

Rumus molekul : H_2SO_4

Titik didh : 355°C

Berat molekul : 98,08 g/mol

Densitas : 1840 kg/m^3

Viskositas : 26,7Cp

Kapasitas panas : $0,17102 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{K}$

- Sifat Kimia
 - Korosif
 - Sangat reaktif dan mampu melarutkan berbagai logam

(Sumber : <https://www.sigmaaldrich.com/>)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi Pembentukan LAS

Reaksi pembentukan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* adalah reaksi sulfonasi yang terjadi antara *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% dengan reaksi sebagai berikut:

- Reaksi Sulfonasi



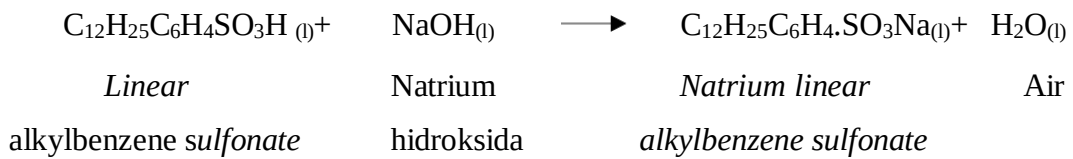
Alkylbenzene

Oleum

LABSA

Asam sulfat

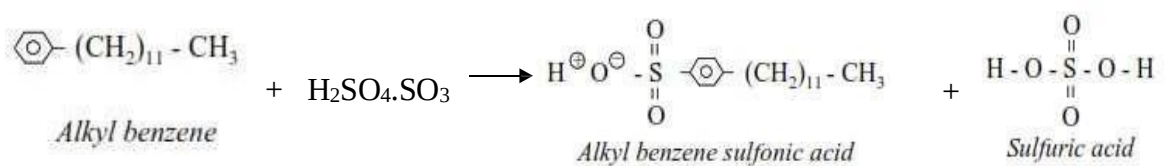
- Reaksi netralisasi



Oleum 20% digunakan, dan perbandingan mol alkylbenzene dan *Oleum* 20% adalah 1:1,25. Reaksi terjadi pada tekanan 1 atm dan suhu 50 °C. Tanpa katalis, reaksi terjadi dalam fase cair. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) jenis ini digunakan untuk menjalankan reaksi pada kondisi isothermal. Suhu di dalam reaktor harus tetap konstan pada 50°C dan dilengkapi dengan jaket pendingin. Setelah reaksi bersifat eksotermis atau menghasilkan panas, panas yang dihasilkan akan digunakan untuk memanaskan Heat Exchanger. Reaksi pembentukan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* adalah reaksi yang tidak dapat dibalik, artinya hasilnya tidak dapat kembali berbentuk reaktan.

2.2.2 Mekanisme Reaksi

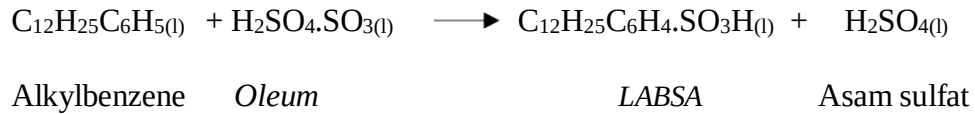
Reaksi substitusi elektrofilik yang dikenal sebagai sulfonasi menghasilkan pembentukan gugus -SO₃H di dalam molekulnya dengan pereaksi berupa *Oleum*. Atom H akan di Substitusi dengan gugus SO₃H menggunakan *Oleum* pada molekul organik melalui ikatan kimia pada atom karbonnya. *Oleum* digunakan lebih cepat daripada asam sulfat pekat pada benzene. Jika konsentrasi asam sulfat turun hingga 90 persen, reagen asam sulfat akan berhenti (Putri et al., 2020). Di bawah ini adalah reaksi sulfonasi yang terjadi.



2.2.3 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk menentukan apakah reaksi yang digunakan memerlukan panas (endotermis) atau melepaskan panas (eksotermis). Mereka juga menentukan apakah reaksi berjalan searah (irreversible) atau bolak balik (reversible). Penemuan termodinamika ini didasarkan pada panas pembentukan standar pada tekanan 1 atm dan suhu 298K. Reaksi berikut terjadi:

Reaksi sulfonasi:



a. Panas Reaksi (ΔH°_f)

- Panas reaksi pada suhu standar ($T=298\text{K}$)

$$\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_5\text{C}_{12}\text{H}_{25} = -178,7 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4.\text{SO}_3 = -783,13 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H} = -819,27 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4 = -735,13 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{Reaksi} = \Delta H^\circ_f \text{Produk} - \Delta H^\circ_f \text{Reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{Reaksi} = [(-819,27) + (-735,13)] - [(-178,7) + (-783,13)]$$

$$\Delta H^\circ_f \text{Reaksi} = -592,57 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan ΔH°_f reaksi diatas dapat diketahui bahwa reaksi sulfonasi pembentukan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* bersifat eksotermis dengan ditunjukkannya nilai yang negatif.

b. Konstanta kesetimbangan (K)

- Nilai K pada kondisi standar ($T=298\text{K}$)

Dengan penentuan harga K menggunakan energi bebas Gibbs (Gibbs Heat of Formation)(Yaws, 1999).

$$\Delta G^\circ_f = -RT \cdot \ln K$$

Pada kondisi standar diperoleh data sebagai berikut:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_{12}\text{H}_{25} = 211,79 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4.\text{SO}_3 = -626,214 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{Na} = -133,26 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = -653,47 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_f \text{reaksi} = \Delta G \text{ produk} - \Delta G \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_f \text{reaksi} = (-786,73) - (-414,424)$$

$$\Delta G^\circ \text{ reaksi} = -372,306 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 0,008134 \text{ kJ/mol}$$

Untuk menentukan reaksi merupakan *irreversible* atau *reversible* dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan van't hof. Dengan K standar pada suhu 298K

$$\ln K_{298} = - \frac{\Delta G}{RT}$$

$$\ln K_{298} = - \frac{-372,306 \text{ kJ/mol}}{0,008134 \text{ kJ/mol} \cdot K \times 298 K}$$

$$\ln K_{298} = 150,270$$

$$K_{298} = e_{150,27}$$

$$K_{298} = 1,8266 \times 10^{65}$$

- Nilai K pada kondisi operasi ($T=50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$)

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

$$\ln \frac{K_{323}}{K_{298}} = \frac{-(-592,57 \text{ kJ/mol})}{0,008134 \text{ kJ/mol}} \times \left(\frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{323}}{K_{298}} = -18,5064$$

$$\frac{K_{323}}{K_{298}} = e^{-18,5064}$$

$$\frac{K_{323}}{K_{298}} = 9,1645 \times 10^{-9}$$

$$K_{323} = (9,1645 \times 10^{-9}) \times (1,8266 \times 10^{65})$$

$$K = 1,6778 \times 10^{57}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, diperoleh nilai Konstanta Keseimbangan (K) lebih dari satu, sehingga reaksi cenderung berlangsung searah (irreversible) menuju pembentukan produk. Sifat suatu reaksi, apakah berlangsung bolak-balik (reversibel) atau searah

(irreversibel), dapat ditentukan dengan meninjau nilai konstanta kesetimbangannya (K). Konstanta kesetimbangan merupakan perbandingan antara konstanta laju reaksi ke arah kanan

dan ke arah kiri. Reaksi bersifat irreversibel jika nilai K jauh lebih besar dari satu, karena konstanta laju reaksi ke arah kiri sebagai penyebut sangat kecil atau mendekati nol. Sebaliknya, reaksi bersifat reversibel apabila nilai K mendekati satu atau kurang dari satu (Smith, 1981).

2.2.4 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika reaksi ditunjukkan untuk menentukan adanya pengaruh perubahan temperatur terhadap laju reaksi. Tinjauan kinetika pada pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan metode sulfonasi dapat ditinjau melalui persamaan Arrhenius:

Reaksi :

Persamaan Arrhenius

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

Keterangan :	k	= Kecepatan reaksi (m/s)
	A	= Faktor tumbukan (s^{-1})
	E _a	= Energi aktivasi (J/mol)
	R	= Konstanta gas ideal (8,314 J/molK)
	T	= Suhu (K)

Mencari konstanta kecepatan reaksi dengan mengetahui data:

A	= 2217,2 s^{-1}
E _a	= 43,290998 kJ/mol
R	= 8,314 J/mol.K
T	= 323°K

Berdasarkan hasil perhitungan didapatkan nilai k sebesar

$$k = 2217,2 \text{ s}^{-1} \times \exp\left(-\frac{43,2909 \text{ J/mol}}{0,008314 \text{ J/mol.K} \times 323^\circ\text{K}}\right)$$

$$k = 2,2080 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$$

2.3 Langkah Proses

Pada pembuatan *Linear Alkylbenzene sulfonate* dengan bahan baku *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% secara garis besar dapat dibagi menjadi tujuh tahap sebagai berikut.

1) Penyiapan Bahan Baku

- 2) Proses Reaksi Sulfonasi
- 3) Proses Pemisahan
- 4) Proses Netralisasi
- 5) Proses Pemurnian
- 6) Proses Pengeringan
- 7) Penyimpanan dan Pengemasan

2.3.1 Penyiapan Bahan Baku

1. *Linear Alkyl Benzene*

Bahan Baku *Linear Alkylbenzene* ($C_{12}H_{25}C_6H_5$), yang memiliki peran sebagai bahan baku utama dengan kemurnian mencapai 98,6%, disimpan dalam tangki T-101 dalam bentuk cair. Selanjutnya, senyawa ini dialirkan dari tangki menuju heat exchanger dan reaktor dengan bantuan pompa P-101, di mana tekanan sistem dijaga konstan pada 1 atm. Di dalam heat exchanger, *Linear Alkylbenzene* dipanaskan hingga suhu $50^{\circ}C$ menggunakan media pemanas berupa steam, sebagai tahap persiapan sebelum memasuki reaktor, guna memastikan proses reaksi berlangsung dalam kondisi yang optimal.

2. *Oleum*

Bahan baku berupa *Oleum* 20%, yang mengandung 80% asam sulfat (H_2SO_4) dan 20% sulfur trioksida (SO_3), disimpan dalam tangki penyimpanan T-102 dalam kondisi fase cair pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan atmosfer (1 atm). *Oleum* ini selanjutnya dipompa menggunakan pompa P-102 menuju unit heat exchanger dan reaktor dengan tetap mempertahankan tekanan operasional sebesar 1 atm. Di dalam heat exchanger, *Oleum* mengalami pemanasan hingga mencapai suhu $50^{\circ}C$ guna meningkatkan efisiensi reaksi yang akan berlangsung di dalam reaktor."

2.3.2 Proses Reaksi Sulfonasi

Reaksi yang terjadi dalam reaktor yakni sebagai berikut:



Linear Alkylbenzene dan *Oleum* 20% sebagai bahan baku utama dialirkan dari unit penyimpanan menuju reaktor R-201. Rasio massa antara larutan *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% dijaga sebesar 1:1,25. Reaktor yang digunakan merupakan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), yang beroperasi secara

isotermal pada suhu 50°C dan tekanan atmosfer (1 atm). Karena reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis, sistem pendinginan diperlukan untuk menjaga kestabilan suhu reaksi. Pada tahap prarancangan ini, sistem pendinginan yang diterapkan menggunakan jaket pendingin dengan media cooling water bersuhu masuk 30°C. Produk hasil reaksi yang keluar dari reaktor berupa campuran *Linear Alkylbenzene* sulfonic acid, sisa linear alkylbenzene, kelebihan H₂SO₄, serta sedikit air (Groggins, 1958).

2.3.3 Proses Pemisahan

Campuran antara *Linear Alkylbenzene* sulfonic acid dan asam sulfat yang keluar dari reaktor R-01 selanjutnya dialirkan ke unit dekanter (D-01) untuk dilakukan pemisahan berdasarkan perbedaan densitasnya. *Linear Alkylbenzene sulfonic acid* yang memiliki densitas lebih rendah akan berada pada lapisan atas, sedangkan asam sulfat dengan densitas lebih tinggi akan terkumpul di lapisan bawah. Fase bawah yang berupa asam sulfat kemudian dipompa menggunakan pompa P-104 menuju cooler (CL-101) untuk menurunkan suhunya hingga mencapai 30°C. Setelah didinginkan, asam sulfat tersebut dialirkan menggunakan pompa P-106 ke tangki penyimpanan T-104 untuk menjadi produk samping. Sementara itu, fase atas berupa *Linear Alkylbenzene sulfonic acid* dipompa dengan pompa P-105 menuju unit netralisasi (N-401) untuk proses penetralan kandungan asamnya (Groggins, 1958).

2.3.4 Proses Netralisasi

Linear Alkylbenzene sulfonic acid yang telah dipisahkan dari dekanter kemudian dialirkan ke unit netralisasi (N-401), di mana dilakukan proses penetralan dengan penambahan larutan NaOH 20%. Proses netralisasi ini berlangsung pada suhu operasi sebesar 50°C. Setelah proses penetralan selesai dan kandungan asam telah dinetralkan, produk berupa *Linear Alkylbenzene* sulfonat dipompa menggunakan pompa P-107 menuju unit evaporator untuk dilakukan pemekatan (Groggins, 1958).

2.3.5 Proses Pemurnian

Proses pemekatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dilakukan di dalam evaporator (EV-501) melalui penguapan kandungan airnya. Dalam unit ini, konsentrasi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* meningkat dari 79% menjadi 90%, dengan suhu operasi mencapai 100°C. Setelah proses pemekatan selesai, produk yang keluar dari evaporator dipompa menggunakan pompa

P-109 menuju spray dryer untuk menjalani proses pengeringan dan pembentukan produk dalam bentuk bubuk (Groggins, 1958).

2.3.6 Proses Pengeringan

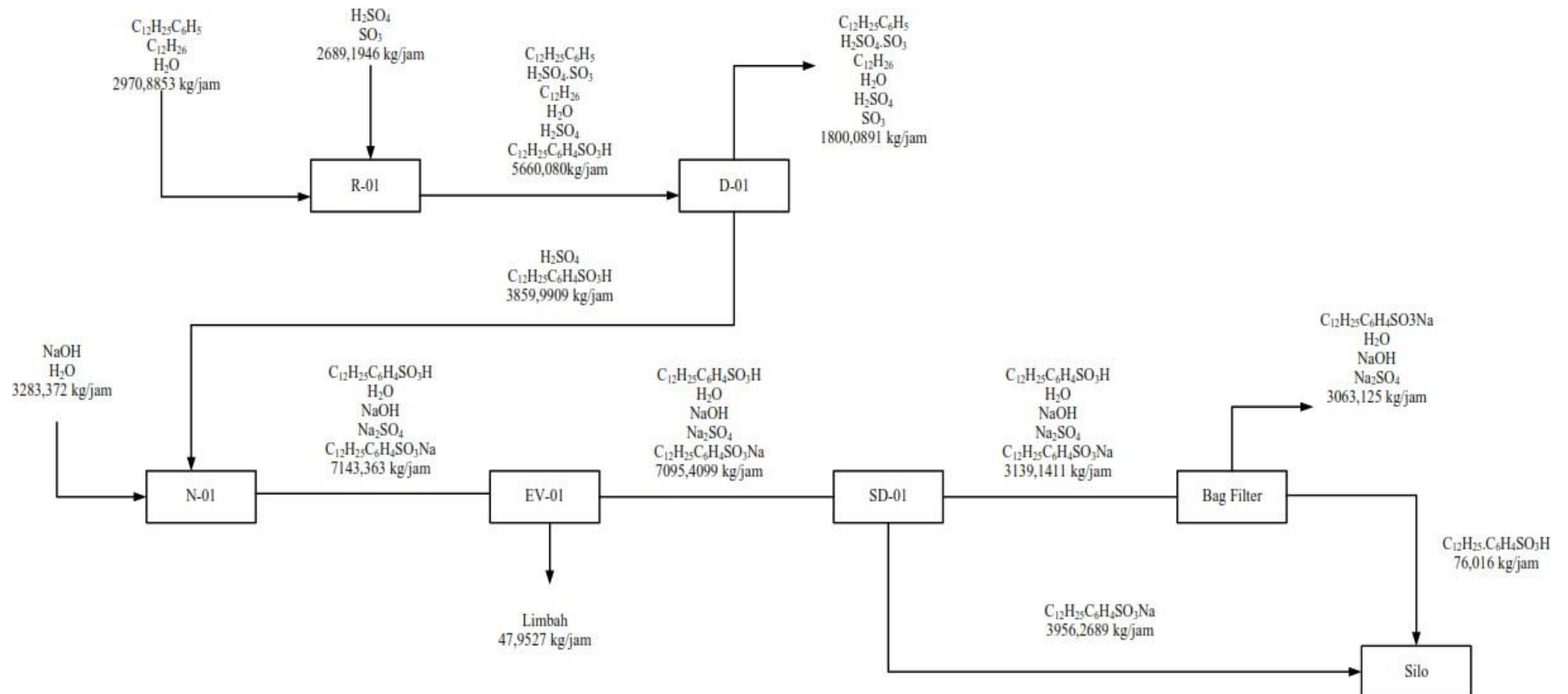
Dalam tahap pengeringan, *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang berasal dari evaporator dipompa menggunakan high pressure pump (HP-101) menuju bagian atas spray dryer (SD-601). Di dalam spray dryer, cairan disemprotkan melalui nozzle di bagian atas, sementara udara panas bersuhu 200°C yang dihasilkan dari furnace dialirkan dari bagian bawah secara berlawanan arah. Kombinasi ini memungkinkan proses pengeringan berlangsung dengan cepat, sehingga menghasilkan partikel bubuk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang mengendap di bagian bawah spray dryer. Uap panas yang terbentuk selama proses ini kemudian dialirkan ke unit filter (F-101) untuk menyaring sisa partikel, sebelum dilepaskan ke udara bebas. Bubuk LAS yang ikut terbawa uap akan ditangkap dan dikumpulkan di dalam silo (SL-101).

2.3.7 Penyimpanan dan Pengemasan

Produk bubuk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang dihasilkan dari spray dryer (SD-601) selanjutnya dipindahkan ke silo menggunakan screw conveyor (SC-101) sebagai tempat penyimpanan sementara. Setelah itu, bubuk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dialirkan ke dalam mesin pengemas (bagging machine/BG-101) untuk menjalani proses pengemasan.

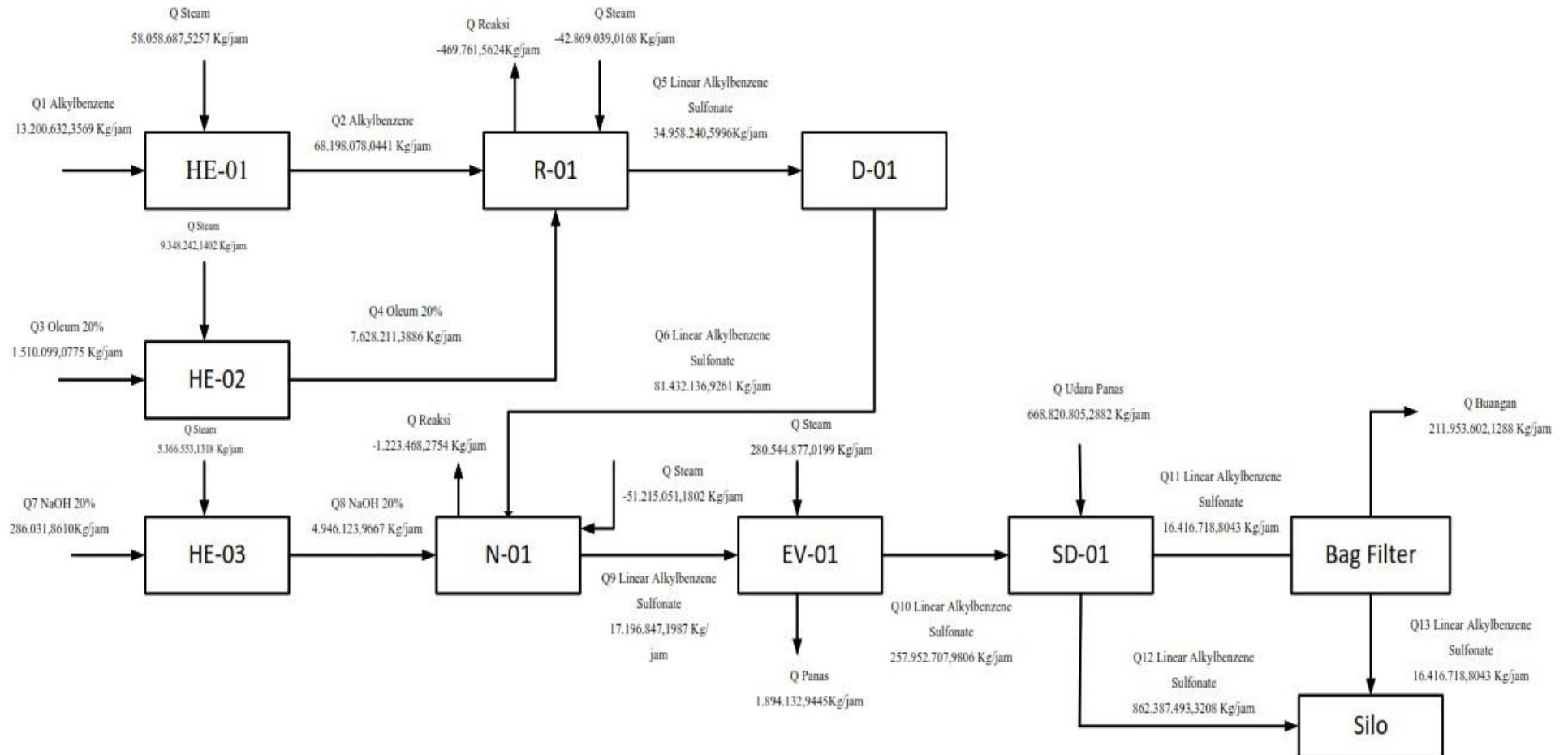
[illegible]

2.4.2 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa

2.4.3 Diagram Alir Neraca Panas

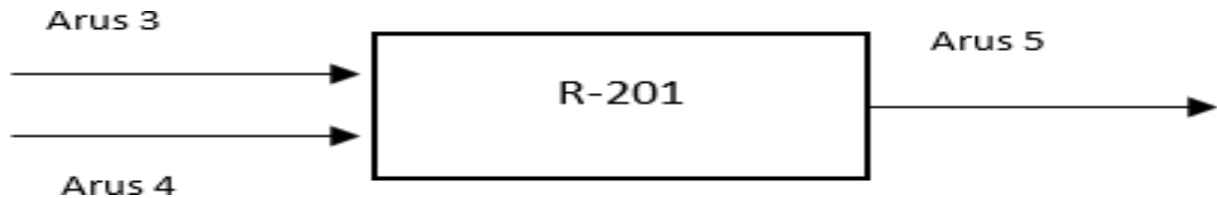


Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Panas

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

a. Neraca Massa Reaktor (R-201)



Keterangan :

Arus 3 : Aliran umpan dari *Linear Alkylbenzene* tank

Arus 4 : Aliran umpan dari *Oleum* 20%

Arus 5 : Aliran output reaktor

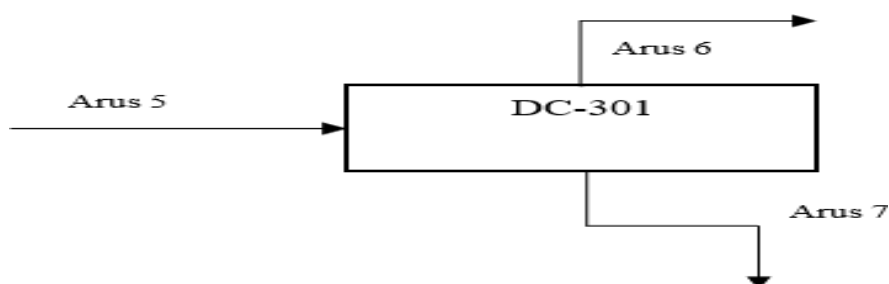
Input = Output

Arus 3 + Arus 4 = Arus 5

Tabel 2. 1 Neraca Massa pada Reaktor (R-201)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$\text{C}_6\text{H}_5.\text{C}_{12}\text{H}_{25(l)}$	2926,322		29,263
$\text{C}_{12}\text{H}_{26(l)}$	14,854		14,854
$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	29,709		29,709
$\text{H}_2\text{SO}_{4(l)}$		2151,356	1154,113
$\text{SO}_{3(l)}$		537,839	
$\text{H}_2\text{SO}_4.\text{SO}_{3(l)}$			529,949
$\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4.\text{SO}_3\text{H}_{(l)}$			3839,192
Jumlah	2970,885	2689,195	5660,080
	5.660,080		5.660,080

b. Neraca Massa Decanter (D-01)



Keterangan :

Arus 5 : Aliran umpan dari reaktor

Arus 6 : Aliran output berupa *Linear Alkylbenzene sulfonic acid*

Arus 7 : Aliran output berupa Asam Sulfat

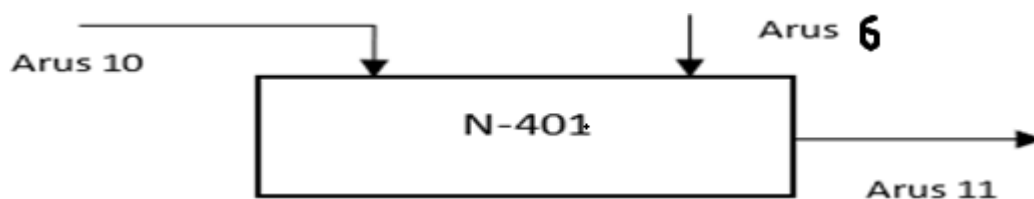
Input = Output

Arus 5 = Arus 6 + Arus 7

Tabel 2. 2 Neraca Massa pada Decanter (DC-301)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H ₂ SO _{4(l)}	1154,113	57,7056	1096,407
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}	592,949		529,949
H ₂ O _(l)	29,7089	1,4854	28,223
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)	3839,1918	3800,7999	38,392
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H _{25(l)}	29,2632		29,263
C ₁₂ H _{26(l)}	14,8544		14,854
Jumlah	5660,080	3859,9909	1800,0891
	5.660,08	5.660,08	

c. Neraca Massa Netralizer



Keterangan :

Arus 6 : Aliran umpan dari decanter

Arus 10 : Aliran umpan dari tangka NaOH

Arus 11 : Aliran umpan keluar netralizer

Input = Ouput

Arus 7 + Arus 10 = Arus 11

Tabel 2. 3 Neraca Massa pada Netralizer

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	Arus 6	Arus 10	Arus 11
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	3.800,800		76,016
$H_2SO_{4(l)}$	57,706		
$H_2O_{(l)}$	1,485	2626,697	228,346
$NaOH_{(l)}$		656,674	2779,236
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3Na_{(l)}$			3.976,150
$Na_2SO_{4(l)}$			83,614
Jumlah	3.859,991	3283,372	7.143,363
	7.143,363		7.143,363

d. Neraca Massa Evaporator



Keterangan :

Arus 11 : Aliran masuk dari netralizer

Arus 12 : Aliran keluar evaporator menuju limbah

Arus 15 : Aliran keluar evaporator menuju tangki penyimpanan

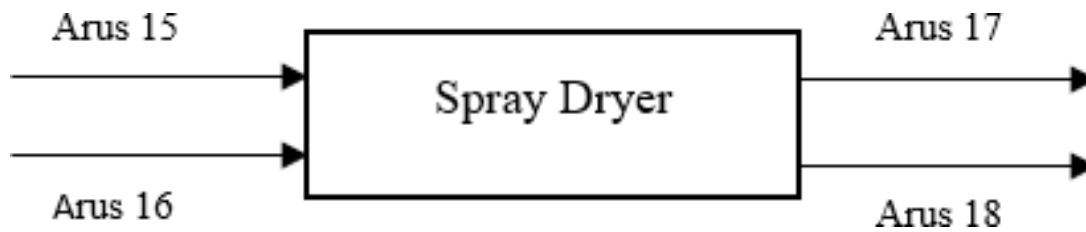
Output = Input

Arus 11 = Arus 12 + Arus 15

Tabel 2. 4 Neraca Massa pada Evaporator

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 15
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	76,0160		76,0160
$H_2O_{(l)}$	228,3463	47,9527	180,3936
$NaOH_{(l)}$	2779,2364		2779,2364
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3Na_{(l)}$	3.976,1496		3.976,1496
$Na_2SO_{4(l)}$	83,6143		83,6143
Jumlah	7.143,36268	47,9527	7.095,4099
	7.143,36	7.143,36	

e. Neraca Massa Spray Dryer



Keterangan :

Arus 15 : Aliran masuk dari evaporator

Arus 16 : Aliran masuk udara panas

Arus 17 : Aliran keluar spray dryer menuju screw conveyer

Arus 18 : Aliran keluar spray dryer menuju filter

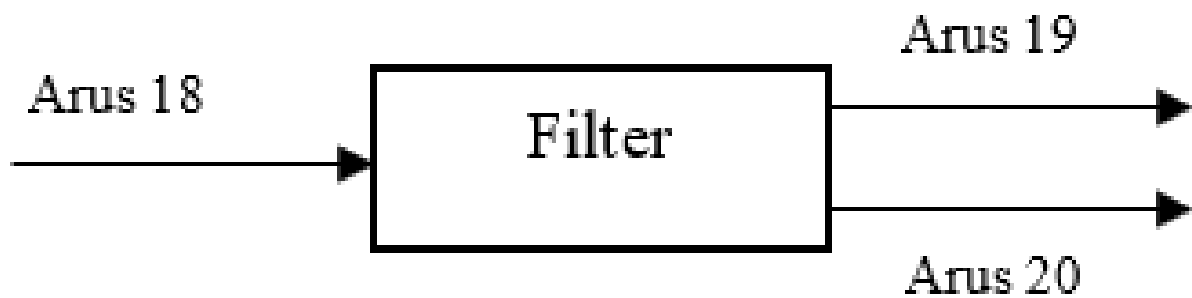
Output = Input

Arus 15 + 16 = Arus 17 + Arus 18

Tabel 2. 5 Neraca Massa pada Spray Dryer

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(s)}$	76,0160			76,0160
$H_2O_{(g)}$	180,3936			180,3936
$NaOH_{(l)}$	2779,2364			2779,2364
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	3.976,1496		3.956,2689	19,8807
$Na_2SO_{4(l)}$	83,6143			83,6143
Jumlah	7.095,409947		3.956,2689	3139,1411
	<u>7.095,41</u>			<u>7.095,41</u>

f. Neraca Massa Bag Filter



Keterangan :

Arus 18 : Aliran masuk dari spray dryer

Arus 19 : Aliran keluar menuju silo

Arus 20 : Aliran keluar menuju udara bebas

Input = Output

Arus 18 = Arus 19 + Arus 20

Tabel 2. 6 Neraca Massa pada Bag Filter

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(s)}$	76,0160	76,0160	
$H_2O_{(g)}$	180,394		180,394
$NaOH_{(l)}$	2779,236		2779,236
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	19,881		19,881
$Na_2SO_{4(i)}$	83,614		83,614
Jumlah	3.139,141	76,0160	3.063,125
	3.139,141	3.139,141	

g. Neraca Massa Overall

Tabel 2. 7 Neraca Massa Overall

Komponen	Input (Kg)	Output(Kg)
	Produk Utama	Produk Samping
Reaktor		
$C_6H_5.C_{12}H_{25(l)}$	2926,322	29,263
$C_{12}H_{26(l)}$	14,854	14,854
$H_2O_{(l)}$	29,709	29,709
$H_2SO_{4(l)}$	2151,119	1154,113
$SO_{3(l)}$	537,839	
$H_2SO_4.SO_{3(l)}$		592,949
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3H_{(l)}$		3.839,192
Decanter		
$H_2SO_{4(l)}$	1154,113	1154,11
$H_2SO_4.SO_{3(l)}$	592,949	592,949
$H_2O_{(l)}$	29,709	29,709
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	3.839,192	3.839,192
$C_6H_5.C_{12}H_{25(l)}$	29,263	29,263
$C_{12}H_{26(l)}$	14,854	14,854
Netralizer		
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	3.800,800	76,016
$H_2SO_{4(l)}$	57,706	
$H_2O_{(l)}$	2628,183	228,346
$NaOH_{(l)}$	656,674	2779,236
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3Na_{(l)}$		3.976,150
$Na_2SO_{4(l)}$		83,614

Evaporator			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(l)	76,0160	76,0160	
H ₂ O _(l)	228,346	228,346	
NaOH _(l)	2779,236	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ Na _(l)	3.976,150	3.976,150	
Na ₂ SO _{4(l)}	83,614	83,614	
Spray Dryer			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(s)	76,016	76,016	
H ₂ O _(g)	180,394	180,394	
NaOH _(l)	2779,236	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	3.976,150	3.976,150	
Na ₂ SO _{4(s)}	83,614	83,614	
Bag Filter			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(s)	76,016	76,016	
H ₂ O _(g)	180,394	180,394	
NaOH _(l)	2779,236	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	19,881	19,881	
Na ₂ SO _{4(s)}	83,614	83,614	
Jumlah	35841,436	34687,323	1154,113
	35.841,436	35.841,436	

$$\% \text{ Kehilangan Massa} = \frac{\text{Produk Samping}}{\text{Total input}} \times 100\%$$

$$\% \text{ Kehilangan Massa} = \frac{1.154,113}{35.841,436} \times 100\%$$

$$\% \text{ Kehilangan Massa} = 3,22 \%$$

$$\% \text{ Efisiensi Overall} = 100\% - \% \text{ kehilangan massa}$$

$$\% \text{ Efisiensi overall} = 100\% - 3,22 \%$$

% Efisiensi Overall = 96,78 %

2.5.2 Neraca Panas

a. Neraca panas Heat Exchanger (HE-101)

Tabel 2. 8 Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-101)

Komponen	Input	Output
	Q1	Q3
$C_6H_5C_{12}H_{25(l)}$	13.200.632.3569	68.198.078,0441
$C_{12}H_{26(l)}$	28.041,3022	141.621,0843
$H_2O_{(l)}$	11.214,6875	55.942,3676
Qsteam	58.058.687.5257	
Qloss		2.902.934,3763
Total	71.298.575,8723	71.298.575,8723
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		29.761,4761

b. Neraca panas Heat Exchanger (HE- 102)

Tabel 2. 9 Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-102)

Komponen	Input	Output
	Q2	Q4
$H_2SO_{4(l)}$	1.510.099,0775	7.628.211,3866
$SO_{3(l)}$	694.368,0350	3.491.285,7591
Qsteam	9.384.242,1402	
Qloss		469.212,1070
Total	11.588.709,2527	11.588.709,2527
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		4.810,4583

c. Neraca panas Reaktor

Tabel 2. 10 Neraca Panas pada Reaktor

Komponen	Input		Output
	Q3	Q4	Q5
C ₆ H ₅ C ₁₂ H _{25(l)}	68.198.078,0441		289.841,8317
C ₁₂ H _{26(l)}	141.621,0843		60.188,9608
H ₂ O _(l)	55.942,3676		23.775,5062
H ₂ SO _{4(l)}		7.628.211,3866	1.739.192,6934
SO _{3(l)}		3.491285,7591	
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}			44.621,5956
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(l)			34.958.240,5996
Q _{rx}			-469.761,5624
Q _{cw}	-42.869.039,0168		
Total	25.526.602,4792	11.119.497,1457	36.649.099,6249
	36.649.099,6249		
Kebutuhan total massa air pendingin adalah			512.297,3114

d. Neraca panas Decanter

Tabel 2. 11 Neraca Panas Pada Decanter

Komponen	Input	Output	
	Q5	Q6	Q7
$H_2SO_{4(l)}$	4.092.218,1020	3.887.607,1969	204.610,9051
$H_2SO_4.SO_{3(l)}$	38.491,6457	38.491,6457	
$H_2O_{(l)}$	55.942,3676	53.145,2492	2.797,1184
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3H_{(l)}$	82.254.683,7637	822.546,8376	81.432.136,9261
$C_6H_5C_{12}H_{25(l)}$	681.980,7804	681.980,7804	
$C_{12}H_{26(l)}$	141.621,0843	141.621,0843	
	87.264.937,438	5.625.392,7942	81.639.544,9496
Total		87.264.937,438	

e. Neraca panas Heat Exchanger (HE-103)

Tabel 2. 12 Neraca Panas pada Heat Exchanger (HE-103)

Komponen	Input	Output
	Q9	Q10
H ₂ O _(l)	991.542,4933	4.946.123,9667
NaOH _(l)	19.723,8610	1.429.675,8628
Q _{steam}	5.366.553,1318	
Q _{loss}		268.327,6566
Total	6.644.127,4861	6.644.127,4861
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		2.750,9499

f. Neraca panas Netralizer

Tabel 2. 13 Neraca Panas pada Netralizer

Komponen	Input		Output
	Q7	Q10	Q11
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)	81.432.136,9261		692.173,1639
H ₂ SO _{4(l)}	204.610,9051		
H ₂ O _(l)	2.797,1184	4.946.123,9667	230.963,4945
NaOH _(l)		1.429.675,8628	355.051,4485
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(l)			36.543.300,2973
Na ₂ SO _{4(l)}			202.273,4701
Q _{rx}			-1.223.468,2754
Q _{cw}	-51.215.051,1802		
Total	30.424.493,7694	6.375.799,8295	36.800.293,5989
			36.800.293,5989
Kebutuhan total massa iar pendingin adalah			-612.034,5504

g. Neraca panas Evaporator

Tabel 2. 14 Neraca Panas pada Evaporator

Komponen	Input		Output
	Q11	Q12	Q14
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(l)}$	325.728,5477		4.885.928,2156
$H_2O_{(l)}$	86.197,6361	121.763,5082	1.017.968,0321
$NaOH_{(l)}$	1.210.569,8378		18.136.240,0799
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(l)}$	17.196.847,1987		257.952.707,9806
$Na_2SO_{4(l)}$	95.297,8607		1.423.533,4889
Qlv			1.894.132,9445
Qs	280.544.877,0199		
Qloss			14.027.243,8510
Total	299.459.518,1009	121.763,5082	299.337.754,5926
		299.459.518,1009	

h. Neraca panas Spray Dryer

Tabel 2. 15 Neraca panas pada Spray Dryer

Komponen	Input		Output
	Q15	Q17	Q18
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(s)}$	4.885.928,2156		16.416.718,8043
$H_2O_{(g)}$	1.017.968,0321		3.656.087,9144
$NaOH_{(l)}$	18.136.240,0799		60.715.729,3383
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	257.952.707,9806	862.387.493,3208	4.333.605,4941
$Na_2SO_{4(l)}$	1.423.533,4889		4.727.548,2134
Qudara	668.820.805,2882		
Total	952.237.183,0853	862.387.493,3208	89.849.689,7644
		952.237.183,0853	

i. Neraca Panas Bag Filter

Tabel 2. 16 Neraca Panas pada Bag Filter

Komponen	Input		Output
	Q18	Q19	Q20
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(s)}$	16.416.718,8043	16.416.718,8043	
$H_2O_{(g)}$	3.656.087,9144		3.656.087,9144
$NaOH_{(l)}$	60.715.729,3383		60.715.729,3383
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	4.333.605,494		4.333.605,4941
$Na_2SO_{4(l)}$	4.727.548,2134		4.727.548,2134
Total	89.849.689,7644	16.416.718,8043	73.432.970,9601
		89.849.689,7644	

j. Neraca panas Overall

Tabel 2. 17 Neraca panas Overall

Komponen	Input	Output
Heat Exchanger-101		
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	13.200.632,3569	68.198.078,0441
$C_{12}H_{26}$	28.041,3022	141.621,0843
H_2O	11.214,6875	55.942,3676
Qsteam	58.058.687,5257	
Qloss		2.902.934,3763
Heat Exchanger-102		
H_2SO_4	1.510.099,0775	7.628.211,3866
SO_3	694.368,0350	3.491.285,7591
Qsteam	9.384.242,1402	
Qloss		469.212,1070
Heat Exchanger-103		
H_2O	991.542,4933	4.946.123,9667
$NaOH$	286.031,8610	1.429.675,8628
Qsteam	5.366.553,1318	
Qloss		268.327,6566

Reaktor -201			
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	68.198.078,0441	289.841,8317	
C ₁₂ H ₂₆	141.621,0843	60.188,9608	
H ₂ O	55.942,3676	23.775,5062	
H ₂ SO ₄	7.628.211,3866	1.739.192,6934	
SO ₃	3.491.285,7591		
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}		44.621,5956	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO _{3H(l)}		34.958.240,5996	
Q _{rx}		-469.761,5624	
Q _{cw}	-42.869.039,0168		
Decanter -301			
H ₂ SO ₄	4.092.218,1020	204.610,9051	3.887.607,1969
H ₂ SO ₄ .SO ₃	38.491,6457		38.491,6457
H ₂ O	55.942,3676	2.797,1184	53.145,2492
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H	82.254.683,7637	81.432.136,9261	822.546,8376
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	681.980,7804		681.980,7804
C ₁₂ H ₂₆	141.621,0843		141.621,0843
Netralizer-401			
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H	81.432.136,9261	692.173,1639	
H ₂ SO ₄	204.610,9051		
H ₂ O	4.948.921,0851	230.963,4945	
NaOH	1.429.675,8628	355.051,4485	
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na		36.543.300,2973	
Na ₂ SO ₄		202.273,4701	
Q _{rx}		-1.223.468,2754	
Q _{cw}	-51.215.051,1802		
Evaporator-501			
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H	325.728,5477	4.885.928,2156	
H ₂ O	86.197,6361	1.017.968,0321	121.763,5082
NaOH	1.210.569,8378	18.136.240,0799	
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na	17.196.847,1987	257.952.707,9806	
Na ₂ SO ₄	95.297,8607	1.423.533,4889	
Q _{lv}	0,0000	1.894.132,9445	
Q _s	280.544.877,0199	0,0000	
Q _{loss}	0,0000	14.027.243,8510	
Spray Dryer - 601			
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H	4.885.928,2156		16.416.718,8043
H ₂ O	1.017.968,0321		3.656.087,9144
NaOH	18.136.240,0799		60.715.729,3383
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na	257.952.707,9806	862.387.493,3208	4.333.605,4941
Na ₂ SO ₄	1.423.533,4889		4.727.548,2134
Q _{udara}	668.820.805,2882		

Bagging Filter -101			
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H	16.416.718,8043		16.416.718,8043
H ₂ O	3.656.087,9144	3.656.087,9144	
NaOH	60.715.729,3383	60.715.729,3383	
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na	4.333.605,4941	4.333.605,4941	
Na ₂ SO ₄	4.727.548,2134	4.727.548,2134	
Sub Total	1.591.789.134,5292	1.479.775.569,6581	112.013.564,8712
Total	1.591.789.134,5292	1.591.789.134,5292	

Total Panas yang hilang (Qloss) 17.667.717,9909 kJ

Perhitungan efisiensi neraca panas

$$\begin{aligned} \% \text{Kehilangan Panas} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{\text{Total Panas}} \times 100\% \\ &= 1,1099\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{Efisiensi overall} &= 100\% - \% \text{Kehilangan Panas} \\ &= 98,8901\% \end{aligned}$$

2.6 Tata letak Pabrik dan Peralatan

2.6.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah cara pengaturan fasilitas-fasilitas produksi di dalam suatu area industri yang akan berdampak langsung pada efisiensi proses produksi melalui penempatan mesin serta fasilitas pendukung lainnya. Tata letak yang dirancang dengan baik akan memengaruhi kelancaran dan kesuksesan operasional pabrik. Dalam menentukan tata letak ini, sejumlah aspek penting harus diperhitungkan, seperti jaminan keselamatan, keamanan, dan kenyamanan bagi pekerja. Selain itu, keberadaan fasilitas tambahan seperti kantor, laboratorium, tempat ibadah, pos jaga, dan lainnya juga perlu diperhatikan. Tata letak mencakup area kerja karyawan, lokasi peralatan produksi, serta tempat penyimpanan bahan baku dan bahan pendukung lainnya yang sebaiknya ditempatkan secara efisien, terutama dengan mempertimbangkan lalu lintas barang, aspek keselamatan, penghematan biaya, serta kemudahan pengawasan. Hal-hal yang menjadi fokus dalam penyusunan tata letak pabrik antara lain:

1. Rencana ekspansi dan penambahan bangunan

Pabrik sebaiknya dirancang dengan mempertimbangkan kemungkinan perluasan lahan, pembangunan gedung baru, peningkatan kapasitas produksi, atau pengolahan jenis produk

yang berbeda. Perencanaan ini penting agar tidak menimbulkan kendala kebutuhan lahan di masa depan.

2. Aspek keamanan

Pemetaan zona tertentu dan pengaturan jarak antar bangunan sangat krusial dalam perancangan tata letak. Keselamatan kerja harus menjadi prioritas utama, terutama dalam menghadapi risiko kebakaran, ledakan, atau potensi bahaya lainnya.

3. Pemanfaatan luas lahan

Penggunaan area harus disesuaikan dengan ketersediaan lahan, mengingat harga tanah yang tinggi bisa menjadi kendala. Oleh karena itu, efisiensi ruang sangat dibutuhkan, misalnya dengan membangun ruangan bertingkat guna menghemat tempat.

4. Instalasi dan fasilitas utilitas

Penempatan instalasi yang tepat akan menunjang kenyamanan serta kemudahan kerja bagi karyawan. Sistem distribusi media seperti padatan, gas, cairan, uap, dan listrik harus terorganisasi dengan baik agar proses perawatan dan pengoperasian menjadi lebih mudah dan efektif.

5. Pengelolaan limbah

Pembuangan limbah harus diawasi secara berkala guna memastikan bahwa limbah yang dibuang telah memenuhi standar lingkungan dan tidak mengandung zat berbahaya. Oleh sebab itu, pembangunan unit pengolahan limbah menjadi hal yang sangat penting agar tidak mencemari lingkungan sekitar.

6. Pengaturan jarak antarfasilitas

Penempatan peralatan produksi harus mempertimbangkan jarak yang sesuai untuk menunjang kenyamanan dan keselamatan kerja, serta meminimalkan risiko bahaya. Pengaturan aliran bahan padat, cair, dan gas dalam fasilitas produksi harus mengikuti regulasi yang berlaku.

2.6.2 Tata Letak Peralatan

Lay out pabrik merupakan penyusunan fasilitas fisik seperti mesin, alat-alat, *furniture*, dan yang lainnya yang ada didalam pabrik yang nantinya akan

mempengaruhi kelancaran proses produksi. *Lay out* pabrik juga merupakan faktor penting bagi segi ekonomi maupun keselamatan proses di dalam pabrik. Secara garis besar, *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi, laboratorium, dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari:

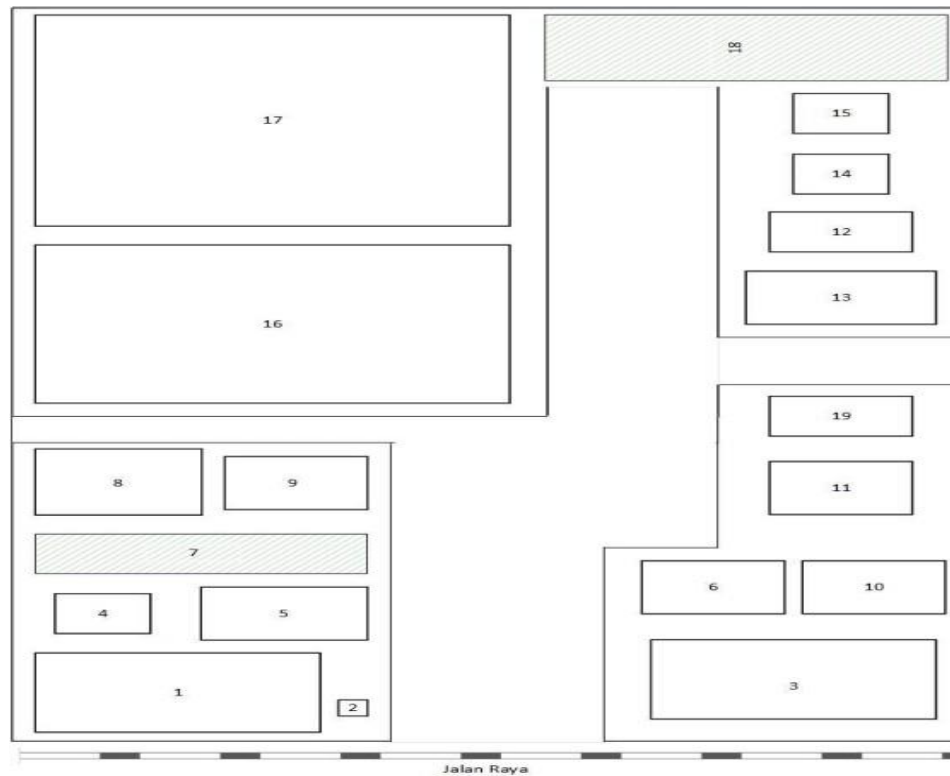
- Laboratorium, bertujuan sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas pendukung, merupakan fasilitas yang diberikan untuk karyawan seperti kantin, masjid, aula, poliklinik dan mess.

2. Daerah proses, ruang kontrol, dan perluasan

Daerah ini merupakan lokasi dimana alat-alat proses diletakkan untuk produksi dan perluasannya. Ruang kontrol digunakan sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah utilitas dan *power station*

Daerah ini merupakan lokasi pusat penyediaan air, steam, air pendingin, dan penyedia tenaga listrik untuk menunjang keberlangsungan proses.



Skala 1 : 1.000

Gambar 2. 4 Tata letak Pabrik

Keterangan :

- | | | | |
|-----|---------------------|-----|--------------------------|
| 1. | : Kantor Utama | 11. | : Unit pemadam kebakaran |
| 2. | : Pos Keamanan | 12. | : Ruang Konrol Proses |
| 3. | : Parkir Utama | 13. | : Mess Karyawan |
| 4. | : Kantin | 14. | : Fire & Safety |
| 5. | : Poliklinik | 15. | : Ruang Kontrol Utilitas |
| 6. | : Masjid | 16. | : Utilitas |
| 7. | : Taman | 17. | : Area Proses |
| 8. | : Laboratorium | 18. | : Taman |
| 9. | : Area Pengembangan | 19. | : Bengkel |
| 10. | : Perkantoran | | |

Tabel 2. 18 Perincian Penggunaan Tanah Bangunan

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos Satpam	40
2	Poliklinik	300
3	Masjid	700
4	Taman	400
5	Kantin	500
6	Laboratorium	1.000
7	Parkir	1.900
8	Perkantoran	3.500
9	Daerah Proses	9.800
10	Mess Karyawan	2.000
11	Fire & Safety	500
12	Ruang Kontrol Proses	700
13	Ruang Kontrol Utilitas	700
14	Area Pengembangan	4.500
15	Bengkel	600
16	Utilitas	9.000
Total Luas Bangunan		36.140
Total Luas Tanah		37.712

2.6.3 Tata Letak Peralatan Proses

Dalam merancang tata letak peralatan proses di dalam pabrik, terdapat sejumlah faktor penting yang perlu diperhitungkan guna menunjang efisiensi serta keselamatan kerja.

1. Pergerakan bahan baku dan hasil produksi

Desain jalur perpindahan bahan baku harus dirancang secara efisien agar proses produksi berjalan lancar dan aman. Alur yang tertata baik tidak hanya mempersingkat

waktu dan jarak tempuh bahan, tetapi juga mampu menekan biaya produksi secara keseluruhan.

2. Sirkulasi udara

Penting untuk memperhatikan aliran udara di sekitar area proses, terutama arah angin di lingkungan kerja. Tujuannya adalah mencegah penumpukan udara di suatu titik yang bisa mengandung zat kimia berbahaya. Akumulasi bahan beracun tersebut berpotensi membahayakan keselamatan para pekerja dan masyarakat di sekitar fasilitas produksi.

3. Sistem pencahayaan

Pencahayaan yang cukup harus tersedia di seluruh area pabrik. Khusus pada bagian-bagian yang memiliki risiko tinggi, penerangan ekstra perlu diberikan untuk meningkatkan kewaspadaan dan mengurangi kemungkinan kecelakaan kerja.

4. Akses pergerakan pekerja

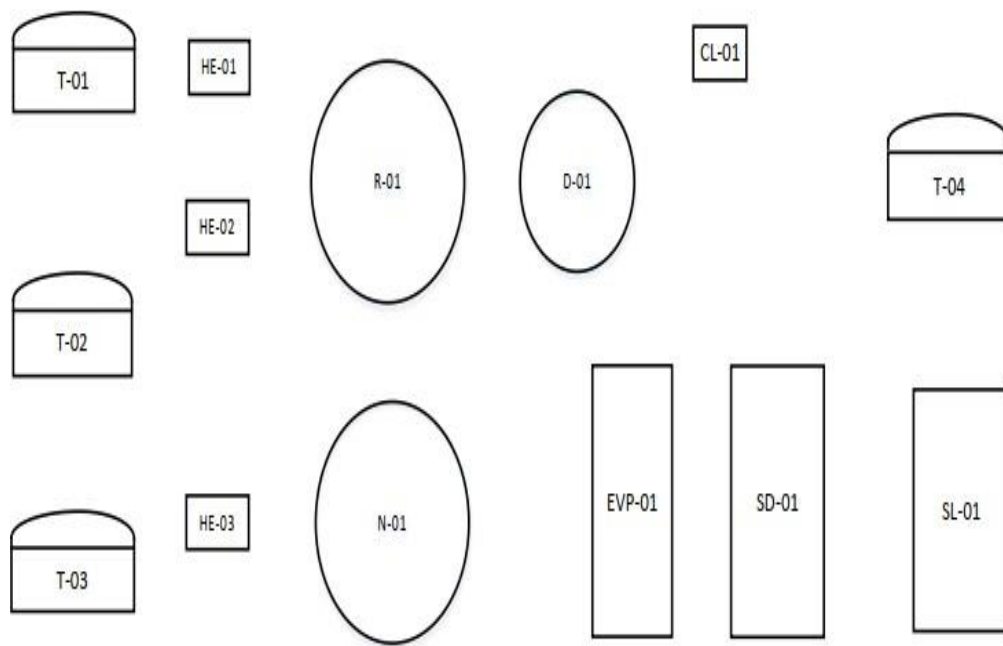
Rute yang digunakan oleh karyawan harus dirancang agar memudahkan mereka mengakses seluruh peralatan proses dengan cepat dan efisien, terutama saat terjadi situasi darurat atau gangguan teknis yang memerlukan tindakan segera.

5. Penempatan peralatan berdasarkan jarak

Peralatan yang beroperasi pada kondisi ekstrem—baik dari sisi tekanan maupun suhu—sebaiknya diposisikan terpisah dari unit lain. Langkah ini diambil sebagai upaya preventif agar apabila terjadi insiden seperti kebakaran atau ledakan, dampaknya tidak meluas ke peralatan lainnya.

6. Aspek biaya dan efisiensi

Dalam menentukan posisi alat-alat produksi, penting untuk memperhitungkan aspek ekonomi. Penempatan alat harus mendukung kelangsungan operasi dengan biaya serendah mungkin namun tetap menjamin keamanan dan efektivitas proses produksi.



