

PRA PERANCANGAN PABRIK
LINEAR ALKYL BENEZE SULFONATE (LAS) POWDER
DENGAN PROSES OLEUM 20% KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

Azzahra Nadientsa

40040119650088

PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI

SEKOLAH VOKASI

UNIVERSITAS DIPONEGORO

SEMARANG

2023

PRA PERANCANGAN PABRIK
LINEAR ALKYL BENEZE SULFONATE (LAS) POWDER
DENGAN PROSES *OLEUM* 20% KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

Azzahra Nadianta

40040119650088

PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI

SEKOLAH VOKASI

UNIVERSITAS DIPONEGORO

SEMARANG

2023

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA PERANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENEZE SULFONATE
(LAS) *POWDER* DENGAN PROSES *OLEUM* 20% KAPASITAS 15.000
TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Terapan
Teknik**

Disusun Oleh:

Azzahra Nadientsa

40040119650088

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 20 Juli 2023

Dosen Pembimbing

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

NIP. H.7. 199005152021021001

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

Judul Skripsi : Pra-Rancangan Pabrik *Linear Alkylbeneze Sulfonate (LAS) Powder* dengan Proses *Oleum 20%* Kapasitas 15.000 Ton/Tahun

Identitas Penulis :

Nama : Azzahra Nadianta

NIM : 40040119650088

Fakultas : Sekolah Vokasi / S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Skripsi ini telah disahkan dan disetujui pada:

Hari : Jumat


Tanggal : 18 Agustus 2023


Semarang, 18 Agustus 2023

Mengetahui,
Tim Penguji

Penguji I,

Penguji II,


Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D.
NIP. H.7.198803152018072001


Rizka Amalia, S.T., M.T.
NIP. H.7.199203122018072001

LEMBAR PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Azzahra Nadianta

NIM : 40040119650088

Judul Tugas Akhir/Skripsi : Pra Perancangan Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS)
Powder dengan Proses *Oleum* 20% Kapasitas 15.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Shaffa Isti Fadhilah didampingi pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Semarang, 20 Juli 2023

Azzahra Nadianta

NIM. 40040119650088

RINGKASAN

Pra perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) dari *Linear Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% dengan proses sulfonasi kapasitas 15.000 ton/tahun ini dilakukan untuk memenuhi kebutuhan surfaktan dalam dan luar negeri. Pabrik ini direncanakan didirikan di Kawasan Industri Cikarang Bekasi, Jawa Barat pada tahun 2025 dan beroperasi pada tahun 2027. Bahan baku yang digunakan yaitu *Linear Alkylbenzene* yang diperoleh dari PT. Unggul Indah Cahaya Indonesia, *Oleum* dari PT. Indonesian Acids Industry, dan NaOH dari PT. Ashimas Chemical Indonesia. Mekanisme proses pembentukan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* menggunakan reaksi 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. Reaksi yang terjadi yaitu reaksi sulfonasi dan netralisasi menggunakan bantuan NaOH dengan produk samping berupa H₂SO₄. Konversi reaksi yang dihasilkan sebesar 96%.

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 21,17% dan 15,88% sesudah pajak, nilai *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 40,74% dan sesudah pajak sebesar 30,56%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,01 tahun dan sesudah pajak adalah 2,53 tahun, *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 57%, dengan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40,76%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,37%. Dari hasil analisa evaluasi kelayakan dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki peluang bisnis yang baik dan layak untuk didirikan.

SUMMARY

The predesign of the Linear Alkylbenzene Sulfonate plant from Linear Alkylbenzene and Oleum 20% with a sulfonation process with a capacity of 15.000 tons/year is carried out to meet domestic and foreign surfactant needs. This factory is planned to be established in the Cikarang Industrial Estate Bekasi, West Java in 2025 and operate in 2027. The raw material used is Linear Alkylbenzene obtained from PT. Unggul Indah Cahaya Indonesia, Oleum from PT. Indonesian Acids Industry, and NaOH from PT. Ashimas Chemical Indonesia. The mechanism of the linear formation process of alkylbenzene sulfonate uses a sulfonation reaction with 20% Oleum using a Stirred Tank Flow Reactor (RATB) with a temperature of 38-60°C and a pressure of 1 atm. The Oleum used is 20% Oleum with a mole ratio of alkylbenzene and Oleum is 1:1.25. The reaction that occurs is a sulfonation and neutralization reaction using the help of NaOH with by-products in the form of H₂SO₄. The resulting reaction conversion is 96%.

The process of making Linear Alkylbenzene Sulfonate takes place exothermistically irreversible in the liquid phase, with the main tools used are heat exchangers, sulfonation reactors, decanters, neutralizers, evaporators, and spray dryers. While the process support unit consists of a water supply and treatment unit, steam procurement unit, electricity procurement unit, fuel procurement unit, compressed air procurement unit, and waste treatment unit.

Based on feasibility analysis, the value of Profit on Sales (POS) before tax is 21,17% and 15.88% after tax, Return of Investment (ROI) before tax is 40,74% and after tax is 30,56%, Pay Out Time (POT) before tax is 2,01 years and after tax is 2,53 years, Internal Rate of Return (IRR) is 63%, with Break Even Point (BEP) is 40,76%, and Shut Down Point (SDP) of 23.37%. From the results of the feasibility evaluation analysis, it can be concluded that this factory has a good business opportunity and is feasible to be established.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT, atas berkat, rahmat, dan hidayah-Nya skripsi dengan judul “Pra Perancangan Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate (LAS) Powder* dengan Proses *Oleum 20%* Kapasitas 15.000 Ton/Tahun” dapat terselesaikan dengan baik. Penyusunan laporan skripsi ini tidak lepas dari dukungan dan peran yang diberikan oleh berbagai pihak, maka dari itu pada kesempatan ini penulis akan menyampaikan terima kasih kepada:

1. Mohammad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri dan selaku Dosen Wali yang telah memberikan kesempatan bagi penulis untuk melakukan penyusunan skripsi.
2. Hermawan Dwi Ariyanto, S.T., M.Sc., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Skripsi yang telah membimbing, mengarahkan, mendukung secara material dan moral selama proses penyusunan laporan skripsi.
3. Seluruh dosen, tenaga kependidikan, dan staff administrasi Program Studi S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri yang telah memberikan kelancaran selama menjalani perkuliahan.
4. Orang tua dan keluarga penulis yang selalu memberikan semangat, doa, kasih sayang, serta dukungan baik secara moral maupun material.
5. Shaffa Isti Fadhilah sebagai rekan tim skripsi yang berjuang bersama, memberikan semangat. Meluangkan waktu dan tenaga dalam penyusunan skripsi ini.
6. Teman-teman Arzhimistri 2019 yang telah membantu memberi semangat, dan telah berproses Bersama dengan penulis dalam kehidupan selama perkuliahan.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan skripsi ini masih jauh dari kata sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun dari pembaca dan pihak terkait sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan skripsi ini. Akhir kata, semoga laporan skripsi ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca.

Semarang, 20 Juli 2023

Azzahra Nadianta

DAFTAR ISI

| | |
|--|-------------|
| HALAMAN PENGESAHAN | ii |
| HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI | iii |
| LEMBAR PERNYATAAN INTEGRITAS | iv |
| RINGKASAN | v |
| SUMMARY..... | vi |
| KATA PENGANTAR | vii |
| DAFTAR ISI..... | ix |
| DAFTAR TABEL..... | xiv |
| DAFTAR GAMBAR | xvii |
| BAB I PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1. Latar Belakang..... | 1 |
| 1.2. Kapasitas Rancangan..... | 1 |
| 1.2.1. Prediksi kebutuhan LAS..... | 2 |
| 1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku..... | 5 |
| 1.2.3. Kapasitas Minimal Pabrik Sejenis..... | 6 |
| 1.2.4. Penentuan Kapasitas Produksi..... | 7 |
| 1.3. Penentuan Lokasi Pabrik | 7 |
| 1.4. Tinjauan Proses | 10 |
| 1.4.1. Macam-macam Proses Pembuatan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> | 10 |
| BAB II DESKRIPSI PROSES | 13 |
| 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk | 13 |
| 2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku Utama | 13 |
| 2.1.2. Spesifikasi Produk..... | 14 |
| 2.2. Konsep Proses | 15 |
| 2.2.1. Dasar Reaksi..... | 15 |
| 2.2.2. Mekanisme Reaksi | 16 |
| 2.2.3. Tinjauan Thermodinamika | 16 |
| 2.2.4. Tinjauan Kinetika | 18 |
| 2.3. Langkah Proses..... | 19 |
| 2.3.1. Penyimpanan Bahan Baku..... | 19 |
| 2.3.2. Persiapan Bahan Baku..... | 19 |

| | |
|--|-----------|
| 2.3.3. Proses Reaksi Sulfonasi..... | 19 |
| 2.3.4. Proses Pemisahan | 20 |
| 2.3.5. Proses Netralisasi | 20 |
| 2.3.6. Proses Pemurnian | 20 |
| 2.3.7. Proses Pengeringan..... | 20 |
| 2.3.8. Penyimpanan dan Pengemasan Produk | 21 |
| 2.4. Diagram Alir..... | 22 |
| 2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas | 23 |
| 2.5.1. Neraca Massa..... | 23 |
| 2.5.2. Neraca Panas | 28 |
| 2.6. Tata Letak Pabrik dan Pemetaan | 34 |
| 2.6.1. Tata Letak Pabrik | 34 |
| 2.6.2. Pemetaan Pabrik | 35 |
| 2.6.3. Tata Letak Peralatan Proses | 38 |
| BAB III SPESIFIKASI ALAT | 40 |
| 3.1. Tangki Penyimpanan <i>Linear Alkylbenzene</i> | 40 |
| 3.2. Pompa..... | 40 |
| 3.3. <i>Heat Exchanger</i> | 41 |
| 3.4. Reaktor Sulfonasi | 41 |
| 3.5. Decanter..... | 42 |
| 3.6. Evaporator | 42 |
| 3.7. Spray Dryer | 43 |
| BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM | 44 |
| 4.1. Unit Pendukung Proses | 44 |
| 4.1.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air..... | 44 |
| 4.1.2. Jenis dan Kualitas Air yang Digunakan | 48 |
| 4.2 Unit Pengadaan <i>Steam</i> | 52 |
| 4.3 Unit Pengadaan Listrik..... | 54 |
| 4.3.1 Kebutuhan Listrik untuk Proses | 54 |
| 4.3.2 Kebutuhan listrik untuk Utilitas | 55 |
| 4.3.3 Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Limbah | 55 |
| 4.3.4 Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan Laboratorium | 55 |
| 4.3.5 Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi..... | 55 |
| 4.3.6 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan | 55 |

| | | |
|--|--|-----------|
| 4.3.7 | Kebutuhan Listrik untuk AC | 57 |
| 4.3.8. | Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Kantor..... | 58 |
| 4.3.9 | Generator | 58 |
| 4.4 | Unit Pengadaan Bahan Bakar..... | 59 |
| 4.5 | Unit Pengadaan Udara Tekan..... | 59 |
| 4.6 | Unit Pengolahan Limbah..... | 59 |
| 4.7 | Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)..... | 60 |
| 4.8 | Laboratorium..... | 61 |
| 4.8.1. | Tugas Laboratorium | 61 |
| 4.8.2. | Program Kerja Laboratorium | 61 |
| 4.9. | Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup..... | 62 |
| 4.9.1. | Keselamatan Kerja pada Pabrik Pembuatan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> | 63 |
| 4.9.2. | Keselamatan Kerja terhadap Listrik..... | 63 |
| 4.9.3. | Pencegahan terhadap Gangguan Kesehatan | 64 |
| 4.9.4. | Peralatan Perlindungan Diri | 64 |
| 4.9.5. | Kesadaran dan Pengetahuan yang Memadai bagi Karyawan..... | 65 |
| 4.9.6. | Penanganan Kebocoran dan Tumpahan | 65 |
| 4.9.7. | Pencegahan dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran dan Ledakan..... | 66 |
| 4.10. | Instrumentasi | 66 |
| BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN..... | | 68 |
| 5.1. | Bentuk Perusahaan | 68 |
| 5.2. | Struktur Organisasi..... | 69 |
| 5.3. | Tugas dan Wewenang | 72 |
| 5.4. | Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan..... | 75 |
| 5.5. | Waktu Kerja | 76 |
| 5.6. | Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji | 77 |
| 5.6.1. | Penggolongan Jabatan dan Keahlian..... | 77 |
| 5.6.2. | Penentuan Jumlah Pekerja..... | 78 |
| 5.7. | Kesejahteraan Sosial Karyawan | 81 |
| 5.8. | <i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i> | 82 |
| BAB VI TROUBLESHOOTING..... | | 83 |
| 6.1 | Tangki Penyimpanan | 83 |
| 6.2 | Pompa..... | 84 |
| 6.3 | Reaktor | 85 |

| | |
|---|------------|
| 6.4 Decanter..... | 86 |
| 6.5 Evaporator | 86 |
| 6.6 Spray Dryer | 87 |
| BAB VII ANALISIS EKONOMI..... | 88 |
| 7.1. Penaksiran Harga Peralatan..... | 88 |
| 7.2 Penetapan Dasar Perhitungan..... | 91 |
| 7.3 Perhitungan Biaya Produksi (Production Cost) | 91 |
| 7.3.1 Penaksiran Modal Industri (<i>Total Capital Investment</i>) | 91 |
| 7.3.2 Production Cost | 94 |
| 7.4. Analisis Kelayakan..... | 97 |
| 7.4.1. <i>Percent Profit on Sales</i> (POS)..... | 98 |
| 7.4.2. <i>Percent Return on Investment</i> (ROI) | 98 |
| 7.4.3. <i>Pay Out Time</i> (POT) | 98 |
| 7.4.4. <i>Internal Rate of Return</i> (IRR) | 98 |
| 7.4.5. <i>Break Event Point</i> (BEP)..... | 98 |
| 7.4.6. <i>Shut Down Point</i> (SDP)..... | 99 |
| 7.5 Hasil Perhitungan | 99 |
| 7.5.1 Capital Investment..... | 99 |
| 7.5.2 <i>Production Cost</i> | 101 |
| 7.5.3 <i>General Expanse</i> | 102 |
| 7.6 Analisa Kelayakan..... | 103 |
| DAFTAR PUSTAKA | 109 |
| LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA..... | 111 |
| A.1 Neraca Massa pada Reaktor (R-01)..... | 112 |
| A.2 Neraca Massa Decanter (D-01) | 114 |
| A.3 Neraca Massa Netralizer (N-01)..... | 115 |
| A.4 Neraca Massa Evaporator (VP-01)..... | 117 |
| A.5 Neraca Massa Spray Dryer (SD-01)..... | 118 |
| A.6 Neraca Massa <i>Bag Filter</i> (F-01)..... | 120 |
| LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS..... | 124 |
| B.1 Perhitungan Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-01) | 126 |
| B.2 Perhitungan Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-02) | 127 |
| B.3 Perhitungan Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-03) | 128 |
| B.4 Neraca Panas Pada Reaktor | 130 |

| | |
|---|------------|
| | xiii |
| B.5 Neraca Panas Pada Decanter | 132 |
| B.4 Neraca Panas Pada Netralizer | 134 |
| B.7 Neraca Panas Pada Evaporator | 137 |
| B.6 Neraca Panas Pada Spray Dryer | 139 |
| B.8 Neraca Panas Pada Bag Filter | 141 |
| LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT | 146 |
| C.1 Tangki Penyimpanan <i>Linear Alkylbenzene</i> | 146 |
| C.2 Pompa | 153 |
| C.3 <i>Heat Exchanger</i> | 158 |
| C.4 Reaktor Sulfonasi | 163 |
| C.5 Decanter | 172 |
| C.6 Evaporator | 176 |
| C.7 Spray Dryer | 184 |
| LAMPIRAN D PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI | 193 |
| D.1 Penaksiran Harga Peralatan | 193 |
| D.2 Perhitungan Biaya | 197 |
| D.3 Analisa Kelayakan | 214 |
| D.4 Hasil Perhitungan | 220 |

DAFTAR TABEL

| | |
|---|----|
| Tabel 1. 1 Data Impor <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (Badan Pusat Statistik, 2023)..... | 3 |
| Tabel 1. 2 Data Ekspor <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (Badan Pusat Statistik, 2023) | 3 |
| Tabel 1. 3 Data Konsumsi <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> (Badan Pusat Statistik, 2023) | 3 |
| Tabel 1. 4 Pabrik <i>Linear Alkylbenzene Sulfoante</i> di Indonesia..... | 6 |
| Tabel 1. 5. Produsen Detergen di Jawa Barat (Kementerian Perindustrian, n.d., 2023)..... | 9 |
| Tabel 1. 6 Perbandingan Proses (Kadirun 2010)..... | 12 |
| Tabel 2. 1 Neraca Massa pada Reaktor (R-01)..... | 23 |
| Tabel 2. 2 Neraca Massa pada Decanter (D-01) | 24 |
| Tabel 2. 3 Neraca Massa pada Netralizer (N-01)..... | 24 |
| Tabel 2. 4 Neraca Massa pada Evaporator (VP-01)..... | 25 |
| Tabel 2. 5 Neraca Massa pada Spray Dryer (SD-01)..... | 26 |
| Tabel 2. 6 Neraca Massa pada Filter (F-01)..... | 27 |
| Tabel 2. 7 Neraca Panas Heat Exchanger | 28 |
| Tabel 2. 8 Neraca Panas Reaktor | 30 |
| Tabel 2. 9 Neraca Panas Decanter..... | 30 |
| Tabel 2. 10 Neraca Panas Netralizer | 31 |
| Tabel 2. 11 Neraca Panas Evaporator | 32 |
| Tabel 2. 12 Neraca Panas Spray Dryer | 32 |
| Tabel 2. 13 Perincian Penggunaan Tanah Bangunan..... | 37 |
| Tabel 4. 1 Syarat Mutu Air Pendingin (ASME Water Quality Standart, 2016)..... | 48 |
| Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Pendingin..... | 49 |
| Tabel 4. 3 Persyaratan Air Umpan Boiler (SNI 7268:2009)..... | 50 |
| Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Umpan Boiler | 51 |
| Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Total | 52 |
| Tabel 4. 6 Kebutuhan Steam | 53 |
| Tabel 4. 7 Kebutuhan Listrik untuk Proses | 54 |
| Tabel 4. 8 Kebutuhan listrik untuk Utilitas | 55 |
| Tabel 4. 9 Kebutuhan Lumen..... | 56 |
| Tabel 4. 10 Kebutuhan AC..... | 57 |
| Tabel 4. 11 Total Kebutuhan Listrik | 58 |

| | |
|--|-----|
| Tabel 5. 1 Pembagian Shift Kerja..... | 77 |
| Tabel 5. 2 Penggolongan Jabatan dan Keahlian..... | 77 |
| Tabel 5. 3 Detail jumlah karyawan proses (Ulrich, 1984) | 78 |
| Tabel 5. 4 Perincian Jumlah Karyawan..... | 80 |
| Tabel 7. 1 Indeks CEPCI tahun 2000 sampai dengan tahun 2023 (Chemical Engineering Magazine, 2022)..... | 89 |
| Tabel 7. 2 Physical Plant Cost (PPC)..... | 99 |
| Tabel 7. 3 Total Direct Plant Cost (DPC) | 100 |
| Tabel 7. 4 Fixed Capital Investment (FCI)..... | 100 |
| Tabel 7. 5 Total Working Capital Investment (WCI) | 100 |
| Tabel 7. 6 Total Capital Investment (TCI)..... | 101 |
| Tabel 7. 7 Total Direct Manufacturing..... | 101 |
| Tabel 7. 8 Indirect Manufacturing Cost | 101 |
| Tabel 7. 9 Fixed Manufacturing Cost | 102 |
| Tabel 7. 10 Total Manufacturing Cost | 102 |
| Tabel 7. 11 Ganeral Expense..... | 102 |
| Tabel 7. 12 Biaya produksi (Production Cost)..... | 103 |
| Tabel 7. 13 Net Present Value..... | 105 |
| Tabel 7. 14 Evaluasi Kelayakan Pabrik..... | 108 |
| Tabel L.A 1 Berat Molekul Komponen..... | 112 |
| Tabel L.A 2 Neraca Massa pada Reaktor (R-01) | 113 |
| Tabel L.A 3 Neraca Massa pada Decanter (D-01) | 115 |
| Tabel L.A 4 Neraca Massa pada Netralizer (N-01) | 117 |
| Tabel L.A 5 Neraca Massa pada Evaporator (VP-01) | 117 |
| Tabel L.A 6 Neraca Massa pada Spray Dryer (SD-01)..... | 119 |
| Tabel L.A 7 Neraca Massa pada Filter (F-01) | 120 |
| Tabel L.A 8 Neraca Massa Total | 121 |
| Tabel L.B 6 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)..... | 127 |
| Tabel L.B 9 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02) | 128 |
| Tabel L.B 12 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-03)..... | 129 |
| Tabel L.B 16 Neraca Panas Reaktor | 132 |
| Tabel L.B 20 Neraca Panas Decanter..... | 134 |
| Tabel L.B 24 Neraca Panas Netralizer | 136 |

| | |
|---|-----|
| Tabel L.B 27 Neraca Panas Evaporator | 138 |
| Tabel L.B 32 Neraca Panas Spray Dryer | 141 |
| Tabel L.B 35 Neraca Panas Bag Filter | 142 |
| Tabel L.B 36 Neraca Panas Overall..... | 143 |
| Tabel L.D 1 Indeks CEPCI tahun 2000 sampai dengan tahun 2023 (Chemical Engineering Magazine, 2022)..... | 193 |
| Tabel L.D 2 Daftar Harga Alat dari Dalam Negeri..... | 195 |
| Tabel L.D 3 Daftar Harga Alat dari Luar Negeri | 196 |
| Tabel L.D 4 Luas Tanas | 200 |
| Tabel L.D 5 Physical Plant Cost (PPC)..... | 201 |
| Tabel L.D 6 Fixed Capital Investment (FCI) | 203 |
| Tabel L.D 7 Total Working Capital Investment (WCI)..... | 205 |
| Tabel L.D 8 Total Capital Investment (TCI)..... | 205 |
| Tabel L.D 9 Biaya Pembelian Bahan Baku..... | 206 |
| Tabel L.D 10 Biaya Labor..... | 206 |
| Tabel L.D 11 Biaya Supervisi | 207 |
| Tabel L.D 12 Total Direct Manufacturing | 208 |
| Tabel L.D 13 Indirect Manufacturing Cost..... | 209 |
| Tabel L.D 14 Fixed Manufacturing Cost | 210 |
| Tabel L.D 15 Total Manufacturing Cost..... | 211 |
| Tabel L.D 16 Gaji Karyawan | 211 |
| Tabel L.D 17 General Expense | 213 |
| Tabel L.D 18 Biaya produksi (Production Cost)..... | 214 |
| Tabel L.D 19 Cash Flow | 216 |
| Tabel L.D 20 Cumulative Cash Flow | 217 |
| Tabel L.D 21 Net Present Value | 218 |
| Tabel L.D 22 Evaluasi Kelayakan Pabrik | 221 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|-----|
| Gambar 1. 1 Grafik Data Impor LAS..... | 2 |
| Gambar 1. 2 Grafik Data Ekspor LAS | 2 |
| Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses..... | 22 |
| Gambar 2. 2 Diagram Blok Neraca Massa..... | 27 |
| Gambar 2. 3 Diagram Blok Neraca Panas..... | 34 |
| Gambar 2. 4 Tata Letak Pabrik | 36 |
| Gambar 2. 5 Tata Letak Peralatan Proses | 39 |
| Gambar 4. 2 Skema Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)..... | 61 |
| Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Pabrik..... | 71 |
| Gambar 7. 1 Grafik Chemical Engineering Plan Cost Index..... | 90 |
| Gambar 7. 2 Analisa Kelayakan Ekonomi | 108 |
| Gambar L.C 1 Tangki Penyimpanan..... | 146 |
| Gambar L.C 2 Pompa..... | 153 |
| Gambar L.C 3 <i>Heat Exchanger</i> | 158 |
| Gambar L.C 4 Reaktor Sulfonasi | 163 |
| Gambar L.C 5 Decanter | 172 |
| Gambar L.C 6 Evaporator | 176 |
| Gambar L.C 7 Spray Dryer | 184 |
| Gambar L.D 1 Grafik Chemical Engineering Plan Cost Index..... | 194 |
| Gambar L.D 2 Analisa Kelayakan Ekonomi..... | 220 |

BAB I

PENDAHULUAN

1.1.Latar Belakang

Negara Indonesia saat ini sedang melakukan pembangunan di segala sektor, salah satunya di sektor industri. Perkembangan industri di Indonesia khususnya pada industri petrokimia, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan masyarakat serta meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Salah satu contoh dari produk petrokimia yang kini sangat populer adalah deterjen. Deterjen banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga ataupun keperluan industri. Untuk memproduksi deterjen, surfaktan yang kini telah banyak digunakan adalah *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS). *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) mulai dimanfaatkan oleh produsen karena dinilai lebih ramah lingkungan dan mudah diuraikan oleh mikroorganisme (*biodegradable*) dibandingkan dengan *Alkylbenzene Sulfonate* (ABS) (Nurpita Purnamasari, 2014).

Linear Alkylbenzene Sulfonate ($C_{12}H_{25}C_6H_4.SO_3Na$) merupakan salah satu surfaktan anionik yang berwujud cair, senyawa ini dihasilkan dengan mereaksikan *Linear Alkylbenzene* ($C_{12}H_{25}C_6H_5$) dengan *Oleum* ($H_2SO_4.SO_3$) di dalam reaktor (Kadirun, 2010). Dengan meningkatnya penggunaan detergen dalam kehidupan masyarakat, membuat kebutuhan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) akan semakin meningkat pula. Oleh karena itu, pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Dapat memenuhi kebutuhan didalam negeri dan dapat mengurangi ketergantungan impor dari negara lain, sehingga dapat menghemat devisa negara.
- b. Pendirian pabrik LAS diharapkan dapat mendorong berdirinya pabrik-pabrik baru yang mengolah deterjen atau produk lain yang menggunakan bahan baku LAS untuk menggunakan bahan yang lebih ramah lingkungan.
- c. Pendirian pabrik LAS ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja baru dan dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat.

1.2.Kapasitas Rancangan

Beberapa faktor yang perlu dalam pemilihan kapasitas yang harus diperhatikan dalam merancang pabrik LAS, meliputi:

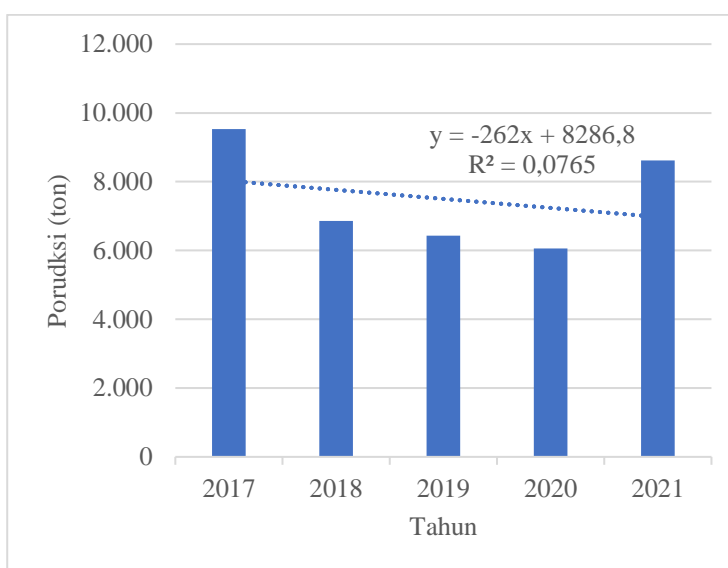
- a. Prediksi kebutuhan LAS
- b. Ketersediaan bahan baku

- c. Kapasitas minimal pabrik sejenis
- d. Penentuan kapasitas produksi

1.2.1. Prediksi kebutuhan LAS

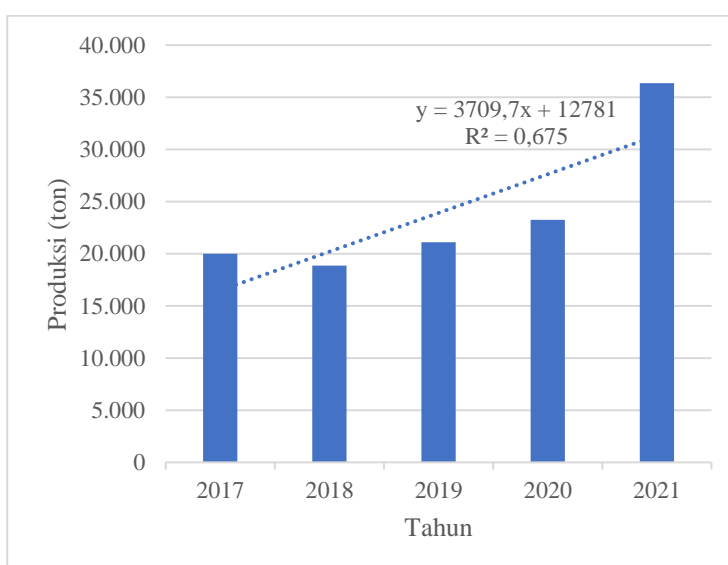
Kapasitas produksi suatu pabrik kimia yang akan didirikan harus lebih besar dari kapasitas minimum atau paling tidak sama dengan kapasitas terkecil suatu pabrik yang sudah berjalan. Selain itu, kapasitas pabrik harus di atas jumlah permintaan dengan maksud mengantisipasi peningkatan jumlah permintaan dan untuk orientasi ekspor.

a. Proyeksi Impor



Gambar 1. 1 Grafik Data Impor LAS (Badan Pusat Statistik, 2023)

b. Proyeksi Ekspor



Gambar 1. 2 Grafik Data Ekspor LAS (Badan Pusat Statistik, 2023)

Berdasarkan kedua grafik diatas, grafik impor dan ekspor LAS mendapatkan hasil nilai $R^2 < 0,9$ maka metode interpolasi linear tidak dapat digunakan. Sehingga metode yang akan digunakan untuk memprediksi data pembangunan pabrik LAS di tahun 2027 digunakan metode pertumbuhan rata-rata pertahun.

Tabel 1. 1 Data Impor *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (Badan Pusat Statistik, 2023)

| No | Tahun | Impor (ton/tahun) | %P |
|----|-------|-------------------------------|--------------|
| 1 | 2017 | 9.529 | - |
| 2 | 2018 | 6.861 | -28,00% |
| 3 | 2019 | 6.433 | -6,24% |
| 4 | 2020 | 6.063 | -5,75% |
| 5 | 2021 | 8.618 | 42,14% |
| | | Σ %P | 2,15% |
| | | i | 0,54% |

Tabel 1. 2 Data Ekspor *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (Badan Pusat Statistik, 2023)

| No. | Tahun | Ekspor (ton/tahun) | %P |
|-----|-------|-------------------------------|---------------|
| 1 | 2017 | 20.001 | - |
| 2 | 2018 | 18.847 | -5,77% |
| 3 | 2019 | 21.103 | 11,97% |
| 4 | 2020 | 23.254 | 10,19% |
| 5 | 2021 | 36.346 | 56,30% |
| | | Σ %P | 72,69% |
| | | i | 18,17% |

Tabel 1. 3 Data Konsumsi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (Badan Pusat Statistik, 2023)

| No. | Tahun | Konsumsi (ton/tahun) | %P |
|-----|-------|----------------------|---------|
| 1 | 2017 | 16.557 | - |
| 2 | 2018 | 11.930 | -27,95% |
| 3 | 2019 | 20.521 | 72,01% |
| 4 | 2020 | 13.521 | -36,14% |

| | | | |
|---|------|--------------------------------|--------------|
| 5 | 2021 | 13.521 | 0% |
| | | $\Sigma \%P$ | 7,93% |
| | | i | 1,98% |

Berdasarkan tabel diatas, dapat diprediksi impor dan ekspor LAS di Indonesia pada tahun 2027 dengan menggunakan persamaan *discounted*. Maka, dari rumusan dapat kita hitung perkiraan jumlah kapasitas produksi LAS pada tahun 2027. Adapun persamaan yang digunakan adalah:

$$M = P_0 (1 + i)^a$$

Dimana: M = M tahun yang dicari

P₀ = data terakhir

i = pertumbuhan rata-rata per tahun

a = selisih tahun

- a. Menghitung perkiraan produksi pada tahun 2027

$$M_{p(2027)} = M_{p(2021)} (1 + i_p)^{(2027-2021)}$$

$$M_{p(2027)} = 66.400 \text{ ton/tahun}$$

- b. Menghitung perkiraan konsumsi pada tahun 2027

$$M_{k(2027)} = M_{k(2021)} (1 + i_k)^{(2027-2021)}$$

$$M_{k(2027)} = 14.742 \text{ ton/tahun}$$

- c. Menghitung perkiraan ekspor pada tahun 2027

$$M_{e(2027)} = M_{e(2021)} (1 + i_k)^{(2027-2021)}$$

$$M_{e(2027)} = 98.985 \text{ ton/tahun}$$

- d. Menghitung perkiraan impor pada tahun 2027

$$M_{i(2027)} = M_{i(2021)} (1 + i_i)^{(2027-2021)}$$

$$M_{i(2027)} = 8.900 \text{ ton/tahun}$$

- e. Menghitung peluang kapasitas berdasarkan data ekspor, impor, konsumsi, dan produksi pada tahun 2027

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

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

$$M_{2027} = (M_{k2027} + M_{e2027}) - (M_{p2027} + M_{i2027})$$

$$M_{2027} = 56.228 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil perhitungan data prediksi produksi 66.400 ton/tahun, data konsumsi sebesar 14.742 ton/tahun, data prediksi ekspor sebesar 98.985 ton/tahun, dan data prediksi

impor 8.900 ton/tahun. Jadi, peluang kapasitas LAS pada tahun 2027 adalah 56.228 ton/tahun. Dari hasil perhitungan peluang kapasitas dan keberadaan pabrik LAS di Indonesia, ditetapkan kapasitas produksi LAS pada tahun 2027 adalah 60%, maka:

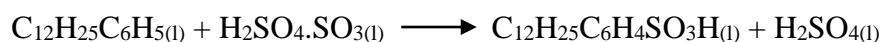
$$\begin{aligned} M_{(2027)} &= 0,6 \times 56.228 \text{ ton/tahun} \\ &= 33.737 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Jadi, peluang kapasitas LAS pada tahun 2027 yaitu sebesar 34.000 ton/tahun.

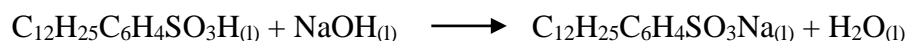
1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan LAS diperlukan bahan-bahan kimia seperti *Linear Alkylbenzene*, *Oleum* 20%, dan NaOH. Bahan-bahan tersebut didapat dari dalam negeri. Kebutuhan *Linear Alkylbenzene*, *Oleum* 20% dan NaOH untuk memproduksi LAS sebanyak 15.000 ton/tahun dapat ditentukan melalui perhitungan stoikiometri. Berikut adalah perhitungan kebutuhan *Alkylbenzene*, *Oleum* 20% dan NaOH menurut stoikiometri:

- Reaksi sulfonasi



- Reaksi netralisasi



Perbandingan mol *Linear Alkylbenzene* dan mol *Oleum* 20% = 1:1,25

Misal untuk kapasitas 15.000 ton/tahun

$$\begin{aligned} \text{Mol } \textit{Linear Alkylbenzene Sulfonate} \text{ (LAS)} &= \text{Kapasitas Pabrik:BM LAS} \\ &= 15.000:348,5 \\ &= 43,041 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{Alkylbenzene} &= 1 \times \text{mol LAS} \times \text{BM } \textit{Alkylbenzene} \\ &= 1 \times 43,041 \times 246 \\ &= 10.607 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{Oleum 20\%} &= 1,25 \times \text{mol } \textit{Oleum} \times \text{BM } \textit{Oleum 20\%} \\ &= 1,25 \times 43,041 \times 178,14 \\ &= 9.584 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaOH} &= 20\% \text{ dari total reaktan} \\ &= 20\% \times (10.607 + 9.584) \\ &= 4.038 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, kebutuhan *Alkybenzene* sebesar 10.607 ton/tahun, kebutuhan *Oleum 20%* sebesar 9.584 ton/tahun, dan kebutuhan NaOH sebesar 4.038 ton/tahun. Bahan baku *Linear Alkybenzene* di dapatkan dari PT Unggul Indah Cahaya, *Oleum 20%* didapat dari PT Indonesian Acids Industry, dan NaOH didapat dari PT Asahimas Chemical disajikan pada tabel dibawah, data ketersediaan bahan baku untuk produksi LAS menurut Kemenperin, 2022:

- a. PT Unggul Indah Cahaya
 - Produsen : *Linear Alkybenzene*
 - Kapasitas : 180.000 ton/tahun
 - Pembelian : 6% x 180.000
 - : 10.800 ton/tahun
- b. PT Indonesian Acids Industry
 - Produsen : *Oleum 20%*
 - Kapasitas : 9.900 ton/tahun
 - Pembelian : 97% x 9.900
 - : 9.603 ton/tahun
- c. PT Asahimas Chemical
 - Produsen : NaOH
 - Kapasitas : 680.000 ton/tahun
 - Pembelian : 0,6% x 680.000
 - : 4.080 ton/tahun

1.2.3. Kapasitas Minimal Pabrik Sejenis

Penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan ini juga dipengaruhi oleh kapasitas pabrik LAS yang sudah beroperasi di Indonesia. Berikut ini adalah perusahaan-perusahaan yang menghasilkan LAS:

Tabel 1. 4 Pabrik *Linear Alkybenzene Sulfoante* di Indonesia

| No | Nama Pabrik | Kapasitas (Ton/tahun) |
|----|-------------------|-----------------------|
| 1 | PT. Sinar Antjol | 32.400 |
| 2 | PT. KAO Indonesia | 4.000 |
| 3 | PT. Findeco Jaya | 30.000 |

Pada industri yang telah beroperasi tersebut maka dapat dilihat kapasitas terendah 3.600 ton/tahun dan tertinggi 70.000 ton/tahun, Sehingga dapat dinyatakan bahwa kapasitas minimal

komersial pabrik yaitu 3.600 ton/tahun. Maka dengan pendirian pabrik LAS kapasitas 15.000 ton/tahun sudah sesuai atau layak dikomersialisasikan dan diharapkan dapat memenuhi kebutuhan produk Linear LAS dalam negeri.

