

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ALKYL BENZENE SULFONATE DARI
ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN
PROSES SULFONASI KAPASITAS 72.000
TON/TAHUN

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk memperoleh Gelar Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Rakhmat Ramadhan A Totou Nama : Muhammad Haliq Rizki

NIM : 17521096

NIM : 17521165

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ALKYL BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rakhmat Ramadhan A Totou Nama : Muhammad Haliq Rizki
NIM : 17521096 NIM : 17521165

Yogyakarta, Maret 2023

Menyatakan bahwa naskah prarancangan pabrik ini telah ditulis sesuai dengan kaidah ilmiah. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada unsur plagiarisme dan pelanggaran etika ilmiah, maka kami siap mempertanggung jawabkannya sesuai peraturan yang berlaku.

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



Nama : Rakhmat Ramadhan A Totou
NIM : 17521096



Nama : Muhammad Haliq Rizki
NIM : 17521165

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ALKYL BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN

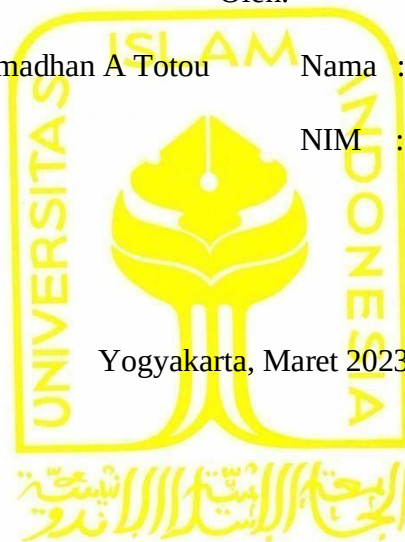
Oleh:

Nama : Rakhamat Ramadhan A Totou

Nama : Muhammad Haliq Rizki

NIM : 17521096

NIM : 17521165



Yogyakarta, Maret 2023

Pembimbing I

Dyah Retno Sawitri, S.T, M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ALKYL BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Rakhmat Ramadhan A Totou

NIM : 17521096

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

Yogyakarta, Maret 2023

Tim Penguji,

Ketua : Dyah Retno Sawitri, S.T, M.Eng



Anggota 1 : Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T



3 Mei 2023

Anggota 2 : Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.



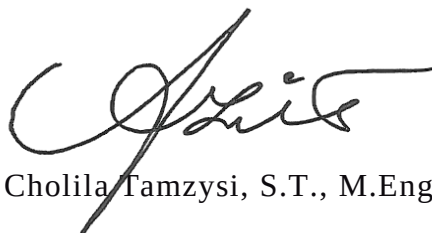
5 Apr 2023

Mengetahui,

Ketua Pogram Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ALKYL BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Muhammad Haliq Rizki

NIM : 17521165

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

Yogyakarta, Maret 2023

Tim Penguji,

Ketua : Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng

Anggota 1 : Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T

Anggota 2 : Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

 3 Mei 2023

Mengetahui,

Ketua Pogram Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.

PRAKATA

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakaatuh

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik, dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *Alkylbenzene* dan *Oleum 20%* Dengan Proses Sulfonasi Kapasitas 72.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama di bangku perkuliahan, dan sebagai syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu memberi rahmat dan keberkahan serta kelancaran dalam penulisan Tugas Akhir ini.
2. Kedua Orang Tua yang telah memberi dukungan dan semangat baik secara materil maupun spiritual Bapak Amran N Totou dan Ibu Darsih Djawali, serta saudari-saudari saya.
3. Kedua Orang Tua Bapak Prayetno dan Ibu Sumiatin.
4. Rektor Universitas Islam Indonesia, Bapak Fathul Wahid, S. T., M.Sc., Ph.D.
5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia FTI UII.

6. Ibu Dyah Retno Sawitri, S.T, M.Eng. selaku Pembimbing kami yang telah memberikan banyak ilmu kepada kami sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan lancar.
7. Seluruh dosen, laboran, dan administrasi Jurusan Teknik Kimia atas ilmu, arahan, dan bantuannya selama perkuliahan.
8. Teman-teman group Wacana dan Radio Galau: Yasin, Vlorensia, Rizka, Gaukan, Jefry, Olis, Rahul, Faalih, Kiki, Novita, Ammar, Endah, Nugi, Ihsan, Opan dan Ocan, terimakasih untuk canda tawa, semangat dan bantuan kalian semua.
9. Teman-teman teknik kimia 2017, terima kasih atas dukungan, kebersamaan dan kenangannya selama ini.
10. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih telah ikut membantu kelancaran dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.

Semoga segala kebaikan dan pertolongan semuanya mendapat berkah dari Allah SWT. Dan akhirnya penulis menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari kata sempurna karena keterbatasan ilmu yang dimiliki. Untuk itu dengan kerendahan hati penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun dari semua pihak demi kebaikan Laporan Tugas Akhir ini. Semoga Laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan para pembaca sekalian.

Yogyakarta, Maret 2023

Penulis

DAFTAR ISI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ALKYL BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
PRAKATA ..	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiv
ABSTRAK ..	xv
ABSTRACT.....	xvi
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 Kebutuhan Produk di Indonesia	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	9
1.3 Tinjauan Pustaka.....	10
1.3.1 Jenis Proses Pembuatan Linear Alkylbenzene Sulfonate	10
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	15
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	16
2.3 Pengendalian Kualitas	17
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	18
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	18
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	21
BAB III. PERANCANGAN PROSES	21
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	21
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	21
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	22
3.2 Uraian Proses	23
3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku	25
3.2.2 Reaktor	28
3.2.3 Neutralizer	29

3.2.4	Decanter	30
3.2.5	Evaporator	31
3.2.6	Heater	32
3.2.7	Cooler	33
3.2.8	Pompa	35
3.4	Neraca Massa	39
3.5	Neraca Panas	42
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK		44
4.1	Lokasi Pabrik	44
4.2	Tata Letak Pabrik	45
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses	52
4.3.1	Perawatan (<i>Maintenance</i>)	54
4.4	Organisasi Perusahaan	55
4.4.1	Struktur Organisasi	57
4.4.2	Tugas dan Wewenang	62
4.4.3	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	72
BAB V. UTILITAS		79
5.1	Unit Penyedia & Pengelolaan Air	79
5.1.1	Unit Pengolahan Air	79
5.1.2	Perhitungan Kebutuhan Air	89
5.1.3	Unit Pembangkit Steam	91
5.1.4	Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik	91
5.1.5	Unit Penyedia Udara Instrumen	94
5.1.6	Unit Penyedia Bahan Bakar	94
5.1.7	Unit Pengelola Limbah	94
5.1.8	Laboratorium	95
BAB VI. EVALUASI EKONOMI		97
6.1	Perkiraan Harga Alat	97
6.2	Perhitungan Biaya	100
6.2.1	Capital Investment	100
6.2.2	Manufacturing Cost	101
6.2.3	General Expenses	102
6.3	Analisa Kelayakan	103
6.3.1	Percent Return On Investment	103
6.3.2	Pay Out Time (POT)	104
6.3.3	Break Even Point (BEP)	104
6.3.4	Shut Down Point (SDP)	106
6.3.5	Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)	107
6.4	Hasil Perhitungan	108

6.5	Analisa Keuntungan	113
6.6	Hasil Kelayakan.....	113
6.6.1	Percent Return On Investment (ROI).....	113
6.6.2	Pay Out Time (POT)	114
6.6.3	Break Even Point (BEP).....	114
6.6.4	Shut Down Point (SDP)	114
6.6.5	Discounted Cash Flow Rate	114
BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN		117
7.1	Kesimpulan.....	117
7.2	Saran	118
DAFTAR PUSTAKA		119
LAMPIRAN A.....		121
LAMPIRAN B.....		146
LAMPIRAN C.....		148

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor <i>linear alkylbenzene sulfonate</i> di Indonesia	3
Tabel 1.2 Produksi <i>linear alkylbenzene sulfonate</i> di Indonesia	5
Tabel 1.3 Data ekspor <i>linear alkylbenzene sulfonate</i> di Indonesia	6
Tabel 1.4 Data konsumsi <i>linear alkylbenzene sulfonate</i> di Indonesia	7
Tabel 1.5 Perbandingan macm – macam proses	14
Tabel 2.1 Spesifikasi produk.....	16
Tabel 2.2 Spesifikasi bahan baku.....	16
Tabel 2.3 Spesifikasi bahan pembantu.....	17
Tabel 3.1 Neraca massa total	25
Tabel 3.2 Neraca massa reaktor	27
Tabel 3.3.....	29
Tabel 3.3.5 Spesifikasi Evaporator.....	31
Tabel 3.3,6 Neraca panas reaktor	32
Tabel 3.3.7 Neraca panas decanter.....	33
Tabel 3.4.1 Neraca panas netralisator	39
Tabel 3.4.3 Neraca panas evaporator	40
Tabel 3.4.4 Spesifikasi tangka bahan baku	40
Tabel 3.4.5 Spesifikasi tangki penyimpanan produk	41
Tabel 3.5.1 Spesifikasi reaktor	41

Tabel 3.5.2 Spesifikasi decanter	42
Tabel 3.5.3 Spesifikasi evaporator	42
Tabel 3.5.4 Spesifikasi cooler	42
Tabel 4.21 Spesifikasi heater	50
Tabel 4.4.3.1 Spesifikasi pompa	70
Tabel 4.4.3.2 Area bangunan pabrik <i>linear alkylbenzene sulfonat</i>	71
Tabel 4.4.3.3 Kebutuhan air pembangkit steam.....	73
Tabel 5.1.2.1 Kebutuhan air untuk pendingin.....	88
Tabel 5.1.2.2 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga	88
Tabel 5.1.2.3 Kebutuhan listrik proses.....	89
Tabel 5.1.4.1 Kebutuhan listrik utilitas.....	92
Tabel 5.1.4.2 Jadwal kerja shift tiap regu	92
Tabel 6.1 Jabatan dan Keahlian	96
Tabel 6.4.1 Penggolongan gaji menurut jabatan.....	108
Tabel 6.4.2 Harga Index CEPCI	108
Tabel 6.4.3 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	108
Tabel 6.4.4 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	109
Tabel 6.4.5 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	109
Tabel 6.4.6 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	109
Tabel 6.4.7 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	110
Tabel 6.4.8 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	110
Tabel 6.4.9 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	110

Tabel 6.5.0 <i>Working Capital</i> (WC)	111
Tabel 6.5.1 <i>General Expenses</i> (GE)	111
Tabel 6.5.2 Total Biaya Produksi.....	111

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik kebutuhan impor <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	4
Gambar 1.2 Grafik kebutuhan ekspor <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	6
Gambar 1.3 Grafik konsumsi <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	8
Gambar 1.4 Rumus bangun <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	10
Gambar 1.5 Struktur <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	10
Gambar 3.2.1 Rumus bangun <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	24
Gambar 4.1.1 Lokasi pabrik <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	44
Gambar 4.2.3 <i>Plant Layout</i> pabrik <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	49
Gambar 4.3.1 Tata letak alat proses pabrik <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>	53
Gambar 4.4.1.1 Struktur organisasi	60
Gambar 5.1.1 Diagram alir utilitas.....	87
Gambar 6.1 hubungan indeks terhadap CEPCI.....	97

ABSTRAK

Linear Alkylbenzene Sulfonate atau (LABS) merupakan salah satu bahan surfaktan anionik. LABS dalam bidang industri banyak digunakan sebagai bahan aktif pembuatan detergen sintetis, bahan baku sabun, pembersih lantai, peralatan rumah tangga, kosmetik dan keperluan industri lainnya. LABS merupakan surfaktan yang paling banyak digunakan untuk pembuatan deterjen saat ini, karena merupakan surfaktan yang bersifat *biodegradable* atau mudah terurai sehingga lebih aman digunakan serta ramah terhadap lingkungan. Pabrik ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2027 dengan kapasitas 72.000 ton/tahun. LABS dengan rumus $C_{12}H_{25}SO_3Na$ merupakan senyawa hasil reaksi antara *Linear Alkylbenzene* ($C_{12}H_{25}$) dengan *Oleum* 20% ($H_2SO_4 \cdot SO_3$) di dalam suatu reactor alir tangki berpengaduk (RATB). Proses pembuatan LABS melalui tiga tahap, yaitu tahap sulfonasi, tahap pemisahan dan tahap netralisasi. Reaksi sulfonasi mencapai tingkat konversi sebesar 96% dimana rasio LAB dengan *Oleum* 20% yaitu 1:1,25 serta beroperasi pada suhu 30°C. Pabrik LABS direncanakan akan dibangun di Cilegon, Provinsi Banten, dengan luas area 18.900 m². Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan jumlah 151 karyawan. Berdasarkan Analisa ekonomi diperoleh *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak yaitu sebesar 36% dan *Return of Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 27%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak yaitu 2,3 tahun dan *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 2,8 tahun. Sehingga didapatkan nilai Break Event Point (BEP) yaitu sebesar 46% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 31%. Berdasarkan pertimbangan hasil analisa ekonomi tersebut, maka pabrik LABS dengan kapasitas 72.000 ton/tahun memungkinkan untuk dilanjutkan ke tahap perancangan.

Kata kunci: *Alkylbenzene*, *Linear alkylbenzene sulfonate*, NaOH 48%, *Oleum* 20%, Sulfonasi

ABSTRACT

Linear Alkylbenzene Sulfonate or (LABS) is one of the surfactant ingredients anionic. LABS in the industrial sector is widely used as an active ingredient in the manufacture of synthetic detergents, a raw material for soap, floor cleaners, household appliances, cosmetics and other industrial needs. LABS is the most widely used surfactant for the manufacture of detergents today, because it is a surfactant that is biodegradable or easily decomposed, making it safer to use and friendly to the environment. This factory is planned to be built in 2027 with a capacity of 72,000 tons/year. LABS with the formula $C_{12}H_{25}SO_3Na$ is a compound resulting from the reaction between Linear Alkylbenzene ($C_{12}H_{25}$) and 20% Oleum ($H_2SO_4 \cdot SO_3$) in a continue stirred tank reactor (CSTR). The process of making LABS goes through three stages, namely the sulfonation stage, the separation stage and the neutralization stage. The sulfonation reaction achieves a conversion rate of 96% where the ratio of LAB to 20% Oleum is 1:1.25 and operates at 30°C. The LABS factory is planned to be built in Cilegon, Banten Province, with an area of 18,900 m². This chemical plant will be operated for 330 days or 24 hours a day with a total of 151 employees. Based on economic analysis, the Return of Investment (ROI) before tax is 36% and the Return on Investment (ROI) after tax is 27%. Pay Out Time (POT) before tax is 2.3 years and Pay Out Time (POT) after tax is 2.8 years. So that the Break Event Point (BEP) value is 46% and the Shut Down Point (SDP) is 31%. The results of the economic analysis for the LABS plant with a capacity of 72,000 tons/year to proceed to the design stage.

Keywords: Alkylbenzene, Linear alkylbenzene sulfonate, NaOH 48%, Oleum 20%, Sulfonation.

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara yang sangat kaya akan sumber daya alam dan manusia. Sumber daya alam Indonesia terbentang luas dari Sabang hingga Merauke dengan luas kepulauan dan laut yang mencapai 5.180.053 km². Dengan luas negara Indonesia yang sangat besar, tentunya terdapat sumber daya alam yang banyak pula.

Indonesia saat ini sedang berkembang di semua sektor, termasuk sektor industri. Salah satu industri yang mempunyai peranan penting adalah industri petrokimia. Perkembangan industri petrokimia di Indonesia diharapkan dapat memacu pertumbuhan ekonomi dan industri untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan memberikan lapangan pekerjaan bagi masyarakat Indonesia sehingga dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat. Pembangunan industri juga ditujukan untuk memperkuat struktur ekonomi nasional dengan keterkaitan yang kuat dan saling mendukung antar sektor, meningkatkan daya tahan perekonomian nasional, dan mendorong berkembangnya kegiatan berbagai sektor pembangunan lainnya.

Salah satu contoh produk petrokimia yang sangat populer di Indonesia maupun dunia adalah detergen. Detergen merupakan surfaktan yang sangat luas penggunaannya, baik untuk keperluan rumah tangga maupun industri. Berdasarkan rumus kimianya, detergen golongan sulfonat dibedakan menjadi dua jenis yaitu jenis rantai bercabang seperti Alkyl

Benzene Sulfonate (ABS) dan jenis rantai lurus Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS). Linear Alkylbenzene Sulfonate merupakan salah satu surfaktan anionik yang berwujud cair dengan rumus molekul yang digunakan sebagai bahan baku utama pada industri detergen. Linear alkylbenzene biasanya digunakan sebagai bahan baku utama dalam pembuatan pembuatan Sodium Linear Alkylbenzene Sulfonate. Alkylbenzene disulfonasi menggunakan asam sulfat, oleum atau SO₃ gas. Sodium Linear Alkylbenzene Sulfonate diperoleh dengan variasi proses yang berbeda pada bahan yang aktif, bebas asam, warna maupun viskositas (Verge et al., 2001).