Gambar 2. 5 Tata Letak Peralatan Proses

Keterangan Gambar:

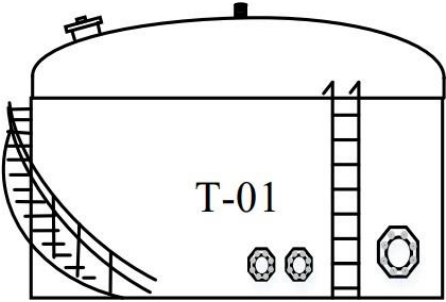
T-01	: Tangki <i>Linear Alkylbenze</i>	R-01	: Reaktor
T-02	: Tangki <i>Oleum</i> 20%	D-01	: Decanter
T-03	: Tangki NaOH 20%	CL-01	: <i>Cooler</i>
T-04	: Tangki H ₂ SO ₄	N-01	: Netralizer
HE-01	: <i>Heat Exchanger</i> 1	EVP-01	: Evaporator
HE-02	: <i>Heat Exchanger</i> 2	SD-01	: Spray Dryer
HE-03	: <i>Heat Exchanger</i> 3	SL-01	: Silo

BAB 3

SPESIFIKASI ALAT

3.1 Unit Penyimpanan

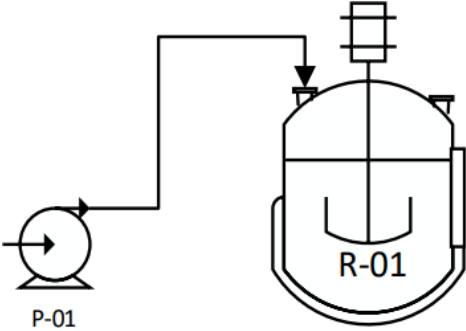
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

RINGKASAN TANGKI PENYIMPANAN (T-101)	
	
Kode Alat	T-101
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>Linear Alkylbenzene</i> sebelum masuk reaktor (R-01)
Kondisi	Temperatur = 30°C Tekanan = 1 atm Wujud = cair Kapasitas = 2.970,8853 kg
Tipe	<i>Silinder vertical</i> dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head conical roof</i>
Jumlah	1 buah
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-285C
Dimensi	Diameter (Dt) = 70 ft Tinggi tangki (H) = 30 ft Lebar Plate Standar = 8 ft Jumlah Course = 4 buah

Course 1	Panjang plate = 1,8186 ft Lebar plate = 8 ft Tebal shell = 0,1575 in Jumlah plate = 10 buah
Course 2	Panjang plate = 1,8186 ft Lebar plate = 8 ft Tebal shell = 0,1575 in Jumlah plate = 10 buah
Course 3	Panjang plate = 1,8186 ft Lebar plate = 8 ft Tebal shell = 0,1181 ft Jumlah plate = 10 buah
Course 4	Panjang plate = 1,8186 ft Lebar plate = 8 ft Tebal shell = 0,1181 ft Jumlah plate = 10 buah
Tinggi Head	0,4979 ft
Tebal Head	0,0525 ft
Tinggi Total	30,4979 ft

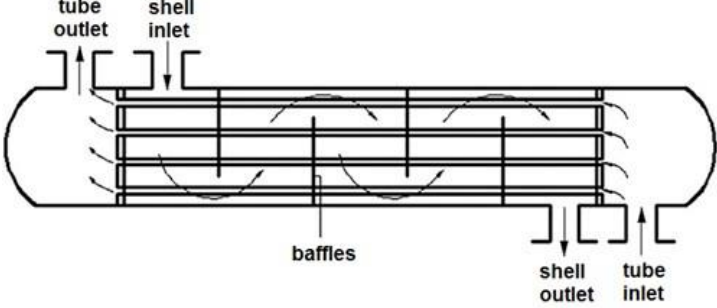
3.2 Unit Pemindah

Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Pompa

RINGKASAN POMPA (P-101)	
	
Kode Alat	(P-101)
Fungsi	Mangalirkan <i>Linear Alkylbenzene</i> menuju reaktor (R-01)
Tipe	<i>Sentrifugal radial</i>
Jumlah	2 buah (1 cadangan)
Kapasitas pompa	16,7160 gal/min
Pipa yang digunakan	Nominal Diameter = 0,375 in <i>Schedule number</i> = 40 <i>Outside diameter</i> (OD) = 0,675 in = 0,0563 ft <i>Inside diameter</i> (ID) = 0,493 in = 0,0411 ft <i>Flow area pipe/inside sectional area</i> (A) = 0,0013 ft²
Power Pompa	3,4188 HP

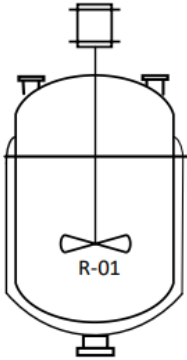
3.3 Unit Penukar Panas

Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

RINGKASAN HEAT EXCHANGER (HE-101)		
		
Fungsi	Menaikan suhu bahan baku <i>Linear Alkylbenzene</i> sebelum menuju reaktor dari suhu 30°C menjadi suhu 50°C	
Jenis	Horizontal, <i>shell and tube</i>	
Aliran	Turbulen	
Tube Side	OD	0,75 in
	BWG	18
	Panjang	12 ft
Shell Side	ID	21,25 in
	Baffle Space	10,625 in
	Pass	1
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)	29,8343	
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)	291,6474	
Rd perhitungan (Btu/jam.ft ² .°F)	0,0301	
Rd diijinkan (Btu/jam.ft ² .°F)	0.0030	

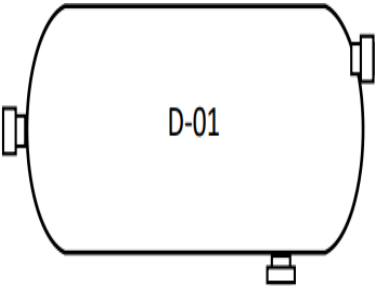
3.4 Unit Pereaksi

Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Reaktor Sulfonasi

RINGKASAN REAKTOR SULFONASI (R-101)	
	
Kode Alat	R-101
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara <i>Linear Alkylbenzene</i> dengan <i>Oleum</i> 20% menjadi produk <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>
Kondisi	Temperatur = 50°C Tekanan = 1 atm Wujud = cair
Tipe	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jumlah	1 buah
Bahan Kontruksi	Stainless Steel 316
Diameter	2,1983 ft
Tinggi Shell	2,4181 ft
Tebal Shell	0,0154 ft
Tinggi Head	1,6607 ft
Tebal Head	0,0154 ft
Tinggi Reaktor	5,7395 ft
Jumlah Pengaduk	1
Kecepatan pengaduk	36,6841 rpm
Power	0,0451

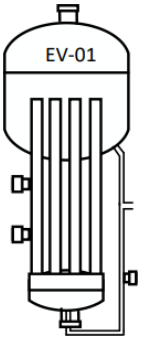
3.5 Unit Pemisah

Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat Decanter

RINGKASAN DECANTER (D-101)	
	
Kode Alat	D-101
Fungsi	Untuk memisahkan produk samping berupa asam sulfat dan produk utama yaitu <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>
Kondisi	Temperatur = 50°C Tekanan = 1 atm Wujud = Cair Waktu Tinggal = 2-5 menit
Tipe	<i>Continuos gravity decanter</i>
Jumlah	1 buah
Dimensi	Volume = 9,3389 ft ³ Diameter = 1,355 ft Luas = 4,06 ft Tebal Shell = 0,178 in Tebal Head = 0,1875 in

3.6 Unit Pemurnian

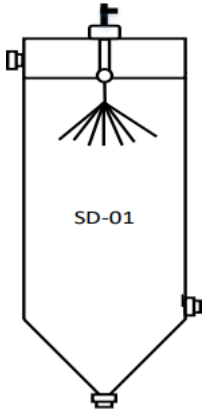
Tabel 3. 6 Spesifikasi alat Evaporasi

RINGKASAN EVAPORASI (EV-101)	
	
Kode Alat	EV-101
Fungsi	Memekatkan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> dari kemurnian 79% menjadi 90%
Kondisi	Suhu masuk = 30°C Tekanan = 1 atm Suhu operasi = 100°C
Tipe	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 grade 11 tipe 316.</i>
Dimensi Evaporator	Tebal shell = 0,0177 ft Tebal Head = 0,25 in Tinggi Head = 9,2505 in
Luas Perpindahan Panas	2256.330 ft ²
Tube Side	Panjang = 12 ft OD = 0,75 in ID = 0,482 in BWG = 10 Pass = 8 Jumlah Tube = 720 L penampang = 317.9250 in ² V Tube = 0,3099 m ³
Shell Side	ID = 31 in

	Baffle space = 15,5 in
	Pass = 4
	Tebal shell = 0,134
	Panjang shell = 12,3 ft
	V shell = 111,648 in ³

3.7 Unit Pengeringan

Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat *Spray Dryer*

RINGKASAN SPRAY DRYER	
	
Kode Alat	SD-101
Fungsi	Untuk menguapkan air yang terdapat di dalam produk <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> sehingga terbentuk bubuk padat.
Suhu	300°C
Tipe	vertical
Jumlah	1 buah
Bahan Kontruksi	Carbon steel SA-285 C
Dimensi	Diameter (Dt) = 10.5109 m Tinggi (H) = 42.0436 m Tinggi konis = 10.4363 m Tinggi Silinder = 31.6073 m
Atomizer	Lebar = 0,5 mm

	Jumlah	= 228 buah
Nozzle Umpan	OD	= 0,4050 in
	ID	= 0,2690 in
Nozzle Udara	OD	= 24 in
	ID	= 23,25 in

BAB 4

UNIT PENDUKUNG DAN LABORATORIUM

Dalam sebuah pabrik, keberadaan unit utilitas atau sarana penunjang proses memiliki peran yang sangat vital. Tanpa adanya fasilitas ini, kegiatan produksi tidak akan dapat berlangsung secara optimal (Soetrisnanto & Hargono, 2008). Pada industri kimia, kelangsungan proses produksi tidak hanya bergantung pada bahan baku dan bahan pembantu, tetapi juga sangat membutuhkan dukungan dari berbagai sumber daya pendukung seperti uap panas (steam), energi listrik, air, bahan bakar, serta udara bertekanan dan komponen lainnya.

4.1 Unit Pengadaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Unit ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan air mulai dari pengadaan dan pengolahannya hingga siap digunakan sebagai air proses, air sanitasi, air untuk umpan boiler, air pendingin dan air hydrant. Namun, penggunaan air laut tentunya memerlukan biaya yang lebih mahal untuk membangun instalasi utilitas pengolahan air. Pada pra rancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini, kebutuhan air berasal dari fasilitas PT Krakatau Industrial Estate yang menyediakan kebutuhan air bersih sebesar 2000 liter/detik dimana berasal dari PT. Krakatau Tirta Industri yang merupakan perusahaan pemroduksi air bersih terbesar di Kota Cilegon. Selain itu, pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini juga memiliki sumber air cadangan yang diperoleh dari sungai Cidanau dengan debit air sebesar 1300-2000 liter per detik dimana pengelolaannya juga dilakukan oleh PT Krakatau Tirta Industri. PT. Krakatau Tirta Industri juga sudah dipercaya oleh beberapa industri di daerah Cilegon sebagai penyedia air baku untuk industri seperti PT. Chandra Asri Petrochemical, PT. Krakatau Steel, PT. Asahimas Chemical, dan lain - lain. Selain itu, PDAM Kota Cilegon juga sudah bekerjasama dengan PT. Krakatau Tirta Industri untuk penyediaan air bersih Bagi beberapa kawasan perumahan di daerah Cilegon. Sehingga PT Krakatau Tirta Industri sudah terpercaya sebagai penyedia air baku untuk kebutuhan industri. Untuk mengantisipasi kekeringan yang melanda sungai Cidanau, PT Krakatau Tirta Industri membangun Waduk Nadra (Waduk Krakatau Tirta Industry) sebagai cadangan air baku, dengan luas waduk sebesar 1 km Waduk Nadra memiliki kapasitas penyimpanan efektif sebesar 3 juta m³, waduk juga dilengkapi dengan 5 buah pompa sentrifugal dengan kapasitas masing-masing sebesar 1850 m³/jam . Dengan demikian dirasa pasokan air untuk keperluan

pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini aman dan tidak kekurangan. Pabrik akan didirikan di air yang diperlukan di lingkungan pabrik meliputi :

4.1.1 Air Umpan Boiler

Air yang dimanfaatkan untuk memproduksi uap demi mendukung kelangsungan proses produksi dikenal sebagai air umpan boiler. Sumber utama air ini berasal dari PT Krakatau Industrial Estate Cilegon serta dari Sungai Cidanau, yang dikelola dan diolah oleh PT Krakatau Tirta Industri sebagai cadangan pasokan air. Selama berlangsungnya proses penguapan di dalam boiler, uap yang terbentuk merupakan uap air murni dalam bentuk gas (H_2O). Sementara itu, kandungan ion dalam air tidak ikut menguap, sehingga jumlah ion dalam fase cair boiler akan meningkat seiring waktu. Oleh karena itu, kualitas air yang digunakan sebagai umpan boiler harus memenuhi standar yang sangat ketat. Walaupun air dari unit pengolahan tampak jernih, biasanya masih terdapat kandungan garam terlarut, mineral, serta zat asam yang dapat mempercepat korosi atau merusak material logam pada sistem pembangkit uap. Untuk mengontrol akumulasi ion tersebut, sistem boiler biasanya dilengkapi dengan proses pembuangan sebagian airnya secara terus-menerus—dikenal sebagai blow-down—yang berfungsi menjaga agar konsentrasi ion dalam air tetap berada dalam batas yang aman.

Beberapa aspek penting harus diperhatikan dalam perlakuan terhadap air umpan boiler agar kinerja sistem tetap optimal dan aman digunakan.

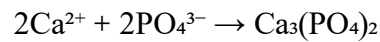
- **Zat-zat penyebab korosi**

Umumnya berasal dari kandungan air yang mengandung senyawa asam maupun gas-gas terlarut seperti oksigen (O_2), karbon dioksida (CO_2), hidrogen sulfida (H_2S), dan amonia (NH_3). Oleh sebab itu, proses penghilangan oksigen menjadi langkah penting. Proses ini dilakukan dalam dua tahapan, yaitu melalui deaerasi (penghilangan gas secara fisik) dan dengan penambahan bahan kimia seperti hidrazin untuk mengikat sisa oksigen.

- **Pembentukan kerak (scale)**

Terjadi akibat kandungan zat penyebab kesadahan dalam air, terutama pada suhu tinggi. Zat ini umumnya berupa garam karbonat dan silikat. Dampak dari adanya kerak meliputi penurunan efisiensi perpindahan panas, peningkatan tekanan (pressure drop), hingga penyumbatan di saluran-saluran kecil. Untuk mengatasi masalah kerak

akibat kesadahan yang belum tersaring sepenuhnya, digunakan penambahan senyawa fosfat. Reaksi kimianya sebagai berikut:



- Zat-zat penyebab pembusaan (foaming)

Biasanya berasal dari air yang diproses melalui pemanasan dan mengandung senyawa organik, anorganik, maupun zat tidak larut dalam konsentrasi tinggi. Pembentukan busa dalam sistem boiler sering dipicu oleh tingginya tingkat alkalinitas, yang memperparah kondisi operasional boiler dan mengganggu kestabilan proses.

Persyaratan kualitas air untuk sistem pendingin mengacu pada standar *Boiler Feed Water Characteristics* menurut IS: 10392-1982, dengan ketentuan sebagai berikut:

Tabel 4. 1 Persyaratan Air Umpan Boiler

Parameter	Nilai
pH	8,3-10
Kadar SiO ₂	Maks 125 ppm
Kadar Fe	Maks 0,1 ppm
Kadar O ₂	Maks 0,007 ppm
Total <i>Hardness</i>	Maks 0,3 ppm
Total alkalinitas	Maks 700 ppm
Total <i>solid</i>	Maks 3500 ppm
<i>Suspended solid</i>	Maks 300 ppm

(Branan, 1976)

Dengan demikian, air yang akan digunakan sebagai umpan boiler perlu melalui tahap pengolahan lanjutan guna menekan kandungan zat-zat yang tidak diinginkan. Biasanya, proses ini dimulai dengan demineralisasi menggunakan metode pertukaran ion (ion-exchange), kemudian dilanjutkan dengan tahapan deaerasi dan stripping untuk menghilangkan gas-gas terlarut di dalam air.

Kebutuhan Air Umpan boiler

Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Umpan boiler

Kode	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
HE(101-103)	Heat Exchanger	844,7174
R-201	Reaktor Sulfonasi	26,29
EVP-501	Evaporator	940,61
SD-601	Spray Dryer	743,084
Total		2.554,7

Total kebutuhan = $2.554,7 \text{ Kg/Jam} \times 24 \text{ Jam/Hari} \times 1 \text{ m}^3/1000 \text{ kg}$
 $= 61,313 \text{ m}^3/\text{hari}$

Air *make up* untuk air yang hilang = $10\% \times 2.554,7 \text{ m}^3/\text{hari}$
 $= 6,1313 \text{ m}^3/\text{hari}$

4.1.2 Air Pendingin (Cooling Water)

Sistem air pendingin berperan penting dalam menyediakan air proses yang dibutuhkan oleh unit produksi, terutama untuk menjaga suhu pada alat penukar panas seperti cooler agar tetap berada dalam rentang temperatur yang ditentukan. Sumber air pendingin umumnya berasal dari sungai, yang terlebih dahulu melalui proses demineralisasi, lalu disimpan di dalam tangki khusus air pendingin. Beberapa faktor penting yang perlu dikendalikan dalam penggunaan air pendingin meliputi kandungan besi untuk mencegah terjadinya korosi, tingkat kesadahan (hardness) karena dapat menyebabkan pembentukan kerak, serta keberadaan mikroorganisme yang berpotensi menumbuhkan lumut atau gangguan biologis lainnya.

Secara umum, terdapat sejumlah parameter utama yang menjadi acuan dalam pengolahan air pendingin, di antaranya:

- Konduktivitas – menggambarkan seberapa banyak mineral terlarut dalam air
- pH – menunjukkan tingkat keasaman atau kebasaan air
- Alkalinitas – terdiri dari ion karbonat (CO_3^{2-}) dan bikarbonat (HCO_3^-)
- Kesadahan (hardness) – mengindikasikan jumlah ion kalsium (Ca^{2+}) dan magnesium (Mg^{2+}) dalam air

Ketentuan standar kualitas air pendingin yang digunakan dalam industri dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

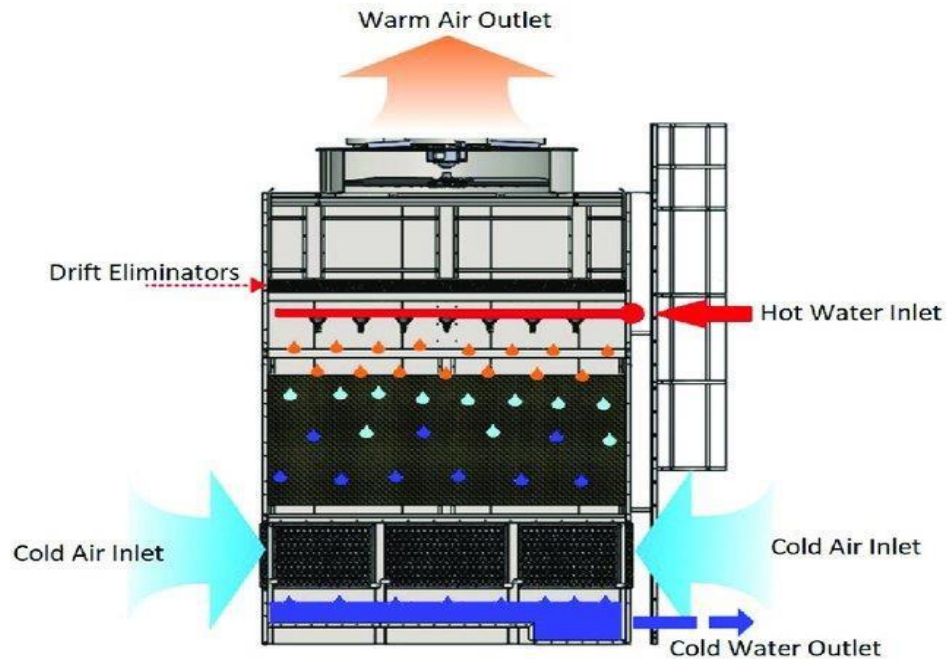
Tabel 4. 3 Syarat Mutu Air Pendingin

Parameter	Air Pendingin	
	<i>Circulating Water</i>	<i>Make Up Water</i>
pH	6,5 – 8,2	6,0 -8,0
Konduktivitas elektrik (ms/m)	<80	<30
Klorin (mg/l)	<200	<50
Sulfat (mg/l)	<200	<50
Alkali (mg/l)	<100	<50
Total hardness (mg/l)	<200	<70
Ca ²⁺ (mg/l)	<150	<50
Silika (mg/l)	<40	<30

(ASME Water Quality Standart, 2016)

Sistem air pendingin yang diterapkan di pabrik ini menggunakan siklus tertutup, yang berarti air yang telah dimanfaatkan dalam proses pendinginan tidak langsung dibuang, melainkan dialirkan kembali ke cooling tower untuk didinginkan dan digunakan ulang dalam proses produksi.

Pada awalnya, air yang telah menyerap panas dari unit proses akan dialirkan ke hot basin, yaitu wadah penampung air panas. Di sana, suhu air akan diturunkan dengan bantuan udara sebagai media pendingin. Setelah melalui proses pendinginan, air yang keluar dari cooling tower ditargetkan memiliki suhu sekitar atau di bawah 30°C agar siap digunakan kembali secara efisien dalam sistem.



Gambar 4. 1 Mekanisme Cooling Tower Pabrik Aseton

(Sumber:

https://www.researchgate.net/publication/344249055_Experimental_and_Theoretical_Analysis_of_Mechanical_Draft_Counterflow_Wet_Cooling_Towers/figures?lo=1)

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini mengaplikasikan cooling tower tipe mechanical draft. Prinsip kerja dari menara pendingin jenis ini adalah dengan mengalirkan air agar bersentuhan langsung dengan udara yang dihisap oleh kipas (fan), sehingga udara akan menyerap panas dari air tersebut. Selama proses ini, sebagian air akan mengalami penguapan. Air yang telah mengalami pendinginan kemudian dikumpulkan dalam basin (penampung bawah) dan selanjutnya digunakan kembali sebagai media pendingin dalam sistem. Pada pabrik ini, air pendingin digunakan untuk mengatur suhu dalam berbagai proses produksi, termasuk pada alat penukar panas dan kondensor. Fungsi utama air pendingin adalah sebagai media penghantar panas, dan penggunaannya dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan berikut:

1. Mudah dalam proses pengolahan dan pengaturan
2. Memiliki kapasitas penyerapan panas yang tinggi per satuan volume
3. Tersedia dalam jumlah besar dan kontinyu

Agar kinerja air pendingin optimal, maka air tersebut harus memiliki karakteristik non-korosif, tidak membentuk kerak, dan bebas dari mikroorganisme yang berpotensi

menumbuhkan lumut. Untuk menjaga sifat-sifat tersebut, dilakukan penambahan beberapa bahan kimia khusus ke dalam sistem pendingin, antara lain:

- a. *Trisodium fosfat* – digunakan untuk mencegah pembentukan kerak
- b. *Klorin* – berfungsi membunuh mikroorganisme penyebab gangguan biologis
- c. *Zat dispersan* – mencegah pengendapan fosfat yang dapat menimbulkan gumpalan dalam sistem

Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Pendingin

Kode	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
HE(101-103)	Heat Exchanger	844,7174
R-201	Reaktor Sulfonasi	26,29
EVP-501	Evaporator	940,61
SD-601	Spray Dryer	743,084
Total		50.994,55

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan} &= 50.944,55 \text{ Kg/Jam} \times 24 \text{ Jam/Hari} \times 1 \text{ m}^3/1000 \text{ kg} \\ &= 1.222,7 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air make up untuk air yang hilang} &= 10\% \times 1.222,7 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 122,27 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

4.1.3 Air Sanitasi

Air sanitasi dimanfaatkan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, dan sanitasi lainnya. Berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017 tentang Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan dan Persyaratan Kesehatan Air untuk keperluan sanitasi. Standar baku mutu air sanitasi meliputi:

- Parameter Fisik

Tabel 4. 5 Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu untuk Air Sanitasi

No	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
1.	Kekeruhan	NTU	25
2.	Warna	TCU	50
3.	Zat padat terlarut (TDS)	mg/l	1000
4.	Suhu	°C	Suhu udara $\pm$ 3
5.	Rasa		Tidak berasa
6.	Bau		Tidak berbau

- Parameter Biologi

Tabel 4. 6 Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu untuk Air Sanitasi

No	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
1.	Total coliform	CFU/100ml	50
2.	E. coli	CFU/200ml	0

- Parameter Kimia

Tabel 4. 7 Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu untuk Air Sanitasi

No	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
1.	pH		6,5-8,5
2.	Besi dan Nitrit, sebagai N	mg/l	1
3.	Fluorida	mg/l	1,5
4.	Kesadahan (CaCO ₃)	mg/l	500
5.	Mangan	mg/l	0,5
6.	Nitrat, sebagai N	mg/l	10
7.	Sianida dan Pestisida total	mg/l	0,1
8.	Deterjen	mg/l	0,05

Air Sanitasi pada desain proyek pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini meliputi:

1. Air untuk karyawan

Pada pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* mempunyai total karyawan dengan jam kerja karyawan 8 jam/hari. Oleh karena itu perlu diperhitungkan air untuk karyawan dengan kebutuhan karyawan sebesar liter/hari tiap orangnya dan diketahui densitas air kg/m³. Perhitungan air sanitasi:

$$\begin{aligned}\text{Air keperluan karyawan} &= 82 \times 2 \times (1\text{m}^3/1000 \text{ liter}) \\ &= 0,164 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 6,83 \text{ liter/jam} \\ &= 6,83 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

2. Air untuk laboratorium dan taman

Perhitungan air untuk laboratorium dan taman:

- Air untuk bagian laboratorium

$$\begin{aligned}\text{Air untuk keperluan laboratorium diperkirakan} &= 7000 \text{ liter/hari} \\ &= 7 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 291,67 \text{ liter/jam} \\ &= 291,67 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air untuk pembersihan, pertanaman, dan lainnya

$$\begin{aligned}&= 10.000 \text{ liter/hari} \\ &= 10 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 416,67 \text{ liter/jam} \\ &= 416,67 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga kebutuhan total air untuk sanitasi yaitu} &= 0,14 + 7 + 10 \\ &= 17,14 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

4.1.4 Air Hydrant

Air hydrant merupakan jenis air yang disiapkan khusus untuk keperluan pemadaman kebakaran. Ketersediaannya sangat krusial apabila terjadi insiden kebakaran di salah satu area pabrik. Dalam operasionalnya, penggunaan air hydrant bersifat tidak rutin atau hanya difungsikan ketika terjadi keadaan darurat berupa kebakaran. Distribusi air hydrant dilakukan melalui jaringan pipa khusus yang tersebar dan terhubung di seluruh kawasan pabrik. Penempatan pipa-pipa ini dirancang secara strategis agar dapat menjangkau setiap sudut area dengan cepat dan mudah saat keadaan darurat. Menurut standar yang berlaku (SNI 03-

1735:2000), sistem hydrant harus mampu menyediakan debit air minimal 2400 liter per menit dengan tekanan kerja 3,5 bar, serta mampu mempertahankan aliran air tersebut setidaknya selama 45 menit penuh.

4.1.5 Air Proses

Unit ini berperan dalam mengubah air dengan tingkat kesadahan rendah menjadi air tanpa kandungan mineral (*Demineralized water*) yang akan digunakan dalam proses produksi. Air proses adalah air yang secara langsung bersentuhan dengan bahan baku dalam rangka menghasilkan suatu produk. Di pabrik aseton, salah satu fungsi dari air proses ini adalah sebagai media penyerap dalam unit absorber. Air dengan kesadahan rendah terlebih dahulu diproses melalui instalasi demineralisasi (*demin plant*). Tujuan utama dari unit demin ini adalah menghasilkan air tanpa mineral penyebab kerak.

Masalah korosi dan pembentukan kerak harus dicegah dengan cara mengolah air tersebut dan menghilangkan kandungan mineralnya. Sistem demineralisasi yang digunakan melibatkan teknologi penukar ion (*ion exchanger*), yang bertujuan menghasilkan air murni yang layak digunakan dalam proses produksi. Air mula-mula dialirkan ke *cation exchanger* untuk menghilangkan ion bermuatan positif. Setelah itu, air dilanjutkan ke *anion exchanger* guna menghilangkan ion negatif seperti klorida, sulfat, dan sebagainya. Bila masih terdapat ion tersisa, air kemudian diarahkan ke *mix bed exchanger* sebagai tahap pemurnian akhir. Setelah proses ini selesai, air demineralisasi disimpan di dalam tangki penampung sebelum digunakan. Beberapa faktor penting yang harus diperhatikan dalam pengolahan air proses, antara lain:

- a. Kesadahan (hardness) yang dapat memicu terbentuknya kerak
- b. Kandungan besi, yang berpotensi menimbulkan korosi
- c. Minyak, karena dapat membentuk lapisan film yang mengganggu perpindahan panas dan menyebabkan pengendapan

4.2 Unit Pengolahan Air

Proses pengolahan air dilakukan dengan tujuan untuk memastikan bahwa air tersebut layak dan memenuhi standar penggunaan. Tahapan pengolahannya dapat mencakup perlakuan secara fisika dan kimia, penambahan zat desinfektan, atau melalui metode pertukaran ion (*ion exchanger*). Kualitas air yang digunakan dalam kegiatan proses industri harus memenuhi sejumlah kriteria tertentu, yaitu:

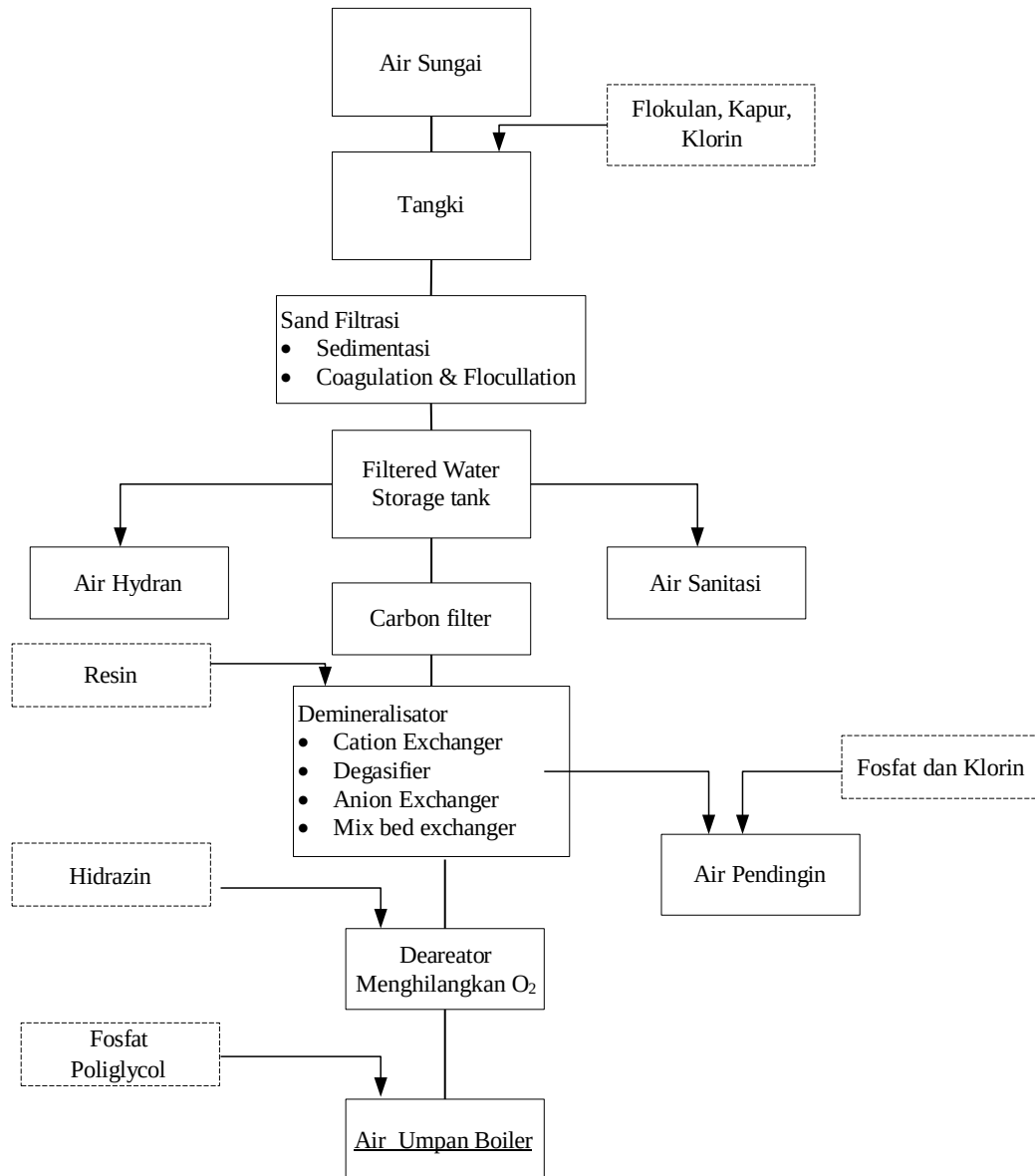
a. Untuk keperluan air pendingin:

- Harus bebas dari partikel atau kotoran yang dapat menimbulkan penyumbatan pada sistem perpipaan dan peralatan proses.
- Tidak mengandung mikroorganisme, polutan, maupun organisme air seperti hewan sungai yang dapat mengganggu sistem pendingin.

b. Untuk kebutuhan air umpan boiler:

- Tidak boleh mengandung kotoran atau material padat yang dapat menyumbat jaringan perpipaan maupun peralatan boiler.
- Harus steril dari mikroba, polutan, dan makhluk air lainnya.
- Harus bebas dari senyawa yang berpotensi membentuk kerak pada permukaan peralatan.
- Kandungan oksigen diperbolehkan dalam jumlah terbatas.
- Silika (silica) dapat hadir dalam kadar tertentu sesuai batas yang diperbolehkan.

Alur tahapan pengolahan air tersebut dapat dilihat dalam bagan proses yang ditampilkan pada Gambar 4.2 berikut.



Gambar 4. 2 Diagram Alir Pengolahan Air Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

1. Proses Penjernihan (Purification)

Sumber air baku diambil dari sungai, kemudian dialirkan menuju sistem penangkap air (water intake) yang mencakup saringan (screen) dan pompa. Fungsi saringan ini adalah untuk menahan kotoran dan benda asing agar tidak masuk ke saluran hisap pompa. Air yang telah tersaring kemudian dihisap oleh pompa dan dialirkan ke instalasi pengolahan air melalui jaringan perpipaan.

Air akan masuk terlebih dahulu ke dalam bak sedimentasi, di mana partikel lumpur atau sedimen akan mengendap agar tidak mengganggu proses produksi air bebas mineral. Kotoran

berukuran besar disaring, sedangkan zat koloid dikeluarkan melalui klarifikasi dengan penambahan bahan kimia penetral dan koagulan. Bahan-bahan seperti larutan alum, soda kaustik, dan klorin disuntikkan ke dalam aliran air sebelum diproses lebih lanjut. Jumlah bahan kimia yang ditambahkan secara otomatis dikendalikan berdasarkan volume air yang masuk serta kondisi air sungai saat itu.

Secara umum, air alami mengandung berbagai kontaminan yang diklasifikasikan sebagai berikut:

- a. Zat terlarut – meliputi senyawa anorganik seperti kalsium karbonat, magnesium karbonat, sulfat, silika, natrium klorida, serta unsur-unsur seperti besi, mangan, dan aluminium.
- b. Gas terlarut – biasanya merupakan bagian dari atmosfer, seperti oksigen, karbon dioksida, metana, dan hidrogen sulfida.
- c. Partikel tersuspensi – termasuk bahan organik, mikroorganisme, lumpur, tanah liat, dan zat warna dari pembusukan tumbuhan atau kontaminan seperti minyak.

Proses ini menggunakan bahan kimia seperti Alum (Aluminium Sulfat), Natrium Hidroksida (NaOH), dan Klorin/Kaporit untuk membantu penggumpalan (Flokulasi), pengendalian pH, serta sterilisasi. Setelah tahap ini, air akan diteruskan ke unit filtrasi menggunakan sand filter.

2. Tahap Penyaringan (Filtration)

Agar air bisa digunakan dalam sistem penukar ion, maka perlu dilakukan penyaringan untuk mencegah gangguan seperti fouling akibat kotoran. Sebagian besar kontaminan telah dikumpulkan selama proses penjernihan, termasuk zat warna, mikroba, dan senyawa organik. Air yang telah melalui tahap ini memiliki turbiditas di bawah 5 ppm. Selanjutnya, air dialirkan melalui sand filter berbentuk silinder vertikal yang berisi media pasir. Bila filter ini sudah jenuh, maka dilakukan backwash, yaitu pencucian dengan aliran balik yang lebih besar dari aliran normal. Tujuannya adalah untuk melepaskan kotoran yang menumpuk dan memperluas area penyaringan. Setelah pencucian, air saringan awal dibuang untuk membersihkan sisa kontaminan yang masih terbawa.

Proses backwash ini akan berlangsung otomatis jika tekanan melebihi batas atau durasi operasi telah tercapai. Kaustik juga ditambahkan pada aliran keluar filter untuk mengatur pH,

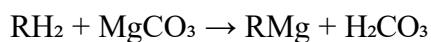
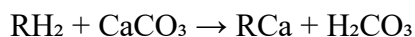
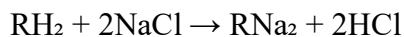
dan klorin disuntikkan untuk mencegah pertumbuhan mikroba. Setelah itu, air disalurkan ke berbagai unit seperti cooling tower, instalasi hydrant, kebutuhan umum, dan unit demineralisasi.

3. Proses Demineralisasi

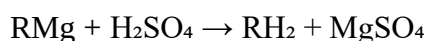
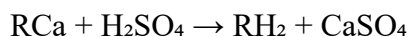
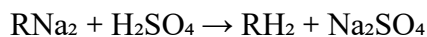
Tahap ini bertujuan untuk menghilangkan seluruh ion dalam air guna menghasilkan air demineral (deionized water). Sistem ini menggunakan teknologi penukar ion, yakni kation dan anion exchanger, untuk menghasilkan air yang sesuai sebagai umpan boiler.

a. Penukar Kation (Cation Exchanger):

Digunakan resin khusus untuk menyerap ion-ion positif seperti Na^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} , Mn^+ , dan Al^{3+} . Reaksi pertukaran berlangsung sebagai berikut:

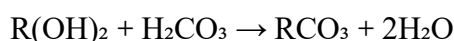
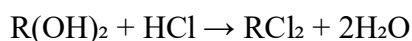
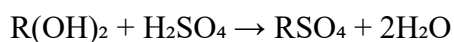


Jika resin sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi menggunakan larutan asam (seperti H_2SO_4), dengan reaksi:

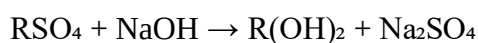


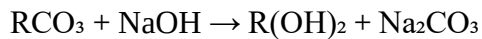
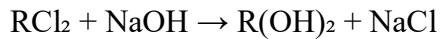
b. Penukar Anion (Anion Exchanger):

Air dari kation exchanger diteruskan ke anion exchanger untuk menghilangkan ion negatif seperti HCO_3^- , SiO_3^{2-} , Cl^- , NO_3^- , dan CO_3^{2-} melalui resin dengan reaksi:



Untuk regenerasi resin, digunakan larutan basa (NaOH), dengan reaksi:





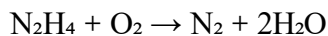
Air hasil dari tahap ini diharapkan memiliki pH antara 7–8 dan dialirkan ke tangki penyimpanan demineralisasi sebelum digunakan dalam proses atau menuju unit deaerasi untuk pengolahan lanjutan menjadi BFW (*Boiler Feed Water*).

4. Unit Deaerasi

Deaerasi adalah proses untuk menghilangkan gas-gas terlarut dari air yang berasal dari sistem penukar ion (*Ion Exchanger*) sebelum digunakan sebagai umpan boiler, khususnya gas oksigen (O_2) yang dapat menyebabkan korosi.

Gas O_2 dihilangkan dalam deaerator melalui dua metode:

- Secara mekanis – menggunakan stripping dengan steam tekanan rendah yang dapat menurunkan kadar oksigen hingga 0,007 ppm.
- Secara kimia – dengan penambahan senyawa hidrazin (N_2H_4) yang akan bereaksi dengan O_2 menurut reaksi:



- Untuk menjaga pH tetap stabil pada kisaran 8,5–9,5, ditambahkan juga larutan Ca(OH)_2 .

Air dari deaerator akan mendapatkan tambahan larutan fosfat ($\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak kalsium dan silika di steam drum dan boiler tube. Sebelum dialirkan ke boiler, air juga diberi dispersant untuk menjaga kestabilan sistem.

4.3 Unit Pengadaan Steam

Unit pembangkit uap berperan penting sebagai sistem pendukung dalam berbagai proses pemanasan, seperti pada peralatan heat exchanger, vaporizer, serta reboiler di kolom distilasi. Untuk menjaga performa boiler agar tetap optimal dan mencegah terjadinya kerusakan, diperlukan serangkaian langkah pengendalian. Langkah-langkah ini meliputi pengaturan suplai udara, pemberian bahan kimia inhibitor guna menghindari pembentukan kerak dan korosi, pemasangan perangkat keselamatan, serta memastikan bahwa air umpan boiler telah memenuhi standar kualitas yang ditentukan. Di pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, sistem pembangkit uap menghasilkan uap jenuh (saturated steam) dengan suhu operasi 55°C dan 100°C. Uap jenis

ini digunakan sebagai media pemanas dalam berbagai tahapan proses. Penggunaan uap tersebut terbagi menjadi dua kategori, yaitu:

- LPS (Low Pressure Saturated Steam) dengan tekanan 339 kPa dan suhu 55°C digunakan untuk memanaskan bahan baku saat memasuki heat exchanger.
- LPS lainnya memiliki tekanan 202,65 kPa dan suhu 100°C, dimanfaatkan dalam sistem evaporator (E-501) sebagai media pemanas utama.

Kebutuhan Steam

Tabel 4. 8 Kebutuhan Steam

Nama Alat	Kebutuhan <i>steam</i> kg/jam
HE-01	6.366
HE-02	8.324
HE-03	40.295
Evaporator	237.793
Spray dryer	97.155
Total	389.933

Jadi total *steam* yang dibutuhkan = 389.933 kg/jam

Diambil faktor keamanan 10% = 0.1 x 389.933 kg/jam

= 428926.3 kg/jam

Air umpan *steam* yang digunakan diambil kewanaman *supply steam* 20%

Jadi, total kebutuhan= 11.230.056 m³/hari

4.4 Unit Pengadaan Listrik

Pasokan energi listrik untuk operasional pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) direncanakan berasal dari dua sumber utama, yaitu:

- Jaringan listrik dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- Sumber mandiri melalui pembangkit listrik internal (genset)

Jenis generator yang digunakan dalam pabrik ini adalah generator arus bolak-balik (alternating current), yang dipilih berdasarkan beberapa alasan teknis berikut:

- Kemampuan menghasilkan daya listrik dalam jumlah besar
- Fleksibilitas tegangan listrik yang dapat disesuaikan menggunakan trafo (transformator)

Adapun sistem kelistrikan mengandalkan generator tiga fasa arus bolak-balik (AC 3-phase) karena beberapa keuntungan utama:

- Mampu memasok daya dalam kapasitas yang lebih besar
- Arus yang dihasilkan lebih stabil dan andal
- Jumlah konduktor atau kabel penghantar lebih sedikit
- Biaya motor listrik tiga fasa lebih ekonomis dan desainnya lebih sederhana

Kebutuhan listrik di pabrik ini mencakup berbagai sistem dan peralatan yang menunjang proses produksi secara keseluruhan.

Kebutuhan Listrik Untuk Proses

Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik Untuk Proses

No.	Kode Alat	Nama Alat	Daya (HP)
1	R-201	Reaktor Sulfonasi	2
2	N-401	Reaktor Netralisasi	0.5
3	P-101	Pompa <i>Linear Alkylbenzene</i> umpan reaktor	1
4	P-102	Pompa <i>Oleum</i> 20% umpan reaktor	1
5	P-103	Pompa NaOH 20% umpan netralizer	0.5
6	P-104	Pompa produk LAS umpan decanter	0.5
7	P-105	Pompa produk LAS umpan evaporator	0.5
8	P-06	Pompa produk LAS umpan <i>netralizer</i>	0.5
9	P-07	Pompa produk H ₂ SO ₄ umpan tangki	0.5
Total Daya (HP)			7

Kebutuhan energi = 7 HP x 0,7475 kW/HP = 5,2325 kW

Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 4. 10 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Total (HP)	Daya (HP)
1	Pompa Sanitasi	3	3	9
2	Pompa Pendingin	3	5	15
3	Pompa Umpan <i>Boiler</i>	1	3	3
4	Pompa Air <i>Hydrant</i>	2	4	8
5	Pompa Kondensat	1	4	4
6	Pompa Air <i>Make Up</i>	1	4	4
7	Pompa <i>Raw Water</i>	4	5	20
8	Pompa Pengolahan Limbah	1	3	3
Total Daya (HP)			66	

Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan limbah

Listrik untuk pengolahan limbah diperkirakan = 30 HP. Power yang dibutuhkan = $30 \text{ HP} \times 0,746 = 26,099 \text{ Kw}$.

Kebutuhan listrik untuk Bengkel dan Laboratorium

Listrik untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan adalah sebesar 30 kW.

Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi diperkirakan adalah sebesar 200 kW.

Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Perkiraan besarnya listrik yang diperlukan untuk penerangan dapat ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan konsem *Luminous Efficacy*, yaitu tenaga radiasi cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam bentuk lumen. Kebutuhan pencahayaan per luas area dapat ditentukan sebagai berikut:

$$\text{Lumen} = \text{Area} \times \text{Lux}$$

Keterangan:

Area : Luas daerah yang membutuhkan pencahayaan (m²)

Lux : Kebutuhan energi cahaya persatuan luas (lumen/ m²)

Besamya lux nilainya berbeda tergantung pada area yang akan diberi penerangan Dalam perancangan ini digunakan nilai lux standar menurut Perry, 1758. Kebutuhan lumen ditunjukkan pada perhitungan dibawah ini:

Tabel 4. 11 Kebutuhan Lumen

Bangunan Indoor	Luas (m²)	Lux (lumen/m²)	Lumen
Pos Keamanan	40	100	4.000
Poliklinik	300	200	60.000
Fire station	300	100	30.000
Office Buliding	3000	300	900.000
Kantin	400	150	600.00
Masjid	700	200	1.400.00
Laboratorium	900	300	2.700.00
Mess karyawan	1800	200	360.000
Area perkembangan	4000	200	800.000
<i>Control room</i> proses	500	200	100.000
<i>Control room</i> utilitas	500	200	100.000
Bengkel	550	200	110.000
Total Bangunan Indoor	2.934.000		
Bangunan Outdoor	Luas (m²)	Lux (lumen/m²)	Lumen
Area parkir	1900	20	38.000
Utilitas	7.500	300	2.250.000
Unit proses	15000	150	2.250.000

Lampu direncanakan untuk semua area di dalam bangunan menggunakan lampu *Light Emitting Diode* (LED) Philips (*Helix Spiral Energy Saving Bulb*) 20 watt. Lumen *output* tiap lampu adalah 2.350 lumen (Philips.co.id).

Jumlah lumen di dalam ruangan = 2.934.000 lumen

Jumlah lampu yang digunakan = 4.538.000/2350

= 1.931 lampu

Total daya penerangan = 1.931 x 20

= 24.960 watt = 24,96 kW

Area *outdoor* digunakan lampu *Light Emitting Diode* (LED) Philips (*Helix Spiral Energy Saving Bulb*) 42 watt. *Output* tiap lampu adalah 2.650 lumen (Philips.co.id).

Jumlah lumen di luar ruangan= 5.378.000 lumen

Jumlah lampu yang dibutuhkan = 5.378.000 / 2.650
= 2.029 buah

Total daya penerangan = 2.029 x 42
= 85.218 watt = 85,218 kW

Total daya yang dibutuhkan untuk penerangan = 24,96 kW + 85,218 kW
= 110,178 kW

4.4.1 Kebutuhan Listrik Untuk Pendingin Ruangan

Pendingin ruangan (AC) dirancang dengan memilih unit AC berkapasitas 1,5 PK, yakni tipe LG D13CMV *Hybrid Ultima Series inverter*. Perangkat ini membutuhkan konsumsi daya listrik sebesar 970 watt (LG, 2018) dan dinilai memadai untuk mendinginkan area seluas 49 meter persegi atau setara dengan ruang berukuran 7 × 7 meter. Adapun rincian kebutuhan AC beserta konsumsi listrik yang dibutuhkan untuk operasional di lingkungan pabrik akan dijelaskan sebagai berikut. Luas area yang memerlukan sistem pendingin udara meliputi:

Tabel 4. 12 Kebutuhan AC

Ruang	Luas (m ²)
Poliklinik	300
Perkantoran	3000
Masjid	700
Ruang Kontrol Proses	500
Ruang Kontrol Utilitas	500
Kantin	400
Total	5400

Jumlah AC yang dibutuhkan = 5.400m² / 49m²/buah
= 110,204 / 111 buah AC

Kebutuhan Listrik AC = 111 x 970 watt
= 107670 watt = 107,67 kW

4.4.2 Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Kantor

Selain untuk keperluan produksi, energi listrik juga dimanfaatkan untuk menunjang operasional perangkat perkantoran, antara lain printer, monitor, komputer staf, serta komputer sistem yang ditempatkan di ruang kontrol. Total daya listrik yang diperlukan untuk menunjang seluruh peralatan kantor tersebut diperkirakan sebesar 20 kW.

Tabel 4. 13 Total Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Kantor

Unit	Kebutuhan (kW)
Proses	5.2325
Utilitas	49.335
Pengolahan Limbah	30
Bengkel dan Laboratorium	30
Instrumentasi	200
Penerangan	104.08
Kantor	30
AC	107.67
Total	556.315

4.4.3 Kebutuhan Listrik Untuk Laboratorium, Bengkel, dan Instrumentasi

Daya listrik yang dialokasikan untuk menunjang operasional laboratorium diperkirakan sebesar 20 kW, sedangkan untuk kebutuhan bengkel serta peralatan instrumentasi masing-masing memerlukan sekitar 15 kW. Dengan demikian, total konsumsi listrik secara keseluruhan dapat dirangkum sebagai berikut:

Tabel 4. 14 Total Kebutuhan Listrik untuk Laboratorium, Bengkel, Instrumentasi

No.	Keterangan	Daya (kW)
1	Kebutuhan Listrik Proses	600
2	Kebutuhan Listrik Utilitas	100
3	Kebutuhan Listrik Pengolahan Limbah	23
4	Kebutuhan Listrik Penerangan, Pendingin Ruangan	65
5	Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor	20
6	Kebutuhan Listrik Laboratorium	20
7	Kebutuhan listrik Instrumen dan Bengkel	15
Total		843

Untuk alasan keamanan, maka jumlah tenaga listrik yang dibutuhkan dilebihkan sebanyak 10%, maka total akhir kebutuhan listrik adalah sebesar:

$$\text{Total} = 110\% \times 843 \text{ kW} = 927,3 \text{ kW}$$

Generator

Untuk memenuhi kebutuhan listrik tersebut tersedia generator yang merupakan cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan. Generator digunakan dengan efisiensi 80%.

$$\text{Input generator} = 556.3146429 / 0,80 = 695,39 \text{ kW}$$

Ditetapkan input generator sebesar 1200 kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia sebesar = $(1200 - 695,39) \text{ kW} \times 0,8$

$$= 403.69 \text{ kW}$$

Spesifikasi generator yang dipakai antara lain:

Type = AC generator

Kapasitas = 1200 kW

Tegangan = 220/360 volt

Efisiensi = 80%

Frekuensi = 50 Hz

Phase = 3 phase

Jumlah = 1 buah

Bakar = Solar

4.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada generator dan furnace.

a. Generator

Bahan bakar yang digunakan pada boiler dan generator adalah natural gas. Dipilih natural gas karena:

- Nilai kalor cukup tinggi
- Mudah didapat

Kebutuhan bahan bakar untuk generator

Jenis bahan bakar = Solar

Heating value = 19570 Btu/lb

Specific gravity solar = 0,8691

p solar = 54,26 lb/ft³

Effisiensi bahan bakar = 80%

Kapasitas input generator = 1200 kW = 1200000 watt

$$= 120000 / 0,29307107 = 4094569,962$$

$$= 4094569,962 / (0,8 \times 0,8691 \times 19570) = 300,924 \text{ lb/jam}$$

$$= 300,924 / 54,26$$

$$= 5,546 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

4.6 Unit Pengadaan Udara Tekan

Sistem penyediaan udara bertekanan memiliki peran penting dalam mendistribusikan udara yang digunakan untuk mengoperasikan berbagai peralatan dan instrumen otomatis di pabrik. Di fasilitas produksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, penyediaan udara bertekanan terbagi menjadi dua jenis kebutuhan utama, yaitu:

a. Plant Air (PA)

Udara jenis ini dialirkan ke pengguna melalui jalur distribusi utama atau header plant air. Fungsinya mencakup pembersihan berbagai peralatan proses serta mendukung kebutuhan di utility station di area produksi.

b. Instrument Air

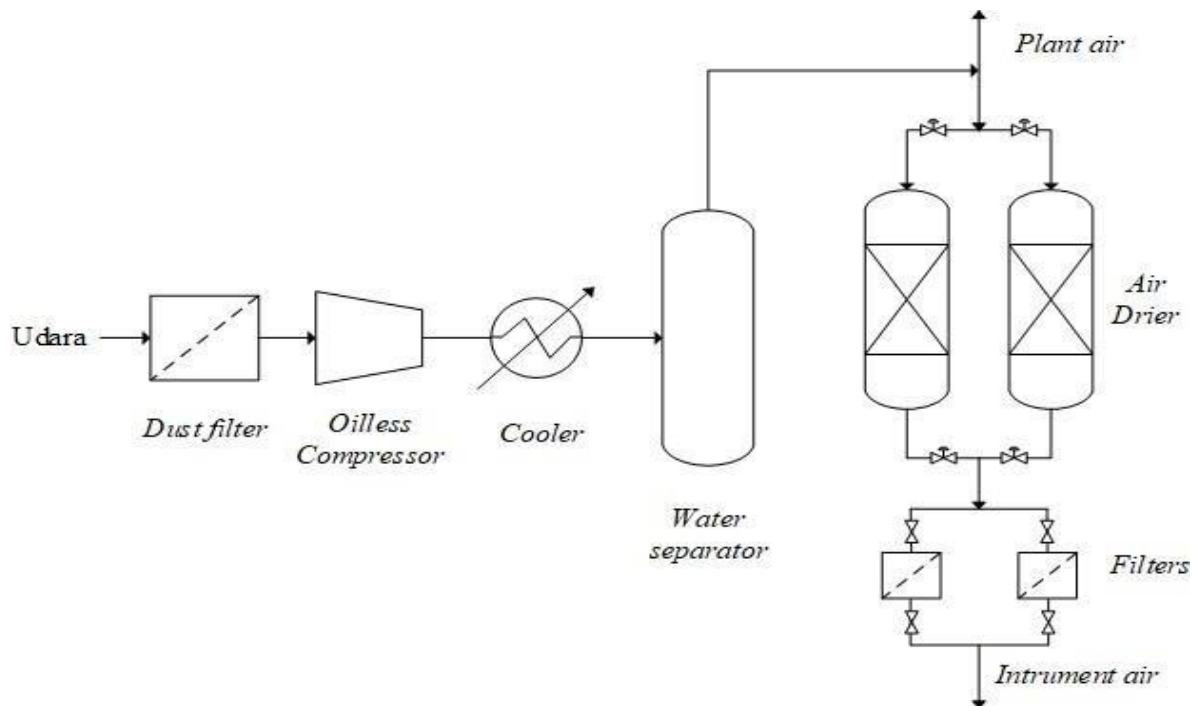
Udara untuk keperluan instrumen terlebih dahulu melewati pre-filter guna menyaring debu dan partikel halus, lalu diarahkan ke air dryer yang menggunakan zeolit sebagai penyerap kelembaban. Jenis udara ini diperlukan sebagai penggerak pada berbagai sistem kontrol seperti katup pengatur tekanan (pressure control valve), pengatur aliran (flow control valve), pengatur level, serta peralatan kendali lainnya. Kualitas instrument air (IA) lebih tinggi dibandingkan plant air (PA) karena kadar airnya jauh lebih rendah, yang sangat penting agar sistem kontrol tetap optimal dan tidak terganggu oleh kelembapan yang bisa merusak katup atau instrumen.