1.2.4. Penentuan Kapasitas Produksi

Dari data-data *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LAS) di Indonesia dan proyeksi kapasitas perusahaan LAS maka perancangan pabrik ini direncanakan dimulai pada tahun 2027 dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Peluang kapasitas LAS di Indonesia pada tahun 2027 sebesar 59.000 ton/tahun
- b. Ketersediaan bahan baku LAS didalam negeri. Total produksi *Alkylbenzene* di Indonesia sebesar 10.607 ton/tahun, produksi *Oleum* 20% 9.584 ton/tahun dan NaOH 9.691 ton/tahun
- c. Kapasitas pabrik LAS yang telah beroperasi di Indonesia minimal sebanyak 3.600 ton/tahun.

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas, maka perancangan pabrik LAS ini direncanakan akan dibangun dengan jumlah kapasitas 15.000 ton/tahun pada tahun 2027.

1.3. Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor utama yang akan menentukan keberhasilan dan keberjalanan suatu pabrik dalam jangka panjang. Lokasi pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelangsungan produksinya. Dalam menentukan lokasi pabrik terdapat faktor-faktor penunjang yang perlu dipertimbangkan, diantaranya:

- a. Sifat Proses

Berdasarkan jumlah bahan bakunya proses produksi LAS termasuk proses *weight loss* dimana bobot produk yaitu LAS (15.000 ton/tahun) lebih kecil dibandingkan bahan baku yang berupa *alkylbenzene* (10.607 ton/tahun) *oleum* 20% (9.584 ton/tahun), dan NaOH 20% (4.038 ton/tahun) maka dari itu lokasi pabrik dekat dengan bahan baku.

- b. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik, sehingga ketersediaan bahan baku merupakan hal yang penting. Lokasi yang dipilih adalah yang dekat dengan bahan baku sehingga biaya transportasi dapat diminimalkan. Bahan baku *alkylbenzene* diperoleh dari PT Unggul Indah Cahaya di kawasan industri Cilegon, Banten.

Sedangkan untuk *oleum* 20% dari PT Indonesian Acids Industry di Jakarta Timur dan NaOH 20% dari PT Asahimas Chemical di daerah Cilegon, Banten.

c. Utilitas

Utilitas pabrik juga merupakan faktor penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Untuk sumber energi terutama energi listrik dapat dipenuhi dengan instalasi listrik bekerjasama dengan Perusahaan Listrik Negara (PLN). Lokasi pabrik hendaknya berdekatan dengan sumber air seperti sungai, waduk, atau laut sehingga ketersediaan air terjamin dan biaya produksi menjadi lebih ekonomis. Berdasarkan hal tersebut, Kabupaten Bekasi khususnya di Cikarang berbatasan langsung dengan Sungai Kalimalang, sehingga penyediaan air tetap terjaga.

d. Sumber Daya Manusia

Sumber daya manusia juga merupakan aspek yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik karena berhubungan dengan tenaga kerja yang akan mempengaruhi kinerja pabrik. Perlu dipertimbangkan agar lokasi pabrik berada di dekat lingkungan fasilitas pendidikan yang baik, karena sarana pendidikan dapat mendorong terbentuknya tenaga kerja yang memiliki kapabilitas tinggi, kompeten, dan sesuai kebutuhan perusahaan. Dapat diketahui bahwa Cikarang merupakan kota yang memiliki sarana pendidikan mulai dari prasekolah hingga perguruan tinggi.

e. Sarana Transportasi

Sarana transportasi yang baik dibutuhkan untuk kelancaran bisnis suatu pabrik terutama dalam melayani mobilitas manusia dan pendistribusian produk. Sarana-sarana yang dimaksud diantaranya kondisi jalan yang memadai, pelabuhan, serta sarana transportasi penunjang lainnya. Kawasan Industri Cikarang sering terjadi kemacetan atau kepadatan transportasi dikarenakan Cikarang merupakan kawasan industri terbesar se-Asia Tenggara. Selain itu juga terdapat pelabuhan Tanjung Priok dan Cikarang Dry Port.

f. Pemasaran

Lokasi pemasaran perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik. Hal ini berkaitan dengan keamanan dalam pendistribusian produk. Konsumen yang menjadi target pemasaran produk LAS adalah industri detergen, handsoap, dan sabun cuci piring serta industri kimia dimana industri tersebut berada di daerah Jawa Barat dan Banten. Beberapa pabrik yang membutuhkan LAS sebagai bahan baku adalah:

Tabel 1. 5. Produsen Detergen di Jawa Barat (Kementerian Perindustrian, n.d., 2023)

| No | Nama Industri | Produk | Lokasi |
|----|------------------------------|---|-----------------------|
| 1 | PT Unilever Indonesia, Tbk | Sabun, pasta gigi, eskrim, dan <i>FnB</i> | Cikarang, Bekasi |
| 2 | PT P&G Operation Indonesia | Kosmetik, sabun, pasta gigi, shampoo | Karawang |
| 3 | PT Lion Wings | Kosmetik, pasta gigi, perawatan dapur | Jakarta Timur |
| 4 | PT KAO Indonesia | Kosmetik, detergen, handsoap, sabun, shampoo | Cikarang dan Karawang |
| 5 | PT Total Chemindo | Pembersih lantai, detergen, sabun cuci piring | Pulogadung |
| 6 | PT Catur Wangsa Indah | Sabun cream, detergen | Tasikmalaya |
| 7 | PT Mandiri Investama SGJ ATI | Detergen, pembersih rumah tangga | Bogor |
| 8 | PT Songo Geni Maju | Detergen | Bogor |
| 9 | PT Sayap Mas Utama | Sabun mandi, sabun cuci | Jakarta Timur |
| 10 | PT Cleanindo | Sabun pembersih | Bogor |
| 11 | PT Ecolab Indonesia | Sabun | Bekasi |
| 12 | PT Motto Beringin Abadi | Sabun | Bogor |
| 13 | PT Multi Indomandiri | Sabun | Karawang |
| 14 | PT Vosen Pratita Kemindo | Sabun | Bogor |

g. Keadaan Iklim dan Pemukiman

Pemilihan lokasi harus memperhatikan keadaan iklim karena dibutuhkan iklim yang stabil. Lokasi pabrik LAS dipilih karena memiliki iklim yang stabil, memiliki jarak yang jauh dengan pemukiman, dan di daerah yang relatif aman dari bencana seperti daerah rawan gempa, tidak rawan banjir dan kekeringan. 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.

1.4. Tinjauan Proses

1.4.1. Macam-macam Proses Pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

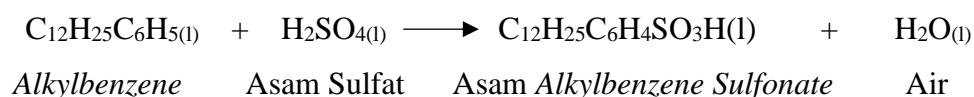
Pemilihan proses bertujuan untuk menentukan proses yang akan digunakan di dalam pendirian pabrik. Hal tersebut dapat dilihat dari keuntungan yang didapatkan dari segi ekonomi atau segi teknik. Pembuatan *linear alkylbenzene sulfonate* menggunakan proses sulfonasi merupakan proses reaksi kimia yang melibatkan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

a. Reaksi dengan H_2SO_4

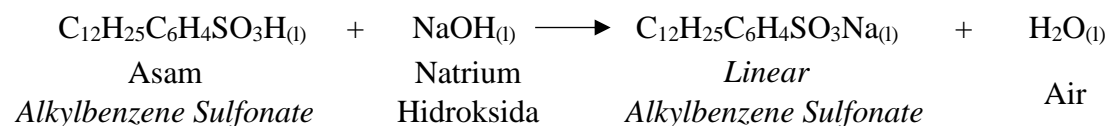
Proses sulfonasi dengan H_2SO_4 adalah cara yang pertama kali dilakukan. Proses ini bisa berjalan secara batch maupun kontinyu. Proses sulfonasi dengan H_2SO_4 ini berlangsung pada suhu $0\text{--}51^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm, tergantung pada kualitas warna produk yang diinginkan. Dalam proses ini tidak menggunakan katalis, *alkylbenzene* akan direaksikan langsung dengan H_2SO_4 100% dengan perbandingan mol H_2SO_4 dan *alkylbenzene* 1,6:1,8 (Kadirun, 2010).

Reaksi yang terjadi yaitu:

- Reaksi Sulfonasi



- Reaksi Netralisasi



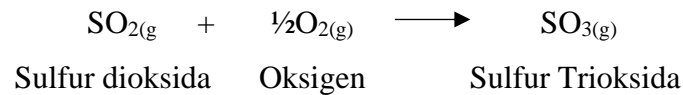
Selanjutnya produk dari hasil reaksi sulfonasi dinetralkan dengan NaOH dengan kadar 20% Carberry, (1991) lalu didapatkan hasil akhir *linear alkylbenzene sulfonate*. Reaksi dengan H_2SO_4 ini tidak terlalu banyak digunakan karena reaksi menghasilkan air yang cukup banyak sehingga produk yang dihasilkan menjadi encer dan menyebabkan reaksi bergeser ke kiri serta kecepatan reaksinya lambat.

b. Reaksi sulfonasi dengan SO_3

Pada pembuatan *linear alkylbenzene sulfonate* dengan bahan baku gas SO_3 terdiri dari empat tahap yaitu proses pengeringan udara, produksi gas SO_2 , konversi gas SO_2 menjadi SO_3 , 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:

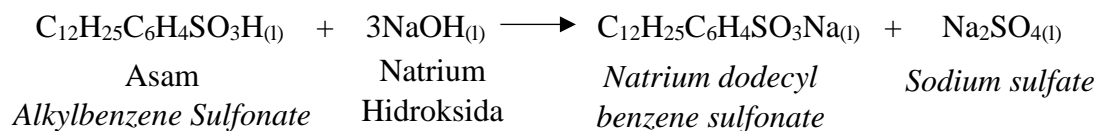
- Reaksi antara SO₂ dan O₂



- Reaksi sulfonasi



- Reaksi Netralisasi

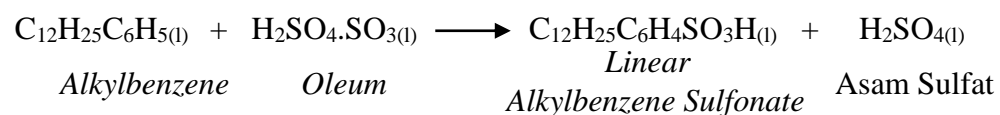


Reaksi sulfonasi berlangsung dalam reaktor gelembung dengan suhu 50°C dan tekanan 1,5 atm. Kekurangan produksi dengan gas SO₃ ini yaitu biaya produksi sulfonasi dengan gas SO₃ cenderung lebih mahal, warna produk yang dihasilkan lebih gelap, dan mudah terbentuk reaksi samping yang tidak diinginkan (Kadirun, 2010).

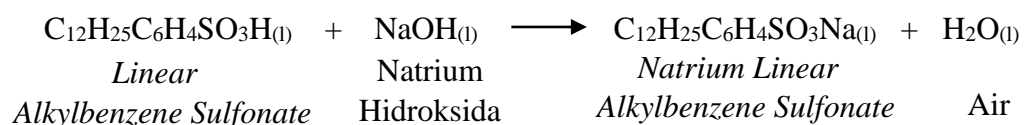
c. Reaksi sulfonasi dengan *Oleum* 20%

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 Carberry (1991) dimana reaksi yang terjadi yaitu:

- Reaksi sulfonasi



- Reaksi netralisasi



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 H_2SO_4 yang masih dapat dijual di pasaran.

Tabel 1. 6 Perbandingan Proses (Kadirun 2010)

| Keterangan | H₂SO₄ | Gas SO₃ | Oleum 20% |
|-------------------|------------------------------------|---------------------------|--------------------------------|
| Reaktor | RATB | Gelembung | RATB |
| Suhu operasi | 0-50°C | 50°C | 38-60°C |
| Tekanan operasi | 1 atm | 1,5 atm | 1 atm |
| Produk samping | H ₂ O | - | H ₂ SO ₄ |
| Konversi | 90% | 95% | 96% |

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

- Menghasilkan produk samping H_2SO_4 yang bisa dijual di pasaran.
- Hidrokarbon yang dapat disulfonasi sebesar 96%.
- Kondisi operasi berlangsung pada suhu rendah dengan tekanan atm, sehingga energi yang dibutuhkan lebih sedikit.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. *Linear Alkybenzene*

- Sifat Fisika

Berdasarkan Kirk & Othmer (1981), *linear alkylbenzene* memiliki sifat fisika sebagai berikut:

| | |
|-----------------|-----------------------------|
| Rumus molekul | : $C_{12}H_{25}C_6H_5$ |
| Wujud | : Cair |
| Berat molekul | : 246,435 kg/kmol |
| Titik leleh | : 2,78°C |
| Titik didih | : 327,61°C |
| Viskositas | : 12 cP |
| Densitas | : 855,065 kg/m ³ |
| Kapasitas panas | : 750,6 kkal/kmol°C |

- Sifat Kimia

- Mudah terbakar
- Beracun

b. *Oleum 20%*

- Sifat Fisika

Berdasarkan Kirk & Othmer (1981), *oleum* memiliki sifat fisika sebagai berikut:

| | |
|---------------|--------------------------|
| Rumus molekul | : $H_2SO_4 \cdot SO_3$ |
| Wujud | : Cair |
| Berat molekul | : 178,14 g/mol |
| Titik leleh | : 21°C |
| Titik didih | : 138°C |
| Viskositas | : 8,7 cP |
| Densitas | : 1930 kg/m ³ |

- Sifat Kimia

- Mudah larut dalam air

- Korosif
- Mudah meledak
- Bahan pengoksidasi yang kuat

c. Natrium Hidroksida

- Sifat Fisika

Berdasarkan Perry dkk (1984) : Kirk & Othmer (1981), sifat fisika natrium hidroksida yaitu:

| | |
|-------------------|-----------------------------|
| Rumus molekul | : NaOH |
| Wujud | : Padat |
| Berat molekul | : 40 g/mol |
| Titik leleh | : 323°C |
| Titik didih | : 139°C |
| Densitas | : 1090,41 kg/m ³ |
| Kapasitas panas | : -35,56 kkal/kg°C |
| Temperatur kritis | : 2456,85°C |
| Tekanan kritis | : 249,998 atm |
| Penas pembentukan | : -47,234 kkal/kmol |

- Sifat Kimia

- Mudah larut dalam air

2.1.2. Spesifikasi Produk

a. *Natrium Linear Alkylbenzene Sulfonate*

- Sifat Fisika

| | |
|-----------------|--|
| Rumus molekul | : C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na |
| Wujud | : Padat (bubuk) |
| Berat molekul | : 348 g/mol |
| Titik leleh | : 277°C |
| Titik didih | : 637°C |
| Densitas | : 1198,4 kg/m ³ |
| Viskositas | : 4,24 cP |
| Kapasitas panas | : 0,6 kkal/kg°C |
| Warna | : bening |

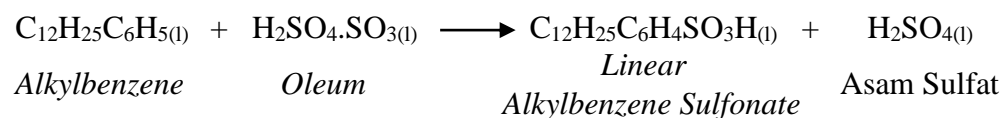
- Sifat Kimia
 - Mudah larut dalam air
 - Berbusa
- b. Asam Sulfat
- Sifat Fisika
 - Rumus molekul : H_2SO_4
 - Wujud : Cair
 - Berat molekul : 98,08 g/mol
 - Titik leleh : 335°C
 - Densitas : 1840 kg/m^3
 - Viskositas : 26,7 cP
 - Kapasitas panas : $0,17102 \text{ kkal/kg}^\circ\text{K}$
- Sifat Kimia
 - Korosif
 - Sangat reaktif dan mampu melarutkan berbagai logam

2.2.Konsep Proses

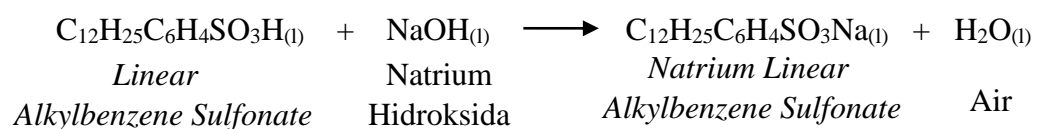
2.2.1. Dasar Reaksi

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

- Reaksi sulfonasi



- Reaksi netralisasi

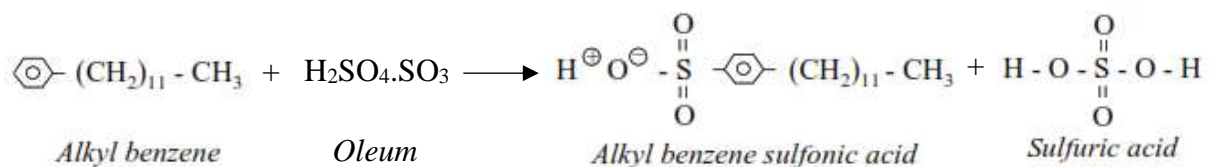


Oleum yang digunakan yaitu konsentrasi 20% dengan perbandingan mol *alkylbenzene* dan *oleum 20%* adalah 1:1,25 (Carberry, 1991). Reaksi ini berjalan pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Reaksi terjadi fase cair tanpa menggunakan katalis. Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dimana reaksi ini dijalankan pada kondisi isothermal sehingga suhu didalam reaktor harus dijaga konstan 50°C maka pada reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis atau menghasilkan

panas, kemudian panas yang terbentuk akan digunakan untuk memanaskan *heat exchanger*. Reaksi pembentukan *linear alkylbenzene sulfonate* merupakan reaksi *irreversible* (tidak dapat balik) dimana hasil reaksi tidak dapat kembali berbentuk reaktan.

2.2.2. Mekanisme Reaksi

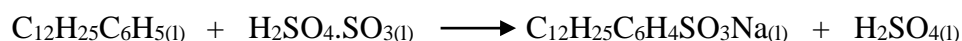
Sulfonasi yaitu reaksi substitusi elektrofilik dimana terjadi pembentukan gugus $-SO_3H$ dalam molekulnya dengan pereaksi berupa *oleum* untuk mensubstitusi atom H dengan gugus SO_3H pada molekul organik melalui ikatan kimia pada atom karbonnya. Penggunaan *oleum* akan berjalan lebih cepat dibandingkan dengan asam sulfat pekat pada *benzene*. Reagen asam sulfat akan berhenti jika konsentrasi asam sulfat turun hingga 90% (Putri dkk., 2020). Reaksi sulfonasi yang terjadi dapat dilihat pada reaksi dibawah ini:



2.2.3. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk mengetahui apakah reaksi yang digunakan memerlukan panas (endotermis) atau melepaskan panas (eksotermis). Selain itu, termodinamika ini bertujuan untuk menentukan arah reaksi yang berlangsung apakah searah (*irreversible*) atau bolak balik (*reversible*). Penentuan termodinamika ini berdasarkan panas pembentukan standar yang terjadi pada tekanan 1 atm dan suhu 298K. Dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut:

Reaksi sulfonasi



a. Panas Reaksi (ΔH°_f)

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

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

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

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

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

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

$$\Delta H^\circ_f \text{Reaksi} = (-1554,4) - (-961,83)$$

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

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

- Panas reaksi pada suhu operasi ($T=50^\circ\text{C} = 323\text{ K}$)

$$dH = n \cdot C_p \cdot dT$$

$$\Delta H^\circ_f = n \int_{298K}^{323K} C_p \cdot dT$$

$$\Delta H^\circ_f = [\sum n \cdot C_p \text{ produk} - \sum n \cdot C_p \text{ reaktan}] dT$$

$$\Delta H^\circ_f = 197452,834 \text{ kJ/mol} - 200722,028 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f = -3269,194 \text{ kJ/mol}$$

- b. Konstanta kesetimbangan (K)

- Nilai K pada kondisi standar ($T=298K$)

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:

$$C_6H_5C_{12}H_{25} = 211,79 \text{ kJ/mol}$$

$$H_2SO_4 \cdot SO_3 = -626,214 \text{ kJ/mol}$$

$$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na = -133,26 \text{ kJ/mol}$$

$$H_2SO_4 = -690,003 \text{ kJ/mol}$$

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

$$\Delta G^\circ_f \text{ reaksi} = (-823,263) - (-414,424)$$

$$\Delta G^\circ_f \text{ reaksi} = -408,839 \text{ kJ/mol}$$

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

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

$$\ln K_{298} = - \frac{-408,839}{8,134 \text{ kJ/mol} \cdot K \times 298K}$$

$$\ln K_{298} = 165,016$$

$$K_{298} = 4,6295 \times 10^{71}$$

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

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

$$\ln \frac{K_{323}}{K_{298}} = \frac{-(112000 \text{ kJ/mol})}{8,314 \text{ kJ/mol}} \times \left(\frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K323}{K298} = 3,499$$

$$\frac{K323}{K298} = e^{3,499}$$

$$\frac{K323}{4,6295 \times 10^{71}} = 33,078$$

$$K = 1,531 \times 10^{73}$$

Berdasarkan perhitungan diatas didapatkan nilai Konstanta Kesetimbangan (K) lebih dari satu, sehingga reaksi berjalan searah (*irreversible*) kearah produk. Suatu reaksi dapat diketahui berjalan bolak balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dengan meninjau harga konstanta kesetimbangannya (K). Konstanta kesetimbangan adalah perbandingan antara konstanta kecepatan reaksi kearah kiri. Reaksi yang bersifat *irreversible* jika konstanta kesetimbangannya lebih dari satu dan nilainya sangat besar, karena nilai konstanta kiri yang sebagai penyebut mendekati nilai nol. Sedangkan, kecepatan reaksi yang bersifat *reversibel* jika konstanta kesetimbangannya kurang dari q (Smith,1981).

2.2.4. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *linear alkylbenzene* dan *oleum* 20% merupakan reaksi orde 2 dengan menggunakan persamaan (Levenspiel,1999):

$$-r_A = kC_A C_B$$

$$-r_A = kC_{A_0}(1 - X_A)(C_{B_0} - C_{A_0}X_A) ; M: \frac{C_{B_0}}{C_{A_0}}$$

Persamaan kinetika diatas dapat diturunkan menjadi berikut:

$$-r_A = kC_{A_0}^2(1 - X_A)(M - X_A) \dots \dots \dots (i)$$

$$\tau = \frac{C_{A_0}X_A}{-r_A} \text{ (Levenspiel, 1999)} \dots \dots \dots (ii)$$

Substitusi persamaan (i) dan (ii)

$$\tau = \frac{C_{A_0}X_A}{kC_{A_0}^2(1 - X_A)(M - X_A)}$$

Keterangan:

(-ra) = kecepatan reaksi zat A (*Linear Alkylbenzene*)

k = konstanta kecepatan reaksi, lt/mol.jam

C_A = konsentrasi *Linear Alkylbenzene* pada waktu t. mol/L

C_B = konsentasi *Oleum* 20% pada waktu t, mol/L

C_{AO} = konsentrasi *Linear Alkylbenzene* mula-mula (sebelum bereaksi), mol/L

C_{BO} = konsentrasi *Oleum 20%* mula-mula (sebelum bereaksi), mol/L

X_A = konversi terhadap *Linear Alkylbenzene*

Menurut Groot (1991) diperoleh data-data sebagai berikut:

Massa $C_6H_5C_{12}H_{25} : H_2SO_4 \cdot SO_3$ = 1:1,25

Konversi (X_A) = 96%

Waktu tinggal (τ) = 2 jam

Berdasarkan hasil perhitungan didapatkan nilai k sebesar $2,98 \times 10^2$ /mol.jam

2.3.Langkah Proses

Pada proses pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

2.3.1. Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* terdiri dari *Linear Alkylbenzene*, *Oleum 20%* dan NaOH. *Linear Alkylbenzene* disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01), *oleum 20%* disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) dan NaOH disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-03). Dengan kondisi operasi dalam tangki yaitu suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

2.3.2. Persiapan Bahan Baku

Linear Alkylbenzene dari tangki (T-01) di alirkan menuju *heat exchanger* (HE-01) dengan menggunakan pompa (P-01), sedangkan *oleum 20%* dari tangki (T-02) di alirkan menuju *heat exchanger* (HE-02) menggunakan pompa (P-02). Penggunaan *heat exchanger* ini bertujuan untuk menaikkan suhu *Linear Alkylbenzene* dan *oleum 20%* dari suhu 30°C hingga suhu 50°C. Dari *heat exchanger*, *Linear Alkylbenzene* dan *oleum 20%* dialirkan menuju reaktor (R-01) dengan perbandingan *Linear Alkylbenzene* dan *oleum 20%* yaitu sebesar 1:1,25 dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm.

2.3.3. Proses Reaksi Sulfonasi

Proses reaksi pada pembuatan *Linear Alkybenzene Sulfonate* menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan kondisi isothermal pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Pada reaktor (R-01) reaksi yang terjadi bersifat eksotermis dan tidak dapat balik (*irreversible*), sehingga suhu didalam reaktor harus dipertahakan untuk menghindari terjadinya reaksi samping yang tidak diinginkan. Maka, reaktor (R-01) dilengkapi dengan jaket pendingin agar suhu didalam reaktor tetap terjaga. Produk yang keluar dari reaktor yaitu *Linear Alkybenzene Sulfonat*, asam sulfat, dan air diumpankan melalui pompa (P-03) menuju dekanter untuk proses pemisahan.

2.3.4. Proses Pemisahan

Campuran *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, asam sulfat, dan air yang keluar dari reaktor (R-01) dipisahkan didalam dekanter (D-01) berdasarkan berat jenis atau densitasnya. *Linear Alkylbenzene Sulfonat* yang memiliki berat jenis lebih kecil daripada asam sulfat akan berada di lapisan atas, sedangkan asam sulfat dengan berat jenis yang lebih besar akan berada di lapisan bawah. Asam sulfat yang berada di lapisan bawah di alirkan menuju *cooler* (CL-01) menggunakan pompa (P-04) untuk diturunkan suhunya hingga 30°C dan selanjutnya akan dialirkan menggunakan pompa (P-05) menuju tangki penyimpanan asam sulfat (T-04) untuk menjadi produk samping. Sedangkan, *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang berada di lapisan atas dekanter, dialirkan menggunakan pompa (P-06) menuju netralizer (N-01) untuk dinetralkan kandungan asamnya.

2.3.5. Proses Netralisasi

Dari dekanter, *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dialirkan menuju netralizer (N-01) untuk dinetralkan dengan adanya penambahan NaOH 20%. Reaksi netralisasi berlangsung pada suhu 50°C. Setelah dinetralkan kandungan asamnya menggunakan NaOH 20%, *Linear Alkylbenzene Sulfonat* dari netalizer (N-01) dipompa (P-08) menuju evaporator untuk pemekatan produk.

2.3.6. Proses Pemurnian

Linear Alkylbenzene Sulfonate dipekatkan menggunakan evaporator (EV-01) dengan menguapkan airnya. *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari kemurnian 79% akan menjadi kemurnian 90%. Proses pemekatan didalam evaporator (EV-01) terjadi pada suhu 100°C (Paul E.Minton, 1986). Selanjutnya, *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang keluar dari evaporator (EV-01) dipompa (P-09) menuju spray dryer untuk proses pembentukan bubuk.

2.3.7. Proses Pengeringan

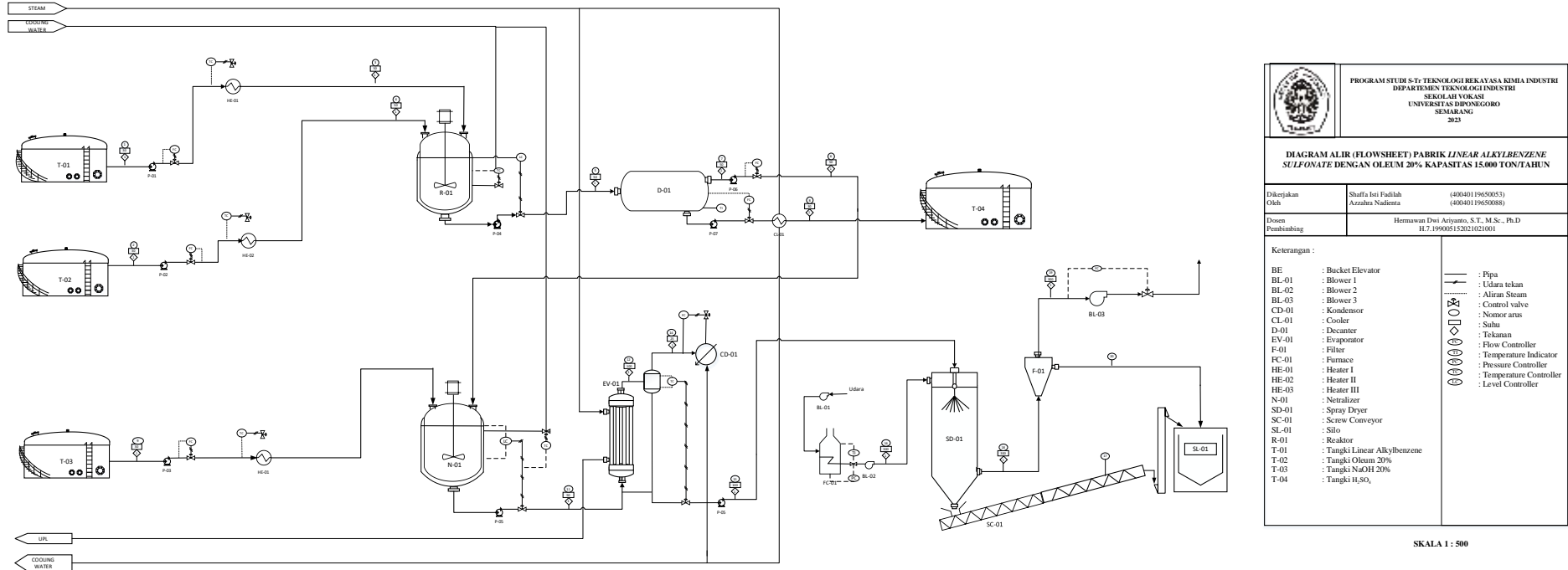
Pada proses pengeringan, *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari evaporator didorong oleh *high pressure pump* (HP-01) menuju bagian atas spray dryer (D-01). Pada spray dryer (D-01) *Linear Alkylbenzene Sulfonate* disemprotkan dari nozzle pada bagian atas spray dryer dan dengan udara panas dari bagian bawah spray dryer dengan temperatur 300°C yang dihasilkan dari furnace, proses pengeringan berlangsung cepat sehingga menghasilkan bubuk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang jatuh kebagian bawah spray dryer (M. Selvamuthukumar, 2020). Uap panas yang dihasilkan dari spray dryer dialirkan menuju *bag filter* (F-01) sebelum nantinya akan dibuang ke udara bebas dan bubuk LAS yang terikut akan masuk kedalam silo (SL-01).

2.3.8. Penyimpanan dan Pengemasan Produk

Bubuk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari spray dryer (SD-01) selanjutnya menuju silo dengan menggunakan screw conveyor (SC-01) untuk tempat penyimpanan sementara. Selanjutnya bubuk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk kedalam *bagging machine* (BG-01) untuk proses pengemasan.

2.4. Diagram Alir

PRARANCANG PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE SULFONATE POWDER DENGAN *OLEUM* 20% KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

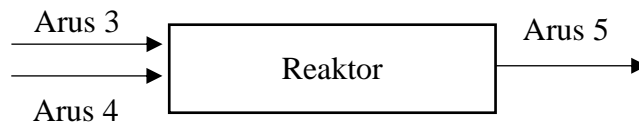


Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses

2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1. Neraca Massa

a. Neraca Massa Reaktor (R-01)



Keterangan:

Arus 3 = Aliran umpan dari *Linear Alkylbenzene tank*

Arus 4 = Aliran umpan dari *Oleum 20%*

Arus 5 = Aliran *output* reaktor

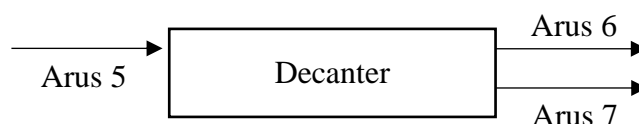
$Input = Output$

$Arus\ 3 + Arus\ 4 = Arus\ 5$

Tabel 2. 1 Neraca Massa pada Reaktor (R-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) |
|---------------------------|------------|------------------|------------------|
| | Arus 3 | Arus 4 | Arus 5 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 1.426,882 | | 54,880 |
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | | 7,134 |
| H_2SO_4 | | 2.129,578 | 2.129,578 |
| SO_3 | | 539,134 | 92,954 |
| H_2O | | 26,957 | 26,957 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | | | 1.818,182 |
| Subtotal | 1.434,017 | 2695,668 | 4.129,685 |
| Total | | 4.129,685 | 4.129,685 |

b. Neraca Massa Decanter (D-01)



Keterangan:

Arus 5 = Aliran umpan dari reaktor

Arus 6 = Aliran *output* berupa asam sulfat

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

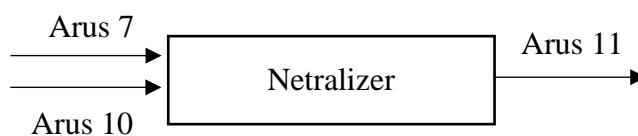
$Input = Output$

Arus 5 = Arus 6 + Arus 7

Tabel 2. 2 Neraca Massa pada Decanter (D-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) |
|---|------------------|-----------|------------------|
| | Arus 5 | Arus 6 | Arus 7 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | | 54,880 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | | 7,134 |
| H ₂ SO ₄ | 2.129,578 | 2.023,099 | 106,479 |
| SO ₃ | 92,954 | | 92,954 |
| H ₂ O | 26,957 | 1,348 | 25,609 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 1.818,182 | | 1.818,182 |
| Subtotal | 4.129,685 | 2.024,45 | 2.105,238 |
| Total | 4.129,685 | | 4.129,685 |

c. Neraca Massa Netralizer (N-01)



Keterangan:

Arus 7 = Aliran umpan dari decanter

Arus 10 = Aliran umpan dari tangki NaOH

Arus 11 = Aliran umpan keluar netralizer

$Input = Output$

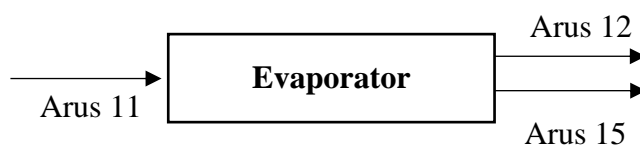
Arus 7 + Arus 10 = Arus 11

Tabel 2. 3 Neraca Massa pada Netralizer (N-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) |
|---|------------|-----------|-------------|
| | Arus 7 | Arus 10 | Arus 11 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | | 54,88 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,13 | | 7,13 |
| H ₂ SO ₄ | 106,48 | | |
| H ₂ O | 25,609 | 1.237,122 | 1.401,200 |

| | | | |
|--|-----------|------------------|------------------|
| NaOH | | 307,710 | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 1.818,182 | | 18,182 |
| Na ₂ SO ₄ | | | 154,16 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | | | 1.921,472 |
| Sub Total | 2.012,284 | 1.544,832 | 3.557,030 |
| Total | | 3.557,116 | 3.557,116 |

d. Neraca Massa Evaporator (VP-01)



Keterangan:

Arus 11 = Aliran masuk dari netralizer

Arus 12 = Aliran keluar evaporator menuju limbah

Arus 15 = Aliran keluar evaporator menuju spray dryer

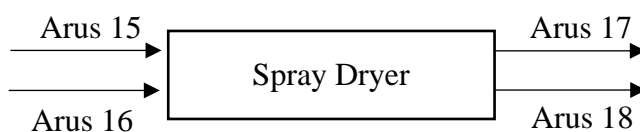
Input = Output

Arus 11 = Arus 12 + Arus 15

Tabel 2. 4 Neraca Massa pada Evaporator (VP-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) | |
|--|------------------|---------|------------------|-----------|
| | Arus 11 | Arus 12 | Arus 12 | Arus 15 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | | | 54,880 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | | | 7,134 |
| H ₂ O | 1.401,200 | 294,252 | | 1.106,948 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 18,182 | | | 18,182 |
| Na ₂ SO ₄ | 154,161 | | | 154,161 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | 1.921,472 | | | 1.921,472 |
| Sub Total | 3.557,030 | 294,252 | | 3.262,778 |
| Total | 3.557,030 | | 3.557,030 | |

e. Neraca Massa Spray Dryer (SD-01)



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

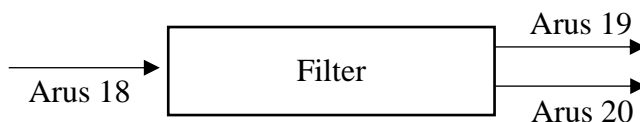
Input = Output

Arus 15 + Arus 16 = Arus 17 + Arus 18

Tabel 2. 5 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 ₆ H ₅ | 54,880 | | | 54,880 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | | | 7,134 |
| H ₂ O | 1.106,948 | | | 1.106,948 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 18,182 | | | 18,182 |
| Na ₂ SO ₄ | 154,161 | | | 154,161 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | 1.921,472 | | 1.911,865 | 9,607 |
| Udara Panas | | 16.203,098 | | 16.203,098 |
| Sub Total | 3.262,778 | 16.203,098 | 1.911,865 | 17.554,012 |
| Total | 19.465,877 | | 19.465,877 | |

f. Neraca Massa Filter (F-01)



Keterangan:

Arus 18 = Aliran masuk dari spray dryer

Arus 19 = Aliran keluar menuju silo

Arus 20 = Aliran keluar menuju udara bebas

Input = Output

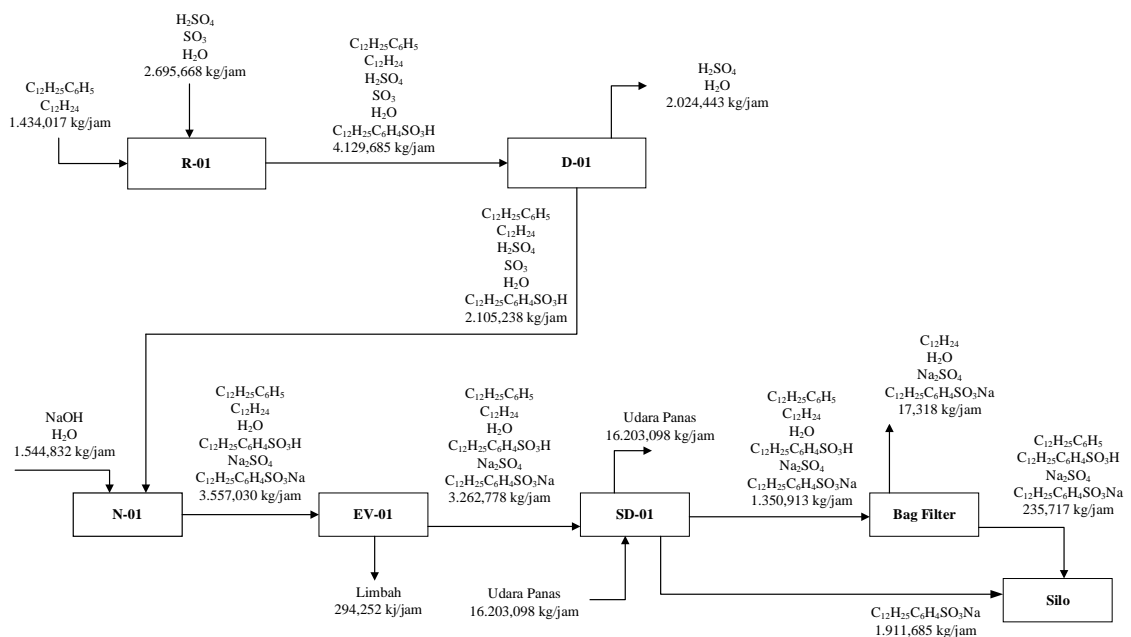
Arus 18 = Arus 19 + Arus 20

Tabel 2. 6 Neraca Massa pada Filter (F-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) | |
|--|-------------------|---------|-------------------|--|
| | Arus 18 | Arus 19 | Arus 20 | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | 54,880 | | |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | | 7,134 | |
| H ₂ O | 1.106,948 | | 1.106,948 | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 18,182 | 18,182 | | |
| Na ₂ SO ₄ | 154,161 | 153,076 | 1,086 | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | 9,607 | 9,580 | 0,028 | |
| Udara Panas | 16.203,098 | | 16.203,098 | |
| Subtotal | 17.554,012 | 235,717 | 17.318,294 | |
| Total | 17.554,012 | | 17.554,012 | |

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi neraca massa} &= \frac{\text{jumlah produk LAS}}{\text{jumlah bahan baku}} \times 100\% \\ &= 95,772\% \end{aligned}$$

2.3.1 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2. 2 Diagram Blok Neraca Massa

2.5.2. Neraca Panas

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



Input = Output

$$Q1 + Q \text{ steam} = Q2$$

Keterangan:

Q1 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q2 = Panas *Linear Alkylbenzene* keluar

Tabel 2. 7 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

| Komponen | Input (KJ/jam) | Output (KJ/jam) |
|---|--------------------|-------------------|
| | Q1 | Q2 |
| 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 | |
| Total | 79.2439,758 | 79.239,758 |

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



Input = Output

$$Q3 + Q \text{ steam} = Q4$$

Keterangan:

Q3 = Panas *Oleum 20%* masuk

Q4 = Panas *Oleum 20%* keluar

Tabel 2. 8 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

| Komponen | Input (KJ/jam) | Output (KJ/jam) |
|--------------------------------|----------------|-----------------|
| | Q3 | 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 |

c. Neraca Panas Pada *Heat Exchanger* (HE-03)



Input = Output

$$Q7 + Q \text{ steam} = Q8$$

Keterangan:

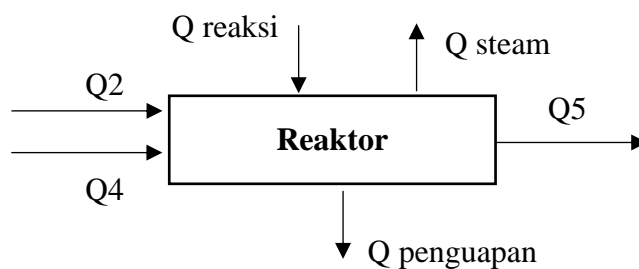
Q7 = Panas NaOH 20% masuk

Q8 = Panas NaOH 20% keluar

Tabel 2. 9 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)

| Komponen | <i>Input</i> (KJ/jam) | <i>Output</i> (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 |

d. Neraca Panas Pada Reaktor



Input = Output

$$Q2 + Q4 + Q \text{ reaksi} = Q5 + Q \text{ steam} + Q \text{ penguapan}$$

Q2 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q4 = Panas *Oleum* 20% masuk

Q5 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Tabel 2. 10 Neraca Panas Reaktor

| Komponen | Input (Kj/jam) | | Output (Kj/jam) |
|---|----------------------------|------------|----------------------------|
| | Q2 | Q4 | Q5 |
| 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 | -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 |

e. Neraca Panas Pada Decanter



$$Input = Output$$

$$Q5 = Q6 + Q7$$

Keterangan:

Q5 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q6 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

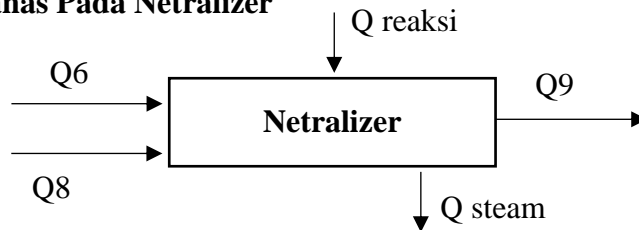
Q7 = Panas asam sulfat keluar

Tabel 2. 11 Neraca Panas Decanter

| Komponen | Input Q (KJ/jam) | | Output Q (KJ/jam) | |
|---|------------------|----|-------------------|------------|
| | Q5 | Q6 | 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 |

| | | |
|---------------------------|-------------|-------------|
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 119.492,471 | 119.492,471 |
| Total | 206.925,668 | 206.925,668 |

f. Neraca Panas Pada Netralizer



Input = Output

$$Q6 + Q8 + Q \text{ reaksi} = Q9 + Q \text{ steam}$$

Q6 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

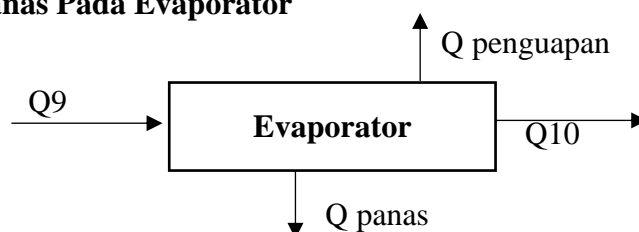
Q8 = Panas NaOH masuk

Q9 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Tabel 2. 12 Neraca Panas Netralizer

| Komponen | Input (KJ/jam) | | Output (KJ/jam) |
|----------------------------|---------------------------|-------------|---------------------------|
| | Q6 | Q8 | Q9 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 3.027,861 | | 3.027,861 |
| $C_{12}H_{24}$ | 389,203 | | 389,203 |
| H_2SO_4 | 3.898,018 | | |
| H_2O | -71.991,208 | 140.793,384 | -79.885,689 |
| NaOH | | 16.851,779 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 119.492,471 | | 1.194,925 |
| Na_2SO_4 | | | 6.170,488 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | | | 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 |

g. Neraca Panas Pada Evaporator



$Input = Output$

$Q9 = Q10 + Q \text{ panas} + Q \text{ penguapan}$

$Q9 = \text{Panas Linear Alkylbenzene Sulfonate masuk}$

$Q10 = \text{Panas Linear Alkylbenzene Sulfonate keluar}$

Tabel 2. 13 Neraca Panas Evaporator

| Komponen | Input (KJ/jam) | Output (KJ/jam) |
|----------------------------|--------------------|--------------------|
| | Q11 | Q12 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 3.027,861 | 9.457,882 |
| $C_{12}H_{24}$ | 389,203 | 1.225,604 |
| H_2O | 279.276,266 | -342.326,853 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | -57,235 | 3.584,774 |
| Na_2SO_4 | 23.259,927 | 18.397,795 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | 11.310,903 | 358.205,521 |
| Q penguapan | | 2,489 |
| Q pemanas | | 268.659,712 |
| Total | 317.206,926 | 317.206,926 |

h. Neraca Panas Pada Spray Dryer



$Input = Output$

$Q10 + Q \text{ steam} = Q11 + Q12$

$Q10 = \text{Panas Linear Alkylbenzene Sulfonate masuk}$

$Q11 = \text{Panas udara keluar}$

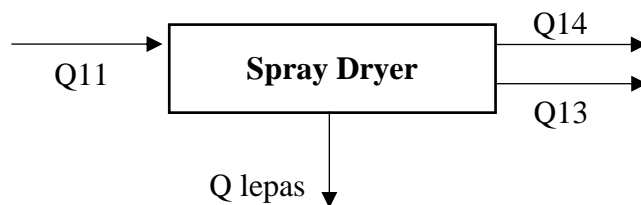
$Q12 = \text{Panas Linear Alkylbenzene Sulfonate keluar}$

Tabel 2. 14 Neraca Panas Spray Dryer

| Komponen | Input Q (KJ/jam) | Output Q (KJ/jam) | |
|----------------------|------------------|-------------------|-------------|
| | Q10 | Q11 | Q12 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 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 |

i. Neraca Panas Bag Filter



Input = Output

$$Q11 = Q13 + Q14 + Q \text{ lepas}$$

Q11 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q13 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Q14 = Gas buang keluar

Tabel 2. 15 Neraca Panas Spray Dryer

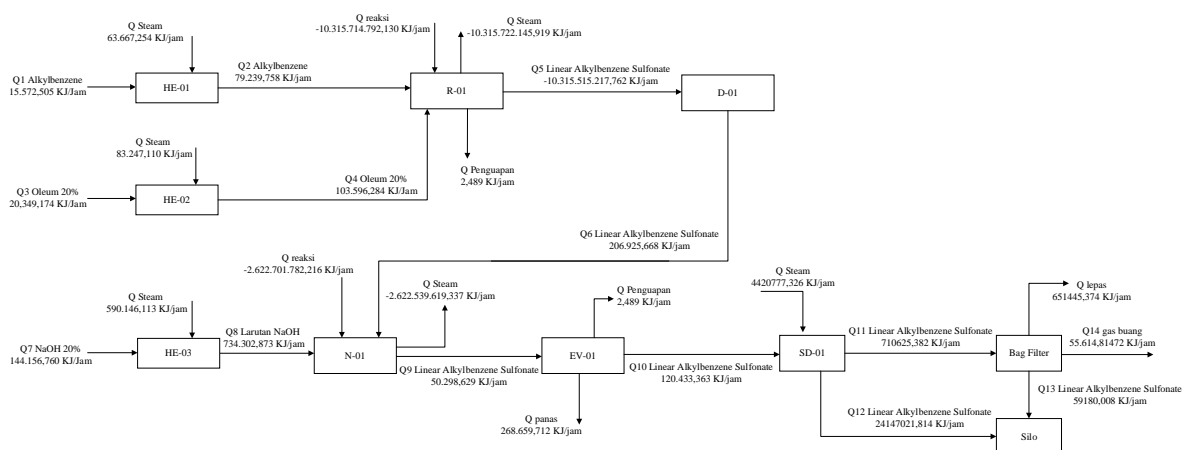
| Komponen | Input Q (KJ/jam) | | Output Q (KJ/jam) | |
|--|--------------------|--|-------------------|--------------------|
| | Q11 | | Q13 | Q14 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 36.873,457 | | | 2.181,721 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 5.165,435 | | | 312,684 |
| H ₂ O | 608.390,135 | | | 51.925,485 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ 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 |

Perhitungan efisiensi neraca panas

$$\begin{aligned} \% \text{ Kehilangan panas} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{\text{Total panas}} \times 100\% \\ &= 1,003\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Efisiensi overall} &= 100\% - \% \text{kehilangan panas} \\ &= 99\% \end{aligned}$$

2.3.2 Diagram Alir Neraca Panas



Gambar 2. 3 Diagram Blok Neraca Panas

2.6. Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.6.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan cara mengatur fasilitas-fasilitas pabrik yang mana akan memberikan pengaruh pada kinerja proses produksi dengan cara penataan mesin dan fasilitas penunjang lainnya. Dari tata letak yang baik, akan menentukan kelancaran dan berhasilnya pabrik itu sendiri. Dalam penentuannya, banyak hal yang menjadi pertimbangan dalam penempatan alat produksi seperti harus memenuhi keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi pekerja. Juga beberapa fasilitas penunjang seperti kantor, laboratorium, tempat ibadah, pos penjagaan, dan sebagainya. Tata letak pabrik meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan, dan tempat penyimpanan bahan baku serta bahan penunjang lainnya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama dari segi lalu lintas barang, kemandirian, ekonomi, dan kontrol. Beberapa hal yang diperhatikan dalam tata letak pabrik adalah:

1. Ekspansi dan penambahan bangunan pabrik

Pabrik harus didesain dini apabila ada perluasan area pabrik, penambahan bangunan dan alat, penambahan kapasitas atau mengolah produk yang lain. Hal ini harus direncanakan agar tidak timbul masalah kebutuhan lahan di masa mendatang.

2. Keamanan

Pemetaan area khusus dan perhitungan jarak antar bangunan sangat penting dalam perencanaan. Keselamatan menjadi poin penting apabila terjadi bencana kebakaran, ledakan, dan potensi bahaya lain.

3. Luas area

Pemakaian tempat disesuaikan dengan lahan, hal ini dikarenakan harga tanah yang menjadi penghambat ketersediaan lahan. Apabila harga tinggi, efisiensi pemakaian lahan perlu dilakukan, seperti ruangan yang dibuat bertingkat agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan utilitas

Pemasangan instalasi yang baik akan meningkatkan kemudahan dan kenyamanan para pekerja. Sistem distribusi lahan dan instrumen pendukung lain baik dari padatan, gas, cair, *steam*, dan listrik akan mempermudah *maintenance* dan pekerjaannya. Penempatan instrumen yang benar dan tepat akan memperlancar operasi, kemudahan dalam penggunaan, dan perawatan.

5. Pengolahan limbah

Pembuangan limbah harus diperhatikan dan di *check* secara berkala agar limbah yang akan dibuang sesuai standar dan tidak mengandung bahan berbahaya agar tidak mencemari dan membahayakan lingkungan sekitar. Penambahan fasilitas pengolahan limbah sangat diperlukan agar bahan tidak mencemari lingkungan sekitar.

6. Penentuan jarak

Peletakan alat proses dengan jarak yang teratur dan mementingkan kenyamanan sesuai dengan alat, bahan, dan proses produksi sehingga bahaya dapat diminimalkan dan dihindari. Regulasi sangat penting dalam membuat desain aliran bahan cair, padat, dan gas di *plant*.

2.6.2. Pemetaan Pabrik

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:
 - Daerah administrasi, bertujuan sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 - Laboratorium, bertujuan sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.

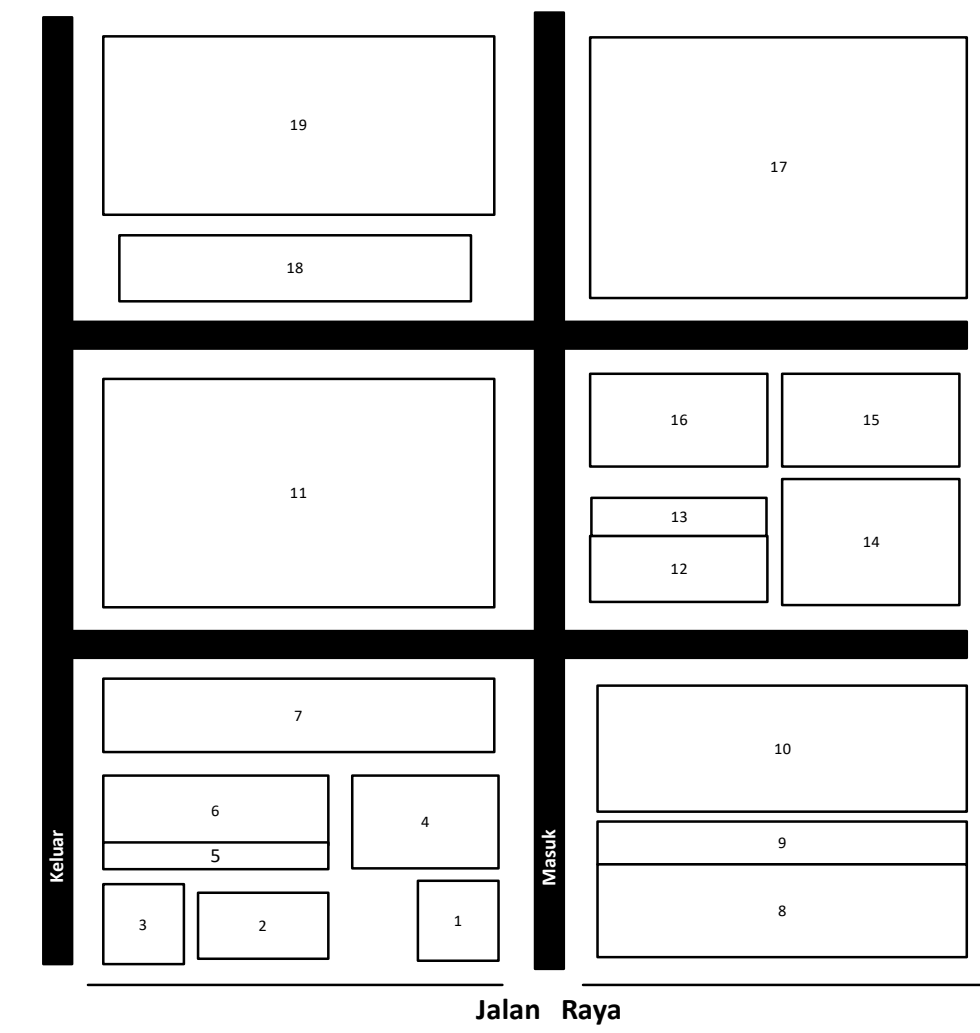
- Fasilitas pendukung, merupakan fasilitas yang diberikan untuk karyawan seperti kantin, masjid, aula, poliklinik dan mess.

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 stasion*

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



Skala 1:1.000

Gambar 2. 4 Tata Letak Pabrik

Keterangan:

| | | | |
|----|----------------|----|----------------------------|
| 1 | : Pos Satpam | 11 | : Daerah Proses |
| 2 | : Poliklinik | 12 | : <i>Fire & Safety</i> |
| 3 | : Pos Satpam | 13 | : Taman |
| 4 | : Masjid | 14 | : Mess Karyawan |
| 5 | : Taman | 15 | : Ruang Kontrol Utilitas |
| 6 | : Kantin | 16 | : Ruang Kontrol Proses |
| 7 | : Laboratorium | 17 | : Area Pengembangan |
| 8 | : Parkir | 18 | : Bengkel |
| 9 | : Taman | 19 | : Utilitas |
| 10 | : Perkantoran | | |

Tabel 2. 16 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 penentuan *lay out* peralatan proses pada pabrik terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Penentuan aliran bahan baku yang tepat dapat memberikan keuntungan secara ekonomis, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi.

2. Aliran udara

Salah satu yang harus diperhatikan dalam tata letak alat proses adalah aliran udara, aliran udara di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya dan perlu memperhatikan arah hembusan angin. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan dan orang-orang disekitar pabrik.

3. Pencahayaan

Pencahayaan seluruh pabrik harus memadai, dan tempat-tempat proses yang berbahaya harus diberi penerangan lebih.

4. Lalu lintas manusia

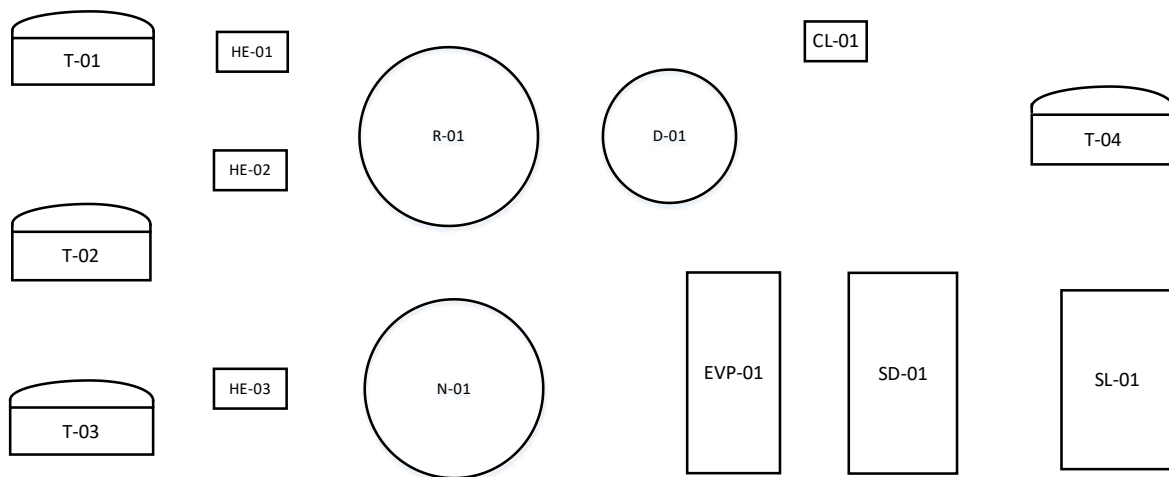
Lalu lintas manusia perlu diperhatikan agar pekerja mampu mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat termasuk saat terjadi gangguan pada alat proses.

5. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, lebih baik dipisahkan dari alat proses lainnya, hal ini bertujuan agar jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat lainnya.

6. Pertimbangan ekonomi

Dalam memilih tata letak alat, diusahakan agar dapat mempertimbangkan biaya operasi dan dapat menjamin kelancaran serta keamanan produksi sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.



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_2SO_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 III

SPESIFIKASI ALAT

3.1. Tangki Penyimpanan *Linear Alkylbenzene*

| | |
|----------------------------|--|
| 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 conical</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 |
| Tinggi <i>Shell</i> | : 24 ft |
| Lebar <i>Plate</i> Standar | : 6 ft |
| Jumlah <i>Course</i> | : 4 buah |
| Tebal <i>Shell</i> | : 10mm; 9mm; 7mm; 5mm |
| Dimensi Atap | : Tinggi <i>Head</i> = 4,71 ft Tebal <i>Head</i> = 2,09 ft |
| Tinggi Total Tangki | : 8,62 m |

3.2. Pompa

| | |
|-----------------|---|
| Kode | : P-01 |
| Fungsi | : Mangalirkan <i>Linear Alkylbenzene</i> menuju reaktor (R-01) |
| Tipe Pompa | : Pompa sentrifugal |
| Jumlah Pompa | : 1 buah |
| Bahan Kontruksi | : <i>Comersial Steel</i> |
| Kapasitas | : 44.524,19 kg/jam |
| Power | : 2 HP |
| Ukuran Pipa | : Diameter Nominal = 2 in <i>Inside Diameter</i> = 2,067 in <i>Outside Diameter</i> = 2,38 in |

3.3. Heat Exchanger

| | |
|---------------------|--|
| Kode | : H-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 exchanger</i> |
| 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 | : 150 btu/jam |
| OD | : 1.5 in |
| ID <i>Shell</i> | : 25 HP |
| Panjang <i>Tube</i> | : 12 ft |

3.4.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 | : <i>Low alloy steel SA-202 Grade A</i> |
| 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 Jacket | : 4,56 ft |
| Tinggi Jacket | : 3,49 ft |

3.5. Decanter

| | |
|--------------------|--|
| Kode | : D-01 |
| Fungsi | : Untuk memisahkan produk samping berupa asam sulfat dan produk utama yaitu <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</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 |

3.6. 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 SA-167 grade 11 tipe 316.</i> |
| 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 <i>Heat Exchanger</i> | |
| 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>) |

3.7.Spray Dryer

| | |
|--------------------------------|---|
| Kode | : SD-01 |
| Fungsi | : Untuk pengontakan udara panas dengan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> sehingga terbentuk bubuk padat. |
| Tipe | : vertikal |
| Bahan Kontruksi | : <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11</i> |
| 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 |
| Atomizer | : 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 |

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau yang disebut dengan utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang keberlangsungan proses pada suatu pabrik. Pada pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* unit utilitas yang digunakan meliputi:

4.1.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.1.1.1. Unit Penyediaan Air

Unit ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan air mulai dari penyediaan, pengolahan, hingga menghasilkan air yang sesuai dengan standar. Kebutuhan air dalam hal ini sebagai air pendingin, air umpan boiler, dan air sanitasi. Untuk pemenuhan kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancang pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini, sumber air berasal dari air Sungai Kalimalang dengan berbagai pertimbangan antara lain:

- Sungai merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas tinggi sehingga kemungkinan kekeringan relatif kecil.
- Air sungai dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dan dapat diperoleh secara kontinyu.
- Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar.

Selain beberapa kelebihan tersebut, air sungai juga memiliki beberapa kelemahan diantaranya:

- Membutuhkan tahapan pemurnian sebelum digunakan.
- Membutuhkan spesifikasi material yang memiliki ketahanan terhadap korosi.

Berdasarkan hal tersebut, air yang berasal dari air sungai akan diolah terlebih dahulu untuk digunakan agar sesuai dengan persyaratan sehingga air layak untuk digunakan.

4.1.1.2. Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air dari air sungai adalah sistem yang dirancang untuk mengambil air dari sungai dan mengolahnya menjadi air bersih yang aman untuk dikonsumsi atau digunakan untuk keperluan lainnya. Proses pengolahan air sungai melibatkan beberapa tahap untuk

menghilangkan kontaminan dan memurnikan air. Berikut adalah beberapa tahap umum dalam unit pengolahan air dari air sungai:

a. Pengambilan air

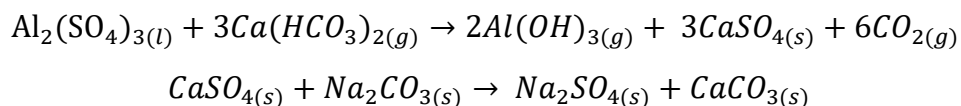
Air sungai diambil menggunakan sistem penyaringan atau pompa air dari sungai dan dialirkan ke unit pengolahan air.

b. Penyaringan awal

Air yang diambil dari sungai sering kali mengandung partikel besar seperti daun, ranting, atau sampah lainnya. Tahap penyaringan awal melibatkan penggunaan *fine screen* (penyaringan awal) untuk menyaring partikel-partikel berukuran sedang tersebut agar tidak masuk ke dalam unit pengolahan, kemudian masuk kedalam bak pengendap.

c. Koagulasi

Setelah melewati tahap penyaringan awal, air dialirkan ke bak pengendapan di mana partikel-partikel yang lebih berat akan mengendap ke dasar kolam. Proses ini membantu menghilangkan sedimen dan partikel yang lebih besar yang terdapat dalam air sungai dengan cara menambahkan senyawa kimia. Untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas (Na_2CO_3) atau alumunium ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah:



d. Flokulasi

Setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan atau mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan kedalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Setelah ditambahkan koagulan, air dialirkan ke tangki flokulasi di mana bahan kimia flokulan ditambahkan. Flokulan membantu menggabungkan partikel-partikel yang lebih kecil menjadi flok yang lebih besar. Flok-flok ini akan terus bertambah ukurannya seiring dengan proses pengadukan yang dilakukan di dalam tangki.

e. Filtrasi

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air

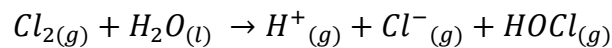
dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak Penampung Sementara

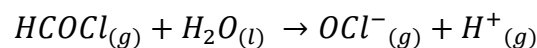
Air setelah keluar dari *sand filter* dialirkan ke bak penampung sementara yang nantinya distibusikan sebagai air sanitasi dan air umpan boiler.

g. Tangki Karbon Aktif

Setelah proses filtrasi, air masih dapat mengandung mikroorganisme dan bakteri yang berbahaya air dialirkan ke tangki karbon aktif. Untuk memastikan air menjadi aman untuk dikonsumsi, bahan kimia disinfektan seperti klorin atau ozon ditambahkan ke dalam air untuk membunuh mikroorganisme yang ada. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Asam hipoklorit pecah sesuai reaksi berikut:



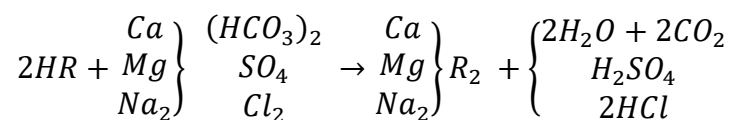
h. Tangki Air Bersih

Tangki air bersih ini berfungsi untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

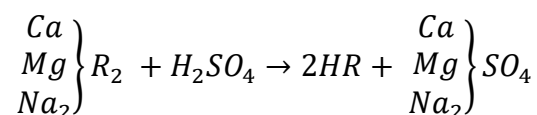
i. *Kation Exchanger*

Air dari bak penampung berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *kation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ (Engkos Kosim, 2021).

Reaksi:



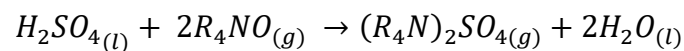
Reaksi:



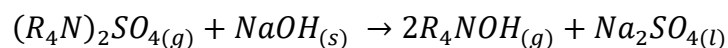
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu regenerasi kembali dengan asam sulfat (H_2SO_4).

j. *Anion Exchanger*

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger* untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa (Engkos Kosim dkk., 2021). Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu regenerasi kembali dengan asam sulfat (H_2SO_4). Reaksi:

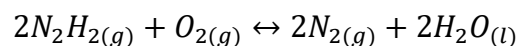


Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi:



k. Daerasi

Daerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air (terutama) untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam daerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari daerator dialirkan dengan pompa sebagai sir umpan boiler (*boiler feed water*).

l. Bak Air Pendingin

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian di dinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih.

Air pendingin harus mempunyai sifat tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, untuk mencegah timbulnya kerak.
- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- Zat dispesant, untuk mencegah timbulnya penggumpalan.

4.1.2. Jenis dan Kualitas Air yang Digunakan

a. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi untuk menyediakan air proses bagi unit produksi yang digunakan pada alat penukar panas seperti *cooler* agar sesuai temperatur yang diinginkan. Air pendingin diambil dari air sungai yang telah diolah melalui proses *demineralisasi* dan disimpan dalam penampungan air pendingin. Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin yaitu besi agar tidak menimbulkan korosi, kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Secara umum, parameter yang penting untuk menjadi pertimbangan dalam pengolahan air pendingin yaitu:

- a. Konduktivitas (mengindikasikan jumlah *dissolve* mineral dalam air)
- b. pH (mengindikasikan tingkat keasaman atau kebasaan air)
- c. Alkalinitas (berupa ion karbonat dan ion bikarbonat)
- d. *Hardness* atau kesadahan (menunjukkan jumlah ion kalsium dan magnesium yang ada dalam air)

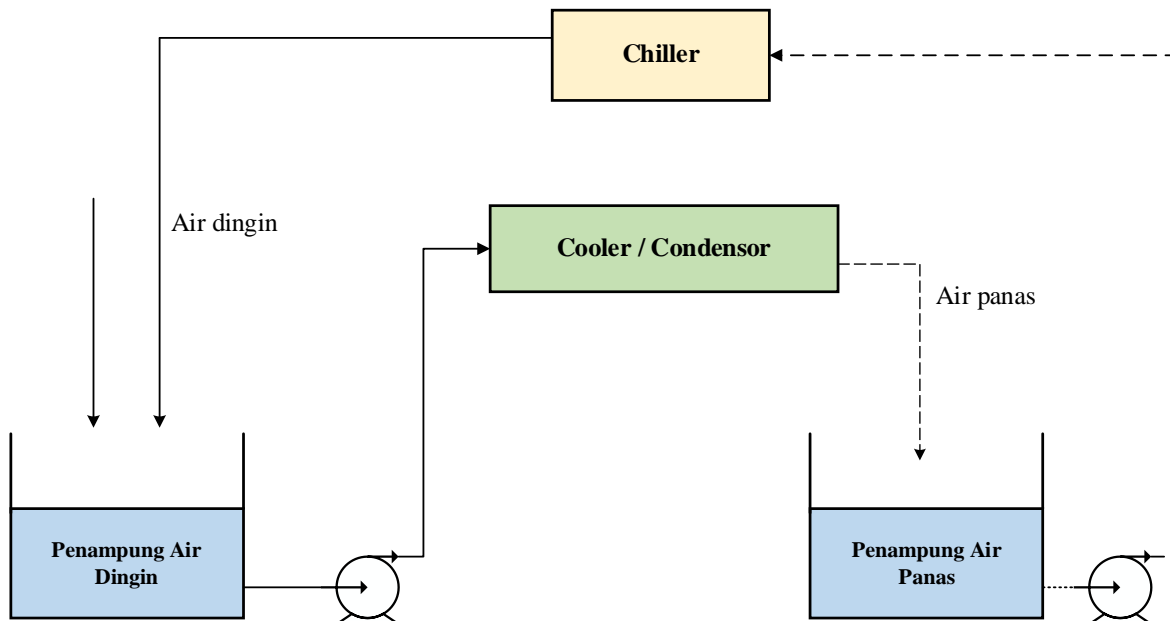
Standar industri terhadap air pendingin yang digunakan dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4. 1 Syarat Mutu Air Pendingin (ASME Water Quality Standart, 2016)

| 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 |

Sistem pendingin yang digunakan adalah sistem tertutup (*recirculation*), pada sistem air ini air dipasok secara kontinyu dari penampungan air pendingin yang akan dipompa dan dialirkan ke bagian unit produksi. Kemudian keluaran dari unit proses produksi akan masuk ke dalam penampungan air panas. Hasil keluarannya akan dipompa ke *chiller* untuk

mengembalikan seperti kondisi semula. Pendinginan dilakukan dengan udara yang dihembuskan dari bawah, sehingga air tersebut dapat digunakan kembali sebagai air pendingin.



Gambar 4. 1 Sistem Aliran Tertutup (*Recirculation*)

Meskipun menggunakan sistem tertutup, tetapi di dalam sirkulasinya terjadi kehilangan massa air yang disebabkan karena adanya kebocoran-kebocoran di dalam sistem. Oleh karena itu diperlukan *make up water* yang berasal dari unit demineralisasi untuk memenuhi kebutuhan akan tambahan air tersebut. Kebutuhan air pendingin yang akan digunakan pada *cooler* yaitu sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Kebutuhan Air Pendingin

| Kode | Nama Alat | Kebutuhan (Kg/Jam) |
|--------------|-------------------|--------------------|
| R-01 | Reaktor Sulfonasi | 11.612,6811 |
| CL-01 | <i>Cooler</i> | 18.103,171 |
| CD-01 | Kondensor | 21.228,997 |
| Total | | 50.944,55 |

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

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

b. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* adalah air yang digunakan pada unit *boiler* untuk menghasilkan *steam* sebagai kelangsungan proses produksi. Air umpan *boiler* harus dihilangkan kandungan mineralnya maupun gas-gas didalamnya agar tidak mengganggu proses didalam *boiler* dengan melali proses demineralisasi. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut:

- Zat penyebab korosi

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S , NH_3 .

- Zat penyebab kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat penyebab *foaming*

Air yang diambil kembali proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

Air yang diumpankan ke dalam *boiler* harus memenuhi spesifikasi tertentu. Spesifikasi air *boiler* adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 3 Persyaratan Air Umpan *Boiler* (SNI 7268:2009)

| No | Parameter | Satuan | Persyaratan Maksimum |
|----|----------------------------|--------------------|----------------------|
| 1 | pH (pada 25°C) | - | 7 s/d 9 |
| 2 | Kesadahan | (ppm as $CaCO_3$) | Maks 1 |
| 3 | Lemak dan minyak | (mg/l) | 0 |
| 4 | Oksigen terlarut | (mg/l) | 0 |
| 5 | Ion klorida (Cl) | (mg/l) | Maks 600 |
| 6 | Ion fosfat (PO_4^{3-}) | (mg/l) | 20 s/d 40 |
| 7 | Ion sulfit (SO_3) | (mg/l) | 10 s/d 50 |
| 8 | Hidrasin (N_2H_4) | (mg/l) | 0,1 s/d 10 |
| 9 | Silica | (ppm as SiO_2) | Maks 0,5 |

Kebutuhan air yang digunakan untuk air umpan *boiler*, dapat diketahui dari tabel berikut:

Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Umpan *Boiler*

| Kode | Nama Alat | Kebutuhan (Kg/Jam) |
|--------------|-----------------------|--------------------|
| HE-03 | <i>Heat Exchanger</i> | 844,7174 |
| R-01 | Reaktor Sulfonasi | 26,29 |
| EVP-01 | Evaporator | 940,61 |
| SD-01 | Spray Dryer | 743,084 |
| Total | | 2.554,7 |

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

Air *make up* untuk air yang hilang = $10\% \times 61,313 \text{ m}^3/\text{hari}$
 = $6,1313 \text{ m}^3/\text{hari}$

c. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan air minum, laboratorium, kantor, kebersihan lingkungan, dan pertamanan. Kualitas air yang digunakan adalah *filtered water*. Berdasarkan peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 492/MENKES/PER/X/2010 tentang, syarat air sanitasi adalah sebagai berikut:

- Tidak berbau
- Tidak bewarna
- Warna maksimal 15 TCU (*True Colour Units*)
- Jumlah zat padat terlarut maksimum 1000 mg/L
- Temperatur $\pm 3^\circ\text{C}$ dari temperatur udara

Syarat Kimia:

- pH 6,5 – 8,5
- Tidak mengandung zat kimia beracun dan berbahaya
- Syarat mikrobiologis
- Tidak mengandung bakteri patogen

Jumlah kebutuhan air sanitasi pada pra perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* adalah sebagai berikut:

- Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air tiap karyawan yaitu 2 liter/hari, maka untuk 82 orang diperlukan air sebanyak:

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

- 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 = 10.000 liter/hari
= 10 m³/hari
= 416,67 liter/jam
= 416,67 kg/jam

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

Kebutuhan Air Total

Kebutuhan air total dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Total

| No | Keterangan | Kebutuhan |
|--------------|------------------|------------------|
| 1. | Air Pendingin | 1.222,7 |
| 2. | Air Umpan Boiler | 61,313 |
| 3. | Air Sanitasi | 17,14 |
| Total | | 1.301,153 |

4.2 Unit Pengadaan Steam

Unit pembangkit *steam* bertugas untuk menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*). Kebutuhan *steam* pada pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 4. 6 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 kemanan *supply steam* 20%

Jadi, total kebutuhan *steam* = 467.919 kg/jam
= 11.230.056 kg/hari
= 11.230.056 m³/hari

Steam yang dibutuhkan dihasilkan oleh *boiler* tipe pipa api (*fire tube boiler*) dengan menggunakan *steam* berupa *steam* jenuh (*saturated steam*) pada suhu 160°C dan tekanan 949,65 kPa atau 9,6 kg/cm² sebagai pemanas. Air sebagai umpan *boiler* diambil dari *Boiler Feed Water* (BFW) dengan total kebutuhan air untuk BFW sebesar 61,313 m³/hari dan air *make up* untuk air yang hilang yaitu sebesar 6,1313 m³/hari. Pada pipa api, fluida yang mengalir berupa gas nyala (hasil pembakaran) yang membawa energi panas untuk memudahkan distribusi panas pada air ketel dengan menghasilkan *steam* berupa *saturated steam* dengan tekanan rendah-sedang yaitu maksimum 18 kg/cm².