Udara yang digunakan untuk kebutuhan *instrument* diambil langsung dari lingkungan sekitar pabrik, namun tekanan udaranya harus ditingkatkan menggunakan kompresor. Supaya tidak terjadi pengembunan pada suhu lingkungan terendah, udara ini perlu dikeringkan hingga mencapai titik embun. Suhu titik embun yang direkomendasikan adalah 40°C. Selain itu, udara tersebut harus bebas dari kontaminan seperti partikel padat, minyak, gas beracun, maupun senyawa korosif. Batas kandungan partikel padat yang diperbolehkan adalah kurang dari 0,1 g/Nm³ dengan ukuran maksimal 3 mikron. Tekanan operasi yang dibutuhkan berada di kisaran 7 bar g dan tidak boleh turun di bawah 4 bar g agar seluruh instrumen serta katup tetap dapat bekerja dengan optimal.

Tabel 4. 15 Kualitas Udara Instrument

Parameter	Nilai
Tekanan	7,5 kg/cm ²
Parameter	Nilai
H ₂ O	max. 125 ppm

Untuk memenuhi kebutuhan udara baik plant air maupun instrument air digunakan kompresor dan didistribusikan melalui pipa – pipa. Diagram alir proses pengolahan udara tekan dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Blok diagram pengolahan Udara Tekan

Langkah awal dalam proses penyediaan udara adalah menyaringnya menggunakan dust filter guna menyingkirkan debu serta partikel kecil yang terbawa dari lingkungan. Setelah melalui penyaringan, udara kemudian dikompresi menggunakan kompresor tanpa minyak (oilless compressor) untuk mencegah adanya kontaminasi minyak selama proses kompresi. Hasil dari proses ini menyebabkan suhu udara meningkat, sehingga perlu didinginkan terlebih dahulu melalui alat penukar panas atau cooler. Setelah proses pendinginan, udara dialirkan ke water separator untuk mengurangi kandungan uap air di dalamnya. Dari sini, aliran udara dibagi menjadi dua jalur: sebagian disalurkan langsung sebagai Plant Air, sedangkan sisanya mengalami proses pengeringan lanjutan dan penyaringan tambahan sebelum akhirnya digunakan sebagai Instrument Air (Broughton, 1994).

4.7 Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah berperan penting dalam memastikan seluruh limbah hasil produksi diolah dengan baik agar tidak mencemari lingkungan serta aman bagi kesehatan manusia. Pabrik yang memproduksi aseton menghasilkan limbah dalam tiga bentuk utama, yaitu padat, cair, dan gas.

a. Limbah Padat

Jenis limbah ini berasal dari aktivitas domestik sehari-hari, seperti sampah kertas dan plastik, yang kemudian dikumpulkan dalam bak penampungan sebelum dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA). Sementara itu, limbah padat yang tergolong Bahan Berbahaya dan Beracun (B3) disimpan terlebih dahulu di Tempat Penampungan Sementara (TPS) yang tertutup rapat untuk mencegah kebocoran ke tanah maupun lingkungan sekitar. Limbah B3 ini kemudian diproses melalui tahapan pengumpulan, penyimpanan, dan pengolahan akhir, termasuk proses penimbunan hasil pengolahannya. Pengelolaan limbah B3 dari pabrik aseton tidak dilakukan secara internal karena dibutuhkan izin khusus dari Kementerian Lingkungan Hidup. Oleh sebab itu, pengelolaan limbah ini diserahkan kepada pihak ketiga yang telah berizin.

b. Limbah Cair

Sebelum limbah cair dialirkan ke sistem pengolahan limbah terpadu, limbah ini perlu menjalani proses awal untuk mengurangi kandungan polutannya. Beberapa jenis limbah cair yang muncul dari operasional pabrik antara lain:

- 1) Limbah organik yang mudah larut di air, seperti senyawa-senyawa dari bahan baku yang mungkin bocor, diolah menggunakan metode lumpur aktif. LAS termasuk senyawa yang larut dalam air dan dapat diurai oleh bakteri aerob. Metode *Extended Aeration* dipilih karena dapat mendorong pertumbuhan bakteri autotrof maupun heterotrof dalam memecah senyawa tersebut.
- 2) Air hasil regenerasi dari resin kation dan anion, yang mengandung sisa larutan NaOH dan HCl, disirkulasikan dalam kolam penampungan terlebih dahulu. Di dalam kolam ini, nilai pH diawasi secara konstan hingga mencapai batas yang diperbolehkan sebelum dibuang ke sistem pengolahan limbah utama.
- 3) Limbah dari kegiatan sanitasi seperti pencucian alat, kegiatan perkantoran, dan pemakaian air lainnya dianggap setara dengan limbah rumah tangga. Pengelolaan limbah ini tidak memerlukan perlakuan khusus. Namun, perhatian diberikan terhadap jumlah limbah yang dihasilkan dan lokasi pembuangannya. Air buangan sanitasi bahkan bisa digunakan kembali untuk menyiram tanaman di sekitar pabrik. Limbah

dari toilet akan diarahkan ke septic tank, sedangkan air limbah dari dapur dan pencucian langsung dialirkan ke saluran umum.

- 4) Sisa air dari unit utilitas, seperti demineralisasi dan regenerasi resin, umumnya bersifat asam atau basa. Oleh karena itu, sebelum dialirkan ke saluran akhir, air tersebut harus dinetralkan hingga pH netral (pH 7) dengan penambahan bahan kimia seperti H_2SO_4 atau NaOH.

c. Limbah Gas

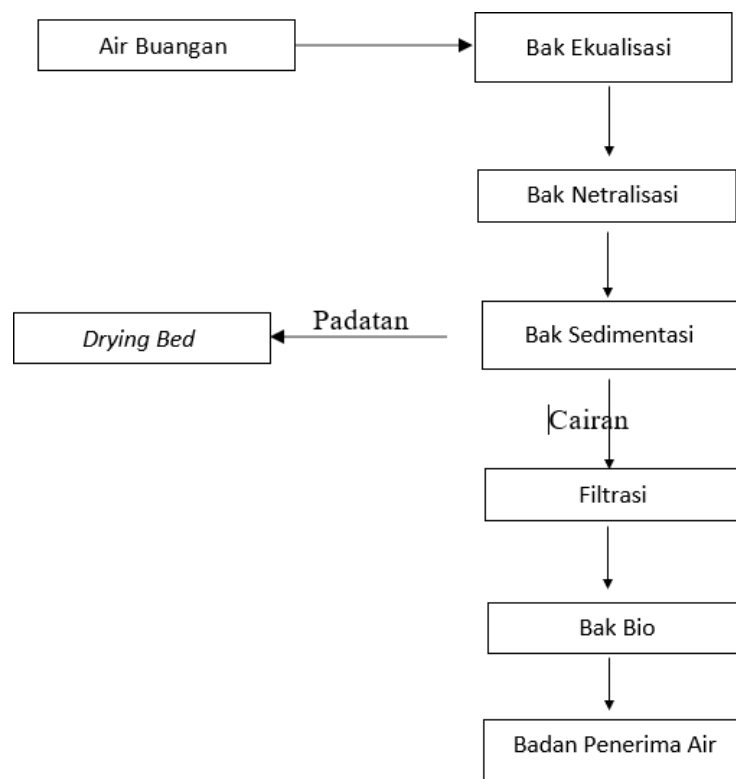
Untuk mengendalikan pencemaran udara yang diakibatkan oleh debu dan partikel halus dari limbah gas, digunakan sistem bag filter. Alat ini sangat efektif dalam menyaring partikel-partikel kecil dari aliran gas sehingga udara yang dilepaskan ke lingkungan tetap bersih dan sesuai dengan standar baku mutu lingkungan. Bag filter mampu bekerja secara efisien pada berbagai kondisi beban debu dan aliran gas, serta hemat energi. Keunggulan ini menjadikannya pilihan yang ekonomis dan ramah lingkungan dalam pengolahan limbah gas.

4.8 Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)

Fasilitas pengolahan air limbah merupakan sistem yang dirancang untuk menangani limbah cair, baik yang berasal dari aktivitas domestik maupun dari proses utilitas. Sebelum limbah ini diproses lebih lanjut dalam instalasi pengolahan, terlebih dahulu dialirkan ke dalam bak ekualisasi. Di dalam bak ini, dilakukan pengadukan untuk menciptakan komposisi limbah yang seragam, sehingga beban pengolahan menjadi stabil. Setelah tercampur secara merata, limbah diteruskan ke bak netralisasi guna menyesuaikan pH-nya. Keseimbangan pH sangat penting, tidak hanya untuk menjaga kelestarian lingkungan, tetapi juga memudahkan proses pengendapan pada tahap berikutnya. Penyesuaian pH dilakukan dengan penambahan zat kimia seperti natrium karbonat (Na_2CO_3) atau asam sulfat (H_2SO_4). Selanjutnya, limbah akan memasuki bak sedimentasi, di mana zat padat yang terlarut diendapkan dengan bantuan koagulan. Setelah itu, cairan limbah disaring melalui media berlapis yang terdiri dari kerikil, pasir, serta karbon aktif, yang berguna untuk menghilangkan aroma tak sedap.

Usai proses penyaringan, air limbah dialirkan ke bak Bio Control sebagai tahap akhir dari pengujian kualitas. Tahapan ini berfungsi sebagai indikator biologis untuk memastikan bahwa air hasil pengolahan tidak lagi mengandung unsur pencemar yang membahayakan. Pengujian dilakukan dengan cara menempatkan ikan di dalam bak tersebut. Apabila ikan mampu bertahan hidup dalam kondisi normal, maka proses pengolahan dinyatakan sukses. Air

hasil olahan ini selanjutnya dapat dilepaskan ke lingkungan, seperti ke sungai, saluran air, atau laut, tanpa membahayakan ekosistem sekitarnya.



Gambar 4. 4 Skema Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)

4.9 Laboratorium

4.9.1 Tugas Laboratorium

Laboratorium memiliki peran vital dalam mendukung kelangsungan proses produksi sekaligus menjamin kualitas produk tetap terjaga. Selain itu, laboratorium juga memiliki tanggung jawab dalam pengawasan pencemaran lingkungan, baik dari emisi udara maupun buangan cair. Secara umum, fungsi utama laboratorium mencakup pemeriksaan terhadap bahan mentah, bahan tambahan, produk utama, serta hasil samping agar kesesuaian terhadap spesifikasi yang ditetapkan dapat dipastikan. Informasi yang diperoleh dari kegiatan ini memungkinkan pengawasan produksi secara menyeluruh dan menjaga mutu sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Selain itu, laboratorium juga dapat memfasilitasi analisis terhadap parameter baku mutu limbah yang dihasilkan serta efektivitas unit pengolahan limbah yang tersedia di fasilitas produksi. Secara garis besar, peran utama laboratorium meliputi:

- Pengujian mutu bahan baku untuk memastikan kesesuaiannya dengan standar yang diperbolehkan
- Pemeriksaan mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi teknis yang ditargetkan
- Analisis dan pengawasan proses produksi, khususnya yang berkaitan dengan potensi pencemaran udara, air, dan limbah padat
- Pengujian kualitas air, termasuk air pendingin, air untuk boiler, serta air lain yang berperan dalam operasi produksi

Laboratorium kimia menjadi salah satu komponen krusial dalam sistem produksi dan jaminan mutu, serta memiliki peran tambahan sebagai pengendali dampak lingkungan dari limbah padat, gas, maupun cair. Struktur organisasi laboratorium umumnya terdiri dari tiga divisi utama, yaitu:

1. Laboratorium Pemantauan Mutu (Quality Control)

Divisi ini bertanggung jawab atas pengujian fisik terhadap seluruh aliran material yang dihasilkan selama proses produksi. Hasil analisis ini menjadi dasar dalam penerbitan certificate of quality yang menunjukkan karakteristik mutu produk. Pemeriksaan dilakukan terhadap bahan baku, produk antara, serta produk akhir guna menjamin konsistensi mutu.

2. Laboratorium Kimia dan Gas

Fungsi utama laboratorium ini adalah melakukan pengujian terhadap karakter kimia dari bahan baku, zat penunjang, produk antara, maupun produk akhir. Selain itu, analisis juga dilakukan terhadap air dan gas sebagai bahan input, termasuk kerak, bahan aditif, dan senyawa kimia lain yang digunakan dalam proses produksi

3. Laboratorium Riset, Inovasi, dan Pengawasan Lingkungan

Divisi ini bertugas mengembangkan solusi atas permasalahan terkait kualitas material dalam rangka meningkatkan performa proses produksi. Aktivitas laboratorium ini bersifat non-rutin dan lebih fokus pada kegiatan penelitian serta eksplorasi teknologi baru. Di samping itu, unit ini juga melakukan pengujian terhadap limbah yang telah melalui proses pengolahan sebelum dibuang ke lingkungan.

4.9.2 Program Kerja Laboratorium

Operasional laboratorium berlangsung tanpa henti selama 24 jam dalam sehari, yang dijalankan oleh dua sistem kerja, yaitu kelompok shift dan kelompok non-shift, dengan pembagian tugas sebagai berikut:

1. Kelompok shift bertugas melakukan pemantauan dan analisis proses produksi secara berkala. Tugas ini dijalankan secara bergiliran dalam tiga shift, masing-masing dengan durasi kerja selama 8 jam, sehingga operasional laboratorium dapat terus berjalan sepanjang hari.
2. Kelompok non-shift bertanggung jawab atas analisis-analisis khusus yang tidak dilakukan secara rutin, serta pengadaan bahan kimia untuk keperluan laboratorium. Tim ini bekerja di laboratorium pusat dan mendukung kelompok shift agar pelaksanaan tugas lebih efisien melalui kegiatan berikut:
 - Mengelola dan menyediakan reagen kimia yang dibutuhkan untuk keperluan analisis.
 - Menjalankan analisis terhadap limbah yang berpotensi mencemari lingkungan.
 - Melakukan eksperimen dan studi yang mendukung kelancaran jalannya proses produksi.

Laboratorium juga melaksanakan berbagai jenis pengujian, antara lain:

1. Pengujian Kualitas Bahan Baku

Analisis dilakukan terhadap bahan baku utama seperti sodium silikat dan asam sulfat, yang dilakukan sesaat setelah bahan diterima. Tujuannya adalah memastikan bahan tersebut memenuhi kriteria teknis sebelum digunakan dalam proses produksi. Bila hasil analisis tidak sesuai, maka bahan tersebut dapat ditolak sebelum digunakan lebih lanjut.

2. Pengujian Kualitas Produk Antara dan Produk Jadi

Pemeriksaan dilakukan setiap empat jam sekali untuk mengevaluasi kadar kemurnian dari produk *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, yang meliputi:

- Persentase kandungan *Linear Alkylbenzene Sulfonate*
- Kadar air menggunakan metode titrasi Karl Fischer

3. Pengujian Sistem Utilitas

Analisis dalam bagian ini mencakup berbagai jenis air yang digunakan dalam proses produksi, yaitu:

- Air proses hasil penjernihan, diuji untuk pH, kandungan silikat (sebagai SiO_2), kalsium (sebagai CaCO_3), sulfur (sebagai SO_4^{2-}), klorin (sebagai Cl_2), dan zat terlarut
- Air dari sistem resin anion, diuji untuk kesadahan total (CaCO_3) dan kandungan silikat
- Air demineralisasi, diuji untuk pH, tingkat kesadahan, kandungan oksigen terlarut, serta kadar besi (Fe)
- Air boiler, diuji terhadap pH, zat terlarut, kandungan besi, oksigen, kalsium karbonat, dan silikat
- Air minum, diperiksa untuk nilai pH, sisa kandungan klor, serta tingkat kekeruhan
- Air limbah, dianalisis untuk pH, tingkat kekeruhan, nilai COD dan BOD, serta kadar logam besi (Fe)

Tabel 4. 16 Parameter Uji Program Laboratorium

Parameter Uji	Tujuan Pengujian	Alat Uji
Analisa Bahan Baku LAB	Analisa kemurnian linear alkylbenzene,	GC-MS
	kadar linear alkylbenzene	<i>Effusiometer</i>
	Analisa <i>specific gravity</i>	
Analisa udara	• Analisa humidity dan temperatur	<i>Hygrometer</i>
	• Analisa <i>specific gravity</i>	<i>Effusiometer</i>
Analisa Setengah Jadi	• Analisa <i>specific gravity</i> keluaran reaktor gas	<i>Effusiometer</i>
Analisa Produk Linear Alkylbenzene Sulfonate	• Analisa kadar air, kadar abu	Oven
	• Analisa kemurnian Linear Alkylbenzene Sulfonate	GC-MS

Analisa Air Sanitasi	• Analisa kekeruhan air	<i>Turbidity</i>
	• Analisa pH	pH meter
	• Analisa kadar TDS (Total Dissolved Solid)	TDS meter
	• Analisa kandungan logan pada air	ASS
Analisa BFW (<i>Boiler feed water</i>) dan CW (<i>Cooling Water</i>)	• Analisa dissolved oxygen (oksigen terlarut dalam air)	DO Meter
	• Analisa kadar BOD (Biological Oxygen Demand)	BOD Meter
	• Analisa kadar TDS (Total Dissolved Solid)	TDS Meter
	• Analisa pH	pH Meter
	• Analisa kesadahan air	<i>Water Hardness</i>
	• Analisa kandungan logam pada air	Testes
	• Analisa <i>specific gravity</i>	ASS

Beberapa instrumen utama yang digunakan dalam kegiatan laboratorium meliputi:

- 1) *Viscosimeter*, berfungsi untuk menentukan nilai kekentalan atau viskositas suatu zat cair.
- 2) pH meter, digunakan dalam pengukuran tingkat keasaman atau kebasaan, baik pada air, bahan baku, maupun produk akhir.
- 3) *Turbidity meter*, dimanfaatkan untuk mengukur tingkat kejernihan atau kekeruhan pada sampel air.
- 4) BOD meter, berperan dalam mengukur konsentrasi Biochemical Oxygen Demand (BOD) yang terdapat dalam air.
- 5) *Hidrometer*, alat yang digunakan untuk mengukur berat jenis atau specific gravity dari suatu cairan.
- 6) Termometer, berguna dalam mencatat suhu dan mendeteksi perubahan temperatur pada sampel yang dianalisis.
- 7) Spektrofotometri, digunakan untuk menentukan konsentrasi suatu senyawa dalam sampel berdasarkan hubungan antara intensitas radiasi dan panjang gelombang cahaya yang diserap oleh zat tersebut.

- 8) Kromatografi gas (*Gas Chromatography*), dimanfaatkan untuk mengidentifikasi dan menganalisis komposisi zat dalam suatu campuran atau sampel.
- 9) *Water Content Analyzer*, alat ini digunakan untuk mengukur kadar air yang terkandung dalam bahan padat.

4.10 Kesehatan Keselamatan kerja dan Lingkungan Hidup

Keselamatan, Kesehatan Kerja, dan Perlindungan Lingkungan (K3LH) merupakan langkah strategis untuk menjamin bahwa para pekerja senantiasa berada dalam kondisi sehat dan aman selama menjalankan aktivitasnya di tempat kerja. Tak hanya terbatas pada karyawan, prinsip ini juga mencakup perlindungan terhadap individu lain yang berada di area kerja serta keamanan proses produksi yang dijalankan. Oleh karena itu, perhatian terhadap aspek K3LH harus dilakukan secara menyeluruh dan konsisten.

Sudah saatnya seluruh pemangku kepentingan, baik dari kalangan pengusaha, pekerja, maupun Kementerian Ketenagakerjaan dan Transmigrasi, meningkatkan komitmen terhadap penerapan sistem K3 secara optimal di seluruh sektor kerja di Indonesia. Pasalnya, Indonesia memiliki tingkat kecelakaan kerja tertinggi di kawasan Asia Tenggara, dengan implementasi standar K3 yang masih tergolong rendah (Rudjito dan Supriyanto, 2018). Tujuan utama dari keselamatan dan kesehatan kerja mencakup:

- a. Pengendalian risiko serta potensi bahaya yang dapat menimbulkan kecelakaan dan kerusakan
- b. Pencegahan insiden yang dapat membahayakan nyawa dan properti
- c. Perlindungan terhadap aset dan fasilitas
- d. Meminimalisasi kerugian yang dapat berdampak pada operasional perusahaan (Gozan, 2011).

Setiap perusahaan umumnya menetapkan kebijakan internal yang memastikan penerapan prinsip keselamatan, kesehatan, dan pengelolaan lingkungan kerja secara efektif, di antaranya melalui:

- a. Penerapan konsep peningkatan berkelanjutan
- b. Kesesuaian terhadap regulasi dan perundangan terkait keselamatan dan kesehatan kerja

- c. Komunikasi menyeluruh kepada seluruh pekerja agar mereka memahami dan menjalankan tanggung jawab terhadap keselamatan diri sendiri
- d. Transparansi informasi yang dapat diakses oleh pihak-pihak berkepentingan
- e. Evaluasi secara berkala untuk menjamin kebijakan tetap sesuai dengan dinamika perusahaan
- f. Perencanaan matang yang mencakup identifikasi potensi bahaya, penilaian risiko, serta penerapan pengendalian, yang seluruhnya terdokumentasi dan disesuaikan dengan kondisi aktual (Gozan, 2011).

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* telah menerapkan kebijakan menyeluruh dalam hal perencanaan, pelaksanaan, serta pengawasan keselamatan terhadap alat produksi dan pekerja. Seluruh aspek tersebut berada di bawah koordinasi Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan. Dukungan penuh dari manajemen perusahaan tercermin dalam keterlibatannya pada berbagai program pencegahan risiko, baik bagi keselamatan tenaga kerja, keamanan fasilitas dan aset, kelancaran aktivitas operasional, maupun perlindungan terhadap masyarakat yang tinggal di sekitar area industri. Kebijakan ini dijalankan dengan merujuk pada ketentuan hukum yang berlaku, yaitu:

- 1) Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 dari Kementerian Tenaga Kerja tentang keselamatan kerja
- 2) Undang-Undang No. 2 Tahun 1951 dari Kementerian Tenaga Kerja terkait kompensasi atas kecelakaan kerja
- 3) Peraturan Pemerintah No. 4 Tahun 1982 dari Kementerian Negara Lingkungan Hidup tentang pengelolaan lingkungan hidup
- 4) Peraturan Pemerintah No. 29 Tahun 1986 mengenai pelaksanaan AMDAL, diterbitkan oleh Kementerian Negara Lingkungan Hidup

Berbagai upaya yang dilakukan dalam rangka penerapan K3LH antara lain mencakup pengawasan terhadap keselamatan selama proses produksi berlangsung, pengelolaan serta tanggung jawab atas peralatan keselamatan kerja, peran sebagai pelatih dalam bidang keselamatan kerja, penyusunan rencana pencegahan kecelakaan, penyediaan prosedur darurat

untuk kebakaran dan insiden proses, serta pemantauan kualitas dan kuantitas limbah pabrik agar tidak mencemari lingkungan.

Tingkat keselamatan kerja yang baik akan berdampak langsung pada meningkatnya produktivitas karyawan. Hal ini terjadi karena jaminan keselamatan menciptakan rasa aman dan lingkungan kerja yang lebih nyaman. Maka dari itu, tanggung jawab untuk mewujudkan kondisi tersebut berada di tangan para perancang fasilitas produksi. Hal-hal penting yang harus dipertimbangkan dalam desain pabrik guna memastikan keselamatan kerja antara lain:

- Meminimalkan aktivitas pengangkutan bahan secara manual oleh pekerja
- Menyediakan pencahayaan yang memadai dan sistem ventilasi yang baik
- Menentukan jarak yang cukup antara mesin dan peralatan lainnya
- Menjamin bahwa area kerja bebas dari risiko tergelincir atau cedera
- Menambahkan sistem proteksi kebakaran pada setiap alat dan mesin
- Memasang tanda peringatan di area-area berbahaya
- Menyediakan jalur evakuasi dan fasilitas pengungsian dalam keadaan darurat

4.11 Fasilitas Pelayanan Kesehatan

Layanan kesehatan dalam lingkungan industri merupakan salah satu fasilitas penunjang yang memiliki peran sangat krusial. Keberadaan sarana kesehatan yang layak mampu meningkatkan produktivitas tenaga kerja sekaligus menjadi garda terdepan dalam menghadapi kondisi darurat yang membahayakan jiwa. Fasilitas ini juga menjadi bagian dari langkah preventif perusahaan dalam merespons risiko kecelakaan kerja. Dengan tersedianya sistem penanganan medis yang cepat dan tepat, potensi kematian akibat kecelakaan kerja bisa dikurangi, sekaligus menekan beban biaya yang harus ditanggung perusahaan. Beberapa bentuk pelayanan kesehatan yang seharusnya tersedia di lingkungan pabrik antara lain:

1. Kotak P3K

Kotak pertolongan pertama wajib tersedia di setiap bagian produksi dan umumnya ditempatkan di ruang kantor masing-masing unit. Pemeriksaan terhadap kelengkapan isi kotak dilakukan secara berkala setiap bulan oleh petugas dari poliklinik serta tim keselamatan kerja. Perlengkapan di dalamnya meliputi ongion spray, celemek pelindung,

alat penekan lidah (tongue spatula), torniket, kasa steril, perban, sarung tangan lateks, serta kaca mata pelindung.

2. Petugas Pertolongan Pertama (P3K)

Setiap unit kerja memiliki petugas khusus yang ditunjuk untuk memberikan penanganan awal saat terjadi kondisi darurat yang mengancam keselamatan dan kesehatan karyawan. Mereka merupakan pihak pertama yang merespons insiden sebelum tindakan medis lanjutan dilakukan.

3. Kendaraan Darurat

Mobil darurat wajib tersedia dan dalam kondisi siap pakai kapan pun dibutuhkan untuk mengantar korban ke fasilitas kesehatan. Operasional kendaraan ini, termasuk perawatannya dan kelengkapan alat di dalamnya, menjadi tanggung jawab sopir yang bertugas secara bergiliran mengikuti jadwal shift.

4. Asuransi Kesehatan

Perusahaan idealnya memberikan perlindungan jangka panjang melalui program asuransi kesehatan bagi karyawan, seperti Jamsostek. Program ini mencakup perlindungan hari tua, kecelakaan kerja, kematian, dan jaminan perawatan kesehatan.

5. Fasilitas Poliklinik

Poliklinik perusahaan ditujukan untuk memberikan layanan medis yang menyeluruh dan berkesinambungan bagi karyawan beserta keluarganya. Layanan ini mencakup pengobatan penyakit umum serta penanganan masalah kesehatan yang berkaitan dengan aktivitas kerja.

6. Tenaga Medis

Pelaksanaan fungsi layanan kesehatan di perusahaan membutuhkan tenaga medis profesional. Dokter umum dan perawat menjadi bagian dari tim kesehatan yang berperan dalam memberikan bantuan medis dan mendukung keberlangsungan operasional layanan kesehatan.

7. Program Layanan Medis

Pelayanan medis yang disediakan oleh perusahaan merupakan bentuk perhatian terhadap kesejahteraan pekerja. Layanan ini mencakup pemeriksaan sebelum bekerja, pemeriksaan rutin secara berkala, pengecekan khusus untuk kondisi tertentu, serta tindakan medis terkait insiden di tempat kerja.

8. Kebutuhan Gizi Kerja

Pemenuhan kebutuhan kalori dan nutrisi para pekerja harus menjadi perhatian penting. Perusahaan sebaiknya memiliki kantin yang dikelola secara higienis oleh petugas khusus, dengan menu yang memenuhi prinsip gizi seimbang berdasarkan pola “4 sehat 5 sempurna” agar tenaga kerja dapat mempertahankan stamina dan kesehatannya selama beraktivitas (Pertiwi, 2016).

4.12 Potensi Bahaya di Sekitar Pabrik

Melalui tinjauan terhadap proses produksi di pabrik ini, ditemukan sejumlah potensi bahaya yang cukup kompleks. Ancaman tersebut berasal dari berbagai aspek, mulai dari kondisi lingkungan kerja, tahapan operasional produksi, hingga faktor manusia yang memiliki peran krusial dalam menjalankan proses secara aman dan efisien. Beberapa potensi bahaya yang teridentifikasi antara lain:

1. Risiko Terjatuh

Salah satu ancaman serius bagi pekerja adalah kemungkinan terjatuh dari ketinggian, yang dapat berujung pada cedera parah hingga kematian. Kondisi ini umum terjadi ketika aktivitas dilakukan di area tinggi, seperti saat menaiki tangga, mengakses bagian atas kendaraan pengangkut, atau melakukan pemeriksaan material di atas truk.

2. Tertimpa Benda

Kecelakaan akibat tertimpa barang bisa terjadi di beberapa lokasi kerja, khususnya di area penyimpanan perlengkapan. Rak penyimpanan yang digunakan untuk menata helm, sepatu, atau pakaian kerja (wear pack) dapat menimbulkan bahaya jika barang tidak disusun dengan baik, sehingga berpotensi jatuh dan mencederai pekerja di sekitarnya.

3. Paparan Bahan Kimia Berbahaya

Pekerja di unit produksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* wajib siaga terhadap kemungkinan kecelakaan yang melibatkan bahan kimia. Bahaya ini bisa muncul akibat tumpahan, kebocoran dari pipa, tangki, atau peralatan, serta pelepasan gas hasil reaksi kimia yang tersebar di udara dan berisiko mengganggu kesehatan.

4. Tertabrak Kendaraan

Area pabrik menjadi lalu lintas aktif bagi kendaraan besar seperti truk pembawa bahan baku atau produk, serta forklift yang terus berpindah tempat. Mobilitas alat berat ini menjadi potensi bahaya tabrakan yang harus diwaspadai oleh seluruh pekerja.

5. Kontak dengan Permukaan Panas

Sumber panas yang berbahaya di lingkungan kerja bukan hanya berasal dari bahan kimia, tetapi juga dari peralatan produksi yang memancarkan suhu tinggi akibat proses pembakaran. Pekerja yang melakukan aktivitas dekat peralatan tersebut berisiko mengalami luka bakar jika tidak menggunakan pelindung yang sesuai.

6. Ancaman Kebakaran

Kebakaran bisa timbul dari berbagai sumber, seperti percikan api saat kegiatan pengelasan atau pemotongan logam di bagian pemeliharaan. Gudang penyimpanan bahan mudah terbakar juga menjadi area berisiko tinggi. Selain itu, hubungan arus pendek listrik dapat memicu percikan yang menimbulkan api (Pertiwi, 2016).

7. Ledakan

Ledakan termasuk dalam kategori bahaya besar karena dampaknya sangat merugikan. Pelepasan energi panas dalam ledakan bisa memicu kebakaran yang luas. Salah satu contoh nyata adalah potensi ledakan dari tabung elpiji di area dapur atau kantin perusahaan yang dapat meledak jika terjadi kelalaian (Pertiwi, 2016).

4.13 Faktor Bahaya di Sekitar Pabrik

Melalui analisis proses produksi di pabrik ini, muncul beberapa potensi bahaya yang bisa mengganggu kelancaran kerja atau bahkan membahayakan kesehatan tenaga kerja jika tidak dikelola dengan baik. Sumber bahaya tersebut berasal dari lingkungan kerja, metode produksi,

dan unsur manusia yang berperan penting dalam menjalankan operasi secara aman dan efisien. Berikut adalah potensi-potensi bahaya yang telah diidentifikasi:

1. Kebisingan

Suara bising di pabrik umumnya berasal dari mesin-mesin operasional. Pekerja yang berada di area berisik selama delapan jam sehari menghadapi risiko tinggi terhadap kerusakan pendengaran, bahkan tuli. Salah satu langkah mitigasi adalah menyediakan penutup telinga seperti ear plug di titik-titik area dengan tingkat kebisingan tinggi.

2. Pencahayaan

Penerangan pabrik dapat bersumber dari cahaya alami maupun buatan. Bila cahaya alami sudah mencukupi kebutuhan visual, lampu buatan dimatikan untuk efisiensi energi. Namun, area seperti kantor administrasi dan zona produksi yang memerlukan ketelitian tetap memerlukan pencahayaan tambahan agar aktivitas berjalan optimal.

3. Getaran Mekanis

Getaran dihasilkan oleh mesin atau alat mekanis yang digerakkan oleh motor. Getaran semacam ini dapat mengganggu kenyamanan kerja serta menurunkan produktivitas pekerja.

4.14 Sistem Keamanan Kerja

Perusahaan membangun sistem keselamatan kerja untuk melindungi karyawan dari bahaya yang ada. Fasilitas utama yang disediakan meliputi:

1. Alat Pelindung Diri (APD)

- Helm, digunakan untuk melindungi kepala dari benturan atau benda jatuh.
- Kacamata keselamatan (Safety Glass), ditujukan untuk pekerja di bagian maintenance, workshop, dan QC/laboratorium untuk melindungi mata dari percikan atau benda asing.
- Masker, dipakai untuk melindungi pekerja dari debu, gas beracun, atau zat korosif di udara.
- Sarung tangan, dipakai ketika pekerja menangani bahan langsung atau berpotensi menyebabkan iritasi atau luka akibat panas.
- Sepatu keselamatan (Safety Shoes), dipakai agar kaki terlindungi dari benda keras yang jatuh atau tumpahan bahan kimia.

2. Pengaman Mesin

Mesin produksi besar dilengkapi dengan pengaman seperti safety guard atau tombol emergency stop untuk mencegah kecelakaan kerja.

3. Penanggulangan Kebakaran

Untuk menangani bahaya kebakaran, perusahaan membentuk tim pemadam internal yang disesuaikan jumlah pekerjaannya dengan besar unit produksi. Divisi ini berada di bawah pengelolaan SHE (Safety, Health & Environment) dan beroperasi mandiri dengan sistem terpadu yang mencakup:

a. Sistem Isyarat Bahaya Kebakaran

Dilengkapi sistem alarm kebakaran di tiap unit yang berbunyi saat kebakaran terjadi. Alarm ini dipasang di tempat strategis agar mudah terlihat dan diakses.

b. Peralatan Pemadam Kebakaran

- APAR (Alat Pemadam Api Ringan)

jenis foam dan powder tersedia di lokasi-lokasi penting. Setiap unit APAR dipasang pada ketinggian sekitar 150 cm dari lantai, berjauhan sekitar 15 meter satu sama lain, dan dilengkapi instruksi kerja (WI) yang mencantumkan jenis, tanggal pemeriksaan, dan tanggal kadaluarsa. Tempat gantungan APAR juga diberi nomor dan keterangan kondisi.

- Hydrant

Hydrant merupakan Pemadam yang diposisikan di lokasi strategis sekitar pabrik. Pemeriksaan dilakukan setiap dua minggu sekali oleh petugas keamanan untuk memastikan kondisi nozzle, sprayer, tekanan air, dan tanggal kadaluarsa. Air untuk hydrant berasal dari sumur dan tandon.

c. Regu Pemadam Kebakaran

Tim ini terdiri dari pekerja yang bertugas berdasarkan sistem shift, dengan minimal dua orang per shift. Koordinasi tanggung jawab kebakaran dilakukan oleh HSE dan *Safety Committee*.

4. Sistem Izin Kerja

Untuk pekerjaan berisiko tinggi, perusahaan menerapkan izin khusus seperti izin untuk pekerjaan panas, pengelasan, ketinggian, masuk ruang tertutup, atau kerja listrik. Pekerja wajib mengajukan izin terlebih dahulu kepada supervisor dan petugas keselamatan sebelum memulai pekerjaan.

5. Rambu dan Poster K3

Untuk menciptakan lingkungan kerja aman, perusahaan memasang poster dan rambu-rambu terkait K3 di area publik yang mudah terlihat oleh seluruh karyawan.

6. *Behavior Based Safety Management* (BBSM)

BBSM adalah program yang bertujuan mengubah perilaku pekerja agar mencegah kecelakaan dan penyakit akibat kerja. Langkah-langkahnya meliputi pendataan perilaku berisiko, pengawasan oleh supervisor atau rekan kerja, dan monitoring kolektif. Program ini juga memberi penghargaan kepada pekerja yang menerapkan prinsip keselamatan dibanding sekadar menyelesaikan tugas cepat. Kendati demikian, BBSM dapat menimbulkan kekhawatiran bagi pekerja yang takut dilapor jika terjadi kecelakaan. BBSM mendidik pekerja agar sadar terhadap potensi risiko dan menggunakan kontrol administratif serta engineering untuk bekerja secara aman. Studi menunjukkan bahwa perusahaan yang menerapkan BBSM mengalami penurunan angka kecelakaan dan penyakit akibat kerja dari waktu ke waktu (Pertiwi, 2016).

4.15 Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL)

AMDAL merupakan suatu proses penelaahan terhadap potensi dampak signifikan dari sebuah kegiatan atau usaha yang direncanakan terhadap lingkungan, dan menjadi bagian penting dalam pengambilan keputusan terkait penyelenggaraan kegiatan tersebut. Dalam pelaksanaannya, AMDAL mencakup kajian terhadap berbagai aspek, antara lain kondisi fisik-kimia, ekologi, ekonomi-sosial, budaya masyarakat, serta kesehatan publik, sebagai pelengkap dalam studi kelayakan proyek atau aktivitas yang dirancang. Di satu sisi, analisis dampak lingkungan menjadi komponen integral dalam studi kelayakan guna memastikan kesiapan pelaksanaan suatu kegiatan. Di sisi lain, dokumen AMDAL juga berfungsi sebagai syarat administratif yang wajib dipenuhi guna memperoleh izin penyelenggaraan kegiatan atau usaha tersebut. Melalui analisis ini, pemangku kepentingan dapat memahami secara mendalam

besarnya potensi dampak, baik yang bersifat menguntungkan maupun yang berisiko merugikan terhadap kelestarian lingkungan (Pertiwi, 2016).

4.16 Instrumentasi

- **Temperature Indicator (TI)**

Temperature Indicator merupakan perangkat yang berfungsi untuk memantau dan menunjukkan besaran suhu dalam suatu sistem atau lingkungan tertentu.

Cara kerja:

Alat ini diterapkan pada sistem yang memerlukan pembacaan suhu yang sangat presisi dan kestabilan tinggi sepanjang proses berlangsung.

- **Temperature Controller (TC)**

Temperature Controller adalah instrumen yang digunakan untuk mengendalikan suhu atau mendeteksi perubahan sinyal baik secara mekanis maupun elektrik. Pengaturan suhu dicapai dengan mengendalikan jumlah material yang dimasukkan atau dikeluarkan dalam proses yang sedang berlangsung.

Cara kerja:

Aliran fluida yang masuk atau keluar dikendalikan melalui valve tipe diafragma. Laju aliran ini akan mengirimkan sinyal ke alat TC untuk membaca dan mengatur suhu pada titik yang telah ditentukan (set point).

- **Pressure Controller (PC)**

Pressure Controller merupakan alat yang berfungsi untuk menjaga kestabilan tekanan dalam suatu sistem, sekaligus dapat membaca tekanan atau mengubah sinyal berbasis gas menjadi bentuk mekanis. Pengendalian tekanan dilakukan dengan mengatur jumlah gas atau uap yang dilepaskan dari peralatan terkait.

Cara kerja:

PC bekerja dengan merespons tekanan uap yang menyebabkan valve diafragma terbuka atau tertutup. Gerakan pada valve ini lalu memberikan sinyal kepada alat PC guna membaca dan mengatur tekanan sesuai nilai set point yang telah ditetapkan.

- Flow Controller (FC)

Flow Controller adalah alat yang berguna untuk mengatur laju aliran fluida pada sistem perpipaan maupun unit proses lainnya. Kecepatan aliran dikontrol melalui pengaturan output dari sistem agar volume aliran dalam pipa dapat disesuaikan.

Cara kerja:

Laju aliran dikontrol oleh valve pengatur yang mengubah tekanan keluaran dari pompa. Tekanan ini mempengaruhi bukaan valve, lalu FC menerima sinyal tersebut untuk mengukur dan mengatur laju aliran agar sesuai dengan nilai set point.

- Level Controller (LC)

Level Controller merupakan perangkat yang dirancang untuk menjaga ketinggian fluida dalam suatu wadah atau tangki proses. Tinggi permukaan cairan dikontrol melalui pengoperasian katup kendali yang menyesuaikan aliran fluida masuk maupun keluar.

Cara kerja:

Volume aliran dikendalikan menggunakan control valve, dan besarnya aliran ini akan menghasilkan sinyal bagi LC untuk mengamati dan mengontrol ketinggian cairan berdasarkan nilai set point yang telah ditentukan.

BAB 5

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1 Bentuk Perusahaan

Dalam ketentuan hukum yang berlaku di Indonesia, terdapat beberapa jenis badan usaha yang umum digunakan, antara lain Perseroan Terbatas (PT), Firma, Commanditaire Vennootschap (CV), serta Persero. Dalam proses mendirikan sebuah pabrik, penting untuk melakukan analisis terhadap kelebihan dan kekurangan masing-masing bentuk badan usaha tersebut agar dapat menentukan pilihan yang paling sesuai sebagai berikut :

Tabel 5. 1 Perbandingan Bentuk Perusahaan

Pembanding	PT	CV	Persero	Firma
Pengertian	Sebuah entitas usaha yang memiliki status badan hukum dan permodalannya berasal dari kumpulan saham yang dimiliki oleh para pemegang saham.	Merupakan jenis usaha kemitraan yang dapat dibentuk tanpa syarat modal minimum, didirikan oleh minimal dua orang, di mana sebagian mitra memiliki tanggung jawab penuh atas kewajiban usaha, sedangkan sebagian lainnya hanya bertanggung jawab sebatas modal yang mereka investasikan.	Merupakan bentuk badan usaha yang pengelolaannya berada di bawah kendali pemerintah pusat atau daerah, yang bertujuan memberikan pelayanan kepada masyarakat sekaligus menghasilkan profit. Umumnya, kepemilikan saham terbesar berada di	Merupakan kerja sama antara dua entitas usaha atau lebih yang bergabung untuk menjalankan kegiatan bisnis menggunakan satu nama usaha secara kolektif.

tangan
pemerintah.

Nama Perusahaan	Diatur dalam UU No. 40 Tahun 2007	Dibebaskan kepada pendirinya	Diatur dalam UU No. 19 Tahun 2003	Harus dibentuk dari satu nama bersama
Kepengurusan	Kepemilikan perusahaan dan pihak yang menjalankan operasionalnya merupakan dua entitas yang berbeda. Para pemegang saham bertindak sebagai pemilik perusahaan, sementara tanggung jawab pengelolaan sehari-hari berada di tangan direksi bersama jajaran staf yang mendukung pelaksanaan kegiatan usaha.	Dalam struktur kemitraan, terdapat dua jenis peran utama, yakni pihak yang berperan aktif dan pihak yang bersifat pasif. Pengelolaan usaha sepenuhnya menjadi tanggung jawab sekutu aktif, sedangkan sekutu pasif hanya menanamkan modal tanpa ikut serta dalam operasional perusahaan.	Pelaksanaan tanggung jawab dalam Persero melibatkan tiga pihak, yaitu Menteri Teknis yang berperan sebagai perumus kebijakan, direksi yang menjalankan fungsi pengelolaan, serta komisariss yang bertindak sebagai bagian dari struktur pengawasan dalam organisasi Persero.	Dalam firma, hanya terdapat satu jenis peran yang diakui, yaitu sebagai sekutu aktif. Oleh karena itu, setiap anggota sekutu memiliki wewenang untuk mengelola usaha dan bertindak atas nama perusahaan secara langsung.

Modal	Modal perusahaan berasal dari berbagai jenis saham, dengan porsi terbesar dimiliki oleh perseroan, sementara ketentuan mengenai besaran modal awal telah ditetapkan melalui peraturan perundang-undangan.	Sumber modal dalam CV berasal dari dua pihak, yakni sekutu aktif dan sekutu pasif. Sekutu aktif tidak hanya menyetorkan dana, tetapi juga bertanggung jawab atas seluruh kebijakan perusahaan, sedangkan sekutu pasif hanya berkontribusi dalam bentuk penyertaan modal tanpa ikut campur dalam pengelolaan.	Modal perusahaan bersumber dari kepemilikan berbagai saham, dengan kendali mayoritas berada di tangan pemerintah sebagai pemegang saham utama.	Sumber permodalan berasal dari para pihak yang menjadi bagian dalam keanggotaan firma.
Hukum Usaha	UU No. 40 tahun 2007	Tidak Memiliki Badan Hukum	UU No. 19 Tahun 2003	Tidak berbadan hokum
Status Kepemilikan	Jumlah pendiri paling sedikit terdiri dari dua individu, dan partisipasinya dapat mencakup warga negara asing.	Pendiri harus terdiri sekurang-kurangnya dua orang yang berkewarganegaraan Indonesia, dan pendirian tidak diperbolehkan melibatkan pihak asing sebagai pendiri.	Dalam kedudukannya sebagai wakil pemerintah, menteri yang berwenang bertindak atas nama negara selaku pemegang	Kepemilikan usaha berada di tangan sejumlah individu atau badan usaha yang menjalin kemitraan dalam suatu persekutuan.

			saham pada Persero dan sebagai pemilik modal, dengan tetap mengacu pada ketentuan yang diatur dalam peraturan perundang-undangan.	
Jenis Usaha	Ragam bidang usaha yang dapat dijalankan sangat beragam, mencakup sektor konstruksi, perdagangan, jasa transportasi, pelayaran, hingga kegiatan di bidang pertambangan.	Bidang usaha yang dapat dijalankan bersifat terbatas, meliputi sektor konstruksi, industri, perdagangan, pertanian, layanan percetakan, serta berbagai jenis jasa lainnya.	Ruang lingkup kegiatan usaha sangat beragam dan disesuaikan dengan sejauh mana keterlibatan kepemilikan dari pihak pemerintah.	Bentuk kegiatan usaha ditentukan berdasarkan hasil kesepakatan antara perusahaan-perusahaan yang menjalin persekutuan.
Kelebihan	Memiliki jangka waktu operasional yang panjang dan mendapat	Biaya yang diperlukan untuk mendirikan usaha relatif rendah, dana yang berhasil	Seluruh fasilitas dan kebutuhan operasional disediakan oleh	Proses pembentukan usaha ini tidak memerlukan biaya besar,

	perlindungan secara hukum. Sahamnya telah dapat diperjualbelikan di pasar, manajemen modal dilakukan secara efisien, serta kepemilikannya terbuka untuk berbagai kalangan masyarakat. Selain itu, perusahaan ini mudah menghimpun dana dalam jumlah besar dan tingkat risiko kerugian yang ditanggung pemilik tergolong rendah.	dihimpun dapat mencapai jumlah besar, serta peluang untuk melakukan perluasan usaha menjadi lebih terbuka lebar.	pemerintah. Keberadaannya juga bertujuan untuk menghindari penguasaan pasar oleh pihak swasta. Segala bentuk risiko maupun kerugian menjadi tanggungan negara, sementara kepemilikan saham dapat dibuka untuk masyarakat luas.	kekuatan modal yang dimiliki cenderung lebih kuat, setiap keputusan diambil melalui musyawarah antar anggota, serta memungkinkan adanya pembagian tugas sesuai peran masing-masing.
Kekurangan	Pengeluaran untuk mendirikan	Tanggung jawab yang dimiliki oleh setiap anggota	Seluruh kendali berada di bawah	Kelangsungan operasional perusahaan

badan usaha ini tergolong besar, dan diperlukan perizinan khusus agar dapat menjalankan kegiatan bisnis. Selain itu, keterbukaan informasi terkait laba perusahaan dapat dimanfaatkan oleh pihak pesaing untuk kepentingan mereka.	dibatasi sesuai peran masing-masing, sementara keberlangsungan usaha tidak memiliki kepastian jangka waktu. Potensi perselisihan antar mitra cukup tinggi, ditambah dengan sistem kewenangan yang cenderung rumit.	otoritas pemerintah, namun hal ini sekaligus menimbulkan tanggungan finansial maupun operasional bagi negara.	tidak memiliki kepastian jangka panjang, setiap pihak memiliki hak wewenang yang setara, dan terdapat potensi terjadinya tindakan penyalahgunaan atau kecurangan di antara anggota.
--	--	---	---

Dalam menentukan bentuk badan usaha untuk mendirikan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, salah satu aspek utama yang menjadi pertimbangan adalah besarnya kebutuhan investasi. Oleh karena itu, bentuk usaha yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan usaha berbadan hukum yang bersifat sebagai persekutuan modal, didirikan melalui suatu perjanjian, dan menjalankan kegiatan usahanya dengan modal dasar yang terbagi dalam bentuk saham.

Untuk mendirikan PT di Indonesia, terdapat sejumlah persyaratan yang harus dipenuhi, antara lain pengajuan nama perusahaan, pembuatan akta pendirian, penerbitan Surat Keterangan Domisili Perusahaan (SKDP), pengurusan Nomor Pokok Wajib Pajak (NPWP), penyusunan anggaran dasar perusahaan, pengajuan Surat Izin Usaha Perdagangan (SIUP), pendaftaran Tanda Daftar Perusahaan (TDP), serta pencatatan dalam Berita Acara Negara

Republik Indonesia (BNRI). Berikut ini adalah sejumlah faktor yang menjadi dasar dalam memilih bentuk usaha tersebut:

1. Penggalangan dana dapat dilakukan dengan relatif mudah, baik melalui penjualan saham di pasar modal, kerja sama tertutup, maupun dengan mengajukan pinjaman kepada pihak-pihak yang memiliki kepentingan, seperti perusahaan lain atau individu.
2. Pemegang saham hanya menanggung risiko sebatas jumlah kepemilikan modalnya, sedangkan jalannya proses produksi sepenuhnya menjadi tanggung jawab manajemen perusahaan sebagai pihak yang menjalankan operasional.
3. Keberlanjutan operasional perusahaan lebih stabil karena tidak bergantung pada keberadaan pemegang saham, anggota direksi beserta staf, maupun para karyawan yang mungkin mengundurkan diri atau berhenti.
4. Perusahaan yang telah berdiri memiliki kemudahan dalam memperoleh pinjaman dari bank, dengan menggunakan aset atau keberadaan perusahaan itu sendiri sebagai jaminan.
5. Antara pemilik dan pengelola perusahaan terdapat pemisahan peran yang jelas. Para pemegang saham bertindak sebagai pemilik, sementara kegiatan operasional dijalankan oleh direksi bersama staf, yang berada di bawah pengawasan dewan komisaris.
6. Manajemen perusahaan dapat berjalan secara efisien karena para pemegang saham memiliki wewenang untuk menunjuk individu-individu yang kompeten dan berpengalaman sebagai anggota dewan direksi maupun dewan komisaris.
7. Ruang lingkup kegiatan usaha menjadi lebih luas, karena sebuah perseroan terbatas memiliki kemampuan untuk menghimpun dana dalam jumlah besar dari masyarakat, yang pada akhirnya dapat dimanfaatkan untuk ekspansi usaha.
8. Jenis usaha ini memiliki aset yang berdiri sendiri dan tidak tercampur dengan harta pribadi para pemiliknya.

Sistem permodalan pada Perseroan Terbatas diatur dalam Undang-Undang Perseroan Terbatas (UU PT) Nomor 40 Tahun 2007 Pasal 1 ayat (1), yang menyatakan bahwa seluruh modal dasar dalam Perseroan Terbatas terbagi ke dalam bentuk saham. Dengan demikian, Perseroan Terbatas memperoleh modal melalui penerbitan saham. Penerbitan ini bertujuan

agar perusahaan memperoleh sumber dana yang sah. Saham tersebut kemudian ditawarkan dan dijual kepada pihak-pihak yang berkepentingan, seperti para pendiri atau calon pemegang saham, terutama saat Perseroan Terbatas pertama kali didirikan.

Selanjutnya, para pemegang saham yang membeli saham diwajibkan menyetor sejumlah dana sesuai nilai nominal saham sebagai bentuk kontribusi modal kepada perseroan. Adapun langkah-langkah atau tahapan yang dilalui dalam proses pengumpulan modal tersebut dijelaskan sebagai berikut:

1. Menentukan Modal Dasar

Berdasarkan ketentuan dalam Pasal 1 ayat (3) Peraturan Pemerintah Nomor 29 Tahun 2016, para pendiri Perseroan Terbatas diberikan kebebasan untuk menentukan sendiri jumlah modal dasar yang akan dicantumkan dalam akta pendirian. Akta pendirian tersebut merupakan akta notaris yang disusun dalam bahasa Indonesia. Adapun batas minimal modal dasar ditetapkan sebesar Rp50.000.000,00, dengan ketentuan bahwa paling sedikit 25% dari jumlah tersebut harus disetorkan. Selain itu, syarat minimal pendirian mencakup pengangkatan setidaknya satu orang direktur dan satu orang komisaris.

2. Menentukan Modal Dasar yang Dikeluarkan atau Ditempatkan

Setelah para pihak menyepakati jumlah modal dasar, langkah berikutnya adalah menentukan besaran modal yang akan diterbitkan atau dijual kepada pemegang saham. Mengacu pada ketentuan dalam Undang-Undang Perseroan Terbatas Nomor 40 Tahun 2007 Pasal 33, ditetapkan bahwa paling sedikit 25% dari total modal dasar harus ditempatkan atau dialokasikan sebagai bagian dari struktur kepemilikan modal perusahaan.

3. Penyetoran Modal

Setelah itu, para pendiri atau pemegang saham yang membeli saham wajib menyetorkan dana kepada Perseroan sesuai dengan nilai saham yang dimiliki. Dana yang terkumpul dari hasil penjualan saham tersebut kemudian digunakan sebagai modal awal dalam proses pendirian Perseroan Terbatas.

5.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi dalam suatu perusahaan dirancang untuk menetapkan pembagian tugas pokok dan fungsi ke dalam unit-unit kerja seperti divisi atau departemen, dengan tujuan menghindari tumpang tindih tanggung jawab antar bagian (Robbins, 1996). Selain itu, struktur

organisasi juga mencakup konsep span of control atau rentang kendali yang dimiliki oleh setiap pemimpin unit, guna memperjelas berapa banyak unit yang berada di bawah pengawasannya. Hal ini penting karena berkaitan langsung dengan efektivitas komunikasi internal perusahaan, yang pada akhirnya mendukung terwujudnya kerja sama yang solid antar karyawan (Gibson, 1993).

Struktur organisasi memberikan kejelasan wewenang kepada masing-masing bagian dalam perusahaan untuk menjalankan tanggung jawab yang telah ditetapkan. Di samping itu, struktur ini juga mengatur sistem serta hubungan antar fungsi dan individu dalam perusahaan, agar setiap pihak dapat menjalankan perannya secara terkoordinasi. Adapun manfaat dari adanya struktur organisasi antara lain sebagai berikut:

- a. Menguraikan, mendistribusikan, serta menetapkan batas-batas kewenangan dan tanggung jawab bagi setiap individu yang terlibat dalam organisasi.
- b. Penugasan sumber daya manusia sesuai dengan kompetensi dan posisi yang dibutuhkan dalam struktur organisasi.
- c. Melakukan pemantauan, penilaian, serta peningkatan kinerja perusahaan secara menyeluruh, guna mendukung efektivitas manajemen dan efisiensi operasional.
- d. Perencanaan strategis untuk meningkatkan kapasitas manajerial melalui penyusunan program-program pengembangan yang terarah dan berkelanjutan.
- e. Mengidentifikasi kebutuhan pelatihan yang sesuai bagi pejabat atau karyawan yang telah menjabat, guna meningkatkan kompetensi dan kinerja mereka sesuai dengan tanggung jawab yang diemban.
- f. Melakukan penyesuaian terhadap alur dan tata cara kerja yang telah diterapkan apabila terbukti tidak berjalan dengan efektif, guna meningkatkan kelancaran operasional perusahaan.

Struktur organisasi berperan penting dalam memperlancar jalannya komunikasi internal perusahaan guna mencapai tujuan yang telah ditetapkan. Berdasarkan pendapat Widjaja (2003), terdapat tiga jenis struktur organisasi yang umum digunakan dalam dunia usaha, yaitu:

a. Struktur Organisasi Lini

Struktur organisasi lini umumnya mencakup setidaknya tiga fungsi utama, yakni produksi, pemasaran, dan keuangan. Ketiga fungsi ini tersusun dalam suatu sistem organisasi yang memiliki jalur komando yang tegas, di mana instruksi dan wewenang diturunkan secara hierarkis dari tingkat manajemen atas ke bawah.

b. Struktur Organisasi Fungsional

Dalam sistem ini, setiap individu ditempatkan sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing, sehingga pelaksanaan tugas menjadi lebih terarah dan efisien. Kewenangan yang dimiliki oleh karyawan pun dibatasi hanya pada ruang lingkup keahlian yang dimiliki. Struktur seperti ini umumnya diterapkan di perusahaan-perusahaan berskala besar dengan tingkat kompleksitas yang tinggi.

c. Struktur Organisasi Line and Staff

Wewenang pada tingkat paling atas dialirkan ke seluruh pegawai melalui jenjang manajerial yang berlapis-lapis.

Salah satu aspek penting yang berkontribusi terhadap perkembangan sebuah perusahaan adalah penerapan struktur organisasi yang tepat, karena hal ini berkaitan erat dengan efektivitas komunikasi internal, yang pada akhirnya berdampak pada performa perusahaan secara keseluruhan. Untuk merancang sistem organisasi yang optimal, perlu memperhatikan sejumlah prinsip dasar sebagai acuan, di antaranya:

- Menetapkan sasaran perusahaan secara tegas dan terstruktur agar seluruh pihak yang terlibat memahami arah dan tujuan yang ingin dicapai.
- Pelimpahan tanggung jawab dan kekuasaan kepada pihak tertentu dalam organisasi untuk menjalankan tugas sesuai peran dan fungsinya.
- Distribusi pekerjaan secara sistematis kepada setiap individu atau bagian dalam organisasi sesuai dengan kemampuan, keahlian, dan tanggung jawab masing-masing.
- Setiap individu dalam organisasi harus menerima arahan dan bertanggung jawab hanya kepada satu atasan langsung, guna menjaga kejelasan koordinasi dan mencegah tumpang tindih wewenang.

- Diperlukan adanya mekanisme pengawasan yang efektif terhadap seluruh aktivitas pekerjaan yang dijalankan, guna memastikan setiap tugas terlaksana sesuai dengan standar yang telah ditetapkan.
- Struktur organisasi perusahaan harus dirancang dengan sifat yang lentur dan mudah disesuaikan, agar mampu mengikuti dinamika perkembangan usaha serta perubahan lingkungan bisnis yang terjadi.

Berdasarkan prinsip-prinsip organisasi yang telah disebutkan sebelumnya, struktur organisasi yang paling sesuai untuk diterapkan adalah model line and staff. Dalam model ini, jalur kekuasaan dirancang secara sederhana sehingga memudahkan pembagian tugas secara praktis dan efisien. Struktur line and staff kerap diterapkan pada perusahaan berskala besar yang memiliki aktivitas produksi berkesinambungan. Keunggulan lainnya adalah adanya satu komando yang jelas dalam kepemimpinan, yang berdampak positif terhadap peningkatan disiplin kerja di lingkungan perusahaan.

Dalam pelaksanaan sistem organisasi line and staff, terdapat dua kelompok utama yang memegang peranan penting dalam menjalankan operasional organisasi, yaitu kelompok pelaksana utama dan kelompok penasehat atau pendukung.

- a. Kelompok garis atau line merujuk pada individu-individu yang bertanggung jawab langsung dalam menjalankan fungsi utama organisasi untuk mewujudkan target dan sasaran yang telah ditetapkan.
- b. Kelompok staf terdiri dari individu-individu yang melaksanakan pekerjaannya berdasarkan kompetensi dan bidang keahlian masing-masing, dengan peran utama memberikan masukan atau rekomendasi kepada unit-unit operasional guna mendukung kelancaran proses kerja.

Struktur organisasi yang lazim diterapkan dalam perusahaan adalah model Line and Staff Organization, yang ditandai oleh beberapa karakteristik khas, antara lain:

- Interaksi antara pimpinan dan bawahan dalam struktur ini tidak berlangsung secara langsung atau segera, melainkan melalui tahapan atau jenjang tertentu dalam organisasi.
- Posisi tertinggi dalam kepemimpinan organisasi dipegang oleh seorang individu, yang pelaksanaan tugasnya didukung oleh tim staf sebagai pendamping dan pemberi masukan.

- Struktur ini dirancang khusus untuk diterapkan pada perusahaan berskala besar yang memiliki jumlah tenaga kerja yang cukup banyak.
- Memiliki karakteristik yang rumit serta menerapkan pembagian tugas berdasarkan bidang keahlian tertentu (spesialisasi).

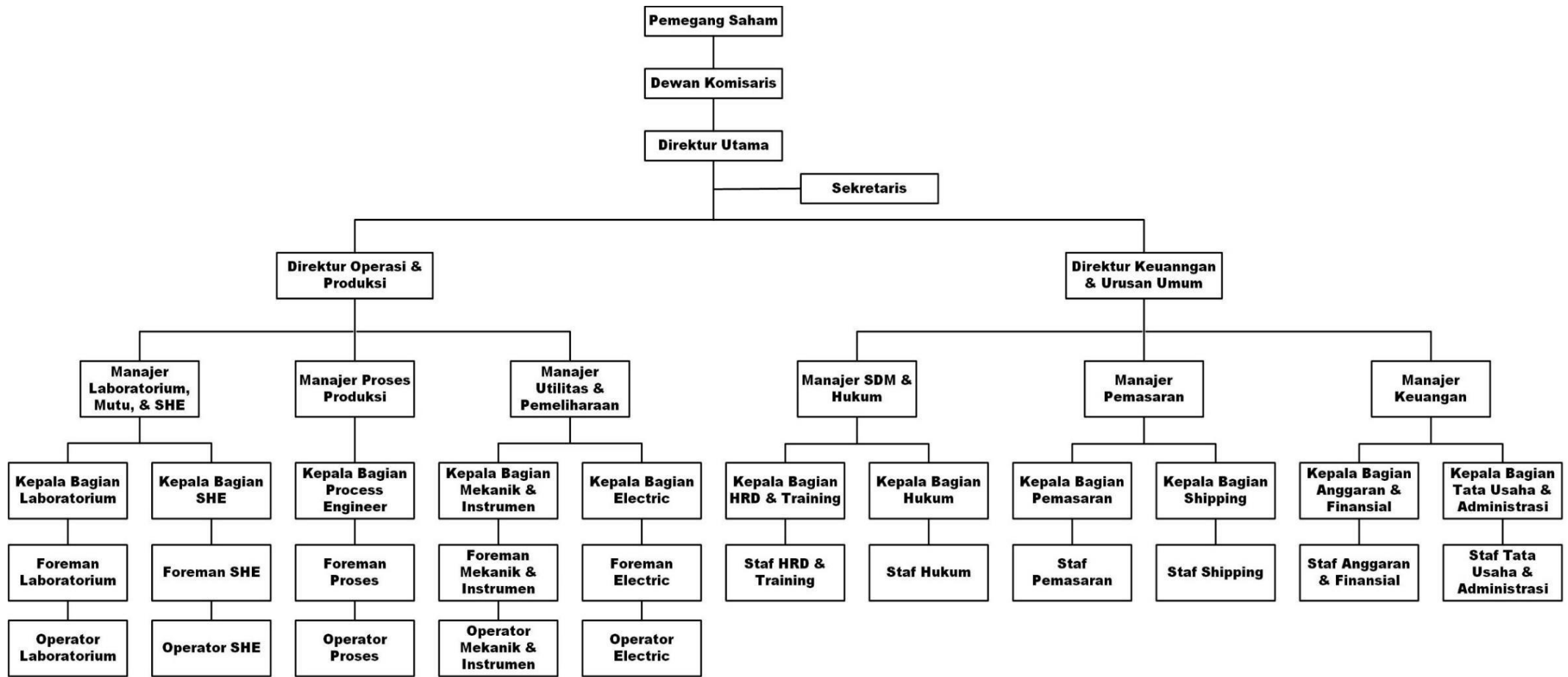
Di samping karakteristik-karakteristik yang telah dijelaskan sebelumnya, struktur organisasi Line and Staff juga memiliki sejumlah keunggulan yang menjadi pertimbangan utama dalam penerapannya. Beberapa kelebihan tersebut menjelaskan mengapa model organisasi ini kerap dipilih untuk digunakan dalam berbagai jenis perusahaan.

- Terdapat pemisahan tanggung jawab yang tegas antara tim lini yang bertugas menjalankan fungsi utama organisasi dan tim staf yang bertugas mendukung kegiatan operasional melalui fungsi pendukungnya.
- Setiap kelompok karyawan dalam organisasi dapat menjalankan koordinasi secara lebih mudah dan terstruktur di dalam lingkup kerja masing-masing.
- Tingkat disiplin dan semangat kerja cenderung tinggi, sebab tanggung jawab yang dijalankan oleh individu umumnya sejalan dengan kemampuan, latar belakang pendidikan, serta pengalaman yang dimilikinya.
- Penggunaan prinsip “the right man on the right place, doing the right job on the right time” menjadi lebih mudah untuk diterapkan karena penempatan individu sesuai dengan keahlian dan waktu yang tepat, sehingga efektivitas kerja dapat tercapai secara optimal.
- Pegawai dibedakan ke dalam dua jenis jadwal kerja, yaitu karyawan dengan sistem harian (daily) dan karyawan yang bekerja berdasarkan sistem shift.

Dalam operasional sehari-hari, pemegang saham selaku pemilik perusahaan memberikan mandat pengawasan kepada Dewan Komisaris. Sementara itu, pelaksanaan operasional perusahaan dijalankan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh sejumlah Manajer. Para Manajer ini bertanggung jawab atas koordinasi dengan para Kepala Bagian, yang masing-masing memiliki tanggung jawab atas divisi atau unit kerja tertentu sebagai bentuk pelimpahan wewenang dan tanggung jawab.

Setiap Kepala Bagian membawahi beberapa seksi, di mana tiap seksi memiliki tanggung jawab untuk membina dan mengawasi karyawan sesuai dengan bidang kerja masing-

masing. Karyawan ini akan dibagi ke dalam beberapa regu, dan setiap regu dipimpin oleh seorang Kepala Regu. Kepala Regu tersebut bertanggung jawab langsung kepada pengawas yang berada pada level seksi. Struktur organisasi ini digambarkan secara lebih rinci dalam Gambar 5.1.



Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

5.3 Tugas dan Wewenang

5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok individu yang menyatukan modal guna membentuk sebuah pabrik dan memastikan kelangsungan operasionalnya. Mereka dianggap sebagai pemilik perusahaan sesuai dengan jumlah saham yang dimiliki masing-masing. Dalam struktur Perseroan Terbatas (PT), kekuasaan tertinggi berada di tangan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), yang umumnya diselenggarakan sekali dalam setahun.

Merujuk pada Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007, pemegang saham melalui forum RUPS memiliki sejumlah kewenangan, antara lain:

- Setiap pemegang saham memiliki besaran modal yang sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya dalam perusahaan.
- Berwenang untuk menetapkan, mengganti, maupun memberhentikan anggota Dewan Komisaris dari jabatannya.
- Memiliki kewenangan untuk menunjuk, mengganti, serta memberhentikan anggota Dewan Direksi dari posisinya.
- Dalam pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), para pemegang saham memiliki hak untuk mendapatkan informasi yang relevan mengenai Perseroan, baik dari pihak Dewan Direksi maupun Dewan Komisaris.
- Dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), pemegang saham memiliki wewenang untuk mengesahkan berbagai hal penting, termasuk rencana kerja perusahaan, laporan tahunan, serta alokasi penggunaan laba bersih. Termasuk di dalamnya adalah penetapan jumlah laba yang disisihkan sebagai cadangan perusahaan, dan pembagian sisa laba bersih kepada para pemegang saham dalam bentuk dividen.

5.3.2 Dewan Komisaris

Berdasarkan Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas, Dewan Komisaris merupakan salah satu organ dalam perseroan yang memiliki tanggung jawab dalam melakukan pengawasan, baik secara menyeluruh maupun khusus, sesuai dengan ketentuan yang tercantum dalam anggaran dasar perusahaan. Dewan Komisaris diangkat melalui keputusan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk masa jabatan tertentu dan memiliki tanggung jawab serta kewenangan yang telah ditetapkan.

- Merumuskan kebijakan yang sejalan dengan ketentuan dan regulasi yang telah ditetapkan oleh pemerintah.
- Melaksanakan fungsi pengawasan terhadap kinerja dan tindakan yang dilakukan oleh direksi.
- Memberikan persetujuan atau penolakan terhadap rancangan atau usulan yang diajukan oleh direksi.
- Memberikan laporan pertanggungjawaban atas kinerja perusahaan kepada para pemegang saham.

5.3.3 Dewan Direksi

Pimpinan tertinggi dalam suatu perusahaan dipegang oleh Dewan Direksi, yang memiliki tanggung jawab penuh terhadap perkembangan dan keberlangsungan usaha. Sesuai dengan pandangan Muskibah (2012), Dewan Direksi memiliki peran penting dalam mengelola aset perusahaan serta menjalankan fungsi manajerial secara menyeluruh.

Struktur Dewan Direksi mencakup posisi Direktur Utama, yang berkewajiban memberikan pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris atas keputusan dan kebijakan yang telah diterapkan dalam kapasitasnya sebagai pemimpin utama. Di bawah Direktur Utama, terdapat dua direktur yang membidangi masing-masing area, yakni Direktur Operasional dan Produksi serta Direktur yang menangani Keuangan dan Urusan Umum.

a. Direktur Utama

Tugas Direktur Utama Antara lain :

- Memastikan stabilitas internal organisasi serta menciptakan kesinambungan hubungan yang harmonis antara pemegang saham, manajemen, tenaga kerja, dan pelanggan.
- Memiliki kewenangan untuk menetapkan atau menghentikan jabatan Direktur yang membidangi Operasional & Produksi maupun yang menangani Keuangan & Urusan Umum.
- Bertanggung jawab langsung atas pengawasan kinerja Direktur Operasi & Produksi serta Direktur Keuangan & Urusan Umum.

b. Direktur Operasi & Produksi

Tugas Direktur Operasi & Produksi Antara lain:

- Memiliki tanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dalam hal yang berkaitan dengan kegiatan operasional dan proses produksi.
- Bertugas untuk mengoordinasikan, mengelola, serta memantau jalannya pekerjaan para kepala divisi di bawah kewenangannya, yang mencakup Manajer Laboratorium, Manajer Mutu & SHE, Manajer Produksi, serta Manajer Utilitas dan Pemeliharaan.

c. Direktur Keuangan & Urusan Umum

Tugas Direktur Keuangan & Urusan Umum antara lain :

- Bertugas melapor dan bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dalam hal yang berkaitan dengan pengelolaan keuangan serta urusan umum perusahaan.
- Memiliki peran dalam mengoordinasikan, menyusun pengaturan kerja, dan melakukan pengawasan terhadap aktivitas para kepala divisi di bawahnya, yang terdiri dari Manajer Sumber Daya Manusia & Hukum, Manajer Keuangan, serta Manajer Pemasaran.

5.3.4 Sekretaris

Penunjukan seorang sekretaris dilakukan oleh Direktur Utama atau Dewan Komisaris, dengan tanggung jawab serta kewenangan yang mencakup hal-hal berikut:

- Menyusun jadwal rapat serta mencatat hasil pembahasan selama rapat berlangsung.
- Mengatur pertemuan atau agenda dengan klien.
- Menangani proses penerimaan dan pengeluaran dokumen surat-menyurat.
- Menjalin komunikasi dan memastikan kelancaran koordinasi antara jajaran direksi dan dewan komisaris.

5.3.5 Manager

Dalam susunan organisasi perusahaan, posisi manajer berada di bawah direktur yang berperan sebagai pimpinan tertinggi. Meskipun demikian, manajer memegang tanggung jawab besar karena harus memimpin unit tertentu dalam perusahaan. Setiap perusahaan umumnya memiliki sejumlah departemen yang menjalankan fungsi dan tanggung jawab yang berbeda.

Setiap departemen tersebut dipimpin oleh seorang manajer, sehingga jumlah manajer dalam suatu perusahaan disesuaikan dengan banyaknya departemen yang ada.

Di setiap unit kerja dalam pabrik ini, pengawasan dilakukan oleh kepala bagian yang memiliki posisi strategis untuk mengarahkan para karyawan serta mengendalikan jalannya proses kerja. Tugas tersebut dijalankan guna memastikan seluruh kegiatan operasional sejalan dengan sasaran perusahaan yang telah ditentukan. Struktur organisasi di pabrik ini terbagi menjadi dua kelompok besar, yaitu divisi operasi & produksi serta divisi keuangan & urusan umum. Kedua kelompok ini membawahi sejumlah divisi yang menjalankan fungsi-fungsi spesifik, antara lain:

a. Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE

Departemen Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE memegang tanggung jawab terhadap pelaksanaan kegiatan berskala laboratorium serta memastikan mutu bahan baku selama berlangsungnya proses produksi, termasuk kualitas akhir produk aluminium fluorida yang dihasilkan. Selain itu, departemen ini juga memiliki peran penting dalam penyusunan dan pelaksanaan kebijakan yang berkaitan dengan keselamatan kerja serta perlindungan terhadap lingkungan hidup.

Departemen ini turut berperan dalam mengawasi jalannya proses produksi agar menciptakan suasana kerja yang aman dan nyaman bagi seluruh tenaga kerja di area pabrik. Tak hanya itu, kegiatan penelitian dan pengembangan atau yang dikenal dengan istilah *Research and Development* (RnD) juga menjadi bagian dari tanggung jawab utama departemen ini.

Salah satu fungsi penting lainnya adalah menjalin kerja sama erat dengan Departemen Proses Produksi serta Departemen Utilitas & Pemeliharaan dalam melakukan analisis komprehensif terkait bahan baku, produk, dan proses operasional yang sedang berlangsung. Di samping keterlibatannya dalam proses produksi, departemen ini juga bertugas mengelola sejumlah fasilitas penting perusahaan, seperti gudang penyimpanan (*warehouse*), sistem pengolahan air untuk keperluan utilitas, serta unit pengelolaan air limbah atau *Waste Water Treatment Process* (WWTP). Setiap unit yang menjadi tanggung jawabnya dipantau berdasarkan parameter teknis tertentu yang telah ditetapkan.

b. Manajer Proses Produksi

Manajer Proses Produksi memiliki tanggung jawab langsung kepada Direktur Operasi & Produksi dalam memimpin dan mengarahkan kinerja Departemen Proses Produksi. Departemen ini menjadi unit yang berperan utama dalam menjalankan aktivitas produksi aluminium fluorida secara langsung di lapangan.

Tugas departemen ini mencakup pengoperasian peralatan produksi baik dari ruang kontrol (*control room*) maupun melalui pengawasan langsung di area produksi. Selain itu, departemen ini juga bertanggung jawab untuk menjaga proses tetap berjalan sesuai standar, melakukan penilaian terhadap kinerja proses, menyusun rekomendasi secara rutin, serta mengambil langkah-langkah korektif apabila terjadi gangguan teknis pada peralatan selama berlangsungnya produksi.

c. Manajer Utilitas & Pemeliharaan

Manajer Utilitas dan Pemeliharaan memiliki tanggung jawab langsung kepada Direktur Operasi & Produksi dalam memimpin Departemen Utilitas & Pemeliharaan guna menjamin kelancaran operasional utilitas yang mendukung kegiatan produksi.

Dalam pelaksanaannya, manajer utilitas bertugas mengoordinasikan para operator dalam menjalankan peralatan utilitas yang ada di pabrik, melakukan pemeriksaan rutin terhadap perangkat yang beroperasi, serta memastikan seluruh peralatan proses utilitas mendapatkan perawatan secara berkala dan menyeluruh.

d. Manajer SDM & Hukum

Manajer SDM & Hukum bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan & Urusan Umum untuk memimpin Departemen SDM & Hukum dalam menjalankan tugasnya. Beberapa pekerjaan departemen ini adalah melakukan *training* bagi karyawan, menyelenggarakan penerimaan karyawan baru, serta mengatur program kerja praktik mahasiswa di perusahaan. Adapun bagian hukum dari departemen ini bertugas menyiapkan berbagai perangkat hukum perusahaan, mengatur dan melaksanakan administrasi hukum perusahaan.

e. Manajer Pemasaran

Manajer Pemasaran memiliki tanggung jawab kepada Direktur Keuangan & Urusan Umum dalam memimpin Departemen Pemasaran guna melaksanakan berbagai kegiatan pemasaran.

Tugas utama dalam posisi ini mencakup pelaksanaan riset pasar, optimalisasi jangkauan pasar, melakukan negosiasi dengan pelanggan, merancang serta menerapkan strategi pemasaran produk baik di tingkat domestik maupun internasional, serta mengelola seluruh proses pengiriman bahan baku dan produk akhir

f. Manajer Keuangan

Manajer Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan & Urusan Umum dalam mengatur pemanfaatan sumber daya pada divisi keuangan.

Peran ini mencakup pelaksanaan pembukuan keuangan perusahaan, pencatatan transaksi utang dan piutang, evaluasi terhadap kondisi finansial perusahaan, serta pengelolaan hal-hal yang berkaitan dengan kewajiban perpajakan.

5.3.6 Kepala Bagian

Secara garis besar, tanggung jawab seorang Kepala Bagian meliputi pengoordinasian, pengelolaan, serta pengawasan terhadap pelaksanaan tugas di lingkup kerjanya, sesuai dengan batas kewenangan yang telah ditetapkan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala Bagian berada di bawah pengawasan langsung Manajer terkait dan memiliki kewajiban untuk membina serta mengarahkan foreman maupun staf yang menjadi bawahannya.

a. Kepala Bagian Laboratorium

Kepala Bagian Laboratorium memiliki tanggung jawab langsung kepada Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian ini membina dan mengarahkan foreman serta operator yang bertugas di laboratorium.

b. Kepala Bagian SHE

Kepala Bagian SHE berada di bawah koordinasi langsung Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE. Dalam pelaksanaan tugasnya, posisi ini mengarahkan dan mengawasi foreman serta operator yang bertugas di bagian SHE.

c. Kepala Bagian *Process Engineer*

Kepala Bagian Process Engineer memiliki tanggung jawab langsung kepada Manajer Proses Produksi. Dalam pelaksanaannya, Kepala Bagian ini mengoordinasikan serta membimbing foreman dan operator yang berada di bawah unit proses produksi.

d. Kepala Bagian Mekanik & Instrumen

Kepala Bagian Mekanik & Instrumen berada di bawah tanggung jawab langsung Manajer Utilitas & Pemeliharaan. Posisi ini membina serta mengawasi foreman dan operator yang bekerja di unit mekanik dan instrumen.

e. Kepala Bagian *Electric*

Kepala Bagian Electric melapor langsung kepada Manajer Utilitas & Pemeliharaan sebagai atasan langsungnya. Dalam pelaksanaan tugas, Kepala Bagian ini bertanggung jawab membimbing dan mengawasi foreman serta operator yang bertugas di bidang kelistrikan.

f. Kepala Bagian HRD & *Training*

Kepala Bagian HRD & Training memiliki tanggung jawab langsung kepada Manajer SDM & Hukum sebagai atasan fungsionalnya. Dalam menjalankan peran tersebut, Kepala Bagian ini mengoordinasikan dan membina para staf yang berada di bawah unit kerja HRD & Training.

g. Kepala Bagian Hukum

Kepala Bagian Hukum berada di bawah supervisi langsung Manajer SDM & Hukum dalam menjalankan tugasnya. Posisi ini bertanggung jawab dalam membina serta mengarahkan staf yang tergabung dalam unit kerja bidang hukum.

h. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran memiliki tanggung jawab langsung kepada Manajer Pemasaran dalam menjalankan fungsi kerjanya. Dalam pelaksanaannya, Kepala Bagian ini membimbing dan mengoordinasikan staf yang berada di bawah unit pemasaran.

i. Kepala Bagian *Shipping*

Kepala Bagian Shipping berada di bawah tanggung jawab langsung Manajer Pemasaran dalam pelaksanaan tugasnya. Posisi ini mengoordinasikan serta membina staf yang bertugas dalam kegiatan pengiriman barang.

j. Kepala Bagian Anggaran & Finansial

Kepala Bagian Anggaran & Finansial bertanggung jawab langsung kepada Manajer Keuangan dalam pelaksanaan fungsi kerjanya. Dalam menjalankan tugasnya, Kepala Bagian ini membina dan mengawasi staf yang berada di bawah unit anggaran dan keuangan.

k. Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi

Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi memiliki tanggung jawab langsung kepada Manajer Keuangan dalam menjalankan tugas operasionalnya. Dalam pelaksanaannya, posisi ini membimbing serta mengoordinasikan staf yang berada di bawah unit tata usaha dan administrasi.

5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Operasional pabrik berlangsung selama 24 jam setiap hari, dengan total 330 hari dalam setahun. Sisa hari yang tidak digunakan untuk produksi dialokasikan khusus untuk kegiatan pemeliharaan dan perbaikan. Sistem kerja bagi karyawan diklasifikasikan ke dalam dua kategori jam kerja, yaitu:

a. Karyawan *non-Shift*

Pegawai yang tidak mengikuti sistem shift menjalankan tugasnya mulai pukul 07.00 hingga 16.00, dengan durasi kerja delapan jam per hari, dari hari Senin sampai Jumat. Kelompok karyawan non-shift ini mencakup jajaran Dewan Direksi, para Manajer Divisi, Staf Ahli di masing-masing divisi, serta Sekretaris.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan yang bekerja dengan sistem shift berperan langsung dalam menjalankan operasional perusahaan. Kelompok ini terdiri atas operator yang bertugas di bagian proses maupun utilitas. Jadwal kerja mereka diatur dalam empat kelompok rotasi, di mana satu dari empat kelompok tersebut mendapatkan giliran libur.

Tabel 5. 2 Jadwal Kerja *Shift*

<i>Shift</i>	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Regu 1	P	P	P	S	S	S	M	M	M	L	L	L
Regu 2	S	S	S	M	M	M	L	L	L	P	P	P
Regu 3	M	M	M	L	L	L	P	P	P	S	S	S
Regu 4	L	L	L	P	P	P	S	S	S	M	M	M

Keterangan:

P = Pagi (07.00-15.00)

S = Sore (15.00-23.00)

M = Malam (23.00-07.00)

L = Libur

Sistem absensi diterapkan sebagai acuan utama dalam menilai dan mendukung pengembangan karier bagi karyawan di lingkungan perusahaan.

5.5 Sistem Penggajian Karyawan

Skema penggajian bagi karyawan di pabrik aluminium fluorida ini diklasifikasikan ke dalam tiga kelompok utama berdasarkan jenisnya, yaitu:

a. Gaji Bulanan

Penghasilan ini ditujukan bagi karyawan dengan status tetap, dan jumlahnya ditentukan berdasarkan ketentuan yang berlaku dalam perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini ditujukan untuk pegawai dengan status kepegawaian tetap, di mana jumlahnya disesuaikan dengan ketentuan dan standar perusahaan yang berlaku.

c. Gaji Lembur

Jenis upah ini diberikan kepada karyawan yang menjalankan tugas di luar jam kerja normal. Besarannya ditentukan berdasarkan ketentuan yang berlaku di dalam perusahaan.

Struktur penggajian karyawan disesuaikan berdasarkan status kepegawaian, posisi jabatan, tingkat tanggung jawab, serta kompetensi yang dimiliki. Berdasarkan hal tersebut, karyawan diklasifikasikan ke dalam tiga kelompok utama sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan pegawai yang pengangkatannya maupun pemberhentiannya ditetapkan melalui Surat Keputusan (SK) yang dikeluarkan oleh Direksi, serta menerima upah harian yang dibayarkan secara bulanan.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah pegawai yang dipekerjakan dan diberhentikan langsung oleh Direksi tanpa melalui penerbitan Surat Keputusan (SK), serta memperoleh upah harian yang dibayarkan setiap minggu.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan tenaga kerja yang dipekerjakan oleh pabrik hanya pada saat dibutuhkan. Mereka memperoleh upah berdasarkan sistem borongan sesuai dengan jenis pekerjaan yang diselesaikan. Adapun rincian sistem penggajian karyawan disajikan sebagai berikut:

Penentuan jumlah tenaga kerja dalam sebuah pabrik harus dilakukan secara cermat dan disesuaikan dengan kebutuhan operasional yang ada. Oleh karena itu, diperlukan proses perhitungan jumlah karyawan untuk mengetahui berapa banyak tenaga kerja bagian proses yang dibutuhkan ketika pabrik beroperasi. Perhitungan ini dilakukan menggunakan dua pendekatan yang berbeda guna membandingkan serta menganalisis perbedaan jumlah kebutuhan karyawan proses antara kedua metode tersebut.

Metode yang digunakan mencakup pendekatan Villbrant dan Timmerhaus. Berdasarkan hasil perhitungan dari kedua metode tersebut, kemudian ditentukan rata-rata jumlah karyawan proses sebagai hasil akhir. Rincian perhitungan jumlah karyawan menggunakan metode Villbrant dapat dilihat pada Tabel 5.2, sedangkan metode Timmerhaus dijelaskan secara rinci melalui Tabel 5.3, 5.4, 5.5 dan 5.6. Adapun Tabel 5.7 memuat data jumlah tenaga kerja beserta besaran gaji per bulan yang diterima.

Penetapan besaran gaji dilakukan dengan mengacu pada Peraturan Menteri No. 1 Tahun 2007 mengenai struktur dan skala upah. Oleh sebab itu, penghitungan jumlah tenaga kerja dalam pabrik wajib dilakukan secara tepat dan sesuai dengan kebutuhan operasional.

1. Metode Villbrant

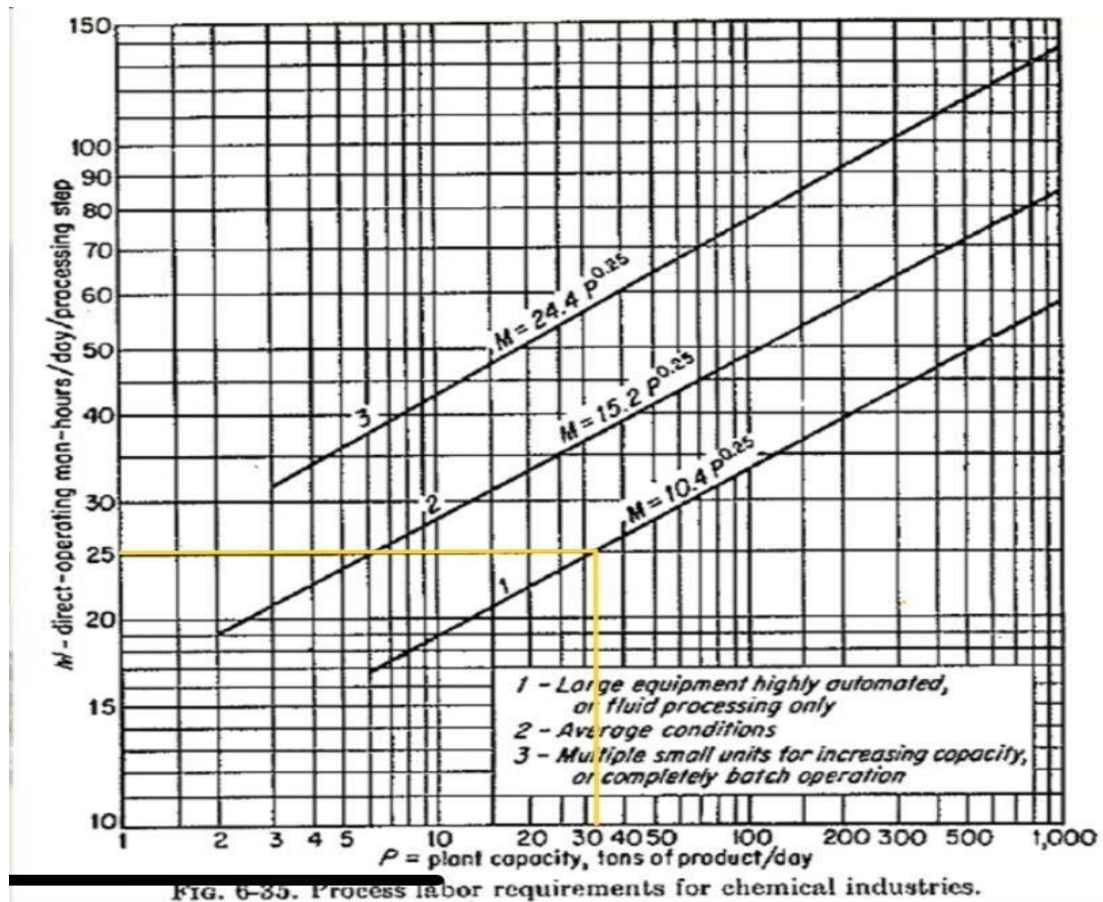
Berdasarkan pendapat Villbrandt (1959), jumlah tenaga kerja yang diperlukan dapat ditentukan sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 30,30 ton/hari
 Jumlah hari operasi (1 tahun) : 330 hari
 Jumlah shift dalam 1 hari : 3 *shift*
 Jumlah regu dalam shift : 4 regu
 Jam kerja untuk 1 shift : 8 jam

Tabel 5. 3 Rincian Jumlah Karyawan Proses Metode Villbrant

No.	Tahap Proses	Total Jumlah Alat
Tahapan Proses Utama		
1	Tahap persiapan bahan baku	3
2	Tahap Reaksi Sulfonasi	1
3	Tahap Pemisahan Produk	1
4	Tahap Proses Netralisasi	1
5	Tahap Pemurnian	2
6	Tahap Pengeringan	3
7	Tahap Penyimpanan dan Pengemasan	3
Total tahapan proses utama		14
Tahapan Tambahan		
5	Laboratorium	1
6	Utilitas	5
Total tahapan tambahan		6
Total Tahapan Proses		20

Berdasarkan data yang ditampilkan pada grafik di bawah, diperoleh nilai kebutuhan *direct operating* sebesar 60 jam-orang per hari untuk setiap tahapan proses produksi.



Gambar 5. 2 Process Labour Requirements (Vilbrandt,1959)

Maka:

$$= 25 \text{ orang} \cdot \text{jam} / (\text{hari} \cdot \text{tahapan proses})$$

$$= 25 \text{ orang} \cdot \text{jam} / (\text{hari} \cdot \text{tahapan proses}) \cdot 20 \text{ tahapan proses}$$

$$= 500 \text{ orang} \cdot \text{jam} / \text{hari}$$

Jumlah karyawan proses

$$= 500 ((\text{orang} \cdot \text{jam}) / \text{hari}) \cdot (1 \text{ hari} / 3 \text{ shift}) \cdot (1 \text{ shift} / 8 \text{ jam})$$

$$= 20.83 \text{ orang/regu}$$

Jadi, jumlah karyawan proses

$$= \text{jumlah regu} \times \text{jumlah karyawan tiap shift}$$

$$= 4 \times 21 \text{ orang} = 84 \text{ orang}$$

2. Metode Timmerhaus

Penentuan jumlah tenaga kerja dalam sebuah pabrik perlu dilakukan secara cermat agar sesuai dengan kebutuhan operasional yang ada. Mengacu pada pernyataan Kenneth (2005), estimasi jumlah karyawan yang diperlukan adalah sebagai berikut:

Tabel 5. 4 Rincian Jumlah Karyawan proses

Nama Alat	Jumlah Alat	Orang/alat x shift	Orang/shift
Tangki	4	-	-
Pompa	8	-	-
<i>Heat Exchanger</i>	3	0,1	0,3
Reaktor	1	0,5	0,5
Decanter	1	0,2	0,2
Netralizer	1	0,5	0,5
Evaporator	1	0,3	0,3
Kondesor	1	0,5	0,5
Furnace	1	0,5	0,5
Spray Dryer	1	0,5	0,5
Blower	3	-	-
<i>Cooler</i>	1	1	1
Screw Conveyor	1	0,2	0,2
Bucket Elevator	1	0,2	0,2
Bag Filter	1	0,2	0,2
Silo	1	-	-
a. Pengendalian Proses	1	3	3
Total			7,9

Jumlah karyawan tiap *shift* = 4,9

Jumlah karyawan proses produksi = jumlah regu × jumlah karyawan tiap *shift*

= 4 × 7,9

= 31,6 orang

Tabel 5. 5 Rincian Jumlah Karyawan Proses Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Orang/Alat/Shift*	Orang/Shift*
1.	Pengadaan Air	1	0,5	0,5
	Air Demineralisasi	1	0,5	0,5
	Air Umpan Boiler	1	0,5	0,5
	Air Pendingin	1	0,5	0,5
	Air Sanitasi	1	0,5	0,5
	Air Hydrant	1	0,5	0,5
2.	Pengadaan Steam	1	3	3
3.	Pengadaan Tenaga Listrik	1	3	3
4.	Pengadaan Udara Tekan	1	1	1
5.	Pengadaan Bahan Bakar	1	0,5	0,5
Total Karyawan				10

Jumlah karyawan tiap *shift* = 10

Jumlah karyawan proses produksi = jumlah regu x jumlah karyawan tiap *shift*

$$= 4 \times 10$$

$$= 40 \text{ orang}$$

Tabel 5. 6 Rincian Jumlah Karyawan Proses SHE dan Laboratorium

No	Nama Alat	Jumlah	Orang/Alat/Shift*	Orang/Shift*
1.	Pengelolaan Limbah, HSE	1	2	2
2.	Laboratorium	1	2	2
Jumlah Karyawan HSE & Maintenance Tiap Shift				4

Jumlah karyawan tiap *shift* = 4

Jumlah karyawan proses produksi = jumlah regu × jumlah karyawan tiap *shift*

= 4 × 4

= 16 orang

Jumlah total karyawan proses produksi = 31,2 + 40 + 16 = 104 orang

Tabel 5. 7 Rincian Jumlah Karyawan Beserta Gaji Tiap Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Gaji Total/Bulan
1	Dewan Komisaris	1	Rp 27.000.000,00	Rp 27.000.000,00
2	Direktur Utama	1	Rp 37.000.000,00	Rp 37.000.000,00
3	Direktur Operasi & Produksi	1	Rp 32.000.000,00	Rp 32.000.000,00
4	Direktur Keuangan & Urusan Umum	1	Rp 32.000.000,00	Rp 32.000.000,00
5	Sekretaris	2	Rp 7.000.000,00	Rp 14.000.000,00
6	Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
7	Manajer Proses Produksi	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
8	Manajer Utilitas & Pemeliharaan	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
9	Manajer SDM & Hukum	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
10	Manajer Pemasaran	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
11	Manajer Keuangan	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
12	Kepala Bagian Laboratorium	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
13	Kepala Bagian SHE	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00

14	Kepala Bagian Process Engineer	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
15	Kepala Bagian Mekanik & Instrumen	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
16	Kepala Bagian <i>Electric</i>	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
17	Kepala Bagian HRD & Training	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
18	Kepala Bagian Hukum	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
19	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
20	Kepala Bagian <i>Shipping</i>	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
21	Kepala Bagian Anggaran & Finansial	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
22	Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
23	Foreman Laboratorium	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
24	Foreman SHE	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
25	Foreman Proses	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
26	Foreman Mekanik & Instrumen	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
27	Foreman <i>Electric</i>	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
28	Operator Laboratorium, Mutu, & SHE	34	Rp 9.000.000,00	Rp 306.000.000,00
29	Operator Proses Produksi	35	Rp 9.000.000,00	Rp 315.000.000,00
30	Operator Utilitas & Pemeliharaan	35	Rp 9.000.000,00	Rp 315.000.000,00

31	Staf SDM & Hukum	7	Rp 9.000.000,00	Rp 63.000.000,00
32	Staf Pemasaran	7	Rp 9.000.000,00	Rp 63.000.000,00
33	Staf Keuangan	7	Rp 9.000.000,00	Rp 63.000.000,00
34	Dokter	2	Rp 16.000.000,00	Rp 32.000.000,00
35	Security	3	Rp 3.500.000,00	Rp 10.500.000,00
36	<i>Cleaning Service</i>	2	Rp 3.500.000,00	Rp 7.000.000,00
37	Supir	2	Rp 3.500.000,00	Rp 7.000.000,00
Total		162	Rp 1.684.500.000,00	

5.6 Penggolongan Jabatan

Klasifikasi jabatan sebaiknya disusun berdasarkan latar belakang pendidikan tenaga kerja. Rincian pembagian jabatan berdasarkan tingkat pendidikan dapat dilihat pada Tabel 5.8.

Tabel 5. 8 Pembagian Jabatan Berdasarkan Pendidikan

No.	Jabatan	Pendidikan Minimal
1	Dewan Komisaris	Minimal Sarjana
2	Direktur Utama	S1 Umum
3	Direktur Operasi & Produksi	S1 Teknik Kimia/Industri
4	Direktur Keuangan & Urusan Umum	S1 Manajemen/Hukum
5	Sekretaris	Minimal Sarjana
6	Manajer Laboratorium, Mutu, & SHE	S1 Teknik Kimia/K3/Teknik Lingkungan/Kimia Murni
7	Manajer Proses Produksi	S1 Teknik Kimia
8	Manajer Utilitas & Pemeliharaan	S1 Teknik Kimia/ Teknik Mesin/Teknik Elektro

9	Manajer SDM & Hukum	S1 Manajemen/Hukum
10	Manajer Pemasaran	S1 Ekonomi dan Bisnis
11	Manajer Keuangan	S1 Ekonomi dan Bisnis/Akuntansi
12	Kepala Bagian Laboratorium	S1/D IV Teknik Kimia/ Kimia Murni
13	Kepala Bagian SHE	S1/D IV Teknik Lingkungan/Teknik Kimia
14	Kepala Bagian Process Engineer	S1/D IV Teknik Kimia
15	Kepala Bagian Mekanik & Instrumen	S1/D IV Teknik Mesin
16	Kepala Bagian <i>Electric</i>	S1/D IV Teknik Elektro
17	Kepala Bagian HRD & Training	S1/D IV Teknik
18	Kepala Bagian Hukum	S1 Hukum
19	Kepala Bagian Pemasaran	S1/ D IV Administrasi Logistik/Teknik Industri
20	Kepala Bagian <i>Shipping</i>	S1/ D IV Administrasi Logistik/Teknik Industri
21	Kepala Bagian Anggaran & Finansial	S1 Ekonomi dan Bisnis/Akuntansi
22	Kepala Bagian Tata Usaha & Administrasi	S1 Manajemen/Ekonomi dan Bisnis/Akuntansi
23	Foreman Laboratorium	D III/ D IV Teknik Kimia
24	Foreman SHE	D III/ D IV Teknik Kimia/Teknik Lingkungan/K3
25	Foreman Proses	D III/ D IV Teknik Kimia
26	Foreman Mekanik & Instrumen	D III/ D IV Teknik Mesin
27	Foreman <i>Electric</i>	D III/ D IV Teknik Elektro

28	Operator Laboratorium, Mutu, & SHE	D III/ D IV Teknik Kimia/Teknik Lingkungan/K3
29	Operator Proses Produksi	D III/ D IV Teknik Kimia
30	Operator Utilitas & Pemeliharaan	D III/ D IV Teknik Kimia
31	Staf SDM & Hukum	S1 Hukum/Manajemen
32	Staf Pemasaran	D III/D IV Teknik Industri/Administrasi Logistik
33	Staf Keuangan	D III/D IV Ekonomi dan Bisnis/Akuntansi
34	Security	SMA/SMK Sederajat
35	<i>Cleaning Service</i>	SMA/SMK Sederajat
36	Supir	SMA/SMK Sederajat

5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Dalam upaya meningkatkan taraf hidup karyawan beserta keluarganya, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas pendukung lainnya sebagai bentuk perhatian terhadap kesejahteraan mereka.

5.7.1 Fasilitas Kesehatan

Perusahaan menyediakan fasilitas layanan kesehatan berupa poliklinik yang berlokasi di dalam lingkungan pabrik. Fasilitas ini difungsikan untuk memberikan penanganan medis awal bagi karyawan selama waktu kerja berlangsung. Apabila terjadi kecelakaan berat, baik yang berkaitan langsung dengan aktivitas pekerjaan maupun yang tidak, dan menimpa karyawan ataupun anggota keluarganya, maka perusahaan telah menetapkan rumah sakit tertentu sebagai tempat rujukan untuk penanganan lebih lanjut. Selain itu, perusahaan juga menjalin kerja sama dengan beberapa rumah sakit lainnya.

Untuk karyawan yang mengalami gangguan kesehatan akibat kecelakaan kerja, seluruh biaya pengobatan akan sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan berdasarkan peraturan perundang-undangan yang berlaku. Sementara itu, pengobatan untuk sakit yang tidak

berkaitan langsung dengan kecelakaan kerja akan disesuaikan dengan kebijakan internal perusahaan.

5.7.2 Fasilitas Pendidikan

Perusahaan memberikan dukungan pendidikan berupa program beasiswa kepada putra-putri karyawan yang menunjukkan prestasi gemilang di bangku sekolah. Di samping itu, perusahaan juga melaksanakan kegiatan peningkatan kualitas sumber daya manusia melalui berbagai program, seperti pelatihan, pendidikan, pembinaan, serta penguatan budaya kerja di lingkungan perusahaan.

Seluruh kegiatan ini dirancang untuk membuka peluang bagi para karyawan agar dapat terus belajar dan berkembang sesuai dengan potensi serta kemampuan yang dimilikinya.

5.7.3 Fasilitas Asuransi

Pemberian fasilitas asuransi ditujukan untuk menjamin perlindungan sosial bagi karyawan serta memberikan rasa aman dari risiko kejadian yang tidak diharapkan.

5.7.4 Fasilitas koperasi

Untuk menunjang kesejahteraan para pekerja, dibentuklah Koperasi Karyawan (KOPKAR) yang berfungsi sebagai sarana pemenuhan kebutuhan harian mereka dengan harga yang lebih terjangkau.

5.7.5 Fasilitas Kantin

Perusahaan turut menyediakan fasilitas kantin guna memenuhi kebutuhan konsumsi para karyawan selama bekerja. Seluruh biaya makan tersebut sepenuhnya menjadi tanggungan pihak perusahaan.

5.7.6 Fasilitas Beribadah

Perusahaan menyiapkan fasilitas tempat ibadah berupa mushola yang berada di lingkungan pabrik.

5.7.7 Fasilitas Tunjangan Lain

Perusahaan menyediakan berbagai tunjangan tambahan bagi karyawan, antara lain:

- Tunjangan Hari Raya (THR) yang diberikan kepada seluruh karyawan.
- Bonus tahunan apabila pencapaian produksi melampaui target yang telah ditetapkan.
- Tunjangan untuk biaya kematian.

- Tunjangan melahirkan yang diperuntukkan bagi karyawan perempuan dan istri dari karyawan pria.
- Tunjangan hari tua yang dibayarkan secara sekaligus.
- Tunjangan untuk biaya perjalanan dinas.
- Pemberian pakaian kerja berupa dua pasang seragam harian dan satu pasang wear pack setiap tahunnya khusus untuk karyawan bagian produksi.

5.7.8 Fasilitas Peralatan Safety

Demi memastikan keamanan dan keselamatan kerja para karyawan di lingkungan pabrik, perusahaan membekali mereka dengan perlengkapan keselamatan kerja. Peralatan tersebut mencakup helm pelindung (safety helmet), sepatu keselamatan (safety shoes), masker, kacamata pelindung (goggles), sarung tangan (glove), serta berbagai alat pelindung kerja lainnya yang sesuai dengan standar keselamatan yang berlaku.

5.7.9 Fasilitas Cuti

Perusahaan menyediakan hak istirahat bagi seluruh karyawan sesuai dengan ketentuan yang telah ditetapkan. Untuk itu, diberikan fasilitas cuti yang meliputi:

- Cuti tahunan, diberikan kepada setiap karyawan sebanyak 12 hari kerja dalam satu tahun. Hak cuti ini dapat dinikmati oleh karyawan yang telah memiliki masa kerja minimal satu tahun.
- Cuti sakit, diperuntukkan bagi karyawan yang mengalami gangguan kesehatan dan dibuktikan dengan surat keterangan dari dokter yang berwenang.

5.7.10 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu aspek penting dalam manajemen perusahaan yang berperan utama dalam mengelola seluruh aktivitas untuk mengubah bahan mentah menjadi barang jadi. Proses ini dilakukan dengan mengatur pemanfaatan berbagai faktor produksi secara efisien agar jalannya produksi dapat berlangsung sebagaimana telah direncanakan.

Ruang lingkup manajemen produksi mencakup perencanaan serta pengendalian kegiatan produksi. Tujuan dari penerapan manajemen ini adalah untuk memastikan bahwa hasil produksi memiliki mutu yang sesuai dengan standar yang telah ditentukan serta dapat

diselesaikan dalam waktu yang tepat. Seiring dengan meningkatnya intensitas produksi, maka kebutuhan akan perencanaan dan pengendalian yang matang menjadi semakin penting guna menghindari terjadinya penyimpangan yang tidak diharapkan. Perencanaan yang dilakukan memiliki keterkaitan yang erat dengan aktivitas pengendalian, di mana rencana kerja menjadi acuan bagi operasional produksi, sehingga bila terjadi penyimpangan dapat segera dikenali dan diarahkan kembali sesuai dengan tujuan yang telah ditetapkan.

a. Perencanaan Produksi

Dalam merancang rencana produksi, secara umum terdapat dua aspek utama yang perlu dipertimbangkan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal berkaitan dengan sejauh mana pasar dapat menyerap atau menerima jumlah produk yang diproduksi. Sementara itu, faktor internal mencerminkan kapasitas atau kemampuan operasional pabrik dalam memenuhi target produksi yang telah direncanakan.

1. Kemampuan Pasar

Terdapat dua kemungkinan kondisi yang dapat terjadi, yaitu:

- Jika permintaan pasar melebihi kapasitas produksi pabrik, maka penyusunan rencana produksi dilakukan secara optimal atau maksimal agar dapat memenuhi permintaan tersebut.
- Sebaliknya, apabila kapasitas pasar lebih rendah daripada kemampuan produksi pabrik, maka perlu dipertimbangkan beberapa alternatif dalam merancang rencana produksi, seperti:
 - Menyesuaikan jumlah produksi dengan daya serap pasar atau mengurangi produksi dengan tetap memperhitungkan aspek keuntungan dan kerugian.
 - Menjalankan produksi dalam kapasitas penuh, namun dengan strategi bahwa kelebihan hasil produksi akan disimpan dan dipasarkan pada periode selanjutnya.

2. Kemampuan Pabrik

Secara umum, kapasitas produksi suatu pabrik ditentukan oleh beberapa aspek penting, di antaranya:

- Material (Bahan Baku)

Penggunaan bahan baku dengan mutu dan jumlah yang sesuai akan mendukung tercapainya target produksi yang telah direncanakan secara optimal.

- Manusia (Tenaga Kerja)

Rendahnya keterampilan tenaga kerja dapat menyebabkan kerugian bagi perusahaan, sehingga diperlukan pelatihan khusus untuk meningkatkan kemampuan dan produktivitas karyawan.

- Mesin (Peralatan)

Keandalan dan daya kerja mesin dipengaruhi oleh dua faktor utama, yaitu waktu kerja efektif mesin serta kapasitas kerjanya. Waktu kerja efektif merujuk pada seberapa lama mesin dapat beroperasi sesuai kapasitas optimal dalam periode tertentu. Sedangkan kapasitas mesin adalah sejauh mana alat tersebut mampu mendukung proses produksi secara keseluruhan.

b. Pengendalian Produksi

Setelah tahapan perencanaan produksi dijalankan, langkah selanjutnya yang tak kalah penting adalah melakukan pengawasan serta pengendalian terhadap jalannya proses produksi agar tetap berada dalam jalur yang direncanakan. Tujuan utama dari proses ini adalah agar produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang sesuai standar, jumlahnya tepat sesuai target, serta diproduksi dalam jangka waktu yang telah ditentukan. Oleh karena itu, pengendalian produksi perlu dilakukan melalui beberapa langkah berikut:

1. Pengendalian Kualitas

Ketidaksesuaian mutu produk umumnya disebabkan oleh kualitas bahan baku yang rendah, kesalahan dalam prosedur kerja, atau kerusakan peralatan produksi.

Ketidaksesuaian ini dapat dikenali melalui hasil pemeriksaan dan analisa yang dilakukan oleh bagian laboratorium kontrol kualitas.

2. Pengendalian Kuantitas

Ketidaksesuaian jumlah produksi bisa disebabkan oleh sejumlah faktor seperti gangguan pada mesin, keterlambatan dalam penyediaan bahan baku, atau lamanya proses perbaikan peralatan. Jika hal ini terjadi, maka perlu dilakukan identifikasi terhadap penyebab utama masalah dan diikuti dengan evaluasi menyeluruh. Berdasarkan hasil evaluasi tersebut, perencanaan ulang harus dilakukan dengan menyesuaikan kondisi yang ada.