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

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

dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.3 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik LAS ini direncanakan diperoleh dari:

- a. Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- b. Pembangkit tenaga listrik sendiri (*Generator Set*)

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tenaga dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) 3 fase dengan pertimbangan:

- Daya lebih besar
- Tenaga listrik stabil
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor 3 fase harganya relatif lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

4.3.1 Kebutuhan Listrik untuk Proses

Tabel 4. 7 Kebutuhan Listrik untuk Proses

| No | Kode Alat | Nama Alat | Daya (HP) |
|----|-----------|--|-----------|
| 1 | R-01 | Reaktor Sulfonasi | 2 |
| 2 | N-01 | Reaktor Netralisasi | 0.5 |
| 3 | P-01 | Pompa <i>Linear Alkylbenzene</i> umpan reaktor | 1 |
| 4 | P-02 | Pompa <i>Oleum</i> 20% umpan reaktor | 1 |
| 5 | P-03 | Pompa NaOH 20% umpan netralizer | 0.5 |
| 6 | P-04 | Pompa produk LAS umpan decanter | 0.5 |
| 7 | P-05 | 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

4.3.2 Kebutuhan listrik untuk Utilitas

Tabel 4. 8 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 | | | 66 | |

Kebutuhan energi = 66 x 0,7475 kW/HP = 49,335 kW

4.3.3 Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Limbah

Listrik untuk pengolahan limbah diperkirakan 30 kW.

4.3.4 Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan Laboratorium

Listrik untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan adalah sebesar 30 kW.

4.3.5 Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi diperkirakan adalah sebesar 200 kW.

4.3.6 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Perkiraan besarnya listrik yang diperlukan untuk penerangan dapat ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan konsep *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 (m^2)

Lux : Kebutuhan energi cahaya persatuan luas (lumen/m^2)

Besarnya lux nilainya berbeda tergantung pada area yang akan diberi penerangan. Dalam perancangan ini digunakan nilai lux standar berdasarkan referensi (SNI-03-6197-200). Kebutuhan lumen ditunjukkan pada perhitungan dibawah ini:

Tabel 4. 9 Kebutuhan Lumen

| Bangunan Indoor | Luas (m^2) | Lux (lumen/m^2) | 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 (m^2) | Lux (lumen/m^2) | Lumen |
| Area parkir | 1900 | 20 | 38.000 |
| Utilitas | 8000 | 300 | 2.400.000 |
| Unit proses | 9800 | 300 | 2.940.000 |
| Total Bangunan Outdoor | | | 5.378.000 |
| Total Lumen | | | 8.312.000 |

Lampu yang direncanakan untuk semua area didalam bangunan menggunakan lampu *Light-emitting diode* (LED) Philips (*Tornado Spiral energy saving bulb*) 24 watt. Lumen output tiap lampu adalah 1.400 lumen.

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lumen di dalam ruangan} &= 293.400 \text{ lumen} \\
 \text{Jumlah lampu yang digunakan} &= 293.400 : 1.400 \\
 &= 2.096 \text{ buah} \\
 \text{Total daya penerangan} &= 2.096 \times 24 \\
 &= 50.297 \text{ watt} = 50,3 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Area *outdoor* digunakan lampu *Super Bright D-LED (Light-emitting diode)* dengan *LED Shell luxeon 50 watt*. Output tiap lampu adalah 5000 lumen.

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lumen di luar ruangan} &= 5.378.000 \text{ lumen} \\
 \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= 5.378.000 \times 5.000 \\
 &= 1.076 \text{ buah} \\
 \text{Total daya penerangan} &= 1.076 \times 50 \\
 &= 53.780 \text{ watt} = 53,73 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total daya yang dibutuhkan untuk penerangan} &= 50,3 \text{ kW} + 53,73 \text{ kW} \\
 &= 104,08 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

4.3.7 Kebutuhan Listrik untuk AC

AC digunakan untuk beberapa ruangan. Kebutuhan AC di ruangan dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel 4. 10 Kebutuhan AC

| Ruang | Luas (m²) |
|------------------------|-----------------------------|
| Poliklinik | 300 |
| Perkantoran | 3000 |
| Masjid | 700 |
| Ruang Kontrol Proses | 500 |
| Ruang Kontrol Utilitas | 500 |
| Kantin | 400 |
| Total | 5400 |

Direncanakan menggunakan AC *Split Sharp AH-API2UHL Low Watt Plasma Cluster 1,5 PK* dengan daya listrik sebesar 970 watt, 1 buah AC tersebut dapat digunakan untuk ruangan seluas 49 m².

$$\begin{aligned} \text{AC yang dibutuhkan} &= 5.400 / 49 \\ &= 110,204 / 111 \text{ buah AC} \\ \text{Kebutuhan Listrik AC} &= 111 \times 970 \text{ watt} \\ &= 107670 \text{ watt} = 107,67 \text{ kW} \end{aligned}$$

4.3.8. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Kantor

Listrik juga dibutuhkan untuk peralatan kantor seperti *printer*, monitor, komputer pegawai, dan komputer untuk sistem di ruang kontrol. Kebutuhan listrik yang digunakan untuk peralatan kantor adalah 30 kW.

Tabel 4. 11 Total Kebutuhan Listrik

| 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 |

4.3.9 Generator

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

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

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan input generator sebesar } 1200 \text{ kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia} \\ \text{sebesar} &= (1200 - 695,39) \text{ kW} \times 0,8 \\ &= 403.69 \text{ kW} \end{aligned}$$

Spesifikasi Generator yang dipakai antara lain:

$$\text{Type} = \text{AC generator}$$

$$\text{Kapasitas} = 1200 \text{ kW}$$

$$\text{Tegangan} = 220/360 \text{ volt}$$

| | |
|-------------|-----------|
| Efisiensi | = 80% |
| Frekuensi | = 50 Hz |
| Phase | = 3 phase |
| Jumlah | = 1 buah |
| Bahan Bakar | = Solar |

4.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar generator. Bahan bakar yang digunakan yaitu bahan bakar cair berupa solar yang diperoleh dari Pertamina atau distributornya. Untuk menjalankan generator dibutuhkan bahan bakar solar dengan spesifikasi sebagai berikut:

Jenis bahan bakar = solar

Heating value = 19570 Btu/lb

Specific gravity solar = 0,8691

ρ solar = 54,26 lb/ft³

Efisiensi bahan bakar = 80%

Kapasitas *input* generator = 1200 kW = 1200000 watt

$$= \frac{1200000}{0,29307107} = 4094569,962 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan solar = $\frac{4094569,962}{0,8 \times 0,8691 \times 19570} = 300,924 \text{ lb/jam}$

$$= \frac{300,924}{54,26}$$

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

4.5 Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit pengadaan udara tekan berfungsi untuk menyediakan udara bertekanan untuk unit produksi terutama menjalankan sistem kontrol di area proses dan utilitas. Untuk menghasilkan udara tekan tersebut digunakan kompresor yang dilengkapi dengan dryer yang mengandung *silica gel* untuk menyerap kandungan (kelembaban) berlebih. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m²/jam dengan tekanan 100 psi dan suhu 35°C.

4.6 Unit Pengolahan Limbah

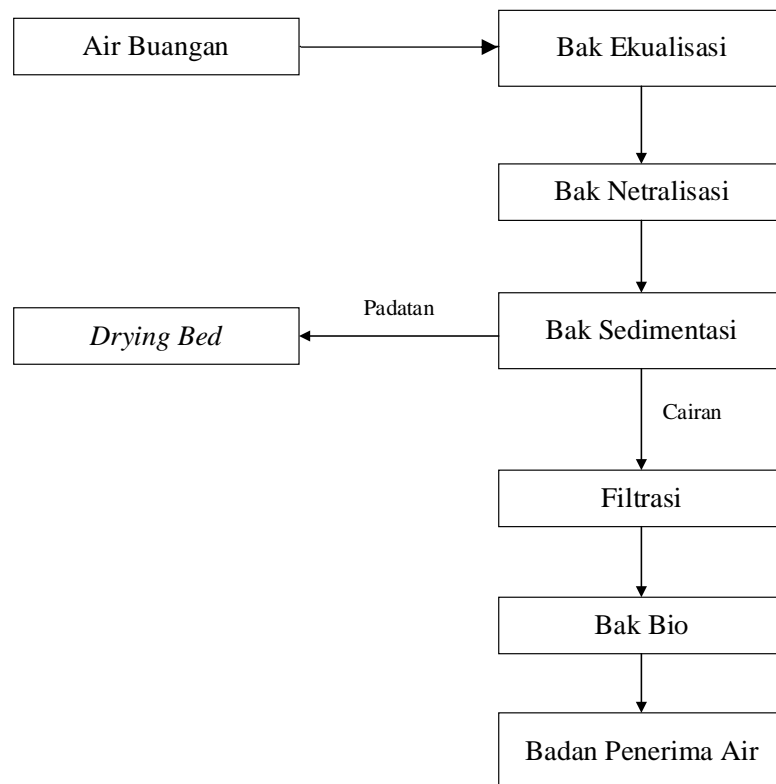
Unit pengolahan limbah bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan dalam pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan meliputi:

1. Air buangan sanitasi yang berasal dari toilet, dapur, dan pencucian. Limbah tersebut dikumpulkan dalam unit stabilisasi kemudian diolah dengan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi. Klorin berfungsi sebagai disinfektan yang dapat membunuh mikroorganisme penyebab penyakit.
2. Air sisa pencucian peralatan biasanya masih mengandung *Total Dissolved Solid (TDS)* maupun komponen padat yang tidak terlarut. Komponen-komponen tersebut berasal dari sisa bahan yang menempel pada peralatan setelah pabrik dioperasikan. Pemisahan dari TDS dan komponen yang tidak terlarut ini akan diolah lebih lanjut dan air yang sudah tidak dapat dipisahkan dari TDS akan dibuang setelah limbah.
3. Air buangan utilitas yang berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin. Air ini bersifat asam atau basa sehingga diperlukan penetralan (hingga pH 7) menggunakan H_2SO_4 atau NaOH sebelum dialirkan menuju penampungan akhir dan akan dibuang.

4.7 Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)

Instalasi pengolahan air limbah adalah suatu instalasi untuk mengolah limbah cair baik yang berasal dari limbah domestik maupun limbah utilitas. Limbah dari berbagai sumber sebelum masuk ke IPAL akan dilewatkan ke bak ekualisasi untuk menyamakan beban dalam pengolahan dengan jalan melakukan pengadukan pada limbah sehingga menjadi homogen, dari bak ekualisasi limbah masuk ke bak netralisasi untuk menetralkan pH, karena pH yang netral selain tidak mengganggu lingkungan juga dapat berguna untuk mempermudah proses pengendapan pada bak sedimentasi, penetralan pH dilakukan dengan jalan penambahan Na_2CO_3 atau H_2SO_4 , setelah netral limbah masuk ke bak sedimentasi untuk mengendapkan kandungan solid yang terdapat didalamnya dengan bantuan koagulan, dari bak sedimentasi kemudian dilakukan penyaringan dengan menggunakan media penyaring berbutir seperti kerikil, pasir, dan juga ditambahkan karbon aktif untuk menghilangkan bau.

Setelah melalui proses filtrasi, limbah dimasukkan ke dalam bak *Bio Control*, yang bertujuan untuk menguji apakah limbah air tersebut sudah benar-benar tidak mencemari lingkungan. Pengujian dilakukan dengan memasukan ikan ke dalam bak *Bio Control*, bila ikan tersebut tetap hidup normal maka proses pengolahan air limbah dapat dikatakan sudah berhasil dan air yang dihasilkan selanjutnya akan dibuang ke badan penerima air baik itu selokan, sungai ataupun di laut.



Gambar 4. 2 Skema Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)

4.8 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk serta pengendalian pencemaran lingkungan dari limbah yang dihasilkan. Hal ini untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atau mutu produksi perusahaan. Analisa laboratorium meliputi analisa bahan baku, analisa proses, dan analisa kualitas produk.

4.8.1. Tugas Laboratorium

- Memeriksa bahan baku yang akan digunakan.
- Menganalisa produk sebelum dipasarkan.
- Melakukan riset inovasi atau percobaan terkait proses produksi.
- Memeriksa zat yang menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik.

4.8.2. Program Kerja Laboratorium

Dalam pelaksanaannya program kerja laboratorium dibagi menjadi 3 bagian yaitu:

- Laboratorium fisik

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan meliputi *specific gravity*, viskositas, dan kandungan air.

b. Laboratorium analisa

Secara garis besar laboratorium analisa berfungsi untuk mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku dan produk mengenai sifat-sifat kimianya.

Analisa yang dilakukan yaitu:

- Analisa komposisi bahan baku
- Analisa komposisi produk utama
- Analisa komposisi produk samping

c. Laboratorium penelitian pengembangan dan lingkungan

Melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan produk, misalnya:

- Diversifikasi produk
- Perlindungan terhadap lingkungan

Disamping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non rutin, misalnya penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

Alat penting yang digunakan antara lain:

1. Hidrometer, untuk mengukur *spedifid gravity*.
2. Viscometer, untuk mengukur viskositas cairan.
3. Spektrometri, alat yang digunakan untuk mengukur jumlah (konsentrasi) suatu zat berdasarkan interaksi antara radiasi dan benda sebagai fungsi panjang gelombang.
4. *Water Content Analyzer*, untuk menganalisa kadar air dalam padatan.

4.9. Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup

Keselamatan kerja merupakan bagian dari kelangsungan produksi pabrik, oleh karena itu aspek ini harus diperhatikan secara serius dan terpadu. Maka dari itu, perlu diperhatikan cara pengendalian keselamatan kerja dan keamanan pabrik pada saat perancangan dan pada saat pabrik beroperasi. Sebagai pedoman pokok dalam usaha penanggulangan masalah kerja, Pemerintah Republik Indonesia telah mengeluarkan Undang-Undang Keselamatan Kerja pada tanggal 12 Januari 1970 No 1. Semakin tinggi tingkat keselamatan kerja dari suatu pabrik maka makin meningkat pula aktivitas kerja para karyawan. Hal ini disebabkan oleh keselamatan kerja yang sudah terjamin dan suasana kerja yang menyenangkan.

Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam perancangan pabrik untuk menjamin adanya keselamatan kerja adalah sebagai berikut:

1. Menanamkan kesadaran akan keselamatan kerja bagi karyawan.
2. Memasang papan peringatan pada daerah proses yang rawan kecelakaan.
3. Memasang penerangan yang cukup dan sistem penukaran udara atau ventilasi yang baik.
4. Menempatkan peralatan keselamatan dan pencegahan kebakaran di daerah yang rawan akan kecelakaan atau kebakaran.
5. Memasang alarm (tanda bahaya) sehingga bila terjadi bahaya dapat segera diketahui.
6. Menyediakan poliklinik dengan sarana yang memadai untuk pertolongan sementara.

4.9.1. Keselamatan Kerja pada Pabrik Pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Usaha-usaha mencegah kecelakaan kerja yang mungkin terjadi dalam pabrik pembuatan *Linier alkylbenzene Sulfonate* antara lain:

- a. Pencegahan terhadap bahaya mekanis.
- b. Melengkapi sistem yang menangani fluida bertekanan tinggi (*steam*) dengan katup-katup pengaman seperti pada *boiler* dan *heat exchanger*.
- c. Menggunakan dasar lantai yang terbuat dari plat baja dengan permukaan yang sedikit kasar untuk mengurangi tergelincir.
- d. Memasang alat-alat dengan penahan yang cukup kuat untuk mencegah kemungkinan terguling dan terjatuh.
- e. Membersihkan area produksi khususnya lantai secara periodik untuk menghilangkan kotoran seperti tumpahan minyak yang mengganggu.
- f. Membuat sistem ruang gerak karyawan cukup lebar dan tidak menghambat kegiatan karyawan.
- g. Meletakkan jalur perpipaan berada diatas permukaan tanah atau pada atap lantai pertama jika didalam gedung atau setinggi 4,5m bila di luar gedung agar tidak menghalangi kendaraan yang lewat.
- h. Memberikan tutup pelindung pada alat-alat yang bergerak atau berputar untuk menghindari terjadinya kecelakaan kerja.
- i. Menyediakan peralatan pemadam kebakaran yang dilengkapi dengan pompa hidran pada tiap jarak tertentu.

4.9.2. Keselamatan Kerja terhadap Listrik

Usaha yang dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja terhadap listrik, antara lain:

- a. Memasang sekring pemutus arus listrik otomatis pada setiap instalasi dan peralatan listrik dan merancang secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga keselamatan kerja dan kemudahan jika harus dilakukan perbaikan.
- b. Memasang papan tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi.
- c. Menempatkan motor-motor listrik pada tempat yang tidak mengganggu lalu lintas pekerja.
- d. Mengisolasi kawat hantaran listrik yang sesuai dengan keperluan, khususnya kabel listrik yang berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi.
- e. Memasang penangkal petir yang dibumikan pada setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi.

4.9.3. Pencegahan terhadap Gangguan Kesehatan

Usaha-usaha yang bisa dilakukan untuk pencegahan terhadap gangguan kesehatan antara lain:

- a. Mewajibkan setiap karyawan memakai pakaian kerja selama berada di dalam lokasi pabrik.
- b. Mewajibkan karyawan memakai sarung tangan karet serta penutup hidung dan mulut saat menangani bahan-bahan kimia yang berbahaya.
- c. Menyediakan poliklinik yang memadai di lokasi pabrik.

4.9.4. Peralatan Perlindungan Diri

Selama berada di dalam lokasi pabrik disediakan peralatan dan perlengkapan perlindungan diri yang wajib dipakai oleh karyawan dan setiap orang yang memasuki pabrik.

Adapun peralatan perlindungan diri ini meliputi:

- a. Pakaian kerja, masker, sarung tangan, dan sepatu pengaman khusus bagi karyawan yang bekerja berhubungan dengan bahan kimia, misalnya pekerja di laboratorium dan gudang.
- b. Helm, sepatu pengaman khusus, dan pelindung mata, bagi karyawan yang bekerja di bagian alat-alat berat, seperti penutup telinga bagi karyawan bagian ruang listrik (generator). Masker bagi karyawan bagian gudang dan produk *Linear Alkylbenzene Sulfonate*.

4.9.5. Kesadaran dan Pengetahuan yang Memadai bagi Karyawan

Salah satu faktor yang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain:

- a. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan.
- b. Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin.
- c. Membekali karyawan dengan keterampilan menggunakan peralatan secara benar dan cara-cara mengatasi kecelakaan kerja.

Untuk mencapai keselamatan kerja yang tinggi, maka ditambahkan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan yaitu:

- a. Mengikuti pedoman-pedoman yang sesuai dalam bertugas.
- b. Mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang ada.
- c. Memiliki keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada.
- d. Melaporkan adengan segera setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan pada atasan.
- e. Mengingatkan anantara karyawan antar perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
- f. Mengontrol secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas *maintenance*.

4.9.6. Penanganan Kebocoran dan Tumpahan

Ketika kebocoran atau tumpahan bahan kimia terjadi, pekerja yang tidak memakai peralatan pengaman di jauhkan dari area. Langkah-langkah yang harus dilakukan ketika terjadi kebocoran dan tumpahan antara lain:

- a. Memberitahukan kepada pekerja-pekerja yang lain mengenai kebocoran atau tumpahan.
- b. Jauhkan semua sumber panas atau sumber api dari kebocoran atau tumpahan.
- c. Apabila dalam bentuk gas, hentikan laju gas yang keluar di tempat. Lubang ventilasi dibuka untuk membiarkan gas yang bocor keluar ke udara lepas.
- d. Apabila dalam bentuk cairan, gunakan debu pemadam dengan basis natrium hydrogen karbonat bertindak sebagai inhibitor dalam reaksi kimia.
- e. Tidak menyentuh bahan kimia yang tumpah tersebut dan coba hentikan kebocoran apabila memungkinkan.

4.9.7. Pencegahan dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran dan Ledakan

- a. Pencegahan bahaya kebakaran dan ledakan:

Untuk mencegah bahaya kebakaran dan ledakan dapat dilakukan dengan hal-hal berikut:

- Tangki larutan NaOH harus tidak tembus cahaya.
 - Tangki larutan NaOH disimpan ditempat khusus yang aman dan dikontrol secara teratur. Tempat penyimpanan dilengkapi dengan *monitor nozzles* dan *sprinkler* untuk menghentikan api secara otomatis.
 - Alarm dipasang di tempat-tempat strategis tertentu yang memungkinkan terjadinya kebocoran gas NaOH yaitu area proses, area penyimpanan, tangki NaOH, dan laboratorium.
 - Sistem perlengkapan pipa untuk saluran udara, air dan gas-gas-cairan proses dibedakan menurut warna pipa dan letaknya tidak mengganggu.
- b. Penanggulangan bahaya kebakaran dan ledakan

Apabila terjadi kebakaran di area pabrik, langkah-langkah yang harus dilakukan adalah:

- Kebakaran kecil dapat ditangani secara langsung dengan menggunakan debu pemadam saja.
- Api yang melibatkan NaOH harus ditangani dari jarak semaksimal mungkin.
- Jauhkan karyawan dari area kebakaran. Isolasi area yang berbahaya.
- Isolasi area seluas ½ mil dari segala arah jika tangki, atau truk tangki n-pentana terlibat dalam kebakaran.
- Pakaian khusus yang menutupi seluruh tubuh dan alat bantu pernafasan harus dipakai selama penanganan kebakaran.

4.10. Instrumentasi

- *Water Content Test*
Digunakan untuk menganalisis kadar air dalam produk.
- pH meter
Digunakan untuk mengetahui derajat keasaman larutan.
- *Temperature Controller (TC)*
Digunakan untuk pengatur suhu atau pengukur sinyal mekanis atau listrik.
- *Pressure Controller (PC)*
Digunakan untuk mengatur tekanan atau pengubah sinyal dalam bentuk gas menjadi sinyal mekanis.

- *Flow Controller* (FC)

Digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa *line* atau unit proses lainnya.

- *Level Controller* (LC)

Digunakan untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Pertimbangan utama dalam pemilihan bentuk perusahaan pada pendirian pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* adalah kebutuhan investasi yang cukup besar sehingga bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah badan usaha yang berbentuk badan hukum yang merupakan persekutuan modal, didirikan berdasarkan perjanjian dan melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Syarat pendirian PT di Indonesia yaitu pengajuan nama perseroan terbatas, pembuatan akta pendirian PT, pembuatan Surat Keterangan Domisili Perusahaan (SKDP), pembuatan NPWP, pembuatan anggaran dasar perseroan, pengajuan Surat Izin Usaha Perdagangan (SIUP), Pengajuan Tanda Daftar Perusahaan (TDP), dan Berita Acara Negara Republik Indonesia (BNRI). Berikut hal yang dijadikan pertimbangan dalam memilih bentuk perusahaan ini, antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham di pasar modal atau perjanjian tertutup dan meminta pinjaman dari pihak yang berkepentingan seperti badan usaha atau perseorangan.
2. Tanggung jawab pemegang saham bersifat terbatas, artinya kelancaran produksi hanya akan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya, dan karyawan perusahaan.
4. Mudah mendapatkan kredit bank dengan jaminan perusahaan yang sudah ada.
5. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
6. Efisiensi dan manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang berpengalaman.
7. Lapangan usaha lebih luas, suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usaha.
8. Merupakan bidang usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

Untuk sistem permodalan pada Perseroan Terbatas diatur berdasarkan Undang-Undang Perseroan Terbatas (UU PT) No 40 Tahun 2007 Pasal 1 ayat (1), modal dasar Perseroan Terbatas seluruhnya terbagi dalam saham. Sehingga Perseroan Terbatas akan menerbitkan atau mengeluarkan saham dengan maksud agar perusahaan bisa memiliki modal. Saham diterbitkan dan dijual kepada para pemegang saham atau para pendiri Perusahaan Terbuka (pada saat pertama kali PT berdiri). Selanjutnya pemegang saham sebagai pembeli saham akan menyetorkan sejumlah nilai uang tertentu sebagai pembayaran atas saham kepada PT. Tahapan yang dilakukan untuk mendapatkan modal adalah sebagai berikut:

1. Menentukan Modal Dasar

Sesuai ketentuan pasal 1 ayat (3) PP 29/2016, para pendiri PT diberikan keleluasaan untuk menyepakati sendiri besaran modal dasar yang akan dicantumkan dalam akta pendirian PT yang merupakan akta notaris berbahasa Indonesia dengan modal dasar minimal Rp 50.000.000,00 dan modal disetor minimal 25% dari modal dasar dengan pendirian minimal 1 orang direktur dan 1 orang komisaris.

2. Menentukan Modal Dasar yang Dikeluarkan atau Ditempatkan

Setelah disepakati modal dasar, selanjutnya menyepakati berapa modal dasar yang akan dikeluarkan (dijual). Menurut Undang-Undang Perseroan Terbatas No 40 Tahun 2007 Pasal 33 menyatakan bahwa jumlah minimal modal yang ditempatkan adalah sebesar 25% dari modal dasar perusahaan.

3. Penyetoran Modal

Selanjutnya pemegang saham sebagai pembeli atau para pendiri PT menyetorkan sejumlah uang sesuai saham yang dibeli kepada PT. Uang kas yang terkumpul hasil penjualan saham akan menjadi modal awal untuk pendirian PT.

5.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang keberlangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Pendelegasian wewenang
2. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab

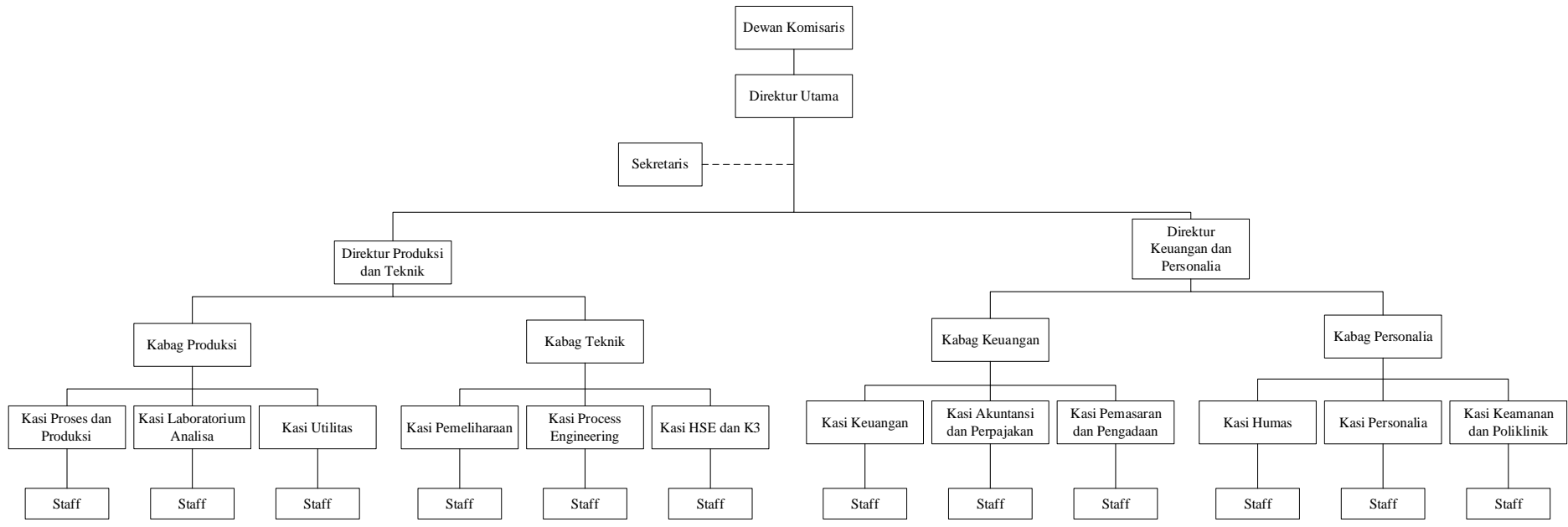
5. Sistem kontrol atas kerja yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut, maka dipilih organisasi kerja berdasarkan *Line and Staff System*. Pada sistem ini, garis wewenang lebih sederhana, praktis, dan tegas. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga karyawan hanya akan bertanggung jawab pada atasan saja.

Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi kerja berdasarkan *Line and Staff System* ini, yaitu:

1. Sebagai *line*, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff*, yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Struktur organisasi *Line and Staff* dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Pabrik

5.3. Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perusahaan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c. Mengesahkan hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya
- b. Mengawasi tugas direktur
- c. Membantu direktur dalam tugas-tugas penting

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi dan teknik serta direktur keuangan dan personalia. Tugas direktur umum antara lain:

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi dan teknik serta keuangan dan personalia.

Tugas direktur produksi dan teknik antara lain:

- a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik
- b. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

- a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan dan personalia
- b. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

4. Kepala bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala bagian produksi

Tugas kepala bagian proses dan produksi yaitu mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi operasi, laboratorium, dan utilitas. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi proses dan produksi

Tugas seksi proses dan produksi yaitu menjalankan peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang serta mengawasi jalannya proses produksi.

- Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium yaitu mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi, dan menganalisa produk serta mengawasi kualitas buangan pabrik.

- Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas yaitu melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listrik.

b. Kepala bagian teknik

Tugas kepala bagian teknik yaitu bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang pemeliharaan serta HSE dan K3 juga mengkoordinir kepala-kepala yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian teknik membawahi:

- Seksi pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan yaitu melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- Seksi HSE dan K3

Tugas seksi HSE dan K3 yaitu menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Kepala bagian keuangan

Tugas kepala bagian keuangan yaitu bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang keuangan, akuntansi, pemasaran, dan pengadaan juga mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian keuangan membawahi:

- Seksi keuangan

Seksi keuangan bertugas menyelenggarakan pencatatan hutang piutang serta administrasi persediaan kantor.

- Seksi akuntansi dan perpajakan

Seksi akuntansi dan perpajakan bertugas menyelenggarakan pencatatan dan pembukuan masalah pajak.

- Seksi pemasaran dan pengadaan

Seksi pemasaran dan pengadaan yaitu merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

d. Kepala bagian personalia

Tugas kepala bagian personalia yaitu bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan personalia dalam bidang humas, personalia, dan keamanan.

Kepala bagian personalia membawahi:

- Seksi humas

Seksi humas bertugas mengatur hubungan *internal* dan *eksternal* perusahaan yaitu antar karyawan maupun dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

- Seksi personalia

Tugas seksi personalia yaitu membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi serta melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan yaitu menjaga semua bangunan dan fasilitas perusahaan, mengawasi keluar masuknya barang dan orang-orang baik karyawan maupun bukan di lingkungan perusahaan.

5. Kepala seksi

Kepala seksi merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

5.4. Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan

Penentuan sistem penggajian dalam perusahaan bergantung pada status, tanggung jawab dan keahlian karyawan. Pada Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini terdapat tiga golongan status karyawan beserta dengan sistem penggajian sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama berdasarkan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan yang dibayar tiap akhir bulan sesuai dengan keahlian dan masa kerja yang ditentukan oleh perusahaan.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan serta terikat hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas. Hubungan kerja diatas dalam suatu perjanjian, berpedoman pada peraturan menteri tenaga kerja PER-02/MEN/1993.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang dipekerjakan dalam pabrik apabila diperlukan saja dan menerima upah borongan sehingga bersifat insidental atau sewaktu-waktu. Selain itu, juga terdapat gaji lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja melebihi atau di luar jam kerja yang telah ditetapkan, besarnya gaji sesuai dengan jam lembur sebagai berikut:

- Untuk hari biasa di pagi atau siang hari, lembur 1 jam pertama sebesar 1,5 kali upah/jam
- Untuk hari biasa di malam hari, hari minggu dan hari libur, besarnya 2 kali upah/jam. Sistem penggajian karyawan dapat diawasi dan dikendalikan menggunakan beberapa alat seperti kartu jam hadir (absensi) untuk mencatat waktu yang sebenarnya dihabiskan karyawan di tempat kerja, dan kartu jam kerja juga dapat digunakan untuk mencatat waktu yang diperlukan karyawan mengerjakan suatu pekerjaan.

5.5. Waktu Kerja

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam satu hari. Pembagian jam kerja dibagi dalam dua golongan yaitu:

a. Karyawan *Non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung seperti direktur, kepala bagian, kepala seksi bagian administrasi.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang menangani proses produksi secara langsung dan bagian yang berhubungan dengan keamanan pabrik seperti karyawan bagian produksi dan bagian keamanan.

Adapun penjadwalan di dalam 1 hari kerja per periode (8 hari) yang telah ditetapkan adalah sebagai berikut:

a. Karyawan *Non-shift*

Jam kerja untuk karyawan *non-shift* adalah 5 hari dalam seminggu dengan jam kerja pukul 08.00-16.00 atau 8 jam sehari.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dimana diberlakukan secara bergantian. Terdapat 3 *shift* dalam sehari dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift pagi : Pukul 07.00-15.00

Shift sore : Pukul 15.00-23.00

Shift malam : Pukul 23.00-07.00

Tabel 5. 1 Pembagian *Shift* Kerja

| Regu/Hari | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Regu 1 | L | S | S | S | S | L | M | M | M | M | L | P | P | P | P |
| Regu 2 | S | L | M | M | M | M | L | P | P | P | P | L | S | S | S |
| Regu 3 | M | M | L | P | P | P | P | L | S | S | S | S | L | M | M |
| Regu 4 | P | P | P | L | S | S | S | S | L | M | M | M | M | L | P |
| Regu/Hari | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
| Regu 1 | L | S | S | S | S | L | M | M | M | M | L | P | P | P | P |
| Regu 2 | S | L | M | M | M | M | L | P | P | P | P | L | S | S | S |
| Regu 3 | M | M | L | P | P | P | P | L | S | S | S | S | L | M | M |
| Regu 4 | P | P | P | L | S | S | S | S | L | M | M | M | M | L | P |

Keterangan:

L : Libur

P : *Shift* Pagi

S : *Shift* Sore

M : *Shift* Malam

5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

5.6.1. Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA. Perinciannya yaitu sebagai berikut:

Tabel 5. 2 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

| Jabatan | Pendidikan |
|----------------|-------------------|
| Direktur Urama | S-2 |
| Direktur | S-2 |
| Kepala Bagian | S-1 |
| Kepala Seksi | S-1 |
| Sekretaris | S-1 |
| Paramedis | D-3/S-1 |
| Karyawan | D-3/S-1 |

| | |
|-------------------------|------|
| Supir | SLTA |
| <i>Cleaning Service</i> | SLTA |
| Satpam | SLTA |

5.6.2. Penentuan Jumlah Pekerja

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 5. 3 Detail jumlah karyawan proses (Gael D. Ulrich, 1984)

| 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 |
| Belt Conveyor | 1 | 0,2 | 0,2 |
| Bucket Elevator | 1 | 0,2 | 0,2 |
| Bag Filter | 1 | 0,2 | 0,2 |
| Silo | 1 | - | - |
| Total | | | 4,9 |

Jumlah keseluruhan karyawan proses = jumlah shift x jumlah karyawan
= 3 x 5 orang
= 15 orang

Pekerja yang ada pada pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* kapasitas 15.000 ton/tahun dikelompokkan menjadi dua berdasarkan literatur buku Peter dan Timmerhaus yang berjudul *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* yaitu:

a. *Direct Operating Labor*

Metode yang digunakan untuk menentukan jumlah buruh pada bagian proses atau operasi didasarkan dengan Gambar 6.8. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Peter and Timmerhaus, 1991), dan prosedur perhitungan yang dilakukan adalah sebagai berikut:

- Menentukan Kapasitas Produksi Harian (P)

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi (P)} &= 15.000 \text{ ton/tahun} \\ &= \frac{15.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} \\ &= 45,45 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

- Menentukan Jenis Proses Pabrik

Proses yang dapat dipilih didasarkan pada Gambar 6.8. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Peter dan Timmerhaus., 1991), yaitu proses dengan peralatan manual, proses dengan peralatan semi otomatis, dan proses dengan peralatan otomatis tinggi. Perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 15.000 ton/tahun menggunakan proses dengan peralatan semi otomatis karena sebagian alat dapat dibuka dan diatur secara otomatis melalui *control room*, namun sebagian alat masih harus dibuka secara manual. Proses ini terdiri dari 10 tahapan, yaitu *feed preparation, tank and piping, pumping, heating and cooling, reacting, separating, evaporation, drying, condensing* dan *utility*.

- Menentukan Jumlah Karyawan

Metode penentuan jumlah karyawan pada bagian proses dan operasi dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan yang terdapat pada Gambar 6.35. Vilbrandt, *Chemical Engineering Plant Design* p. 235 sebagai berikut:

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

Keterangan:

P = Kapasitas produksi pabrik (ton/hari)

M = Jumlah karyawan (orang)

Sehingga:

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

$$M = 15,2 \times (45,45)^{0,25}$$

$$M = 39 \text{ orang}$$

Untuk 10 proses yang terdapat di dalam pabrik dan total kerja selama 8 jam untuk tiap shift, total direct operating labor yang dibutuhkan, yaitu

$$N = \frac{M}{\text{time work}} \times SP$$

Keterangan:

N = Total jumlah karyawan (orang)

M = Jumlah karyawan (orang)

SP = *Step process*

Sehingga:

$$N = \frac{39}{8 \text{ jam}} \times 10$$

$$N = 16 \text{ orang}$$

Maka, jumlah karyawan yang dibutuhkan pada direct operating labor adalah 16 orang pekerja, dimana karyawan tersebut terbagi pada berbagai posisi atau jabatan pada bagian teknik dan produksi serta pada bagian utilitas.

b. *Indirect Operation Labor*

Jumlah karyawan yang dibutuhkan dalam pabrik *Linear Alkylbenzene* berkapasitas 15.000 ton/tahun dijabarkan pada tabel 5.4.