3. Pengendalian Waktu

Kontrol terhadap waktu produksi dilakukan untuk memastikan tercapainya volume produksi sesuai dengan target yang telah ditentukan.

4. Pengendalian Bahan Proses

Agar kapasitas produksi yang direncanakan bisa tercapai, maka ketersediaan bahan untuk setiap tahap proses harus terpenuhi. Untuk menghindari terjadinya deviasi, proses produksi perlu dikendalikan secara tepat dan terstruktur.

5.8 *Corporate Social Responsibility (CSR)*

Tanggung Jawab Sosial Perusahaan atau *Corporate Social Responsibility (CSR)* merujuk pada serangkaian kebijakan serta tindakan yang dilakukan perusahaan dalam hubungannya dengan para pemangku kepentingan, serta mengacu pada prinsip-prinsip hukum, nilai-nilai sosial, pelestarian lingkungan, dan komitmen perusahaan terhadap pembangunan yang berkesinambungan (*sustainable development*). Terkait hal ini, kewajiban penerapan CSR telah diatur dalam peraturan perundang-undangan, yaitu melalui Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (PT), khususnya pasal 74, serta Undang-Undang Nomor 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal pada pasal 15, 17, dan 34.

Pelaksanaan program CSR memberikan dampak positif tidak hanya bagi perusahaan, tetapi juga bagi masyarakat di sekitar operasional perusahaan. Beberapa manfaat yang dapat dirasakan antara lain adalah:

a. Bagi Masyarakat

3. Peningkatan kualitas hidup masyarakat lokal serta perlindungan terhadap lingkungan alam di sekitarnya.
4. Penyediaan bantuan pendidikan dalam bentuk beasiswa bagi anak-anak dari keluarga kurang mampu di wilayah tersebut.
5. Kegiatan pembangunan sarana sosial dan infrastruktur desa yang dapat digunakan secara luas oleh masyarakat, khususnya bagi warga yang tinggal di sekitar area operasional perusahaan.

b. Bagi Perusahaan

1. Memberikan kontribusi positif terhadap reputasi perusahaan di mata publik.
2. Mendorong terciptanya kolaborasi strategis dengan entitas bisnis lainnya.
3. Menegaskan kekuatan identitas merek perusahaan di tengah masyarakat.

Program CSR yang dirancang oleh perusahaan meliputi beberapa bentuk kegiatan sebagai berikut:

a. *Community Relation*

Salah satu bentuk kegiatannya mencakup upaya membangun pemahaman bersama dengan masyarakat melalui komunikasi aktif dan penyebaran informasi. Contohnya adalah penyuluhan mengenai manfaat dan risiko dari industri ethanalamine, edukasi mengenai tata kelola limbah industri, serta program serupa lainnya yang bertujuan menjaga hubungan harmonis antara perusahaan, masyarakat, dan pemangku kepentingan. Selain itu, perusahaan juga menyelenggarakan pelatihan untuk mengantisipasi kondisi darurat akibat kecelakaan kerja di wilayah sekitar pabrik.

b. *Community Services*

Perusahaan juga terlibat dalam pemberian bantuan untuk kepentingan umum, seperti kontribusi dalam perbaikan fasilitas publik termasuk tempat ibadah, sekolah, jalan, dan jembatan. Bantuan lainnya meliputi penyediaan air bersih, pelayanan kesehatan gratis melalui poliklinik keliling, serta program beasiswa bagi anak-anak dari keluarga kurang mampu di sekitar lokasi perusahaan.

c. Community Empowering

Selain itu, CSR juga difokuskan untuk membuka akses yang lebih luas bagi masyarakat dalam rangka memperkuat kemandirian ekonomi. Inisiatif ini dilakukan melalui pemberian modal usaha, pelatihan kewirausahaan, pembinaan, serta peningkatan mutu produk dan manajemen usaha kecil dan menengah (UKM) di lingkungan perusahaan. Tak hanya itu, pelatihan strategi pemasaran bagi pelaku UKM juga diberikan agar produk mereka dapat bersaing di pasar.

d. Community Environmental

Aspek lingkungan juga menjadi perhatian utama perusahaan dalam menjalankan CSR. Bentuk konkretnya antara lain pembagian bibit tanaman kepada warga sekitar pabrik, penghijauan di area sekitar perusahaan, penanaman pohon mangrove di wilayah pesisir, serta kegiatan bersih-bersih pantai secara gotong royong. Melalui program CSR ini, perusahaan menunjukkan kepeduliannya terhadap lingkungan dan masyarakat, sekaligus memperkuat relasi dengan komunitas lokal dan mitra bisnis. Dengan demikian, citra perusahaan (branding company) akan semakin positif, dan pelaksanaan aktivitas produksi pun dapat berjalan dengan lebih lancar berkat hubungan yang baik tersebut.

BAB 6

TROUBLESHOOTING

6.1 Troubleshooting

Untuk mengurangi risiko serta kerugian yang mungkin timbul akibat permasalahan teknis, perlu dilakukan penyusunan langkah-langkah penanganan masalah atau *troubleshooting*. Penyusunan ini harus diawali dengan pemahaman yang mendalam mengenai kondisi normal sistem, guna dapat mengidentifikasi kondisi abnormal secara tepat. Dalam praktiknya, troubleshooting memerlukan data historis mengenai kondisi standar (normal) serta tren performa dari peralatan atau sistem yang digunakan. Dengan demikian, *troubleshooting* dapat dianggap sebagai bagian dari perawatan prediktif yang dilakukan setelah suatu kerusakan (*failure*) terjadi (Wini Rossa Dewi, 2019). Salah satu sektor industri yang tergolong memiliki tingkat risiko tinggi adalah kawasan industri kimia. Tingginya risiko ini disebabkan oleh karakteristik bahan kimia yang diproses, disimpan, serta ditangani dalam jumlah besar, sehingga potensi kecelakaan jauh lebih besar dibandingkan dengan fasilitas pabrik kimia yang berdiri secara terpisah. Selain itu, letak instalasi proses yang berdekatan dengan tangki penyimpanan juga meningkatkan kemungkinan terjadinya efek domino secara beruntun. Oleh karena itu, upaya mitigasi bahaya perlu dilakukan secara terus-menerus, dan hal ini menjadi tantangan tersendiri di kawasan industri tersebut. Dalam rangka mencegah terjadinya kerugian dari sisi operasional, pelanggaran terhadap regulasi, maupun kerusakan reputasi perusahaan akibat kecelakaan kerja dan insiden industri, maka dilakukan pendekatan QRA (*Quantitative Risk Analysis*) (Achmad Rifai, 2021).

Quantitative Risk Analysis (QRA) adalah sebuah metode yang digunakan untuk mengenali serta mengevaluasi faktor-faktor risiko yang berpotensi menghambat kesuksesan suatu proyek atau pencapaian target tertentu. Teknik ini juga bermanfaat dalam merancang langkah-langkah pencegahan guna menurunkan kemungkinan terjadinya risiko serta menentukan respons yang tepat jika risiko tersebut terjadi. Fokus utama dari pelaksanaan QRA adalah meminimalkan risiko akut yang mungkin muncul di fasilitas industri, khususnya yang melibatkan pengolahan bahan berbahaya. Salah satu metode yang kini banyak diterapkan dalam dunia industri untuk mengidentifikasi dan menganalisis potensi bahaya dalam sebuah pabrik adalah HAZOP (*Hazard and Operability Analysis*). HAZOP merupakan metode sistematis yang dipakai untuk menilai potensi bahaya dalam rangka memastikan sistem berjalan dengan aman. Tujuan penggunaan pendekatan HAZOP adalah untuk menilai apakah

suatu penyimpangan dari proses normal bisa mengarah pada kejadian yang tidak diharapkan (Sabrina, 2019).

Metode HAZOP dalam melakukan analisis risiko berangkat dari identifikasi deviasi terhadap kondisi operasi normal yang ada dalam proses. Selain dari segi teknis identifikasi dan mitigasi kecelakaan kerja yang berkaitan dengan sistem keamanan pabrik, penting pula adanya penerapan manajemen risiko. Manajemen risiko ini dirancang untuk menekan potensi kerugian apabila bahaya yang telah diantisipasi benar-benar terjadi. Di samping itu, pendekatan ini juga bersifat preventif, yaitu mencegah terjadinya kerugian yang lebih besar akibat ancaman tersebut (Musyafa, 2013).

Alasan dipilihnya metode HAZOP dalam pengerjaan Bab 6 yang membahas tentang *troubleshooting* adalah karena pendekatan ini memiliki sistem yang sangat terstruktur dan terorganisir dengan baik, sehingga memungkinkan tercapainya analisis yang mendalam dan menyeluruh. Sesuai dengan yang dijelaskan oleh Prakoso (2016), tahapan dalam pembuatan HAZOP secara umum meliputi beberapa langkah sebagai berikut:

- a. Mengumpulkan seluruh informasi terkait proses yang berlangsung di dalam plant secara detail dan menyeluruh.
- b. Memecah sistem utama menjadi beberapa bagian atau subsistem yang lebih kecil. Pembagian ini dapat dilakukan secara fleksibel tanpa aturan baku.
- c. Melakukan analisis terhadap kemungkinan terjadinya penyimpangan dalam masing-masing subsistem dengan bantuan kata kunci (*guide words*) untuk memudahkan proses pengkajian.
- d. Menggali kemungkinan penyebab dari setiap penyimpangan yang ditemukan dalam proses.
- e. Menetapkan langkah-langkah pengamanan atau perlindungan yang paling tepat untuk mengatasi penyimpangan yang telah teridentifikasi pada tiap elemen sistem.

Equipment/Unit: Tahap Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Intention: Menyimpan Bahan Baku dan Produk dalam Tangki Penyimpanan

No	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1.	Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-101, T-102, T-103)	Tangki T-101 digunakan untuk menyimpan bahan <i>Linear Alkylbenzene</i> dalam bentuk cair, sedangkan tangki T-102 berfungsi sebagai tempat penyimpanan <i>Oleum</i> pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Sementara itu, T-103 berperan dalam menyimpan larutan NaOH, juga dalam kondisi cair dengan parameter suhu dan tekanan yang sama, yaitu 30°C dan 1 atm.	None	No Feed flow	Tidak terdapat aliran masuk (<i>inlet feed</i>) pada ketiga tangki penyimpanan tersebut.	Tidak ada reaksi kimia yang berlangsung di dalam tangki-tangki ini karena fungsinya murni sebagai tempat penyimpanan bahan baku.	Level Control (LC),	Penambahan bahan baku dilakukan sesuai dengan kapasitas produksi atau kebutuhan operasional pabrik.
			More of	Excessive Feed flow	Malfunctioned	Terjadi kenaikan pada sejumlah parameter utama dalam proses, meliputi laju reaksi (<i>reaction rate</i>), tekanan (<i>pressure</i>), serta suhu (<i>temperature</i>).	Level Control (LC),	Pemasangan alat pengukur laju aliran serta sistem alarm aliran diperlukan untuk mendeteksi perubahan signifikan. Lakukan pemantauan secara rutin terhadap aliran bahan masuk pada bagian inlet.
					Umpan dalam <i>inlet</i> terlalu banyak (berlebihan)	Kemungkinan munculnya kerusakan produk atau ketidaksesuaian		

						terhadap spesifikasi teknis yang telah ditetapkan oleh pabrik dapat terjadi. Selain itu, terdapat potensi bahaya berupa ledakan termal yang disebabkan oleh laju reaksi kimia yang meningkat secara signifikan selama proses berlangsung.		
				<i>High Pressure</i>	<i>Malfunctioned</i>	Kebocoran pada pipa (<i>pipeline</i>)	<i>Pressure Control (PC)</i>	Melakukan inspeksi serta perawatan rutin terhadap katup (<i>valve</i>) guna memastikan kinerja optimal dan mencegah potensi kerusakan.
				<i>High Temperature</i>	Temperature umpan meningkat	Kemungkinan terjadinya cacat pada hasil produksi serta potensi ledakan termal akibat laju reaksi yang meningkat.	<i>Temperature Control (TC)</i>	Kurangi <i>temperature</i> pada umpan

								Monitor <i>temperature</i> pada umpan
			<i>Less of</i>	<i>Low Feed flow</i>	<i>Malfunctioned</i>	Effisiensi rendah	<i>Flow Control (FC) dan Level Control (LC)</i>	Melakukan instalasi serta perawatan rutin pada katup guna memastikan fungsinya tetap optimal dan mencegah potensi gangguan dalam sistem.
				<i>Low Pressure</i>	<i>Malfunctioned</i>	Effisiensi rendah	<i>Pressure Control (PC)</i>	Pemasangan <i>flow meter</i> dan <i>flow alarm</i> dan pemeriksaan serta pemeliharaan pada <i>valve</i>
			<i>More than</i>	Banyak impuritas	Impuritas umpan dalam <i>inlet Feed line</i> terkorosi	Effisiensi reaksi berkurang, produk terkontaminasi , dan risiko kebocoran atau ledakan		Memastikan kualitas dan analisa bahan baku Inspeksi dan pemeliharaan pada <i>valve/line</i>

				Phase	<i>Temperature</i> pada umpan berubah	Effesiensi reaksi berkurang	<i>Temperat ure Control (TC) dan Pressure Control (PC)</i>	Monitor <i>temperature</i> pada umpan
			<i>Other Than</i>	Tidak ada <i>Power strat-up gagal</i>	<i>Power outage</i> <i>Control system</i> tidak berfungsi	Reaktor <i>inactive</i> Reaktor <i>inactive</i>		Nonaktifkan sistem untuk sementara, lalu lakukan pemeriksaan menyeluruh disertai kegiatan inspeksi dan perawatan guna memastikan kondisi sistem tetap andal dan aman beroperasi.

2.	Tangki Penyimpanan Produk (T-104)	T-104 berfungsi untuk menyimpan produk samping H_2SO_4 dengan kondisi <i>temperature</i> sebesar $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm.	None	Tangki tidak dapat mempertahankan volume H_2SO_4 ataupun <i>heavy aromatic by-product</i> yang disimpan di dalamnya <i>Level indicator</i> yang dipasang di Tangki Penyimpanan Produk tidak dapat menunjukkan level produk di	Dinding tangki mengalami kebocoran Kebocoran pada pipa koneksi yang tersambung pada dasar tangki Sling indikator jatuh ke dalam tangki	Hal ini berpotensi menyebabkan peningkatan tingkat kebocoran pada tangki serta mengurangi kemampuan tangki dalam menyimpan produk secara optimal. Produk yang keluar dari tangki dapat menyebabkan kerugian dan membahayakan pekerja yang berada di sekitar Alat/komponen/unit tersebut. Ketidakmampuan dalam mengukur ketinggian produk di dalam tangki dapat menyebabkan produk meluap saat mencapai level tinggi, yang pada akhirnya berpotensi menimbulkan pencemaran terhadap lingkungan sekitar.	<i>Level Indicator</i> (LI) <i>Level Control</i> (LC)	Menambal tangki yang bocor dengan mengelas Memeriksa pipa yang tersambung pada tangki Mengganti komponen <i>Level Indicator</i>
----	-----------------------------------	---	------	---	---	--	---	--

				dalam tangka.	Roda indikator jatuh ke dalam tangki	Apabila dalam kondisi <i>low level</i> akan menyebabkan produk bercampur dengan sludge yang ada di dasar tangka sehingga konsentrasi turun dan mengganggu proses transfer asam sulfat pada saat <i>loading</i> .		Menyediakan <i>low alarm level</i>
--	--	--	--	---------------	--------------------------------------	--	--	------------------------------------

Tabel 6. 2 Analisis HAZOP Tahap Preparasi Bahan Baku

Equipment/Unit: Tahap Preparasi Bahan Baku

Intention: Mengubah kondisi bahan baku secara fisik agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan (*pre-treatment*)

No.	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Centrifugal Pump	Untuk mengalirkan fluida cair	None	Flow	Kemungkinan gangguan dapat disebabkan oleh kerusakan pada motor atau	Pompa tidak bisa menyala dan bekerja sesuai fungsi	Flow Control (FC)	Tinjau kembali prosedur perawatan serta jadwal pemeliharaan yang telah ditetapkan untuk pompa.

					pompa, terputusnya suplai arus listrik, atau adanya penyumbatan pada bagian <i>impeller</i>. Terdapat akumulasi material padat dari aliran fluida yang menempel di permukaan bagian dalam pompa serta sepanjang pipa distribusi bahan baku.	Proses pemindahan fluida terhambat		Lakukan perbaikan terhadap motor dan pompa, sertakan inspeksi rutin terhadap suplai listrik, serta bersihkan <i>impeller</i> secara berkala. Melaksanakan kegiatan pembersihan rutin pada pompa secara terjadwal.
--	--	--	--	--	---	------------------------------------	--	---

			<i>Less of</i>	<i>Flow</i>	Kegagalan parsial pada pompa <i>Shaft</i> bengkok <i>Bearing</i> rusak Adanya sumbatan pada <i>impeller</i>	Minimnya fluida yang teralirkan ke proses selanjutnya		Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa Melakukan pergantian pada <i>shaft</i>, memperkuat pipa, pergantian <i>roller bearing</i> dan <i>underwater bearing</i>
			<i>More of</i>	<i>Pressure</i>	Tekanan <i>head</i> terlalu tinggi, terjadi penyumbatan pada pipa pengisapan dan saringan	Tidak ada fluida pada <i>head</i> Terjadi kavitasi	<i>Flow Control</i> (FC) dan <i>Pressure Control</i> (PC)	Periksa pemasangan pipa pada jalur akhir, lakukan pembersihan pada pipa Lakukan pembersihan <i>impeller</i>

			<i>More of</i>	<i>Temperature</i>	Perlakuan bahan dengan suhu tinggi	Terjadinya kavitasi	<i>Flow Control (FC) dan Temperature Control (TC)</i>	Perawatan rutin dilakukan untuk menghilangkan akumulasi gelembung udara yang terjebak dalam sistem pompa. Jika pompa mengalami kerusakan parah dan tidak dapat berfungsi kembali, maka penggantian unit pompa menjadi tindakan yang perlu diambil. Diperlukan peninjauan terhadap prosedur perawatan serta penjadwalan pemeliharaan pada peralatan penukar panas (<i>heat exchanger</i>) guna memastikan kinerjanya tetap optimal.
--	--	--	----------------	--------------------	------------------------------------	---------------------	---	--

2	<i>Heat Exchanger</i> (H-101,102,103)	Berfungsi untuk menaikkan temperatur <i>linear alkylbenzene</i> , <i>Oleum</i>	<i>Less of</i>	<i>Temperature</i>	Kegagalan <i>heat exchanger</i>	Temperatur di reaktor terlalu rendah	<i>Temperature Control (TC)</i>	Untuk mencegah kerusakan akibat suhu yang berlebihan, pemasangan alarm suhu tinggi harus dilakukan sebagai sistem peringatan dini.
			<i>More of</i>	<i>Temperature</i>		Efisiensi reaksi pada reaktor berkurang		Diperlukan pula pemasangan sistem kontrol pada instrumen-instrumen vital guna menjaga kestabilan operasional serta menghindari kegagalan fungsi yang dapat menimbulkan risiko serius.

Tabel 6. 3 Analisis HAZOP Tahap Reaksi

Equipment/Unit: Tahap Reaksi

Intention: Reaksi pembentukan asam *Linear Alkylbenzene* dan asam sulfat dalam *reactor*

No.	Component	Description	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Reactor (R-101)	Berfungsi untuk mereaksikan $C_{12}H_{25}C_6H_5$ dan $H_2SO_4.SO_3$	More of	Temperature	Temperatur $H_2SO_4.SO_3$ terlalu tinggi	Terjadi pemecahan H_2SO_4 dan SO_3 menghasilkan gas beracun dan korosif		Turunkan temperatur dengan memastikan ada sistem pendinginan yang efektif
			Less of	Temperature	Temperatur $H_2SO_4.SO_3$ terlalu rendah	Temperatur rendah $<95^\circ C$		Injeksikan <i>steam</i>
			More of	Flow	Kelebihan $H_2SO_4.SO_3$	pH rendah <1 atau pH tinggi >2		Untuk selanjutnya perbaiki pH antara 1,6 – 1,7 dengan memperbaiki <i>ratio</i>
			Less of	Temperature & concentration	Temperatur dan konsentrasi $H_2SO_4.SO_3$ terlalu rendah	Kecepatan reaksi >7 menit		Injeksikan <i>steam</i>

			<i>None</i>	<i>Flow</i>	Penyumbatan pada pipa <i>Control</i> valve untuk	Tidak ada <i>feed</i> yang masuk ke reaktor Tidak terjadi reaksi pada reaktor	<i>Flow Control</i> (FC) dan <i>Level</i> <i>Control</i> (LC)	Melakukan <i>maintenance</i> untuk <i>flow control</i> (FC) pada reaktor
--	--	--	-------------	-------------	---	--	---	--

					membuka, kegagalan dari <i>controller</i> , kegagalan pada pompa			Pemasangan <i>high flow control alarm</i> Pemeriksaan <i>emergency shutdown system</i>
			<i>Less of</i>	<i>Flow</i>	Penyumbatan parsial pada pipa <i>Control valve</i> untuk membuka Kegagalan dari <i>controller</i> , kegagalan pada pompa	Jumlah aliran bahan yang tersuplai ke reaktor sedikit <i>Incomplete reaction</i>	<i>Flow Control (FC) dan Level Control (LC), Pressure Control (PC)</i>	Pasang <i>low level alarm</i> pada reaktor untuk memperingatkan operator
			<i>More of</i>	<i>Flow</i>	<i>Control valve</i> untuk membuka, kegagalan dari <i>controller</i> Kegagalan pada pompa	<i>Excess feed</i> aliran yang tersuplai ke reaktor <i>Incomplete reaction</i> <i>Ratio</i> antar bahan tidak sesuai <i>Flooding</i> di reaktor		Pemasangan <i>back up pump</i> Pemasangan <i>pressure indicator</i> di reaktor

					Tekanan pada reaktor terlalu tinggi	Kemungkinan terjadi <i>back flow</i>		
			<i>Reverse</i>	<i>Flow</i>	Kegagalan pada <i>temperature control</i> di reaktor	Reaksi yang terjadi tidak sempurna	<i>Temperature Control</i> (TC)	Pemasangan <i>high temperature alarm</i>

Tabel 6. 4 Troubleshooting Pada Decanter

Equipment/Unit: Tahap Pemisahan							
Intention: Reaksi pembentukan asam linearalkylbenzene $C_{12}H_{25}C_6H_5$ dan asam sulfat H_2SO_4 dalam <i>decanter</i>							
No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Decanter (D-101)	Berfungsi untuk memisahkan produk utama (Asam LABS) dan	<i>No Flow</i>	Kegagalan pompa	Tidak ada <i>feed</i> yang masuk kolom distilasi	<i>Flow Control</i> (FC) dan <i>Level Control</i> (LC)	Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa yang bertugas mengalirkan <i>feed</i> ke C-01

		produk samping (Asam Sulfat)	<i>High Flow</i>	– Overflow di aliran yang dilalui feed masuk menuju ke kolom distilasi – Kegagalan pompa	– <i>Overfeed</i> pada kolom distilasi yang tidak lengkap – <i>Pressure</i> di kolom distilasi meningkat – Kemungkinan terjadi ledakan – <i>Back Flow</i> dari campuran ke kolom distilasi	<i>Flow Control</i> (FC), <i>Level Control</i> (LC), <i>Temperature Control</i> (TC), <i>Pressure Control</i> (PC)	– Pasang alarm untuk suhu tinggi dan tekanan tinggi – Pasang non-return valve (<i>check valve</i>)
			<i>Low Flow</i>	– Kegagalan parsial pada pompa – <i>Control valve</i> gagal untuk merespon	– <i>Feed</i> ke Kolom tidak mencukupi – <i>Control valve</i> gagal untuk merespon	<i>Flow Control</i> (FC), <i>Level Control</i> (LC), <i>Temperature Control</i> (TC)	– Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa yang bertugas mengalirkan feed ke kolom distilasi – Pasang alarm system untuk monitoring level dan temperature

BAB 7

ANALISA EKONOMI

Dalam proses desain pabrik kimia, salah satu aspek penting yang harus diperhitungkan adalah taksiran biaya peralatan. Estimasi ini menjadi dasar dalam analisis ekonomi untuk menilai kelayakan investasi modal, termasuk kebutuhan dana awal, estimasi laba, waktu pengembalian investasi, serta titik impas produksi. Kajian ekonomi ini akan membantu pihak investor atau lembaga keuangan dalam membuat keputusan terkait pendanaan proyek pembangunan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. Untuk menilai aspek ini, dilakukan evaluasi kelayakan investasi dari beberapa indikator berikut.

1. Profit on Sales (POS)

POS menggambarkan seberapa besar keuntungan dibandingkan dengan harga jual produk. Parameter ini dihitung untuk mengetahui persentase laba dari hasil penjualan, dengan menggunakan rumus:

$$\text{POS} = (\text{Keuntungan} / \text{Harga Jual Produk}) \times 100\%$$

2. Return on Investment (ROI)

ROI menunjukkan efisiensi dari modal yang diinvestasikan, yaitu berapa persen keuntungan yang diperoleh dari total dana investasi tetap yang dikeluarkan. Rumus yang digunakan:

$$\text{ROI} = (\text{Keuntungan} / \text{Investasi Modal Tetap}) \times 100\%$$

3. Pay Out Time (POT)

POT menjelaskan berapa lama waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan seluruh modal awal dari hasil keuntungan yang diperoleh. Perhitungan dilakukan berdasarkan cumulative cash flow, yaitu saat pertama kali nilainya menjadi positif. Formula untuk POT:

$$\text{POT} = (\text{Investasi Modal Tetap}) / (\text{Laba Tahunan} + \text{Penyusutan})$$

4. Internal Rate of Return (IRR)

IRR digunakan untuk menganalisis kelayakan investasi dengan mempertimbangkan nilai waktu dari arus kas. Nilai IRR yang melebihi suku bunga bank menunjukkan investasi tersebut lebih menguntungkan daripada menabung. Perhitungan dilakukan secara iteratif hingga diperoleh nilai NPV = 0 dengan formula:

$$P = F (1 + IRR)^n$$

dimana

$P = \text{Present value}$

$F = \text{Nilai uang pada tahun } n$

$n = \text{tahun}$

5. Break Even Point (BEP)

BEP adalah indikator sensitif dalam penilaian kelayakan, menggambarkan titik ketika total pemasukan sama dengan pengeluaran (Couper, 2003). Grafik pendapatan dan pengeluaran diplot terhadap kapasitas produksi; titik potong antara garis pendapatan dan biaya total menunjukkan BEP. Formula BEP:

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

dimana:

$Fa = \text{Fixed Manufacturing Cost}$

$Ra = \text{Regulated Cost}$

$Va = \text{Variable Cost}$

$Sa = \text{Sales (Penjualan Produk)}$

6. Shut Down Point (SDP)

SDP menunjukkan batas minimum kapasitas produksi tahunan agar operasi pabrik tetap layak. Jika realisasi kapasitas di bawah batas ini, maka pabrik sebaiknya ditutup karena tidak memberikan keuntungan. Penyebabnya bisa karena biaya variabel terlalu besar atau faktor manajerial. Rumus SDP:

$$SDP = (0,3Ra) (Sa - Va - 0,7Ra) \times 100\%$$

dimana:

$Fa = \text{Fixed Manufacturing Cost}$

$Ra = \text{Regulated Cost}$

$Va = \text{Variable Cost}$

$Sa = \text{Sales (Penjualan Produk)}$

Shut Down Point (SDP)

Dalam rangka memperoleh informasi dari parameter-parameter tersebut, dilakukan estimasi atas beberapa aspek penting:

1. Perkiraan Modal Industri (Total Capital Investment)
 - a. Investasi Tetap (Fixed Capital)
 - b. Modal Kerja (Working Capital)
2. Penghitungan Biaya Produksi Total (Total Production Cost)
 - a. Biaya Produksi (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya Umum (General Expense)
3. Total Pendapatan

Analisis ekonomi awal untuk pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* berkapasitas 30.000 ton per tahun mencakup penilaian terhadap total investasi, biaya produksi, biaya umum, serta potensi penjualan dan keuntungan. Data harga peralatan dihitung berdasarkan referensi dari *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* oleh Aries dan Newton, serta [situs situsmatche.com](https://www.situsmatche.com). Indeks biaya pabrik dihitung dari nilai awal 185 pada tahun 2014 hingga mencapai 626,712 pada tahun 2024. Kurs dolar per September 2025 menurut www.bi.go.id adalah Rp16.276,00 per USD.

Harga alat pada waktu kini dapat diperkirakan dengan melihat harga aktual di pasar. Proyeksi harga masa depan memerlukan indeks biaya, yang digunakan untuk menyesuaikan harga lama agar sesuai dengan waktu sekarang atau mendatang. Salah satu indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Untuk estimasi CEPCI tahun 2029, digunakan pendekatan least square berdasarkan data indeks dari tahun 2001 hingga 2024 (Mignard, 2014).

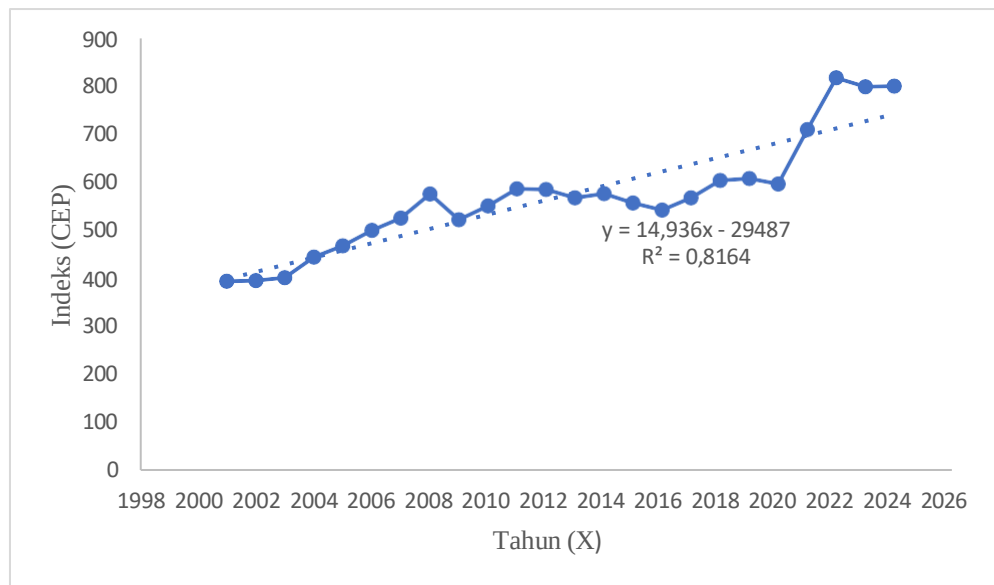
7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Sarana penting dalam sebuah pabrik adalah ketersediaan peralatan proses. Nilai atau harga dari peralatan tersebut cenderung mengalami fluktuasi setiap tahunnya, seiring dengan dinamika ekonomi yang terjadi. Oleh karena itu, untuk menaksir harga alat di masa depan, digunakan suatu indeks yang mampu mengubah nilai historis menjadi estimasi harga terkini. Indeks yang umum dipakai dalam perhitungan ini adalah Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Rincian data mengenai CEPCI disajikan dalam tabel di bawah ini:

Tabel 7. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index Tahun 2001–2024

Tahun	CEP
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	797,9
2024	799,1
(Chemical Engineering Magazine, 2024)	

Nilai CEPCI pada tahun 2024 di dapatkan pada persamaan linear grafik hubungan tahun dengan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) sebagai berikut.



Gambar 7. 1 Grafik *Chemical Engineering Plan Cost Index*

$$Y = 14,576x - (-29487)$$

x = tahun

y = indeks harga

jika, x = 2025, maka

$$y = 758,4$$

Pembangunan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton per tahun direncanakan berlangsung pada tahun 2027. Berdasarkan hasil analisis menggunakan model regresi linear, diperoleh nilai indeks sebesar 758,4.

Estimasi biaya peralatan pada tahun pendirian pabrik, yaitu 2025, dihitung menggunakan persamaan yang dikemukakan oleh Aries dan Newton (1955) sebagai berikut:

Dengan:

Ex = Harga pembelian alat pada tahun 2025

Ey = Harga alat di literatur

Xx = Indeks harga tahun 2027

Ny = Indeks harga di literatu

7.2 Penetapan Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	:	30.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	:	330 hari
Tahun pendirian pabrik	:	Tahun 2025
Tahun pabrik beroperasi	:	2029
Asumsi biaya distribusi	:	1%
Harga <i>Linear Alkylbenzene</i>	:	US\$ 1,20/kg
Harga <i>Oleum</i>	:	US\$ 0,75/kg
Harga NaOH	:	US\$ 1,37/kg
Harga produk LAS	:	US\$ 4/kg
Harga Produk H ₂ SO ₄	:	US\$ 1,3/kg
Kurs Dollar	:	16.518,4 (Per tanggal 24 Juli 2025)

7.3 Perhitungan Biaya

Capital Invesment

Capital Investment merujuk pada total dana yang dibutuhkan untuk pembangunan sarana produksi beserta biaya yang terkait dengan pengoperasiannya. Pengeluaran ini mencakup berbagai komponen sebagaimana dijelaskan di bawah ini.

a. *Fixed Capital Invesment* (FCI)

Mengacu pada penjelasan dalam buku karya Aries & Newton (1955) halaman 1–4, *fixed capital investment* merujuk pada seluruh biaya yang dibutuhkan untuk membangun fasilitas pabrik. Komponen biaya ini mencakup berbagai elemen berikut:

- Purchased Equipment Cost (PEC) merujuk pada pengeluaran untuk membeli peralatan proses utama, yang telah mencakup bea masuk, asuransi, biaya administrasi bank, serta ongkos pengiriman hingga lokasi pabrik
- Installation Cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk memasang alat-alat produksi di area pabrik. Jumlahnya diperkirakan mencapai 43% dari PEC, dengan rincian 11% untuk material dan 32% untuk tenaga kerja.

- Piping Cost mencakup biaya instalasi sistem perpipaan serta pemasangannya dalam proses produksi. Totalnya setara dengan 86% PEC, terdiri atas 49% untuk material dan 37% untuk biaya buruh.
- Instrument Cost merupakan dana yang digunakan untuk melengkapi sistem produksi dengan instrumen kontrol. Anggaran ini ditetapkan sebesar 30% PEC, dibagi ke dalam 24% material dan 6% tenaga kerja.
- Insulation Cost diperlukan untuk keperluan isolasi pada sistem sirkulasi selama proses produksi berlangsung. Biayanya sebesar 8% dari PEC, terbagi atas 3% untuk bahan dan 5% untuk pekerja.
- Electrical Cost adalah dana yang digunakan dalam pembangunan sistem distribusi dan penyediaan tenaga listrik. Nilainya mencapai 15% PEC, dengan 10% untuk pengadaan material dan 5% untuk jasa pemasangan.
- Building Cost meliputi biaya pembangunan fasilitas fisik di lingkungan pabrik, seperti kantor, laboratorium, kantin, tempat ibadah, jaringan air bersih, serta sistem sanitasi.
- Land and Yard Improvement merujuk pada pengeluaran untuk pembelian lahan, penataan lahan, pembangunan akses jalan menuju lokasi pabrik, dan pemasangan paving. Apabila pabrik dibangun di area kawasan industri, maka biaya selain pembelian lahan umumnya tidak menjadi tanggungan karena telah disediakan oleh pengelola kawasan.
- Utility Cost adalah biaya untuk penyediaan unit-unit pendukung proses seperti penyediaan air, steam, cooling tower, dan sistem udara bertekanan. Anggaran ini biasanya ditetapkan sebesar 75% PEC.
- Environment Cost merujuk pada dana pembangunan instalasi pengolahan limbah (cair, padat, dan gas) yang nantinya akan dikirimkan ke unit pengolahan limbah terpadu yang berada di kawasan industri. Besarnya ditentukan sebesar 30% dari PEC.
- Engineering and Construction Cost merupakan biaya yang mencakup perencanaan teknis, pengawasan lapangan, pembangunan sementara, serta proses inspeksi. Nilai totalnya ditetapkan sebesar 20% dari PPC (Physical Plant Cost).

- Contractor's Fee digunakan untuk membayar kontraktor pelaksana pembangunan pabrik. Biaya ini berkisar antara 4% hingga 10% dari DPC (Direct Plant Cost), di mana:
 - $DPC = PPC + \text{Engineering and Construction Cost.}$
- Contingency adalah dana cadangan untuk mengantisipasi pengeluaran tak terduga seperti perubahan kecil dalam proses, fluktuasi harga, atau kekeliruan estimasi. Angkanya berkisar antara 10% hingga 25% dari DPC, dan dalam kasus ini digunakan nilai maksimum yaitu 25%.

b. Working Capital Investment

Capital investment merupakan bentuk pembiayaan atau modal yang dibutuhkan untuk mendukung aktivitas operasional sebuah pabrik dalam periode tertentu. Elemen-elemen yang termasuk dalam kategori ini mencakup beberapa hal berikut:

- Raw material investment mengacu pada dana yang diperlukan untuk menyediakan bahan baku, di mana besarnya ditentukan oleh laju konsumsi bahan, nilai ekonomis, ketersediaan pasokan, dan sumber perolehannya.
- In-process inventory adalah pengeluaran yang muncul selama material berada dalam tahapan proses produksi. Jumlahnya sangat dipengaruhi oleh durasi siklus produksi.
- Product inventory mencakup biaya yang digunakan untuk menyimpan produk akhir sebelum didistribusikan ke pasar.
- Extended credit merupakan cadangan dana untuk menutup sementara transaksi penjualan yang belum dilunasi oleh pembeli.
- Available cash merujuk pada dana tunai yang disiapkan untuk membayar keperluan operasional seperti upah pekerja, pembelian bahan, dan layanan pendukung lainnya.

c. Plant Start-Up

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955) halaman 11-13, plant start up adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan ketika pabrik mulai beroperasi atau telah start up.

d. *IDC (Interest During Construction)*

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955) halaman 11-13, IDC (*Interest During Construction*) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan selama masa pembangunan/konstruksi pabrik.

Production Cost

7.3.1.1 Manufacturing Cost

a. **Direct Manufacturing Cost (DMC)**

Mengacu pada penjelasan dalam buku karya Aries & Newton (1955) halaman 119–173, direct manufacturing cost adalah segala bentuk pengeluaran yang secara langsung berkaitan dengan proses produksi barang. Komponen-komponennya meliputi:

- Pembelian bahan baku (raw material) yang digunakan dalam proses produksi.
- Labor cost, yakni gaji yang dibayarkan kepada pekerja yang terlibat langsung dalam kegiatan manufaktur.
- Supervisory expense, yaitu kompensasi untuk personel yang memiliki tanggung jawab langsung dalam pengawasan jalannya proses produksi.
- Maintenance cost, atau biaya untuk merawat dan menjaga kelayakan alat-alat proses.
- Plant supplies cost, yaitu pengeluaran untuk kebutuhan penunjang operasional seperti lubricants, charts, dan gaskets.
- Pembayaran atas hak cipta dan royalties and patent yang digunakan selama proses produksi.
- Cost of utilities, mencakup biaya operasional unit-unit pendukung seperti penghasil uap, air bersih, listrik, dan bahan bakar yang diperlukan agar proses berjalan.

b. Indirect Manufacturing

Berdasarkan Aries & Newton (1955) halaman 173–179, indirect manufacturing cost merupakan biaya-biaya yang timbul akibat aktivitas produksi namun tidak berhubungan secara langsung dengan pembuatan produk. Unsur-unsurnya meliputi:

- Payroll overhead, yaitu dana yang dikeluarkan perusahaan untuk tunjangan seperti pensiun, cuti yang dibayar, asuransi kecelakaan kerja, dan perlindungan keamanan.
- Biaya operasional laboratory yang diperlukan untuk menjamin mutu hasil produksi melalui proses quality control.
- Plant overhead, yang mencakup layanan tidak langsung terhadap produksi seperti layanan kesehatan, fasilitas rekreasi, divisi pembelian, pergudangan, serta bagian teknik termasuk sistem keamanan dan keselamatan.
- Transportation, yaitu pengeluaran untuk mendistribusikan produk hingga sampai ke tangan pelanggan.

c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Merujuk pada Aries & Newton (1955) halaman 179–182, fixed manufacturing cost adalah jenis biaya yang berkaitan dengan fixed capital dan pengeluaran tetap lainnya, yang besarnya tidak berubah terhadap waktu maupun volume produksi. Beberapa komponen di dalamnya antara lain:

- Depreciation, yaitu biaya penurunan nilai peralatan dan bangunan, yang dihitung berdasarkan umur ekonomis pabrik.
- Property taxes, pajak properti yang wajib dibayarkan perusahaan, tergantung pada lokasi dan kondisi lingkungan pabrik berdiri.
- Insurance, yaitu biaya perlindungan asuransi terhadap fasilitas pabrik. Semakin tinggi risiko operasional, maka semakin besar pula biaya premi yang harus dibayar oleh perusahaan.

7.3.1.2 General Expense

Berdasarkan referensi dari Aries & Newton (1955) halaman 185–187, general expense atau biaya umum mencakup pengeluaran yang berkaitan dengan aktivitas perusahaan secara keseluruhan namun tidak termasuk dalam manufacturing cost. Adapun sales expense

dimasukkan langsung ke dalam harga jual produk dan biasanya disesuaikan dengan standar harga pasar internasional.

a. Administration Cost

Administration cost adalah pengeluaran yang diperlukan untuk menunjang kegiatan administratif perusahaan. Elemen-elemen yang tercakup di dalamnya meliputi:

- Management salaries, yakni pembayaran gaji kepada seluruh staf manajemen non-produksi seperti direktur, sekretaris, serta kepala divisi.
- Legal fee and auditing, yaitu dana yang digunakan untuk membayar jasa hukum serta biaya audit oleh akuntan publik.
- Pengeluaran yang berkaitan dengan perlengkapan kantor dan komunikasi, seperti pembelian alat tulis kantor (kertas, tinta, dan sejenisnya) serta pembayaran layanan komunikasi seperti telepon dan internet dalam lingkungan perusahaan.

b. Sales Expense

Sales expense merupakan pengeluaran administratif yang berhubungan langsung dengan kegiatan pemasaran produk, termasuk juga biaya promosi terutama untuk produk yang baru diluncurkan ke pasar.

c. Research

Dana untuk keperluan research dialokasikan guna mendukung inovasi dan peningkatan kualitas proses maupun produk di pabrik. Selain itu, dana ini juga dimanfaatkan untuk mengembangkan kemampuan tenaga kerja atau karyawan melalui program peningkatan kompetensi dan pelatihan.

d. Finance

Finance merujuk pada pengeluaran perusahaan yang digunakan untuk membayar bunga dari pinjaman modal usaha yang telah diterima sebelumnya.

7.4 Analisa Kelayakan

Analisis kelayakan investasi diperlukan untuk mengevaluasi apakah keuntungan yang dihasilkan dari pendirian suatu pabrik tergolong signifikan serta menilai sejauh mana proyek

tersebut layak untuk dijalankan. Oleh karena itu, dilakukan berbagai metode analisis kelayakan ekonomi dengan pendekatan sebagai berikut:

1. Percent Profit on Sales (POS)

Menurut Aries & Newton (1955) pada halaman 192, Profit on Sales merepresentasikan persentase laba kotor yang diperoleh dari setiap unit produk yang berhasil dijual.

$$POS = \frac{Keuntungan}{Harga\ jual\ produk} \times 100\%$$

2. Persent Return on Invesment (ROI)

Berdasarkan pemaparan Aries & Newton (1955) pada halaman 193, Return on Investment menggambarkan seberapa besar laba tahunan yang bisa diraih dibandingkan dengan modal tetap yang ditanamkan, sebagai indikator kecepatan balik modal.

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

3. Pay Out Time (POT)

Sebagaimana dijelaskan dalam buku Peters & Timmerhaus (1991), Pay Out Time mengacu pada jumlah tahun yang dibutuhkan agar total keuntungan melebihi investasi awal, dihitung tanpa memperhitungkan depresiasi. Nilai POT dapat diperoleh melalui evaluasi cumulative cash flow.

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Profit + Depresiasi} \times 100\%$$

4. Break Event Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik produksi di mana total biaya dan pendapatan berada dalam kondisi seimbang, artinya pabrik tidak mengalami untung maupun rugi. Apabila tingkat produksi berada di bawah BEP, maka akan timbul kerugian. Sebaliknya, jika kapasitas melebihi titik BEP, maka akan tercipta keuntungan (Aries & Newton, 1955:206). BEP dapat membantu menentukan harga jual minimum dan jumlah unit produk yang harus dijual agar mencapai profitabilitas.

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

Keterangan:

Fa = *Fixed Manufacturing Cost*

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales/penjualan produk*

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi di mana pendapatan hanya cukup untuk menutupi biaya tetap, sehingga tidak dapat menutup keseluruhan biaya operasional. Kondisi ini biasanya terjadi saat keuntungan lebih rendah dari BEP. Bila kapasitas produksi berada di bawah titik ini, maka operasional pabrik sebaiknya dihentikan. Penyebabnya bisa karena biaya variabel yang terlalu tinggi atau karena keputusan manajerial akibat tidak efisiennya operasi (tidak menghasilkan profit). Rumus penghitungan Shut Down Point mengacu pada Aries & Newton (1955), halaman 207, sebagai berikut:

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

Keterangan:

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales/penjualan produk*

6. Internal Rate of Return (IRR)

Tingkat pengembalian investasi atau Internal Rate of Return dihitung dengan metode coba-coba (trial and error) hingga diperoleh nilai Net Present Value (NPV) sama dengan nol. Nilai sekarang atau present value dihitung berdasarkan rumus berikut:

$$P = \frac{F}{(1 + IRR)^n}$$

Keterangan:

P = *Present Value*

F = Nilai Uang pada Tahun ke-n

n = Tahun T

7.5 Hasil Perhitungan

Capital Investment

a. *Fixed Capital Investment*

- Total Biaya Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 7. 2 Total Biaya Physical Plant Cost

Physical Plant Cost	Biaya (US\$)
PEC	6.635.983,43
Instalasi	2.853.472,88
Piping	5.706.945,75
Instrumentasi	1.990.795,03
Insulasi	530.878,67
Listrik	995.397,52
Bangunan	4.029.445,95
Tanah dan perluasan	6.465.055,59
Utilitas	4.976.987,58
Environmental	1.327.196,69
Total	35.512.159,09
	Rp 586.512.048.722

Tabel 7. 3 Total Fixed Capital Investment (FCI)

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	Biaya (US\$)
<i>Direct Plant Cost</i>	42.614.590,91
<i>Contractor's Fee</i>	4.261.459,09
<i>Contingency</i>	8.522.918,18
Total FCI	55.398.968,18

7.5.1.1 Working Capital Investment

Tabel 7. 4 Total Working Capital Investment

<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	Biaya (US\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	3.000.125,10
<i>In Process Inventory</i>	18.320,89
<i>Product Inventory</i>	3.297.759,30
<i>Extended Credit</i>	13.191.037,21
<i>Available Cash</i>	6.595.518,61
Total WCI	26.102.761,11

7.5.1.2 Plant Start-Up

US\$ 5.539.896,82

7.5.1.3 Interest During Construction (IDC)

Bunga bank dihitung 7% pertahun. Proses pembelian alat hingga pendirian pabrik diperkirakan 3 tahun.

$$\text{IDC} = 5\% \times \text{FCI} \times 3$$

IDC = US\$ 8.309.845,23

7.5.2 Production Cost

7.5.2.1 Manufacturing Cost

1. Direct Manufacturing Cost

Tabel 7. 5 Total Direct Manufacturing Cost

<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Raw Material</i>	28.286.893,83
<i>Maintenance Cost</i>	4.431.917,45
<i>Operating Supplies</i>	664.787,62
<i>Royalties & Paten</i>	1200.000,00
<i>Utility</i>	3.138.091,03
<i>Labor Cost</i>	515.643,16
Total	38.343.578,26

2. Indirect Manufacturing Cost

Tabel 7. 6 Total Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
<i>Payroll Overhead</i>	103.128,63
<i>Laboratory Cost</i>	51.564,32
<i>Plant Overhead</i>	257.821,58
<i>Packaging & Shipping</i>	24.000.000,00
<i>Transportation</i>	3.600.000,00
Total	28.012.514,53

3. Fixed Manufacturing Cost

Tabel 7. 7 Total Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
<i>Depresiasi</i>	4.532.642,85
<i>Property Taxes</i>	1.107.979,36
<i>Asuransi</i>	553.989,68
Total	6.194.611,90

4. Total Manufacturing Cost

Total Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	38.343.578,26
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	6.194.611,90
<i>Indirect Manufacturing Cost (IDMC)</i>	28.012.514,53
Total	72.550.704,68

7.5.2.2 General Expence

1. General Expanse

Tabel 7. 8 Total General Expanse

General Expense	Biaya (US\$)
<i>Administration</i>	806.214,69
<i>Sales Expense</i>	15.961.155,03
<i>Research & Development</i>	5.804.056,37
<i>CSR</i>	1.834.262,12
<i>Finance</i>	95.351,47
Total	24.501.039,69

2. Total Production Cost

Tabel 7. 9 Total Production Cost

Production Cost	Biaya (US\$)
<i>Total Manufacturing Cost</i>	72.550.704,68
<i>General Expense</i>	24.501.039,69
Total	97.051.744,37

Resume Kelayakan

Keuntungan/*Profit*:

Penjualan produk = US \$ 120.000.000,00

Total Biaya Produksi = US \$ 97.051.744,37

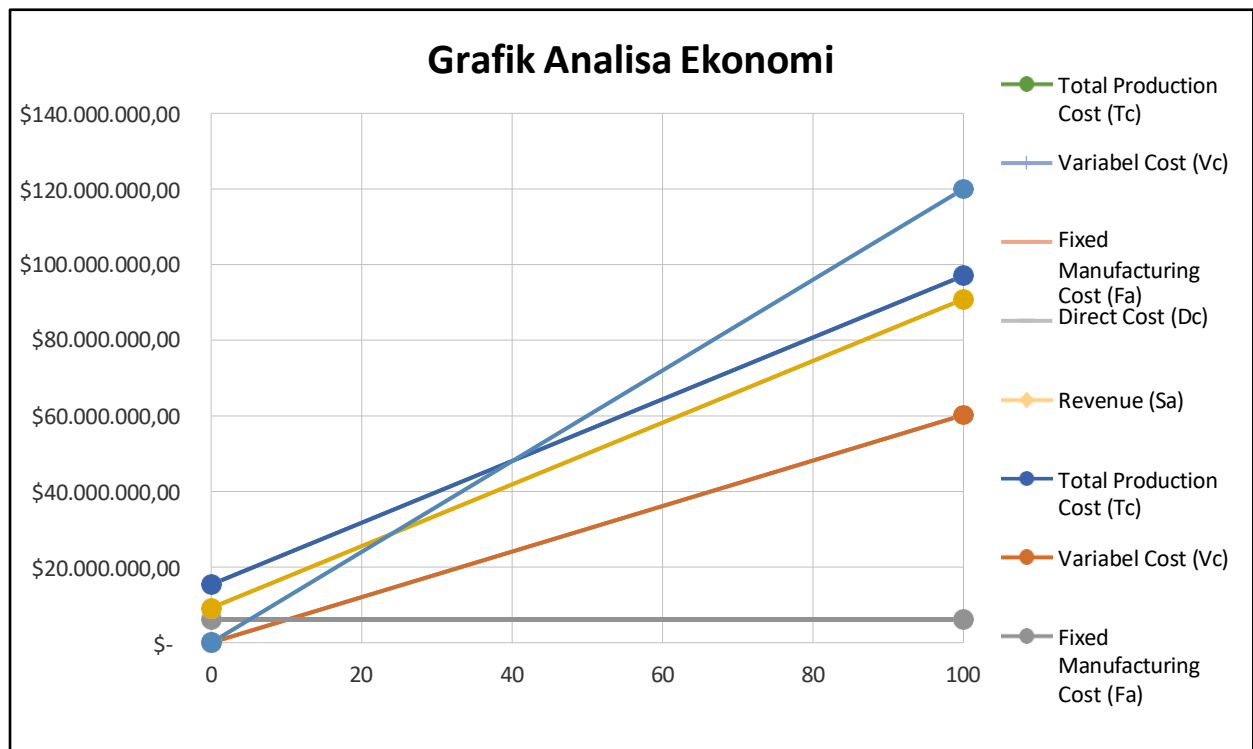
Keuntungan sebelum pajak = US \$ 22.948.255,63

Keuntungan setelah pajak = US \$ 17.211.191,72

Tabel 7. 10 Analisa Kelayakan

No.	Analisis	Hasil	Batasan	Keterangan
1	POS Sebelum Pajak	19,12%	11-44%	Layak
	PO Sesudah Pajak	14,34%		
2	ROI Sebelum Pajak	41,42%	min 15%	Layak
	ROI Sesudah Pajak	31,07%		
3	POT Sebelum Pajak	2,4702	Max 5,5 Tahun	Layak
	POT Sesudah Pajak	2,9353		
4	IRR	12,78%	min 12%	Layak
5	BEP	40,13%	20 - 60%	Layak
6	SDP	23,97%	<BEP	Layak

Secara keseluruhan, analisis kelayakan ekonomi untuk pendirian pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* berkapasitas 30.000 ton/tahun disajikan dalam grafik di bawah ini.



Gambar 7. 2 Grafik Analisa Ekonomi

Batasan yang digunakan diperoleh berdasarkan jurnal literatur dari Aries and Newton (1995). Hasil evaluasi ekonomi Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

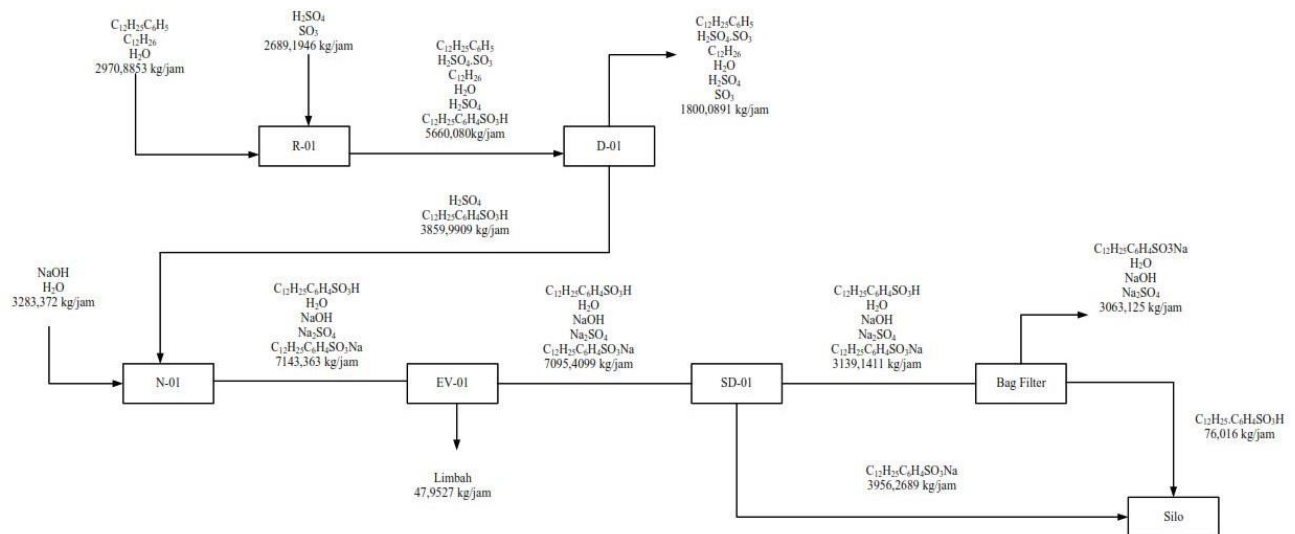
- Aries, R.S. and Newton R.R. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- ASME Water Quality Standard for Cooling water, Cold water, Hot water, Makeup water 2016.
<http://www.mech.co.jp/>
- Badan Pusat Statistik. 2019. *Volume Impor Phthalic Anhydride*, www.bps.go.id
- Branan, C. R, 1976. *The Process Engineer's Pocket Handbook, Vol. 1*. Gulf Publishing Co.
- Branan, Carl. 2002. *Rules Of Thumb for Chemical Engineers 3rd Edition*. Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science. Amsterdam.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited.
- CEP Magazine. 2020. *Chemical Engineering Magazine : Plant Cost Index*. Dalam <http://chemengonline.com/>.
- Chen, et al. 1993. *Elevated Pressure Phthalic Anhydride Process*. United States Patent No. 005,210,223 A.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. *An Introduction to Chemical Engineering Design*. Chemical Engineering vol.6. Pergamon Press. Oxford.
- Drews, A.W. 1998. *Manual On Hydrocarbon Analysis 6th Edition*. American Society for Testing and Material, West Conohocken, PA Introduction.
- Gozan, Misri. 2011. *K3 dalam Industri Kimia*. <http://staff.ui.ac.id/user/1488/materials>.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill Book Co. Tokyo.
- Kirk, R.E. and Othmer, P.F. 1978. *Encyclopedia of Chemical Technology, vol.1, 2nd edition*. Wiley Interscience Publication. John Wiley and Sons Co.. New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, P.F. 2001. *Encyclopedia of Chemical Technology, vol.26, 4th edition*. Wiley Interscience Publication. John Wiley and Sons Co. New York.
- McKetta, J. J. 1988. *Encyclopedia Of Chemical Processing And Design*. Marcel dekker inc. USA
- Perry, R.H and, Green, D. 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th ed*. McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed*. Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- Seader, J. D. and Henley, E. J. 1998. *Separation Process Principles*. John Wiley & Sons, Inc. New York.

- Severn, W.H., et al. 1964. *Steam, Air and Gas Power, 5th ed.* John Willey and Sons Inc. New York.
- Singham, J. R. 1990. *Hemisphere Handbook of Heat Exchanger Design, Section 3.12 (Cooling Towers)*. Hemisphere Publishing Corporation. New York.
- Smith, J.M., and H.C. Van Ness. 1996. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 5th ed.* Mc. Graw Hill Book Co. New York.
- Smith, J.M. 1981. *Chemical Engineering Kinetics, 3rd edition*. Mc.Graw Hill Book Company Inc. New York.
- Treyball, R.E. 1980. *Mass Tranfer Operation*. Mc Graw Hill Book Co. New York.
- Tully, P. S., Nepras, M. J., Bernhardt, R. J., Hartlage, J. A., & Mohring, W. R. (1997). *Improved process for preparing Linear Alkylbenzene Sulfonates* (International Publication No. WO 97/14676). World Intellectual Property Organization.
- Turton R., Bailie R.C., Whiting W.B., Shauwitz J.A. 2008. *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. Prentice Hall. New Jersey.
- Ullmann. 2002. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag & Co. KgaA. Weinheim
- Ulrich, G D.. 1976. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley and Sons. New York.
- Walas, S.M. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design 3rd Editions*. Butterworth, United States of America.
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Companies Inc. United States.
- Yaws, C.L. 2015. *The Yaws Handbook of Physical Properties for Hydrocarbons and Chemicals 2nd edition*. Gulf Professional Publishing. United States.

LAMPIRAN

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Pembuatan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *Linear Alkylbenze* dan *Oleum* 20% menggunakan reaksi sulfonasi dengan kapasitas 30.000 Ton/Tahun. Skema proses pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dapat dilihat sebagai berikut:



KETENTUAN NERACA MASSA

- a. Kapasitas produksi = 30.000 Ton/Tahun
 1 tahun = 330 hari
 Kapasitas produksi = 30.000 ton/ tahun x 1 tahun/330 hari x 1 hari/24 jam x 1000 kg/ton
 = 3,787.88kg/jam
- b. Komposisi Bahan Baku
Linear Alkylbenzene = 99,5%
1-Dodecene = 0,5%
 Sulfur Trioksida = 20%
 Asam Sulfat = 79%
 Air = 1%
- c. Komposisi Bahan Pendukung

Natrium Hidroksida = 20%

Air = 80%

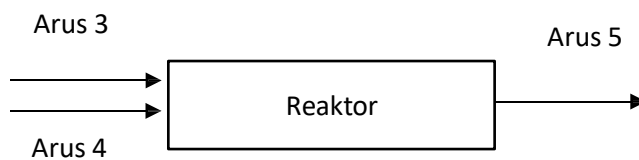
d. Berat Molekul Komponen

Tabel L.A 1 Berat Molekul Komponen

No	Komponen	Rumus Molekul	Berat Molekul (g/mol)
1	<i>Linear Alkylbenzene</i>	$C_{12}H_{25}C_6H_5$	246
2	<i>1-Dodecene</i>	$C_{12}H_{24}$	168
3	Sulfur Trioksida	SO_3	80
4	Asam Sulfat	H_2SO_4	98
5	Natrium Hidroksida	$NaOH$	40
6	Air	H_2O	18
7	<i>Alkylbenzene Sulfonic Acid</i>	$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$	326
8	<i>Oleum</i>	$H_2SO_4 \cdot SO_3$	178,14
9	Sodium Sulfat	Na_2SO_4	142
10	<i>Sodium Alkylbenzene Sulfonate</i>	$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$	348

e. Basis operasi = 1 jam

7.6 A.1 Neraca Massa pada Reaktor (R-01)



Input = Output

Arus 3 + Arus 4 = Arus 5

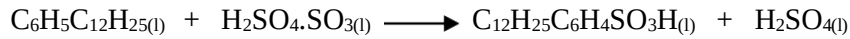
Keterangan:

Arus 3 = Aliran umpan dari *Linear Alkylbenzene tank*

Arus 4 = Aliran umpan dari *Oleum 20%*

Arus 5 = Aliran *output* reaktor

Reaksi yang terjadi



$$\begin{aligned}\text{Mol C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H yang keluar reaktor} &= 11,77666188 \times 326 \\ &= 3.839,19 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Mol C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H} \approx \text{mol H}_2\text{SO}_4 \approx \text{mol C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 \approx \text{mol H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{SO}_3$$

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 &= 2926,322 \text{ kmol} \times 246 \text{ kg/kmol} \\ &= 11,89561 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 \text{ sisa} &= 99\% \times 11,89561 \text{ kg/jam} \\ &= 11,7766188 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 \text{ sisa} &= 11,89561 \text{ kg/jam} - 11,7766188 \text{ kg/jam} \\ &= 0,118956181 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 &= 1372,0022 \text{ kg/jam} + 54,880 \text{ kg/jam} \\ &= 1426,882 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Arus 3

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 &= 1426.882 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa C}_{12}\text{H}_{24} &= 0,005\% \times 1426.882 \text{ kg/jam} \\ &= 7.1344 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Arus 4

$$\begin{aligned}\text{Massa SO}_3 &= 5,5772 \text{ kmol/jam} \times 80 \text{ kg/kmol} \\ &= 446,1795 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa SO}_3 \text{ sisa} &= \frac{4\%}{96\%} \times 446,1795 \text{ kg/jam} \\ &= 92,954 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total massa SO}_3 &= 446,1795 \text{ kg/jam} + 92,954 \text{ kg/jam} \\ &= 539,1336 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \frac{79\%}{2\%} \times 464,7704 \text{ kg/jam} \\ &= 2129,577 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O} &= \frac{1\%}{79\%} \times 1835,843 \text{ kg/jam} \\ &= 26,956 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Arus 5

Linear Alkylbenzene Sulfonate yang terbentuk = 1818,18 kg/jam

Tabel L.A 2 Neraca Massa pada Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$C_6H_5.C_{12}H_{25(l)}$	2926,322		29,263
$C_{12}H_{26(l)}$	14,854		14,854
$H_2O_{(l)}$	29,709		29,709
$H_2SO_{4(l)}$		2151,356	1154,113
$SO_{3(l)}$		537,839	
$H_2SO_4.SO_{3(l)}$			529,949
$C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3H_{(l)}$			3839,192
Jumlah	2970,885	2689,195	5660,080
	5.660,080		5.660,080

7.7 A.2 Neraca Massa Decanter (DC-301)



Input = Output

Arus 5 = Arus 6 + Arus 7

Keterangan:

Arus 5 = Aliran umpan dari reaktor

Arus 6 = Aliran *output* berupa asam sulfat

Arus 7 = Aliran *output* berupa *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Perhitungan *output*

- Arus 7

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_5$ = massa *input* – 95% massa *input*

$$= 54,880 \text{ kg/jam} - 95\% 54,880 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,74 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5 \text{ output} = 95\% 54,880 \text{ kg/jam}$$

$$= 52,1361 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{24} = \text{massa input} - 95\% \text{ massa input}$$

$$= 7,134 \text{ kg/jam} - 95\% 7,134 \text{ kg/jam}$$

$$= 0.3567 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{24} \text{ output} = 95\% 7,134 \text{ kg/jam}$$

$$= 6,777 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2SO_4 = \text{massa input} - 5\% \text{ massa input}$$

$$= 2129,578 \text{ kg/jam} - 5\% 2129,578 \text{ kg/jam}$$

$$= 2023,09 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2SO_4 \text{ output} = 5\% 2129,577 \text{ kg/jam}$$

$$= 106,478 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } SO_3 = \text{massa input} - 5\% \text{ massa input}$$

$$= 92,95 \text{ kg/jam} - 5\% 92,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 88,30 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } SO_3 \text{ output} = 5\% 92,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,647 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2O = \text{massa input} - 5\% \text{ massa input}$$

$$= 26,95 \text{ kg/jam} - 5\% 26,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 25,60 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2O \text{ output} = 5\% 26,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,347 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5SO_3H = \text{massa input} - 95\% \text{ massa input}$$

$$= 1818,1818 \text{ kg/jam} - 95\% 1818,1818 \text{ kg/jam}$$

$$= 36.3636 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5SO_3H \text{ output} = 95\% 1818,1818 \text{ kg/jam}$$

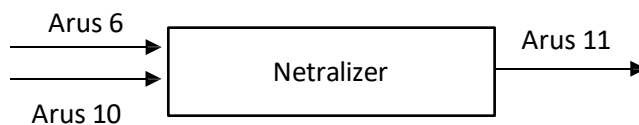
$$= 1745.454545 \text{ kg/jam}$$

Tabel L.A 3 Neraca Massa pada Decanter (DC-301)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
----------	------------	-------------

	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H ₂ SO _{4(l)}	1154,113	1096,407	57,7056
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}	592,949	592,949	
H ₂ O _(l)	29,7089	28,223	1,4854
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)	3839,1918	38,392	3800,7999
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H _{25(l)}	29,2632	29,263	
C ₁₂ H _{26(l)}	14,8544	14,854	
Jumlah	5660,080	1.800,0891	3859,9909
	5.660,080	5.660,08	

7.8 A.3 Neraca Massa Netralizer (N-01)



Input = Output

Arus 6 + Arus 10 = Arus 11

Keterangan:

Arus 6 = Aliran umpan dari decanter

Arus 10 = Aliran umpan dari tangki NaOH

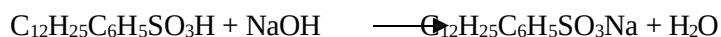
Arus 11 = Aliran umpan keluar netralizer

Pada neutralizer terdapat 2 reaksi yaitu:



Massa C₁₂H₂₅C₆H₅SO₃H keluar decanter = 1727,2727 kg/jam

- Pada reaksi 1



Massa NaOH = 209,815 kg/jam

Massa C₁₂H₂₅C₆H₅SO₃Na = 1825,398 kg/jam

Massa H₂O yang terbentuk = 94,4171 kg/jam

- Pada reaksi 2



Massa H₂SO₄ = 106,48

Mol H₂SO₄ = 1.08 kmol/jam

Massa NaOH = 86.85 kg/jam

Massa Na₂SO₄ = 154.161 kg/jam

Massa H₂O yang terbentuk = 39.0831 kg/jam

Massa NaOH yang dibutuhkan pada reaksi 1 dan 2 = 296,6674kg/jam

Neraca massa komponen

NaOH = 296,6674kg/jam

H₂O = $\frac{80}{20} \times \text{massa NaOH total} + \left(\frac{2}{98}\right) \times \text{massa NaOH}$
 = 1186.66 kg/jam + 6.0544 kg/jam
 = 1192.724 kg/jam

Massa H₂O arus 5 = 6.0544 kg/jam

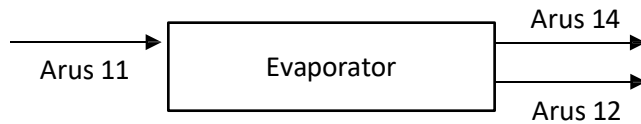
Massa H₂O arus 6 = 1186.669 kg/jam

Tabel L.A 4 Neraca Massa pada Netralizer (N-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	Arus 7	Arus 10	Arus 11
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ H _(l)	3.800,800		76,016
H ₂ SO _{4(l)}	57,706		
H ₂ O _(l)	1,485	2626,697	228,346
NaOH _(l)		656,674	2779,236
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ Na _(l)			3.976,150

Na ₂ SO _{4(l)}			83,614
	3.859,991	3283,372	7.143,363
Jumlah	<u>7.143,363</u>		7.143,363

7.9 A.4 Neraca Massa Evaporator (VP-01)



Input = Output

$$\text{Arus 11} = \text{Arus 12} + \text{Arus 14}$$

Keterangan:

Arus 11 = Aliran masuk dari netralizer

Arus 12 = Aliran keluar evaporator menuju spray dryer

Arus 14 = Aliran keluar evaporator menuju limbah

Pada Evaporator terjadi pemekatan hingga 85% (kirk Othmer, Vol.8)

Pada produk ini LAS yang dihasilkan 90% jadi, H₂O yang dihilangkan sebesar 11%

Sehingga:

- Neraca komponen *input*

Massa C₁₂H₂₅C₆H₅ = 54,880kg/jam

Massa C₁₂H₂₄ = 7,13kg/jam

Massa H₂O = 1351.83kg/jam

Massa H₂O *output* = Massa H₂O *input* x 90% = 1067.9485 kg/jam

Massa uap air yang hilang = Massa H₂O *input* x 11% = 283.89 kg/jam

- Neraca komponen *output*

Massa C₁₂H₂₅C₆H₄SO₃H = 17,27 kg/jam

Massa Na₂SO₄ = 154.16 kg/jam

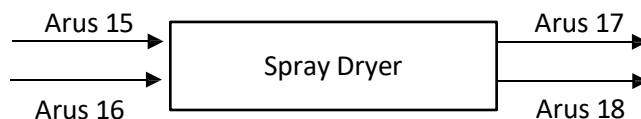
Massa C₁₂H₂₅C₆H₄SO₃Na = 1825,40 kg/jam

Tabel L.A 5 Neraca Massa pada Evaporator (VP-01)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 15

$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(l)}$	76,0160		76,0160
$H_2O_{(l)}$	228,3463	47,9527	180,3936
$NaOH_{(l)}$	2779,2364		2779,2364
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3Na_{(l)}$	3.976,1496		3.976,1496
$Na_2SO_{4(l)}$	83,6143		83,6143
Jumlah	7.143,36268	47,9527	7.095,4099
	7.143,36		7.143,36

7.10 A.5 Neraca Massa Spray Dryer (SD-01)



Input = Output

Arus 15 + Arus 16 = Arus 17 + Arus 18

Keterangan:

Arus 15 = Aliran masuk dari evaporator

Arus 16 = Aliran masuk udara panas

Arus 17 = Aliran keluar spray dryer menuju *screw conveyor*

Arus 18 = Aliran keluar spray dryer menuju filter

Jumlah udara yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 ton powder produk adalah 12500 m³ pada temperatur 300°C (Woollatt, 1985).

- Neraca massa komponen *input*

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_5$ = 54,880kg/jam

Massa $C_{12}H_{24}$ = 7,13kg/jam

Massa H_2O = 1067.948 kg/jam

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ = 17,27 kg/jam

Massa Na_2SO_4 = 154.1614 kg/jam

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ = 1825,39 kg/jam

Jumlah udara yang dibutuhkan untuk menghasilkan produk sebanyak 11.363,644 kg/jam adalah

97.218,656 kg/jam pada temperature 300°C (Woollatt, 1985). Diasumsikan udara tidak

mengandung uap air atau diabaikan karena jumlahnya terlalu kecil. Maka, untuk produk sebanyak 1893.94kg/jam membutuhkan udara panas sebesar 16.203,1 kg/jam.

Massa udara panas = 16203,098 kg/jam

- Neraca massa komponen *output*

Massa ke *screw conveyor* arus 17

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ = 1816,271 kg/jam

Massa aliran gas menuju filter arus 10

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ = 9,126 kg/jam

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_5$ = 54,880kg/jam

Massa $C_{12}H_{24}$ = 7,13kg/jam

Massa H_2O = 1067.948 kg/jam

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ = 17,27 kg/jam

Massa Na_2SO_4 = 154.161 kg/jam

Tabel L.A 6 Neraca Massa pada Spray Dryer (SD-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H_{(s)}$	76,0160			76,0160
$H_2O_{(g)}$	180,3936			180,3936
$NaOH_{(l)}$	2779,2364			2779,2364
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	3.976,1496		3.956,2689	19,8807
$Na_2SO_{4(l)}$	83,6143			83,6143
Jumlah	7.095,409947		3.956,2689	3139,1411
	7.095,41			7.095,41

7.11 A.6 Neraca Massa Bag Filter (F-01)



Input = Output

$$\text{Arus 18} = \text{Arus 19} + \text{Arus 20}$$

Keterangan:

Arus 18 = Aliran masuk dari spray dryer

Arus 19 = Aliran keluar menuju silo

Arus 20 = Aliran keluar menuju udara bebas

Neraca massa komponen

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5 = 54,880 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{24} = 7,13 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2O = 743,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H = 17,27 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } Na_2SO_4 = 0,51 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na &= F_{out} C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na = 0 + r1 \sigma \cdot BM \\ &= r1 \sigma \cdot s.BM = F_{out} C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na \\ &= r1 \frac{F_{out} C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na}{\sigma \cdot s.BM} \end{aligned}$$

$$= r1 = \frac{1825,3 \text{ kg} \cdot \sigma \cdot s.BM}{1 \times 348 \text{ kg/mol}}$$

$$= r1 = 0,026$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } Na_2SO_4 &= F_{out} Na_2SO_4 = 0 + r2 \sigma \cdot s.BM \\ &= r2 \sigma \cdot s.BM = F_{out} Na_2SO_4 \\ &= r2 \frac{F_{out} Na_2SO_4}{\sigma \cdot s.BM} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= r2 = \frac{0,51729217 \text{ kg/mol}}{1 \times 142 \text{ kg/mol}} \\ &= r2 = 0,003 \end{aligned}$$

Tabel L.A 7 Neraca Massa pada Filter (F-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20	
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3H_{(s)}$	76,0160	76,0160		
$H_2O_{(g)}$	180,394		180,394	
$NaOH_{(l)}$	2779,236		2779,236	
$C_{12}H_{25}.C_6H_4SO_3Na_{(s)}$	19,881		19,881	

Na ₂ SO _{4(i)}	83,614	83,614
Jumlah	3.139,141	76,0160
	3.139,141	3.139,141

Tabel L.A 8 Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg)	Output(Kg)
	Produk Utama	Produk Samping
Reaktor		
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H _{25(l)}	2926,322	29,263
C ₁₂ H _{26(l)}	14,854	14,854
H ₂ O _(l)	29,709	29,709
H ₂ SO _{4(l)}	2151,119	1154,113
SO _{3(l)}	537,839	
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}		592,949
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO _{3H(l)}		3.839,192
Decanter		
H ₂ SO _{4(l)}	1154,113	1154,11
H ₂ SO ₄ .SO _{3(l)}	592,949	592,949
H ₂ O _(l)	29,709	29,709
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO _{3H(l)}	3.839,192	3.839,192
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H _{25(l)}	29,263	29,263
C ₁₂ H _{26(l)}	14,854	14,854
Netralizer		
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO _{3H(l)}	3.800,800	76,016
H ₂ SO _{4(l)}	57,706	
H ₂ O _(l)	2628,183	228,346

NaOH _(l)	656,674	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ Na _(l)		3.976,150	
Na ₂ SO _{4(l)}		83,614	
Evaporator			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(l)	76,0160	76,0160	
H ₂ O _(l)	228,346	228,346	
NaOH _(l)	2779,236	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ Na _(l)	3.976,150	3.976,150	
Na ₂ SO _{4(l)}	83,614	83,614	
Spray Dryer			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ .SO ₃ H _(s)	76,016	76,016	
H ₂ O _(g)	180,394	180,394	
NaOH _(l)	2779,236	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ .C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	3.976,150	3.976,150	
Na ₂ SO _{4(s)}	83,614	83,614	
Bag Filter			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H _(s)	76,016	76,016	
H ₂ O _(g)	180,394	180,394	
NaOH _(l)	2779,236	2779,236	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na _(s)	19,881	19,881	
Na ₂ SO _{4(s)}	83,614	83,614	
Jumlah	35841,436	34687,323	1154,113
	<u>35.841,436</u>	<u>35.841,436</u>	

Basis:

- 1 jam operasi
- Suhu referensi 25°C
- Perhitungan cP

Perhitungan cP (kJ/kg.K) diambil dari literatur Yaws, (1999) berjudul *Chemical Properties Handbook* dengan data dan rumus ditunjukkan pada tabel berikut:

- Fasa gas

Tabel L.B 1 Kapasitas Panas Fasa Gas (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	106,7	0,77941	0,000585	-0,000000942	3,04E-10
C ₁₂ H ₂₄	83,102	6,2741E-01	2,2136E-04	-4,793E-07	1,5890E-10
SO ₃	22,466	1,1981E-01	-9,084E-05	2,5503E-08	-7,920E-13
H ₂ SO ₄	9,486	3,3795E-01	-3,808E-04	2,1308E-07	-4,687E-11
NaOH	22,246	1,4234E-01	-2,426E-04	1,8054E-07	-4,802E-11
H ₂ O	33,933	-8,418E-03	2,9906E-05	-1,782E-08	3,6934E-12
Na ₂ SO ₄	23,349	4,0133E-01	-5,078E-04	2,9884E-07	-6,668E-11
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12

- Fasa cair

Tabel L.B 2 Kapasitas Panas Fasa Liquid (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	202,922	2,0826	-0,0045475	4,2038E-06	202,922
C ₁₂ H ₂₄	129,203	1,5842E+00	-4,046E-03	4,3851E-06	129,203
SO ₃	5064,851	-4,190E+01	1,1959E-01	-1,111E-04	5064,851
H ₂ SO ₄	26,004	7,0337E-01	-1,385E-03	1,0342E-06	26,004
NaOH	87,639	-4,836E-04	-4,542E-06	1,1863E-09	87,639
H ₂ O	92,053	-3,995E-01	-2,110E-04	5,3469E-07	92,053
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	857				
Na ₂ SO ₄	233,515	-9,527E-03	-3,466E-05	1,5771E-08	233,515
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	865				

-Fase Padat

Tabel L.B 3 Kapasitas Panas Fasa Padat(Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	41132,9181		

C ₁₂ H ₂₄	-6,158	1,52E+00	-9,98E-04
H ₂ SO ₄	-34,353	7,02E-01	-6,12E-04
NaOH	51,234	1,31E-02	2,34E-05
H ₂ O	9,695	7,50E-02	-1,56E-05
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	64275		
Na ₂ SO ₄	12,202	5,81E-01	-6,06E-04
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	64875		

- Rumus perhitungan *heat capacities* (cP) untuk fasa gas
 $cP \text{ (gas)} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$
- Rumus perhitungan *heat capacities* (cP) untuk fasa liquid
 $cP \text{ (liquid)} = A + BT + CT^2 + DT^3$

Rumus perhitungan neraca panas

$$Q = m \times cP \times \Delta T$$

Keterangan:

Q = Energi Panas (kJ)

M = Massa (kg)

cP = Kapasitas Panas (kJ/kg°K)

ΔT = Perbedaan Temperature (°K)

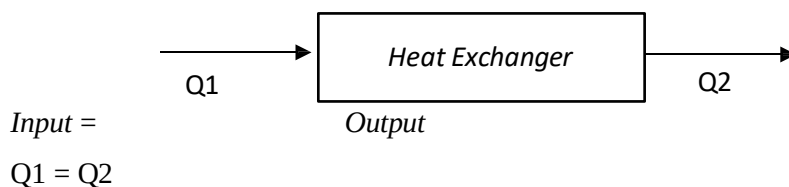
Neraca panas dihitung untuk satu jam operasi

Satuan laju alir dalam kJ/jam

Suhu referensi 298,15K

7.12 B.1 Perhitungan Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-01)

Asumsi suhu = 25°C = 298K



Keterangan:

Q1 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q2 = Panas *Linear Alkylbenzene* keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

b. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 4 Neraca Panas Bahan Masuk *Heat Exchanger*(HE-01)

Komponen	Input	Output
	Q1	Q3
C ₆ H ₅ C ₁₂ H ₂₅ (l)	13.200.632.3569	68.198.078,0441
C ₁₂ H ₂₆ (l)	28.041,3022	141.621,0843
H ₂ O(l)	11.214,6875	55.942,3676
Q _{steam}	58.058.687.5257	
Q _{loss}		2.902.934,3763
Total	71.298.575,8723	71.298.575,8723
Kebutuhan total steam/pemanas adalah		29.761,4761

Tabel L.B 5 Neraca Panas Heat Exchanger

7.13 B.2 Perhitungan Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-02)

Asumsi suhu = 25°C = 298K



Input = Output

$Q_3 = Q_4$

Keterangan:

Q_3 = Panas *Oleum* 20% masuk

Q_4 = Panas *Oleum* 20% keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 6 Neraca Panas Bahan Masuk *Heat Exchanger (HE-02)*

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
SO ₃	303,15	5	364,380	4,555	533,463	12.148,951
H ₂ SO ₄	303,15	5	446,725	4,558	359,783	8.200,224
Total						20.349,174

b. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 7 Neraca Panas Bahan Keluar *Heat Exchanger (HE-02)*

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
SO ₃	323,15	25	364,380	4,555	542,896	61.818,835
H ₂ SO ₄	323,15	25	446,725	4,558	366,596	41.777,449
Total						103.596,284

Tabel L.B 8 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-02)*

Komponen	<i>Input (KJ/jam)</i> Q3	<i>Output (KJ/jam)</i> Q4
SO ₃	12.148,951	61.818,835
H ₂ SO ₄	8.200,224	41.777,449

Q Steam	83.247,110	
Total	103.596,284	103.596,284

7.14 B.3 Perhitungan Neraca Panas Pada Heat Exchanger (HE-03)

Asumsi suhu = 25°C = 298K



Input = Output

Q7 = Q8

Keterangan:

Q7 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q8 = Panas *Linear Alkylbenzene* keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 9 Neraca Panas Bahan Masuk *Heat Exchanger (HE-03)*

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
NaOH	303,15	5	307,710	7,693	533,463	20.519,012
H ₂ O	303,15	5	1237,122	68,729	359,783	123.637,747
Total						144.156,760

b. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 10 Neraca Panas Bahan Keluar *Heat Exchanger (HE-03)*

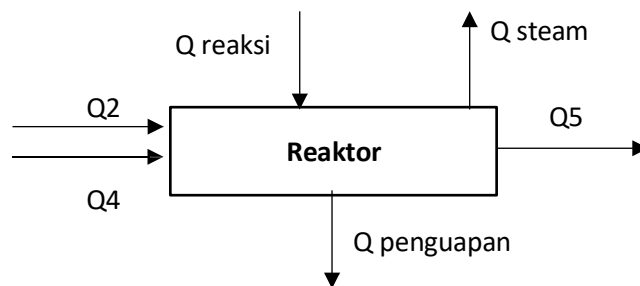
Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
SO ₃	323,15	25	307,710	7,693	542,896	104.409,138

H ₂ SO ₄	323,15	25	1237,122	68,729	366,596	629.893,735
Total						734.302,873

Tabel L.B 11 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-03)*

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
	Q3	Q4
NaOH	20.519,012	104.409,138
H ₂ O	123.637,747	629.893,735
Q Steam	590.146,113	
Total	734.302,873	734.302,873

7.15 B.4 Neraca Panas Pada Reaktor



Input = Output

$$Q2 + Q4 = Q5$$

Q2 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q4 = Panas *Oleum* masuk

Q5 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

a. Panas Bahan Masuk Q3

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 12 Neraca Panas Bahan Masuk Reaktor Q2

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
----------	----------	------------	------------	------------------------	-----------------	------------

C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	323,15	25	1.426,882	5,810	542,896	78.724,394
C ₁₂ H ₂₄	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
Total						79.113,597

b. Panas Bahan Masuk Q4

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 13 Neraca Panas Bahan Masuk Reaktor Q4

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
H ₂ SO ₄	323,15	25	2.129,578	21,730	143,505	77.960,363
SO ₃	323,15	25	539,134	6,739	261,381	44.037,270
H ₂ O	323,15	25	26,957	1,498	-41,049	-1.536,863
Total						120.460,770

c. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

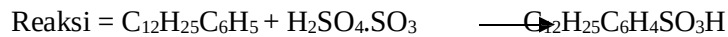
Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 14 Neraca Panas Bahan Keluar Reaktor

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	323,15	25	54,880	0,223	542,896	3.027,861
C ₁₂ H ₂₄	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
H ₂ SO ₄	323,15	25	2.129,578	21,730	143,505	77.960,363
SO ₃	323,15	25	92,954	1,162	261,381	7.592,633
H ₂ O	323,15	25	26,957	1,498	-41,049	-1.536,863
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	323,15	25	1.818,182	5,577	857	119.492,471

Total	206.925,668
--------------	--------------------

Konversi reaksi = 96%



ΔH_f dari J.M. Smith, Hendrick Van Ness, Michael Abbott, Mark Swihart - *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics-McGraw-Hill Education* (2018):

Reaktan			
Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (J/mol)	n . ΔH_f
<i>Linear Alkylbenzene</i>	1426,882	-178488,7268	-254682408,6
<i>Oleum 20%</i>	539,134	-431077,52	-232408404,5
Total			-487090813,2

Produk			
Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (J/mol)	n . ΔH_f
LAS	1818,182	-4992348,8	-9076997818
Asam Sulfat	2129,578	-810398,96	-1725807787
Total			-10802805605

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = (n \cdot \Sigma H_f \text{ produk}) - (n \cdot \Sigma H_f \text{ reaktan})$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -10315714792 \text{ kJ (eksotermis)}$$

Perhitungan panas penguapan

$$H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

$$H_{\text{vap}} = 58,62^{T_c}$$

$$Q_{\text{vap}} = m \cdot H_{\text{vap}}$$

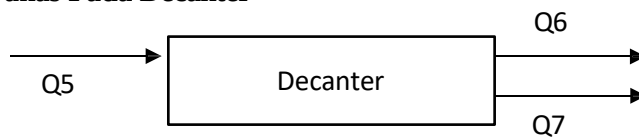
$$= 2,4887 \text{ kJ}$$

Tabel L.B 15 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)
	Q2	Q4	Q5
$\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5$	78.724,394		3.027,861
$\text{C}_{12}\text{H}_{24}$	389,203		389,203

H ₂ SO ₄	77.960,363	77.960,363
SO ₃	44.037,270	7.592,633
H ₂ O	-1.536,863	-1.536,863
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H		119.492,471
Q reaksi	-10.315.714.792,130	
Q penguapan		2,489
Q steam		-10.315.722.145,919
Total	-10.315.515.217,762	-10.315.515.217,762

7.16 B.5 Neraca Panas Pada Decanter



Input = Output

$$Q5 = Q6 + Q7$$

Keterangan:

Q5 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q6 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Q7 = Panas asam sulfat keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 16 Neraca Panas Bahan Masuk Decanter

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	323,15	25	54,88	0,223	542,896	3.027,861
C ₁₂ H ₂₄	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
H ₂ SO ₄	323,15	25	2129,58	21,730	143,505	77.960,363
SO ₃	323,15	25	92,95	1,162	261,381	7.592,633
H ₂ O	323,15	25	26,96	1,498	-41,049	-1.536,863

$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$	323,15	25	1.818,18	5,577	857,000	119.492,471
Total						206.925,668

b. Panas Bahan Keluar Produk Atas

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 17 Neraca Panas Bahan Keluar Produk Atas Decanter

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
$C_{12}H_{25}C_6H_5$	323,15	25	54,88	0,223	542,896	3.027,861
$C_{12}H_{24}$	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
H_2SO_4	323,15	25	106,48	1,087	143,505	3.898,018
SO_3	323,15	25	92,95	1,162	261,381	7.592,633
H_2O	323,15	25	25,61	1,423	-41,049	-1460,020
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$	323,15	25	1.818,18	5,577	857,000	119.492,471
Total						132.940,166

c. Panas Bahan Keluar Produk Bawah

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta$

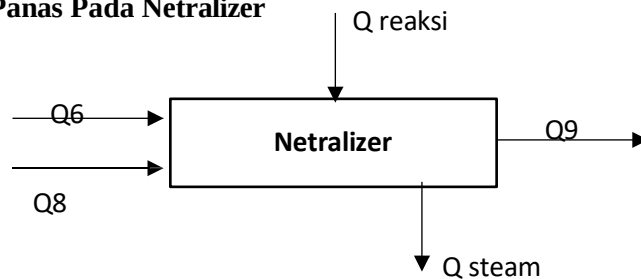
Tabel L.B 18 Neraca Panas Bahan Keluar Produk Bawah Decanter

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
$C_{12}H_{25}C_6H_5$	323,15	25	2.023,099	20,644	143,505	74.062,345
$C_{12}H_{24}$	323,15	25	1,348	0,075	-41,049	-76,843
Total						73.985,502

Tabel L.B 19 Neraca Panas Decanter

Komponen	Input Q (KJ/jam)	Output Q (KJ/jam)	
	Q5	Q6	Q7
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	3.027,861	3.027,861	
C ₁₂ H ₂₄	389,203	389,203	
H ₂ SO ₄	77.960,363	3.898,018	74.062,345
SO ₃	7.592,633	7.592,633	
H ₂ O	-1.536,863	-1.460,020	-76,843
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	119.492,471	119.492,471	
Total	206.925,668	206.925,668	

7.17 B.6 Neraca Panas Pada Netralizer



Input = Output

$$Q6 + Q10 = Q11$$

Q6 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q10 = Panas NaOH masuk

Q11 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

a. Panas Bahan Masuk Arus 6

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 20 Neraca Panas Bahan Masuk Netralizer Q6

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	323,15	25	54,880	0,223	542,896	3.027,861
C ₁₂ H ₂₄	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
H ₂ SO ₄	323,15	25	106,479	1,087	143,505	3.898,018
H ₂ O	323,15	25	1.262,730	70,152	-41,049	-71.991,208

C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	323,15	25	1.818,182	5,577	857,000	119.492,471
Total						54.816,345

b. Panas Bahan Masuk Arus 10

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 21 Neraca Panas Bahan Masuk Netralizer

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
H ₂ O	323,15	25	1.237,122	68,729	81,941	140.793,384
NaOH	323,15	25	307,710	7,693	87,624	16.851,779
Total						157.645,163

c. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 22 Neraca Panas Bahan Keluar Netralizer

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	323,15	25	54,880	0,223	542,896	3.027,861
C ₁₂ H ₂₄	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
H ₂ O	323,15	25	1.401,200	77,844	-41,049	-79.885,689
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	323,15	25	18,182	0,056	857,000	1.194,925
Na ₂ SO ₄	323,15	25	154,161	1,086	227,348	6.170,488
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	323,15	25	1921,472	5,521	865,000	119.401,84
Total						50.298,629

Konverensi reaksi = 96%

Reaksi = C₁₂H₂₅C₆H₄SO₃H + 3NaOH → C₁₂H₂₅C₆H₄SO₃Na + H₂O

ΔH_f dari J.M. Smith, Hendrick Van Ness, Michael Abbott, Mark Swihart - *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*-McGraw-Hill Education (2018):

Reaktan			
Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (J/mol)	n . ΔH_f
LAS	1818,182	-4992348,8	-9076997818
NaOH	307,710	-469415,512	-144444050,6
Total			-9221441869

Produk			
Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (J/mol)	n . ΔH_f
LAS	1921,472	-5955655,156	-11443626962
H ₂ O	1401,200	-285838,328	-400516688,7
Total			-11844143651

$\Delta H_{\text{reaksi}} = (n \cdot \Sigma H_f \text{ produk}) - (n \cdot \Sigma H_f \text{ reaktan})$

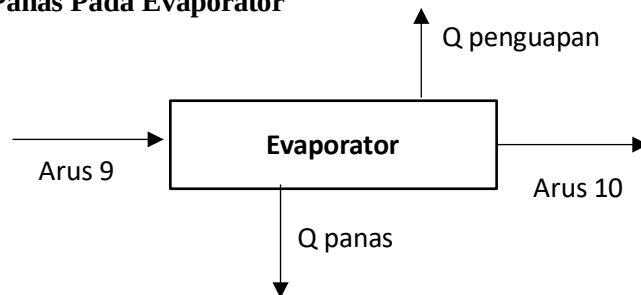
$\Delta H_{\text{reaksi}} = -2622701782 \text{ kJ (eksotermis)}$

Tabel L.B 23 Neraca Panas Netralizer

Komponen	Input (KJ/jam)		Output (KJ/jam)
	Q6	Q8	Q9
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	3.027,861		3.027,861
C ₁₂ H ₂₄	389,203		389,203
H ₂ SO ₄	3.898,018		
H ₂ O	-71.991,208	140.793,384	-79.885,689
NaOH		16.851,779	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	119.492,471		1.194,925
Na ₂ SO ₄			6.170,488
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na			119.401,840
Q reaksi	-2.622.701.782,216		
Q steam			-2.622.539.619,337

Total	-2.622.489.320,708	-2.622.489.320,708
--------------	---------------------------	---------------------------

7.18 B.7 Neraca Panas Pada Evaporator



$$Q_{11} = Q_{12} + Q_{14}$$

Q_{11} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q_{12} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Q_{14} = Panas limbah keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 24 Neraca Panas Bahan Masuk Evaporator

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
$C_{12}H_{25}C_6H_5$	323,15	25	54,880	0,223	542,896	3.027,861
$C_{12}H_{24}$	323,15	25	7,134	0,042	366,596	389,203
H_2O	323,15	25	1.401,200	77,844	143,505	279.276,266
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$	323,15	25	18,182	0,056	-41,049	-57,235
Na_2SO_4	323,15	25	154,161	1,086	857,000	23.259,927
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$	323,15	25	1.921,472	5,521	81,941	11.310,903
Total						317.206,926

b. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times c_p \times \Delta T$

Tabel L.B 25 Neraca Panas Bahan Keluar Evaporator

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	373,15	75	54,880	0,223	565,266	9.457,882
C ₁₂ H ₂₄	373,15	75	7,134	0,042	384,804	1.225,604
H ₂ O	373,15	75	1.401,200	77,844	-58,634	-342.326,853
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	373,15	75	18,182	0,056	857,000	3584,774
Na ₂ SO ₄	373,15	75	154,161	1,086	225,952	18.397,795
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	373,15	75	1921,472	5,521	865,000	358.205,521
Total						48.544,724

Perhitungan Panas Penguapan

$$H_{vap} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

$$H_{vap} = 58,62$$

$$Q_{vap} = m \times H_{vap}$$

$$= 2,489 \text{ kJ}$$

Tabel L.B 26 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Input (KJ/jam)	Output (KJ/jam)
	Q11	Q12
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	3.027,861	9.457,882
C ₁₂ H ₂₄	389,203	1.225,604
H ₂ O	279.276,266	-342.326,853
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	-57,235	3.584,774
Na ₂ SO ₄	23.259,927	18.397,795
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	11.310,903	358.205,521
Q penguapan		2,489
Q pemanas		268.659,712
Total	317.206,926	317.206,926

7.19 B.8 Neraca Panas Pada Spray Dryer



Input = Output

$$Q_{15} + Q_{16} = Q_{17} + Q_{18}$$

Q_{15} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q_{16} = Panas udara masuk

Q_{17} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Q_{18} = Panas udara keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 27 Neraca Panas Bahan Masuk Spray Dryer

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
$C_{12}H_{25}C_6H_5$	323,15	25	54,880	0,223	565,266	9.457,882
$C_{12}H_{24}$	323,15	25	7,134	0,042	384,804	1.225,604
H_2O	323,15	25	1.106,948	61,497	-58,634	-270.438,214
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$	323,15	25	18,182	0,056	857,000	3.584,774
Na_2SO_4	323,15	25	154,161	1,086	225,952	18.397,795
$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$	323,15	25	1.921,472	5,521	865	358.205,521
Total						120.433,363

b. Panas Udara Panas Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 28 Neraca Panas Udara Panas Masuk Spray Dryer

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
Udara pans	573,15	275	16.203,098	506,347	31,75	4.420.777,33

c. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 29 Neraca Panas Bahan Keluar Spray Dryer

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	373,15	75	54,880	0,223	41.132,918	596.461,724
C ₁₂ H ₂₄	373,15	75	7,134	0,042	415,486	1.146,882
H ₂ O	373,15	75	1.106,948	61,497	34,860	139.345,204
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	373,15	75	18,182	0,056	64.275	233.010,318
Na ₂ SO ₄	373,15	75	154,161	1,086	143,348	10.115,585
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	373,15	75	1.911,865	5,494	64.875	23.166.942,101
Total						24147021,814

Dengan metode *trial and error* maka diperoleh temperatur keluar alur 20 adalah 513,8707 K dengan temperatur referensi 373,15 K.

Temperatur keluar spray dryer = 363,15 K

Temperatur refrensi = 298,15 K

Temperatur kritis (TC) = 661,3 K

K = 0,38

ΔHVL (513,8397 K) = -20590151,615

d. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

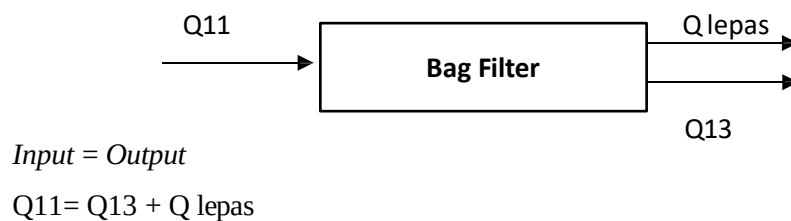
Tabel L.B 30 Neraca Panas Udara Panas Keluar Spray Dryer

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
Udara panas	363,15	65	506,346	29,91	984.340,489
Total					984340,489

Tabel L.B 31 Neraca Panas Spray Dryer

Komponen	Input Q (KJ/jam)	Output Q (KJ/jam)	
	Q10	Q11	Q12
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	9.457,882		596.461,724
C ₁₂ H ₂₄	1.225,604		1.146,882
H ₂ O	-270.438,214		139.345,204
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	3.584,774		233.010,318
Na ₂ SO ₄	18.397,795		10.115,585
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	358.205,521		23.166.942,101
udara panas	4.420.777,326	984.340,49	
Del HVL		-20590151,615	
sub total	75.589,293	-19605811,125	26.347.730,82
Total	4.541.210,689	4.541.210,689	

7.20 B.8 Neraca Panas Pada Bag Filter



Q11 = Panas udara *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q17 = Panas udara *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Q18 = Panas lepas

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi

25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 32 Neraca Panas Bahan Masuk Bag Filter

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	573,15	275	54,880	0,223	601,037	36.873,457
C ₁₂ H ₂₄	573,15	275	7,134	0,042	442,309	5.165,435
H ₂ O	573,15	275	1.106,948	61,497	35,974	608.390,135
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	573,15	275	18,182	0,056	857,000	13.144,172
Na ₂ SO ₄	573,15	275	154,161	1,086	135,605	40.485,082
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	573,15	275	9,607	0,028	865,000	6.567,101
Total						710.625,382

b. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi

25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 33 Neraca Panas Bahan Keluar Bag Filter

Komponen	Suhu (K)	ΔT	Massa (kg)	Laju mol (kmol/jam)	Cp (J/mol°K)	Q (KJ/jam)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	323,15	25	154,161	1,086	109,361	2.968,184
C ₁₂ H ₂₄	323,15	25	9,607	0,028	865,000	597,009
H ₂ O	323,15	25	54,880	0,223	391,183	2.181,721
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	323,15	25	7,134	0,042	294,521	312,684
Na ₂ SO ₄	323,15	25	1.106,948	61,497	33,774	51.925,485
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	323,15	25	18,182	0,056	857,000	1.194,925
Total						59.180,008

Tabel L.B 34 Neraca Panas Bag Filter

Komponen	Input Q (KJ/jam)	Output Q (KJ/jam)	
	Q11	Q13	Q14
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	36.873,457		2.181,721
C ₁₂ H ₂₄	5.165,435		312,684
H ₂ O	608.390,135		51.925,485
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	13.144,172		1.194,925
Na ₂ SO ₄	40.485,082	2.968,184	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	6.567,101	597,009	
Q lepas		651.445,374	
Total	710.625,382	710.625,382	

Tabel L.B 35 Neraca Panas *Overall*

Komponen	Input	Output	
		Produk Utama	Produk Samping
Heat exchanger-01			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	15.496,110	78.850,555	
C ₁₂ H ₂₄	76,394	389,203	
Q steam	63.667,254		
Heat exchanger-02			
SO ₃	12.148,951	61.818,835	
H ₂ SO ₄	8.200,224	41.777,449	
Q steam	83.247,110		
Heat exchanger-03			

NaOH	20.519,012	104.409,138	
H ₂ O	123.637,747	629.893,735	
Q steam	590.146,113		
Reaktor			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	78.724,394	3.027,861	
C ₁₂ H ₂₄	389,203	389,203	
H ₂ SO ₄	77.960,363	77.960,363	
SO ₃	44.037,270	7.592,633	
H ₂ O	-1.536,863	-1.536,863	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H		119.492,471	
Q reaksi	-103.15.714.792,130		
Q penguapan		2,489	
Q steam		-10.315.722.145,919	
Decanter			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	3.027,861	3.027,861	
C ₁₂ H ₂₄	389,203	389,203	
H ₂ SO ₄	77.960,363	3.898,018	74.062,345
SO ₃	7.592,633	7.592,633	
H ₂ O	-1.536,863	-1.460,020	-76,843
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	119.492,471	119.492,471	
Netralizer			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	3.027,861	3.027,861	
C ₁₂ H ₂₄	389,203	389,203	
H ₂ SO ₄	3.898,018		
H ₂ O	68802,176	-79885,689	
NaOH	16851,779		
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	119492,471	1194,925	
Na ₂ SO ₄		6170,488	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na		119401,840	
Q reaksi	-2622701782,216		
Q steam		-2622539619,337	
Evaporator			

C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	3027,861	9457,882	
C ₁₂ H ₂₄	389,203	1225,604	
H ₂ O	279276,266	-342326,853	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	-57,235	3584,774	
Na ₂ SO ₄	23259,927	18397,795	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	11310,903	358205,521	
Q penguapan		2,489	
Q pemanas		268659,712	
Spray Dryer			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	9457,882	596461,724	
C ₁₂ H ₂₄	1225,604	1146,882	
H ₂ O	-270438,214	139345,204	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	3584,774	233010,318	
Na ₂ SO ₄	18397,795	10115,585	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	358205,521	23166942,101	
udara panas	4420777,326	984340,490	
Del HVL		-20590151,615	
Bag Filter			
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	36873,457	2181,721	
C ₁₂ H ₂₄	5165,435	312,684	
H ₂ O	608390,135	51925,485	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	13144,172	1194,925	
Na ₂ SO ₄	40485,082	2968,184	
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	6567,101	597,009	
Q panas		651445,374	
Sub Total	-12.931.311.430,890	-12.931.385.416,392	73.985,502
Total	-12.931.311.430,890	-12.931.311.430,890	

Perhitungan efisiensi neraca panas

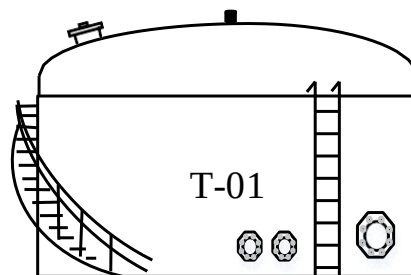
$$\begin{aligned}
 \% \text{ Kehilangan panas} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{\text{Total panas}} \times 100\% \\
 &= 1,003\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\% \text{ Effisiensi } overall &= 100\% - \% \text{kehilangan panas} \\ &= 99\%\end{aligned}$$

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

7.21 C.1 Tangki Penyimpanan *Linear Alkylbenzene*



Gambar L.C 1 Tangki Penyimpanan

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku <i>Linear Alkylbenzene</i> sebelum masuk reaktor (R-01)
Tipe Tangki	: Silinder vertical dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head torispherical</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steels, SA-7</i>
Kapasitas Tangki	: 7.569,507 bbl
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 30°C
Diameter Tangki	: 55 ft = 16,9 m
Tinggi <i>Shell</i>	: 24 ft
Lebar <i>Plate Standar</i>	: 6 ft
Jumlah <i>Course</i>	: 4 buah
Jumlah Tangki	: 1 buah

Tebal *Shell* : 10mm; 9mm; 7mm; 5mm
 Dimensi Atap : Tinggi *Head* = 11,25 ft
 Tebal *Head* = 16 mm
 Tinggi Total Tangki : 8,62 m

Menentukan Bahan Konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi *Carbon steels*, SA-7 dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tahan terhadap korosi
2. Tekanan maksimum yang diizinkan besar, sehingga cocok untuk kondisi operasi reaktor 88 atm

- Menghitung Dimensi Utama Tangki

- a. Menghitung kapasitas tangki

Jangka waktu penyimpanan *Linear Alkylbenzene* = 30 hari

Bahan baku pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* = *Linear Alkylbenzene*
 = 1429,168 kg/jam

Kebutuhan *Linear Alkylbenzene* dalam 1 hari = 34300,057 kg/jam

Antisipasi keterlambatan =

Kebutuhan 1 hari x jangka waktu *Linear Alkylbenzene* = 34300 kg/hari x 30 hari
 = 1.029.001,67 kg

Densitas *Linear Alkylbenzene* = 855,065 kg/m³
 = 53,381 lb/ft³

Menentukan volume cairan dalam tangki

Volume tangki = $\frac{\text{kebutuhan bahan baku}}{\text{densitas Linear Alkylbenzene}}$ = 1203,419 m³
 = 7.569,50 bbl
 = 42498,389 ft³

Faktor keamanan 20%

Volume tangki = 1444,10 m³ = 50998,06 ft³ = 12110,82 US bbl

- b. Menghitung ukuran tangki

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan (3.1) dan (3.12) (Brownell and Young, 1979) sebagai berikut:

Persamaan 3.12 hal 43

$$D = 4H \frac{2c_2}{c_2 + 2c_2 + 0} = \frac{8}{3}H$$

Persamaan 3.1 hal 41

$$H = \frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3} \times H\right)^2 \times \pi}$$

$$H = \left(\frac{4 \times 50998,06}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times \pi}\right)^{1/3}$$

$$H = 20,8986 \text{ ft}$$

$$= 6,369 \text{ m}$$

Diameter tangki dapat dihitung

$$D = \frac{8}{3} \times H$$

$$D = 55,7296 \text{ ft}$$

$$= 16,98 \text{ m}$$

c. Menentukan jumlah tangki

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan berdasar pada Appendix E (Brownell and Young, 1979) memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Diameter tangki (D)= 60 ft = 720 inch

Tinggi tangki (T) = 24 ft

Jumlah Course = 4

Kapasitas tangki dengan 72-in Butt Welded Courses untuk diameter 60 ft kapasitas tangki maksimum = 504 bbl/ft

Tinggi tangki = 24,029 ft

Tinggi tangki (H) = 24 ft

Maka Jumlah Tangki = 1,001 atau 1 buah

Maka tangki untuk penyimpanan menggunakan 1 buah tangki dengan kapasitas standar 12909 bbl.

d. Perhitungan Tebal *Shell*, Dimensi *Shell*, dan Jumlah *Course*

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steels SA-7 hal 251, (Brownell & Young, 1979), diperoleh data:

Stress yang diizinkan (f) = 12650 psi

Efisiensi Pengelasan (E) = 0,85

Faktor Korosi (c) = 0,125

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (3.16) dan (3.17) hal 45 dan 46 (Brownell and Young, 1979):

$$t = \frac{pd}{2fE} + c$$

Perhitungan tekanan internal (p):

$$p = \rho \frac{(H-1)}{144}$$

Keterangan:

t = tebal *shell*, in

p = tekanan internal, psi

d = *inside* diameter, in =

f = tegangan kerja (*working stress*) yang diizinkan, psi

E = efisiensi pengelasan

c = *corrosion allowance*, in

ρ = densitas produk, lb/ft³

H = tinggi *course*, ft

dari kedua persamaan diatas diperoleh:

$$t = \frac{\rho(H-1)d}{2 \times 144 f E} + c$$

- Course 1

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_1 = \frac{(53.381 \frac{lb}{ft^3})(24 - 1)(60ft \times 12 \frac{in}{ft})}{144 \times 12650 \text{ psia} \times 0.85} + 0.125in$$

$$H = 24 \text{ ft}$$

$$D = 60 \text{ in}$$

$$t_1 = 0.41 \text{ in} = 10.425 \text{ mm}$$

Maka dipilih tebal *shell* standar = 10 mm = 0.3937 in

- Menghitung panjang *plate*

Direncanakan menggunakan 8 *plate* untuk tiap *course*, *allowance* untuk *vertical*

welded joint (jarak sambungan antar *plate*) = $5/32$ in, dengan lebar standart = 72 in = 6 ft

Vertical welded joint = 0,15625 in = 0,01302 ft

lebar *course* = 72 in = 6 ft

$$L = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12n} \quad (\text{Brownell and Young, hal. 55})$$

Weld length = n x *allowable welded joint*

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangka, ft

n = jumlah *plate*

$$L = \frac{(3,14 \times 60 \text{ ft}) - (8 \times 0,013 \text{ ft})}{12 \times 8}$$

$$L = 1,961 \text{ ft}$$

- Course 2

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_2 = \frac{(53.69529 \frac{lb}{ft^3})(24 - 6 - 1)(60 \text{ ft} \times 12 \frac{in}{ft})}{\frac{in^2}{ft^2}} + 0,125 \text{ in}$$

$$2 \times 144 \text{ ft}^2 (12650 \text{ psia}) \times 0,85$$

$$H = 24$$

$$D = 60$$

$$T_2 = 0,33 \text{ in} = 8,53 \text{ mm}$$

Maka dipilih tebal *shell* standar = 9 mm = 0,35 in

- Menghitung panjang *plate*

Direncanakan menggunakan 8 *plate* untuk tiap *course*, *allowance* untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar *plate*) =

$$\text{Vertical welded joint} = 0,15625 \text{ in}$$

lebar *course* = 72 in = 6 ft

$$L = \frac{(\pi \times d) - \text{weld length}}{12n}$$

Weld length = n x *allowable welded joint*

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangka, ft

n = jumlah plate

$$\underline{(3,14 \times 60 \text{ ft}) - (8 \times 0,013 \text{ ft})}$$

$$L = 1,961 \text{ ft}$$

- Course 3

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_3 = \frac{(53.69529 \frac{lb}{ft^3})(24 - 12 - 1)(60 \text{ ft} \times 12 \frac{in}{ft})}{in^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$2 \times 144 \frac{ft^2}{in^2} (12650 \text{ psia}) \times 0,85$$

$$H = 24$$

$$D = 60$$

$$T_3 = 0,261 \text{ in} = 6,64 \text{ mm}$$

Maka dipilih tebal *shell* standar = 7 mm = 0,275 in

- Menghitung panjang *plate*

Direncanakan menggunakan 8 *plate* untuk tiap *course*, *allowance* untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar *plate*) =

$$\text{Vertical welded joint} = 0,15625 \text{ in}$$

$$\text{lebar course} = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft}$$

$$L = \frac{(\pi \times d) - \text{weld length}}{12 n}$$

$$\text{Weld length} = n \times \text{allowable welded joint}$$

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangka, ft

n = jumlah *plate*

$$L = \frac{(3,14 \times 60 \text{ ft}) - (8 \times 0,013 \text{ ft})}{12 \times 8}$$

$$L = 1,961 \text{ ft}$$

- Course 4

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_4 = \frac{(53.69529 \frac{lb}{ft^3})(24 - 18 - 1)(60 \text{ ft} \times 12 \frac{in}{ft})}{in^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$H = 24 \quad 2 \times 144 \frac{\overline{ft^2}}{ft^2} (12650 \text{ } psia) \times 0,85$$

$$D = 60$$

$$T4 = 0,18 \text{ in} = 4,751 \text{ mm}$$

$$\text{Maka dipilih tebal shell standar} = 5 \text{ mm} = 0,196 \text{ in}$$

- Menghitung panjang *plate*

Direncanakan menggunakan 8 *plate* untuk tiap *course*, *allowance* untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar *plate*) =

$$\text{Vertical welded joint} = 0,15625 \text{ in}$$

$$\text{lebar course} = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft}$$

$$L = \frac{(\pi \times d) - \text{weld length}}{12 n}$$

$$\text{Weld length} = n \times \text{allowable welded joint}$$

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangka, ft

n = jumlah *plate*

$$L = \frac{(3,14 \times 60 \text{ ft}) - (8 \times 0,013 \text{ ft})}{12 \times 8}$$

$$L = 1,961 \text{ ft}$$

- Menghitung dimensi head

- a. Menentukan tinggi head tangki

Persamaan untuk menghitung tebal *shell head*:

$$th = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f \times E - 0,6P)}$$

Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm (14,7 psi), digunakan faktor keamanan 10%, maka:

$$P = 110\% \times 14,7 \text{ psi} = 16,17 \text{ psi}$$

$$\cos 30^\circ = 0,866$$

$$th = \frac{16,17 \text{ psi} \times 720 \text{ in}}{2 \cos 30^\circ (12650 \text{ psia} \times 0,85 - 0,6 \times 16,17)}$$

$$th = 0,625 \text{ in} = 15,89 \text{ mm} = 0,015 \text{ m} = 0,0529 \text{ ft}$$

Maka, digunakan tebal standar yaitu 16 mm = 0,629 in

b. Menghitung sudut pada θ atap

Sudut *head* adalah sudut *conical roof* terhadap garis horizontal

$$\sin^2 \theta = \frac{D^2}{t^2} \left(\frac{P}{6} \times 10^6 \right)$$

$$\sin \theta = \frac{D}{1000} \sqrt{P/6} \quad \text{Persamaan 4.5 Brownell and Young}$$

Dimana:

D = diameter tangki standar, ft

t = *cone shell thickness*, in

P = tekanan desain, psi

$$\sin \theta = \frac{60 \text{ ft}}{1000 \times 0,629 \text{ in}} \sqrt{\frac{16,17}{6}}$$

$$\sin \theta = 0,15$$

$$\theta = 0,15^\circ$$

c. Menghitung tinggi *head* (h):

$$\tan \theta = \frac{h}{0,5 D}$$

$$\tan \theta = 0,157$$

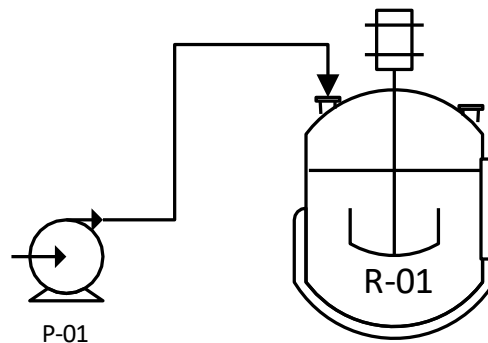
$$h = \tan \theta \times 0,5 D$$

$$h = 4,71 \text{ ft} = 1,41 \text{ m}$$

Jadi tinggi total tangki adalah = H + h + th

$$= 28,76 \text{ ft} = 8,62 \text{ m}$$

7.22 C.2 Pompa



Gambar L.C 2 Pompa

Kode

: P-01

Fungsi	: Mengalirkan <i>Linear Alkylbenzene</i> menuju reaktor (R-01)		
Tipe Pompa	: Pompa sentrifugal		
Jumlah Pompa	: 1 buah		
Bahan Kontruksi	: Comersial Steel		
Kapasitas	: 44.524,19 kg/jam		
Power	: 2 HP		
Ukuran Pipa	Diameter Nominal	= 2 in	
	<i>Inside Diameter</i>	= 2,017 in	
	<i>Outside Diameter</i>	= 2,38 in	

Menentukan tipe pompa

Dalam Prarancangan ini dipilih pompa centrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut

- Tekanan masih dalam range yang diijinkan, lebih kecil dari 48 Mpa
- Viskositas fluida tidak terlalu besar, kurang dari 50 cp
- Konstruksi sederhana dan relatif murah
- Mampu bekerja pada head yang tinggi
- Kapasitasnya antara 2 gal/men sampai 105 gal/men
- Banyak tersedia dipasaran
- Paling sering digunakan di dunia industri

Menentukan bahan konstruksi pompa

Berdasarkan Perry (1997), Tabel 28-2, halaman 28-30, dipilih bahan konstruksi jenis Austenitic Stainless Steel 316 dengan pertimbangan:

- Memiliki *allowable working stress* yang tinggi yaitu 20.000 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu tinggi.
- Tahan terhadap korosi, mudah dibersihkan dan pilihan yang paling murah dalam perbandingan biaya *life cycle*.
- Impeller: untuk pemompaan dengan suhu tidak lebih dari 120°C, bronze impeller biasa digunakan pada kondisi tersebut.
- Casing: cast iron dipilih karena banyak digunakan untuk pompa *single stage*.
- Shaft: bahan konstruksi shaft dipilih Austenitic Stainless Steel 316

Menghitung laju alir volumetrik fluida

$$\text{Laju alir massa} = 4131,9831 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Desnsitas } \textit{Linear Alkylbenzene} (\rho) = 855 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 0,0477 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Diambil faktor keamanan 10\%} = 0,052 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Maka akan menggunakan pompa 1 buah dari Tabel 10.17 halaman 480 Coulson vol.6 dapat digunakan pompa centrifugal single stage jika $Q = 0,25 - 1000 \text{ m}^3/\text{jam}$.