Tabel 5. 4 Perincian Jumlah Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah |
|----|-------------------------------------|--------|
| 1. | Dewan Komisaris | 3 |
| 2. | Direktur Utama | 1 |
| 3. | Direktur Teknik dan Produksi | 1 |
| 4. | Direktur Keuangan dan Personalialia | 1 |
| 5. | Sekretaris | 2 |
| 6. | Kepala Bagian Teknik | 1 |
| 7. | Kepala Bagian Produksi | 1 |
| 8. | Kepala Bagian Keuangan | 1 |
| 9. | Kepala Bagian Pesonalialia | 1 |

| | | |
|----------------------------------|-------------------------------|-----------|
| 10. | Ketua Seksi | 12 |
| Karyawan <i>shift</i> | | |
| 1. | Proses | 10 |
| 2. | Laboran | 5 |
| Karyawan <i>Non-Shift</i> | | |
| 1. | Staf pemeliharaan | 3 |
| 2. | Staf process engineering | 3 |
| 3. | Staf HSE dan K3 | 3 |
| 4. | Staf Keuangan | 4 |
| 5. | Staf pemasaran dan pengadaan | 3 |
| 6. | Staf akuntansi dan perpajakan | 3 |
| 7. | Staf humas | 3 |
| 8. | Staf Personalia | 3 |
| 9. | Staf keamanan dan poliklinik | 2 |
| 10. | Sopir | 4 |
| 11. | Cleaning Service | 3 |
| 12. | Satpam | 4 |
| 13. | Office boy | 3 |
| 14. | Paramedis | 2 |
| Total | | 82 |

5.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas penunjang diantaranya:

a. Fasilitas Kesehatan

Perusahaan menyediakan poliklinik pada area pabrik, yang berfungsi untuk memberikan pertolongan pertama pada karyawan selama jam kerja baik kecelakaan kerja ataupun lainnya. Perusahaan bekerjasama dengan paramedis dan beberapa rumah sakit. Bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja, biaya pengobatan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan peraturan yang berlaku. Sedangkan bagi karyawan yang sakit bukan akibat kecelakaan kerja, maka biaya pengobatan diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

b. Asuransi (BPJS Ketenagakerjaan)

Fasilitas asuransi diberikan untuk memberikan jaminan sosial dan perlindungan karyawan terhadap hal-hal yang tidak diinginkan.

c. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- Tunjangan hari raya
- Tunjangan bonus keuntungan akhir tahun
- Tunjangan transportasi dan makan
- Tunjangan pendidikan bagi anak karyawan

5.8. Corporate Social Responsibility (CSR)

CSR merupakan salah satu bentuk aktivitas yang dilakukan perusahaan untuk meningkatkan ekonomi perusahaan sekaligus peningkatan kualitas hidup karyawan beserta keluarganya dan juga kualitas hidup masyarakat sekitar. CSR bermunculan di Indonesia seiring disahkannya UU No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (PT) dan UU No. 25 Tahun 2007 tentang penanaman modal, dimana suatu PT atau penanaman modal wajib melaksanakan tanggung jawab sosial dan lingkungan. CSR dapat menjamin keberlanjutan bisnis yang dilakukan karena menurunnya gangguan sosial yang sering terjadi akibat pencemaran lingkungan, dapat menambah dukungan atau pembelaan masyarakat setempat, dan terjaminnya pasokan bahan baku secara berkelanjutan untuk jangka panjang. Adapun beberapa manfaat CSR yaitu:

a. Bagi masyarakat

- Meningkatnya kesejahteraan masyarakat sekitar dan kelestarian lingkungan.
- Adanya beasiswa untuk anak tidak mampu di daerah tersebut.
- Meningkatnya pemeliharaan fasilitas umum.
- Adanya pembangunan fasilitas masyarakat yang bersifat sosial dan berguna untuk masyarakat sekitar perusahaan.

b. Bagi perusahaan

- Meningkatkan citra perusahaan.
- Membedakan perusahaan tersebut dengan perusahaan lain.
- Memberikan inovasi bagi perusahaan.

BAB VI

TROUBLESHOOTING

Troubleshooting merupakan suatu cara pemecahan masalah yang digunakan untuk mengidentifikasi berbagai gejala yang ada pada satu alat maupun proses. Fungsi dari *troubleshooting* sendiri tidak hanya untuk memperbaiki masalah, namun juga untuk memastikan umur panjang alat, biaya produksi, dan mencegah bahaya keselamatan yang terkait dengan berjalannya proses produksi. Maka, dalam perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* diperlukan klasifikasi *troubleshooting* pada setiap alat yang digunakan.

6.1 Tangki Penyimpanan

Berdasarkan Lieberman, (2014), permasalahan yang sering terjadi pada tangki penyimpanan yaitu:

- a. Kebocoran pada tangki penyimpanan
 - Terdapat lubang akibat *overpressure* yang disebabkan *pressure indicator control* tidak berfungsi optimal, adanya kemungkinan suhu naik menyebabkan tekanan tangki ikut naik sehingga menyebabkan *overpressure* dan kebocoran. Hal ini dapat diatasi dengan melakukan perbaikan pada tangki, pengelasan atau penambalan, dan mencari titik kebocoran.
 - Sambungan pipa *inlet* bocor, hal ini disebabkan karena perbedaan tekanan tangki dan tekanan input juga bisa dikarenakan *flow indicator* rusak. Semakin tinggi tekanan *input* maka semakin beresiko menyebabkan keretakan pada pipa inlet. Hal ini dapat diatasi dengan *maintenance* dan pengecekan *pressure indicator control*, *level indicator control*, dan *flow indicator control*.
 - *Low pressure tank* apabila indikator tekanan tidak berfungsi yang bisa disebabkan karena *pressure gauge* yang rusak karena korosi. Hal ini bisa diatasi dengan melakukan *maintenance* terhadap *pressure* dan pengecekan juga kalibrasi.
 - Korosi, bisa disebabkan karena saat uap mengembun maka gas CO₂ akan terakumulasi sebagai gas yang tidak dapat terkondensasi. Dengan meningkatnya CO₂ maka gas CO₂ dipaksa larut dalam air yang akan membentuk asam karbonat. Asam karbonat ini cukup korosif yang mengakibatkan kebocoran. Hal ini dapat diatasi dengan menggunakan logam baja anti korosi dengan melapisi bahan

kuningan atau perunggu untuk meminimalkan laju pembentukan korosi (Ityokumbul, 2016).

b. Tangki penyimpanan *overflow*

Kelebihan kapasitas (*overload*) dimana bahan baku tumpah ke lingkungan kerja. Hal ini dikarenakan *level indicator control* tidak berfungsi dengan baik karena sensor tidak dapat mendeteksi ketinggian cairan sehingga tidak ada alarm peringatan pada *control room*, hal ini bisa dilakukan dengan pengecekan kondisi *level control* tangki penyimpanan.

6.2 Pompa

Berdasarkan Lieberman, (2014) pompa yang digunakan pada perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* adalah pompa sentrifugal. Permasalahan yang terjadi pada pompa sentrifugal diantaranya yaitu:

a. *Pump fail to start* (pompa tidak mau menyala)

Hal ini dapat disebabkan karena motor yang rusak sehingga pompa tidak bekerja dan *impeller* mengalami penyumbatan dari penumpukan kotoran. Akibatnya bahan baku tidak dapat ditransfer dengan baik, timbul bau gosong disekitar pompa, dan berkurangnya kapasitas pompa. Permasalahan tersebut dapat dicegah dan diatasi dengan melakukan pengecekan secara berkala terhadap kondisi operasi, memperbaiki pompa bila terjadi kerusakan, memeriksa sumber arus listrik yang masuk dan melakukan pembersihan *impeller*.

b. *Motor overloaded* (motor kelebihan beban)

Hal ini dapat disebabkan karena beberapa faktor yaitu *shaft* (poros) rusak, pengantaran arus terlalu tinggi, dan head terlalu tinggi. Akibatnya fluida tidak dapat dialirkan. Permasalahan tersebut dapat diatasi dengan memperbaiki atau mengganti *shaft* dengan yang baru, memeriksa kondisi pompa, mengurangi tekanan katup, dan melakukan pengecekan dan perawatan terhadap motor.

c. Kerusakan pada *impeller* pompa

Kerusakan pada *impeller* pompa diakibatkan karena *overflow* serta sumbatan. Kerusakan *impeller* juga dapat terjadi karena kavitasi, erosi bahan kimia, dan *impeller* menghantam benda asing seperti batu atau baut. Biasanya kavitasi pada pompa terjadi karena adanya sumbatan nozzle pengisap. Ketika katup kontrol pelepasan pompa secara perlahan meningkatkan aliran hingga titik tertentu. Di luar titik ini tekanan pelepasan dan aliran menjadi sangat rendah yang menyebabkan pompa mengalami kavitasi. Hal ini dapat diatasi dengan penambahan *complex vortex breakers* untuk mencegah kavitasi pada pompa.

Untuk mengatasi permasalahan tersebut dapat mengganti *impeller* yang rusak atau membersihkan bagian yang tersumbat, melakukan perbaikan pada pompa yang rusak, melakukan pengecekan terhadap *impeller* pompa dan kondisi operasi.

6.3 Reaktor

Reaktor pada perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene* digunakan untuk mereaksikan bahan baku *Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% sehingga terbentuknya produk utama dan produk samping. Jenis reaktor yang digunakan adalah *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR). Permasalahan yang sering terjadi pada reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) menurut Gerardi, (2010) diantaranya:

a. *Excessive Pressure Drop* (perubahan *pressure drop*)

Perubahan *pressure drop* yang cukup besar disepanjang reaktor akan menyebabkan terbentuknya hotspot atau suatu kondisi dimana terjadi perbedaan peningkatan suhu reaktor sehingga dapat mempengaruhi kinerja reaktor. Hal ini salah satunya disebabkan oleh umpan reaktor yang mempunyai viskositas yang lebih tinggi. Akibatnya yaitu terjadi perubahan tekanan, dan terjadi perbedaan peningkatan suhu reaktor. Untuk mengatasi permasalahan tersebut perlu dilakukan pengecekan rutin, melakukan pengecekan kondisi operasi dan memastikan semua berjalan sesuai dengan standar operasi, mengurangi umpan dari reaktor dan memeriksa kualitas umpan.

b. Reaktor tidak di *cleaning* dengan benar sebelum digunakan

Akibatnya partikel didalam reaktor terikut dengan umpan. Hal yang bisa dilakukan untuk mengatasi hal tersebut yaitu dengan melakukan *cleaning* pada reaktor yang bermasalah dan melakukan pengecekan pada reaktor umpan.

c. Kenaikan temperatur reaktor

Control room tidak bekerja dengan baik sehingga menyebabkan kenaikan temperatur pada reaktor yang dapat terjadi karena beberapa hal yaitu beban pemanas yang di transfer ke reaktor terlalu besar dan *feed* mengandung banyak kotoran. Akibatnya yaitu kemungkinan ledakan akibat suhu yang terlalu tinggi, adanya kemungkinan bahan berbahaya yang tumpah ke lingkungan, berubahnya komposisi produk, dan dapat menyebabkan kerusakan pada reaktor. Untuk mengatasi permasalahan ini yaitu set alarm ketika temperatur melebihi *set point*, pengecekan rutin sistem, kondisi operasi pada *control room*, dan matching data antara *control room* dan kondisi operasi di lapangan

d. *Flowrate* berlebih

Masalah yang sering juga dijumpai adalah *flowrate* berlebih karena *flow indicator control* tidak berfungsi dengan baik sehingga terjadi peningkatan laju alir dan tekanan. Akibatnya kemungkinan terjadi ledakan akibat suhu yang terlalu tinggi, adanya kemungkinan bahan berbahaya yang tumpah ke lingkungan dan peningkatan tekanan. Hal ini bisa diatasi dengan melakukan pengecekan kondisi *flow control* pada unit proses sebelumnya. *Flowrate* berlebih juga dapat disebabkan karena kelebihan kapasitas pada reaktor yang menyebabkan bahan baku yang tumpah dapat berbahaya bagi lingkungan kerja dan kerusakan pada alat proses sebelumnya. Hal yang dilakukan untuk mengatasi permasalahan tersebut adalah dengan melakukan perbaikan dan *bypass flow* atau pengalihan aliran.

6.4 Decanter

Decanter yang digunakan dalam perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* bertipe *Continuous Gravity Decanter Silinder Horizontal*. Menurut Ross & Bell, (2013) masalah yang sering timbul pada decanter terjadi karena beberapa aspek antara lain:

- a. Putaran decanter yang dihasilkan tidak dapat sempurna bisa dikarenakan patahnya screw pada *shaft* sehingga perlu adanya *maintenance* pada gear dan motor serta penggantian komponen yang dirasa sudah usang.
- b. Sering terjadinya gesekan karena udara dan air berlomba melalui pipa riser. Hal tersebut dapat diatasi dengan memberikan pelumasan pada bantalan. Pelumasan juga dapat mengurangi korosi dan menghindari masuknya zat pengotor kedalam decanter. Mesin juga harus mengalami perbaikan sesuai prosedur dan pengecekan secara rutin karena sering terjadi *overload* dan penggunaan secara terus menerus.
- c. Adanya zat pengotor juga akan menghalangi laju komponen sehingga perlu adanya pembersihan secara rutin dan komponen yang dirasa sudah tidak layak sebaiknya segera diganti agar tidak menyebabkan kerusakan lebih lanjut yang menyebabkan mesin harus *breakdown*.

6.5 Evaporator

Permasalahan yang dapat terjadi pada evaporator menurut Lieberman, (2014) yaitu

a. Korosi

Bisa disebabkan karena saat uap mengembun maka gas CO₂ akan terakumulasi sebagai gas yang tidak dapat terkondensasi. Dengan meningkatnya CO₂ maka gas CO₂

dipaksa untuk larut dalam air yang akan membentuk asam karbonat. Asam karbonat ini cukup korosif yang mengakibatkan kebocoran. Selain itu, akibat adanya penumpukan cairan pipa aliran masuk dan keluar sehingga terjadi sumbatan sehingga perlu dilakukan pembersihan secara berkala.

b. *Liquid entainment*

Berdampak penurunan efisiensi proses mengakibatkan kehilangan bahan kimia dengan kualitas kondensat yang lebih buruk dan dapat meningkatkan korosi pada dinding evaporator. Hal ini bisa diatasi dengan menerapkan permodelan *Computational Flow Dynamic* (CFD) dimana aliran uap harus simetris terhadap outlet uap antara bagian primer dan sekunder yang digunakan untuk mengoptimalkan buangan tetes cairan.

c. Kebocoran udara sehingga dapat keluar atau masuk saat proses berlangsung. Kebocoran udara dapat diatasi dengan pemeriksaan dan pemeliharaan rutin terhadap efek vakum dengan menggunakan peralatan pendeteksi kebocoran ultra-sonik.

6.6 Spray Dryer

Permasalahan yang dapat terjadi pada spray dryer menurut Lieberman, (2014) yaitu:

a. Fenomena dinding yang lengket karena serbuk basah

Hal ini terjadi karena volume dan laju alir umpan terlalu besar, ruang pengering belum sepenuhnya panas, dan udara pengering tidak cukup stabil. Hal ini dapat diatasi dengan cara pastikan volume dan laju alir baik panas steam maupun umpan seimbang dan memastikan apakah pipa tersumbat atau tidak.

b. Kavitasi nozzle

Terjadi turbulensi sehingga mengurangi area terbuka nozzle dan mengakibatkan kavitasi dimana tersumbat kotoran sehingga perlu dibersihkan pada spray nozzle. Selain itu terjadi karena adanya penumpukan produk yang terjadi pada dinding sudut karena nozzle penyemprotan yang lebih lebar. Solusinya yaitu dengan menggunakan *flat cap profile* yang menghasilkan bubuk dengan penumpukan 20% lebih sedikit dibandingkan dengan nozzle lainnya.

c. Endapan titik kering

Saat cairan mengering, padatan akan menempel pada dinding tabung. Radiasi panas yang diserap tabung tidak dapat mengeringkan secara efisien. Hal ini dapat diatasi dengan cara pastikan volume dan laju alir baik panas steam maupun umpan seimbang dan memastikan apakah pipa tersumbat atau tidak.

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dari perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* bertujuan untuk mengetahui kelayakan pabrik agar dapat didirikan dengan pertimbangan ekonomi. Analisa ekonomi juga dapat memberikan pertimbangan kepada investor sehingga berkenan menginvestasikan saham atau uang dalam proses pembangunan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini. Untuk mengetahui hal tersebut perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari beberapa hal diantaranya:

1. Keuntungan atau *Profit*
2. *Percent Return on Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk mengetahui faktor-faktor tersebut maka perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

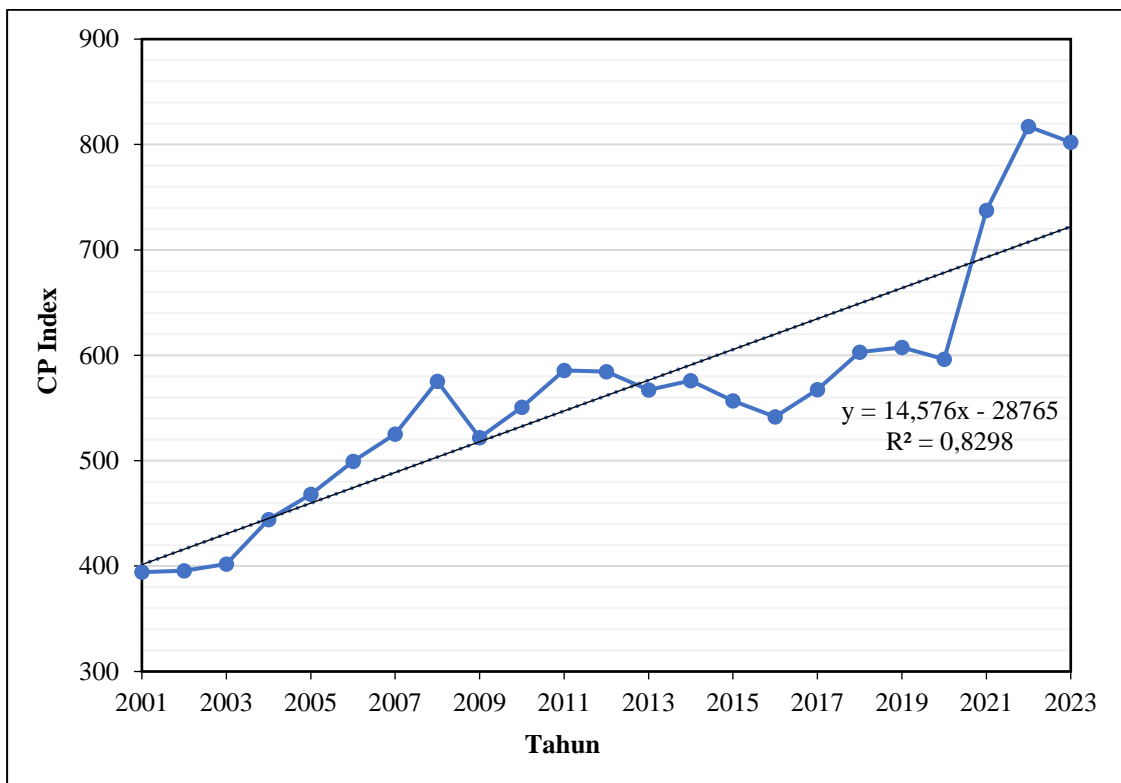
1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya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

7.1. 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 7. 1 Indeks CEPCI tahun 2000 sampai dengan tahun 2023 (Chemical Engineering Magazine, 2022)

| Tahun | CEPCI |
|--------------|--------------|
| 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 | 737,7 |
| 2022 | 817,1 |
| 2023 | 802,3 |



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

$$y = 14,576x - 28.765$$

$$x = \text{tahun}$$

$$y = \text{indeks harga}$$

jika, $x = 2025$, maka

$$y = 14,576 (2025) - 28.765$$

$$y = 751,53$$

Berdasarkan dari data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y=14,576x - 28.765$. Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 15.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 751,53.

Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun yaitu tahun 2025 diperoleh dengan rumus menurut Aries and 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

7.2 Penetapan Dasar Perhitungan

| | | |
|---|---|--------------------------------------|
| Kapasitas produksi | : | 15.000 ton/tahun |
| Satu tahun operasi | : | 330 hari |
| Tahun pendirian pabrik | : | Tahun 2025 |
| Tahun pabrik beroperasi | : | 2027 |
| 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\$ 2,9 /kg |
| Harga produk H ₂ SO ₄ | : | US\$ 1,3/kg |
| Kurs Dollar | : | Rp14.975 (Per tanggal 16 April 2023) |

7.3 Perhitungan Biaya Produksi (Production Cost)

7.3.1 Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Capital investment merupakan jumlah pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik serta untuk mengoperasikannya. Menurut Robert S Aries & Newton (1955) *capital investment* terdiri dari:

7.4.1.1. *Fixed Capital Investment* (CPI)

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan seluruh pabrik yang terdiri dari:

a. *Purchased Equipment Cost* (PEC)

PEC merupakan sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk membeli peralatan proses yang sudah termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank, dan biaya pengangkutan hingga masuk ke lokasi pabrik.

b. *Intallation 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).

c. 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 36% PEC, terdiri dari material 21% dan ongkos buruh 15% (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

d. Instrumentation 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).

e. 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).

f. 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).

g. 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).

h. Land and Yard Improvement

Biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke area pabrik serta sudah termasuk dengan utilitas, air, listrik, pengolahan limbah. Jika pabrik didirikan di kawasan industri, biaya-biaya selain pembelian tanah tidak menjadi tanggungan pabrik lagi karena sudah tersedia. Untuk total tanah pada perancangan pabrik ini adalah 37.721 m² dengan harga tanah sekitar Rp 2.700.000 per m², maka:

i. *Utility Cose*

Utility cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk unit-unit pendukung proses antara lain: unit penyedia air, steam, listrik, dan udara tekan. Estimasi biaya sebesar 40% PEC (Aries and Newton, 1955).

j. *Environmental Cost*

Enviroment 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 10-15% PEC (Peters dan Timmerhaus, 1991). Diasumsikan 10% dari PEC.

k. *Cost of 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.

l. *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.

m. *Cost of Contigency*

Kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), *contingency* ditetapkan 10-25% dari DPC dan diasumsikan nilainya sebesar 15% dari Direct Plant Cost.

7.3.1.1. *Working Capital Invesment*

Working Capital Investment merupakan modal atau usaha yang diperlukan untuk menjalankan operasional dari suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu, meliputi beberapa hal berikut:

a. *Raw Material Inventory*

Raw Material Inventory merupakan sejumlah biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, jumlahnya menyesuaikan dengan kecepatan konsumsi bahan baku, nilai ketersediaannya, sumber, dan kebutuhan *storage*.

b. *In-Process Inventory*

In-Process Inventory merupakan sejumlah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang dalam proses, jumlahnya tergantung pada lama siklus proses.

c. *Product Inventory*

Product Inventory merupakan sejumlah biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dipasarkan.

d. *Extended Credit*

Extended Credit merupakan bentuk persediaan uang yang bertujuan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

e. *Available Cash*

Available Cash merupakan persediaan sejumlah uang tunai yang digunakan untuk membayar buruh, layanan (*service*), dan material.

7.3.1.2. *Plant Start Up*

Plant Start Up adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan ketika pabrik mulai beroperasi atau telah start up.

7.3.1.3. *Interest During Construction*

Interest During Construction (IDC) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan selama masa pembangunan/konstruksi pabrik

7.3.2 Production Cost

7.3.2.1 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost yaitu jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk (Robert S Aries & Newton, 1955). *Manufacturing cost* terdiri dari:

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

DMC merupakan besarnya pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, terdiri dari:

• ***Raw Material***

Raw material merupakan harga pembelian sampai di tempat dari bahan-bahan yang dipakai dalam produksi.

• ***Labor Cost***

Labor Cost merupakan sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk membayar buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi.

- ***Supervisory Expense***

Supervisory Expense merupakan adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk menggaji semua personalia (karyawan) yang bertanggung jawab langsung terhadap proses produksi.

- ***Maintenance Cost***

Maintenance Cost merupakan sejumlah biaya untuk keperluan pemeliharaan peralatan proses.

- ***Plant Supplies Cost***

Plant Supplies Cost merupakan sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan plant supplies, antara lain lubricants, charts, dan gaskets.

- ***Royalties 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.

- ***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).

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

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.

- ***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.

- **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.

- **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.

- **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.

c. **Fixed Manufacturing (FMC)**

Fixed cost merupakan harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran dimana harganya tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi, antara lain:

- **Depresiasi**

Depresiasi adalah sejumlah biaya yang dihitung terhadap penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

- **Property Taxes**

Property taxes adalah pajak *property* yang harus dibayarkan oleh perusahaan, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi dimana plant tersebut berdiri.

- **Asuransi**

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, biasanya semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi.

7.3.2.2 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

Administration cost merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, antara lain:

- **Management Salaries**

Gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain direktur, sekretaris dan kepala bagian, dan lain-lain.

- **Legal Fee and Auditing**

Legal fee merupakan biaya legal, sedangkan auditing merupakan biaya untuk membayar akuntan publik.

- **Biaya pelaratan kantor dan komunikasi**

Biaya ini merupakan pengeluaran biaya yang digunakan untuk membeli peralatan kantor, seperti kertas, tinta, dan lain-lain, serta untuk biaya komunikasi di lingkungan perusahaan, seperti telepon dan internet.

b. Sales Expense

Sales expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk di dalamnya biaya promosi apabila produk tergolong baru. Menurut Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa biaya yang dibutuhkan untuk meningkatkan penjualan produk dan meningkatkan penghasilan pabrik adalah sebesar 3-12% dari MC.

c. Research

Biaya riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik proses maupun peningkatan kualitas produk. Besarnya diperkirakan antara 2-4% dari harga jual.

d. Finance

Finance adalah sejumlah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Menurut Aries & Newton (1955, halaman 187), nilai finance sebesar 2-4% dari TMC.

7.4. Analisis 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. Kelayakan suatu pabrik dapat dilihat dari profitabilitasnya. Apabila profitabilitasnya tinggi, maka pabrik memiliki potensi untuk dibangun. Potensi kelayakan pendirian suatu pabrik dilakukan dengan analisis atau evaluasi kelayakan sebagai berikut:

7.4.1. *Percent Profit on Sales (POS)*

Profit on sales merupakan faktor yang ditentukan untuk mengetahui tingkat keuntungan yang diperoleh setiap harga penjualan produk.

$$POS = \left[\frac{\textit{Profit}}{\textit{Harga jual produk}} \right] \times 100\%$$

7.4.2. *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).

$$ROI = \left[\frac{\textit{Profit}}{\textit{FCI}} \right] \times 100\%$$

7.4.3. *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.

$$POT = \frac{\textit{FCI}}{(\textit{Keuntungan} + \textit{Depesiasi})}$$

7.4.4. *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

7.4.5. *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

7.4.6. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan titik dimana aktivitas produksi dihentikan yang dapat disebabkan oleh beberapa faktor, seperti nilai variable cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu kegiatan produksi atau dapat dikatakan tidak menghasilkan keuntungan. Nilai SDP harus lebih kecil dari nilai BEP yang menandakan bahwa pabrik dapat menghasilkan keuntungan (Robert S Aries & Newton, 1955) SDP dapat dihitung menggunakan rumus:

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

7.5 Hasil Perhitungan

7.5.1 Capital Investment

a. Fixed Capital Investment

- *Total Biaya Physical Plant Cost (PPC)*

Tabel 7. 2 *Physical Plant Cost (PPC)*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|-----|---------------------------------------|--------------|
| 1. | <i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i> | 5.714,232 |
| 2. | Instalasi Alat | 2.457,120 |
| 3. | Pemipaan | 2.057,123 |
| 4. | Instrumentasi | 1.714,270 |
| 5. | Insulasi | 457.139 |
| 6. | Listrik | 857.135 |
| 7. | Bangunan | 2.857.116 |

| | | |
|------------------|--------------------|---------------------------|
| 8. | Tanah | 1.714.270 |
| 9. | Utilitas | 2.285.693 |
| 10. | <i>Environment</i> | 571.423 |
| Total PPC | | 20.685.520 |
| | | Rp 309.774.964.647 |

- **Total Biaya Direct Plant Cost (DPC)**

Tabel 7. 3 Total Direct Plant Cost (DPC)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|------------------|---|------------------------------|
| 1. | <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> | 20.685.520 |
| 2. | <i>Engineering & Construction (20% PPC)</i> | 2.658.948 |
| Total DPC | | 9.306.318 |
| | | Rp 371.729.957.576,51 |

- **Total Fixed Capital Investment (FCI)**

Tabel 7. 4 Fixed Capital Investment (FCI)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|------------------|--------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> | 24,822,624 |
| 2. | <i>Contractor's Fee</i> | 2,482,262 |
| 3. | <i>Contingency</i> | 6,205,656 |
| Total FCI | | 33.510.542 |
| | | Rp 501.835.442.728 |

b. Working Capital Investment

Tabel 7. 5 Total Working Capital Investment (WCI)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|-----|-------------------------------|--------------|
| 1. | <i>Raw Material Inventory</i> | 1.674.745 |
| 2. | <i>In Process Inventory</i> | 69.781 |
| 3. | <i>Product Inventory</i> | 1.674.745 |
| 4. | <i>Extended Credit</i> | 3.349.489 |
| 5. | <i>Available Cash</i> | 1.674.745 |

| | |
|------------------|---------------------------|
| TOTAL WCI | 7.606.132 |
| | Rp 101.276.381.890 |

Tabel 7. 6 *Total Capital Investment (TCI)*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|--------------|-------------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Fixed Capital Investment</i> | 33.510.542 |
| 2. | <i>Plant Start Up</i> | 2.680.843 |
| 3. | <i>Interest During Construction</i> | 3.351.054 |
| 4. | <i>Working Capital Investment</i> | 7.606.132 |
| TOTAL | | 47.148.571 |
| | | Rp 693.442.204.310 |

7.5.2 Production Cost

a. Manufacturing Cost

- *Direct Manufacturing Cost*

Tabel 7. 7 *Total Direct Manufacturing*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|------------------|-------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Raw Material Cost</i> | 18.406,045 |
| 2. | <i>Labor Cost</i> | 43.751.61 |
| 3. | <i>Supervisi Cost</i> | 9.015 |
| 4. | <i>Maintenance Cost</i> | 3.351.054 |
| 5. | <i>Plant Supplies</i> | 502.658 |
| 6. | <i>Royalties & Patent</i> | 861.410 |
| 7. | <i>Utility Cost</i> | 6.502.472 |
| TOTAL DMC | | 29.692.551 |
| | | Rp 447.241.755.678 |

- *Indirect Manufacturing Cost*

Tabel 7. 8 *Indirect Manufacturing Cost*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|-----|-------------------------|--------------|
| 1. | <i>Payroll Overhead</i> | 8.750 |

| | | |
|--------------|------------------------|--------------------------|
| 2. | <i>Laboratory Cost</i> | 8.750 |
| 3. | <i>Plant Overhead</i> | 43.752 |
| 4. | <i>Packaging</i> | 2.581.009 |
| 5. | <i>Transportation</i> | 645.252 |
| TOTAL | | 3.287.513 |
| | | Rp 49.231.986.342 |

- *Fixed Manufacturing Cost*

Tabel 7. 9 *Fixed Manufacturing Cost*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|--------------|-----------------------|--------------------------|
| 1. | <i>Depreciation</i> | 3.015.949 |
| 2. | <i>Property Taxes</i> | 670.211 |
| 3. | <i>Insurance</i> | 335.105 |
| TOTAL | | 4.021.265 |
| | | Rp 60.220.253.127 |

- *Total Manufacturing Cost (TMC)*

Tabel 7. 10 *Total Manufacturing Cost*

| No | Jenis | Biaya (USD) |
|--------------|------------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Direct Manufacturing Cost</i> | 29.864.996 |
| 2. | <i>Indirect Manufacturing Cost</i> | 3.287.513 |
| 3. | <i>Fixed Manufacturing Cost</i> | 4.021.265 |
| TOTAL | | 36.999.253 |
| | | Rp 556.693.995.147 |

7.5.3 General Expanse

a. *Total General Expanse (TGE)*

Tabel 7. 11 *General Expense*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|-----|--------------|--------------|
| 1 | Administrasi | 760.291 |

| | | |
|--------------|----------------------|---------------------------|
| 2. | <i>Sales Expense</i> | 11.099.776 |
| 3. | <i>Research</i> | 861.410 |
| 4. | <i>Finance</i> | 1.109.978 |
| TOTAL | | 13.831.454 |
| | | Rp 210.818.936.741 |

b. Total Biaya Produksi

Tabel 7. 12 Biaya produksi (*Production Cost*)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|--------------|---------------------------|------------------------------|
| 1. | <i>Manufacturing Cost</i> | 37.173.774 |
| 2. | <i>General Expense</i> | 13.831.454 |
| | | 50.830.707 |
| TOTAL | | Rp 767.512.931.888,42 |

7.6 Analisa Kelayakan

a. *Profit* (keuntungan)

- Total Penjualan = US\$ 64.483.698
- Biaya Produksi = US\$ 50.830.707
- Keuntungan sebelum pajak = (Total Penjualan - Biaya Produksi)
= (US\$ 64.483.698 - US\$ 50.830.707)
= US\$ 13.652.990
- Pajak di Indonesia = 25%
- Keuntungan setelah pajak (25%) = US\$ 10.239.743

Pajak di Indonesia untuk wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap adalah sebesar 25% dari penghasilan menurut UU No. 36 tahun 2008.

b. *Percent Profit on Sales (POS)*

Profit on sales merupakan faktor yang ditentukan untuk mengetahui tingkat keuntungan yang diperoleh setiap harga penjualan produk.

$$POS = \left[\frac{\text{Profit}}{\text{Harga jual produk}} \right] \times 100\%$$

- POS sebelum pajak $= \left[\frac{\text{US\$}13.652.990}{\text{US\$} 64.483.698} \right] \times 100\% = 21,17\%$
- POS setelah pajak $= \left[\frac{\text{US\$} 10.239.743}{\text{US\$} 64.483.698} \right] \times 100\% = 15,88\%$

c. *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 $= \left[\frac{\text{US\$}13.652.990}{\text{US\$} 33.510.542} \right] \times 100\% = 40,74\%$
- % ROI sesudah pajak $= \left[\frac{\text{US\$} 8.381.866}{\text{US\$} 33.510.542} \right] \times 100\% = 30,56\%$

d. *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 $= \frac{FCI}{(Keuntungan\ sebelum\ pajak + Depresiasi)}$
 $= \frac{\text{US\$} 33.510.542}{(\text{US\$}13.652.990 + \text{US\$} 3.015.949)}$
 $= 2,01\ \text{tahun}$
- *Pay Out Time* setelah pajak $= \frac{FCI}{(Keuntungan\ setelah\ pajak + Depresiasi)}$
 $= \frac{\text{US\$} 33.510.542}{(\text{US\$} 10.239.743 + \text{US\$} 3.015.949)}$
 $= 2,53\ \text{tahun}$

e. 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 7. 13 *Net Present Value*

| Tahun | Cash Flow (US\$) | Nilai Sekarang (US\$) |
|-------------------|------------------|-----------------------|
| -2 | 0 | 0 |
| -1 | 0 | 0 |
| 0 | 0 | 0 |
| 1 | 13.455.946 | 8.273.248 |
| 2 | 14.090.158 | 5.326.470 |
| 3 | 14.748.882 | 3.428.029 |
| 4 | 14.984.660 | 2.141.382 |
| 5 | 15.221.616 | 1.337.426 |
| 6 | 15.459.758 | 835.167 |
| 7 | 15.699.090 | 521.443 |
| 8 | 15.939.619 | 325.516 |
| 9 | 16.181.350 | 203.175 |
| 10 | 16.424.290 | 126.796 |
| NPV | | 0 |
| <i>Investment</i> | | 22.518.653 |

Pada perancangan pabrik LAS, nilai IRR hasil perhitungan sebesar 63%.

f. Break Event Point (BEP)

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\$ 3.015.949

Property taxes = US\$ 670.211

Asuransi = US\$ 335.105

Total fixed cost (Fa) = US\$ 4.021.265

➤ **Variable Cost (Va)**

Raw material = US\$ 18.422.191

Packaging and shipping = US\$ 2.579.348

Transportation = US\$ 645.000

Utilitas = US\$ 6.502.472

Royalties and patent = US\$ 1.050.00

Total Variable Cost = US\$ 29.184.778

➤ **Regulated Cost (Ra)**

Labour = US\$ 43.752

Payroll overhead = US\$ 8.750

Supervise = US\$ 9.015

Laboratory = US\$ 43.752

General Expense = US\$ 13.831.454

| | |
|------------------------------------|--------------------------|
| <i>Maintenance</i> | = US\$ 3.351.054 |
| <i>Plant supplies</i> | = US\$ 502.658 |
| <i>Plant overhead</i> | = US\$ 43.752 |
| <i>Total regulated Cost</i> | = US\$ 17.834.186 |

➤ **Total sales (Sa)**

Penjualan produk selama 1 tahun = US\$ 64.483.698

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

$$BEP = \frac{US\$ 4.021.265 + 0,3.US\$ 17.834.186}{((US\$ 64.483.698) - (US\$ 29.184.778) - 0,7(US\$ 17.834.186))} \times 100$$

$$BEP = 40,76\%$$

g. Shut Down Point (SDP)

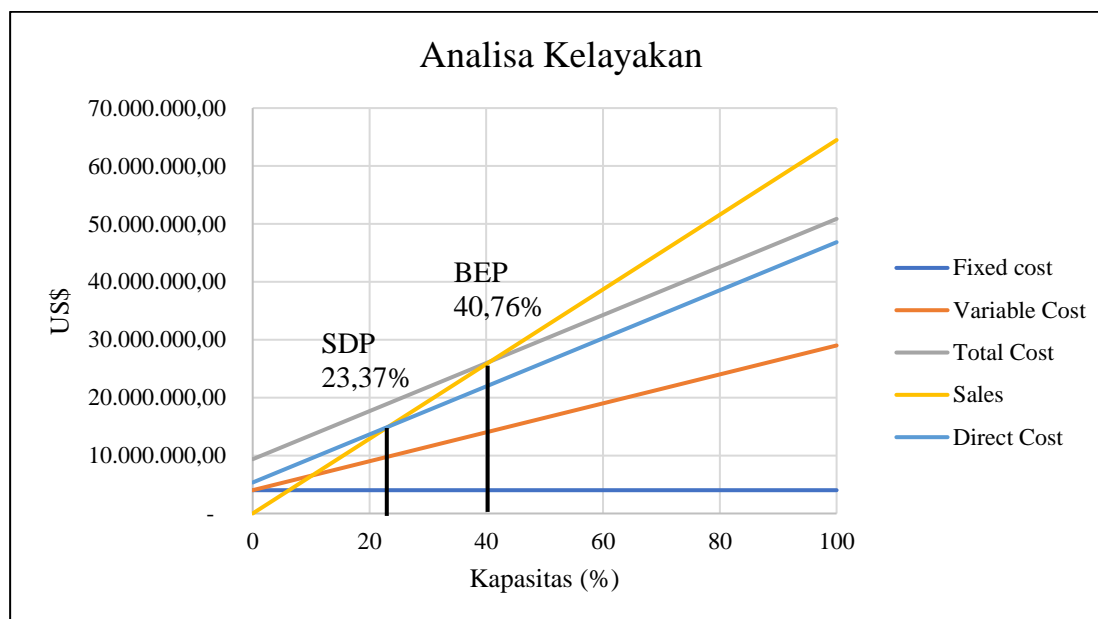
Shut Down Point merupakan titik dimana aktivitas produksi dihentikan yang dapat disebabkan oleh beberapa faktor, seperti nilai *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu kegiatan produksi atau dapat dikatakan tidak menghasilkan keuntungan. Nilai SDP harus lebih kecil dari nilai BEP yang menandakan bahwa pabrik dapat menghasilkan keuntungan (Robert S Aries & Newton, 1955) SDP dapat dihitung menggunakan rumus:

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

$$Shut\ Down\ Point\ (SDP) = \frac{0,3US\$17.834.186}{(US\$ 64.483.698) - (US\$ 29.184.778) - 0,7(US\$ 17.834.186)} \times 100\%$$

$$Shut\ Down\ Point\ (SDP) = 23,37\%$$

Nilai BEP sebesar 41,64% artinya pabrik harus memproduksi melebihi nilai BEP agar mendapat keuntungan. SDP adalah jika pabrik memproduksi kurang dari nilai SDP yaitu 23,91% maka operasi harus dihentikan. Berikut merupakan grafik analisa kelayakan ekonomi ditunjukkan pada Gambar 7.2



Gambar 7. 2 Analisa Kelayakan Ekonomi

Dari hasil perhitungan diatas, maka akan diperoleh hasil evaluasi kelayakan pabrik yang ditunjukkan pada Tabel 7.18 sebagai berikut

Tabel 7. 14 Evaluasi Kelayakan Pabrik

| No | Analisis | Hasil | Batasan | Keterangan |
|----|-------------------|------------|--------------|------------|
| 1 | POS Sebelum Pajak | 21,17% | 11-44% | Layak |
| | POS Sesudah Pajak | 15,88% | | |
| 2 | ROI Sebelum Pajak | 40,74% | min 15% | Layak |
| | ROI Sesudah Pajak | 30,56% | | |
| 3. | POT Sebelum Pajak | 2,01 tahun | maks 5 tahun | Layak |
| | POT Sesudah Pajak | 2,53 tahun | | |
| 4. | IRR | 57% | min 12% | Layak |
| 5. | BEP | 40,76% | 40 - 60% | Layak |
| 6. | SDP | 23,37% | < BEP | Layak |

Batasan yang digunakan diperoleh berdasarkan jurnal literatur dari Aries and Newton (1995). Hasil evaluasi ekonomi Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

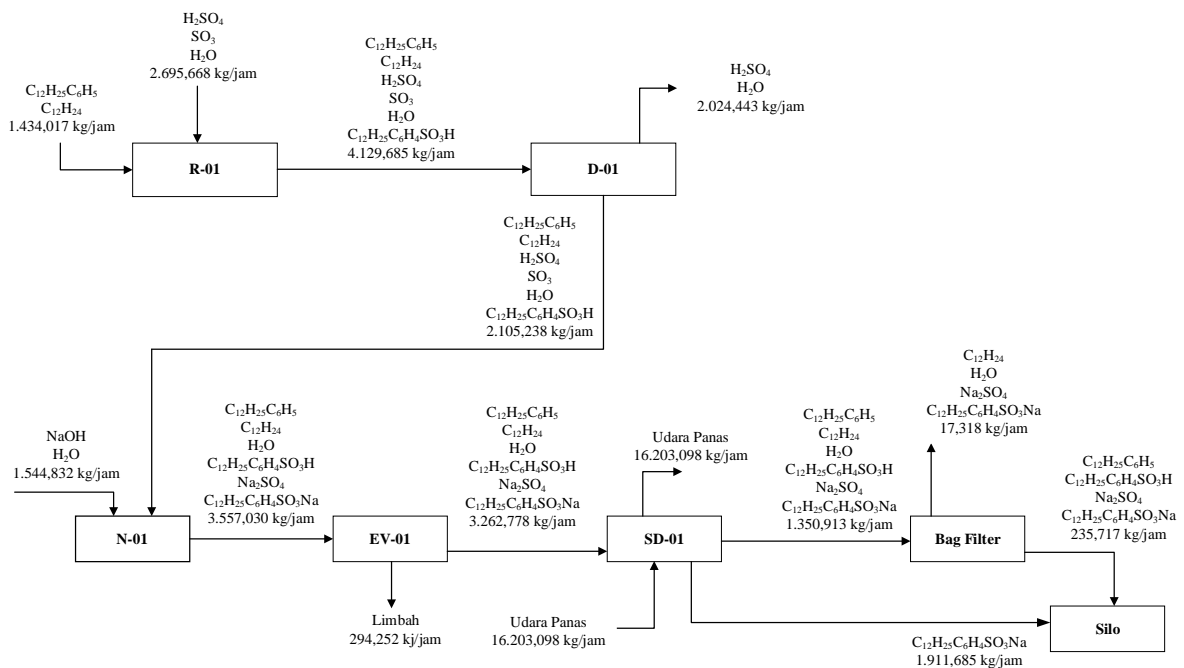
- Amous, J. M. (2016). Kinetic Study on Dodecylbenzene Sulfonation in a Mixed Batch Reactor. *Chemical and Materials Engineering*, 4(3), 33–38. <https://doi.org/10.13189/cme.2016.040301>
- Aries and Newton. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York*;
- Badan Pusat Statistik. (2020). “Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia” Diambil 22 Februari 2023, dari <https://www.bps.go.id/>
- Branan, C. R. (2005). *Rules of Thumb for Chemical Engineers*.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R. (1978), Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell and Young. (1979). *dokumen.tips_brownell-young-process-equipment-design-handbook (1)*.
- Carberry, J. J., Lewis, W. K., & Curtis H C Parmelee, H. A. (1987). McGraw-Hill Chemical Engineering Series Editorial Advisory Board Building the Literature of a Profession.
- Carberry, J. J., Walker, W. H., White, A. H., Jackson, D. D., James, J. H., Lewis, W. K., Curtis H C Parmelee, H. A. (t.t.-b). McGraw-Hill Chemical Engineering Series Editorial Advisory Board Building the Literature of a Profession.
- Coulson. (1983). *Chemical Engineering Volume 6*, Pergamon Internasional Library, New York
- de Groot, W. H. (1991). Sulphonation Technology in the Detergent Industry. Dalam *Sulphonation Technology in the Detergent Industry*. Springer Netherlands. <https://doi.org/10.1007/978-94-015-7918-6>
- Engkos Kosim, M., Prambudi, D., & Siskayanti, R. (2021). *Analisis Efisiensi Penukar Ion Sistem Demineralisasi Pada Pengolahan Air di Proses Produksi Electroplating*.
- Foust. (1960). *Principles of Unit Operations, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York*
- Gael D. Ulrich. (1984). *John Wiley & Sons A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*.
- Geankoplis, C.J. (1983), Transport Process and Unit Operation, 2 nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston.
- Gerardi, M. H. (2010). *Troubleshooting the Sequencing Batch Reactor (Wastewater Microbiology)*.

- Ityokumbul, S., Augustin, E., & Ibrahim, L. (2016). Causes of Failure in Storage Facilities and Their Supports. Dalam *The International Journal Of Engineering And Science (IJES)* // www.theijes.com
- Kern. (1983). *Process Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York*
- Kirk & Othmer. (1981). *Raymond E Kirk_ Donald F Othmer_ Martin Grayson_ David Eckroth_ et al-Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology Vol 5 -Wiley (2004).*
- Levenspiel, O. (1972). *Chemical Reaction Engineering, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc. New York.*
- Lieberman, N. P., Lieberman, E. T., York, N., San, C., Athens, F., & Madrid, L. (2014). *A Working Guide to Process Equipment. www.mhprofessional.com.*
- Paul E.Minton. (1986). *Paul E. Minton - Handbook of Evaporation Technology-William Andrew (1988) (1).*
- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (1984). *Perry's Chemical engineers' handbook. McGraw-Hill.*
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D.(1980), *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York*
- Putri, A., Mustain, A., Kimia, J. T., Negeri, P., Soekarno, M. J., & No, H. (2020). Anasthasia Putri Asalil Mustain Studi Pemilihan Reaktan Pada Pabrik Metil Ester Sulfonat (MES) Dari Fatty Acid Methyl Ester (FAME) Studi Pemilihan Reaktan Pada Pabrik Metil Ester Sulfonat (Mes) Dari Fatty Acid Methyl Ester (Fame) Study Of Reactant Selection In Methyl Sulfonate (Mes) Plant From Fatty Acid Methyl Ester (FAME). Dalam *Jurnal Chemurgy* (Vol. 04, Nomor 1).
- Rase, F.H., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plants, John Wiley and Sons, Inc., New York*
- Ross, G., & Bell, A. (2013). *Analysis and Development of a Decanter Centrifuge.*
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., (1975), *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Mc Graw Hill Book co., Inc., New York*
- Wallas, Stenley, M., (1991), "Chemical Process Equipment Selection and Design", *Mc GrawHill Book Co., Tokyo*
- Yaws. (1999). *Chemical Properties Handbook_ Physical, Thermodynamics, Environmental Transport, Safety and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals (PDFDrive).*

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Pembuatan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *Linear Alkylbenze* dan *Oleum* 20% menggunakan reaksi sulfonasi dengan kapasitas 15.000 Ton/Tahun. Skema proses pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dapat dilihat sebagai berikut:



KETENTUAN NERACA MASSA

- a. Kapasitas produksi = 15.000 Ton/Tahun
 1 tahun = 330 hari
 Kapasitas produksi = $15.000 \times 1 \text{ tahun} / 330 \text{ hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} \times 1000 \text{ kg/ton}$
 = 1893,9394 kg/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%

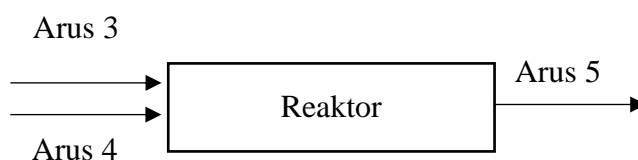
d. Berat Molekul Komponen

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>Dodecylbenzene 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 Dodecyl Benzene</i> | $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | 348 |

e. Basis operasi = bahan baku 1000 kg

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

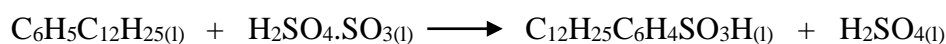
*Input = Output*

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



$$\text{Mol } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H \text{ yang keluar reaktor} = \frac{1893,9394 \text{ kg/jam} \times 96\%}{326 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 5,577 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H \approx \text{mol } H_2SO_4 \approx \text{mol } C_{12}H_{25}C_6H_5 \approx \text{mol } H_2SO_4 \cdot SO_3$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5 = 5,5772 \text{ kmol} \times 246 \text{ kg/kmol}$$

$$= 1.372,0022 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5 \text{ sisa} = \frac{4\%}{96\%} \times 1.372,0022 \text{ kg/jam}$$

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

$$\text{Total massa } C_{12}H_{25}C_6H_5 = 1.372,0022 \text{ kg/jam} + 54,880 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.426,882 \text{ kg/jam}$$

- Arus 3

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_5 = 1.426.882 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{24} = 0,005\% \times 1.426.882 \text{ kg/jam}$$

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

- Arus 4

$$\text{Massa } SO_3 = 5,5772 \text{ kmol/jam} \times 80 \text{ kg/kmol}$$

$$= 446,1795 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } SO_3 \text{ sisa} = \frac{4\%}{96\%} \times 446,1795 \text{ kg/jam}$$

$$= 92,954 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total massa } SO_3 = 446,1795 \text{ kg/jam} + 92,954 \text{ kg/jam}$$

$$= 539,1336 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2SO_4 = \frac{79\%}{2\%} \times 464,7704 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.129,577 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2O = \frac{1\%}{79\%} \times 1835,843 \text{ kg/jam}$$

$$= 26,956 \text{ kg/jam}$$

- Arus 5

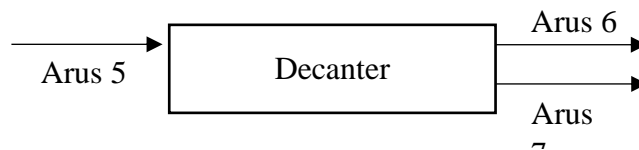
Linear Alkylbenzene Sulfonate yang terbentuk = 1818,18 kg/jam

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

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) |
|----------------------|------------|-----------|-------------|
| | Arus 3 | Arus 4 | Arus 5 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 1.426,882 | | 54,880 |
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | | 7,134 |
| H_2SO_4 | | 2.129,578 | 2.129,578 |

| | | |
|---|------------------|------------------|
| SO ₃ | 539,134 | 92,954 |
| H ₂ O | 26,957 | 26,957 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | | 1.818,182 |
| Sub Total | 1.434,017 | 2.695,668 |
| Total | 4.129,685 | 4.129,685 |

A.2 Neraca Massa Decanter (D-01)



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

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 &= \text{massa input} - 95\% \text{ massa input} \\
 &= 54,880 \text{ kg/jam} - 95\% \times 54,880 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,744 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5 \text{ output} &= 95\% \ 54,880 \text{ kg/jam} \\
 &= 52,136 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_{12}\text{H}_{24} &= \text{massa input} - 95\% \text{ massa input} \\
 &= 7,134 \text{ kg/jam} - 95\% \times 7,134 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,357 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_{12}\text{H}_{24} \text{ output} &= 95\% \ 7,134 \text{ kg/jam} \\
 &= 6,777 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \text{massa input} - 5\% \text{ massa input} \\
 &= 2.129,578 \text{ kg/jam} - 5\% \times 2.129,578 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.023,09 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ output} = 5\% \ 2.129,577 \text{ kg/jam}$$

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

Massa SO_3 = massa *input* – 5% massa *input*
 = 92,95 kg/jam – 5% x 92,95 kg/jam
 = 88,306 kg/jam

Massa SO_3 *output* = 5% 92,95 kg/jam
 = 4,647 kg/jam

Massa H_2O = massa *input* – 5% massa *input*
 = 26,95 kg/jam – 5% x 26,95 kg/jam
 = 25,608 kg/jam

Massa H_2O *output* = 5% x 26,95 kg/jam
 = 1,347 kg/jam

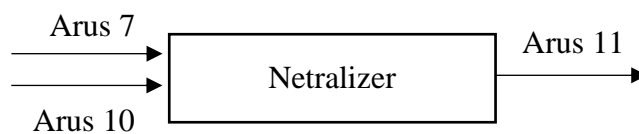
Massa $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5\text{SO}_3\text{H}$ = massa *input* – 95% massa *input*
 = 1.818,181 kg/jam – 95% x 1.818,181 kg/jam
 = 36,363 kg/jam

Massa $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5\text{SO}_3\text{H}$ *output* = 95% x 1818,1818 kg/jam
 = 1.745,454 kg/jam

Tabel L.A 3 Neraca Massa pada Decanter (D-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) | |
|---|------------------|-----------|------------------|-----------|
| | Arus 5 | Arus 6 | Arus 6 | Arus 7 |
| $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5$ | 54,880 | | | 54,880 |
| $\text{C}_{12}\text{H}_{24}$ | 7,134 | | | 7,134 |
| H_2SO_4 | 2.129,578 | 2.023,099 | | 106,479 |
| SO_3 | 92,954 | | | 92,954 |
| H_2O | 26,957 | 1,348 | | 25,609 |
| $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{H}$ | 1.818,182 | | | 1.818,182 |
| Subtotal | 4.129,685 | 2.024,45 | | 2.105,238 |
| Total | 4.129,685 | | 4.129,685 | |

A.3 Neraca Massa Netralizer (N-01)



Input = Output

Arus 7 + Arus 10 = Arus 11

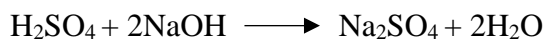
Keterangan:

Arus 7 = Aliran umpan dari decanter

Arus 10 = Aliran umpan dari tangki NaOH

Arus 11 = Aliran umpan keluar netralizer

Pada neutralizer terdapat 2 reaksi yaitu:



Massa $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5\text{SO}_3\text{H}$ keluar decanter = 1.818,181 kg/jam

- Pada reaksi 1



Massa NaOH = 220,858 kg/jam

Massa $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{C}_6\text{H}_5\text{SO}_3\text{Na}$ = 1.921,472 kg/jam

Massa H_2O yang terbentuk = 99,386 kg/jam

- Pada reaksi 2



Massa H_2SO_4 = 106,478

Mol H_2SO_4 = 1,085 kmol/jam

Massa NaOH = 86,851 kg/jam

Massa Na_2SO_4 = 154,161 kg/jam

Massa H_2O yang terbentuk = 39,083 kg/jam

Massa NaOH yang dibutuhkan pada reaksi 1 dan 2 = 307,710 kg/jam

Neraca massa komponen

NaOH = 307,710 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \left(\frac{80}{20}\right) \times \text{massa NaOH total} + \left(\frac{2}{98}\right) \times \text{massa NaOH} \\ &= 1.230,841 \text{ kg/jam} + 6,279 \text{ kg/jam} \\ &= 1.237,121 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

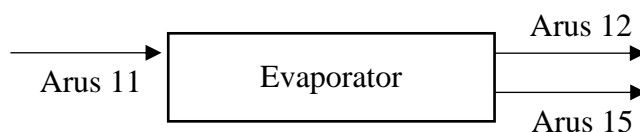
Massa H_2O arus 5 = 6,279 kg/jam

Massa H_2O arus 6 = 1.230,841 kg/jam

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

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) |
|--|------------|------------------|------------------|
| | Arus 6 | Arus 10 | Arus 11 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | | 54,88 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,13 | | 7,13 |
| H ₂ SO ₄ | 106,48 | | |
| H ₂ O | 25,609 | 1.237,122 | 1.401,200 |
| NaOH | | 307,710 | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 1.818,182 | | 18,182 |
| Na ₂ SO ₄ | | | 154,16 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | | | 1.921,472 |
| Sub Total | 2.012,284 | 1.544,832 | 3.557,030 |
| Total | | 3.557,116 | 3.557,116 |

A.4 Neraca Massa Evaporator (VP-01)



$Input = Output$

Arus 11 = Arus 12 + Arus 15

Keterangan:

Arus 11 = Aliran masuk dari netralizer

Arus 12 = Aliran keluar evaporator menuju limbah

Arus 15 = Aliran keluar evaporator menuju spray dryer

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

Pada produk ini LAS yang dihasilkan 79% jadi, H₂O yang dihilangkan sebesar 21%

Sehingga:

- Neraca komponen *input*

Massa C₁₂H₂₅C₆H₅ = 54,880 kg/jam

Massa C₁₂H₂₄ = 7,13 kg/jam

Massa H₂O = 1.401,20 kg/jam

Massa H₂O *output* = Massa H₂O *input* x 79% = 1.106,95 kg/jam

Massa uap air yang hilang = Massa H₂O *input* x 21% = 294,25 kg/jam

- Neraca komponen *output*

Massa C₁₂H₂₅C₆H₄SO₃H = 18,18 kg/jam

Massa Na₂SO₄ = 154,16 kg/jam

Massa C₁₂H₂₅C₆H₄SO₃Na = 1.921,47 kg/jam

Tabel L.A 5 Neraca Massa pada Evaporator (VP-01)

| Komponen | Input (kg) | | Output (kg) | |
|--|------------------|---------|------------------|-----------|
| | Arus 11 | Arus 12 | Arus 12 | Arus 14 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | | | 54,880 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | | | 7,134 |
| H ₂ O | 1.401,200 | 197,529 | | 1.106,948 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 18,182 | | | 18,182 |
| Na ₂ SO ₄ | 154,161 | | | 154,161 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | 1.921,472 | | | 1.921,472 |
| Sub Total | 3.557,030 | 197,529 | | 3.262,778 |
| Total | 3.557,030 | | 3.557,030 | |

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 $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | = 54,880 kg/jam |
| Massa $C_{12}H_{24}$ | = 7,13 kg/jam |
| Massa H_2O | = 1.106,948 kg/jam |
| Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | = 18,181 kg/jam |
| Massa Na_2SO_4 | = 154,161 kg/jam |
| Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | = 1.921,472 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 1.921,472 kg/jam membutuhkan udara panas sebesar 16.203,098 kg/jam.

Massa udara panas = 16.203,098 kg/jam

- Neraca massa komponen *output*

Massa ke *screw conveyor* arus 17

Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ = 1.911,865 kg/jam

Massa aliran gas menuju filter arus 10

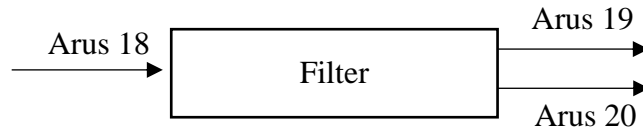
| | |
|----------------------------------|--------------------|
| Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | = 9,607 kg/jam |
| Massa $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | = 54,880 kg/jam |
| Massa $C_{12}H_{24}$ | = 7,13 kg/jam |
| Massa H_2O | = 1.106,948 kg/jam |
| Massa $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | = 18,181 kg/jam |
| Massa 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 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 54,880 | | | 54,880 |
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | | | 7,134 |
| H_2O | 1.106,948 | | | 1.106,948 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 18,182 | | | 18,182 |
| Na_2SO_4 | 154,161 | | | 154,161 |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | 1.921,472 | | 1.911,865 | 9,607 |
| Udara Panas | | 16.203,098 | | 16.203,098 |

| | | | | |
|--------------|-------------------|------------|-------------------|------------|
| Sub Total | 3.262,778 | 16.203,098 | 1.911,865 | 17.554,012 |
| Total | 19.465,877 | | 19.465,877 | |

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

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

$$\text{Massa } C_{12}H_{24} = 7,13 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } H_2O = 1.106,948 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H = 18,181 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa } Na_2SO_4 = 154,161 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na &= F \text{ out } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na = 0 + r1\sigma \text{ s.BM} \\ &= r1 \sigma \text{ s.BM} = F \text{ out } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na \\ &= r1 \frac{F \text{ out } C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na}{\sigma \text{ s.BM}} \end{aligned}$$

$$= r1 = \frac{1825.3 \text{ kg/mol}}{1 \times 348 \text{ kg/mol}}$$

$$= r1 = 0,026$$

$$\text{Massa } Na_2SO_4 = F \text{ out } Na_2SO_4 = 0 + r2\sigma \text{ s.BM}$$

$$= r2 \sigma \text{ s.BM} = F \text{ out } Na_2SO_4$$

$$= r2 \frac{F \text{ out } Na_2SO_4}{\sigma \text{ s.BM}}$$

$$= r2 = \frac{0,51729217 \text{ kg/mol}}{1 \times 142 \text{ kg/mol}}$$

$$= r2 = 1,085$$

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 ₆ H ₅ | 54,880 | 54,880 | | |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | | | 7,134 |
| H ₂ O | 1.106,948 | | | 1.106,948 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 18,182 | 18,182 | | |
| Na ₂ SO ₄ | 154,161 | 153,076 | | 1,086 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na | 9,607 | 9,580 | | 0,028 |
| Udara Panas | 16.203,098 | | | 16.203,098 |
| Subtotal | 17.554,012 | 235,717 | | 17.318,294 |
| Total | 17.554,012 | | 17.554,012 | |

Tabel L.A 8 Neraca Massa Total

| Komponen | Input (kg) | Output (kg) | |
|---|------------|--------------|----------------|
| | | Produk Utama | Produk Samping |
| Reaktor | | | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 1.426,882 | 54,880 | |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | 7,134 | |
| H ₂ SO ₄ | 2.129,578 | 2.129,578 | |
| SO ₃ | 539,134 | 92,954 | |
| H ₂ O | 26,957 | 26,957 | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | | 1.818,182 | |
| Decanter | | | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | 54,880 | |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,134 | 7,146 | |
| H ₂ SO ₄ | 2.129,578 | 106,479 | 2.023,099 |
| SO ₃ | 92,954 | 92,954 | |
| H ₂ O | 26,957 | 25,609 | 1,344 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 1.818,182 | 1.818,182 | |
| Netralizer | | | |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 54,880 | 54,880 | |

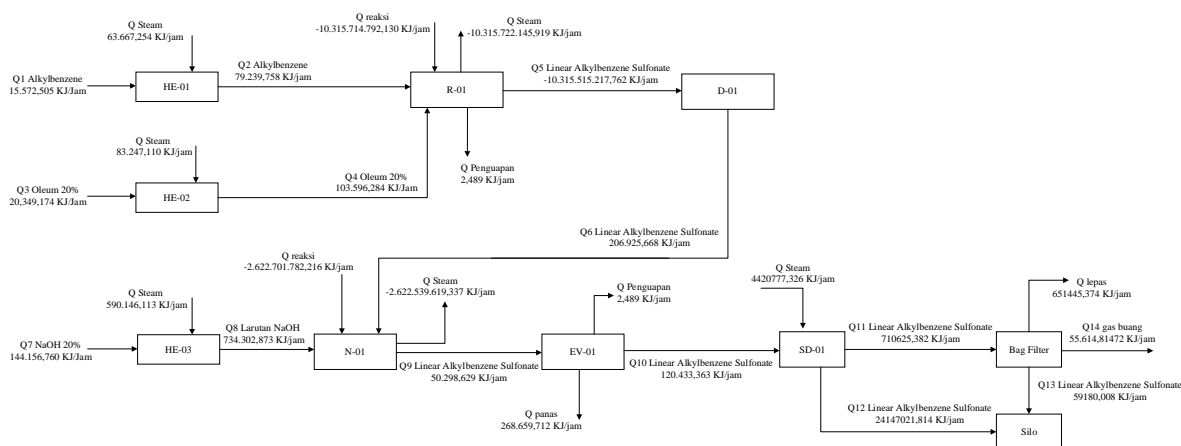
| | | | |
|----------------------------|------------|------------|-----------|
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | 7,134 | |
| H_2SO_4 | 106,479 | | |
| NaOH | 1.262,730 | 1401,200 | |
| H_2O | 307,710 | | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 1.818,182 | 18,182 | |
| Na_2SO_4 | | 154,161 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | | 1.921,472 | |
| Evaporator | | | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 54,880 | 54,880 | |
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | 7,134 | |
| NaOH | 1.401,200 | 1.106,948 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 18,182 | 18,182 | |
| Na_2SO_4 | 154,161 | 154,161 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | 1.921,472 | 1.921,472 | |
| Limbah | | 294,252 | |
| Spray Dryer | | | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 54,880 | 54,880 | |
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | 7,134 | |
| H_2O | 1.106,948 | 1.106,948 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 18,182 | 18,182 | |
| Na_2SO_4 | 154,161 | 154,161 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | 1.921,472 | 1.921,472 | |
| Udara panas | 16.203,098 | 16.203,098 | |
| Bag Filter | | | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 54,880 | 54,880 | |
| $C_{12}H_{24}$ | 7,134 | 7,134 | |
| NaOH | 1.106,948 | 1.106,948 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3H$ | 18,182 | 18,182 | |
| Na_2SO_4 | 154,161 | 154,161 | |
| $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ | 9,607 | 9,607 | |
| Udara panas | 16.203,098 | 16.203,098 | |
| Sub Total | 52.393,405 | 50.368,872 | 2.024,443 |

| | | |
|--------------|-------------------|-------------------|
| Total | 52.393,405 | 52.393,405 |
|--------------|-------------------|-------------------|

Effisiensi neraca massa $= \frac{\text{jumlah produk LAS}}{\text{jumlah bahan baku}} \times 100\%$
 $= 95,772\%$

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS



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 |
|----------------------|--------|------------|------------|--------------|------------|
| $C_{12}H_{25}C_6H_5$ | 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_2SO_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_2O | 33,933 | -8,418E-03 | 2,9906E-05 | -1,782E-08 | 3,6934E-12 |
| Na_2SO_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 | | | | |

- Fasa 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^oK)

ΔT = Perbedaan Temperature (°K)

Neraca panas dihitung untuk satu jam operasi

Satuan laju alir dalam kJ/jam

Suhu referensi 298,15K

B.1 Perhitungan Neraca Panas Pada *Heat Exchanger* (HE-01)

Asumsi suhu = 25°C = 298K



Input = Output

$$Q1 + Q \text{ steam} = Q2$$

Keterangan:

Q1 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q2 = Panas *Linear Alkylbenzene* keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 4 Neraca Panas Bahan Masuk *Heat Exchanger* (HE-01)

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol ^o K) | Q (KJ/jam) |
|---|----------|----|------------------|------------------------|------------------------------|-------------------|
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 303,15 | 5 | 1.429,169 | 5,810 | 533,463 | 15496,110 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 303,15 | 5 | 7,146 | 0,042 | 359,783 | 76,372 |
| Total | | | 1.436,315 | | | 15.572,482 |

b. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 5 Neraca Panas Bahan Keluar *Heat Exchanger* (HE-01)

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ K) | Q (KJ/jam) |
|---|----------|------------|------------|------------------------|----------------------------|---------------|
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 323,15 | 25 | 1.429,169 | 5,810 | 542,896 | 78850,555 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 323,15 | 25 | 7,146 | 0,043 | 366,596 | 389,827 |
| Total | | | 1.436,315 | | | 79.240,382 |

Tabel L.B 6 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

| Komponen | Input (KJ/jam) | Output (KJ/jam) |
|---|--------------------|-------------------|
| | Q1 | Q2 |
| 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 | |
| Total | 79.2439,758 | 79.239,758 |

B.2 Perhitungan Neraca Panas Pada *Heat Exchanger* (HE-02)

Asumsi suhu = 25°C = 298K



Input = Output

$$Q3 + Q \text{ steam} = Q4$$

Keterangan:

Q3 = Panas *Oleum* 20% masuk

Q4 = Panas *Oleum* 20% keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 7 Neraca Panas Bahan Masuk *Heat Exchanger (HE-02)*

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 8 Neraca Panas Bahan Keluar *Heat Exchanger (HE-02)*

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 9 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-02)*

| Komponen | Input (KJ/jam) | Output (KJ/jam) |
|--------------------------------|--------------------|--------------------|
| | Q3 | 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 |

B.3 Perhitungan Neraca Panas Pada *Heat Exchanger (HE-03)*

Asumsi suhu = 25 $^{\circ}$ C = 298K



$Input = Output$

$Q7 + Q \text{ steam} = Q8$

Keterangan:

Q7 = Panas NaOH 20% masuk

Q8 = Panas NaOH 20% keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 10 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 : $Q = m \times cP \times \Delta T$

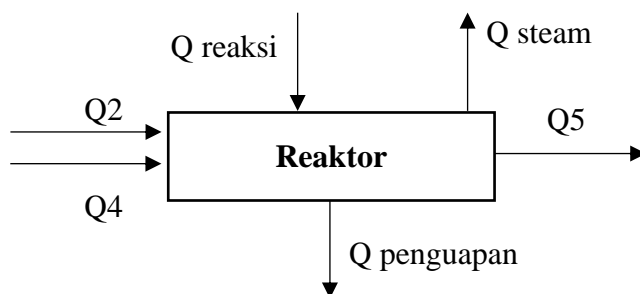
Tabel L.B 11 Neraca Panas Bahan Keluar *Heat Exchanger (HE-03)*

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol°K) | Q (KJ/jam) |
|------------------|----------|------------|------------|------------------------|-----------------|--------------------|
| NaOH | 323,15 | 25 | 307,710 | 7,693 | 542,896 | 104.409,138 |
| H ₂ O | 323,15 | 25 | 1237,122 | 68,729 | 366,596 | 629.893,735 |
| Total | | | | | | 734.302,873 |

Tabel L.B 12 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 |

B.4 Neraca Panas Pada Reaktor



Input = Output

$$Q2 + Q4 + Q \text{ reaksi} = Q5 + Q \text{ steam} + Q \text{ penguapan}$$

Q2 = Panas *Linear Alkylbenzene* masuk

Q4 = Panas *Oleum 20%* masuk

Q5 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

a. Panas Bahan Masuk Q2

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 13 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 14 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

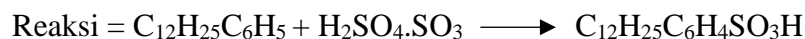
Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 15 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 |

Konverensi 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 |

$$\Delta H \text{ reaksi} = (n \cdot \Sigma H_f \text{ produk}) - (n \cdot \Sigma H_f \text{ reaktan})$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = -8595 \text{ kJ (eksotermis)}$$

Perhitungan panas penguapan

$$H_{vap} = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

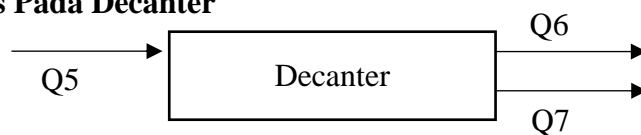
$$H_{vap} = 58,62$$

$$Q_{vap} = m \cdot H_{vap} \\ = 2,4887 \text{ kJ}$$

Tabel L.B 16 Neraca Panas Reaktor

| Komponen | Input (Kj/jam) | | Output (Kj/jam) |
|---|----------------|----------------------------|----------------------------|
| | Q2 | Q4 | Q5 |
| 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 | | -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 |

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 17 Neraca Panas Bahan Masuk Decanter

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 ₆ H ₄ SO ₃ H | 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 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 18 Neraca Panas Bahan Keluar Produk Atas Decanter

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 | 106,48 | 1,087 | 143,505 | 3.898,018 |
| SO ₃ | 323,15 | 25 | 92,95 | 1,162 | 261,381 | 7.592,633 |
| H ₂ O | 323,15 | 25 | 25,61 | 1,423 | -41,049 | -1460,020 |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ H | 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 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

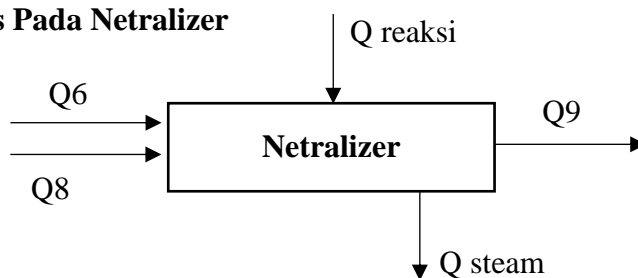
Tabel L.B 19 Neraca Panas Bahan Keluar Produk Bawah Decanter

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ K) | Q (KJ/jam) |
|---|----------|------------|------------|---------------------|-------------------------|-------------------|
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H 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 20 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 | |

B.4 Neraca Panas Pada Netralizer



Input = Output

$$Q6 + Q8 + Q \text{ reaksi} = Q9 + Q \text{ steam}$$

Q6 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q8 = Panas NaOH masuk

Q9 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

a. Panas Bahan Masuk Q6

Asumsi : suhu referensi 25 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 21 Neraca Panas Bahan Masuk Netralizer Q6

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 Q10

Asumsi : suhu referensi 25 $^{\circ}$ CRumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 22 Neraca Panas Bahan Masuk Netralizer Q10

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 $^{\circ}$ CRumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 23 Neraca Panas Bahan Keluar Netralizer

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 |



ΔHf 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) | ΔHf (j/mol) | n . ΔHf |
| LAS | 1818,182 | -4992348,8 | -9076997818 |
| NaOH | 307,710 | -469415,512 | -144444050,6 |
| Total | | | -9221441869 |

| Produk | | | |
|------------------|---------------------|---|---|
| Komponen | n (kmol/jam) | ΔHf (j/mol) | n . ΔHf |
| LAS | 1921,472 | -5955655,156 | -11443626962 |
| H ₂ O | 1401,200 | -285838,328 | -400516688,7 |
| Total | | | -11844143651 |

$$\Delta\text{H reaksi} = (\text{n} \cdot \Sigma\text{Hf produk}) - (\text{n} \cdot \Sigma\text{Hf reaktan})$$

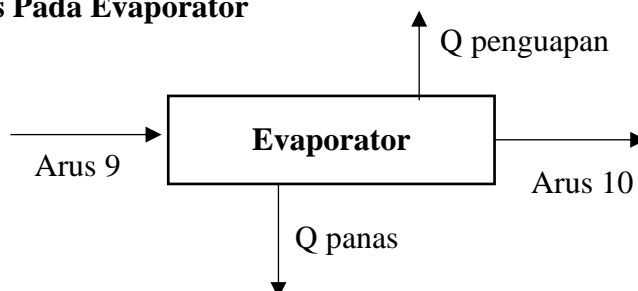
$$\Delta\text{H reaksi} = -2418533439 \text{ kJ (eksotermis)}$$

Tabel L.B 24 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 |

B.7 Neraca Panas Pada Evaporator



Input = Output

$$Q_9 = Q_{10} + Q_{\text{panas}} + Q_{\text{penguapan}}$$

Q_9 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q_{10} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 25 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 : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 26 Neraca Panas Bahan Keluar Evaporator

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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

$$H_{vap} = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

$$H_{vap} = 58,62$$

$$Q_{vap} = m \times H_{vap}$$

$$= 2,368 \text{ kJ}$$

Tabel L.B 27 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 |

B.6 Neraca Panas Pada Spray Dryer



Input = Output

$$Q_{10} + Q_{\text{steam}} = Q_{11} + Q_{12}$$

Q_{10} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q_{11} = Panas udara keluar

Q_{12} = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25°C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 28 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 29 Neraca Panas Udara Panas Masuk Spray Dryer

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 30 Neraca Panas Bahan Keluar Spray Dryer

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 = 513,8397 K

Temperatur referensi = 373,15 K

Temperatur kritis (TC) = 647,3 K

K = 0,38

ΔHVL (513,8397 K) = 30926,09

d. Panas Bahan Keluar

Asumsi : suhu referensi 25 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 31 Neraca Panas Udara Panas Keluar Spray Dryer

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ K) | Q (KJ/jam) |
|--------------|----------|------------|------------------------|----------------------------|-------------------|
| Udara panas | 363,15 | 65 | 506,346 | 29,91 | 984.340,489 |
| Total | | | | | 984340,489 |

Tabel L.B 32 Neraca Panas Spray Dryer

| Komponen | Input Q (KJ/jam) | | Output Q (KJ/jam) | |
|--|----------------------|-----|----------------------|----------------|
| | Q10 | Q11 | 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 | |

B.8 Neraca Panas Pada Bag Filter



Input = Output

$$Q11 = Q13 + Q14 + Q \text{ lepas}$$

Q11 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* masuk

Q13 = Panas *Linear Alkylbenzene Sulfonate* keluar

Q14 = Gas buang keluar

a. Panas Bahan Masuk

Asumsi : suhu referensi 25 $^{\circ}$ C

Rumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 33 Neraca Panas Bahan Masuk Bag Filter