- Menghitung Diameter Inside Optimal Pipa

Asumsi aliran turbulen, untuk perkiraan $Di > 1$ ($N_{re} > 2100$) sehingga menggunakan persamaan 45, buku Petters hal 365:

$$Di_{opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dimana:

Di = diameter dalam optimum, in

Q_f = kecepatan volumetrik, $0,028027 \text{ ft}^3/\text{s}$

ρ = densitas fluida, $92,504 \text{ lbm/ft}^3$

Diameter optimal = $1,73485 \text{ in} = 0,1445 \text{ ft}$

Dari tabel 11 (Kern, 1983) digunakan pipa standard sch 40 dengan keterangan sebagai berikut:

Nominal *pipe size* = $1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft}$

Outside diameter = $1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$

Inside diameter = $1,049 \text{ in} = 0,087 \text{ ft}$

Cross section area = $0,864 \text{ in} = 0,006 \text{ ft}$

- Menghitung kecepatan linier fluida

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$v = 8,745 \text{ ft/s}$$

$$\text{kinetic head (v1)} = 0$$

$$\text{kinetic head (v2)} = \frac{v^2}{2\alpha gc}$$

$$= 1,1875 \text{ ft.lbf/lb}$$

Viskositas *Linear Alkylbenzene* = $4,24 \text{ cP}$

- Menghitung bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

$$NRe = 17.898,183$$

Bilangan NRe >2100 maka aliran turbulen

- Menghitung energi potensial

$$Z1 = 1 \text{ m} = 3,28 \text{ ft}$$

$$Z2 = 7 \text{ m} = 22,965 \text{ ft}$$

- Menghitung tekanan

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

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times \frac{g}{g_c} \times h$$

$$= 1043,583 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P1 = P \text{ ruang} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 3159,803 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P2 = 2116,22 \text{ lbf/ft}^2$$

- Menghitung faktor friksi

Dari Appendix C-1 hal 540, Foust (1960) untuk pipa komersial steel dengan D nominal 1 in, diperoleh:

$$\varepsilon/D = 0,0017$$

Dari Appendix C-3 hal 544, Foust untuk Nre = 67137,2178

$$NRe = 17898,18$$

$$\varepsilon/D = 0,0017$$

$$\text{faktor friksi (f)} = 0,023$$

- Menentukan panjang ekivalen

Dengan menggunakan Appendix C-2a s/d C-2d hal. 541-544 Foust. Direncanakan sistem pemipaan dirancang sebagai berikut:

Jenis	Jumlah	L/D	Le (ft)
Pipa Lurus Horizontal			17
Pipa Lurus Vertikal			7,5

Elbow Standar (90°)	7	30	53,67
Gate Valve	1	13	3,32
Sharp edge entrance (k=0,5)	2	30	15,33
Shrape edge exit (k=1)	2	60	30,67
Total			127,49

Jadi panjang ekivalen yaitu 127, 49 ft

- Menghitung energi yang hilang akibat gesekan
Kehilangan energi karena friksi dihitung dengan persamaan 'Arcy (friction head)

$$\sum F = \frac{f \times v^2 \times Le}{2 \times gc \times D}$$

Dimana: $2 \times gc \times D$

f = faktor friksi

v = laju alir (ft/s)

Le = panjang ekivalen pemipaan

D = inside diameter pipa (ft)

$\Sigma F = 39,8331 \text{ ft/lbf/lbm}$

- Menghitung tenaga mekanis pompa

$$-\frac{v_1^2}{2\alpha gc} + Z_1 \frac{g}{gc} - \frac{P_1}{\rho} - (wf) = -\frac{v_2^2}{2\alpha gc} + Z_2 \frac{g}{gc} - \frac{P_2}{\rho} + \sum F$$

$$-(wf) = \frac{\Delta v^2}{2\alpha gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Menghitung *velocity head*:

$$\frac{\Delta V^2}{2\alpha gc} = 1,1875$$

Menghitung potensial head:

Direncanakan :

$$Z1 = 1 \text{ m} = 3,28 \text{ ft}$$

$$Z2 = 7 \text{ m} = 22,96 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta Z \rho}{gc} = 19,68504 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung pressure head

$$P1 = 1,4931 \text{ atm} = 3159,803 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P1' = 1045,076$$

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,2 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P2' = 2,493$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 19,666$$

$$P \text{ hidrostatik} = 1043,583 \text{ lbf/ft}^2$$

Menghitung total head (-wf)

$$-Wf = 80$$

Menghitung BHP pompa

$$BHP = \frac{Qf \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \times \eta}$$

- Menghitung BHP pompa

$$BHP = \frac{Qf \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \times \eta}$$

Dari Peters dan Timmerhaus 1991, Fig 14.37, tentang efisiensi pompa sentrifugal hal 520 diperoleh efisiensi pompa

$$\eta = 0,45$$

$$Qf = 0,052 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$\rho = 53,01 \text{ lb/ft}^3$$

$$-wf = 80 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$BHP = 0,903 \text{ HP}$$

$$BHP = 1,4338 \text{ HP}$$

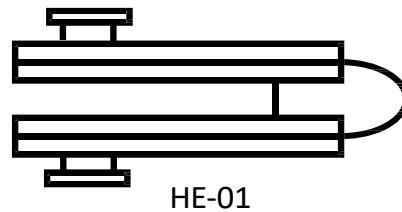
- Menghitung tenaga motor pompa

Dari Fig.14.38 tentang efisiensi motor 3 phase, Peters dan Timmerhaus, 1991, halaman 521 untuk BHP pompa = 0,268126611 HP didapatkan efisiensi motor (η) yang diperlukan 80%

$$\eta = 0,8$$

$$\text{HP} = 1,79226 \text{ HP}$$

7.23 C.3 Heat Exchanger



Gambar L.C 3 Heat Exchanger

Kode	: HE-01
Fungsi	: Menaikan suhu bahan baku <i>Linear Alkylbenzene</i> sebelum menuju reaktor dari suhu 30°C menjadi suhu 50°C
Tipe Heater	: <i>Double pipe</i> heat exchanger
Jumlah Heater	: 1 buah
Media Pemanas	: <i>Steam</i>
Beban Panas	: 63.668 kg/jam
Laju Alir Massa	: Fluida Panas : 1.436 kg/jam : Fluida Dingin: 8.850 kg/jam
Suhu	: Fluida Panas : Suhu Masuk = 100°C : Suhu Keluar = 100°C : Fluida Dingin: Suhu Masuk = 30°C : Suhu Keluar = 50°C
UD	: 100 btu/jam
OD	: 1.5 inch
ID Shell	: 25 HP
Panjang Tube	: 12 ft
- Menentukan Tipe Heat Exchanger - Fluida panas (keluaran tangki <i>Linear Alkylbenzene</i>) Suhu masuk (T1) = 100°C = 373,15 K Suhu keluar (T2) = 50°C = 323,15 K $T_{h\ av}$ = 100°C = 348,15 K Laju alir massa (Ws) = 1436,31 kg/jam	

- Fluida dingin

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk (T1)} &= 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\ \text{Suhu keluar (T2)} &= 50^\circ\text{C} = 328,15 \text{ K} \\ \text{Th av} &= 42,5^\circ\text{C} = 315,15 \text{ K} \\ \text{Laju alir massa (Ws)} &= 8850,37 \text{ kg/jam} \\ \text{Panas yang diserap} &= 63668 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Karena $W_t > W_s$, maka fluida panas diletakan di tube dan fluida dingin diletakan pada shell

Dari neraca panas diperoleh beban panas

$$Q_f = 63668 \text{ kg/jam}$$

- Menentukan LMTD

Fluida Panas		Suhu	Fluida Dingin		Δt
T1(°F)	212	Suhu Tinggi	t2(°F)	122	90
T2(°F)	122	Suhu Rendah	t1(°F)	86	36

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

$$\text{LMTD} = 58,933 \text{ F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2,5$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,3$$

Dari figure 19 (Kern 1950, hal 829), diperoleh faktor koreksi

$$F_T = 1$$

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

$$= 101,8484$$

- Menghitung Tc dan tc

Tc dan tc menggunakan temperature rata2 karena perubahannya kecil

$$T_c = 167 \text{ F} = 348,15 \text{ K}$$

$$t_c = 104 \text{ F} = 313,15 \text{ K}$$

- Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Rancangan (UD)

Dari Tabel 8 Kern, untuk HE dengan hot fluid light organic dan cold fluid water, UD = 100-500

$$U_d = 100 \text{ Btu/jamft}^2\text{F}$$

Dipilih jumlah tube standar 94 tube (Kern, 1983 Tabel 9 Hal. 842)

Dari tabel 9 hal. 841-842 Kern dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

ID Shell	= 25 in
OD	= 1 ½ in
Pitch (Pt)	= 1 7/8 in square
Jumlah tube	= 94
Tube pass	= 1
BWG	= 16
Flow area/tube (ai)	= 1,47 in ²
Surface in ft (a'')	= 0,2618 ft ²
L	= 12 ft
C' (PT-OD)	= 0,375 in

Inside diameter = 1,37 in

- Menghitung luas permukaan (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = 11,132 \text{ ft}^2$$

- Menentukan bahan konstruksi

Untuk bahan konstruksi dipilih Stainless Steel SA-304 dengan pertimbangan sebagai bahan yang tahan korosi dan mempunyai allowable working stress yang besar

- Menentukan spesifikasi heat exchanger

Dalam perancangan ini ditentukan aliran fluida dingin (H2) dimasukkan ke dalam tube

- Menghitung jumlah tube

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = 3,543$$

- Menghitung koresi UD

$$A = Nt \times L \times a'' = 11 \text{ ft}^2$$

B min 20% dari Da

Dari Tabel 9 untuk jumlah pipe diatas

$$Da = 25 \text{ in}$$

$$B = 24,8 \text{ in}$$

Perhitungan fluida panas dari tube

- Luas aliran di dalam tube

$$at = \frac{ID \times C' \times B}{144 \text{ Pt}} = 0,0717 \text{ ft}^2$$

- Kecepatan massa di tube

$$Gt = \frac{Wt}{at} = 828,4991488 \text{ lb/jam ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold

Pada $T_{avg} = 100,4 \text{ F}$

Dari fig. 15 Kern Hal 825

$\mu = 0,041 \text{ cP} = 0,09922 \text{ lb/ft.jam}$

Dari fig. 28 hal 838 Kern diperoleh bahwa

$D_e = 1,48 \text{ in} = 0,1233 \text{ ft}$

$$Re = \frac{D_e Gt}{\mu} = 1.029,848435$$

- Menghitung h_o

Untuk steam $h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$ (Kern, hal 164)

$H_o = 1500$

Perhitungan fluida dingin di shell

- Luas aliran di dalam shell

$$a_s = \frac{Nt \times a_i}{144 n} = 0,00641 \text{ ft}^2$$

$$a_i = 1,47 \text{ in}^2$$

- Menghitung kecepatan massa dalam pipa

$$Gs = \frac{Ws}{as} = 175.075,3168 \text{ lb/jam.ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold dalam pipa

Pada $T_{avg} = 212^\circ\text{F}$

$\mu \text{ air} = 0,16 \text{ cP} = 0,3872 \text{ lb/ft.jam}$

D (dari Tabel 10) $\text{in} = 5/7 \text{ in}$

$D_t = 0,06 \text{ ft}$

$$Re = \frac{D_t Gs}{\mu} = 27.129,43959$$

- Menghitung h_i

$h_i = L/D$

hi = 200

Dari fig.24 hal 834, Kern

$$JH = 3$$

$$cP \text{ air} = 1357,2 \text{ J/g.K}$$

$$k = 0,3 \text{ W/m.K}$$

$$k \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 41,8384$$

$$hi = jH \frac{k}{D} \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 2091,924 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

$$hio = hi \frac{ID}{OD} = 1004,123 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

- Menghitung koefisien clean overall (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = 601,48$$

- Menghitung faktor kekotoran (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = 0,01$$

Faktor kekotoran minimal untuk sistem heater adalah sistem heater adalah 0,001
(Rd calculated > Rd desain, maka syarat terpenuhi)

- Menghitung pressure drop dalam tube

$$Re = 1.029,848435$$

Dari fig.26 Kern Hal. 836, diperoleh nilai f

$$\Delta Pi = \frac{f G t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S \times \Phi t} = 0 \text{ psi}$$

Dari Kern Fig. 27 Hal.837

$$\frac{V^2}{2g} = 0,15$$

$$n \quad V^2$$

$$\Delta Pr = 4 \times \frac{n}{s} \times \frac{V^2}{2g}$$

$$\Delta Pr = 2,4242 \text{ psi}$$

$$\Delta Pt = 2,43 \text{ psi}$$

- Menghitung pressure drop didalam shell (ΔP_s)

$$Re = 76443,118$$

Dari fig 29 Kern halaman 839, diperoleh nilai f

$$S = 1,285$$

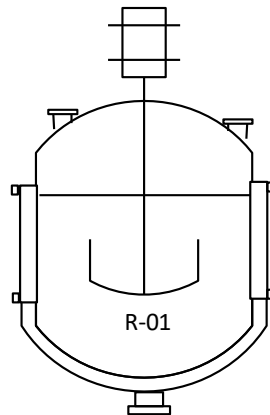
$$N+1 = 12 \times L/B$$

$$N+1 = 5,806$$

$$\Delta P_s = \frac{0,5fGs^2D(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s}$$

$$\Delta P_s = 0,0006432 \text{ psi}$$

7.24 C.4 Reaktor Sulfonasi



Gambar L.C 4 Reaktor Sulfonasi

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara <i>Linear Alkylbenzene</i> dengan <i>Oleum</i> 20% menjadi produk <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>
Tipe Heater	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 50°C
Bahan Kontruksi	: Stainless Steel SA-283 Grade C
Diameter	: 2,85 ft
Tebal <i>Shell</i>	: 1/4 in
Tebal Head	: 1/4 in
Jenis Pengaduk	: Turbin impeller dengan 6 blades
Lebar Paddle	: 0,23 ft
Power	: 1 HP

Diameter Coil : 4,56 ft

Tinggi Coil : 3,49 ft

Memilih jenis reaktor

Dalam rancangan ini digunakan reaktor jenis tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan jaket pemanas, dengan pertimbangan:

- Reaksi berlangsung pada fase cair
- Reaksi eksotermis
- Isothermal
- Proses kontinyu

a. Perhitungan volume reaktor

Densitas Campuran = $1533,3869 \text{ kg/m}^3 = 95,72898571 \text{ lb/ft}^3$

Laju alir umpan masuk = $4131,98 \text{ kg/jam}$

Laju alir volumetrik (F) = $3,1 \text{ m}^3/\text{jam}$

Resident time (t) = 10 menit = $0,166 \text{ jam}$

Volume cairan (V) = $f \times t$
= $0,517 \text{ m}^3/\text{jam}$
= $18,264 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Reaktor keamanan tangki reaktor 10% maka volume reaktor

V = $0,568 \text{ m}^3$
= $18,264 \text{ ft}^3$
= $136,63 \text{ gal}$

b. Perhitungan diameter dan tinggi silinder reaktor

Reaktor berbentuk silinder vertical dengan head berbentuk Torispherical dari tabel 8,3, hal 342 ;

Rase, 1997 dipilih jenis pengaduk turbine

D silinder = H silinder (Brownell, 1979, hal 43)

Dimana:

D = diameter silinder

H = tinggi silinder

Volume reaktor total = volume silinder + (2x volume head)

volume head torispherical = $(\pi/4 \times D^2 \times H) + (2 \times 0,000049 \times D^3)$

$$(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times H) + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume total} &= \\
 18,26 \text{ ft}^3 &= 0.785 + (0,000098 \times D^3) \\
 D &= 2,85 \text{ ft} \\
 &= 34,26 \text{ in} \\
 \text{Volume head} &= 0,000049 \times D^3 \\
 &= 0,0011 \text{ cuft} \\
 \text{Volume bottom} &= \text{Volume Head} = 0,0011 \text{ cuft} \\
 \text{Volume cairan dalam silinder setelah tutup bawah terisi} &= 18,264 - 0,0011 \text{ cuft} \\
 &= 18,26 \text{ cuft} \\
 \text{Luas penampang silinder (AT)} &= (\pi/4) ID^2 \\
 &= (3,14/4) \times (2,85^2) \\
 &= 6,40 \text{ ft}^2 \\
 \text{Tinggi cairan dalam silinder (Zc)} &= \frac{18,26}{6,40} \\
 &= 2,85 \text{ ft} \\
 \text{karena } H &= D, \text{ maka} &= H = 2,85 \text{ ft} \\
 \text{Untuk faktor keamanan} &= 10 \% \\
 H &= 2,85 \times (90\%) \\
 &= 3,14 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan tebal dinding (shell) reaktor

Reaktor terdiri dari dinding (shell), tutup atas dan bawah (head). Head atas dan bawah berbentuk Torispherical, karena tekanan pada tangki kurang dari 200 psi.

Dari persamaan 13.1, hal 254; Brownell, 1979:

Bahan yang digunakan adalah Stainless Steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan:

- Salah satu baja yang paling banyak digunakan untuk keperluan umum dalam konstruksi vassel bertekanan
- Baja ini memiliki bentuk yang baik, mesin yang mudah. (hal 254 : Brownell, 1979)

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

Dimana:

t_s = tebal shell, in

P = tekanan perancangan, psi

Ri = jari - jari dalam shell, in = 29,22 in

f = allowable stress, psi = 12.650 psi (tabel 13.1)

E = efisiensi pengelasan = 85 % = 0,85 in (tabel 13.2)

C = faktor korosi = 0,125

P operasi = 1 atm = 14,7 psia

P hidrostatik = $(\rho \times (g/gc) \times H)$

$$= 273,28 \text{ lb/ft}^2 = 18,97 \text{ psia}$$

$$P = (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) = (14,7 \text{ psia} + 18,97 \text{ psia})$$

$$= 33,66 \text{ psia}$$

Faktor keamanan 10%, jadi tekanan perancangan :

$$P \text{ perancangan} = (1,1 \times 33,66 \text{ psia})$$

$$= 37,03 \text{ psia}$$

$$fE = (12.650 \text{ psi} \times 0.85 \text{ in})$$

$$= 10.752,50$$

$$0.6P = (0,6 \times 37,03 \text{ psia})$$

$$= 22,22$$

$$P_{ri} = (37,03 \text{ psia} \times 29,22 \text{ in})$$

$$= 1082,11$$

$$t_s = \left(\frac{1.082,11}{10.752,50 - 22,22} \right) + 0,125$$

$$= 0,226 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standart = 0,25 = $\frac{1}{4}$ in

d. Perhitungan tebal head (th)

$$OD = ID + (2t_s)$$

$$= 34,26 + (2 \times \frac{1}{4})$$

$$= 34,76 \text{ in} = 2,90 \text{ ft}$$

Dari tabel (5.7, hal 91;Brownell, 1979) untuk OD standar = 40 in

Diperoleh harga:

$$r = 40$$

$$icr = 2,5 \text{ in}$$

$$ID = 34,26 \text{ ft}$$

$$ts = \frac{1}{4}$$

Dari persamaan 7.77, hal 138; Brownell, 1979 :

$$t = \frac{pr_c W}{2fE - 0,2p} + c$$

Dimana:

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \left(\frac{ri}{rc} \right)^{0,5} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + (16)^{0,5})$$

$$W = 1,75$$

$$2fE = 2 \times 10.752,5$$

$$= 21.505$$

$$\text{Tebal head} =$$

$$\text{Tebal head} = \frac{33,66 \times 40 \times 1,75}{21.505 - 7,41} + 0,125$$

$$\text{Tebal head} = 0,23 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

e. Perhitungan tinggi Vessel (reaktor)

Dari tabel 5.6 dan 5.7, hal 88; Brownell, 1979 didapat:

$$dg \text{ th} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$$

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

$$r = 40$$

$$icr = \frac{3}{4} = 0,75$$

$$a = ID:2 = 34,26 \text{ in} : 2 = 17,13 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 17,13 \text{ in} - 0,75 \text{ in}$$

$$= 16,38 \text{ in}$$

$$BC = OD - icr$$

$$\begin{aligned}
&= 40 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\
&= 39,25 \text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
&= 40 (39,25^2 - 16,38^2)^{0,5} \\
&= 4,35 \text{ in} \\
\text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
&= 0,25 \text{ in} + 4,33 \text{ in} + 2,5 \text{ in} \\
&= 7,08 \text{ in} \\
\text{Tinggi vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head}) \\
&= 3,14 + (2 \times 3,54 \text{ ft}) \\
&= 10,22 \text{ ft} \quad = 3,14 \text{ m}
\end{aligned}$$

f. Perancangan pengaduk

Penentuan dimensi pengaduk

Pemilihan jenis pengaduk menggunakan tabel 8.3 dan fig 8.4 hal 341-343 : Rase, 1997 dengan parameter volume dan viskositas cairan

$$\text{Viskositas umpan} = 11,45 \text{ cP} = 0,0077 \text{ lb/ft.s} = 27,699 \text{ lb/ft.h}$$

Jenis pengaduk = flat blade turbine impellers

Jenis flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

Dari hal. 507 ; Brown, 1978 didapat :

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$W/Di = 0,1$$

Dalam hal ini:

Dt = diameter dalam reaktor, ft

Di = diameter pengaduk, ft

Zi = jarak pengaduk dengan dasar silinder reaktor, ft

Zl = tinggi cairan dalam silinder reaktor, ft

L = lebar blade, ft

W = lebar baffle, ft

t = tinggi blade, ft

$D_i/D_t = 1/3 = 0,33$ in

$D_i = 0,33 \text{ in} \times 34,26 \text{ in}$
 $= 11,418 \text{ ft}$

dipilih $Z_i/D_i = 1$

$Z_i = 11,418 \text{ ft} \times 1,3 = 14,844 \text{ ft}$

$Z_l/D_i = 3$

$Z_l = 11,418 \text{ ft} \times 3 = 34,256 \text{ ft}$

$W = 0,17/11,418 = 0,0148 \text{ ft}$

$L = 0,25 \text{ ft} \times 11,418 = 2,8547 \text{ ft}$

$t = 11,418 \text{ ft} \times 0,2 = 2,96 \text{ ft}$

Perhitungan kecepatan rotasi pengaduk

Persamaan 8,3 hal,345;Rase, 1997 :

$$[WEHL/2 D_i] = [\pi D_i N / 600]^2$$

Dalam hal ini:

WEHL = Tinggi cairan x spesifik gravity cairan

D_i = Diameter pengaduk, ft

N = kecepatan putaran pengaduk,rpm

$WEHL = h \times \rho_{\text{cairan}}/\rho_{\text{air}}$

$$= 4.377,38 \text{ ft}$$

$$N^2 = 3,759$$

$$N = 178,21 \text{ rpm} = 2,97 \text{ rps}$$

Perhitungan tenaga pengaduk

$$N_{re} = N D_i^2 \rho/\mu$$

(6-155 Perry,1984)

Dalam hal ini:

N_{re} = bilangan reynold

D_i = diameter pengaduk, ft

N = kecepatan perputaran pengaduk, rps

ρ = densitas campuran, lb/cuft

μ = viskositas campuran, lb/ftdetik

$$N_{re} = 51877,172$$

Dari hal. 507 ; brown.1978 dengan kurva no 1 pada grafik didapat harga $P_0 = 0,9$; sehingga:

$$P = \frac{(P_0 \times N_3 \times D_i^5 \times \rho)}{gc}$$

$$P = \frac{1,63 \times 2,97 \times 0,9515 \times 95,728}{32,17}$$

$$P = 99,16 \text{ ft.lb/detik}$$

$$P = 99,16/550$$

$$P = 0,18 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{maka power sesungguhnya} = 0,23 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

Menghitung air pendingin dalam jaket

Diketahui:

$$D = 2,85 \text{ ft}$$

$$C_p = 99,946 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu = 1,69 \text{ lb/ft.s}$$

$$k = 0,20 \text{ Btu/h.ft}^2$$

$$N_{Re} = 51,877$$

dari Kern, figure 20-2 p. 718 didapat $j_H = 260$

$$\begin{aligned} h_i &= j_H \times (k / D) \times (C_p \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu_w)^{0.4} \\ &= 260 \times (0,2079 / 2,85) \times (99,946 \times 1,69120 / 0,2079)^{1/3} \times (1)^{0.4} \\ &= 346,88 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

koefisien perpindahan panas dengan pendingin medium air pada jaket:

$$H_{io} = 1500 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

Clean Over All coefisien (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}} \\ &= \frac{346,88 \times 1500}{346,88 + 1500} \\ &= 281,07 \text{ Btu/h. ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Dirt factor (Rd) = 0,03 h.ft².F/ Btu

Desain Over All coefisien (Ud)

$$1 / U_d = (1 / U_c) + R_d$$

$$U_d = 152,49 \text{ Btu/h. ft}^2\text{.F}$$

suhu larutan masuk reaktor=	30 °C	303 °K	86 °F
suhu larutan keluar reaktor=	50 °C	328 °K	122 °F
suhu air masuk reaktor=	30 °C	303 °K	86 °F
suhu air keluar reaktor=	45 °C	318 °K	113 °F

hot fluid	cold fluid	beda	
113 higher temp	122	27	Δt_2
86 lower temp	86	36	Δt_1
total		-9	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

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

$$= \frac{27 - 36}{\ln \left(\frac{27}{36} \right)}$$

$$= 31,28 \text{ F}$$

$$= 25,59 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas larutan pada bottom} = \frac{\text{volume bottom}}{\text{tinggi bottom}}$$

$$= \frac{0,0011}{3,54}$$

$$= 0,0003 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas total perpindahan panas larutan} = 25,58 \text{ ft}^2 + 0,00032 \text{ ft}^2$$

$$= 25,58 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{ air pendingin dalam reaktor} = 25,58 / 25,58$$

$$= 1,22$$

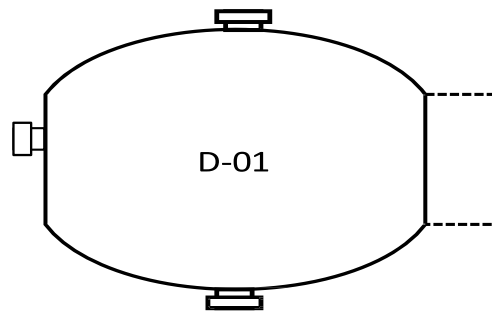
$$= 1,22 \%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi jaket} &= 1,2226 \times \text{tinggi larutan dalam reaktor} \\
 &= 1,2226 \times 2,85 \\
 &= 3,49 \text{ ft} = 1,06 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jarak jaket bagian dalam ke bagian luar reaktor} = 10 \text{ in} = 0,25 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{diameter jaket} &= \text{OD} + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 34,76 + (2 \times 10) \\
 &= 54,76 \text{ in} = 4,56 \text{ ft} = 1,39 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7.25 C.5 Decanter



Gambar L.C 5 Decanter

Kode	: D-01
Fungsi	: Untuk memisahkan produk samping berupa asam sulfat dan produk utama yaitu <i>Linear Alkylbenzene Sulfonat</i>
Tipe	: <i>Continuos gravity decanter</i>
Suhu	: 50°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu Tinggal	: 5 menit
Volume	: 8,38 ft ³
Diameter	: 1,52 ft
Luas	: 4,57 ft
Tebal <i>shell</i>	: 0,05 in
Tebal head	: 0,187 in

PERHITUNGAN

Input

Komponen	Massa	Fraksi	ρ (kg/m ³)	Viskositas		
				$\rho \cdot x$	(cP)	$\mu \cdot x$
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	54,880	0,0138	860	11,898	4,309	0,059
C ₁₂ H ₂₄	7,145	0,001	758	1,310	0,783	0,001
H ₂ SO ₄	2129,58	0,515	1840	948,315	19	9,792
SO ₃	92,954	0,022	1920	43,192	1,204	0,027
H ₂ O	26,956	0,006	998	6,510	0,890	0,005
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	1818,181	0,440	998	439,146	1450	638,03
Total	4131,983	1		1450,37	1.476	647,92

Produk atas

Komponen	Massa	Fraksi	ρ (kg/m ³)	Viskositas		
				$\rho \cdot x$	(cP)	$\mu \cdot x$
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	54,88	0,027	860	23,327	4,309	0,116
C ₁₂ H ₂₄	7,134	0,003	758	2,570	0,783	0,002
H ₂ SO ₄	106,48	0,050	1840	92,962	19	0,959
SO ₃	92,95	0,044	1920	84,682	1,204	0,053
H ₂ O	25,61	0,012	998	12,126	0,890	0,010
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	1818,18	0,862	998	860,979	1450	1250,922
Total	2107,54	1		1076,648	1.476	1252,015

Produk bawah

Komponen	Massa	Fraksi	ρ (kg/m ³)	Viskositas		
				$\rho \cdot x$	(cP)	$\mu \cdot x$
H ₂ SO ₄	2023,10	0,999	1840	1838,774	19	18,987
H ₂ O	1,35	0,0006	998	0,664	0,8903	0,0005
Total	2024,45	1		1839,439	20	18,987

- Mencari waktu tinggal

Dari Coulson, j. m. hal. 444 waktu tinggal cairan yang baik dalam decanter berkisar 2-5 menit

Dirancang t = 5 menit

$$= 0,08333 \text{ jam}$$

- Menghitung dimensi decanter

$$V \text{ decanter} = \frac{\text{laju massa umpan} \times \text{waktu umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$\text{Laju massa umpan} = 4131,98$$

$$\text{Waktu umpan} = 0,0833 \text{ jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 1450,37$$

$$\begin{aligned} \text{Volume decanter} &= 0,237409 \text{ m}^3 \\ &= 8,384 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan decanter silinder horizontal dengan perbandingan D/L = 1/3, tutup berbentuk torispherical dished head

$$V = 0,000049d_i^2 \text{ (pers 5.11, Brownell hal 88)}$$

Dimana:

vt = volume torispherical head (ft³)

di = diameter volume tangki

$$V = \frac{1}{4} \pi d_i^2 L + \frac{1}{2} \{ 0,000049 \times (d_i)^3 \}$$

$$\text{Diameter} = 1,52645 \text{ ft}$$

$$= 18,3174 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 4,5793 \text{ ft}$$

$$= 54,9522 \text{ in}$$

- Menghitung tebal shell

$$\text{vol cairan} = h \text{ cairan} \times \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$h \text{ cairan} = 4,5795 \text{ m}$$

$$P \text{ hidrostatik} = p.g. h \text{ cairan}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= 47519,839 \text{ N/m}^2 \\ &= 6,8921 \text{ psia} \end{aligned}$$

Bahan decanter : Carbon steel SA – 285 Grade C

Dari tabel 13.1 Brownell and Young p.251:

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

t =

$$f = 13750$$

$$E = 0,85$$

$$P \text{ operasi} = 21,5921 \text{ psi}$$

$$r1 = 2,2896 \text{ ft}$$

$$= 27,476 \text{ in}$$

$$t = 0,05081 \text{ in}$$

Dari Brownell and Young Appendix E halaman 347 dipakai tebal shell standar 0,1875 (3/16 in)

- Menghitung tebal head

Bahan head sama dengan bahan shell decanter

Bentuk head : torispherical

Dari pers. 13-12 Brownell and Young p.258:

$$t = \frac{0,885pr_c}{fE - 0,1p} \quad (13.12)$$

$$\text{OD shell} = D + 2t$$

$$= 18,419 \text{ in}$$

Digunakan OD standart 18 in dengan tebal 3/16 in dari tabel 5.7 Brownell h.89, diperoleh harga

$$r_c = 18$$

$$t_h = 0,000069 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar = 0,1875 in (3/16 in)

- Menghitung Panjang head

Dari fig. 5.8 Brownell and Young p.87

$$\alpha = 9,1587 \text{ in}$$

Dengan OD = 18 in, tebal 3/16 in, dari tabel 5.7 Brownell p.90

$$r_c = 18$$

$$i_{cr} = 1,125$$

$$AB = 8,0337 \text{ in}$$

$$BC = 16,875 \text{ in}$$

$$AC = 14,839 \text{ in}$$

$$\beta = 3,160 \text{ in}$$

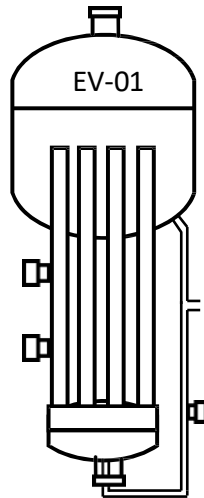
$$t_h = 0,1875 \text{ in}$$

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

OA = 5,3475

Panjang total decanter = 65,647 in
= 1,667 m

7.26 C.6 Evaporator



Gambar L.C 6 Evaporator

Kode	: EV-01
Fungsi	: Memekatkan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> dari kemurnian 79% menjadi 90%
Tipe	: <i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel</i> SA-167 grade 11 tipe 316.
Suhu Operasi	: 100°C
Dimensi Evaporator	
Tebal minimum <i>Tube</i>	: 2 in
Tebal <i>Shell</i>	: 3/8 in
Tinggi Head	: 12,158 in
Dimensi Heat Exchanger	
Desain <i>Tube</i>	: Luas Perpindahan Panas = 2.196,276 ft ²
	Panjang <i>Tube</i> = 24 ft
	Dimensi <i>Tube</i> = 0,87 in

	Jumlah <i>Tube</i>	= 350 <i>Tube</i>
	Susunan <i>Tube</i>	= <i>Square Pitch</i>
	Volume Total <i>Tube</i>	= 0,081 m ³
	Material <i>Tube</i>	= SA-240 (<i>Stainless Steel</i>)
Desain <i>Shell</i>	: Panjang <i>Shell</i>	= 24,33 ft
	Diameter <i>Shell</i>	= 35 in
	Tebal <i>Shell</i>	= 3/5 in
	Volume Total <i>Shell</i>	= 4,6 m ³
	Material <i>Shell</i>	= SA-167 (<i>Stainless steel</i>)

Pemilihan *long tube vertical* evaporator atas dasar pertimbangan sebagai berikut:

- mempunyai koefisien perpindahan panas tinggi
- cairan jernih dan relatif tidak korosif
- kerak mudah dibersihkan
- harganya relatif murah

Kondisi Operasi

T_f = 90°C

T Operasi = 100°C = 373°K

P Operasi = 1 atm

Perhitungan Dimensi Evaporator

ρ Liquid = 1198 kg/m³

ρ uap = 1.46 kg/m³

Laju alir massa produk = 2844.90 kg/jam

Laju Alir Uap = 237793.5024 kg/jam

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa (xi)	ρi (kg/m3)	ρi.xi (kg/m3)	Fv	Viskositas (cP)	Viskositas Campuran (cP)
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅	54.31	0.019	860	16.417	0.063	4	0.082
C ₁₂ H ₂₄	7,134	0.002	748	1.784	0.009	0.7834	0.001

H ₂ O	940.61	0.330	998	329.970	0.942	0.890	0.294
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H	17.27	0.006	1019	6.186	0.016	3.204	0.019
Na ₂ SO ₄	0.52	0.0001	2660	0.483	0.0001	1.46	0.0002
C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	1825.398	0.641	1198	768.683	1.523	4.24	2.720
Total	2844.90	1		1123.527			3.118

Kecepatan uap:

Kecepatan uap max = 0,035 m/s

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} \quad (\text{Coulson, 1983})$$

Dimana: ρ_v

u = kecepatan uap, m/s

ρ_v = densitas uap, kg/m³

ρ_L = densitas liquid, kg/m³

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{1198}{1,46}}$$

$$u = 1,00258 \text{ m/s} = 3609,23 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik Uap} &= \frac{3609,23 \text{ m/jam}}{1,46 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2472,29 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menentukan diameter shell (D)

Diameter shell deflecor dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$Q = \frac{1}{2472,120696} = 1$$

$$\times \pi \times D^2 \times u$$

$$\times 3,16 \times D^2 \times 3495,31$$

$$\begin{aligned}
 D^2 &= 1,1461 m^2 \\
 D &= 1,31354 m \\
 D &= 4,3097 ft \\
 D &= 51,717 in
 \end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Shell

Diambil $H = ID$

$H = 4,3097 ft$

Waktu tinggal cairan selama 5-10 menit (Ulrich, 1984)

Diambil waktu tinggal = 5 menit

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah cairan yang ditampung} &= 2844,9 \frac{kg}{jam} \times \frac{1 jam}{60 menit} \times 5 menit \\
 &= 237,07 kg/jam
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan yang ditampung di evaporator} &= \frac{\text{massa cairan}}{\rho_{liquid}} \\
 &= 0,197892 m^3
 \end{aligned}$$

b. Tinggi cairan dalam evaporator:

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times Z_L$$

$$Z_L = \frac{0,21101}{\pi}$$

$$\begin{aligned}
 & \times 1,1461 \\
 Z_L &= 0,21995 m \\
 Z_L &= 0,21995 ft
 \end{aligned}$$

c. Menentukan tebal shell

$$t = \frac{P \times D}{f \times E - 0,6P} + C \text{ (Brownell \& Young, 1959 : 254)}$$

Dimana :

t_s = ketebalan dinding shell, in

P_d = tekanan desain, psi

r_i = jari-jari tangki, in

f = nilai tegangan material, psi untuk material Stainless steel SA-167 grade 11 tipe 316.
= 17.900 psi (Brownell and Young, 1959 untuk $T = 300$ F)

E = efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : double welded butt joint)

C = korosi yang diizinkan = 0,25 in

$$\rho_{\text{mix}} = 1123,52 \text{ kg/m}^3$$

$$= 70,1721 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times \frac{H \left(\frac{g}{gc} \right)}{144}$$

$$70,172 \times \frac{4,3097}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} =$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 2,10016 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja absolut (Coulson,1988)

Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya (Rules of thumb,Walas,1988)

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (14,7 \text{ psi} + 2,10016 \text{ psi})$$

$$P_{\text{desain}} = 18,4801828 \text{ psi}$$

$$= 1,2575 \text{ atm}$$

sehingga tebal shell

$$t = \frac{P \times D}{f \times E - 0,6 P} \times C$$

$$t = \frac{18,4801828 \times \frac{51,7169}{2}}{17.900 \times 0,8 - 0,6 \times 18,4801828} \times 0,25$$

$$t = 0,37466 \text{ in}$$

$$t = 3/8 \text{ in}$$

d. Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bawah

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk torispherical. Tebal dan tinggi head dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$t_h = \frac{0,885.P.r_c}{2.f.E-0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Dimana $r_c = ID$

$$t_h = \frac{0.885 \times 18,4081828 \times \frac{51,7169}{2}}{2 \times 17.900 \times 0,8 - 0,6 \times 18,4081828} \times 0,25$$

$$t_h = 5,16 \text{ in} = 0,315 \text{ in}$$

$$t_h = 0,3056 \text{ in}$$

Tinggi Dish Head

$$OD = ID + 2 \times t_s$$

$$OD = 52,341 \text{ in}$$

$$I_{cr} = 3,25 \text{ in}$$

$$AB = (ID/2) - I_{cr}$$

$$AB = 22,608 \text{ in}$$

$$BC = r_c - I_{cr}$$

$$BC = 48,466 \text{ in}$$

$$b = r_c - \sqrt{(BC)^2 + (AB)^2}$$

$$b = 8,8461 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell \& Young)}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi dish head} &= b + sf + t_h \\ &= 12,15868317 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total deflecor evaporator} = \text{tinggi cairan} + \text{disengagement space}$$

$$= 6,089677 \text{ ft}$$

$$= 1,856043 \text{ m}$$

$$= 73,07241 \text{ in}$$

e. Perancangan Dimensi Heat Exchanger Evaporator

- Menentukan luas bidang transfer panas (A)

Untuk pemanasan menggunakan steam, range UD sebesar 100 – 500 Btu/hr.ft².°F
(Kern,1965)

Dipilih:

$$UD = 110 \text{ btu/hr.ft.F}$$

Fluida panas (shell)

$$T_{in} = 140^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 140^{\circ}\text{C}$$

$$W = 237793,5024 \text{ kg/jam}$$

Fluida dingin (tube)

$$T_{in} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$W = 2844,9 \text{ kg/jam}$$

Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \\ &= 63.78 \text{ F}\end{aligned}$$

Pemanasan dari suhu umpan ke suhu titik didih 116°C , , jumlah panas yang harus di-supply atau yang dibutuhkan oleh fluida dingin adalah

$$Q = 16.256.849,93 \text{ kJ/jam}$$

$$= 15.409.336.42 \text{ btu/jam}$$

Luas Perpindahan Panas =

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$A = 2.196,37 \text{ ft}^2$$

f. Menentukan dimensi tube :

Dari Kern,1965, untuk Long - Tube Vertical Evaporators, umumnya OD tube = 1 - 2 in umumnya panjang tube 12-24 ft.

Dipilih:

$$\text{Panjang tube} = 24 \text{ ft}$$

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16 \text{ Pitch}$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Passes} = 1$$

Dari tabel 10, Kern 1965, diperoleh:

$$ID = 0,87 \text{ in (0,0833 ft)}$$

$$\text{Wall Thickness} = 0,065 \text{ in}$$

$$\text{Flow area per tube (at')} = 0,594 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per lin ft (a'')} = 0,2618 \text{ ft}^2$$

g. Menghitung jumlah tube (Nt)

$$Nt = A/L.a'$$

$$= 349,56$$

$$= 350 \text{ tubes}$$

Untuk 1 – 1 exchanger atau hanya 1 lewatan, Dari tabel 9 Kern diperoleh: 39 in

h. Koreksi koefisien UD:

$$A = 2.199,12 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$U_D = 109,8627571 \text{ Btu.hr. ft}^2$$

i. Mekanikal desain shell and tube

a. Desain Tube (Kern,1950)

Material : SA-240 (Stainless steel)

Susunan : Square Pitch

Faktor design : 20%

ODt :1

IDt : 0,87 in

Surface per line, a'' : 0,2618 ft

Flow area per tube,at' : 0,594

Long tube : 24

Susunan Tube : Square Pitch

Luas penampang 1 tube =

$$\begin{aligned} & \frac{1}{4} \times \pi \times ODt^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,87^2 \end{aligned}$$

$$= 0,5941665 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,004126156 \text{ ft}^2 \\
 \text{Luas penampang total tube} &= \text{Luas tube} \times \text{jumlah tube} \\
 &= 0,004126156 \times 350 \\
 &= 1,44415 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume 1 tube} &= \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times L \\
 &= \frac{1}{4} \times \pi \times 0,87^2 \times 24 \\
 &= 14,25999 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total tube} &= 0,00001638 \times 14,25999 \times 350 \\
 &= 0,081752557 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Desain Shell

$$\text{material} = \text{SA-167 (Stainless steel)}$$

$$f, \text{ stress pada } 212 \text{ F} = 17900 \text{ psi}$$

$$E, \text{ Welded Joint efficiency} = 0.8 \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& young)}$$

$$\text{Diameter, IDs} = 35 \text{ in}$$

$$c, \text{ faktor korosi} = 0,25$$

$$\text{Tebal shell} = 3/5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter Luar Shell, ODs}$$

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2 \text{ (t shell)}$$

$$= 35 + 2 \text{ (3/5)}$$

$$= 36,2 \text{ in}$$

$$= 3,016 \text{ ft}$$

Panjang shell (Ls)

$$\text{Diambil : flanged shell (FL)} = 4 \text{ in}$$

$$= 1/3 \text{ ft}$$

$$= 0,33 \text{ in}$$

$$\text{Panjang shell} = \text{Panjang tube} + fL$$

$$= 24 + 0,33$$

$$= 24,33 \text{ ft} = 7,4 \text{ ft} = 291,98 \text{ in}$$

$$\text{Volume total shell} = \frac{1}{4} \times \pi \times ID_s^2 \times L$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 35^2 \times 291,98$$

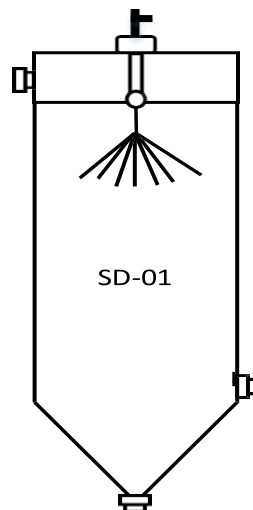
$$= 4,60116359$$

$$\text{Volume shell tanpa tube} = \text{Volume total shell} - \text{Volume total tube}$$

$$= 4,60116359 \text{ m}^3 - 0,081752557 \text{ m}^3$$

$$= 4,1519411033 \text{ m}^3$$

7.27 C.7 Spray Dryer



Gambar L.C 7 Spray Dryer

Kode : SD-01

Tipe : Untuk menguapkan air yang terdapat di dalam produk
Linear Alkylbenzene Sulfonate sehingga terbentuk

bubuk padat.

Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel</i> SA 167 Grade 11	
Jumlah	1	
Suhu	: 300°C	
Dimensi Alat	: Diameter	= 2,095 m
	Tinggi	= 8,381 m
	Tinggi Konis	= 1,681 m
	Tinggi Silinder	= 6,699 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,875 m	
Droplet	: Lebar	= 0.5 mm
	Jumlah Lubang	= 228 buah
Nozzle Aliran Umpan Masuk	: ID	= 1,049 in
	OD	= 1.32 in
Nozzle Aliran Udara Masuk	: ID	= 22,254 in
	OD	= 21,986 in

PERHITUNGAN

Laju alir umpan = 2.647,37 kg/jam

Laju udara masuk = 16.203,098 kg/jam

ρ umpan = 1.132,89 kg/m³

ρ udara = 1,2754 kg/m³

a. Menentukan laju volumetric umpan

$$V_o = \frac{\text{massa masuk umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$V_o = \frac{2.647,37 \text{ kg/jam}}{1.132,89 \text{ kg/m}^3}$$

$$\begin{aligned} V_o &= 2,3368 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0006527 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

b. Menentukan laju volumetric udara

$$V_o = \frac{\text{laju udara masuk}}{\text{densitas udara}}$$

$$V_o = \frac{16.203,098 \text{ kg/jam}}{1,2754 \text{ kg/m}^3}$$

$$\begin{aligned} V_o &= 12.704,383 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3,5288 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

c. Menentukan volume spray dryer

Waktu tinggal di dalam spray dryer tidak lebih dari 30 detik (Perry Ed. 7, 1999 12-81)

Diketahui

waktu tinggal = 6 sec

Kemiringan konis = 60°C

Height : Diamater = 4:1 (wallas, hal 272)

Volume umpan = $V_o \times \text{waktu tinggal}$

$$= 0,0006527 \text{ m}^3/\text{detik} \times 6 \text{ s}$$

$$= 0,003916465 \text{ m}^3$$

Volume udara = $V_o \times \text{waktu tinggal}$

$$= 3,5288 \text{ m}^3/\text{detik} \times 6 \text{ s}$$

$$= 21,1728 \text{ m}^3$$

Volume Spray Dryer = $(91,78 + 0,00902) \text{ m}^3$

$$= 91,78902 \text{ m}^3$$

$$21,1728 \text{ m}^2 = \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{12} \sin 60^\circ \pi D^3$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (4D) + \frac{1}{12} (0,866) \pi D^3$$

$$D = \left[\frac{1578223,874}{3,3683} \right]^{1/3}$$

$$D = 2,1 \text{ m}$$

$$H = 4 (2,095 \text{ m})$$

$$= 8,38 \text{ m}$$

Jadi, tinggi total spray yaitu 8 m dimana:

$$\text{Tinggi konis} = \sqrt{(2,095)^2 - (1,25)^2}$$

$$= 1,68 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 8,3 - 1,68$$

$$= 6.7 \text{ m}$$

- d. Menghitung tebal spray dryer

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam Spray Dryer adalah 1 atm.

Diambil faktor keamanan 20 %, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain spray dryer} &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} \quad = 17,635 \text{ psi} \end{aligned}$$

Untuk menghitung tebal spray dryer digunakan persamaan (Brownell & Young, 1959 : 254) :

$$t = \frac{P \times D}{f \times E - 0,6P} + C$$

Dimana:

f = Nilai tegangan material, psi digunakan material Stainless Steel SA 167 Grade 11 : 18.750

psia

E = *Welded Joint Efficiency*, dipilih *Double welded butt joint maximum efficiency* berdasarkan

Tabel 13.2 Brownell and Young = 80%

P = Tekanan desain, psi

D = Diameter spray dryer = 2,095 m = 82,5 in

C = Korosi yang dipakai adalah factor korosi udara luar yaitu = 0,25 inci/10 tahun

(Peters dan Timmerhaus, hal 542)

Sehingga

$$t_s = \frac{17,635 + 82,491973}{18.750 \times 0,8 - (0,6 + 17,635)} + 0,25$$

$$t_s = 0.880857229 \text{ in}$$

Diambil t_s standar = 7/8 = 0,875 in

- e. Perancangan atomizer pada spray dryer

Grafik perbandingan tinggi drying chamber dengan diameter droplet ((Carl, 2005) hall, 245)

Diketahui : H = 8,38m

T udara panas = 300°C

T umpan = 100°C

$\Delta T = 200^\circ\text{C}$

Sehingga didapat diameter droplet dari grafik diatas yaitu

$$\begin{aligned}\text{Diameter droplet} &= 0,3 \text{ mm} \\ &= 300 \mu\text{m}\end{aligned}$$

Atomizer yang dipilih yaitu wheel rotary atomizer (1- 600 μm) dengan ukuran diameter disc standar yang sering digunakan yaitu 100 mm, 200 mm dan 300 mm. Diameter disc yang dipilih yaitu 200 mm. (Carl W hall, 239)

Asumsi :

Lubang droplet = ukuran droplet : 0,3 mm

$$\begin{aligned}\text{Jarak antar lubang} &: 0,5 \text{ mm (asumsi)} \\ &: 2 \times 3,14 \times 200 / 5,5 \\ &: 228,26 = 228 \text{ buah}\end{aligned}$$

f. Perancangan nozzle pada spray dryer

Berdasarkan perhitungan, saluran pemasukan dan keluaran pada spray dryer di atas maka dapat ditentukan jenis nozzle yang digunakan. Saluran dibuat dengan menggunakan bahan stainless steel. Diameter optimum tube yang stainless steel dan alirannya turbulen ($NRe > 2100$) dihitung dengan menggunakan persamaan (Brownel, Young,1959):

$$di_{opt} = 293. G^{0,5}. \rho^{-0,37}$$

Dengan

di_{opt} = diameter dalam pipa, mm

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/s

P = densitas fluida, kg/m^3

Pengecekan bilangan Reynolds:

$$NRe = \frac{G. ID}{a'. \mu}$$

Dengan:

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/jam

ID = diameter dalam pipa, m

μ g = viskositas fluida, kg/m.jam

a' = flow area, m

Nozzle umpan

Laju alir massa = 2647,37 kg/jam = 0,735 kg/s

Densitas campuran = 1132,89 kg/m³

Viskositas campuran = 3.2850481 cP = 0,0032850481 kg/m.s

- Nozzle aliran umpan campuran masuk

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh:

$$\text{Diopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 293 \times 0,735^{0,5} \times 1132,89^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 18,62 \text{ mm} = 0,73 \text{ inch}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

IPS = 1 in

Sch = 40

ID = 1,0490 in = 0,0266 m

OD = 1,3200 in = 0,0335 m

A = 0,8640 in² = 0,0006 m²

Laju alir volumetrik (F_v) :

$$F_v = \frac{G}{\rho \text{ campuran}}$$

$$F_v = \frac{2647,37 \text{ kg/jam}}{1132,39 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_v = 2,3368 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00065 \text{ m}^3/\text{s}$$

Kecepatan Aliran :

$$v = \frac{F_v}{A}$$

$$v = \frac{0,00394 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00211 \text{ ft}^2}$$

$$v = 1,87188 \text{ m/s}$$

bilangan reynold, NRe

$$\frac{\rho \text{ campuran} \times V \times ID}{A}$$

$$N_{Re} =$$

$$N_{Re} = \frac{1132,89 \times 1,8718 \times 0,015798}{0,00211}$$

$$N_{Re} = 17,1341,103$$

hasil >2100 maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349) :

Flange Nozzle thickness (n) = 0,2 in

Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 2 in

Length of side of reinforcing plate, L = 10 in

Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in

Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in

Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in

Distance from Bottom of tank to center of nozzle

- Regular, Type H = 6 in

- Low, Type C = 3 in

Nozzle aliran udara masuk

$$\text{Laju alir massa udara} = 16.203,09844 \text{ kg/jam} = 4,500860679 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas Udara } (\rho \text{ udara}) = 1,2754 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas udara } (\mu \text{ udara}) = 0,0289 \text{ kg/m.s}$$

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, sehingga diperoleh :

$$D_{iopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$D_{iopt} : 293 \times 4,50086^{0,5} \times 1,2754^{-0,37}$$

$$D_{iopt} : 568,1 \text{ mm} = 22,2 \text{ inch}$$

Dipilih spesifikasi nozzle :

$$OD = 22,2543 \text{ in} = 0,56526 \text{ m}$$

$$ID = 21,986 \text{ in} = 0,5584 \text{ m}$$

Laju Volumetrik (Fv)

$$F_v = \frac{G}{\rho_{udara}}$$

$$F_v = \frac{16.203,09 \text{ kg/jam}}{1,2754 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_v = 12.704,32 \text{ m}^3/\text{jam} = 3,5289 \text{ m}^3/\text{s}$$

Nozzle Produk

$$\text{Laju alir massa} = 17.034,19 \text{ kg/jam} = 4,73 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1198 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0032850481 \text{ kg/m.s}$$

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh:

$$\text{Diopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 293 \times 4,73^{0,5} \times 1198^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 46,27 \text{ mm} = 1,8147 \text{ inch}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

$$\text{IPS} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in} = 0,02134 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in} = 0,0158 \text{ m}$$

$$A = 0,00211 \text{ ft}^2$$

Laju alir volumetrik (F_v) :

$$F_v = \frac{G}{\rho_{campuran}}$$

$$F_v = \frac{17.034 \text{ kg/jam}}{1198 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_v = 14,218 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00395 \text{ m}^3/\text{s}$$

Kecepatan aliran:

$$v = \frac{F_v}{A}$$

$$v = \frac{0,00395 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00211 \text{ ft}^2}$$

$$v = 1,87188 \text{ m/s}$$

bilangan reynold, NRe

$$\text{NRe} = \frac{\rho_{\text{campuran}} \times V \times ID}{A}$$

$$\text{NRe} = \frac{1198 \times 1,8718 \times 1,8147}{0,00211}$$

$$\text{NRe} = 17,1341,103$$

hasil >2100 maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349) :

Flange Nozzle thickness (n) = 0,2 in

Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 1 7/16 in

Length of side of reinforcing plate, L = 10 in

Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in

Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in

Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in

Distance from Bottom of tank to center of nozzle

- Regular, Type H = 4 in

- Low, Type C = 3 in

Nozzle aliran udara + umpan keluar

Data perhitungan:

Laju alir massa = 831,10 kg/jam = 0,23 kg/s

Densitas campuran = 990,6 kg/m³

Viskositas campuran = 1,1981 kg/m.s

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh:

$$\text{Diopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 293 \times 831,1^{0,5} \times 990,6^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 657,97 \text{ mm} = 25,8 \text{ inch}$$

Dipilih spesifikasi nozzle:

$$ID = 22,37$$

LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	: 30.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Tahun pendirian pabrik	: Tahun 2025
Tahun pabrik beroperasi	: 2029
Harga <i>Linear Alkylbenzene</i>	: US\$ 1,2/kg
Harga <i>Oleum</i>	: US\$ 0,75/kg
Harga NaOH	: US\$ 1,37/kg
Harga produk LAS	: US\$ 4 /kg
Harga produk H ₂ SO ₄	: US\$ 1,3/kg
Kurs Dollar	: Rp16,518(Per tanggal 24 juli 2025)

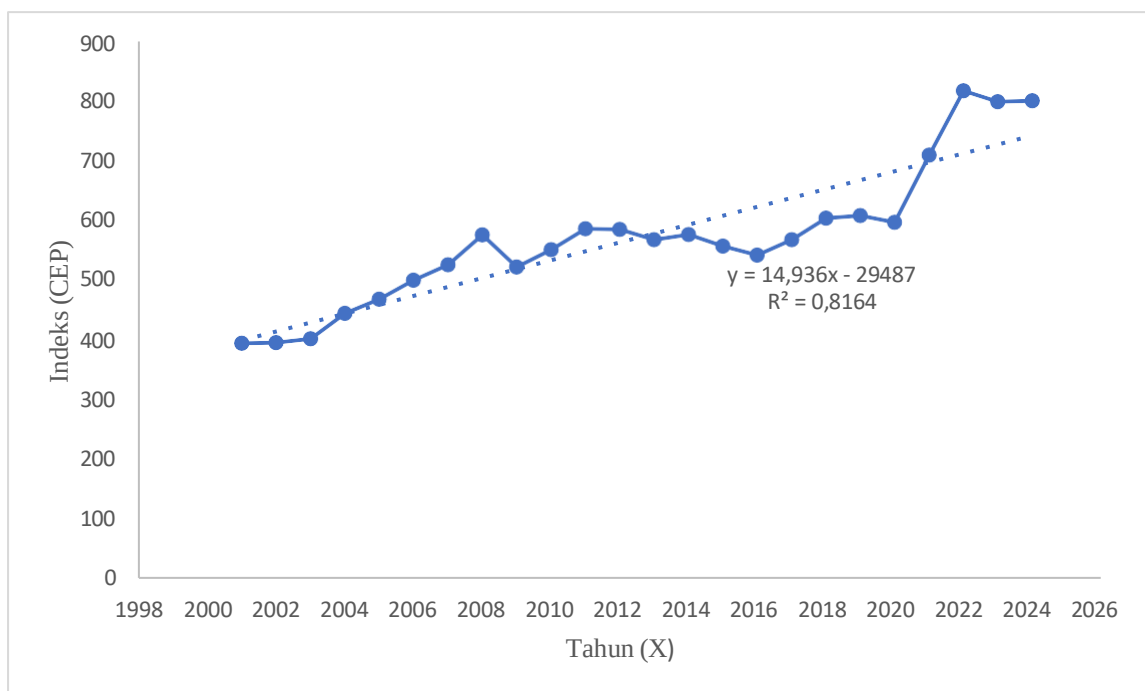
7.28 D.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga alat proses industri setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian pada saat itu. Harga-harga peralatan yang ada sekarang dapat diketahui dengan memperkirakan harga alat diperlukan indeks yang dapat digunakan dalam mengkonversikan harga alat pada masa tertentu sehingga diperoleh harga alat pada saat ini atau masa yang akan datang. Indeks yang diperlukan yaitu *Chemical Engineering Plant Cost Index* seperti yang ditunjukkan pada tabel dibawah ini.

Tabel L.D 1 Indeks CEPCI tahun 2000 sampai dengan tahun 2023 (Chemical Engineering Magazine, 2022)

Tahun	CEP
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3

2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	797,9
2024	799,1



Gambar L.D 1 Grafik *Chemical Engineering Plan Cost Index*

$$y = 14,936x - 29487$$

x = tahun

y = indeks harga

jika, x = 2025, maka

$$y = 14,936 (2025) - 29.487$$

$$y = 758,4$$

Berdasarkan dari data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y=14,936x - 29487$. Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 30.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 758,4.

Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun yaitu tahun 2025 diperoleh dengan rumus menurut Aries dan Newton, (1955) sebagai berikut:

$$Ex = Ey \left[\frac{Nx}{Ny} \right]$$

Dengan:

Ex = Harga pembelian alat pada tahun 2025

Ey = Harga alat di literatur

Xx = Indeks harga tahun 2025

Ny = Indeks harga di literatur

Tabel L.D 2 Daftar Harga Alat dari Dalam Negeri

Nama Alat	Harga (USD)	Jumlah	Total Harga (USD)
Reaktor	393.932	1	393.932
<i>Heat Exchanger</i>	151.932	3	455.796
Evaporator	89.467	1	89.467
<i>Netralizer</i>	44.387	1	44.387
Spray Dryer	44.387	1	44.387
Decanter	44.387	1	44.387
Kondensor	157,70	1	158
<i>Kation Exchanger</i>	641.388	1	641.388
<i>Anion Exchanger</i>	205.289	1	205.289
<i>Screening</i>	205.289	1	205.289
Bak Pengendap Awal	72.128	1	72.128
Bak Penggumpal	72.128	1	72.128
<i>Clarifier</i>	135.241	1	135.241
<i>Sand Filter</i>	135.241	1	135.241
Bak Penampung Sementara	74.903	1	74.903
Bak Air Pendingin	74.903	1	74.903
<i>Cooling Tower</i>	123.312	1	123.312
Total			3.453.566

Tabel L.D 3 Daftar Harga Alat dari Luar Negeri

Nama Alat	Harga (USD)	Jumlah	Total Harga (USD)
Tangki Penyimpanan <i>Linear Alkylbenzene</i>	543.081,13	1	543.081,13
Tangki <i>Oleum</i> 20%	45.707	1	45.707
Tangki NaOH 20%	543.081,13	1	543.081,13
Tangki H ₂ SO ₄	31.360,72	1	31.360,72
Tangki klorin	25.593,23	1	25.593,23
Tangki air bersih	18.023	1	18.023
Tangki penampung air boiler	23.069	1	23.069
Pompa 1-12 Utilitas	17.302	12	17.302
Pompa Sentrifugal	11.534,98	8	11.534,98
Total			1.258.745,35

7.29 D.2 Perhitungan Biaya

D.2.1 Fixed Capital Investment (FCI)

➤ *Purchased Equipment Cost* Luar Negeri

- Harga Alat (EC) = US\$ 3.453.565,67
- Biaya pengangkutan ke pelabuhan Indonesia (15% EC) = US\$ 690.713,13
- Biaya pengangkutan dari pelabuhan ke lokasi (15% EC) = US\$ 176.628,28
- Asuransi pengangkutan (1% EC) = US\$ 34.535,66
- Provisi bank (0,5% EC) = US\$ 17.267,83
- EMKL (1-7% EC) diambil 1% = US\$ 34.535,66
- Pajak barang impor (20% EC) = US\$ 690.713,13

Total Purchased Equipment Cost (PEC) = US\$ 5.094.009,36

➤ *Purchased Equipment Cost* Dalam Negeri

- Harga Alat (EC) = US\$ 1.258.754,35
- Biaya pengangkutan ke pelabuhan Indonesia = US\$ 188.813,15
- Biaya pengangkutan sampai lokasi (15% EC) = US\$ 62.937,72
- Asuransi pengangkutan (1% EC) = US\$ 12.587,54
- Provisi bank (0,5% EC) = US\$ 6.293,77
- EMKL (1-7% EC) diambil 1% = US\$ 12.587,54

Total Purchased Equipment Cost (PEC) = US\$ 1.541.947,08

Total PEC = US\$ 6.635.983,43

D.2.2 Pemasangan Alat (*Equipment Installation*)

➤ *Installation Cost*

Aris dan Newton (1955), menyatakan bahwa *installation cost* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangan alat-alat proses di lokasi pabrik. Biaya instalasi besarnya 43% dari total PEC yang terdiri dari 11% material dan 32% ongkos buruh (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

- Material = 11% PEC
= 11% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 729.958,10
- Labor = 32% PEC
= 32% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 2.123.514,70

Total biaya Instalasi = US\$ 729.958,10+ US\$ 2.123.514,70
= US\$ 2.853.472,88

➤ *Piping Cost*

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa piping cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Estimasi biaya pemipaan untuk sistem solid – fluida sebesar 86% PEC, terdiri dari material 49% dan ongkos buruh 37% (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

- Material = 49% PEC
= 21% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 3.251.631,88
- Labor = 37% PEC
= 11% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 2455,313,87

Total biaya Pemipaan = US\$ 3.251.631,88+ US\$ 2455,313,87
= US\$ 5.706.945,75

➤ *Instrument Cost*

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa *Instrument Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (*control*). Estimasi biaya sebesar 30% PEC, terdiri dari material 24% dan ongkos buruh 6% (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

- Material = 24% PEC
= 24% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 1.592.636,02

- *Labor* = 6% PEC
 = 6% x US\$ 6.635.983,43
 = US\$ 398,159,01

Total biaya = US\$ 1.592.636,02 + US\$ 398,159,01
 = US\$ 1.990,795,03

➤ ***Insulation Cost***

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa *Insulation Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan dalam sistem sirkulasi di dalam proses produksinya. Estimasi biaya sebesar 8% PEC, terdiri dari material 3% dan ongkos buruh 5% (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

- *Material* = 3% PEC
 = 3% x US\$ 6.635.983,43
 = US\$ 199.079,02
- *Buruh* = 5% PEC
 = 5% x US\$ 6.635.983,43
 = US\$ 331.779,17

Total biaya Insulasi = US\$ 199.079,02 + US\$ 331.779,17
 = US\$ 530.878,67

➤ ***Electrical Cost***

Electrical cost menurut Peters dan Timmerhaus (1991), menyatakan biaya yang digunakan untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Estimasi biaya sebesar 15% PEC, terdiri dari material 9% dan ongkos buruh 6% (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

- *Material* = 9% PEC
 = 9% x US\$ 6.635.983,43
 = US\$ 597.238,51
- *Buruh* = 6% PEC
 = 6% x US\$ 6.635.983,43
 = US\$ 398.159,01

Total biaya Electrical = US\$597.238,51 + US\$ 398.159,01
 = US\$ 995.397,52

➤ ***Building Cost***

Building Cost adalah biaya bangunan, termasuk jasa, terdiri dari biaya tenaga kerja, bahan, dan perlengkapan yang terlibat dalam pembangunan semua bangunan yang berhubungan dengan pabrik. Pada tabel 27, Aries & Newton (1955) menyatakan bahwa

building cost untuk PEC di atas \$1.000.000 berkisar 80% PEC (terdiri dari 30% outdoor dan 50% indoor).

- *Outdoor* = 30% PEC
= 30% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 1.714.269,58
- *Indoor* = 50% PEC
= 50% x US\$ 6.635.983,43
= US\$ 2.857.115,97

Total biaya *building* = US\$ 1.714.269,58+ US\$ 2.857.115,97
= US\$ 4.571.385,55

➤ **Tanah**

Tabel L.D 4 Luas Tanas

No.	Nama Bangunan	Luas Bangunan (m2)
1	Pos Satpam	40
2	Poliklinik	300
3	Masjid	700
4	Kantin	500
5	Laboratorium	1.000
6	Perkantoran	3.500
7	Mess Karyawan	2.000
8	Ruang Kontrol Proses	700
9	Ruang Kontrol Utilitas	700
10	Bengkel	600
Total Luas Bangunan		10.040
1	Taman	400
2	Parkir	1.900
3	Utilitas	9.000
4	Daerah Proses	9.800
5	Area Pengembangan	4.500
6	<i>Fire & Safety</i>	500
7		
Total luas bangunan indoor		26.100
Total Luas Tanah		36.140

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya tanah} &= 37.712 \text{ m}^2 \times \text{Rp } 2.500.000 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 90.350.000.000 \\
 &= \text{US\$ } 6.465.055,59
 \end{aligned}$$

➤ **Utility Cost**

Utility cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk unit-unit pendukung proses antara lain: unit penyedia air, *steam*, listrik, dan udara tekan. Estimasi biaya sebesar 75% PEC (Aries and Newton, 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Utilitas} &= 75\% \text{ PEC} \\
 &= 75\% \times \text{US\$ } 6.635.983,43 \\
 &= \text{US\$ } 4.976.987,58
 \end{aligned}$$

➤ **Environment Cost**

Environment cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembangunan instalasi unit pengolahan limbah cair dan gas dimana akan dikirim ke unit pengolahan limbah terpadu. Estimasi biaya sebesar 10-30% PEC (Peters dan Timmerhaus, 1991). Diasumsikan 10% dari PEC

$$\begin{aligned}
 \text{Environment Cost} &= 20\% \text{ PEC} \\
 &= 20\% \times \text{US\$ } 6.635.983,43 \\
 &= \text{US\$ } 1.327.106,69
 \end{aligned}$$

➤ **Physical Plant Cost (PPC)**

Tabel L.D 5 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	6.635.983,43
2.	Instalasi Alat	2.853.427,88
3.	Pemipaan	5.706.945,75
4.	Instrumentasi	1.990.795,03
5.	Insulasi	530.878,67
6.	Listrik	995.397,52
7.	Bangunan	4.029.445,95
8.	Tanah	6.465.055,59
9.	Utilitas	4.976.987,58
10.	<i>Environment</i>	1.327.196,69
Total PPC		35.512.159,09

Rp 586.604.048,722

Total *Physical Plant Cost* (PPC)= US\$ **35.512.159,09**

➤ **Engineering and Construction**

Biaya untuk *design engineering, field supervisor, temporary construction*, dan *inspection*. Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), Biaya *Engineering and construction* ditetapkan 20% dari PEC.

$$\begin{aligned}\text{Engineering and construction} &= 20\% \text{ PEC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 6.635.983,43 \\ &= \text{US\$ } 7.102.431,82 \\ \text{Direct Plant Cost (DPC)} &= \text{PPC} + \text{Engineering and construction} \\ &= \text{US\$ } 35.512.159,09 + \text{US\$ } 7.102.431,82 \\ &= \text{US\$ } 42.614.590,91\end{aligned}$$

➤ **Contractor's Fee**

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa *Contractor's Fee* merupakan biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik dengan estimasi biaya sebesar 10% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contractor's Fee} &= 10\% \text{ DPC} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 42.614.590,91 \\ &= \text{US\$ } 4.261.459,09\end{aligned}$$

➤ **Contingency**

Kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), *Contingency* ditetapkan 10-25% dari DPC dan diasumsikan nilainya sebesar 25% dari *Direct Plant Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Contingency} &= 20\% \text{ DPC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 42.614.590,91 \\ &= \text{US\$ } 55.398.968,18\end{aligned}$$

Dari data-data diatas dapat dihitung *Fixed Capital Investment* (FCI) seperti pada tabel berikut:

Tabel L.D 6 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	42.614.590,91
2.	<i>Contractor's Fee</i>	4.261.459,09
3.	<i>Contingency</i>	55.398.968,18

	55.398.968,18
Total FCI	Rp 915.102.316,007

➤ **Plan Start Up Cost**

Peters dan Timmerhaus (1991), menyatakan bahwa *plant start up cost* merupakan biaya untuk *start up* pabrik adalah 10% FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Plant Start Up} &= 10\% \text{ FCI} \\
 &= 10\% \times \text{US\$ } 55.398.968,18 \\
 &= \text{US\$ } 5.539.896,18
 \end{aligned}$$

➤ **Interest During Construction**

Bunga bank dihitung 5% pertahun. Proses pembelian alat hingga pendirian pabrik diperkirakan selama 2 tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Interest During Construction} &= 5\% \times \text{FCI} \times 3 \text{ tahun} \\
 &= 5\% \times \text{US\$ } 55.398.968,18 \times 3 \\
 &= \text{US\$ } 8.309.845,23
 \end{aligned}$$

D.2.3 Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment merupakan modal atau usaha yang diperlukan untuk menjalankan operasional dari suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu, meliputi beberapa hal berikut:

➤ **Raw Material Inventory**

Biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, tergantung dari laju konsumsi bahan baku, harga, ketersediaan dan sumber

- *Linear Alkylbenzene*

$$\begin{aligned}
 \text{Harga} &= \text{US\$ } 1,20/\text{kg} \\
 \text{Kebutuhan} &= 71.301,25\text{kg/Tahun} \\
 \text{Lama penyimpanan} &= 30 \text{ hari} \\
 \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 1,20/\text{kg} \times 71.301,25 \text{ kg/jam} \times 30\text{hari} \\
 &= \text{US\$ } 2.994.652,41
 \end{aligned}$$

- *Oleum 20%*

$$\begin{aligned}
 \text{Harga} &= \text{US\$ } 0,75/\text{kg} \\
 \text{Kebutuhan} &= 64,54 \text{ kg/Tahun} \\
 \text{Lama penyimpanan} &= 30 \text{ hari} \\
 \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 0,75/\text{kg} \times 64,54\text{kg/jam} \times 30 \text{ hari} \\
 &= \text{US\$ } 1.694,19
 \end{aligned}$$

- *NaOH*

$$\begin{aligned}
 \text{Harga} &= \text{US\$ } 1,37/\text{kg} \\
 \text{Kebutuhan} &= 78,80 \text{ kg/Tahun} \\
 \text{Lama penyimpanan} &= 30 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 1,37/\text{kg} \times 1,82 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \\
 &= \text{US\$ } 3.778,50 \\
 \text{Total biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 3.000.125,10
 \end{aligned}$$

➤ ***In Process Inventory***

Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), besarnya diperkirakan 50% dari *Manufacturing Cost* untuk waktu hold up tertentu jumlah waktu tinggal total selama proses berlangsung adalah 1 jam.

$$\begin{aligned}
 \text{In Process Inventory} &= (0,5 \times \text{TMC} \times 60) / (24 \times 330) \\
 &= (0,5 \times \text{US\$ } 72.550.704,68 \times 60) / (24 \times 330) \\
 &= \text{US\$ } 18.320,89
 \end{aligned}$$

➤ ***Product Inventory***

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa *product inventory* merupakan besarnya biaya yang diperkirakan selama 15 hari produksi untuk harga *manufacturing cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Product Inventory} &= 15 \text{ hari}/330 \times \text{US\$ } 72.550.704,68 \\
 &= \text{US\$ } 3.297.759,30
 \end{aligned}$$

➤ ***Extended Credit***

Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), adalah persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan sebanding dengan 1 bulan produksi pada harga jual, atau sebanding dengan 2 kali *Manufacturing Cost* (dalam hal ini diperkirakan sebanding dengan 1 bulan produksi).

$$\begin{aligned}
 \text{Extended Credit} &= 2 \times 30/330 \times \text{US\$ } 72.550.704 \\
 &= \text{US\$ } 13.191.037,21
 \end{aligned}$$

➤ ***Available Cash***

Available Cash merupakan persediaan uang tunai untuk membayar buruh, *service* dan material. Besarnya diperkirakan sama dengan 30 hari produksi *Manufacturing Cost* (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Available Cash} &= 30/330 \times \text{TMC} \\
 &= 30/330 \times \text{US\$ } 72.550.704,68 \\
 &= \text{US\$ } 6.595.518,61
 \end{aligned}$$

Tabel L.D 7 *Total Working Capital Investment (WCI)*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	3.000.125,10
2.	<i>In Process Inventory</i>	18.320,89
3.	<i>Product Inventory</i>	3.297.759,30

4.	<i>Extended Credit</i>	13.191.037,21
5.	<i>Available Cash</i>	6.595.518,61
TOTAL WCI		26.102.761,11
		Rp 431.175.849,186

Tabel L.D 8 Total Capital Investment (TCI)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Fixed Capital Investment</i>	55.398.968,18
2.	<i>Plant Start Up</i>	5.539.896,18
3.	<i>Interest During Construction</i>	8.309.845,23
4.	<i>Working Capital Investment</i>	26.102.761,11
TOTAL		95.351.471,34
		Rp 1.575.053.744,195

D.2.4 Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam proses pembuatan produk.

a. *Direct Manufacturing Cost*

Direct cost merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

➤ *Biaya Bahan Baku (Raw Material)*

Tabel L.D 9 Biaya Pembelian Bahan Baku

Bahan Baku	Harga USD/kg	Kebutuhan (kg/tahun)	Biaya (US\$)
<i>Linear Alkylbenzene</i>	1.20	23.529	28.235.294
<i>Oleum 20%</i>	0.75	21.298	
<i>NaOH</i>	1,37	26.004	19.752,5738
TOTAL			US\$ 18.422.191
			Rp 275.638.812

➤ *Labor Cost*

Labor cost merupakan biaya untuk membayar pekerja yang terlibat langsung dalam proses produksi.

Tabel L.D 10 Biaya Labor

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/Bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Kepala Bagian	4	20.000.000	1.040.000.000
Ketua Seksi	12	15.000.000	2.340.000.000
Karyawan	42	7.500.000	4.095.000.000
Cleaning Service	4	3.900.000	202.800.000
Satpam	6	3.900.000	304.200.000
Office boy	4	3.900.000	202.800.000
Paramedis	2	5.000.000	130.000.000
Supir	4	3.900.000	202.800.000
TOTAL	78		8.517.600.000
			US\$ 515.643

➤ *Supervisory Expense*

Tabel L.D 11 Biaya Supervisi

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/Bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Direktur Utama	1	60.000.000	780.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	455.000.000
Direktur Keuangan dan Personalia	1	25.000.000	325.000.000
Sekretaris	2	7.500.000	195.000.000
TOTAL	5		1.755.000.000
			US\$ 106.245

➤ *Maintenance Cost*

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses sebesar 2-10% FCI, diasumsikan nilainya sebesar 10%.

$$\begin{aligned}\text{Total MC} &= 8\% \times \text{US\$ } 55.398.968,18 \\ &= \text{US\$ } 4.431.917,45\end{aligned}$$

➤ *Plant Supplies Cost*

Plant Supplies Cost merupakan biaya yang ditetapkan sebesar 15% dari *maintenance cost* per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal.

$$\begin{aligned}\text{Biaya plant supplies} &= 15\% \times \text{US\$ } 4.431.917,45 \\ &= \text{US\$ } 664.787,62\end{aligned}$$

➤ *Royalty and Patent*

Aries dan Newton (1955), menyatakan berupa biaya yang dibutuhkan untuk pembiayaan patent sebesar 1-5% penjualan dan yang digunakan dalam proses produksi pabrik ini diambil 2% dari hasil penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Royal \& patent} &= 1\% \times \text{US\$120.000.000,00 (penjualan)} \\ &= \text{US\$1.200.000,00}\end{aligned}$$

➤ *Cost of Utilities*

Cost of utilities merupakan biaya yang dibutuhkan dalam pengoperasian unit-unit pendukung proses sehingga mampu menghasilkan steam, air bersih, listrik dan bahan bakar. Diambil besarnya 25% dari bangunan dan *contingency* (Aries and Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Utilitas} &= 25\% \times (\text{bangunan} + \text{contingency}) \\ &= 25\% \times (\text{US\$ 4029.445,95} + 8.522.918,18) \\ &= \text{US\$ 3.138.091,03}\end{aligned}$$

Tabel L.D 12 *Total Direct Manufacturing*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Raw Material Cost</i>	18.422.191
2.	<i>Labor Cost</i>	515.643
3.	<i>Supervisi Cost</i>	106.245
4.	<i>Maintenance Cost</i>	4.431.917,45
5.	<i>Plant Supplies</i>	664.787,62
6.	<i>Royalties & Patent</i>	1.200.000,00
7.	<i>Utility Cost</i>	3.138.091,03
TOTAL DMC		38.343.578,26

b. *Indirect Manufacture Cost*

Indirect cost merupakan pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik, antara lain:

➤ *Payroll Overhead*

Payroll overhead merupakan pengeluaran perusahaan untuk biaya pensiun, liburan yang dibayarkan perusahaan, asuransi cacat jasmani akibat kerja dan keamanan. Menurut Aries & Newton (1955, halaman 173), nilai *Payroll Overhead* sebesar 15-20% dari *Labor Cost* dan diasumsikan nilainya 15%.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Payroll Overhead} &= 15\% \times \text{US\$ 515.643} \\ &= \text{US\$ 103.128,63}\end{aligned}$$

➤ *Laboratory*

Perusahaan harus mengeluarkan biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk mengontrol kualitas produk. Menurut Aries & Newton (1955, halaman 174), biaya laboratorium sebesar 10-20% dari *Labor Cost*, diasumsikan nilainya sebesar 20%.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Laboratory} &= 10\% \times \text{US\$ } 515.643 \\ &= \text{US\$ } 51.564,32\end{aligned}$$

➤ *Plant Overhead*

Plant overhead merupakan biaya untuk servis yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk di dalamnya yaitu biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehousing*) dan *engineering* (termasuk *safety* dan *protection*). Menurut Aries & Newton (1955, halaman 174), biaya *Plant Overhead* sebesar 50-100% dari *Labor Cost*. Diasumsikan nilainya sebesar 100%.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Overhead} &= 70\% \times \text{US\$ } 515.643 \\ &= \text{US\$ } 257.821,58\end{aligned}$$

➤ *Packaging*

Biaya yang diperlukan untuk pengemasan produk agar pendistribusian produk aman, Menurut Aries & Newton (1955, halaman 174), biaya *packaging* dengan produk jenis *Hardware & Small parts* nilainya sebesar 4% dari harga penjualan per tahun.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Packaging} &= 4\% \times \text{US\$ } 1.200.000,00 \\ &= \text{US\$ } 24.000.000,00\end{aligned}$$

➤ *Transportation*

Biaya yang diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Biaya transportasi diperkirakan nilainya sebesar 1% dari total harga penjualan per tahun.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Transporatasi} &= 3\% \times \text{US\$ } 1.200.000,00 \\ &= \text{US\$ } 3.600.000\end{aligned}$$

Tabel L.D 13 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	103.128,63
2.	<i>Laboratory Cost</i>	51.564,32
3.	<i>Plant Overhead</i>	257.821,58
4.	<i>Packaging</i>	24.000.000,00
5.	<i>Transportation</i>	3.600.000
TOTAL		28.012.514,53

c. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed cost merupakan harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran dimana harganya tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi, antara lain:

➤ Depresiasi

Depresiasi merupakan biaya penyusunan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik. Menurut Aries & Newton (1955), nilai sisa sebesar 8-10% dari nilai FCI. Diasumsikan nilainya sebesar 10%

$$\text{Depresiasi} = \frac{FCI - \text{Nilai Sisa}}{n}$$

Dimana :

$$\text{FCI} = \text{US\$ } 55.398.968,18$$

$$\begin{aligned}\text{Nilai Sisa} &= 10\% \text{ dari FCI} \\ &= \text{US\$ } 5.539.896,82\end{aligned}$$

$$n = \text{Umur Pabrik (11 tahun)}$$

maka,

$$\text{Depresiasi} = \frac{\text{US\$ } 55.398.968,18 - \text{US\$ } 5.539.896,82}{11 \text{ tahun}}$$

$$\text{Depresiasi} = \text{US\$ } 4.532.642,85$$

➤ *Property Taxes*

Pajak properti yang harus dibayarkan oleh pabrik, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi dimana plant tersebut didirikan. Menurut Aries & Newton (1955), nilai *Property Taxes* sebesar 1-2% dari FCI. Diasumsikan nilainya sebesar 2%.

$$\begin{aligned}\text{Property Taxes} &= 2\% \times \text{US\$ } 55.398.968,18 \\ &= \text{US\$ } 1.107.979,36\end{aligned}$$

➤ Asuransi

Asuransi yaitu pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabrik, semakin berbahaya plant maka biaya asuransi akan semakin besar. Menurut Aries & Newton (1955), nilai *Insurance* sebesar 1% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{US\$ } 55.398.968,18 \\ &= \text{US\$ } 553.989,68\end{aligned}$$

Tabel L.D 14 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Depreciation</i>	4.532.642,85
2.	<i>Property Taxes</i>	1.107.979,36
3.	<i>Insurance</i>	553.989,68

TOTAL	6.194.611,90
--------------	---------------------

Tabel L.D 15 *Total Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (USD)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	38.343.578,26
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	28.012.514,53
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	6.194.611,90
TOTAL		72.550.704,68

D.2.5 General Expense

General expense atau pengeluaran umum merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. Diantaranya sebagai berikut:

a. Administration Cost

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, antara lain:

➤ Management Salaries

Tabel L.D 16 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/Bulan)	Gaji (Rp/Tahun)
Dewan Komisaris	3	45.000.000	2.025.000.000
Direktur Utama	1	60.000.000	900.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	525.000.000
Direktur Keuangan dan Personalia	1	25.000.000	375.000.000
Sekretaris	2	7.500.000	225.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	20.000.000	300.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	20.000.000	300.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	20.000.000	300.000.000
Kepala Bagian Pesonalia	1	20.000.000	300.000.000
Ketua Seksi	12	15.000.000	2.700.000.000
Staf Produksi	5	7.500.000	562.000.000
Staf utilitas	5	7.500.000	562.000.000
Staf laboratorium analisa	5	7.500.000	562.000.000
Staf pemeliharaan	3	7.500.000	337.000.000
Staf <i>process engineering</i>	3	7.500.000	337.000.000
Staf HSE dan K3	3	7.500.000	337.000.000
Staf Keuangan	4	7.500.000	450.000.000
Staf pemasaran dan pengadaan	3	7.500.000	337.000.000
Staf akuntansi dan perpajakan	3	7.500.000	337.000.000
Staf humas	3	7.500.000	337.000.000
Staf Personalia	3	7.500.000	337.000.000
Staf keamanan dan poliklinik	2	4.000.000	120.000.000
Sopir	4	3.900.000	234.000.000
<i>Cleaning Service</i>	3	3.900.000	175.500.000
Satpam	4	3.900.000	234.000.000
<i>Office boy</i>	3	3.900.000	175.500.000

Paramedis	2	5.000.000	150.000.000
TOTAL	82		Rp 11.514.000.000
			US\$ 697,040

Gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain direktur, sekretaris dan kepala bagian, dll dengan total US\$ **697,040**

➤ *Legal Fee and Auditing*

Biaya atau *fee* yang legal, sedangkan *auditing* adalah untuk membayar akuntan publik. Besarnya 1% dari nilai *Labor Cost*, Supervisi, dan *Maintenance* (Peter & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Labor Cost, Supervisi, Maintenance} &= (\text{US\$ } 4.431.917,45 + \text{US\$ } 697.040,88) \\ &= \text{US\$ } 5.128.958,33 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya legal fee and auditing} &= 2\% \times (\text{US\$ } 5.128.958,33) \\ &= \text{US\$ } 102.579,17 \end{aligned}$$

➤ Biaya peralatan Kantor dan Komunikasi

Biaya yang digunakan untuk membeli peralatan kantor seperti kertas, tinta dan lain-lain serta untuk membayar biaya komunikasi di lingkungan perusahaan seperti telepon dan internet.

$$\text{Biaya pertahun} = \text{US\$ } 6.594,65$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya administrasi} &= (\text{Management Salaries} + \text{Legal Fee \& Auditing} + \text{Peralatan Kantor}) \\ &= (\text{US\$ } 697.040,88 + \text{US\$ } 102.579,17 + \text{US\$ } 6.594,65) \\ &= \text{US\$ } 806.214,69 \end{aligned}$$

b. Sales Expanses

Menurut Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa biaya yang dibutuhkan untuk meningkatkan penjualan produk dan meningkatkan penghasilan pabrik adalah sebesar 3-12% dari MC, diasumsikan nilainya sebesar 3%.

$$\begin{aligned} \text{Biaya Sales} &= 3\% \times \text{MC} \\ &= 22\% \times \text{US\$ } 72.550.704,68 \\ &= \text{US\$ } 15.961.155,03 \end{aligned}$$

c. Research

Besarnya diperkirakan antara 2-4% dari harga jual, atau 3,5-8% dari *Manufacturing Cost*. Dalam perhitungan dipilih nilai 2% dari harga penjualan.

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 8\% \times \text{harga penjualan} \\ &= 8\% \times \text{US\$ } 72.550.704,68 \\ &= \text{US\$ } 5.904.056,37 \end{aligned}$$

d. *Finance*

Menurut Aries & Newton (1955, halaman 187), nilai *finance* sebesar 2-4% dari TMC. Dalam perhitungan diasumsikan nilai 3% dari *Total Manufacturing Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= 0\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 0\% \times \text{US\$ } 95.351.471,34 \\ &= \text{US\$ } 95.351,47\end{aligned}$$

Tabel L.D 17 *Ganeral Expense*

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Administrasi	806.214,69
2.	<i>Sales Expense</i>	15.961.155,03
3.	<i>Research</i>	5.804.056,37
4.	<i>Finance</i>	95.351,47
TOTAL		24.501.039,69

Tabel L.D 18 Biaya produksi (*Production Cost*)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	72.550.704,68
		24.501.039,69
2.	<i>General Expense</i>	
TOTAL		97.051.744,37

7.30 D.3 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik tersebut berpotensi didirikan dan mengetahui seberapa besar keuntungan yang akan diperoleh dari pendirian pabrik ini.

D.3.1 *Profit (Keuntungan)*

- Total Penjualan = US\$ 120.000.000,00
- Biaya Produksi = US\$ 97.051.744,37
- Keuntungan sebelum pajak = (Total Penjualan - Biaya Produksi)
= (US\$ 120.000.000,00 - US\$ 97.051.744,37)
= US\$ 22.948.255,63
- Pajak di Indonesia = 25%

- Keuntungan setelah pajak (25%)= US\$ 17.211.191,72

Pajak di Indonesia untuk wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap adalah sebesar 25% dari penghasilan menurut UU No. 36 tahun 2008.

D.3.2 Percent Profit on Sales (POS)

Profit on sales merupakan faktor yang ditentukan untuk mengetahui tingkat keuntungan yang diperoleh setiap harga penjualan produk.

$$POS = \left[\frac{Profit}{Harga\ jual\ produk} \right] \times 100\%$$

- POS sebelum pajak $= \left[\frac{US\$22.948.255,63}{US\$ 120.000.000} \right] \times 100\% = 19,12\%$
- POS setelah pajak $= \left[\frac{US\$ 17.211.191,72}{US\$ 120.000.000} \right] \times 100\% = 14,34\%$

D.3.3 Percent Return on Investment (% ROI)

Return on Investment merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, yang berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan (Robert S Aries & Newton, 1955).

$$ROI = \left[\frac{Profit}{FCI} \right] \times 100\%$$

Pada perancangan pabrik LAS, nilai ROI sebelum dan sesudah pajak didapatkan dari perhitungan berikut:

- % ROI sebelum pajak $= \left[\frac{US\$22.948.255,63}{US\$ 55.398.968,18} \right] \times 100\% = 41,42\%$
- % ROI sesudah pajak $= \left[\frac{US\$ 17.211.191,72}{US\$ 55.398.968,18} \right] \times 100\% = 31,06\%$

D.3.4 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Keuntungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi dengan depresiasi.

$$POT = \frac{FCI}{(Keuntungan + Depresiasi)}$$

Pada perancangan pabrik LAS, nilai POT sebelum dan sesudah pajak didapatkan dari perhitungan berikut:

- Pay Out Time sebelum pajak $= \frac{FCI}{\hspace{1.5cm}}$

(Keuntungan sebelum pajak + Depresiasi)

$$= \frac{\text{US\$ 55.398.968,18}}{(\text{US\$13.652.990} + \text{US\$ 3.015.949})}$$

$$= 2,47 \text{ tahun}$$

➤ *Pay Out Time* setelah pajak

$$= \frac{FCI}{(\text{Keuntungan setelah ajak} + \text{Depresiasi})}$$

$$= \frac{\text{US\$ 33.510.542}}{(\text{US\$ 10.239.743} + \text{US\$ 3.015.949})}$$

$$= 2,95 \text{ tahun}$$

Tabel L.D 19 Cash Flow

**CASH
FLOW**

						Total Manufacturi ng Cost + General Expense	Total Penjualan - Biaya Operasional	Pendapatan – Depresiasi	75% x Untung Kotor	Untung Bersih + Depresiasi	
Tahun	Kapasita s Produks i	Penjuala n produk (ton)	Harga produk (\$/ton)	Revenue (US\$)	Biaya Operasional (US\$)	Income (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Tax (PBT)	Profit After Tax (PAT)	Cash Flow	PAT- Biaya Operasion al
1	90%	27000	\$ 4.000,0 0	\$ 108.000.000, 00	\$ 87.346.569,9 3	\$ 20.653.430, 07	\$ 4.532.642,8 5	\$ 16.120.787, 22	\$ 12.090.590,41	\$ 16.623.233, 26	
2	90%	27000	\$ 4.000,0 0	\$ 108.000.000, 00	\$ 87.346.569,9 3	\$ 20.653.430, 07	\$ 4.532.642,8 5	\$ 16.120.787, 22	\$ 12.090.590,41	\$ 16.623.233, 26	
3	95%	28500	\$ 4.000,0 0	\$ 114.000.000, 00	\$ 92.199.157,1 5	\$ 21.800.842, 85	\$ 4.532.642,8 5	\$ 17.268.200, 00	\$ 12.951.150,00	\$ 17.483.792, 85	
4	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44	
5	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44	
6	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44	
7	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44	
8	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44	

9	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44
10	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44
11	100%	30000	\$ 4.000,0 0	\$ 120.000.000, 00	\$ 97.051.744,3 7	\$ 22.948.255, 63	\$ 4.532.642,8 5	\$ 18.415.612, 78	\$ 13.811.709,59	\$ 18.344.352, 44

Tabel L.D 20 Cumulative Cash Flow

Tahun	Investasi	Cash Flow i=0	Cumulative Cash Flow i=0	Cash Flow i=1	Cumulative Cash Flow i=1	Keterangan
-2	\$ -27.699.484,09		\$ -34.164.539,68		\$ -136.658.158,74	50% FCI
	\$ -6.465.055,59					land
-1	\$ -27.699.484,09		\$ -70.173.869,00		\$ -208.676.817,37	sisa 50% FCI
	\$ -8.309.845,23					IDC
0	\$ -5.539.896,82		\$ -101.816.526,93		\$ -240.319.475,30	Plant Start up
	\$ -26.102.761,11					WCI
1		\$ 16.623.233,26	\$ -85.193.293,67	\$ 8.311.616,63	\$ -232.007.858,67	
2		\$ 16.623.233,26	\$ -68.570.060,41	\$ 4.155.808,32	\$ -227.852.050,36	
3		\$ 17.483.792,85	\$ -51.086.267,56	\$ 2.185.474,11	\$ -225.666.576,25	
4		\$ 18.344.352,44	\$ -32.741.915,12	\$ 1.146.522,03	\$ -224.520.054,22	
5		\$ 18.344.352,44	\$ -14.397.562,68	\$ 573.261,01	\$ -223.946.793,21	
6		\$ 18.344.352,44	\$ 3.946.789,75	\$ 286.630,51	\$ -223.660.162,70	
7		\$ 18.344.352,44	\$ 22.291.142,19	\$ 143.315,25	\$ -223.516.847,45	
8		\$ 18.344.352,44	\$ 40.635.494,63	\$ 71.657,63	\$ -223.445.189,82	
9		\$ 18.344.352,44	\$ 58.979.847,06	\$ 35.828,81	\$ -223.409.361,01	
10		\$ 18.344.352,44	\$ 77.324.199,50	\$ 17.914,41	\$ -223.391.446,60	
11		\$ 18.344.352,44	\$ 95.668.551,94	\$ 8.957,20	\$ -223.382.489,40	

Keterangan:

Revenue : Total (Kapasitas produksi × Harga produksi)

Biaya Produksi : Kapasitas × (*Manufacturing cost* + *General expense*)

Income : Revenue – Biaya produksi

Depresiasi : (FCI – SV) / Umur pabrik; SV = 100% × FCI

Profit After Taxes : *Profit before taxes* – pajak 25% *profit before taxes*

Cash Flow : *Profit after taxes* + depresiasi

7.3.5 Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return merupakan laju pengembalian investasi pada suatu perusahaan. Dalam hal ini IRR dihitung dengan trial harga IRR hingga diperoleh *Net Present Value* (NPV) = 0, present value dihitung dengan persamaan:

$$P = \frac{F}{(1 + IRR)^n}$$

Dimana:

P = *Present Value*

F = nilai uang pada tahun n

n = tahun

Tabel L.D 21 *Net Present Value*

Tahun	Cash Flow	Present Value
0	-\$101.816.526,93	-\$101.816.526,93
1	\$16.623.233,26	\$14.739.152,66
2	\$16.623.233,26	\$13.068.614,13
3	\$17.483.792,85	\$12.187.277,67
4	\$18.344.352,44	\$11.337.843,48
5	\$18.344.352,44	\$10.052.810,02
6	\$18.344.352,44	\$8.913.422,51
7	\$18.344.352,44	\$7.903.173,41
8	\$18.344.352,44	\$7.007.426,14
9	\$18.344.352,44	\$6.213.203,05
10	\$18.344.352,44	\$5.508.997,37
11	\$18.344.352,44	\$4.884.606,50
		0,00

Pada perancangan pabrik LAS, nilai IRR hasil perhitungan sebesar 12,78%.

D.3.6 Break Event Point (BEP)

Break event point merupakan titik dimana garis penjualan dan garis total biaya produksi berpotongan yang disebut sebagai titik impas. BEP merupakan tingkat output dimana penjualan akan sama dengan biaya total produksi. Saat pabrik beroperasi dibawah titik BEP maka akan mengakibatkan kerugian, sedangkan operasi pabrik diatas titik BEP dapat menghasilkan keuntungan. Dari nilai BEP, dapat diketahui jumlah minimal harga jual dan jumlah unit yang harus terjual (Robert S Aries & Newton, 1955). BEP dapat dihitung menggunakan rumus:

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

Dimana:

Fa = *Fixed capital* pada produksi maksimum per tahun

Ra = *Regulated expense* pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = *Variable expense* pada produksi maksimum per tahun

Masing-masing variabel di atas dihitung sebagai berikut:

➤ **Fixed Manufacturing Cost (Fa)**

Depresiasi = US\$ 4.532.642,85

Property taxes = US\$ 1.107.979,36

Asuransi = US\$ 553.989,68

Total fixed cost (Fa) = US\$ 6.194.611,90

➤ **Variable Cost (Va)**

Raw material = US\$ 28.286.893,83

Packaging and shipping = US\$ 24.000.000,00

Transportation = US\$ 3.600.000

Utilitas = US\$ 3.138.091,03

Royalties and patent = US\$ 1.200.000

Total Variable Cost = US\$ 60.244.984,86

➤ **Regulated Cost (Ra)**

Labour = US\$ 515.643

Payroll overhead = US\$ 103.128,63

Supervise = US\$ 106.245,16

Laboratory = US\$ 51.564,32

Ganeral Expense = US\$ 24.501.039,69

Maintenance = US\$ 4.431.917

Plant supplies = US\$ 664.787,58

Plant overhead = US\$ 257.821

Total regulated Cost = US\$ 30.632.147,61

➤ **Total sales (Sa)**

Penjualan produk selama 1 tahun = US\$ 120.000.000

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

$$BEP = \frac{US\$ 6.194.611,90 + 0,3.US\$ 30.632.147,61}{(US\$ 120.000.000) - (US\$ 60.224.984,86) - 0,7(US\$ 30.632.147,61)} \times 100$$

BEP = 40,13%

D.3.7 Shut Down Point (SDP)

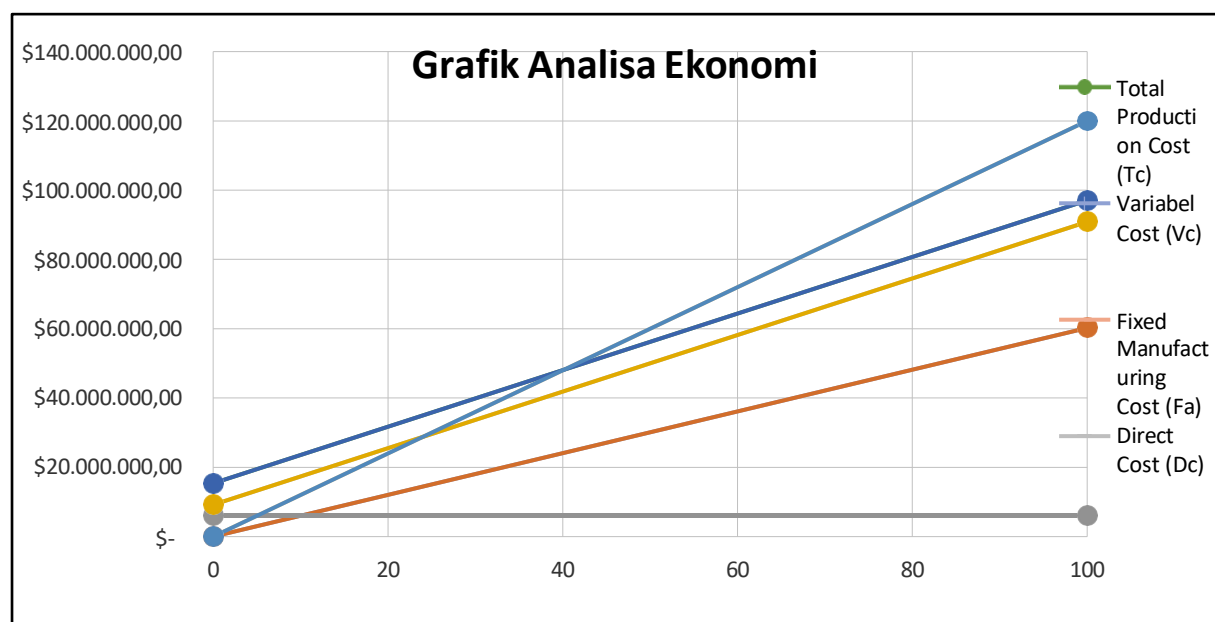
Shut Down Point terjadi ketika garis penjualan melewati garis *fixed cost*. Jika perusahaan tidak dapat memenuhi *fixed cost* maka perusahaan harus berhenti beroperasi.

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

$$Shut\ Down\ Point\ (SDP) = \frac{0,3US\$30.632.147,61}{(US\$ 120.000.000) - (US\$ 60.224.984,86) - 0,7(US\$ 30.632.147,61)} \times 100\%$$

Shut Down Point (SDP) = 23,97%

Nilai BEP sebesar 40,13% artinya pabrik harus memproduksi melebihi nilai BEP agar mendapat keuntungan. SDP adalah jika pabrik memproduksi kurang dari nilai SDP yaitu 23,97% maka operasi harus dihentikan. Berikut merupakan grafik analisa kelayakan ekonomi ditunjukkan pada gambar dibawah



Gambar L.D 2 Analisa Kelayakan Ekonomi

7.31 D.4 Hasil Perhitungan

Dari hasil perhitungan diatas, maka akan diperoleh hasil evaluasi kelayakan pabrik yang ditunjukkan pada Tabel L.D22 sebagai berikut

Tabel L.D 22 Evaluasi Kelayakan Pabrik

No	Analisis	Hasil	Batasan	Keterangan
1	POS Sebelum Pajak	19,12%	11-44%	Layak
	POS Sesudah Pajak	14,34%		
2	ROI Sebelum Pajak	41,42%	min 15%	Layak
	ROI Sesudah Pajak	31,07%		
3.	POT Sebelum Pajak	2,47 tahun	maks 5 tahun	Layak
	POT Sesudah Pajak	2,93tahun		
1.	IRR	12.78%	min 12%	Layak
5.	BEP	40,13%	40 - 60%	Layak
6.	SDP	23,97%	< BEP	Layak

Batasan yang digunakan diperoleh berdasarkan jurnal literatur dari Aries and Newton (1995). Hasil evaluasi ekonomi Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan