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 $^{\circ}$ CRumus : $Q = m \times cP \times \Delta T$

Tabel L.B 34 Neraca Panas Bahan Keluar Bag Filter

| Komponen | Suhu (K) | ΔT | Massa (kg) | Laju mol (kmol/jam) | Cp (J/mol $^{\circ}$ 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 35 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 36 Neraca Panas *Overall*

| Komponen | Input | Output | |
|---|---------------------|--------------|----------------|
| | | Produk Utama | Produk Samping |
| <i>Heat exchanger-01</i> | | | |
| 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 | | |
| <i>Heat exchanger-02</i> | | | |
| SO ₃ | 12.148,951 | 61.818,835 | |
| H ₂ SO ₄ | 8.200,224 | 41.777,449 | |
| Q steam | 83.247,110 | | |
| <i>Heat exchanger-03</i> | | | |
| 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

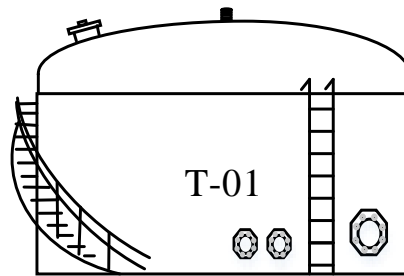
$$\begin{aligned} \% \text{ Kehilangan panas} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{\text{Total panas}} \times 100\% \\ &= 1,003\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Efisiensi overall} &= 100\% - \% \text{kehilangan panas} \\ &= 99\% \end{aligned}$$

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

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 conical</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 | |
| Tinggi <i>Shell</i> | : 24 ft | |
| Lebar <i>Plate Standar</i> | : 6 ft | |
| Jumlah <i>Course</i> | : 4 buah | |
| Tebal <i>Shell</i> | : 10mm; 9mm; 7mm; 5mm | |
| Dimensi Atap | : Tinggi <i>Head</i> = 4,71 ft | Tebal <i>Head</i> = 2,09 ft |
| 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:

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki (D)} &= 60 \text{ ft} = 720 \text{ in} \\ \text{Tinggi tangki (T)} &= 24 \text{ ft} \\ \text{Jumlah Course} &= 4 \end{aligned}$$

Kapasitas tangki dengan 72-in Butt Welded Courses untuk diameter 60 ft kapasitas tangki maksimum = 504 bbl/ft

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= 24,029 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= 24 \text{ ft} \\ \text{Maka Jumlah Tangki} &= 1,001 \text{ atau } 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

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:

$$\begin{aligned} \text{Stress yang diizinkan (f)} &= 12650 \text{ psi} \\ \text{Efisiensi Pengelasan (E)} &= 0,85 \\ \text{Faktor Korosi (c)} &= 0,125 \end{aligned}$$

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*

$$t_1 = \frac{(53.381 \frac{lb}{ft^3})(24 - 1)(60ft \times 12 \frac{in}{ft^3})}{2 \times 144 \frac{in^2}{ft^2} (12650 psia) \times 0,85} + 0,125in$$

$$D = 60$$

$$t_1 = 0,41 \text{ in} = 10,425 \text{ mm}$$

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

$$\text{Vertical welded joint} = 0,15625 \text{ in} = 0,01302 \text{ ft}$$

$$\text{lebar course} = 72 \text{ in} = 6 \text{ ft}$$

$$L = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12n} \quad (\text{Brownell and Young, hal. 55})$$

$$\text{Weld length} = n \times \text{allowable welded joint}$$

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangki, 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*

$$t_2 = \frac{(53.69529 \frac{lb}{ft^3})(24 - 6 - 1)(60 ft \times 12 \frac{in}{ft^3})}{2 \times 144 \frac{in^2}{ft^2} (12650 psia) \times 0,85} + 0,125 in$$

$$H = 24$$

$$D = 60$$

$$T_2 = 0,33 in = 8,53 mm$$

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*) =

$$\text{Vertical welded joint} = 0,15625 in$$

$$\text{lebar course} = 72 in = 6 ft$$

$$L = \frac{(\pi \times d) - \text{weld length}}{12 n}$$

$$\text{Weld length} = n \times \text{allowable welded joint}$$

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangki, ft

n = jumlah *plate*

$$L = \frac{(3,14 \times 60 ft) - (8 \times 0,15625 ft)}{12 \times 8}$$

$$L = 1,961 ft$$

- Course 3

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_3 = \frac{(53.69529 \frac{lb}{ft^3})(24 - 12 - 1)(60 ft \times 12 \frac{in}{ft^3})}{2 \times 144 \frac{in^2}{ft^2} (12650 psia) \times 0,85} + 0,125 in$$

$$H = 24$$

$$D = 60$$

$$T_3 = 0,261 in = 6,64 mm$$

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*) =

Vertical welded joint = 0,15625 in

lebar *course* = 72 in = 6 ft

$$L = \frac{(\pi \times d) - \text{weld length}}{12 n}$$

Weld length = n x *allowable welded joint*

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangki, ft

n = jumlah *plate*

$$L = \frac{(3,14 \times 60 \text{ ft}) - (8 \times 0,013 \text{ ft})}{12 \times 8}$$

L = 1,961 ft

- Course 4

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_4 = \frac{(53.69529 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})(24 - 18 - 1)(60 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}^3})}{2 \times 144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} (12650 \text{ psia}) \times 0,85} + 0,125 \text{ in}$$

H = 24

D = 60

T4 = 0,18 in = 4,751 mm

Maka dipilih tebal *shell* standar = 5 mm = 0,196 in

- Menghitung panjang *plate*

Direncanakan menggunakan 8 *plate* untuk tiap *course*, *allowance* untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar *plate*) =

Vertical welded joint = 0,15625 in

lebar *course* = 72 in = 6 ft

$$L = \frac{(\pi \times d) - \text{weld length}}{12 n}$$

Weld length = n x *allowable welded joint*

Dimana:

L = panjang tiap *plate*, ft

d = diameter dalam tangki, 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):

$$\tan \theta = \frac{h}{0,5 D}$$

$$\tan \theta = 0,157$$

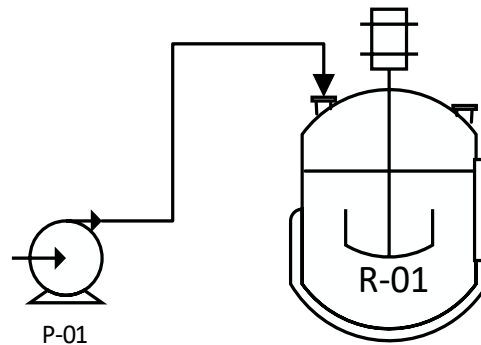
$$h = \tan \theta \times 0,5 D$$

$$h = 4,71 \text{ ft} = 1,41 \text{ m}$$

Jadi tinggi total tangki adalah = $H + h + t_h$

$$= 28,76 \text{ ft} = 8,62 \text{ m}$$

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</i> Diameter = 2,067 in <i>Outside</i> Diameter = 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 $Di > 1$ ($Nre > 2100$) 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, $92,504 \text{ lbm}/\text{ft}^3$

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 in = 0,0833 ft

Outside diameter = 1,32 in = 0,11 ft

Inside diameter = 1,049 in = 0,087 ft

Cross section area = 0,864 in = 0,006 ft

- Menghitung kecepatan linier fluida

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$v = 8,745 \text{ ft/s}$$

$$\text{kinetic head (v1)} = 0$$

$$\text{kinetic head (v2)} = \frac{v^2}{2\alpha g_c}$$

$$= 1,1875 \text{ ft.lbf/lb}$$

Viskositas *Linear Alkylbenzene* = 4,24 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 $N_{re} = 67137,2178$

$$N_{Re} = 17898,18$$

$$\varepsilon/D = 0,0017$$

$$\text{faktor friksi (f)} = 0,023$$

- 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:

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

$$\frac{v_1^2}{2\alpha gc} + Z_1 \frac{g}{gc} - \frac{P_1}{\rho} - (wf) = \frac{v_2^2}{2\alpha gc} + Z_2 \frac{g}{gc} - \frac{P_2}{\rho} + \Sigma F$$

$$-(wf) = \frac{\Delta v^2}{2.\alpha.gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Menghitung *velocity head*:

$$\frac{\Delta V^2}{2\alpha gc} = 1,1875$$

Menghitung potensial head:

Direncanakan :

$$Z1 = 1 \text{ m} = 3,28 \text{ ft}$$

$$Z2 = 7 \text{ m} = 22,96 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta Zg}{gc} = 19,68504 \text{ ft/lbf/lbm}$$

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

$$BHP = \frac{Qf. \rho. (-Wf)}{550 \times \eta}$$

- Menghitung BHP pompa

$$BHP = \frac{Qf. \rho. (-Wf)}{550 \times \eta}$$

Dari Peters dan Timmerhaus 1991, Fig 14.37, tentang efisiensi pompa sentrifugal hal 520 diperoleh efisiensi pompa

$$\eta = 0,45$$

$$Q_f = 0,052 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$\rho = 53,01 \text{ lb/ft}^3$$

$$-wf = 80 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = 0,903 \text{ HP}$$

$$\text{BHP} = 1,4338 \text{ HP}$$

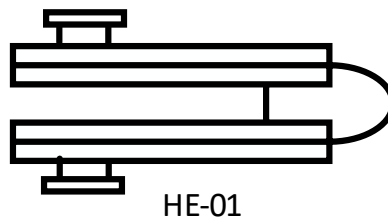
- Menghitung tenaga motor pompa

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%

$$\eta = 0,8$$

$$\text{HP} = 1,79226 \text{ HP}$$

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 exchanger</i> |
| 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 : 150 btu/jam
 OD : 1.5 in
 ID *Shell* : 25 HP
 Panjang *Tube* : 12 ft

- Menentukan Tipe Heat Exchanger

- Fluida panas (keluaran tangki *Linear Alkylbenzene*)

Suhu masuk (T1) = 100°C = 373,15 K

Suhu keluar (T2) = 50°C = 323,15 K

Th av = 100°C = 373,15 K

Laju alir massa (Ws) = 1436,31 kg/jam

- Fluida dingin

Suhu masuk (T1) = 30°C = 303,15 K

Suhu keluar (T2) = 50°C = 323,15 K

Th av = 42,5°C = 315,15 K

Laju alir massa (Ws) = 8850,37 kg/jam

Panas yang diserap = 63668 kg/jam

Karena $W_t > W_s$, maka fluida panas diletakkan di tube dan fluida dingin diletakkan 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 |

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

LMTD = 101,8484 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

$$F_T = 1$$

$$\begin{aligned}\Delta T &= \text{LMTD} \times F_T \\ &= 101,8484\end{aligned}$$

- Menghitung T_c dan t_c

T_c dan t_c 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 (a_i) | = 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)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = 3,950 \text{ ft}^2$$

- 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

$$A = Nt \times L \times a'' = 4 \text{ ft}^2$$

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

$$at = \frac{ID \times C' \times B}{144 Pt} = 0,0717 \text{ ft}^2$$

- Kecepatan massa di tube

$$Gt = \frac{Wt}{at} = 828,495 \text{ lb/jam ft}^2$$

- 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

$$De = 1,48 \text{ in} = 0,1233 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{De Gt}{\mu} = 1.029,848$$

- 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

$$as = \frac{Nt \times ai}{144 n} = 0,00641 \text{ ft}^2$$

$$ai = 1,47 \text{ in}^2$$

- Menghitung kecepatan massa dalam pipa

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 175.075,3168 \text{ lb/jam.ft}^2$$

- 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) in = 5/7 in

$$Dt = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{Dt G_s}{\mu} = 27.129,439$$

- Menghitung h_i

$$h_i = L/D$$

$$h_i = 200$$

Dari fig.24 hal 834, Kern

$$JH = 3$$

$$cP \text{ air} = 1357,2 \text{ J/g.K}$$

$$k = 0,3 \text{ W/m.K}$$

$$k \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 41,8384$$

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} = 2091,924 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} = 1004,123 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

- Menghitung koefisien clean overall (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 601,48$$

- Menghitung faktor kekotoran (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,01$$

Faktor kekotoran minimal untuk sistem heater adalah sistem heater adalah 0,001

(R_d calculated $>$ R_d desain, maka syarat terpenuhi)

- Menghitung pressure drop dalam tube

$$Re = 1.029,848$$

Dari fig.26 Kern Hal. 836, diperoleh nilai f

$$\Delta P_i = \frac{f G t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S \times \phi t} = 0 \text{ psi}$$

Dari Kern Fig. 27 Hal.837

$$\frac{V^2}{2g} = 0,15$$

$$\Delta Pr = 4 \times \frac{n}{s} \times \frac{V^2}{2g}$$

$$\Delta Pr = 2,4242 \text{ psi}$$

$$\Delta Pt = 2,43 \text{ psi}$$

- Menghitung pressure drop didalam shell (ΔPs)

$$Re = 76443,118$$

Dari fig 29 Kern halaman 839, diperoleh nilai f

$$S = 1,285$$

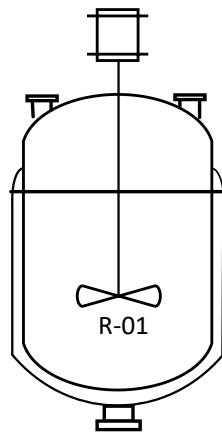
$$N+1 = 12 \times L/B$$

$$N+1 = 5,806$$

$$\Delta Ps = \frac{0,5fGs^2D(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s}$$

$$\Delta Ps = 0,0006432 \text{ psi}$$

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 20%</i> menjadi produk <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> |
| Tipe | : 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 Jacket | : 4,56 ft |
| Tinggi Jacket | : 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 kg/m ³ = 95,72898571 lb/ft ³ |
| Laju alir umpan masuk | = 4131,98 kg/jam |
| Laju alir volumetrik (F) | = 3,1 m ³ /jam |
| Resident time (t) | = 10 menit = 0,166 jam |
| Volume cairan (V) | = f x t |
| | = 0,517 m ³ /jam |
| | = 18,264 ft ³ /jam |

Reaktor keamanan tangki reaktor 10% maka volume reaktor

| | |
|---|--------------------------|
| V | = 0,568 m ³ |
| | = 18,264 ft ² |
| | = 136,63 gal |

b. Perhitungan diameter dan tinggi silinder reaktor

Reaktor berbentuk silinder vertical dengan head berbentuk Torisherical 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

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor total} &= \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume head}) \\ &= (\pi/4 \times D^2 \times H) + (2 \times 0,000049 \times D^3) \end{aligned}$$

volume head =

$$\text{volume total } \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times H \right) + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$18,26 \text{ ft}^2 = 0,785 + (0,000098 \times D^3)$$

$$D = 2,85 \text{ ft}$$

$$= 34,26 \text{ in}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times D^3$$

$$= 0,0011 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume bottom} = \text{Volume Head} = 0,0011 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume cairan dalam silinder setelah tutup bawah terisi} = 18,264 - 0,0011 \text{ cuft}$$

$$= 18,26 \text{ cuft}$$

$$\text{Luas penampang silinder (AT)} = (\pi/4) ID^4$$

$$= (3,14/4) \times (2,85^2)$$

$$= 6,40 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tinggi cairan dalam silinder (Zc)} = \frac{18,26}{6,40}$$

$$= 2,85 \text{ ft}$$

$$\text{karena } H = D, \text{ maka} = H = 2,85 \text{ ft}$$

$$\text{Untuk faktor keamanan} = 10 \%$$

$$H = 2,85 \times (90\%)$$

$$= 3,14 \text{ ft}$$

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:

ts = 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 = ($\rho \times (\text{g/gc}) \times H$)

$$= 273,28 \text{ lb/ft}^2 = 18,97 \text{ psia}$$

P = (P operasi + P hidrostatik) = (14,7 psia + 18,97 psia)

$$= 33,66 \text{ psia}$$

Faktor keamanan 10%, jadi tekanan perancangan :

P perancangan = (1,1 x 33,66 psia)

$$= 37,03 \text{ psia}$$

fE = (12.650 psi x 0.85 in)

$$= 10.752,50$$

0.6P = (0,6 x 37,03 psia)

$$= 22,22$$

Pri = (37,03 psia x 29,22 in)

$$= 1082,11$$

ts = $\left(\frac{1.082,11}{10.752,50 - 22,22} \right) + 0,125$

$$= 0,226 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standart = 0,25 = ¼ in

d. Perhitungan tebal head (th)

$$\text{OD} = \text{ID} + (2ts)$$

$$= 34,26 + (2 \times \frac{1}{4})$$

$$= 34,76 \text{ in} = 2,90 \text{ ft}$$

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:

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + (\frac{ri}{rc})^{0,5})$$

$$W = \frac{1}{4} \times (3 + (16)^{0,5})$$

$$W = 1,75$$

$$2fE = 2 \times 10.752,5$$

$$= 21.505$$

$$\text{Tebal head} =$$

$$\text{Tebal head} = \frac{33,66 \times 40 \times 1,75}{21.505 - 7,41} + 0,125$$

$$\text{Tebal head} = 0,23 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

e. Perhitungan tinggi Vessel (reaktor)

Dari tabel 5.6 dan 5.7, hal 88; Brownell, 1979 didapat:

$$dg \text{ th} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$$

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

$$r = 40$$

$$icr = \frac{3}{4} = 0,75$$

$$a = ID:2 = 34,26 \text{ in} : 2 = 17,13 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$\begin{aligned}
 &= 17,13 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\
 &= 16,38 \text{ in} \\
 \text{BC} &= \text{OD} - \text{icr} \\
 &= 40 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\
 &= 39,25 \text{ in} \\
 \text{b} &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\
 &= 40 (39,25^2 - 16,38^2)^{0,5} \\
 &= 4,35 \text{ in} \\
 \text{Tinggi head} &= \text{th} + \text{b} + \text{sf} \\
 &= 0,25 \text{ in} + 4,33 \text{ in} + 2,5 \text{ in} \\
 &= 7,08 \text{ in} \\
 \text{Tinggi vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head}) \\
 &= 3,14 + (2 \times 3,54 \text{ ft}) \\
 &= 10,22 \text{ ft} \quad = 3,14 \text{ m}
 \end{aligned}$$

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

$$\text{Viskositas umpan} = 11,45 \text{ cP} = 0,0077 \text{ lb/ft.s} = 27,699 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Jenis pengaduk} = \text{Turbin impeller}$$

Jenis flat blad turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih:

$$\text{Jumlah baffle} = 6 \text{ buah}$$

Dari hal. 507 ; Brown, 1978 didapat :

$$\text{Dt/Di} = 3$$

$$\text{Zl/Di} = 2,7 - 3,9$$

$$\text{Zi/Di} = 0,75 - 1,3$$

$$\text{W/Di} = 0,1$$

Dalam hal ini:

$$\text{Dt} = \text{diameter dalam reaktor, ft}$$

$$\text{Di} = \text{diameter pengaduk, ft}$$

$$\text{Zi} = \text{jarak pengaduk dengan dasar silinder reaktor, ft}$$

$$\text{Zl} = \text{tinggi cairan dalam silinder reaktor, ft}$$

L = lebar blade, ft

W = lebar baffle, ft

t = tinggi blade, ft

$D_i/D_t = 1/3 = 0,33$ in

$D_i = 0,33$ in x 34,26 in
= 11,418 ft

dipilih $Z_i/D_i = 1$

$Z_i = 11,418$ ft x 1,3 = 14,844 ft

$Z_i/D_i = 3$

$Z_i = 11,418$ ft x 3 = 34,256 ft

$W = 0,17/11,418 = 0,0148$ ft

$L = 0,25$ ft x 11,418 = 2,8547 ft

$t = 11,418$ ft x 0,2 = 2,96 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 ft

$N^2 = 3,759$

$N = 178,21$ rpm = 2,97 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:

$$P = \frac{(P_0 \times N_3 \times D_i^5 \times \rho)}{gc}$$

$$P = \frac{1,63 \times 2,97 \times 0,9515 \times 95,728}{32,17}$$

$$P = 99,16 \text{ ft.lb/detik}$$

$$P = 99,16/550$$

$$P = 0,18 \text{ HP}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{maka power sesungguhnya} = 0,23 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

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 $j_H = 260$

$$\begin{aligned} h_i &= j_H \times (k / D) \times (C_p \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu_w)^{0.4} \\ &= 510 \times (0,2079 / 2,85) \times (99,946 \times 1,69120 / 0,2079)^{1/3} \times (1)^{0.4} \\ &= 346,88 \text{ Btu/h.ft}^2.F \end{aligned}$$

koefisien perpindahan panas dengan pendingin medium air pada jaket:

$$H_{io} = 1500 \text{ Btu/h.ft}^2.F$$

Clean Over All coefisien (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}} \\ &= \frac{345,88 \times 1500}{345,88 + 1500} \\ &= 281,07 \text{ Btu/h. ft}^2.F \end{aligned}$$

Dirt factor (Rd) = 0,03 h.ft².F/ Btu

Desain Over All coefisien (Ud)

$$1 / Ud = (1 / Uc) + Rd$$

$$Ud = 152,49 \text{ Btu/h. ft}^2\text{.F}$$

| | | | |
|------------------------------|-------|--------|--------|
| 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 | Δ t2 |
| 86 | lower temp | 86 | 36 | Δ t1 |
| | total | | -9 | Δt2-Δt1 |

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{27 - 36}{\ln \left(\frac{27}{36} \right)}$$

$$= 31,28 \text{ F}$$

$$= 25,59 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas larutan pada bottom} = \frac{\text{volume bottom}}{\text{tinggi bottom}}$$

$$= \frac{0,0011}{3,54}$$

$$= 0,0003 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas total perpindahan panas larutan} = 25,58 \text{ ft}^2 + 0,00032 \text{ ft}^2$$

$$= 25,58 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{ air pendingin dalam reaktor} = 25,58 / 25,58$$

$$= 1,22$$

$$= 1,22 \%$$

$$\text{Tinggi jaket} = 1,2226 \times \text{tinggi larutan dalam reaktor}$$

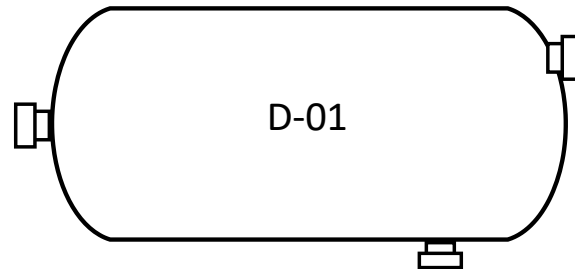
$$= 1,2226 \times 2,85$$

$$= 3,49 \text{ ft} = 1,06 \text{ m}$$

$$\text{Jarak jaket bagian dalam ke bagian luar reaktor} = 10 \text{ in} = 0,25 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{diameter jaket} &= \text{OD} + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 34,76 + (2 \times 10) \\
 &= 54,76 \text{ in} = 4,56 \text{ ft} = 1,39 \text{ m}
 \end{aligned}$$

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) | $\rho \cdot x$ | Viskositas | |
|---|---------|--------|-----------------------------|----------------|------------|---------------|
| | | | | | (cP) | $\mu \cdot x$ |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 57,166 | 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 | | Viskositas | |
|---|----------------|----------|----------------------|-----------------|--------------|-----------------|
| | | | (kg/m ³) | $\rho \cdot x$ | (cP) | $\mu \cdot x$ |
| C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₅ | 57,17 | 0,027 | 860 | 23,327 | 4,309 | 0,116 |
| C ₁₂ H ₂₄ | 7,15 | 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 | 1252,065 |

Produk bawah

| Komponen | Massa | Fraksi | ρ | | Viskositas | |
|--------------------------------|----------------|----------|----------------------|-----------------|------------|---------------|
| | | | (kg/m ³) | $\rho \cdot x$ | (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

$$\frac{\text{laju massa umpan} \times \text{waktu umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

V decanter =

Laju massa umpan = 4131,98

Waktu umpan = 0,0833 jam

Densitas umpan = 1450,37

Volume decanter = 0,237409 m³
= 8,384 ft³

Direncanakan decanter silinder horizontal dengan perbandingan D/L = 1/3, tutup berbentuk torispherical dished head

$V = 0,000049d_i^2$ (pers 5.11, Brownell hal 88)

Dimana:

v_t = volume torispherical head (ft³)

d_i = diameter volume tangki

$$V = \frac{1}{4}\pi D_i^2 L + [2\{0,000049 \times (D_i^3)\}]$$

Diameter = 1,52645 ft
= 18,3174 in

Tinggi = 4,5793 ft
= 54,9522 in

- Menghitung tebal shell

$$vol \text{ cairan} = h \text{ cairan} \times \left(\frac{\pi D^2}{4}\right)$$

$h \text{ cairan} = 4,5795 \text{ m}$

P hidrostatik = p.g. h cairan

P hidrostatik = 47519,839 N/m²
= 6,8921 psia

Bahan decanter : Carbon steel SA – 285 Grade C

Dari tabel 13.1 Brownell and Young p.251:

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

$f = 13750$

$E = 0,85$

P operasi = 21,5921 psi

$r_1 = 2,2896 \text{ ft}$
= 27,476 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

$$r_c = 18$$

$$i_{cr} = 1,125$$

$$AB = 8,0337 \text{ in}$$

$$BC = 16,875 \text{ in}$$

$$AC = 14,839 \text{ in}$$

$$\beta = 3,160 \text{ in}$$

$$t_h = 0,1875 \text{ in}$$

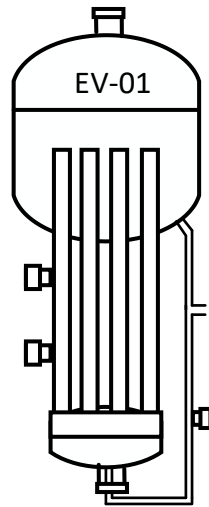
$$s_f = 2 \text{ in}$$

$$OA = 5,3475$$

Panjang total decanter = 65,647 in

$$= 1,667 \text{ m}$$

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 SA-167 grade 11 tipe 316.</i> |
| 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

| | | |
|-----------|---------|---------|
| Tf | = 90°C | |
| T Operasi | = 100°C | = 373°K |
| P Operasi | = 1 atm | |

Perhitungan Dimensi Evaporator

$$\rho \text{ Liquid} = 1198 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ uap} = 1.46 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir massa produk} = 2844.90 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir Uap} = 237793.5024 \text{ kg/jam}$$

| Komponen | Massa (kg/jam) | Fraksi massa (xi) | ρ_i (kg/m ³) | $\rho_i \cdot x_i$ (kg/m ³) | 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 | 6.79 | 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:

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:

$$\begin{aligned} Q &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times u \\ 2472,120696 &= \frac{1}{4} \times 3,16 \times D^2 \times 3495,31 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D^2 &= 1,1461 \text{ m}^2 \\ D &= 1,31354 \text{ m} \\ D &= 4,3097 \text{ ft} \\ D &= 51,717 \text{ in} \end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Shell

Diambil $H = ID$

$$H = 4,3097 \text{ ft}$$

Waktu tinggal cairan selama 5-10 menit (Ulrich,1984)

Diambil waktu tinggal = 5 menit

$$\begin{aligned} \text{Jumlah cairan yang ditampung} &= 2844,9 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \times 5 \text{ menit} \\ &= 237,07 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan yang ditampung di evaporator} &= \frac{\text{massa cairan}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= 0,197892 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Tinggi cairan dalam evaporator:

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times Z_L$$

$$Z_L = \frac{0,21101}{\frac{\pi}{4} \times 1,1461}$$

$$Z_L = 0,21995 \text{ m}$$

$$Z_L = 0,21995 \text{ ft}$$

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 $T = 300 \text{ F}$)

E = efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : double welded butt joint)

C = korosi yang diizinkan = 0,25 in

$$\begin{aligned} \rho_{\text{mix}} &= 1123,52 \text{ kg/m}^3 \\ &= 70,1721 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times \frac{H \left(\frac{g}{gc}\right)}{144}$$

$$70,172 \times \frac{4,3097}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} =$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 2,10016 \text{ psi}$$

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

$$t = \frac{P \times D}{f \times E - 0,6 P} \times C$$

$$t = \frac{18,4081828 \times \frac{51,7169}{2}}{17.900 \times 0,8 - 0,6 \times 18,4081828} \times 0,25$$

$$t = 0,37466 \text{ in}$$

$$t = 3/8 \text{ in}$$

d. Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bawah

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk torishpherical. Tebal dan tinggi head dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

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

$$OD = ID + 2 \times t_s$$

$$OD = 52,341 \text{ in}$$

$$Icr = 3,25 \text{ in}$$

$$AB = (ID/2) - icr$$

$$AB = 22,608 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$BC = 48,466 \text{ in}$$

$$b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$b = 8,8461 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell \& Young)}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi dish head} &= b + sf + th \\ &= 12,15868317 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total deflector evaporator} &= \text{tinggi cairan} + \text{disengagement space} \\ &= 6,089677 \text{ ft} \\ &= 1,856043 \text{ m} \\ &= 73,07241 \text{ in} \end{aligned}$$

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 disupply 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:

$$\text{ID} = 0,87 \text{ in (0,0833 ft)}$$

$$\text{Wall Thickness} = 0,065 \text{ in}$$

$$\text{Flow area per tube (a')} = 0,594 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per lin ft (a'')} = 0,2618 \text{ ft}^2$$

g. Menghitung jumlah tube (Nt)

$$N_t = A / L \cdot a'$$

$$= 349,56$$

$$= 350 \text{ tubes}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang 1 tube} &= \frac{1}{4} \times \pi \times ODt^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,87^2 \\ &= 0,5941665 \text{ in}^2 \\ &= 0,004126156 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang total tube} &= \text{Luas tube} \times \text{jumlah tube} \\ &= 0,004126156 \times 350 \\ &= 1,44415 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume 1 tube} &= \frac{1}{4} \times \pi \times IDs^2 \times L \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times 0,87^2 \times 24 \\ &= 14,25999 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total tube} &= 0,00001638 \times 14,25999 \times 350 \\ &= 0,081752557 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Desain Shell

material = SA-167 (Stainless steel)

f, stress pada 212 F = 17900 psi

E, Welded Joint efficiency = 0.8 (Tabel 13.2 Brownell & young)

Diameter, IDs = 35 in

c, faktor korosi = 0,25

Tebal shell = 3/5 in

Diameter Luar Shell, ODs

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2 (t \text{ shell}) \\ &= 35 + 2 (3/5) \\ &= 36,2 \text{ in} \\ &= 3,016 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang shell (Ls)

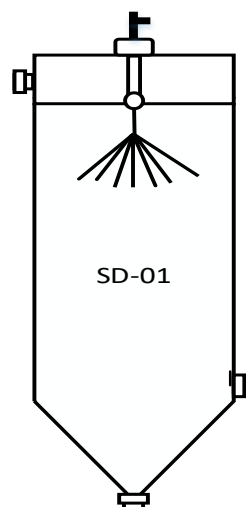
$$\begin{aligned} \text{Diambil : flanged shell (FL)} &= 4 \text{ in} \\ &= 1/3 \text{ ft} \\ &= 0,33 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang shell} &= \text{Panjang tube} + \text{fL} \\ &= 24 + 0,33 \\ &= 24,33 \text{ ft} = 7,4 \text{ ft} = 291,98 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total shell} &= \frac{1}{4} \times \pi \times \text{IDs}^2 \times L \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 35^2 \times 291,98 \\ &= 4,60116359 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell tanpa tube} &= \text{Volume total shell} - \text{Volume total tube} \\ &= 4,60116359 \text{ m}^3 - 0,081752557 \text{ m}^3 \\ &= 4,1519411033 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

C.7 Spray Dryer



Gambar L.C 7 Spray Dryer

| | | |
|---------------------------|---|-------------|
| Kode | : SD-01 | |
| Tipe | : Untuk menguapkan air yang terdapat di dalam produk <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i> sehingga terbentuk bubuk padat. | |
| Bahan Kontruksi | : <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11</i> | |
| 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

$$\text{Laju alir umpan} = 2.647,37 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju udara masuk} = 16.203,098 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ umpan} = 1.132,89 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ udara} = 1,2754 \text{ kg/m}^3$$

- a. Menentukan laju volumetric umpan

$$V_o = \frac{\text{massa masuk umpan}}{\text{densitas umpan}}$$

$$V_o = \frac{2.647,37 \text{ kg/jam}}{1.132,89 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_o = 2,3368 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0006527 \text{ m}^3/\text{detik}$$

- b. Menentukan laju volumetric udara

$$V_o = \frac{\text{laju udara masuk}}{\text{densitas udara}}$$

$$V_o = \frac{16.203,098 \text{ kg/jam}}{1,2754 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_o = 12.704,383 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3,5288 \text{ m}^3/\text{detik}$$

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)

$$\begin{aligned} \text{Volume umpan} &= V_o \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,0006527 \text{ m}^3/\text{detik} \times 6 \text{ s} \\ &= 0,003916465 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume udara} &= V_o \times \text{waktu tinggal} \\ &= 3,5288 \text{ m}^3/\text{detik} \times 6 \text{ s} \\ &= 21,1728 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Spray Dryer} &= (91,78 + 0,00902) \text{ m}^3 \\ &= 91,78902 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 21,1728 \text{ m}^2 &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{12} \sin 60^\circ \pi D^3 \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 (4D) + \frac{1}{12} (0,866) \pi D^3 \end{aligned}$$

$$D = \left[\frac{1578223,874}{3,3683} \right]^{1/3}$$

$$D = 2,1 \text{ m}$$

$$H = 4 (2,095 \text{ m})$$

$$= 8,38 \text{ m}$$

Jadi, tinggi total spray yaitu 8 m dimana:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis} &= \sqrt{(2,095)^2 - (1,25)^2} \\ &= 1,68 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 8,3 - 1,68$$

$$= 6.7 \text{ m}$$

d. Menghitung tebal spray dryer

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam Spray Dryer adalah 1 atm.

Diambil faktor keamanan 20 %, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain spray dryer} &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi}\end{aligned}$$

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

Diameter droplet = 0,5 mm

= 500 μm

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 : 0,5 mm

Jarak antar lubang : $K / (0,5 + 5)$
 : $2 \times 3,14 \times 200 / 5,5$
 : $228,26 = 228$ buah

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):

$$di_{opt} = 293 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,37}$$

Dengan

di_{opt} = diameter dalam pipa, mm

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/s

P = densitas fluida, kg/m^3

Pengecekan bilangan Reynolds:

$$NRe = \frac{G \cdot ID}{a' \cdot \mu}$$

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/m^3

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:

$$\text{Diopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 293 \times 0,7353^{0,5} \times 1132,89^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 18,62 \text{ mm} = 0,73 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

$$\text{IPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{ID} = 1,0490 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,3200 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{A} = 0,8640 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

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

$$\text{NRe} = \frac{\rho \text{ campuran} \times V \times \text{ID}}{A}$$

$$\text{NRe} = \frac{1132,89 \times 1,8718 \times 0,015798}{0,00211}$$

$$\text{NRe} = 16.791,103$$

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

Laju alir massa udara = 16.203,09844 kg/jam = 4,500860679 kg/s

Densitas Udara (ρ udara) = 1,2754 kg/m³

Viskositas udara (μ udara) = 0,0289 kg/m.s

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, sehingga diperoleh :

$$\text{Diopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 293 \times 4,50086^{0,5} \times 1,2754^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 568,1 \text{ mm} = 22,2 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi nozzle :

$$\text{OD} = 22,2543 \text{ in} = 0,56526 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 21,986 \text{ in} = 0,5584 \text{ m}$$

Laju Volumetrik (Fv)

$$Fv = \frac{G}{\rho \text{ udara}}$$

$$Fv = \frac{16.203,09 \text{ kg/jam}}{1,2754 \text{ kg/m}^3}$$

$$Fv = 12.704,32 \text{ m}^3/\text{jam} = 3,5289 \text{ m}^3/\text{s}$$

Nozzle Produk

Laju alir massa = 17.034,19 kg/jam = 4,73 kg/s

Densitas campuran = 1198 kg/m^3

Viskositas campuran = $0,0032850481 \text{ kg/m.s}$

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh:

$$\text{Diop}t : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diop}t : 293 \times 4,73^{0,5} \times 1198^{-0,37}$$

$$\text{Diop}t : 46,27 \text{ mm} = 1,8147 \text{ in}$$

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) :

$$F_v = \frac{G}{\rho \text{ campuran}}$$

$$F_v = \frac{17,034 \text{ kg/jam}}{1198 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_v = 14,218 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00395 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

$$\text{NRe} = \frac{\rho \text{ campuran} \times V \times \text{ID}}{A}$$

$$\text{NRe} = \frac{1198 \times 1,8718 \times 1,8147}{0,00211}$$

$$\text{NRe} = 16.791,103$$

hasil >2100 maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349) :

Ketebalan nozzle (n) = 0,2 in

Diameter lubang reinforcing plate (DR) = 1 7/16 in

Panjang sisi reinforcing plate, L = 10 in

Lebar reinforcing plate, W = 12 5/8 in

Jarak, shell ke flange face, diluar, J = 6 in

Jarak, shell ke flange face, didalam, K = 6 in

Jarak dari dasar tangki ke 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:

$$\text{Diopt} : 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 293 \times 831,1^{0,5} \times 990,6^{-0,37}$$

$$\text{Diopt} : 657,97 \text{ mm} = 25,8 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi nozzle:

$$\text{ID} = 22,37$$

LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

| | |
|---|--|
| Kapasitas produksi | : 15.000 ton/tahun |
| Satu tahun operasi | : 330 hari |
| Tahun pendirian pabrik | : Tahun 2025 |
| Tahun pabrik beroperasi | : 2027 |
| 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\$ 2,9 /kg |
| Harga produk H ₂ SO ₄ | : US\$ 1,3/kg |
| Kurs Dollar | : Rp14.975 (Per tanggal 16 April 2023) |

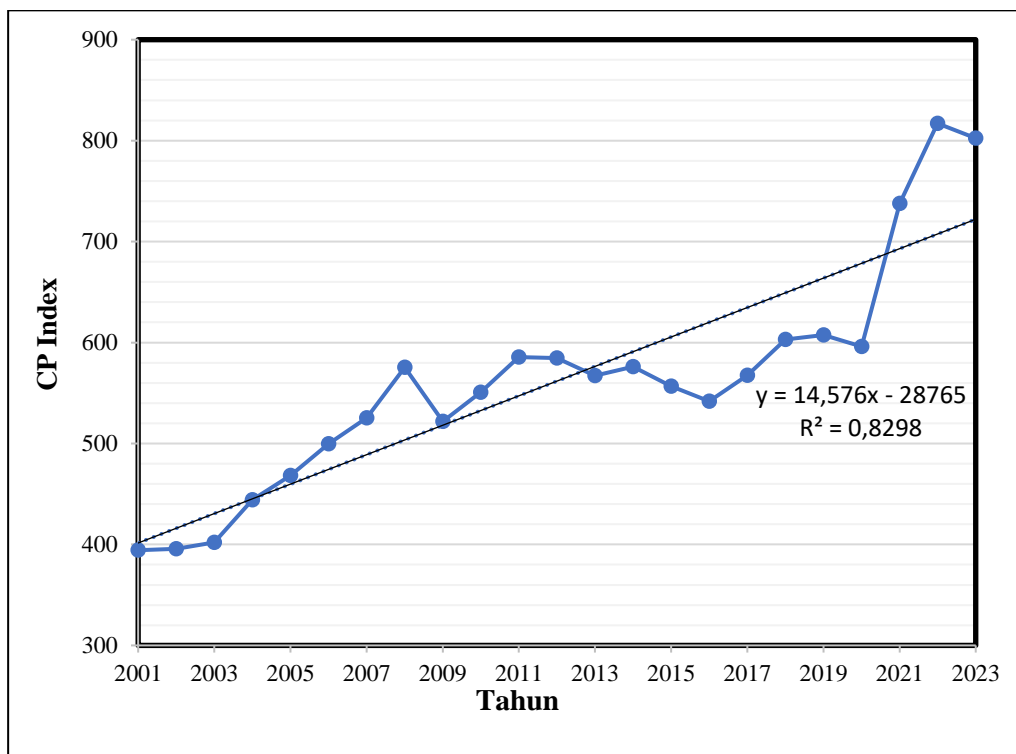
D.1 Penaksiran Harga Peralatan

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 | CEPCI |
|-------|-------|
| 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 | 737,7 |
| 2022 | 817,1 |
| 2023 | 802,3 |



Gambar L.D 1 Grafik *Chemical Engineering Plan Cost Index*

$$y = 14,576x - 28.765$$

x = tahun

y = indeks harga

jika, x = 2025, maka

$$y = 14,576 (2025) - 28.765$$

$$y = 751,53$$

Berdasarkan dari data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y=14,576x - 28.765$. Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 15.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 751,53.

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 | 156.600 | 1 | 156.600 |
| <i>Heat Exchanger</i> | 32.500 | 3 | 97.500 |
| Evaporator | 14.300 | 1 | 14.300 |
| <i>Netralizer</i> | 166.732 | 1 | 166.732 |
| Spray Dryer | 11.860 | 1 | 11.860 |
| Decanter | 213.200 | 1 | 213.200 |
| Kondensor | 157,70 | 1 | 158 |
| <i>Kation Exchanger</i> | 3.001,55 | 1 | 3.002 |
| <i>Anion Exchanger</i> | 176,62 | 1 | 177 |
| <i>Screening</i> | 30.499 | 1 | 30.499 |

| | | | |
|-------------------------|-----------|---|------------------|
| Bak Pengendap Awal | 7.091,89 | 1 | 7.092 |
| Bak Penggumpal | 74.400,00 | 1 | 74.400 |
| <i>Clarifier</i> | 12.001,67 | 1 | 12.002 |
| <i>Sand Filter</i> | 16.782 | 1 | 16.782 |
| Bak Penampung Sementara | 7.091 | 1 | 7.091 |
| Bak Air Pendingin | 32.500 | 1 | 32.500 |
| <i>Cooling Tower</i> | 14.300 | 1 | 14.300 |
| Daerator | 1.765,62 | 1 | 1.766 |
| Boiler | 40.369,24 | 1 | 40.369 |
| Total | | | 1.334.328 |

Tabel L.D 3 Daftar Harga Alat dari Luar Negeri

| Nama Alat | Harga (USD) | Jumlah | Total Harga (USD) |
|---|--------------------|---------------|--------------------------|
| Tangki Penyimpanan <i>Linear Alkylbenzene</i> | 353.833 | 2 | 707.666 |
| Tangki <i>Oleum</i> 20% | 159.700 | 1 | 159.700 |
| Tangki NaOH 20% | 127.745 | 1 | 127.745 |
| Tangki H ₂ SO ₄ | 186.429 | 1 | 186.429 |
| Tangki klorin | 9.275.01 | 1 | 9.275 |
| Tangki air bersih | 76.081.00 | 1 | 76.081 |
| Tangki penampung air boiler | 76.081.00 | 1 | 76.081 |
| Tangki H ₂ SO ₄ | 186.429 | 1 | 186.429 |
| Pompa 1-12 Utilitas | 6.500 | 12 | 78.000 |
| Pompa Sentrifugal | 6.500 | 8 | 52.000 |
| Total | | | 1.743.406 |

Total (*Purchased Equipment Cost*) = US\$ 900.328 + US\$ 1.659.406 = US\$ 2.559.734

- Harga Alat dari Dalam Negeri

$$Ex = 1.334.328 \left[\frac{751,53}{541,7} \right]$$

$$Ex = \text{US\$ } 1.850.743$$

- Harga Alat dari Luar Negeri

$$Ex = 1.743.406 \left[\frac{751,53}{541,7} \right]$$

$$Ex = \text{US\$ } 2.418.143$$

$$\begin{aligned} \text{Total Harga Alat} &= \text{US\$ } 2.418.143 + \text{US\$ } 1.850.743 \\ &= \text{US\$ } 4.268.886,22 \end{aligned}$$

D.2 Perhitungan Biaya

D.2.1 Fixed Capital Investment (FCI)

➤ *Purchased Equipment Cost* Luar Negeri

- Harga Alat (EC) = US\$ 2.418.143
- Biaya pengangkutan ke pelabuhan Indonesia (15% EC) = US\$ 362.721
- Biaya pengangkutan dari pelabuhan Indonesia (15% EC) = US\$ 362.721
- Asuransi pengangkutan (1% EC) = US\$ 24.181
- Provisi bank (0,5% EC) = US\$ 12.091
- EMKL (1-7% EC) diambil 1% = US\$ 24.181
- Pajak barang impor (20% EC) = US\$ 483.629

$$\text{Total Purchased Equipment Cost (PEC)} = \text{US\$ } 3.687.668$$

➤ *Purchased Equipment Cost* Dalam Negeri

- Harga Alat (EC) = US\$ 1.850.743
- Biaya pengangkutan sampai lokasi (15% EC) = US\$ 148.059
- Asuransi pengangkutan (1% EC) = US\$ 18.507
- Provisi bank (0,5% EC) = US\$ 9.254

$$\text{Total Purchased Equipment Cost (PEC)} = \text{US\$ } 2.026.564$$

$$\text{Total PEC} = \text{US\$ } 5.714.232$$

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

$$= 11\% \times \text{US\$ } 5.714.232$$

$$= \text{US\$ } 628.566$$

- *Labor* = 32% PEC
 = 32% x US\$ 5.714.232
 = US\$ 1.828.554

$$\begin{aligned} \text{Total biaya Instalasi} &= \text{US\$ } 628.566 + \text{US\$ } 1.828.554 \\ &= \text{US\$ } 2.457.120 \end{aligned}$$

➤ *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 36% PEC, terdiri dari material 21% dan ongkos buruh 15% (menggunakan 100% tenaga Indonesia).

- *Material* = 21% PEC
 = 21% x US\$ 5.714.232
 = US\$ 1.199.989
- *Labor* = 11% PEC
 = 11% x US\$ 5.714.232
 = US\$ 857.135

$$\begin{aligned} \text{Total biaya Pemipaan} &= \text{US\$ } 1.199.989 + \text{US\$ } 857.135 \\ &= \text{US\$ } 2.057.123 \end{aligned}$$

➤ *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\$ 5.714.232
 = US\$ 1.371.416
- *Labor* = 6% PEC
 = 6% x US\$ 5.714.232
 = US\$ 342.854

$$\begin{aligned} \text{Total biaya} &= \text{US\$ } 1.371.416 + \text{US\$ } 342.854 \\ &= \text{US\$ } 1.714.270 \end{aligned}$$

➤ ***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 $= 3\% \text{ PEC}$
 $= 3\% \times \text{US\$ } 5.714.232$
 $= \text{US\$ } 171.427$
- Buruh $= 5\% \text{ PEC}$
 $= 5\% \times \text{US\$ } 5.714.232$
 $= \text{US\$ } 285.712$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya Insulasi} &= \text{US\$ } 171.427 + \text{US\$ } 285.712 \\ &= \text{US\$ } 457.139 \end{aligned}$$

➤ ***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 $= 9\% \text{ PEC}$
 $= 9\% \times \text{US\$ } 5.714.232$
 $= \text{US\$ } 514.281$
- Buruh $= 6\% \text{ PEC}$
 $= 6\% \times \text{US\$ } 5.714.232$
 $= \text{US\$ } 342.854$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya Electrical} &= \text{US\$ } 514.281 + \text{US\$ } 342.854 \\ &= \text{US\$ } 857.135 \end{aligned}$$

➤ ***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\$ 5.714.232
= US\$ 1.714.269,58
- *Indoor* = 50% PEC
= 50% x US\$ 5.714.232
= 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 Tanah

| No. | Nama Bangunan | Luas Bangunan (m ²) |
|------------------------------------|--------------------------|---------------------------------|
| 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 indoor | | 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 |
| Total luas bangunan outdoor | | 26.100 |
| Total Luas Tanah | | 36.140 |

$$\begin{aligned}
 \text{Total biaya tanah} &= 37.712 \text{ m}^2 \times \text{Rp } 2.700.000 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 101.822.400.000 \\
 &= \text{US\$ } 6.799.288,17
 \end{aligned}$$

➤ **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 40% PEC (Aries and Newton, 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Utilitas} &= 40\% \text{ PEC} \\
 &= 40\% \times \text{US\$ } 5.714.232 \\
 &= \text{US\$ } 2.285.693
 \end{aligned}$$

➤ **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 10-15% PEC (Peters dan Timmerhaus, 1991). Diasumsikan 10% dari PEC

$$\begin{aligned}
 \text{Environment Cost} &= 10\% \text{ PEC} \\
 &= 10\% \times \text{US\$ } 5.714.232 \\
 &= \text{US\$ } 571,423
 \end{aligned}$$

➤ **Physical Plant Cost (PPC)**

Tabel L.D 5 *Physical Plant Cost (PPC)*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|------------------|---------------------------------------|-------------------|
| 1. | <i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i> | 5.714,232 |
| 2. | Instalasi Alat | 2.457,120 |
| 3. | Pemipaan | 2.057,123 |
| 4. | Instrumentasi | 1.714,270 |
| 5. | Insulasi | 457.139 |
| 6. | Listrik | 857.135 |
| 7. | Bangunan | 2.857.116 |
| 8. | Tanah | 1.714.270 |
| 9. | Utilitas | 2.285.693 |
| 10. | <i>Environment</i> | 571.423 |
| Total PPC | | 20.685.520 |

Rp 309.774.964.647

Total *Physical Plant Cost* (PPC) = US\$ 20.685.520

➤ ***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.

$$\begin{aligned} \text{Engineering and construction} &= 20\% \text{ PEC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 5.714.232 \\ &= \text{US\$ } 4.137.104 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Direct Plant Cost (DPC)} &= \text{PPC} + \text{Engineering and construction} \\ &= \text{US\$ } 20.685.520 + \text{US\$ } 4.137.104 \\ &= \text{US\$ } 24.822.624 \end{aligned}$$

➤ ***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.

$$\begin{aligned} \text{Contractor's Fee} &= 10\% \text{ DPC} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 24.822.624 \\ &= \text{US\$ } 2.482.262 \end{aligned}$$

➤ ***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*.

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= 25\% \text{ DPC} \\ &= 25\% \times \text{US\$ } 24.822.624 \\ &= \text{US\$ } 6.205.656 \end{aligned}$$

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 (DPC)</i> | 24,822,624 |
| 2. | <i>Contractor's Fee</i> | 2,482,262 |
| 3. | <i>Contingency</i> | 6,205,656 |
| | | 33.510.542 |
| Total FCI | | Rp 501.835.442.728 |

➤ ***Plan Start Up Cost***

Peters dan Timmerhaus (1991), menyatakan bahwa *plant start up cost* merupakan biaya untuk *start up* pabrik adalah 8% FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Plant Start Up} &= 8\% \text{ FCI} \\
 &= 8\% \times \text{US\$ } 33.510.542 \\
 &= \text{US\$ } 2,680,843
 \end{aligned}$$

➤ ***Interest During Construction***

Bunga bank dihitung 5% pertahun. Proses pembelian alat hingga pendirian pabrik diperkirakan selama 2 tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Interest During Construction} &= 5\% \times \text{FCI} \times 2 \text{ tahun} \\
 &= 5\% \times \text{US\$ } 33.510.542 \times 2 \\
 &= \text{US\$ } 3.351.054 \\
 &= \text{Rp } 28.989.591.875,64
 \end{aligned}$$

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*

$$\begin{aligned}
 \text{Harga} &= \text{US\$ } 1,20/\text{kg} \\
 \text{Kebutuhan} &= 1.429,17 \text{ kg/jam} \\
 \text{Lama penyimpanan} &= 30 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 1,20/\text{kg} \times 1.429,17 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \\ &= \text{US\$ } 1.234.802 \end{aligned}$$

- *Oleum 20%*

$$\text{Harga} = \text{US\$ } 0,75/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 811,38 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Lama penyimpanan} = 30 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 0,75/\text{kg} \times 811,38 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \\ &= \text{US\$ } 438.147 \end{aligned}$$

- *NaOH*

$$\text{Harga} = \text{US\$ } 1,37/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 1,82 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Lama penyimpanan} = 30 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 1,37/\text{kg} \times 1,82 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \\ &= \text{US } 1.795.69 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya raw material inventory} &= \text{US\$ } 1.674.745 \\ &= \text{Rp } 25.080.054.034,48 \end{aligned}$$

➤ ***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.

$$\begin{aligned} \text{In Process Inventory} &= (0,5 \times \text{TMC} \times 60) / (24 \times 330) \\ &= (0,5 \times \text{US\$ } 18.422.191 \times 60) / (24 \times 330) \\ &= \text{US\$ } 69.781 \end{aligned}$$

➤ ***Product Inventory***

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa *product inventory* merupakan besarnya biaya yang diperkirakan selama 15 hari produksi untuk harga *manufacturing cost*.

$$\begin{aligned} \text{Product Inventory} &= 15 \text{ hari}/330 \times \text{US\$ } 18.422.191 \\ &= \text{US\$ } 1.674.745 \end{aligned}$$

➤ ***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).

$$\text{Total Manufacturing Cost} = \text{US\$ } 18.422.191 / 330 \text{ hari}$$

$$= \text{US\$ } 55.824,82$$

$$\text{Extended Credit} = 15/330 \times \text{US\$ } 55.824,82$$

$$= \text{US\$ } 3.349.489$$

➤ **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).

$$\text{Available Cash} = 30/330 \times \text{TMC}$$

$$= 30/330 \times \text{US\$ } 18.422.191$$

$$= \text{US\$ } 1.674.745$$

Tabel L.D 7 *Total Working Capital Investment* (WCI)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|------------------|-------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Raw Material Inventory</i> | 1.674.745 |
| 2. | <i>In Process Inventory</i> | 69.781 |
| 3. | <i>Product Inventory</i> | 837.372 |
| 4. | <i>Extended Credit</i> | 3.349.489 |
| 5. | <i>Available Cash</i> | 1.674.745 |
| TOTAL WCI | | 7.606.132 |
| | | Rp 101.276.381.890 |

Tabel L.D 8 *Total Capital Investment* (TCI)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|--------------|-------------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Fixed Capital Investment</i> | 33.510.542 |
| 2. | <i>Plant Start Up</i> | 2.680.843 |
| 3. | <i>Interest During Construction</i> | 3.351.054 |
| 4. | <i>Working Capital Investment</i> | 7.606.132 |
| TOTAL | | 47.148.571 |
| | | Rp 706.071.067.826 |

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 | 11,319,018.40 | 13,582,822.09 |
| <i>Oleum 20%</i> | 0.75 | 6,426,154.60 | 4,819,616 |
| NaOH | 1,37 | 14,429.45 | 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 | 80.000.000 |
| Ketua Seksi | 12 | 15.000.000 | 180.000.000 |
| Karyawan | 42 | 7.500.000 | 315.000.000 |
| Cleaning Service | 4 | 3.900.000 | 15.600.000 |
| Satpam | 6 | 3.900.000 | 23.400.000 |
| Office boy | 4 | 3.900.000 | 15.600.000 |
| Paramedis | 2 | 5.000.000 | 10.000.000 |
| Supir | 4 | 3.900.000 | 15.600.000 |
| TOTAL | 78 | | 655.200.000 |
| | | | US\$ 43.752 |

➤ *Supervisory Expense*

Tabel L.D 11 Biaya Supervisi

| Jabatan | Jumlah | Gaji (Rp/Bulan) | Total Gaji (Rp/Tahun) |
|----------------------------------|---------------|------------------------|------------------------------|
| Direktur Utama | 1 | 60.000.000 | 60.000.000 |
| Direktur Teknik dan Produksi | 1 | 35.000.000 | 35.000.000 |
| Direktur Keuangan dan Personalia | 1 | 25.000.000 | 25.000.000 |
| Sekretaris | 2 | 7.500.000 | 15.000.000 |
| TOTAL | 5 | | 135.000.000 |
| | | | US\$ 9.015 |

➤ *Maintenance Cost*

Aries dan Newton (1955), menyatakan bahwa biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses sebesar 2-10% FCI, diasumsikan nilainya sebesar 10%.

$$\begin{aligned} \text{Total MC} &= 10\% \times \text{US\$}33.510.542 \\ &= \text{US\$ } 3.351.054 \end{aligned}$$

➤ *Plant Supplies Cost*

Plant Supplies Cost merupakan biaya yang ditetapkan sebesar 15% dari *maintenance cost* per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal.

$$\begin{aligned} \text{Biaya plant supplies} &= 15\% \times \text{US\$}3.351.054 \\ &= \text{US\$ } 502.658 \end{aligned}$$

➤ *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.

$$\begin{aligned} \text{Royal \& patent} &= 2\% \times \text{US\$}64.483.698 \text{ (penjualan)} \\ &= \text{US\$}861.410 \end{aligned}$$

➤ *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 50% dari bangunan dan *contingency* (Aries and Newton, 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Utilitas} &= 50\% \times (\text{bangunan} + \text{contingency}) \\
 &= 50\% \times (\text{US\$ } 13.004.944) \\
 &= \text{US\$ } 6.502.472,03
 \end{aligned}$$

Tabel L.D 12 *Total Direct Manufacturing*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|------------------|-------------------------------|---------------------------|
| 1. | <i>Raw Material Cost</i> | 18.406,045 |
| 2. | <i>Labor Cost</i> | 43.751.61 |
| 3. | <i>Supervisi Cost</i> | 9.015 |
| 4. | <i>Maintenance Cost</i> | 3.351.054 |
| 5. | <i>Plant Supplies</i> | 502.658 |
| 6. | <i>Royalties & Patent</i> | 861.410 |
| 7. | <i>Utility Cost</i> | 6.502.472 |
| | | 29.692.551 |
| TOTAL DMC | | Rp 444.659.314.990 |

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 20%.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Payroll Overhead} &= 20\% \times \text{US\$ } 43.751,61 \\
 &= \text{US\$ } 8.750
 \end{aligned}$$

➤ *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*, disumsikan nilainya sebesar 20%.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Laboratory} &= 20\% \times \text{US\$ } 43.751,61 \\
 &= \text{US\$ } 8.750
 \end{aligned}$$

➤ *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%.

$$\begin{aligned} \text{Biaya Plant Overhead} &= 100\% \times \text{US\$ } 43.751,61 \\ &= \text{US\$ } 43.752 \end{aligned}$$

➤ *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.

$$\begin{aligned} \text{Biaya Packaging} &= 44\% \times \text{US\$ } 64.483.698 \\ &= \text{US\$ } 2.579.348 \end{aligned}$$

➤ *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.

$$\begin{aligned} \text{Biaya Transporatasi} &= 1\% \times \text{US\$ } 64.483.698 \\ &= \text{US\$ } 644.837 \end{aligned}$$

Tabel L.D 13 *Indirect Manufacturing Cost*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|--------------|-------------------------|--------------------------|
| 1. | <i>Payroll Overhead</i> | 8.750 |
| 2. | <i>Laboratory Cost</i> | 8.750 |
| 3. | <i>Plant Overhead</i> | 43.752 |
| 4. | <i>Packaging</i> | 2.581.009 |
| 5. | <i>Transportation</i> | 645.252 |
| TOTAL | | 3.287.513 |
| | | Rp 49.231.986.342 |

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%

$$\text{Depresiasi} = \frac{\text{FCI} - \text{Nilai Sisa}}{n}$$

Dimana :

$$\text{FCI} = \text{US\$ } 33.510.542$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai Sisa} &= 10\% \text{ dari FCI} \\ &= \text{US\$ } 3.351.054 \end{aligned}$$

$$n = \text{Umur Pabrik (10 tahun)}$$

maka,

$$\text{Depresiasi} = \frac{\text{US\$ } 33.510.542 - \text{US\$ } 3.351.054}{10 \text{ tahun}}$$

$$\text{Depresiasi} = \text{US\$ } 3.015.949$$

➤ *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%.

$$\begin{aligned} \text{Property Taxes} &= 2\% \times \text{US\$ } 33.510.542 \\ &= \text{US\$ } 670.211 \end{aligned}$$

➤ 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.

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 1\% \times \text{US\$ } 33.510.542 \\ &= \text{US\$ } 335.105 \end{aligned}$$

Tabel L.D 14 *Fixed Manufatoring Cost*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|-----|---------------------|--------------|
| 1. | <i>Depreciation</i> | 3.015.949 |

| | | |
|--------------|-----------------------|--------------------------|
| 2. | <i>Property Taxes</i> | 670.211 |
| 3. | <i>Insurance</i> | 335.105 |
| | | 4.021.265 |
| TOTAL | | Rp 60.220.253.127 |

Tabel L.D 15 *Total Manufacturing Cost*

| No | Jenis | Biaya (USD) |
|--------------|------------------------------------|--------------------------|
| 1. | <i>Direct Manufacturing Cost</i> | 29.864.996 |
| 2. | <i>Indirect Manufacturing Cost</i> | 3.287.513 |
| 3. | <i>Fixed Manufacturing Cost</i> | 4.021.265 |
| | | 36.999.253 |
| TOTAL | | Rp554.080.467.749 |

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) | (Rp/Tahun) |
| Dewan Komisaris | 3 | 45.000.000 | 1.620.000.000 |
| Direktur Utama | 1 | 60.000.000 | 720.000.000 |
| Direktur Teknik dan Produksi | 1 | 35.000.000 | 420.000.000 |
| Direktur Keuangan dan Personalia | 1 | 25.000.000 | 300.000.000 |
| Sekretaris | 2 | 7.500.000 | 180.000.000 |
| Kepala Bagian Teknik | 1 | 20.000.000 | 240.000.000 |
| Kepala Bagian Produksi | 1 | 20.000.000 | 240.000.000 |
| Kepala Bagian Keuangan | 1 | 20.000.000 | 240.000.000 |

| | | | |
|---------------------------------|-----------|------------|--------------------------|
| Kepala Bagian Personalia | 1 | 20.000.000 | 240.000.000 |
| Ketua Seksi | 12 | 15.000.000 | 2.160.000.000 |
| Staf Produksi | 5 | 7.500.000 | 450.000.000 |
| Staf utilitas | 5 | 7.500.000 | 450.000.000 |
| Staf laboratorium analisa | 5 | 7.500.000 | 450.000.000 |
| Staf pemeliharaan | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf <i>process engineering</i> | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf HSE dan K3 | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf Keuangan | 4 | 7.500.000 | 360.000.000 |
| Staf pemasaran dan pengadaan | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf akuntansi dan perpajakan | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf humas | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf Personalia | 3 | 7.500.000 | 270.000.000 |
| Staf keamanan dan poliklinik | 2 | 4.000.000 | 96.000.000 |
| Sopir | 4 | 3.900.000 | 187.200.000 |
| <i>Cleaning Service</i> | 3 | 3.900.000 | 140.400.000 |
| Satpam | 4 | 3.900.000 | 187.200.000 |
| <i>Office boy</i> | 3 | 3.900.000 | 140.400.000 |
| Paramedis | 2 | 5.000.000 | 120.000.000 |
| TOTAL | 82 | | Rp 10.831.200.000 |
| | | | US\$ 723,264 |

Gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain direktur, sekretaris dan kepala bagian, dll dengan total US\$ 723.264

➤ *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).

Labor Cost, Supervisi, Maintenance = (US\$ 43.751,61 + US\$ 9.015 + US\$ 3.351.054)
= US\$ 3.368.819

Biaya *legal fee and auditing* = 1% x (US\$ 3.368.819)
= US\$ 33.688

➤ **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.

$$\begin{aligned} \text{Biaya pertahun} &= \text{Rp}50.000.000 \\ &= \text{US\$}3.339 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya administrasi} &= (\text{Management Salaries} + \text{Legal Fee \& Auditing} + \text{Peralatan Kantor}) \\ &= (\text{US\$}723.264 + \text{US\$} 33.688 + \text{US\$}3.339) \\ &= \text{US\$} 760.291 \end{aligned}$$

b. Sales Expanse

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%.

$$\begin{aligned} \text{Biaya Sales} &= 3\% \times \text{MC} \\ &= 3\% \times \text{US\$} 18.422.191 \\ &= \text{US\$} 11.099.776 \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned} \text{Reasearch} &= 2\% \times \text{harga penjualan} \\ &= 2\% \times \text{US\$} 64.483.698 \\ &= \text{US\$} 861.410 \end{aligned}$$

d. Finance

Menurut Aries & Newton (1955, halaman 187), nilai *finance* sebesar 2-4% dari TMC. Dalam perhitungan diasumsikan nilai 3% dari *Total Manufacturing Cost*.

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 3\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 3\% \times \text{US\$} 18.422.191 \\ &= \text{US\$} 1.109.978 \end{aligned}$$

Tabel L.D 17 *General Expense*

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|-----|--------------|--------------|
| 1 | Administrasi | 760.291 |

| | | |
|--------------|----------------------|---------------------------|
| 2. | <i>Sales Expense</i> | 11.099.776 |
| 3. | <i>Research</i> | 861.410 |
| 4. | <i>Finance</i> | 1.109.978 |
| | | 13.831.454 |
| TOTAL | | Rp 207.132.250.200 |

Tabel L.D 18 Biaya produksi (*Production Cost*)

| No. | Jenis | Biaya (US\$) |
|--------------|---------------------------|------------------------------|
| 1. | <i>Manufacturing Cost</i> | 36.999.253 |
| 2. | <i>General Expense</i> | 13.831.454 |
| | | 50.830.707 |
| TOTAL | | Rp 761.212.717.949,48 |

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\$ 64.483.698
- Biaya Produksi = US\$ 50.830.707
- Keuntungan sebelum pajak = (Total Penjualan - Biaya Produksi)
= (US\$ 64.483.698 - US\$ 50.830.707)
= US\$ 13.652.990
- Pajak di Indonesia = 25%
- Keuntungan setelah pajak (25%) = US\$ 10.239.743

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.

$$POS = \left[\frac{\text{Profit}}{\text{Harga jual produk}} \right] \times 100\%$$

- POS sebelum pajak $= \left[\frac{\text{US\$}13.652.990}{\text{US\$} 64.483.698} \right] \times 100\% = 21,17\%$
- POS setelah pajak $= \left[\frac{\text{US\$} 10.239.743}{\text{US\$} 64.483.698} \right] \times 100\% = 15,88\%$

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 $= \left[\frac{\text{US\$}13.652.990}{\text{US\$} 33.510.542} \right] \times 100\% = 40,74\%$
- % ROI sesudah pajak $= \left[\frac{\text{US\$} 8.381.866}{\text{US\$} 33.510.542} \right] \times 100\% = 30,56\%$

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 $= \frac{FCI}{(Keuntungan\ sebelum\ pajak + Depresiasi)}$
 $= \frac{\text{US\$} 33.510.542}{(\text{US\$}13.652.990 + \text{US\$} 3.015.949)}$
 $= 2,01\ \text{tahun}$
- *Pay Out Time* setelah pajak $= \frac{FCI}{(Keuntungan\ setelah\ pajak + Depresiasi)}$
 $= \frac{\text{US\$} 33.510.542}{(\text{US\$} 10.239.743 + \text{US\$} 3.015.949)}$
 $= 2,53\ \text{tahun}$

Tabel L.D 19 *Cash Flow*

| Tahun | Kapasitas | Produksi LAS (kg) | Harga | Produksi H ₂ SO ₄ (kg) | Harga | Revenue (USD) | Total | Depresiasi (USD) | Profit | Cashflow | Cash Flow |
|-------|-----------|----------------------|------------------------|--|---|------------------|-------------------------------|---------------------|-------------------------|--------------|-------------------------|
| | | | LAS per kg (USD) | | H ₂ SO ₄ per kg (USD) | | Operating Expense (USD) | | After Taxes (USD) | | After Taxes (USD) |
| -2 | | | | | | | | | | | |
| -1 | | | | | | | | | | | |
| 0 | | | | | | | | | | - 23,024,636 | |
| 1 | 90% | 13.500.000 | 2.87 | 11.700.000 | 1.34 | 54,389,017 | 45,747,637 | 3.015.949 | 6,481,035 | 12,512,933 | 9,496,984 |
| 2 | 95% | 14.250.000 | 2.89 | 12.350.000 | 1.34 | 57,697,682 | 48,289,172 | 3.015.949 | 7,056,382 | 13,088,280 | 10,072,331 |
| 3 | 100% | 15.000.000 | 2.90 | 13.000.000 | 1.35 | 61,038,074 | 50,830,707 | 3.015.949 | 7,655,525 | 13,687,422 | 10,671,474 |
| 4 | 100% | 15.000.000 | 2.91 | 13.000.000 | 1.36 | 61,343,264 | 50.830.707 | 3.015.949 | 7,884,418 | 13,916,315 | 10,900,366 |
| 5 | 100% | 15.000.000 | 2.93 | 13.000.000 | 1.36 | 61,649,981 | 50.830.707 | 3.015.949 | 8,114,455 | 14,146,352 | 11,130,404 |
| 6 | 100% | 15.000.000 | 2.94 | 13.000.000 | 1.37 | 61,958,231 | 50.830.707 | 3.015.949 | 8,345,642 | 14,377,540 | 11,361,591 |
| 7 | 100% | 15.000.000 | 2.96 | 13.000.000 | 1.38 | 62,268,022 | 50.830.707 | 3.015.949 | 8,577,986 | 14,609,883 | 11,593,934 |
| 8 | 100% | 15.000.000 | 2.97 | 13.000.000 | 1.38 | 62,579,362 | 50.830.707 | 3.015.949 | 8,811,491 | 14,843,388 | 11,827,440 |
| 9 | 100% | 15.000.000 | 2.99 | 13.000.000 | 1.39 | 62,892,259 | 50.830.707 | 3.015.949 | 9,046,163 | 15,078,061 | 12,062,112 |
| 10 | 100% | 15.000.000 | 3.00 | 13.000.000 | 1.40 | 63,206,720 | 50.830.707 | 3.015.949 | 9,282,009 | 15,313,907 | 12,297,958 |

Tabel L.D 20 *Cummulative Cash Flow*

| Tahun | Investment | Cash Flow | Cummulative Cash Flow |
|--------------|-------------------|------------------|------------------------------|
| -2 | -6,799,288 | 0 | - |
| -1 | -30,159,488 | 0 | -30,159,488 |
| 0 | 13,934,140 | -23,024,636 | -39,249,983 |
| 1 | | 12,512,933 | -26,737,051 |
| 2 | | 13,088,280 | -13,648,771 |
| 3 | | 13,687,422 | 38,651 |
| 4 | | 13,916,315 | 13,954,967 |
| 5 | | 14,146,352 | 28,101,319 |
| 6 | | 14,377,540 | 42,478,859 |
| 7 | | 14,609,883 | 57,088,742 |
| 8 | | 14,843,388 | 71,932,130 |
| 9 | | 15,078,061 | 87,010,191 |
| 10 | | 15,313,907 | 102,324,098 |

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 (US\$) | Nilai Sekarang (US\$) |
|-------------------|------------------|-----------------------|
| -2 | 0 | 0 |
| -1 | 0 | 0 |
| 0 | 0 | 0 |
| 1 | 12,512,933 | 7,972,846 |
| 2 | 13,088,280 | 5,313,627 |
| 3 | 13,687,422 | 3,540,662 |
| 4 | 13,916,315 | 2,293,725 |
| 5 | 14,146,352 | 1,485,648 |
| 6 | 14,377,540 | 962,078 |
| 7 | 14,609,883 | 622,912 |
| 8 | 14,843,388 | 403,243 |
| 9 | 15,078,061 | 260,996 |
| 10 | 15,313,907 | 168,900 |
| NPV | | -0 |
| Investment | | 23.024.636 |

Pada perancangan pabrik LAS, nilai IRR hasil perhitungan sebesar 63%.

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\$ 3.015.949

Property taxes = US\$ 670.211

Asuransi = US\$ 335.105

Total fixed cost (Fa) = US\$ 4.021.265

➤ **Variable Cost (Va)**

Raw material = US\$ 18.422.191

Packaging and shipping = US\$ 2.579.438

Transportation = US\$ 645.000

Utilitas = US\$ 6.502.472

Royalties and patent = US\$ 1.050.00

Total Variable Cost = US\$ 29.184.778

➤ **Regulated Cost (Ra)**

Labour = US\$ 43.752

Payroll overhead = US\$ 8.750

Supervise = US\$ 9.015

Laboratory = US\$ 43.752

General Expense = US\$ 13.831.454

Maintenance = US\$ 3.351.054

Plant supplies = US\$ 502.658

Plant overhead = US\$ 43.752

Total regulated Cost = US\$ 17.834.186

➤ **Total sales (Sa)**

Penjualan produk selama 1 tahun = US\$ 64.483.698

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

$$BEP = \frac{US\$ 4.021.265 + 0,3.US\$ 17.834.186}{((US\$ 64.483.698) - (US\$ 29.184.778) - 0,7(US\$ 17.834.186))} \times 100$$

$$BEP = 40,76\%$$

D.3.7 Shut Down Point (SDP)

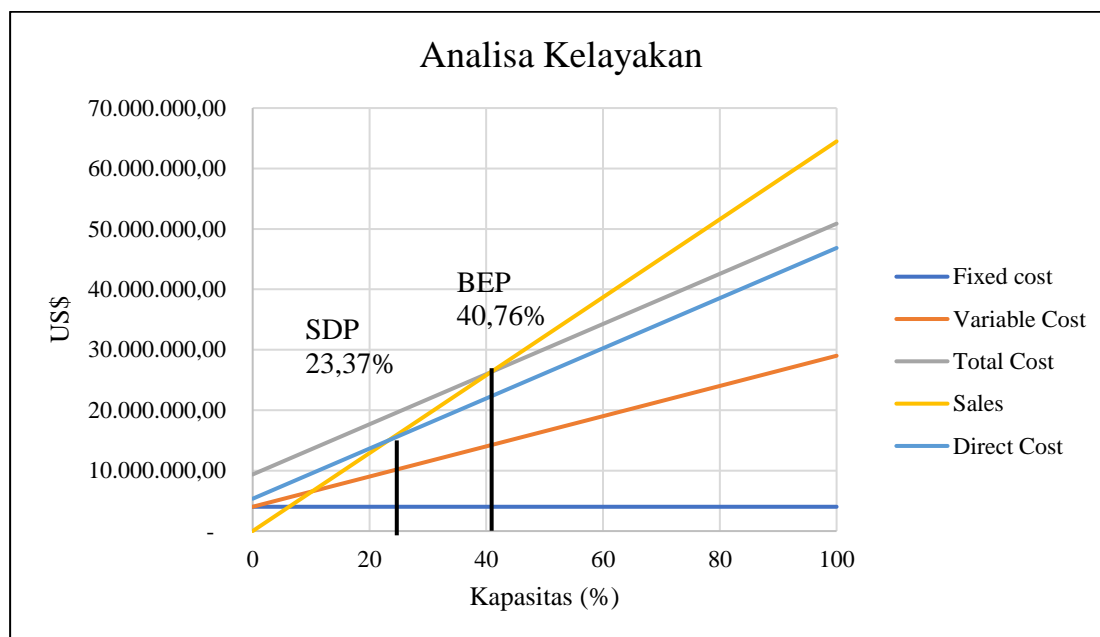
Shut Down Point terjadi ketika garis penjualan melewati garis *fixed cost*. Jika perusahaan tidak dapat memenuhi *fixed cost* maka perusahaan harus berhenti beroperasi.

$$\text{Shut Down Point (SDP)} = \frac{0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\%$$

$$\text{Shut Down Point (SDP)} = \frac{0,3US\$17.834.186}{(US\$ 64.483.698)-(US\$ 29.184.778)-0,7(US\$ 17.834.186)} \times 100\%$$

$$\text{Shut Down Point (SDP)} = 23,37\%$$

Nilai BEP sebesar 41,64% artinya pabrik harus memproduksi melebihi nilai BEP agar mendapat keuntungan. SDP adalah jika pabrik memproduksi kurang dari nilai SDP yaitu 23,91% maka operasi harus dihentikan. Berikut merupakan grafik analisa kelayakan ekonomi ditunjukkan pada gambar dibawah



Gambar L.D 2 Analisa Kelayakan Ekonomi

D.4 Hasil Perhitungan

Dari hasil perhitungan diatas, maka akan diperoleh hasil evaluasi kelayakan pabrik yang ditunjukkan pada Tabel L.D36 sebagai berikut

Tabel L.D 22 Evaluasi Kelayakan Pabrik

| No | Analisis | Hasil | Batasan | Keterangan |
|----|-------------------|------------|--------------|------------|
| 1 | POS Sebelum Pajak | 21,17% | 11-44% | Layak |
| | POS Sesudah Pajak | 15,88% | | |
| 2 | ROI Sebelum Pajak | 40,74% | min 15% | Layak |
| | ROI Sesudah Pajak | 30,56% | | |
| 3. | POT Sebelum Pajak | 2,01 tahun | maks 5 tahun | Layak |
| | POT Sesudah Pajak | 2,53 tahun | | |
| 1. | IRR | 57% | min 12% | Layak |
| 5. | BEP | 40,76% | 40 - 60% | Layak |
| 6. | SDP | 23,37% | < BEP | Layak |

Batasan yang digunakan diperoleh berdasarkan jurnal literatur dari Aries and Newton (1995). Hasil evaluasi ekonomi Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.