Dengan semakin meningkatnya penggunaan detergen dalam kehidupan masyarakat, mengakibatkan kebutuhan akan Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) semakin meningkat pula. Oleh karena itu, pabrik Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Untuk memenuhi kebutuhan didalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor Sodium Linear Alkylbenzene Sulfonate.
2. Untuk memacu pertumbuhan ekonomi dan industri untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan memberikan lapangan pekerjaan bagi masyarakat Indonesia sehingga dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik Linear Alkylbenzene Sulfonate dari Alkylbenzene dan Oleum 20% akan dibangun dengan kapasitas 72.000 Ton/Tahun untuk pembangunan pabrik di tahun 2027. Penentuan kapasitas ini dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan, antara lain:

1.2.1 Kebutuhan Produk di Indonesia

Berdasarkan data statistik, kebutuhan Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia mengalami peningkatan. Produksi LABS di Indonesia yang masih belum mencukupi kebutuhan dalam negeri, sehingga mengakibatkan LABS harus diimpor dari luar negeri.

a. Supply

Impor

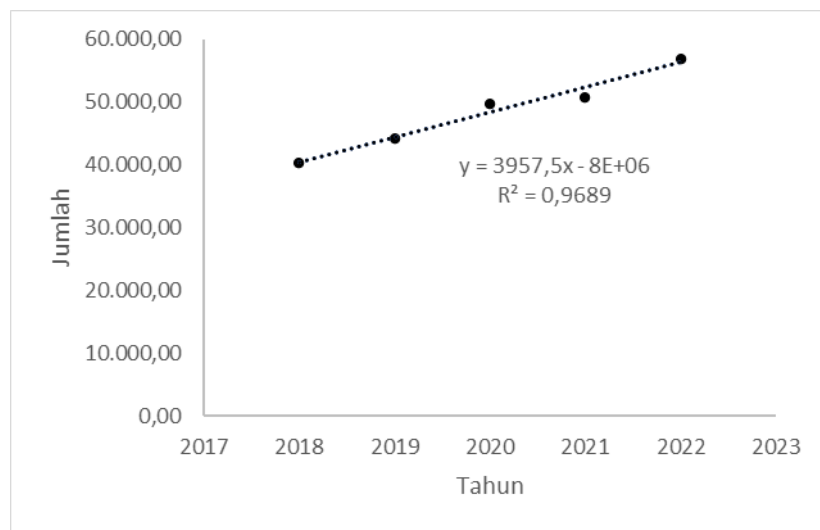
Data statistik yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) di Indonesia dari tahun 2018 sampai tahun 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)
2018	40.288,99
2019	44.311,70
2020	49.784,04
2021	50.704,44
2022	56.879,99

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Dari data impor diatas dapat dibuat grafik Linear antara datatahun pada sumbu x dan data impor data impor dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Impor Linear Alkylbenzene Sulfonate

Perkiraan impor LABS di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 3957,5x + 8000000$ dimana nilaix sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor LABS.

Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2027 kebutuhan impor LABS di Indonesia sebesar :

$$y = 3957,5x + 8000000$$

$$y = 3957,5 (2025) + 8000000$$

$$y = 21.853 \text{ ton/tahun}$$

Produksi

Produksi Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) dalam negeri berdasarkan pabrik yang telah berdiri di Indonesia dapat dilihat pada tabel 1.2

Tabel 1.2 Produksi Linear Alkyl Benzene Sulfonate di Indonesia

Pabrik	Kapasitas Produksi
PT KAO Indonesia	60.000
PT Aktif Indonesia	60.000
PT Jaya Raya	35.000
PT Johnson & Son	2.000
Total	157.000

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Berdasarkan data impor dan produksi Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia pada tahun 2027 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned}\text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi} \\ &= (21.853 + 157.000) \text{ Ton/Tahun} \\ &= 178.853 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

b. Demand

Ekspor

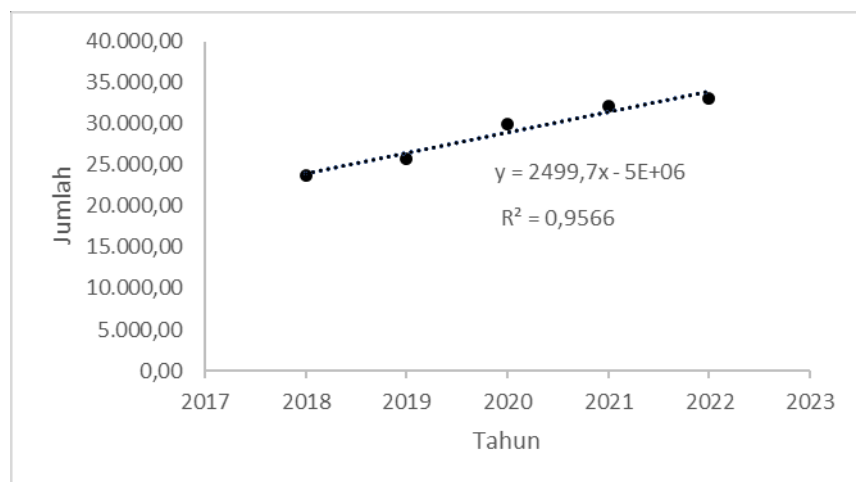
Data statistik yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) di Indonesia dari tahun 2018 sampai tahun 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Perkembangan Ekspor Linear Alkylbenzene Sulfonate di
Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton)
2018	23.778,57
2019	25.842,93
2020	30.007,46
2021	32.216,29
2022	33.090,38

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Dari data ekspor Linear Alkylbenzene Sulfonate diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Kebutuhan Ekspor *Linear Alkylbenzene Sulfonate*.

Perkiraan ekspor Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia pada tahun yang akandatang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 2499,7x - 5000000$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi Linear Alkylbenzene Sulfonate. Dengan persamaan di atas diperkirakan

untuk tahun 2027 kebutuhan ekspor Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia sebesar :

$$y = 2499,7 x - 5000000$$

$$y = 2499,7 (2027) - 5000000$$

$$y = 66.892 \text{ Ton/Tahun}$$

Konsumsi

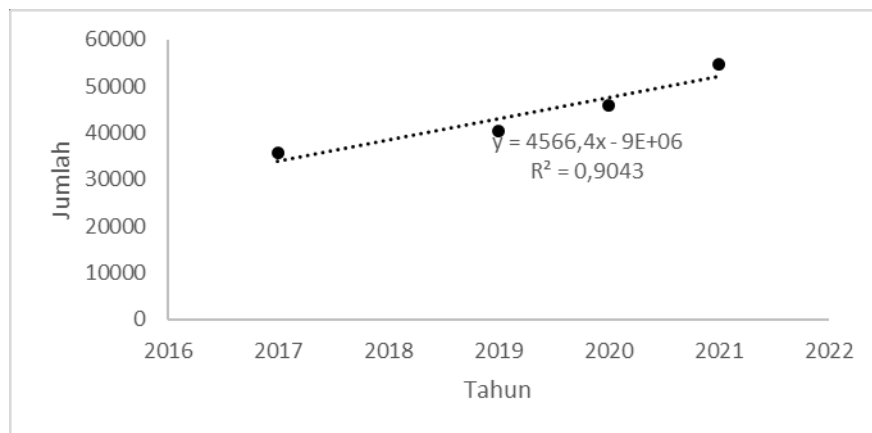
Konsumsi Linear Alkylbenzene sulfonate dalam negeri menurut Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Data konsumsi atau pemakaian akan Linear Alkylbenzene sulfonate (LABS) di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Data Pemakaian atau Konsumsi Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia

Tahun	Konsumsi (Ton)
2017	35686
2019	40521
2020	45930
2021	54819

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Dari data konsumsi Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada gambar 1.3.



Gambar 1.3 Grafik Konsumsi *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Perkiraan konsumsi Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 4566,4x - 9000000$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi Linear Alkylbenzene Sulfonate. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2025 kebutuhan konsumsi Linear Alkylbenzene sulfonate di Indonesia sebesar :

$$y = 4566,4x - 9000000$$

$$y = 4566,4 (2027) - 9000000$$

$$y = 256.093 \text{ Ton/Tahun}$$

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia pada tahun 2027 yang telah diketahui, maka dapat

ditentukan nilai demand (Permintaan) dari Linear Alkylbenzene Sulfonate di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned}\text{Demand} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= (66.892 + 256.093) \text{ Ton/Tahun} \\ &= 322.986 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi, dan produksi pada tahun 2019. Maka, peluang pasar untuk Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= (322.986) - (178.853) \\ &= 144.132 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan analisis demand dan supply maka peluang pabrik linear alkylbenzene sulfonate yang akan dibangun pada tahun 2027 sebesar 144.132 Ton/Tahun. Dari peluang tersebut maka akan diambil kapasitas 60% dari total peluang yaitu sebesar 72.000 Ton/Tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

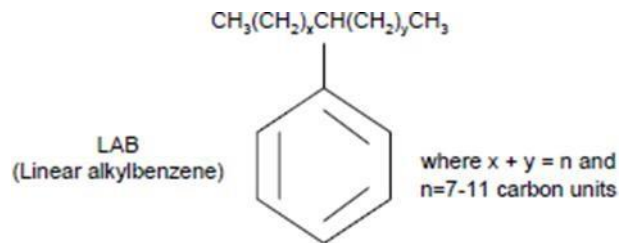
Bahan baku Alkylbenzene yang digunakan dalam pembuatan Linear Alkylbenzene sulfonate (LABS) dapat diperoleh dari PT Unggul Indah Cahaya dengan kapasitas 180.000 ton/tahun yang terletak di kawasan industri Cilegon, Banten. Sedangkan untuk bahan baku Oleum 20% dapat diperoleh dari PT Indonesian Acids Industry dengan kapasitas 82.500 ton/tahun yang terletak di kawasan Timur Jakarta dan NaOH 48% dapat

diperoleh dari pabrik PT Asahimas Chemical dengan kapasitas 500.000 ton/tahun yang terletak di daerah Cilegon, Banten.

1.3 Tinjauan Pustaka

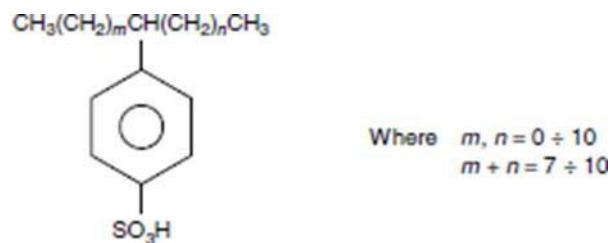
1.3.1 Jenis Proses Pembuatan Linear Alkylbenzene Sulfonate

Linear alkil benzene sulfonat (LABS) dihasilkan dari proses sulfonasi linear alkil benzene (LAB). Struktur dari LAB dan LABS diunjukkan pada gambar berikut:



Gambar 1.4 Struktur *Linear Alkil Benzene (LAB)*

(Sumber: Adami, Icilio. *Production of Linear Alkylbenzene Sulfonate and α -Olefin Sulfonate*)



Gambar 1.5 Struktur *Linear Alkil Benzene Sulfonate (LABS)*

Linear Alkil Benzene Sulfonate (LABS)

(Sumber: Adami, Icilio. *Production of Linear Alkylbenzene Sulfonate and α -Olefin Sulfonate*)

Pemilihan proses memiliki peran sangat penting karena untuk menentukan proses yang akan digunakan dalam pembangunan pabrik. Hal tersebut dapat ditinjau dari keuntungan yang bisa didapatkan dari segi ekonomi maupun teknik.

Terdapat tiga proses yang dapat digunakan dalam memproduksi Linear Alkylbenzene Sulfonate yaitu :

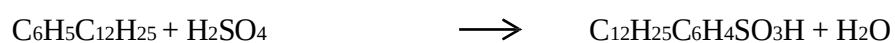
1. Reaksi Sulfonasi dengan H₂SO₄
2. Reaksi Sulfonasi dengan gas SO₃
3. Reaksi sulfonasi dengan Oleum 20%

a. Reaksi dengan H₂SO₄

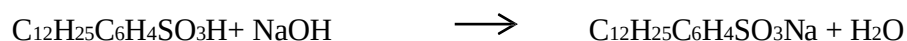
Proses sulfonasi dengan sulfating agent H₂SO₄ merupakan cara yang pertama kali dilakukan. Proses ini dapat berjalan secara batch maupun kontinyu. Proses berlangsung pada suhu 0-51°C dengan tekanan 1 atm, tergantung pada kualitas warna produk yang diinginkan. Dalam proses ini tidak menggunakan katalis, Alkylbenzene direaksikan langsung dengan H₂SO₄ 100% dengan perbandingan mol H₂SO₄ dan Alkylbenzene 1,6:1,8 (Kirk and Othmer, 1998).

Reaksi yang terjadi :

Reaksi sulfonasi



Reaksi netralisasi



Selanjutnya produk hasil sulfonasi direaksikan dengan NaOH dengan kadar 20-50 % (Peters and Timmerhaus, 1991) dan didapatkan hasil akhir *Linear Alkylbenzene sulfonate*. Reaksi menggunakan H₂SO₄ ini tidak banyak digunakan karena menghasilkan air sehingga produk yang dihasilkan berupa larutan encer dan berbuih. selain itu, keberadaan air yang sangat banyak akan menyebabkan reaksi bergeser kekiri dan kecepatan reaksinya lambat (Kadirun, 2010).

b. Reaksi dengan Gas SO₃

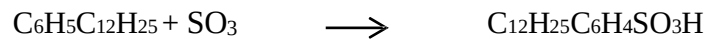
Pembuatan Linear Alkylbenzene sulfonate dengan gas SO₃ terdiri dari empat tahap yaitu, proses pengeringan udara, produksi gas SO₂, konversi gas SO₂ menjadi gas SO₃ dan proses sulfonasi. Proses pengeringan udara bertujuan untuk menghilangkan kandungan air yang terdapat di udara. Apabila di udara terdapat kandungan air dalam jumlah yang cukup banyak maka dapat memicu terbentuknya Oleum karena reaksi antara H₂O dengan SO₃ dan ini menyebabkan kualitas warna Linear Alkylbenzene sulfonate rendah. Untuk menghasilkan gas SO₃, udara kering direaksikan dengan sulfur dalam bentuk cair dan konversi gas SO₂ menjadi gas SO₃ menggunakan katalis V₂O₅.

Reaksi yang terjadi:

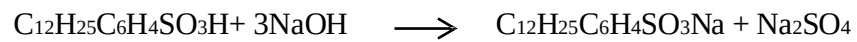
Reaksi antara SO₂ dan O₂



Reaksi sulfonasi



Reaksi Netralisasi



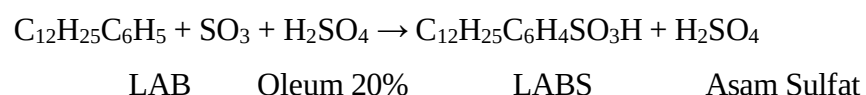
Reaksi sulfonasi berlangsung dalam satu reaktor gelumbung, suhu reaksi 50°C dan tekanan 1,5 atm (Kirk and Othmer, 1998). Selain sangat mudah terbentuknya reaksi samping yang tidak diinginkan, biaya produksi proses sulfonasi dengan gas SO₃ cenderung lebih mahal dan warna produk yang dihasilkan juga lebih gelap (Kadirun, 2010).

c. Reaksi dengan Oleum 20%

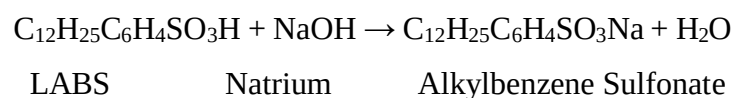
Pada proses sulfonasi dengan Oleum, reaksi terjadi pada reaktor alir tangki berpengaduk dengan suhu reaksi 38-60°C dan tekanan 1 atm. Oleum yang digunakan adalah Oleum 20% denganaperbandingan mol Alkylbenzene dan Oleum 20% adalah 1:1,25 (Peters and Timmerhaus, 1991).

Reaksi yang terjadi :

Reaksi sulfonasi



Reaksi Netralisasi



Keunggulan dari proses ini adalah penanganannya mudah, biaya produksi juga relatif lebih murah jika dibandingkan dengan proses lain, warna dari produk yang dihasilkan terang dan dihasilkan produk samping H_2SO_4 yang masih dapat dijual dipasaran (Kirk and Othmer, 1983).

Tabel 1.5 Perbandingan Macam-Macam Proses

Keterangan	Proses Sulfonisasi		
	H_2SO_4	Gas SO_3	<i>Oleum</i> 20%
Reaktor	RATB	Gelembung	RATB
Waktu	$\pm 3,5$ jam	15 - 30 menit	1,5 - 2 jam
Temperatur	0 – 50 °C	50 °C	38 – 60 °C
Tekanan	1 atm	1,5 atm	1 atm
Laju Reaksi	Lebih lambat	Cepat	Lebih cepat
Proses	<i>Batch</i>	Kontinu atau <i>batch</i>	kontinyu
<i>Sulfonating Agent</i>	H_2SO_4	SO_3 Uap	<i>Oleum</i> 20%
Peralatan	Rumit	Rumit	Sederhana
Hasil Samping	H_2O	-	H_2SO_4
Katalis	-	Katalis V_2O_5	-
Biaya Produksi	lebih mahal lebih banyak	Lebih mahal dan kondisi operasi yang tinggi serta energi yang digunakan lebih besar	Lebih murah dalam reaksi
Konversi	90%	95%	96%

(Kirk and Othmer, 1983; Kadirun, 2010)

Dari ketiga uraian proses sulfonasi diatas, maka dipilih proses yang ketiga, yaitu proses sulfonasi yang menggunakan *Oleum* 20%. Alasan pemilihan proses tersebut antara lain :

1. Kondisi operasi yang lebih rendah

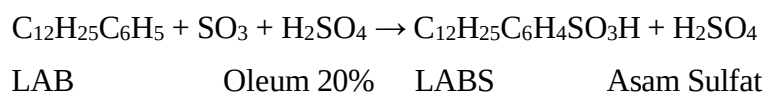
2. Konversi reaksi yang dapat dihasilkan sebesar 96%
3. Menghasilkan produk samping berupa H_2SO_4 yang dapat dijual dipasaran
4. Biaya produksi yang lebih murah

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

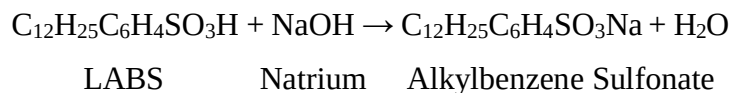
Pada proses sulfonasi dengan *Oleum*, reaksi terjadi pada reaktor alir tangki berpengaduk dengan suhu reaksi 38-60 oC dan tekanan 1 atm. Oleum yang digunakan adalah Oleum 20% denganaperbandingan mol Alkylbenzene dan Oleum 20% adalah 1:1,25 (Peters and Timmerhaus, 1991).

Reaksi yang terjadi :

Reaksi sulfonasi



Reaksi Netralisasi



Kinetika reaksi :

$$- \frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A C_B - k_2 C_C$$

$$= k_1 C_A C_B$$

$$- \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A C_B} = \int_0^t k_1 dt$$

$$\frac{1}{C_B} \ln \frac{C_A C_{B0}}{C_{A0} C_B} = k_1 t$$

$$\ln \frac{C_A C_{B0}}{C_{A0} C_B} = k_1 C_B t$$

$$\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = -k_1 C_B t$$

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = e^{-k_1 C_B t}$$

$$C_A = C_{A0} e^{-k_1 C_B t}$$

$$1 \begin{pmatrix} ? \\ ? \end{pmatrix} \begin{pmatrix} ? & ? & ? \\ ? & ? & ? \end{pmatrix} (1 - \begin{pmatrix} ? & ? \end{pmatrix})$$

$$\begin{array}{r} \text{? ? ? . ?} \text{))) } \text{?} \\ \text{?} = 9,7986 \overline{\text{?}^3 \text{? ? ? ? . ? ? ?}} \end{array}$$

BAB II. PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan *linear alkylbenzene sulfonate* dirancang berdasarkan variable utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

Parameter	<i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	Asam Sulfat
Bentuk	Cair	Cair
Rumus Molekul	$C_{18}H_{29}SO_3Na$	H_2SO_4
Berat Molekul (BM)	348,5 g/gmol	98,08 g/gmol
Viskositas	4,24 cp	26,7 cp
Kapasitas Panas	0,18148 kkal/kg.K	0,17102 kkal/kg.K
Titik didih	315° C	335° C
Densitas	1,07 g/cm ³	1,84 g/cm ³
Kemurnian	$C_{18}H_{29}SO_3Na$ 93,86% ; Na_2SO_4 1,85% ; H_2O 1,5% ; $C_{18}H_{30}$ 2,79%	H_2SO_4 98% ; H_2O 2%
Kelarutan	Mudah larut	Mudah larut

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Parameter	<i>Alkylbenzene</i>	<i>Oleum 20%</i>
Bentuk	Cair	Cair
Rumus Molekul	$C_6H_5C_{12}H_{25}$	$H_2SO_4.SO_3$
Berat Molekul (BM)	246 g/gmol	178g/gmol
Kapasitas Panas	0,21074 kkal/kg.K	0,07350 kkal/kg.K
Densitas	0,873 g/cm ³	1,9 g/cm ³
Kemurnian	100%	H_2SO_4 80% ; SO_3 20%

Titik didih	320° C	150° C
Viskositas	2,47 cp	10,3 cp
Kelarutan	Tidak larut dalam air dingin dan methanol	Mudah larut

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung

Parameter	NaOH 48%	LABSA
Bentuk	Cair	Cair
Berat Molekul (BM)	40 g/gmol	320 g/gmol
Viskositas	3,87 cp	1300 cp
Densitas	1,43 g/cm ³	1,070 g/cm ³
Kapasitas Panas	0,40327 kkal/kg.K	0,25531 kkal/kg.K
Titik didih	143° C	315°C
Titik beku	2° C	-10°C
Kelarutan	Larut dalam air dan beberapa pelarut organik.	Mudah larut dalam air dan etanol, tidak dapat larut dalam pelarut organik umum.

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dilakukan pada prarancangan pabrik agar sesuai dengan spesifikasi mutu produk yang akan dibuat. Rencana pengendalian kualitas ini terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standar Amerika yaitu ASTM 1972. Adapun parameter yang akan diukur adalah sebagai berikut:

- 1) Kemurnian dari bahan baku *linear alkylbenzene sulfonate*.
- 2) Kadar Air
- 3) Kadar Zat Pengotor

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Sebelum dilakukan proses produksi, terlebih dahulu dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh seperti kandungan dan kemurniannya. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian Kualitas Proses pada pabrik adalah untuk memastikan kinerja suatu proses kimia, memastikan kestabilan suatu proses kimia, dan menekan gangguan eksternal. Pengendalian Kualitas Proses juga untuk mengendalikan keluaran dari suatu proses dengan hasil yang diinginkan. Pengendalian Kualitas Proses dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik volume maupun suhu. Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

1) Level Controller

Level Controller (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

2) *Temperature Controller*

Temperature Controller (TC) adalah sistem otomatisasi yang dapat berfungsi dengan memanfaatkan bantuan berbagai macam sensor sebagai input, seperti sensor gerak, sensor suhu, sensor kecepatan dan masih banyak lagi, yang selanjutnya akan di proses oleh control unit untuk memberikan perintah kepada sistem selanjutnya.

3) *Pressure Controller*

Pressure Controller (PC) berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang ditetapkan. PC sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran steam atau gas.

4) *Flow Controller*

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

Selain itu, terdapat juga alat-alat yang membantu selama pengendalian proses, seperti Sensor, yang digunakan untuk mengidentifikasi variable-variabel proses. Ada juga yang dinamakan Actuator, sebuah peralatan mekanis untuk menggerakkan atau mengontrol sebuah mekanisme atau sistem. Contohnya *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

Aliran yang terdapat pada system control juga berpengaruh dalam pengendalian proses ini. Contohnya aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*, aliran listrik digunakan untuk

suhu dari sensor ke *controller*. Aliran mekanik digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

Alat-alat control pada pabrik dan PEFD nya yaitu:

- a) Tangki – 01 : Level Indikator (LI)
- b) Tangki – 02 : Level Indikator (LI)
- c) Tangki – 03 : Level Indikator (LI)
- d) Tangki – 04 : Level Indikator (LI)
- e) Tangki – 05 : Level Indikator (LI)
- f) Pompa – 01 : Flow Controller (FC)
- g) Pompa – 02 : Flow Controller (FC)
- h) Pompa – 03 : Level Controller (LC)
- i) Pompa – 04 : Flow Controller (FC)
- j) Pompa – 05 : Flow Controller (FC)
- k) Pompa – 06 : Flow Controller (FC)
- l) Pompa – 07 : Level Controller (LC)
- m) Pompa – 08 : Level Controller (LC)
- n) Heat Exchanger – 01 : Temperature Controller (TC)
- o) Heat Exchanger – 02 : Temperature Controller (TC)
- p) Heat Exchanger – 03 : Temperature Controller (TC)
- q) Cooler – 01 : Temperature Controller (TC)
- r) Cooler – 02 : Temperature Controller (TC)
- s) Reaktor – 01 : Level Controller (LC), dan Temperature Controller (TC)
- t) Neutralizer – 01 : Level Controller (LC), dan Temperature Controller (TC)

u) Evaporator – 01 : Level Controller (LC)

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

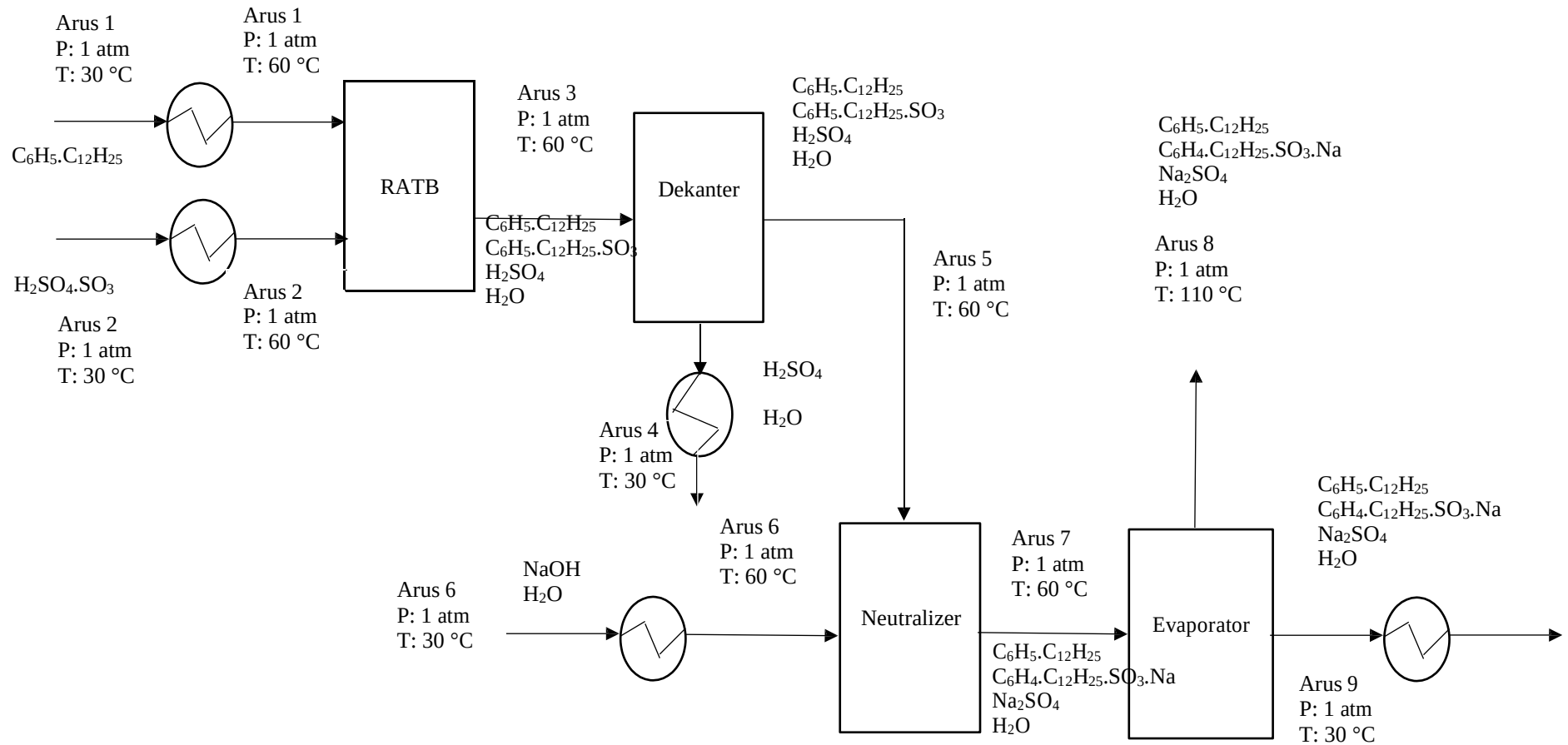
Setelah Pengendalian Kualitas Proses selesai dilakukan, langkah selanjutnya dilakukan Pengendalian Kualitas Produk. Langkah ini dilakukan untuk mengevaluasi kualitas atau mutu produk yang sudah melewati tahap pemrosesan. Pengendalian kualitas ini biasa dilakukan dengan menguji produk di laboratorium, seperti uji viskositas, volatilitas, densitas, komposisi komponen yang ada pada produk dan juga kemurnian produk.

BAB III. PERANCANGAN PROSES

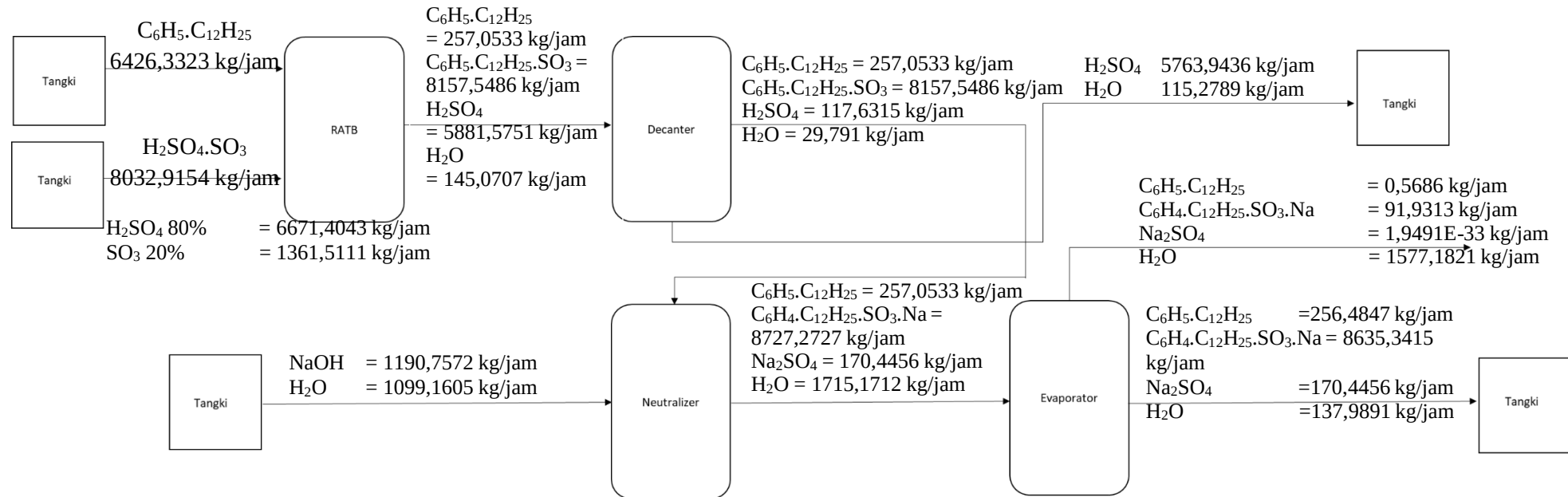
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

Diagram Alir pada Proses terbagi menjadi 2, yaitu Diagram Alir Kualitatif dan Diagram Alir Kuantitatif

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Neraca Massa

Komponen	Arus (kg/jam)								
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	6426,3323		257,0533		257,0533		257,0533	0,5686	256,4847
$H_2SO_4.SO_3$									
H_2SO_4		6671,4043							
SO_3		1361,5111							
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$			8175,5486		8175,5486				
H_2SO_4			5881,5751	5763,9436	117,6315				
H_2O			145,0707	115,2789	29,7918	1190,7572	1715,1712	1577,1821	137,9891
$NaOH$						1099,1605			
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$							8727,2727	91,9313	8635,3415
Na_2SO_4							170,4456	1,9491E-33	170,4456
Total	6426,3323	8032,9154	14459,2476	5879,2225	8580,0252	2289,9177	10869,9429	1669,6819	9200,2610

3.2 Uraian Proses

1. Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku dari Tangki Penyimpan (T-01 dan T-02) dalam kondisi operasi suhu 30 °C serta tekanan 1 atm dipompa (P-01 dan P-02) kemudian bahan baku menuju heater (HE-01 dan HE-02) untuk dipanaskan hingga suhu 60 °C kemudian masuk reaktor dengan perbandingan antara linear alkylbenzene dengan oleum 20 % sebesar 1 : 1,25.

2. Proses Pembentukan Produk

Reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) pada kondisi isothermal. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi eksotermis dan tidak dapat balik sehingga suhu dalam reaksi harus dipertahankan untuk menghindari terjadinya reaksi samping. Untuk menjaga suhu reaksi dilakukan pemanasan dengan menggunakan coil pendingin. Dalam reaksi pembentukan asam alkylbenzene sulfonat, produk keluar pada suhu 60 °C, tekanan 1 atm dan dialirkan melalui pompa (P-03) menuju decanter (DC-01).

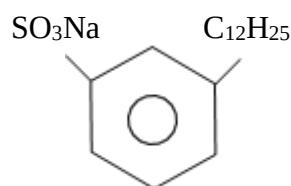
3. Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Hasil keluaran reaktor berupa asam linear alkylbenzene sulfonate dan H_2SO_4 (hasil samping yang selanjutnya diambil sebagai produk untuk dijual), pengambilan produk H_2SO_4 terjadi dalam decanter (DC-01) dengan memanfaatkan beda densitas pada masing-masing produk. Produk yang memiliki densitas yang lebih besar akan menjadi fase berat dan produk yang memiliki densitas yang lebih kecil akan menjadi fase ringan. H_2SO_4 dapat

terpisah dari produk utama *linear alkylbenzene sulfonate*, sehingga dihasilkan produk bermutu dengan sedikit kadar asam. Kemudian asam *alkylbenzene sulfonate*, sedikit *alkylbenzene* dan H_2SO_4 dinetralkan dengan NaOH 48% dalam Netralisator (N-01). Selanjutnya di dalam Evaporator (EV) dipekatkan. Produk sebesar 6983.9871 kg/jam, di Evaporator-01 diuapkan air sebesar 1577,18 kg/jam sehingga didapat hasil utama *linear alkylbenzene sulfonate* (LABS) sebesar 8635,3415 kg/jam.

4. Tinjauan Pembuatan Proses

Linear alkylbenzene sulfonate adalah bahan detergen yang mudah larut dalam air, dengan lebih dari 80.000 isomer dari C10 - C15 pada rantai alkil, tetapi pada umumnya yang sering digunakan adalah dodecane. *Alkylbenzene sulfonate* dapat dibuat melalui reaksi antara *alkylbenzene* dengan H_2SO_4 100%, oleum 20% atau *anhydrous sulfur trioxide* dengan suhu antara 37,78 – 60 0C [Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1983, Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980]



Gambar 3.2.1 Rumus bangun Linear Alkyl Benzene Sulfonate

Dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk terjadi proses sulfonasi yang berlangsung secara eksotermis. Reaksi sulfonasi ini berjalan cukup cepat dengan konversi 99% dalam waktu kurang dari 5 menit, dengan panas reaksi (H) = -420 kJ/kg [Austin, G.T., 1984].

Pemurnian produk dapat dilakukan dengan cara memisahkan antara asam sulfonat dengan sisa asam sulfat menggunakan beda densitas sehingga diperoleh hasil/produk dengan kadar sulfat rendah. Asam sulfonat yang ada dinetralkan dengan larutan NaOH 20 – 50% pada suhu 50 – 60 °C [Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1983, Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980]. Netralisasi hasil sulfonasi bersifat eksotermis dengan panas reaksi 6 – 8 kali panas reaksi sulfonasi [Austin, G.T., 1984].

3.3 Spesifikasi Alat

Berikut ini merupakan spesifikasi peralatan pada proses pembuatan *linear alkylbenzene sulfonate* dari bahan baku *linear alkyl Benzene* dan *Oleum* 20% dengan kapasitas 72.000 Ton/Tahun:

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Perbandingan Titik didih bahan yang disimpan pada tangki dengan suhu simpannya:

- a) Untuk Tangki T-01 yang digunakan sebagai penyimpanan bahan baku alkylbenzene, Suhu penyimpanan Tangki sebesar 30°C, sedangkan Titik didih bahan yang disimpan pada tangki sebesar 320°C.
- b) Untuk Tangki T-02 yang digunakan sebagai penyimpanan bahan baku oleum, Suhu penyimpanan Tangki sebesar 30°C, sedangkan Titik didih bahan yang disimpan pada tangki sebesar 150°C.

- c) Untuk Tangki T-03 yang digunakan sebagai penyimpanan hasil samping H_2SO_4 , Suhu penyimpanan Tangki sebesar 30°C , sedangkan Titik didih bahan yang disimpan pada tangki sebesar 335°C .
- d) Untuk Tangki T-04 yang digunakan sebagai penyimpanan bahan baku NaOH , Suhu penyimpanan Tangki sebesar 30°C , sedangkan Titik didih bahan yang disimpan pada tangki sebesar 143°C .
- e) Untuk Tangki T-05 yang digunakan sebagai penyimpanan produk LABS, Suhu penyimpanan Tangki sebesar 30°C , sedangkan Titik didih bahan yang disimpan pada tangki sebesar 315°C .

Tabel 3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Fungsi peruntukan alat	Menyimpan <i>alkylbenzene</i>	Menyimpan Oleum 20%	Menyimpan H_2SO_4 98%	Menyimpan NaOH	Menyimpan <i>linear alkylbenzene sulfonate</i>
Lama penyimpanan	7 Hari	7 Hari	7 Hari	7 Hari	7 Hari
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1	1	1
Jenis tangki	Silinder vertical	Silinder vertical	Silinder vertical	Silinder vertical	Silinder vertical
Kondisi operasi	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: Stainles Steel 304 Grade C Volume tangki: 1559,2619 m ³ Diameter: 18,29 m Tinggi: 10,5442 m Jumlah <i>course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> : 0,25 in	Bahan Konstruksi: Stainles Steel 304 Grade C Volume tangki: 1952,1450 m ³ Diameter: 21,34 m Tinggi: 11,0635 m Jumlah <i>course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> : 0,25 in	Bahan Konstruksi: Stainles Steel 304 Grade C Volume Tangki: 1401,3249 m ³ Diameter: 18,29 m Tinggi: 10,5442 m Jumlah <i>course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> : 0,25 in	Bahan Konstruksi: Stainles Steel 304 Grade C Volume Tangki: 268,9515 m ³ Diameter: 10,67 m Tinggi: 9,2160 m Jumlah <i>course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> : 0,19 in	Bahan Konstruksi: Stainles Steel 304 Grade C Volume Tangki: 2085,9684 m ³ Diameter: 18,29 m Tinggi: 10,5442 m Jumlah <i>course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> : 0,25 in
Head & Bottom	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal <i>head</i> : 1,250 in (<i>Flat Bottom</i>) Tebal <i>bottom</i> : 0,75 in	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal <i>head</i> : 1,375 in (<i>Flat Bottom</i>) Tebal <i>bottom</i> : 0,875 in	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal <i>head</i> : 1,250 in (<i>Flat Bottom</i>) Tebal <i>bottom</i> : 0,75 in	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal <i>head</i> : 0,750 in (<i>Flat Bottom</i>) Tebal <i>bottom</i> : 0,50 in	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal <i>head</i> : 1,250 in (<i>Flat Bottom</i>) Tebal <i>bottom</i> : 0,875 in
Harga (Rupiah)	US\$ 646000	US\$ 747600	US\$ 602600	US\$ 206100	US\$ 780500

3.2.2 Reaktor

Spesifikasi umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan <i>alkylbenzene</i> dengan <i>oleum</i> 20%
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga, Rp	: Rp 1.971.061.443,43

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 60°C
Tekanan, atm	: 1 atm
Kondisi Proses	: isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi	: Stainless Steel 304 Grade C
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 1,6765 m
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,1875 in
Tinggi total, m	: 2,8582 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical head</i>

Insulasi

Bahan	: Stainless Steel 304 Grade C
Konduktivitas panas, W/m.K	: 74,6379
Tebal isolasi, m	: 0,381 m

Spesifikasi khusus

Tabel 3.2.2 Reaktor

Jenis Reaktor	Spesifikasi dan satuan	
Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	a	6 flat-blade turbine
	b	182,203 rpm
	c	30 HP
	d	Jumlah 4 buah dengan lebar ukuran baffle 3,7188 in

3.2.3 Neutralizer

Spesifikasi umum

Kode	: N-01
Fungsi	: Menetralkan asam sulfonat (ABS) menjadi LAS menggunakan NaOH 20%
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga, Rp	: Rp 1.581.450.854,61

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 60°C
Tekanan, atm	: 1 atm
Kondisi Proses	: isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi	: Stainless Steel 304 Grade C
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 1,209675 m
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,1875 in
Tinggi total, m	: 2,389393311 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical head</i>

Insulasi

Bahan	: Stainless Steel 304 Grade C
Konduktivitas panas, W/m.K	: 74,6379
Tebal isolasi, m	: 0,381 m

Spesifikasi khusus

Tabel 3.3 Neutralizer

Jenis Reaktor	Spesifikasi dan satuan	
Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	a	6 flat-blade turbine
	b	964,2690479 rpm
	c	0,5 HP
	d	Jumlah 4 buah dengan lebar ukuran baffle 2,69875 in

3.2.4 Decanter

Nama dan kode	: Dekanter (D-01)
Fungsi	: Memisahkan H ₂ SO ₄ dari campurannya berdasarkan densitas dan kelarutan komponennya
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Material	: Stainless Steel 304 Grade C
Kondisi operasi	: Tekanan 1 atm dan Temperatur 60 °C
Spesifikasi	:
<i>Shell</i>	
a. Diameter	: 37,45888526 in
b. Panjang	: 112,3766558 in
c. Tebal	: 0,1875 in
<i>Head</i>	
a. Jenis	: <i>Torispherical head</i>
b. Tinggi	: 8,85 in
c. Tebal	: 0,1875 in

3.2.5 Evaporator

Tabel 3.3.5.1 Spesifikasi Evaporator

No	Spesifikasi Alat	Evaporator (E – 01)
1	Fungsi	Untuk memekatkan produk yang keluar dari netralisator
2	Tipe	Standard Vertical Tube Evaporator
3	Kondisi Operasi	• Tekanan : 1 atm • Temperatur : 110° C
4	Bahan	Stainless Steel 304 Grade C
5	Dimensi Evaporator :	
	Tinggi	4,888 m
	Diameter	2,8724 m
	Tebal Shell	¼ in
	Tebal Head	3/16 in
	Tube side	Heavy organics
	Shell side	Steam
	Panjang tube	12 ft
	Jumlah tube	26 Buah
6	Jumlah	1

7	Harga	US\$279967
---	-------	------------

3.2.6 Heater

Tabel 3.3.6.1 Spesifikasi Heater

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Heater – 01	Heater – 02	Heater – 03
1	Fungsi	Menaikkan suhu alkylbenzene masuk reaktor	Menaikkan umpan <i>Oleum</i> 20% masuk reaktor	Menaikkan NaOH 48% masuk reaktor
2	Jenis	Double Pipe HE	Double pipe HE	Double pipe HE
3	Kondisi Operasi			
	Fluida dingin	Tin : 30° C Tout : 60° C	• Tin : 30° C • Tout : 60° C	• Tin : 30° C • Tout : 60° C
	Fluida Panas	Tin : 120° C Tout : 120° C	• Tin : 120° C • Tout : 120° C	• Tin : 120° C • Tout : 120° C
4	Diameter (Annulus)	ID = 2,469 in OD = 2,88 in	• ID = 2,469 in • OD = 2,88 in	• ID = 2,469 in • OD = 2,88 in
5	Diameter (Inner)	ID = 1,38 in OD = 1,66 in	• ID = 1,38 in • OD = 1,66 in	• ID = 1,38 in • OD = 1,66 in

No	Spesifikasi Alat	Heater – 01	Heater – 02	Heater – 03
6	Luas Transfer Panas	22,086 ft ²	27,095 ft ²	13,196 ft ²
7	Jumlah Hairpin	2 Buah	2 Buah	2 Buah
8	Pressure Drop:			
	Annulus	0,3346 psi	0,1785 psi	0,0238 psi
	Inner Pipe	0,0005817 psi	0,0002591 psi	0,0000753 psi
9	Harga			

3.2.7 Cooler

Tabel 3.3.7.1 Spesifikasi Cooler

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		CL – 01	CL - 02
1	Fungsi	Untuk mendinginkan hasil decanter	Untuk mendinginkan hasil evaporator
2	Jenis	Shell and Tube HE	Shell and Tube HE
3	Kondisi Operasi :		

No	Spesifikasi Alat	CL – 01	CL - 02
	Fluida Panas	• Tin : 60° • Tout : 30°C	• Tin : 110° C • Tout : 30° C
	Fluida Dingin	• Tin : 30° C • Tout : 50° C	• Tin : 30° C • Tout : 60° C
4	Dimensi Tube :		
	Diameter	- ID = 0,9 in - OD = 1 in	- ID = 0,9 in - OD = 1 in
5	Luas Transfer Panas	242,7633 ft ²	2486,6691 ft ²
6	Jumlah tube	52 buah	522 buah
7	Pressure Drop:		
	Shell	0,0662 psi	0,0019 psi
	Tube	0,8326 psi	0,0091 psi
8	Harga		

3.2.8 Pompa

Tabel 3.3.8.1 Spesifikasi Pompa

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Pompa - 01	Pompa - 02	Pompa -03
1	Fungsi	Mengalirkan alkylbenzene menuju T -01	Mengalirkan <i>oleum</i> 20% menuju T – 02	Mengalirkan NaOH 48% menuju T -03
2	Jenis	Centrifugal Pump Single Stage	Centrifugal Pump Single Stage	Centrifugal pump single stage
3	Dimensi pompa			
	Bahan	Stainless Steel	Stainless steel	Stainless steel
	Diameter pipa	2,38 in	1,9 in	1,32 in
	Daya pompa	0,1884 Hp	0,3244 Hp	0,0401 Hp
	Daya Motor	0,500 Hp	0,500 Hp	0,5000 Hp
4	Jumlah	2 Buah	2 Buah	2 Buah
5	Harga	US\$138753	US\$137899	US\$ 133900

Lanjutan Tabel 3.3.8.1

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Pompa - 04	Pompa - 05	Pompa -06
1	Fungsi	Mengalirkan alkylbenzene dari T-01 menuju R -01	Mengalirkan Oleum 20% dari T- 02 menuju R – 01	Mengalirkan produk dari R – 01 ke D -01
2	Jenis	Centrifugal Pump Single Stage	Centrifugal Pump Single Stage	Centrifugal pump single stage
3	Dimensi pompa			
	Bahan	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel
	Diameter pipa	2,067 in	1,9 in	2,469 in
	Daya pompa	0,1884 Hp	0,3244 Hp	0,1315 Hp
	Daya Motor	0,500 Hp	0,500 Hp	0,500 Hp
4	Jumlah	2 Buah	2 Buah	2 Buah
5	Harga	US\$138753	US\$137899	US\$ 133900

Lanjutan Tabel 3.3.8.1

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Pompa – 07	Pompa -08	Pompa - 09
1	Fungsi	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari D – 01 ke T – 03	Mengalirkan Produk dari D - 01 ke N - 01	Mengalirkan NaOH 48% dari T – 04 ke N – 01
2	Jenis	Centrifugal pump single stage	Centrifugal pump single stage	Centrifugal pump single stage
3	Dimensi pompa			
	Bahan	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel
	Diameter pipa	1,9 in	2,38 in	1,32 in
	Daya pompa	0,0670 Hp	0,0852 Hp	0,0401 Hp
	Daya Motor	0,5000 Hp	0,5000 Hp	0,500 Hp
4	Jumlah	2 Buah	2 Buah	2 Buah
5	Harga	US\$133400	US\$133400	US\$130425

Lanjutan Tabel 3.3.8.1

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		Pompa – 10	Pompa – 11
1	Fungsi	Mengalirkan Hasil reaksi N -01 Ke Evaporator (E – 01)	Mengalirkan hasil dari evaporator (E – 01) ke Tangki – 05
2	Jenis	Centrifugal pump single stage	Centrifugal pump single stage
3	Dimensi pompa		
	Bahan	Stainless steel	Stainless steel
	Diameter pipa	1,9 in	1,9 in
	Daya pompa	0,1200 Hp	0,0954 Hp
	Daya Motor	0,5000 Hp	0,5000 Hp
4	Jumlah	2 Buah	2 Buah
5	Harga	US\$135889	US\$138900

3.4 Neraca Massa

Setting neraca massa pendirian pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* dari bahan baku *alkylbenzene* dan *oleum 20%* dengan kapasitas 72.000 ton/tahun meliputi :

- a) Neraca massa Total
- b) Neraca massa Reactor
- c) Neraca massa Decanter
- d) Neraca massa Netralisator
- e) Neraca massa Evaporator

a) Neraca Massa total dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.4.1 Neraca Massa Total

KOMPONEN	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)		
		Produk samping	Produk Utama	Limbah
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	6426,3323		256,4847	0,568553008
Oleum 20% yg terdiri dari : SO_3 dan H_2SO_4				
SO_3	1361,5111			
H_2SO_4	6671,4043	5763,9436		
H_2O	1190,7572	115,2789	137,9891	1577,1821
$NaOH$	1099,1605			
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$			8635,3415	91,9313
Na_2SO_4			170,4456	1,9491E-33
Sub total	16749,1654	5879,2225	6389,0701	1669,6819
Total	16749,1654	16749,1654		

b) Neraca massa Reaktor dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.4.2 Neraca Massa Reaktor

KOMPONEN	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	6426,3323		257,0533
SO ₃		1361,5111	
H ₂ SO ₄		6671,4043	5881,5751
H ₂ O			145,0707
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃			8175,5486
Sub total	6426,3323	8032,9154	14459,2476
TOTAL	14459,2476		14459,2476

c) Neraca massa Decanter dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.4.3 Neraca Massa Decanter

KOMPONEN	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	257,0533		257,0533
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃	8175,5486		8175,5486
H ₂ SO ₄	5881,5751	5763,9436	117,6315
H ₂ O	145,0707	115,2789	29,7918
Sub total	14459,2476	5879,2225	8580,0252
TOTAL	14459,2476	14459,2476	

d) Neraca massa Netralisator dapat dibuat berdasarkan reaksi netralisasi seperti berikut:

Reaksi Netralisasi:

	C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	+	NaOH	→	C ₆ H ₄ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃ .Na	+	H ₂ O
Mula-mula	25,0784		25,0784				
Reaksi	25,0784		25,0784		25,0784		25,0784
Sisa	0		0		25,0784		25,0784

	H ₂ SO ₄	+	2NaOH	→	Na ₂ SO ₄	+	2H ₂ O
Mula-mula	1,2003		2,4006				
Reaksi	1,2003		2,4006		1,2003		2,4006
Sisa	0		0		1,2003		2,4006

Jumlah kan mol mula-mula NaOH dari kedua reaksi netralisasi kemudian kali kan dengan BM NaOH sehingga diperoleh NM NaOH sebanyak 1099,1605 kg/jam.

Tabel 3.4.4 Neraca Massa Netralisator

KOMPONEN	MASUK (kg/jam)		KELUAR (kg/jam)
	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7
NaOH		1099,1605	
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	257,0533		257,0533
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃	8175,5486		
H ₂ SO ₄	117,6315		
C ₆ H ₄ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃ .Na			8727,2727
Na ₂ SO ₄			170,4456
H ₂ O	29,7918	1190,7572	1715,1712
Sub Total	8580,0252	2289,9177	10869,9429
TOTAL	10869,9429		10869,9429

e) Neraca massa Evaporator dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

KOMPONEN	MASUK (kg/jam)	KELUAR (kg/jam)	
	ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	257,0533	0,568553008	256,4847
C ₆ H ₄ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃ .Na	8727,2727	91,9313	8635,3415
Na ₂ SO ₄	170,4456	1,9491E-33	170,4456

H ₂ O	1715,1712	1577,1821	137,9891
Sub Total	10869,9429	1669,682	9200,2610
TOTAL	10869,9429	10869,9429	

Tabel 3.4.5 Neraca Massa Evaporator

3.5 Neraca Panas

Setting neraca panas pendirian pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* dari bahan baku *Alkylbenzene* dan *Oleum 20%* dengan kapasitas 72.000 ton/tahun meliputi :

- Neraca panas reaktor
- Neraca panas decanter
- Neraca panas netralisator
- Neraca panas evaporator

Satuan : kkal/jam

Suhu Referensi : 25°C

- Neraca panas Reactor

Neraca Panas Reaktor dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.5.1 Neraca Panas Reaktor

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
ΔH_1	-26938.04818	ΔH_2	24871.34193
ΔH_{298K}	-10894.32262	Q	-62703.71273
Total	-37832.3708	Total	-37832.3708

- Neraca panas Decanter

Neraca Panas Decanter dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.5.2 Neraca Panas Decanter

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
ΔH_1	24871.34193	ΔH_2	24871.34193
ΔH_{298K}	-14486.04555	Q	-14486.04555
Total	10385.29639	Total	10385.29639

c) Neraca panas Netralisator

Neraca Panas Netralisator dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.5.3 Neraca Panas Netralisator

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
ΔH_1	-19464.27854	ΔH_2	- 19795.41199
ΔH_{298K}	-1044.930639	Q	-40304.62117
Total	-20509.20918	Total	-20509.20918

d) Neraca panas Evaporator

Neraca Panas Evaporator dapat ditabulasikan pada tabel berikut:

Tabel 3.5.4 Neraca Panas Evaporator

Masuk	kcal/jam	Keluar	kcal/jam
ΔH_1	-297925.3804	ΔH_2	34163.38327
Qs	440569.8788	ΔH_3	108481.1151
TOTAL	142644.4984	TOTAL	142644.4984

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik merupakan unsur yang kuat dalam menunjang atau tidaknya suatu industri. Diperlukan pertimbangan yang mendalam dari berbagai faktor guna memilih lokasi pabrik. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Lokasi pabrik dipilih berdasarkan pertimbangan diatas, yaitu pabrik berada dikawasan industri Cilegon, Jawa Barat dengan alasan:

- 1) Ketersediaan bahan baku alkylbenzene yang terletak di Cilegon, sehingga mempermudah proses produksi dengan pemipaan langsung bahan baku ke unit proses. Bahan baku seperti *Linear Alkylbenzene Sulfonate* tidak perlu impor dari luar negeri, melainkan dapat diperoleh dari produsen yang berada di Indonesia yaitu PT. Unggul Indah Cahaya yang berada di kawasan industri Cilegon, dan *oleum 20%* didapatkan dari PT. Indonesian Acids Industry, yang merupakan industri petrokimia di Bekasi yang dekat dengan transportasi darat sehingga pengangkutan bahan baku lebih mudah.
- 2) Lokasinya dekat dengan pabrik-pabrik yang membutuhkan produk *linear alkylbenzene sulfonate* yang terdapat di pulau Jawa seperti Unilever, KOA, Wings dan lain-lain

- 3) Telah tersedianya sarana air dan listrik untuk industri dikawasan Cilegon, Jawa Barat yang bisa digunakan untuk membantu utilitas pabrik.
- 4) Cilegon termasuk daerah Kawasan Industri di Indonesia dan untuk karakteristik lokasi daerah Cilegon merupakan tanah daratan dan tidak termasuk daerah rawan gempa.



Gambar 4.1.1 Lokasi didirikan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan dan tempat penyimpana bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya.

Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1) Perluasan pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

2) Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan system pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpan bahan baku

dan produk pada areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan

3) Perijinan

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Cilegon telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik, karena faktor – faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

4) Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan areal, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang-kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruang.

5) Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

6) Penempatan instalasi dan utilitas

Distribusi gas, udara, air dan listrik memerlukan instalasi pada setiap pabrik, sehingga keteraturan penempatan instalasi akan membantu kemudahan kerja dan *maintenance*.

7) Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup

untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

8) Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik – pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor – faktornya sudah dipertimbangkan.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1) Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula dan masjid.

2) Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3) Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

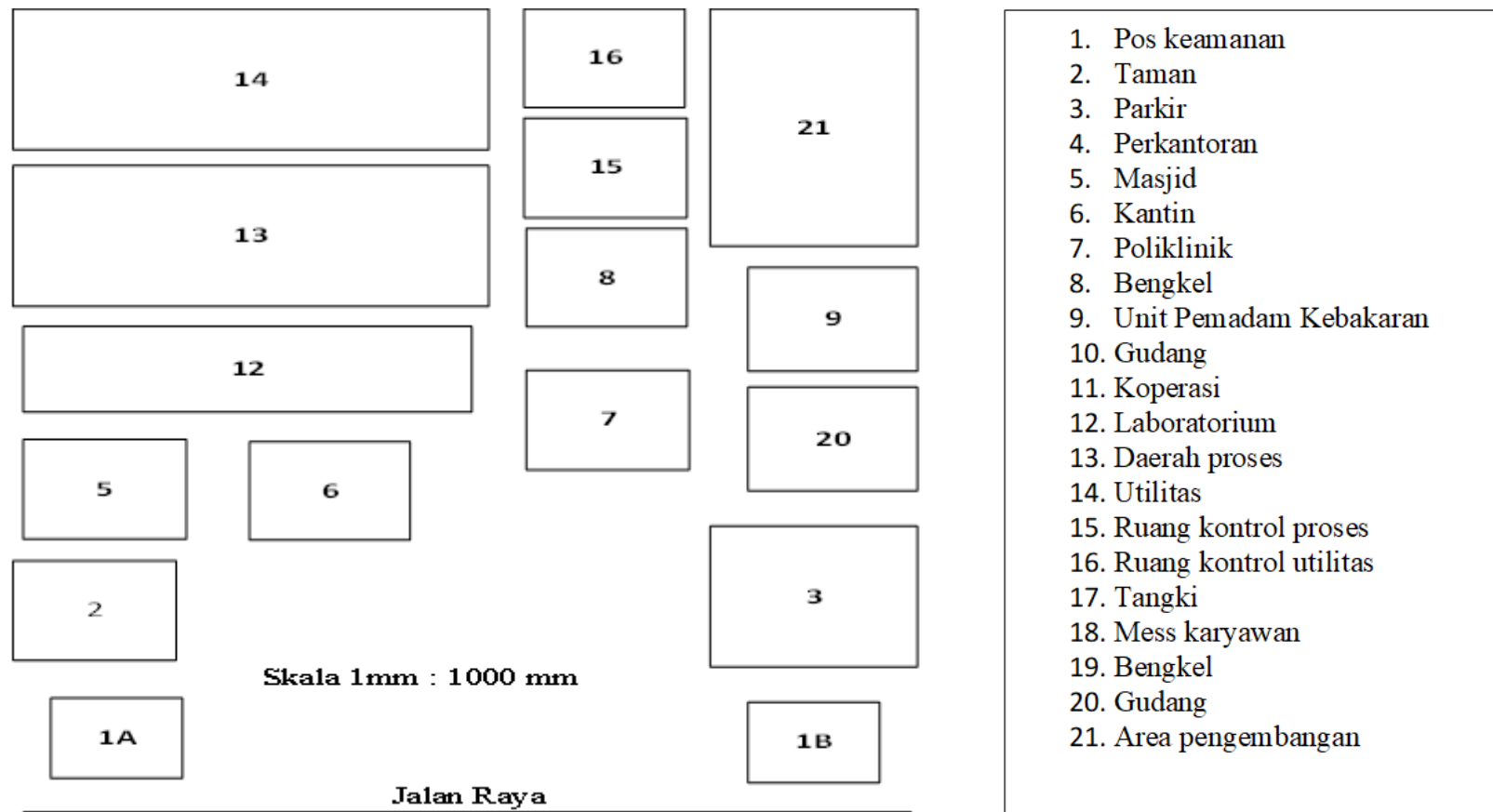
4) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Hasil uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Mengadakan integrasi terhadap semua factor yang mempengaruhi produk.
2. Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
3. Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
4. Menggunakan seluruh areal secara efektif.
5. Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
6. Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.

Gambar 4.2.1 Peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar tata letak pabrik (*plant lay out*) *Linear Alkyl Benzene Sulfonate* dari *Alkylbenzene* dan *Oleum 20%* dengan kapasitas 72.000 ton/tahun.



Tabel 4.2.1 Areal Bangunan Pabrik *Linear Alkilbenzene Sulfonate*

No	Lokasi	Ukuran, m	Luas Tanah, m ²	Luas Bangunan, m ²
1	Pos Kemanan	5 x 5, 5x5	50	50
2	Taman	40 x 20	800	-
3	Parkir	25 x 15, 25 x 20	875	-
4	Perkantoran	45 x 40	1800	1800
5	Masjid	30 x 20	600	600
6	Kantin	35 x 25	875	875
7	Poliklinik	15 x 10	150	150
8	Bengkel	25 x 10	250	250
9	Unit Pemadam Kebakaran	40 x 20	80	80
10	Gudang	15 x 20	300	300
11	Koperasi	15 x 10	150	150
12	Laboratorium	50 x 20	1000	1000
13	Daerah Proses	100 x 50	5000	5000
14	Utilitas	200 x 30	3000	3000
15	<i>Control Room</i> Proses	30 x 10	300	300
16	<i>Control Room Utility</i>	20 x 10	200	200
17	Tangki	25 x 20	500	500
18	Mess Karyawan	30 x 20	600	600
19	Bengkel	25 x 10	250	250
20	Gudang	15 x 20	300	300
21	Area Pengembangan	200 x 50	10000	-
Luas Bangunan			-	15405
Luas Tanah			18900	-

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1) Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, di mana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

2) Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3) Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

4) Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah.

Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5) Tata letak alat proses

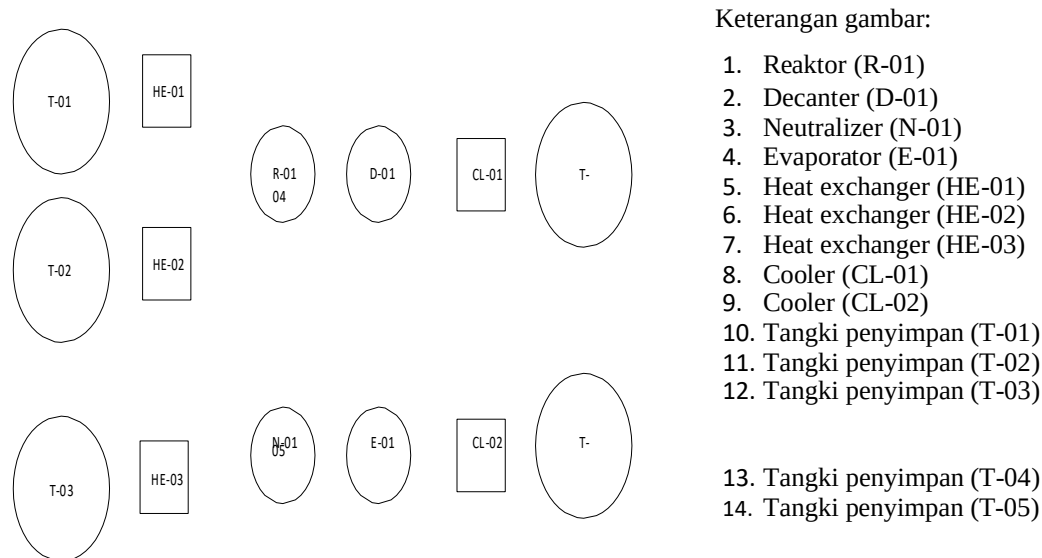
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6) Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- c. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja



Gambar 4.3.1 Tata letak alat proses pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

4.3.1 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadualan yang dilakukan pada tiap-tiap lat. Perawatan mesin tiap- tiap alat meliputi:

1) Over haul 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2) Repairing

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian- bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.4 Organisasi Perusahaan

Pabrik Linear Alkilbenzene Sulfonate yang akan didirikan direncanakan berbentuk perseroan terbatas. Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut

mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

a) Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

b) Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

c) Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
- 5) Lapangan usaha lebih luas.

Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya

4.4.1 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas didalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan

para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Direktur utama
- b. Direktur
- c. Kepala bagian
- d. Kepala seksi
- e. Karyawan dan operator

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain:

- a) Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b) Pendelegasian wewenang
- c) Pembagian tugas kerja yang jelas
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu: sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula

kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

- 1) Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi

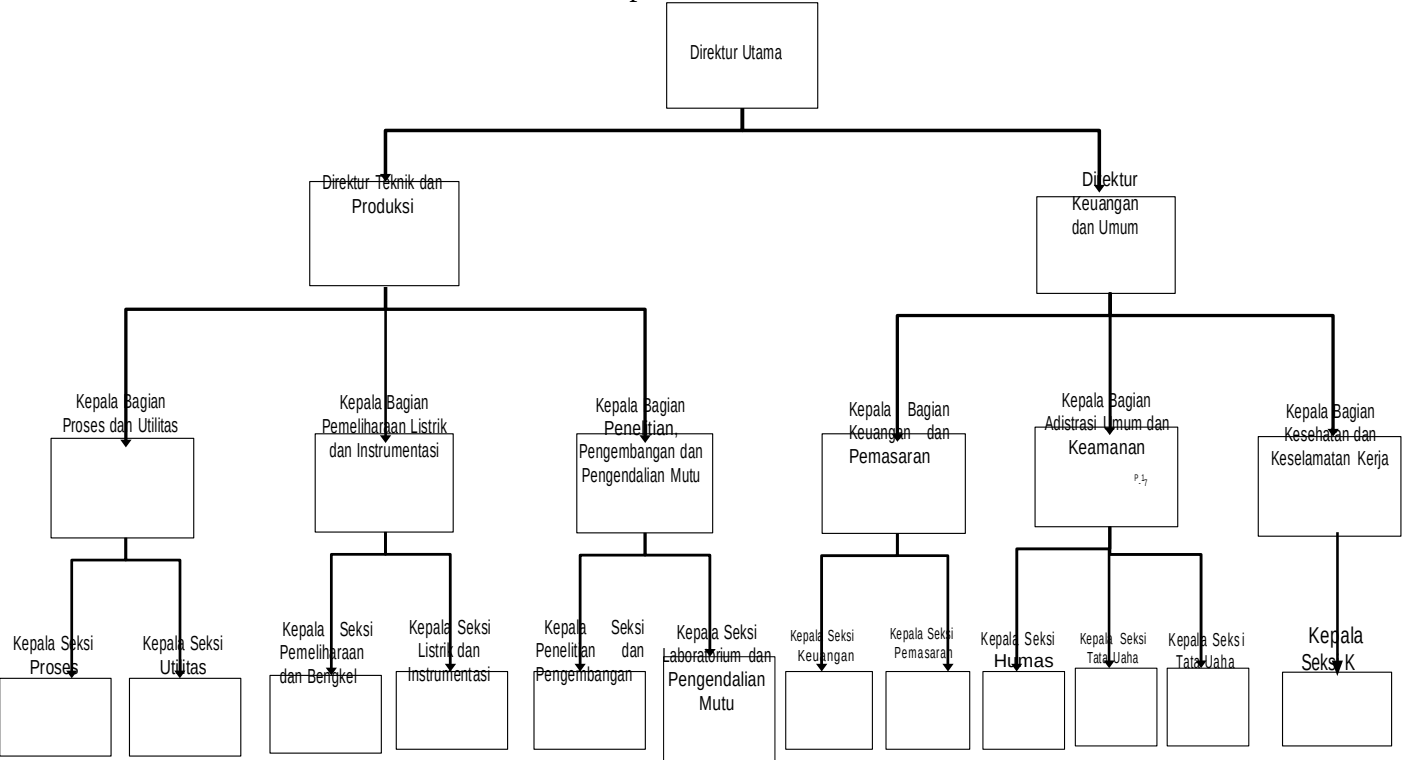
beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- 2) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Gambar 4.4.1.1 Rstruktur organisasi pabrik Linear Alkyl Benzene Sulfonate dari bahan baku Alkylbenzene dan Oleum 20% dengan

kapasitas 72.000 ton/tahun.



4.4.2 Tugas dan Wewenang

4.4.2.1 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi:

a) **Direktur Teknik dan Produksi**

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b) **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.4.2.2 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 :

1. Kepala Bagian Operasi

Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala bagian operasi membawahi:

a) Supervisor Utilitas

Tugas Supervisor Utilitas :

Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi.

Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

b) Supervisor Produksi

Tugas Supervisor produksi :

Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

Mengawasi jalannya proses dan produksi.

Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c) Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.

Mengawasi dan menganalisa produk

Mengawasi kualitas buangan pabrik.

2. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi. Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

a) Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.

b) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a) Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain :

Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

Memperbaiki peralatan pabrik.

b) Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

Merencanakan penggantian alat.

Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

3. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan
Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan bertanggungjawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a) Seksi Keselamatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain :

Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.

Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.

Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.

Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b) Seksi Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengolahan Limbah antara lain :

Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.

Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan. Kepala Bagian Litbang membawahi :

a) Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian yaitu : melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan esektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b) Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan yaitu : merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

5. Kepala bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a) Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain :

Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.

Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.

Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b) Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.

Mengatur distribusi barang dari gudang.

6. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

a) Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi antara lain: menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan serta masalah pajak.

b) Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain: Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan, menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

7. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.

Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

b) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas yaitu : mengatur hubungan dengan masyarakat dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.

Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.

Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.4.2.3 Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil uang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala Seksi akan membawahi Operator. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.4.2.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

a) Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b) Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c) Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.2.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

a) Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah : Direktur Utama, Manajer, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja: Senin – Jumat : jam 07.00 – 15.00

Sabtu : jam 07.00 – 13.00

Jam istirahat: Senin – Kamis: jam 12.00 – 13.00

Jumat : jam 11.00 – 13.00

b) Karyawan Shift

Karyawan Shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau menagatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

Shift pagi : jam 07.00 – 15.00

Shift siang : jam 15.00 – 23.00

Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu lainnya istirahat dan ini berlaku secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift, dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing- masing regu ditabelkan sebagai berikut

Tabel 4.4.3.1 Jadwal kerja shift tiap regu

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L

II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan :

P = shift pagi

S = shift siang

M = shift malam

L = libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah presensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

4.4.3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.4.3.1 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 SMA. Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 4.4.3.2. Jabatan dan keahlian

No	Jabatan	Keahlian
1	Direktur	Magister Teknik Kimia
2	Direktur produksi	Sarjana teknik kimia

3	Direktur keuangan dan umum	Sarjana ekonomi
4	Sekretaris	Sarjana ekonomi
5	Kepala bagian produksi	Magister teknik kimia
6	Kepala bagian pemeliharaan instrumen	Magister teknik mesin
7	Kepala bagian keuangan dan pemasaran	Magister ekonomi
8	Kepala bagian administrasi dan keamanan	Magister hukum
9	Kepala bagian K3	Magister teknik lingkungan
10	Kepala seksi proses	Sarjana teknik kimia
11	Kepala seksi utilitas	Sarjana teknik kimia/ling
12	Kepala seksi pemeliharaan	Sarjana teknik mesin
13	Kepala seksi listrik dan instrumen	Sarjana teknik elektro
14	Kepala seksi penelitian dan pengembangan	Sarjana teknik kimia
15	Kepala seksi keuangan	Sarjana ekonomi
16	Kepala seksi pemasaran	Sarjana ekonomi
17	Kepala seksi lab dan penjaminan mutu	Sarjana ilmu kimia
18	Kepala seksi humas	Sarjana
19	Kepala seksi keamanan	Sarjana hukum
20	Kepala seksi pembelian	Sarjana ekonomi
21	Kepala seksi K3	Sarjana teknik lingkungan
22	Operator utilitas	Ahli madya tek.kimia/ling
23	Operator produksi	Ahli madya teknik kimia
24	Karyawan pemeliharaan	Ahli madya umum
25	Karyawan listrik instrumen	Ahli madya elektro
26	Karyawan personalia	Ahli madya komunikasi
27	Karyawan humas	Ahli madya komunikasi
28	Karyawan keuangan	Ahli madya ekonomi
29	Karyawan pemasaran	Ahli madya ekonomi
30	Karyawan pembelian	Ahli madya ekonomi
31	Karyawan pengendalian mutu	Ahli madya teknik
32	Karyawan K3	Sarjana teknik kimia/ling

33	Karyawan pengadaan alat	Ahli madya teknik mesin
34	Karyawan pengembangan	Ahli madya ekonomi
35	Karyawan laboratorium	Ahli madya kimia
36	Karyawan Proses	Sarjana Teknik kimia
37	Karyawan utilitas	Sarjana teknik kimia/ling
38	Operator	Ahli madya teknik
39	Medis	Dokter
40	Paramedis	Ahli madya keperawatan
41	Satpam	SMA
42	Sopir	SMA
43	Cleaning Service	SMA

4.4.3.2 Penggolongan Gaji

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

a) Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan

b) Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c) Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.4.3.3. Penggolongan gaji menurut jabatan

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/orang/bulan
Direktur utama	S-2	1	50,000,000.00

Direktur Produksi	S-2	1	40,000,000.00
Direktur Keuangan	S-2	1	40,000,000.00
Sekretaris	S-1	3	8,000,000.00
Kabag Produksi	S-2	1	20,000,000.00
Kabag Pemeliharaan dan instrumen	S-2	1	20,000,000.00
Kabag Keuangan dan Pemasaran	S-2	1	20,000,000.00
Kabag Admin umum dan keamanan	S-2	1	20,000,000.00
Kabag K3	S-2	1	15,000,000.00
Kasek Proses	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Utilitas	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Pemeliharaan	S-1	1	20,000,000.00
Kasek listrik dan instrumen	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Penelitian dan Pengembangan	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Lab dan PM	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Keuangan	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Pemasaran	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Humas	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Keamanan	S-1	1	20,000,000.00
Kasek Pembelian	S-1	1	20,000,000.00
Kasek K3	S-1	1	20,000,000.00
Dokter	S-1	2	20,000,000.00

Paramedis	D-3	6	8,000,000.00
Security	SMA	6	4,000,000.00
Supir	SMA	6	4,000,000.00
Cleaning Service	SMA	7	4,000,000.00
Jumlah		151	2.098.000.000

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan

- a) Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b) Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi tenaga kerja (BPJS Ketenagakerjaan)

BPJS Ketenagakerjaan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan) merupakan program publik yang memberikan perlindungan bagi tenaga kerja untuk mengatasi risiko sosial ekonomi tertentu dan penyelenggaraannya menggunakan mekanisme asuransisocial. Jaminan asuransi yang diberikan berupa: jaminan kesehatan, jaminan hari tua dan jaminan social lainnya.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktifitas selama di pabrik antara lain:

- 1. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- 2. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- 3. Sarana peribadatan seperti masjid.
- 4. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti safety helmet, safety shoes dan kacamata, serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, ear plug, sarung tangan tahan api.

5. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

BAB V. UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Unit-unit utilitas yang harus ada dalam pabrik antara lain:

1. Unit penyedia dan pengolahan air (Water System)
2. Unit pembangkit steam (Steam Generation System)
3. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (Power Plant and Power Distribution System)
4. Unit penyedia udara instrumen (Instrument Air System) Unit penyedia bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit Penyedia & Pengelolaan Air

5.1.1 Unit Pengolahan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Unit pengadaan dan pengolahan air merupakan unit yang berfungsi sebagai penyedia kebutuhan air untuk seluruh kegiatan dalam pabrik. Selain sebagai penyedia kebutuhan air, unit ini juga mengolah air proses, air pendingin, air sanitasi dan air pemadam kebakaran hingga siap untuk digunakan. Dalam industri, untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau hingga air laut. Dalam perancangan pabrik linear alkylbenzene

sulfonate ini, sumber air yang digunakan adalah sumber air yang berasal dari laut di Cilegon. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air laut sebagai sumber air:

- A. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan relatif murah, sedangkan pengolahan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi karena lebih banyak kandungan garam dan mineral didalamnya yang perlu dipisahkan. Tetapi dengan factor letak pabrik yang dekat dengan sumber air laut
- B. Air laut merupakan sumber yang kontinuitasnya tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.

Air yang diproduksi unit utilitas digunakan antara lain sebagai :

1. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (cooling tower). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (heat exchanger) dari alat yang membutuhkan pendinginan seperti pada reaktor 1 (R-01) dan netralizer 1 (N-01). Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam cooling tower. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam cooling tower ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air make up yang jumlahnya sesuai

dengan jumlah air yang hilang. Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.

Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.

Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batas dan adanya perubahan temperatur pendingin.

Tidak terdekomposisi

2. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas.

Adapun syarat air umpan boiler, yaitu:

- a) Tidak membuih (berbusa)
- b) Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- c) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

3. Air Umpan Boiler Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:

Suhu : dibawah suhu udara

Warna : jernih

Rasa : tidak berasa

Bau : tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

Tidak mengandung bahan beracun.

Tidak mengandung bakteri terutama patogen yang dapat merubah fisik air.

Sebelum digunakan air laut harus perlu diproses dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk dapat digunakan menjadi air proses, air umpan boiler, air pendingin maupun air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan dalam pengolahan air laut ini antara lain:

1. Penyaringan Awal / Screen (WF)

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari laut harus mengalami pembersihan awal dimana air laut dilewatkan Screen (penyaringan awal) yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian baru dialirkan ke bak pengendap.

2. Bak pengendap (B-01)

Air laut setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang mudah mengendap karena ukurannya yg masih cukup besar tetapi lolos dari penyaring

awal (screen). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. Bak penggumpal (B-02)

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal 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 atau alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 .

4. Clarifier (C-01)

Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke Clarifier untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan kedalam clarifier yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar clarifier dari bagian pinggir secara overflow sedangkan sludge (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di blow down secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

5. Bak Penyaring/sand filter (B-03)

Setelah keluar dari clarifier air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar benar bersih dr

pengotor sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

6. Reverse Osmosis

Air yang sudah melalui penyaringan di sand filter dialirkan ke dalam alat reverse osmosis untuk di desalinasi. Proses desalinasi merupakan proses untuk menghilangkan kadar garam yang ada di dalam air.

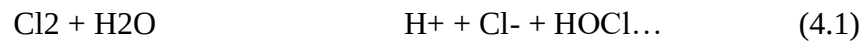
7. Bak Penampung Sementara (B-04)

Air yang sudah melalui proses sand filter kemudian dialirkan ke dalam tangki penampung sementara. proses selanjutnya bergantung pada fungsi air tersebut karena setelah dari bak penampung sementara spesifikasi untuk air proses, air umpan boiler dan air pendingin berbeda dengan air yang digunakan untuk kegiatan selain proses produksi.

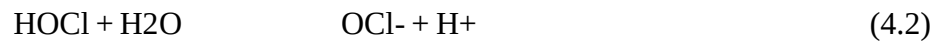
8. Tangki Karbon Aktif (TU-01)

Air setelah melalui bak penampung sementara (B-04) dialirkan ke Tangki Karbon Aktif (TU-01). Dalam Tangki Karbon Aktif ini Air ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih

mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut :



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut :

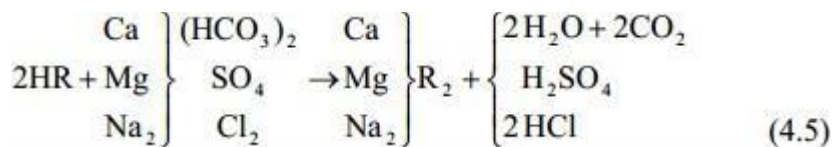


Kemudian air dialirkan ke Tangki Air Bersih (TU- 02) untuk keperluan air sehari – hari dan perkantoran. Tangki air bersih (TU- 02). Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

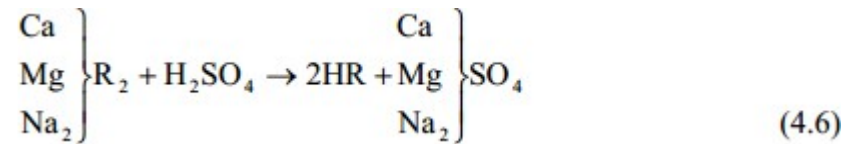
9. Tangki Kation Exchanger (TU-03)

Air dari bak penampung (B-04) berfungsi sebagai make up boiler, selanjutnya air diumpankan ke tangki kation exchanger (TU-03). Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air digantiion H^+ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



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



10. Tangki Anion Exchanger (TU-04)

Air yang keluar dari tangki kation exchanger (TU-03) kemudian diumpankan ke tangki anion exchanger. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4 akan terikat dengan resin.

11. Unit Deaerator (DE)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbondioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator 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 deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (boiler feed water).

12. Bak Air Pendingin (B-05)

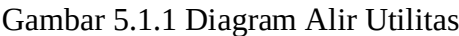
Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam cooling tower. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya blow down di cooling tower, diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat- sifat yang 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, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.

Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.

Zat dispersant, untuk mencegah timbulnya penggumpalan.

ton/tahun.



5.1.2 Perhitungan Kebutuhan Air

1) Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 5.1.2.1 Kebutuhan air pembangkit Steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	108,6662
HE-02	66,6561
HE-03	32,4640
EV-01	999,6012
TOTAL	1.207,38

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 20%, sehingga make up steam sebesar = $20\% \times 1.207,38$ kg/jam = 1.448,86 kg/jam

Kebutuhan air pembangkit steam secara kontinyu : 1444,7138 kg/jam

2) Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1.2.2 Kebutuhan air Pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler-01	722,7891
Cooler-02	24.551,20
Coil Reaktor	101.837,90
Coil Netralizer	869,8690
TOTAL	127.981,76

Air pendingin sebanyak 80% digunakan kembali, maka *make up* yang diperlukan adalah sebanyak 20%. Sehingga *make up* sebesar :

$$20 \% \times 12.7981,76 \text{ kg/jam} = 153.578,11 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air yang menguap (We)} = 153.578,1148 \times 0,00085 \times (322 - 303) = 1.619,19 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower (Wd)} = 153.578,11 \times 0,0002 = 30,7156 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown} = 374,0820 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air make up} = 2428,7859 \text{ kg/jam}$$

3) Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik

Tabel 5.1.2.3 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan	646
2	Laboratorium	21
3.	Poliklinik	9
4.	Kantin, Musholla, dan kebun	946
5.	Mess	300
6.	Pemadam Kebakaran	42
7.	Bengkel	9
	Jumlah	1.973

$$\text{Dianggap 1 orang membutuhkan} = 100\text{lt/jam air}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 151 \text{ orang}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air total secara kontinyu} &= (156.006,90 + 865,7007 + 162,5 \\ &+ 1.973) \text{ kg/jam} = 159.007,10 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diambil angka keamanan 20% = $1,2 \times 159.007,10 = 190.808,52 \text{ kg/jam}$
= $20\% \times 1.207,38 \text{ kg/jam} = 1.448,86 \text{ kg/jam}$

5.1.3 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler*. Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan *boiler*, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu boiler. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

5.1.4 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari:

Listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik untuk keperluan proses dan utilitas

Listrik untuk penerangan dan instrumentasi

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

Kebutuhan air pembangkit steam secara kontinyu : 1444,7138 kg/jam

Tabel 5.1.4.1 Kebutuhan listrik proses

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Reaktor	30,0000	22371,000
<i>Netralizer</i>	3,0000	2237,1000
Pompa-01	0,50000	372,8500
Pompa-02	0,50000	372,8500
Pompa-03	0,50000	372,8500
Pompa-04	0,50000	372,8500
Pompa-05	0,50000	372,8500
Pompa-06	0,50000	372,8500
Pompa-07	0,50000	372,8500
Pompa-08	0,50000	372,8500
Pompa-09	0,50000	372,8500
Pompa-10	0,50000	372,8500
Pompa-11	0,50000	372,8500
Total	38,5000	28709,4500

Tabel 5.1.4.2 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Kompresor Udara	14,0000	10.439,80
Blower Cooling Tower	15,0000	11.185,50
Pompa-01	7,50000	5.592,75
Pompa-02	7,50000	5.592,75
Pompa-03	7,50000	5.592,75
Pompa-04	7,50000	5.592,75
Pompa-05	0,50000	372,8500
Pompa-06	7,50000	5.592,75
Pompa-07	7,50000	5.592,75
Pompa-08	7,50000	5.592,75
Pompa-09	0,50000	372,8500
Pompa-10	0,50000	372,8500
Pompa-11	0,50000	372,8500
Pompa-12	0,50000	372,8500
Pompa-13	7,50000	5.592,75
Pompa-14	7,50000	5.592,75
Pompa-15	7,50000	5.592,75
Pompa-16	0,50000	372,8500
Pompa-17	0,50000	372,8500
Pompa-18	0,50000	372,8500
Pompa-19	0,50000	372,8500
Pompa-20	0,50000	372,8500
Pompa-21	0,50000	372,8500
Pompa-22	0,50000	372,8500
Pompa-23	0,50000	372,8500
Total	110,500	82.399,85

Kebutuhan listrik untuk penerangan = 229,74 kW

Kebutuhan listrik instrumentasi = 30 kW

Kebutuhan listrik laboratorium bengkel = 15 kW

Kebutuhan listrik untuk AC = 20 kW

Kebutuhan listrik untuk Plant (proses dan utilitas) = 111,1094 kW

Total kebutuhan listrik = 20 + 230 + 111,1094 + 15 + 30
= 405,8493 kW

5.1.5 Unit Penyedia Udara Instrumen

Unit ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang diperlukan oleh semua alat *controller*, dimana setiap alat *controller* membutuhkan sekitar 1 ft³/menit atau 28,32 L/menit dimana jumlah alat *controller* pada pabrik adalah sebanyak 22 buah. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 41,12064 m³/jam.

5.1.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) sebanyak 157,3207kg/jam yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan untuk boiler sebanyak 42,2509 kg/jam yang juga diperoleh dari PT. Pertamina.

5.1.7 Unit Pengelola 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. Klorin berfungsi sebagai desinfektan 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 sebagai 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 dibuang.
4. Gas Buangan

5.1.8 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, sedang peran yang lain adalah sebagai pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Tugas laboratorium antara lain:

- 1) Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan.
- 2) Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan.
- 3) Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.
- 4) Memeriksa polusi udara maupun limbah cair.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

1) Kelompok Non Shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan

kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain

- a) Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium unit.
- b) Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
- c) Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

2) Kelompok Shift

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing- masing shift bekerja selama 8 jam. Analisa yang dilakukan kelompok *shift* bersifat rutin. Berbeda dengan kelompok *non-shift* yang bekerja seperti karyawan kantor, kelompok *shift* bekerja selama 24 jam/hari, sehingga diperlukan pembagian *shift*.

BAB VI. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan aspek yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan adanya evaluasi ekonomi dapat diperkirakan modal investasi dalam pendirian suatu pabrik. Selain itu dapat diketahui layak dan tidaklayaknya pabrik untuk didirikan. Hal-hal yang perlu ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi antara lain:

- A. Modal keseluruhan (Total Capital Investment)
- B. Biaya produksi (Manufacturing Cost)
- C. Pengeluaran umum (General Expense)
- D. Analisa keuntungan
- E. Analisa kelayakan

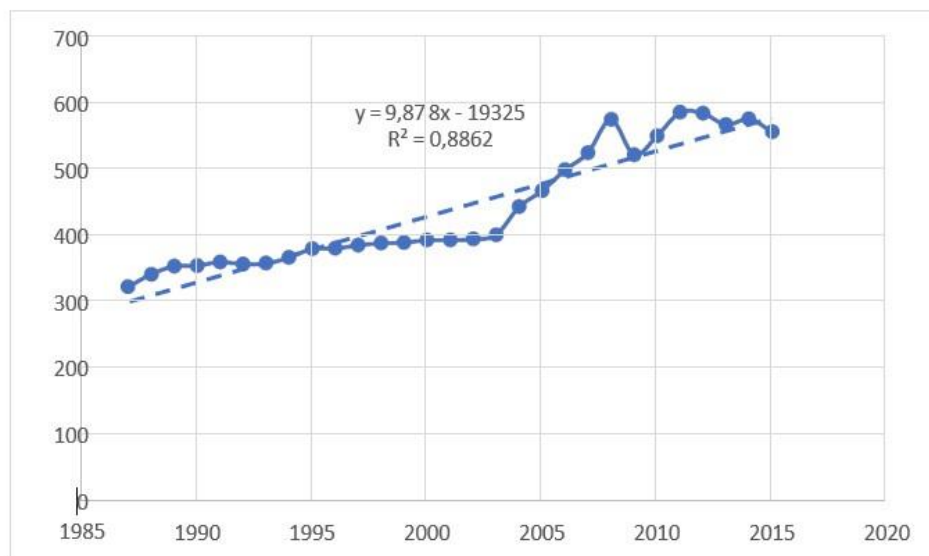
6.1 Perkiraan Harga Alat

Dalam evaluasi ekonomi harga alat diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Dimana tahun analisa perancangan pabrik LABS ini adalah tahun 2025.

Tabel 6.1 Harga Index CEPCI

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1

1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
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



Gambar 6.1 Hubungan tahun terhadap index CEPCI

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,878x - 19325$. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2025 adalah 677,95

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters dan Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{I_1}{I_2}$$

(Aries dan Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx: Index harga pada tahun 2014

Ny: Index harga pada tahun referensi

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

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

Dimana : E_a = harga alat a

E_b = harga alat

b

C_a = Kapasitas

alat a

C_b = Kapasitas alat b

6.2 Perhitungan Biaya

6.2.1 Capital Investment

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu:

Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

Working Capital Investment

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri

yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah :

- a. Investasi cepat kembali
- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

6.2.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

6.2.3 General Expenses

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran– pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expense* meliputi :

1. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah management salaries, legal fees and auditing, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari manufacturing cost.

a. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan

3-12% harga jual atau 5- 22% dari *manufacturing cost*.

Untuk produk standar kebutuhan sales expense kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan sales expense besar.

b. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

6.3 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi, Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

6.3.1 Percent Return On Investment

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

$$\text{ROR} = \frac{K - I}{I} \times 100$$

where K = total return, I = initial investment

6.3.2 Pay Out Time (POT)

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\begin{array}{c}
 \text{? ? ?} = \frac{\begin{array}{c} \text{? ? ? ? ?} \\ \text{? ? ? ? ? ? ?} \\ \text{? ? ? ? ? ? ? ? ? ?} \end{array}}{\begin{array}{c} (K \text{ ? ? ? ? ? ? ? ? ? } g \text{ ? ? ? ? ? } h \text{ ? ? ? ? ?} \\ + \text{ ? ? ? ? ? ? ? ? ? ? ? ? ? ?} \end{array}}
 \end{array}$$

6.3.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang

dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut:

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

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

Dimana :

Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum

Ra : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va : Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa : Annual Sales Value pada produksi maksimum

6.3.4 Shut Down Point (SDP)

Down Point merupakan Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$\begin{array}{r}
 \text{SDP} = \frac{(0,3 \times \text{FC})}{(\text{VC} - \text{FC} - 0,7 \times \text{FC})} \times 100
 \end{array}$$

6.3.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu kedepan. Konsep DCFR inididasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persenatau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karenacara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), danatersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan

Persamaan DCFR:

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

CF : *Cash flow* = profit after taxes + depresiasi +
finance

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR = profit after taxes + depresiasi + finance

n : Umur pabrik = 10 tahun

6.4 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Linear Alkylbenzene*

Sulfonate memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*.

Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 6.4.1 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	249.086.892.270	17.309.541
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	62.271.723.067	4.327.385
3	Instalasi cost	107.107.363.676	7/443/103
4	Pemipaan	214.214.727.352	14.886.205
5	Instrumentasi	29.890.427.027	2.077.145
6	Insulasi	19.926.951.382	1.384.763
7	Listrik	37.363.033.840	2.596.431
8	Bangunan	65.100.000.000	4.523.928
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	43.400.000.000	3.015.952
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		828.361.118.660	57.564.453

Tabel 6.4.2 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	165..672.223.732	11.512.891
<i>Total (DPC + PPC)</i>		994.033.342.392	69.077.344

Tabel 6.4.3 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC	994.033.342.392	69.077.344
2	Kontraktor	99.403.334.239	6.907.734
3	Biaya tak terduga	99.403.334.239	6.907.734
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		1.192.840.010.870	82.892.813

Tabel 6.4.4 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	1.841.512.459.591	127.970.345
2	<i>Labor</i>	24.456.600.000	1.699.496
3	<i>Supervision</i>	2.445.600.000	169.950
4	<i>Maintenance</i>	23.856.800.217	1.657.856
5	<i>Plant Supplies</i>	357.852.003.261	24.867.844
6	<i>Royalty and Patents</i>	35.528.860.984	2.468.971
7	<i>Utilities</i>	129.109.278.970	8.972.059
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		2.414.761.003.023	167.806.521

Tabel 6.4.5 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.668.400.000	254.924
2	<i>Laboratory</i>	2.445.600.000	169.950
3	<i>Plant Overhead</i>	12.228.800.000	849.748
4	<i>Packaging and Shipping</i>	177.644.304.920	12.344.854
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		195.986.304.920	13.619.476

Tabel 6.4.6 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	95.427.200.870	6.631.425
2	<i>Propertu taxes</i>	11.928.400.109	828.928
3	<i>Insurance</i>	11.928.400.109	828.928
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		119.284.001.087	8.289.281

Tabel 6.4.7 Manucfaring Cost (MC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	2.414.761.003.023	163.081.949
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	195.986.304.920	13.727.050
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	119.284.001.087	9.560.627
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		2.730.031.309.030	186.369.626

Tabel 6.4.8 Working Capital (WC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	502.230.670.797	34.901.003
2	<i>In Process Inventory</i>	372.276.996.686	25.870.265
3	<i>Product Inventory</i>	248.184.664.457	17.246.843
4	<i>Extended Credit</i>	968.968.935.929	67.335.569
5	<i>Available Cash</i>	744.553.993.372	51.740.530
<i>Working Capital (WC)</i>		2.836.215.261.241	197.094.211

Tabel 6.4.9 General Expense (GE)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
-----------	-------------------------------	-------------------	-------------------

1	<i>Administration</i>	81.900.939.271	5.691.458
2	<i>Sales expense</i>	136.501.565.451	9.485.764
3	<i>Research</i>	95.551.095.816	6.640.035
4	<i>Finance</i>	80.581.105.442	5.599.740
<i>General Expense (GE)</i>		394.534.705.981	27.416.997

Tabel 6.5.0 Total Biaya Produksi

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	2.730.031.309.030	189.715.278
2	<i>General Expense (GE)</i>	394.534.705.981	27.416.997
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		3.124.566.015.011	217.132.276

Tabel 6.5.1 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	95.427.200.870	6.631.425
2	<i>Property taxes</i>	11.928.400.109	828.928
3	<i>Insurance</i>	11.928.400.109	828.928
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		119.284.001.087	8.289.281

Tabel 6.5.2 Variable Cost (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	1.841.512.459.591	127.970.345
2	<i>Packaging & shipping</i>	177.644.304.920	12.344.854
3	<i>Utilities</i>	129.109.278.970	8.972.059
4	<i>Royalties and Patents</i>	35.528.860.984	2.468.971
<i>Variable Cost (Va)</i>		2.183.794.905.465	151.756.229

Tabel 6.5.3 Regulated Cost (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	24.456.000.000	1.699.496
2	<i>Plant overhead</i>	12.228.000.000	849.748

Lanjutan Tabel 6.23 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
3	Payroll overhead	3.668.400.000	254.924
4	Supervision	2.445.600.000	169.950
5	Laboratory	2.445.600.000	169.950
6	Administration	81.900.939.271	5.692.568
7	Finance	80.581.105.442	5.599.740
8	Sales expense	136.501.565.451	9.485.764
9	Research	95.551.095.816	6.640.035
10	Maintenance	23.856.800.217	1.657.856
11	Plant supplies	357.852.003.261	24.867.844
Regulated Cost (Ra)		821.487.109.459	57.086.765

6.5 Analisa Keuntungan

Annual Sales (Sa)	= Rp 3.552.886.098.405
Total Cost	= Rp 3.124.566.015.011
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 428.320.083.394
Pajak pendapatan	= Rp 107.080.020.848
Keuntungan setelah pajak	= Rp 321.240.062.546

6.6 Hasil Kelayakan

6.6.1 Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{K}{I} \times 100\%$$

= 27 %

[illegible]

POT setelah pajak = 2,8 Tahun

$$\begin{array}{r} \text{? ? ?} = \frac{(\text{? ?} + 0,3 \text{ ? ?})}{(\text{? ?} - \text{? ?} - 0,7 \text{ ? ?})} \text{ ? } 100\% \end{array}$$
$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

114

Fixed Capital Investment = Rp
1.192.840.010.870

Working Capital = Rp
2.836.215.261.241

Salvage Value (SV) = RP
95.427.200.870

Cash Flow (CF) = Annual profit + depreciation +
finance

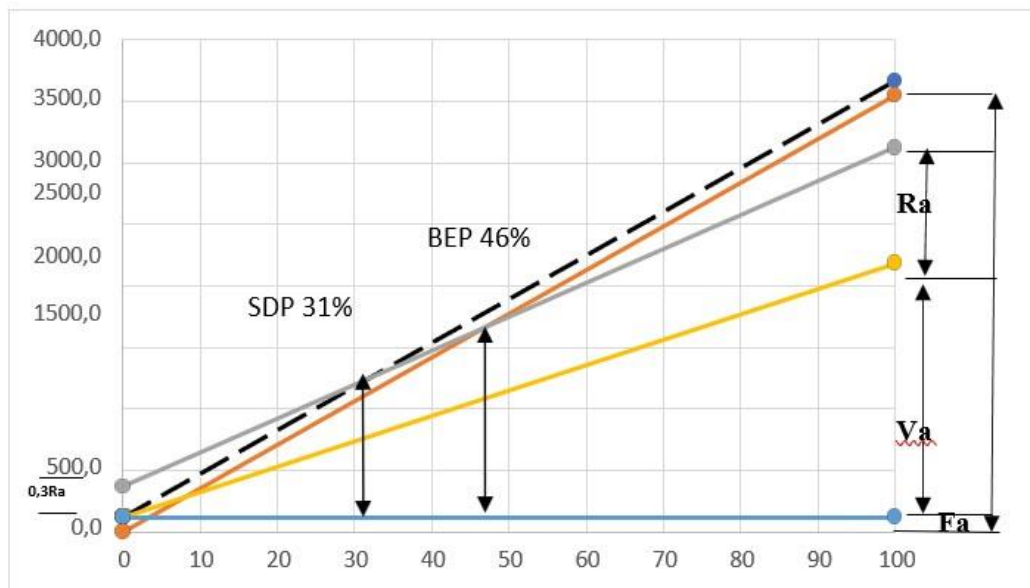
CF = Rp 497.248.368.858

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

R = Rp 12.833.668.875.685

S = Rp 12.833.668.875.685

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 12,29\%$



Gambar 4.7 Grafik BEP

Gambar 4.7 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 46% dan 31%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti R_a , V_a , F_a , dan S_a dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar. Dapat disimpulkan bahwa jumlah kapasitas yang harus di produksi per tahunnya adalah 23.000 ton/tahun untuk mencapai titik BEP dan untuk SDP adalah 15.500 ton/tahun.

BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* dari *alkylbenzene* dan *oleum 20%* dengan kapasitas 72.000 Ton/Tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena:

1. Pendirian pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* dengan kapasitas 72.000 Ton/Tahun didasarkan atas keinginan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga kegiatan impor dari luar akan semakin menurun, serta diharapkan dapat meningkatkan ekspor, menciptakan lapangan kerja baru, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang menggunakan *linear alkylbenzene sulfonate* sebagai bahan baku pembuatan produk.
2. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* dari *alkylbenzene* dan *oleum 20%*, tergolong pabrik beresiko rendah.
3. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

a) Keuntungan yang diperoleh:

Pajak pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* sebesar 25 %. Sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp352.617.754.937,82 Milyar /tahun, dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp264.463.316.203 Milyar /tahun.

b) *Return On Investment* (ROI)

Nilai Presentase ROI sebelum pajak sebesar 36 %, dan ROI setelah pajak sebesar 27 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 % [Aries & Newton, 1955].

c) *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 2,3 tahun dan POT setelah pajak selama 2,8 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun [Aries & Newton, 1955].

d) *Break Event Point* (BEP)

Nilai persentase Break Event Point (BEP) berada pada 46 % dan Shut Down Point (SDP) berada pada persentase 31%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60 % sedangkan SDP pada umumnya adalah 22-30%

e) *Discountinue Cash Flow Rate* (DCFR)

Nilai persentase *Discountinue Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 12,29%. Dari hasil analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik *linear alkylbenzene sulfonate* dari *alkylbenzene* dan *oleum 20%* dengan kapasitas 72.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

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

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2004-2007, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- 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, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- King, C.J., 1982, *Separation Process*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- 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

Rase, F.H., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, John Wiley and Sons, Inc.,
New York

LAMPIRAN A

REAKTOR

Jenis : Reaktor alir tangki Berpengaduk (RATB)
 Fase : Cair - Cair
 Bentuk : Tangki Silinder
 Bahan : Stainless steel SA-283 Grade C
 Suhu Operasi : 60 °C
 Tekanan : 1 atm
 Waktu Tinggal (◆◆) : 10
 menit Konversi :
 96%

A. Menghitung Densitas Cairan

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Masa (xi)	ρ_i (kg/m ³)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/m ³)
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	6426,3323	0,4444	826,4357	367,2680
H ₂ SO ₄ .SO ₃	8032,9154	0,5556	3527,1039	1959,6589
Total	10041,1442	1		2326,9269

1. Design Equation

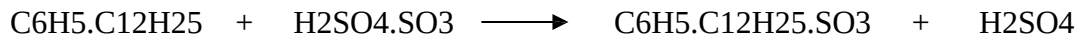
$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{\text{Massa umpan}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= 12,2906 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{ao} &= n_a/F_v \\
 &= 2,125466048 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{bo} &= n_b/F_v \\
 &= 6,9235 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

2. Menghitung kontanta reaksi

Reaksi :



m: Cao Cbo

r : Cao.x Cao.x Cao.x Cao.x

s : $\text{Cao} - \text{Cao.x}$ $\text{Cbo} - \text{Cao.x}$ Cao.x Cao.x

Reaksi merupakan reaksi orde dua, dimana kecepatan reaksidinyatakan dengan :

$$-r_a : k.C_a.C_b$$

$$x : 0,96$$

$$t : 10 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} C_a &: \text{Cao} - \text{Cao.x} \\ &= 0,085 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$C_b : \text{Cbo} - \text{Cao.x}$$

$$= 4,8831 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = \frac{4,8831}{(0,085(1 - 0,96))^2} \times 10^{-3}$$

$$= 9,798600248 \text{ m}^3/\text{kmol.Jam}$$

Reaksi irreversible

B. Menentukan Volume Reaktor

Rate of Input - Rate of Output - Rate of Reaction = Accumulation

$$F_v.C_{Ao} - F_v.C_a - (-r_a).V = 0$$

$$F_v.C_{Ao} - F_v.C_{Ao}(1-x) - (k.C_a).V = 0$$

$$F_v.C_{Ao} - F_v.C_{Ao}(1-x) = (k.C_a).V$$

$$V = \frac{F_v.C_{Ao} \left(\frac{x}{1-x} \right)}{k.C_a}$$

$$V = \frac{10 \cdot 0.5 \left(\frac{0.5}{1-0.5} \right)}{0.0015}$$

$$V = 6,16492 \text{ m}^3$$

C. Perancangan Reaktor

Asumsi :

Volume cairan selama reaksi adalah tetap

Kondisi isothermal

Volume cairan dalam reaktor

Dalam perancangan dibuat dengan over design 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

$$V_{\text{terhitung}} = 6,16492 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{design}} = 7,3979 \text{ m}^3$$

Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Menurut buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young table 3.3, hal 43, dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 1,5

$$V_{\text{reaktor}} = 7,3979 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}}$$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi D^2}{4} \times H \right) + \left(\frac{\pi D^2}{4} \times V_{head} \right)$$

$$0,000049 \text{ m}^3 = \frac{\pi D^3}{6} \left\{ \frac{1}{2} + \frac{3,14 + 0,000098}{261,2547} \right\}$$

$$= 1,5701 D^3$$

D	=	5,5002	ft	66,0025	in	1,6765	m
r	=	2,7501	ft	33,0012	in	0,8382	m
H	=	8,2503	ft	99,0037	in	2,5147	m
Vhead	=	14,0889	ft ³			0,3990	m ³

Menentukan tebal dinding reaktor

Digunakan persamaan 13-12 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 25

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Dimana :

t_s = Tebal dinding shell, in

P = Tekanan design (Poperasi x 1,2) = 17,64 psi

r_i = Jari-jari reaktor = 33,0012 in

E = Effisiensi sambungan las = 0,85

F = Tekanan maksimal yang diijinkan = 12650 psi

C = Korosi yang diijinkan = 0,125 in

Maka :

$$t_s = \frac{16,64 \times 33,0012}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 17,64} + 0,125 = 0,1792 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = $\frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$

ID shell = 66,0025 in

OD shell = ID shell + 2t

= 66,3775 in

Digunakan table 5.7 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 55

OD standar = 66 in

I_{cr} = 4 in

r = 66 in

ID = OD – 2t

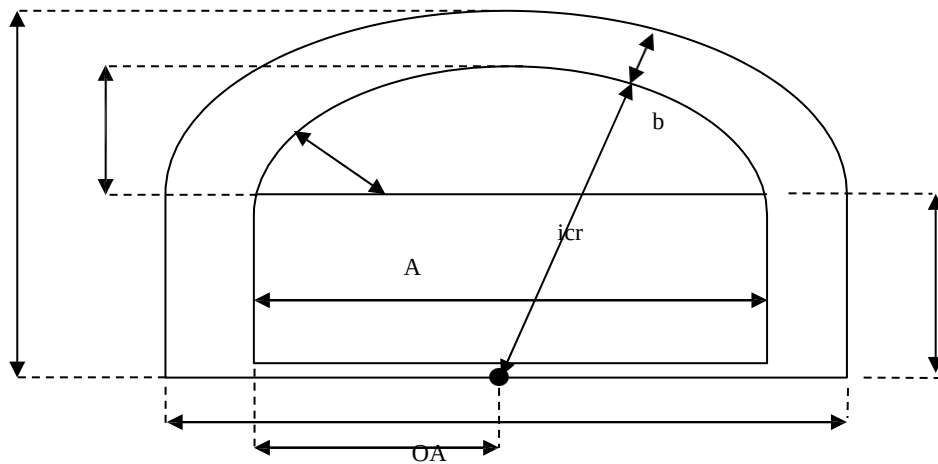
= 65,6250 in = 1,6669 m = 5,4688 ft

Menentukan ukuran head dan bottom reaktor

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-283 Grade C

Bentuk head : Flanged and Dished Head (Torispherical Head)

Dipilih bentuk flanged and dished head (Torispherical) karena umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

a : jari-jari dalam head

t : tebal head

r : jari-jari dalam head

icr : inside corner radius

b : deep of dish

sf : straight of flanged

OA : tinggi head

Digunakan persamaan 13-12 dari buku, “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 25. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$tH = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

Dimana : rc (inside spherical or crown radius, in)

Maka :

$$t \text{ head} = 0,1729 \text{ in}$$

$$t \text{ head standar} = 0,1875 \text{ in}$$

Digunakan table 5.7 dari buku, “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 55.

$$OD \text{ standar} = 66 \text{ in}$$

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

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

Dimensi untuk flanged and dished head

$$a = ID/2 = 32,81 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 28,81 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 62 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{a^2 + b^2}$$

$$= 54,8984 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 11,10154971 \text{ in}$$

Digunakan table 5.8 daribuku, “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 93.

$$S_f \text{ (straight of flange)} = 2,25 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tinggi head total, OA} = S_f + b + t_{\text{head}} = 0,3435 \text{ m}$$

Volume sebuah head untuk Torispherical dished head adalah :

Digunakan persamaan 5-11 daribuku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 88.

$$V_h = 0,000049 \times ID^3$$

$$V_h = 13,8485 \text{ ft}^3$$

$$V_h = 0,3921 \text{ m}^3$$

Volume flanged, V_{sf} :

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \times (ID)^2 \times sf$$

$$V_{sf} = 0,12 \text{ m}^3$$

Jadi, Volume head total adalah:

$$V_{ht} = V_h + V_{sf}$$

$$V_{ht} = 0,5168 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell}(V_s) &= \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total} \\ &= 6,36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell}(H_s) &= 4V_s / \pi \cdot ID^2 \\ &= 2,51 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 3,201 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_{\text{cairan}} - V_{ht} \\ &= 6,8811 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Luas permukaan cairan :

$$A_t = \pi/4 \times ID^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam shell, } L &= V_{\text{cairan dalam shell}} / A_t \\ &= 2,1811 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan total dalam reaktor, } h &= h_s + b + s_f \\ &= 2,8538 \text{ m} = 112,3553 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Luas Permukaan Reaktor

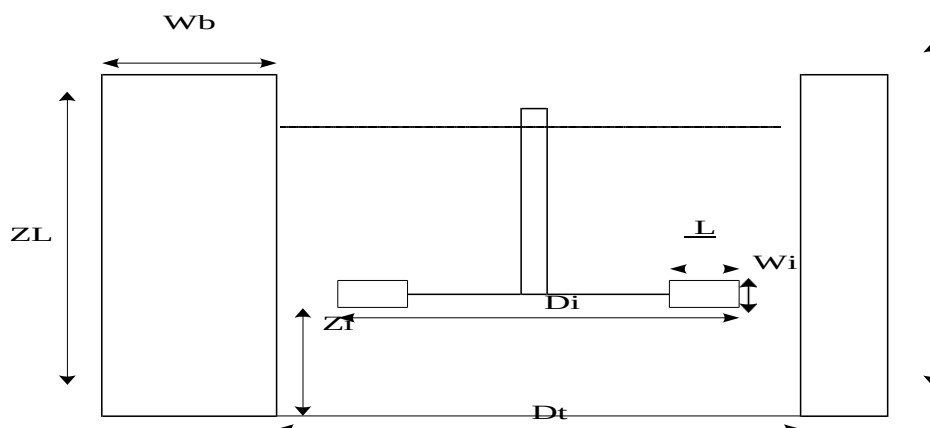
Luas muka reaktor untuk tebal head < 1 in, digunakan persamaan 5-12 Brownell & Young, 1959.

$$\begin{aligned} D_e &= OD + OD/42 + 2.s_f + 2/3.icr \\ D_e &= 74,7381 \text{ in} = 1,8983 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= A_{\text{shell}} + (2 \times A_{\text{tiap head}}) \\ &= (\pi \times D \times H) + (2 \times \pi/4 \times D_e^2) \\ &= 9287,863 \text{ in}^2 = 5,9922 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Merancang pengaduk reaktor

Komponen	μ (Cp)	Reaktor			ρ (kg/L)	Jumlah (L/jam)
		Jumlah (kg/jam)	x_i	x/μ		
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	0,1556	6426,3323	0,44	2,8566	367,305	2360422,5484
OLEUM 20%	5,0962	8032,9154	0,56	0,1090	1959,502	15740515,2051
TOTAL			1	2,9656		18100937,7534



Keterangan :

D = diameter reaktor

D_i = diameter pengaduk

D_t = diameter dalam reaktor

Z_r = tinggi reaktor

Z_L = tinggi cairan dalam reaktor

W_i = tebal pengaduk

W_b = lebar baffle

Z_i = jarak pengaduk dari dasar tangki

L = lebar pengaduk

Menggunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudut (*flat-blades turbine*)

Diketahui :

$$D_t = 65,6250 \text{ in} = 1,6669 \text{ m} = 166,6875 \text{ cm}$$

$$D_t/D_i = 3$$

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

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

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

Maka diperoleh :

$$D_i = D_t/3 = 55,5625 \text{ cm} = 21,8750 \text{ in}$$

$$Z_L = 216,6938 \text{ cm} = 85,3125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 Z_i &= 72,2313 \text{ cm} &= 28,4375 \text{ in} \\
 W_b &= 9,4456 \text{ cm} &= 3,7188 \text{ in} \\
 L &= 13,8906 \text{ cm} &= 5,46875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam reaktor (Dt)} &= 65,6250 \text{ in} \\
 \text{Jarak pengaduk dari dasar (Zi)} &= 28,4375 \text{ in} \\
 \text{Tinggi cairan dalam reaktor (ZL)} &= 85,3125 \text{ in} \\
 \text{Diameter pengaduk (Di)} &= 21,8750 \text{ in} \\
 \text{Lebar pengaduk (L)} &= 5,46875 \text{ in} \\
 \text{Lebar baffle (Wb)} &= 3,7188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}$$

Dimana :

Di : Diameter Pengaduk, ft

ZL : Tinggi cairan dalam tangki, m

Sg : Spesific gravity

WELH : *Water equivalent liquid height*, ft

$$\begin{aligned}
 \text{cairan } \frac{\text{Massatotal}}{F_v} &= 14459,2476 \text{ kg/jam} / 12290,6230 \text{ L/jam} \\
 &= 1,1764 \text{ kg/L} \\
 &= 73,4431 \text{ lb/ft}
 \end{aligned}$$

$$\boxed{Sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}} = \frac{1,1764 \text{ kg/L}}{1 \text{ kg/L}} = 1,1764$$

$$WELH = ZL \times sg$$

$$= 11,0150 \text{ ft} \times 1,1764$$

$$= 11,0150 \text{ ft}$$

$$\boxed{N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}}}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = WELH/ID = 2,014 = 2 \text{ buah}$$

$$N = 182,20 \text{ rpm}$$

$$= 3,03 \text{ rps}$$

Jadi, kecepatan pengaduk standar yang digunakan dari buku “Chemical Process Equipment” karangan S.M Walas, hal 288 adalah 190 rpm

Menghitung power pengaduk reaktor

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

$$= \frac{1,1764 \frac{g}{cm^3} \cdot 3,06^2 \frac{cm^2}{s}}{55,5625 \frac{g}{cm \cdot s}} = 218991,8818$$

$$= 218991,8818$$

Dari buku “Unit Operation” karangan G.G.Brown fig 477 diperoleh $N_p = 7$

$$P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

Dimana :

N_p : Power Number

ρ : Densitas Campuran

D_i : Diameter pengaduk

N_i : Kecepatan putar pengaduk

Maka :

$$\begin{aligned} P_a &= 7 \times 1,1764 \frac{g}{cm^3} \times (3,0367)^3 \text{ rps} \times (55,5625)^5 \text{ cm} \\ &= 122122023054,5780 \text{ gr.cm}^2/\text{s}^3 \\ &= 12,2122202305 \text{ kW} \qquad \qquad = 23,39547423 \text{ Hp} \end{aligned}$$

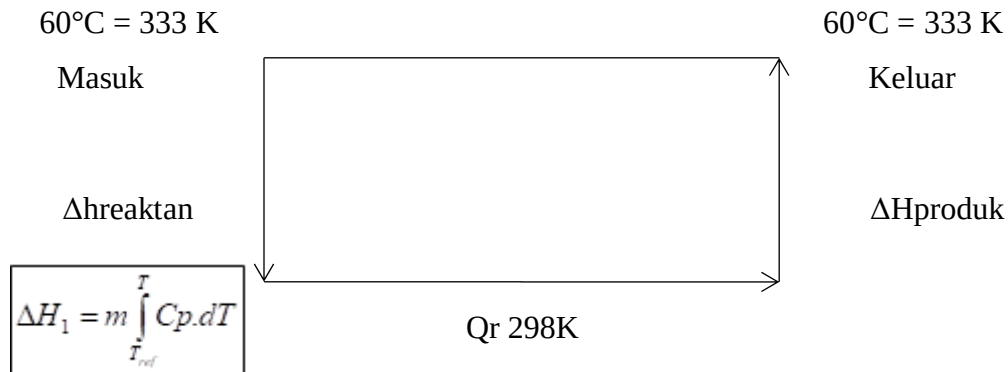
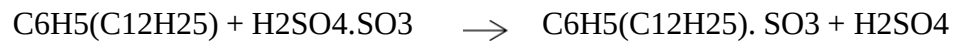
Jika efesiensi pengaduk 70%

Maka ;

$$\begin{aligned} \text{Power} &= P_a / \text{Eff} \\ &= 23,39547423 / 70\% \qquad \qquad = 23,39547423 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan Hp standar = 25 Hp (standar NEMA)

D. Neraca Panas reaktor



Komponen	Massa (kg/jam)	n, kmol/jam	∫Cp.dT (kcal/kmol)	ΔH ₁ (kcal/jam)
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	6426,332288	26,12330199	-450,9232	-11779,60371
Oleum 20%	8032,915361	45,12873798	-335,8933	-15158,44447
TOTAL				-26938,04818

$$\Delta H_1 \text{ reaktan} = -26938,04818 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung ΔH reaksi pada 298 K :

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

Komponen	n, kmol/jam	ΔH _f 298K (kcal/kmol)	ΔH _{298K} (kcal/jam)
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	17,4155	-42,6818	-1070,389472
H ₂ SO ₄ .SO ₃	17,4155	-270,0942	-6773,522813
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃	17,4155	-137,1931	-3440,580374
H ₂ SO ₄	17,4155	-175,5829	-4403,331912

$$\Delta H_{298K} = -10894,32262 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung ΔH_2 dari bahan keluaran reaktor :

Komponen	Massa, kg/jam	n, kmol/jam	Cp (kcal/kmol)	ΔH_2 (kcal/jam)
C6H5.C12H25	257,0532915	1,044932079	450,9233	471,1841483
H2SO4	5881,575102	60,01607247	119,0943	7147,572224
H2O	145,0706657	8,05948143	62,9319	507,198437
C6H5.C12H25.SO3	8175,548589	25,07836991	667,7223	16745,38712
TOTAL				24871,34193

$$\Delta H_2 = 24871,34193 \text{ kcal/jam}$$

$$Q = \Delta H_1 + \Delta H_{298K} - \Delta H_2$$

$$Q = -62703,71273 \text{ kcal/jam}$$

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
ΔH_1	-26938,04818	ΔH_2	24871,34193
ΔH_{298K}	-10894,32262	Q	-62703,71273
Total	-37832,3708	Total	-37832,3708

E. Perancangan Koil Pendingin

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

$$\text{Suhu air keluar} : 38^{\circ}\text{C} = 100^{\circ}\text{F} = 311 \text{ K}$$

$$\Delta T : -8^{\circ}\text{C} = -14^{\circ}\text{F} = -8 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} : 34^{\circ}\text{C} = 93^{\circ}\text{F} = 307 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada 313 K : (Table 2-355, Perry, 1984)

$$C_p = 4,1799 \text{ kJ/kg.K} = 17,9819 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$\rho = 988,036 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$W_t = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

Q = beban panas

$$= -46873,0658 \text{ kcal/jam}$$

$$= \frac{-46873,0658}{17,9819 \cdot (-8)}$$

$$= 325,8345 \text{ kmol/jam}$$

$$= 5865,0211 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,6292 \text{ kg/detik}$$

$$= 12930,1574 \text{ lb/jam}$$

$$Q_v = \frac{Wt}{\rho_{air}}$$

Kecepatan volumetrik air :

$$\begin{aligned} Q_v &= 0,001648900 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 5,936039895 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Perancangan Koil Pendingin

Pendingin yang digunakan untuk menjaga suhu reaktor tetap 60°C

Pendingin : Air

P : 1 atm

T : 30°C = 86°F

Alat pendingin yang dipilih adalah koil dengan alasan :

1. Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih coil
2. Transfer panas maksimal, efisiensi besar sehingga lebih ekonomis
3. Viskositas cairan dalam reaktor kecil

Menentukan Diameter Minimum Koil :

Untuk aliran dalam koil atau tube, dari engineeringtoolbox.com didapat batasan kecepatan antara (1,5-2,5) m/s

Dipilih kecepatan pemanas = 2 m/s

Debit steam = 5,87 m³/jam

V = 2 m/s = 7200 m/jam

Luas penampang (A) = 0,000814586 m² = 0,0088 ft²

$$A = (\pi \cdot (ID)^2) / 4$$

$$ID = 0,0322 \text{ m} = 1,2682 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern, 1965 tabel 11, hal 844)

$$NPS = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$OD = 1,9 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$ID = 1,61 \text{ in} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 2,0400 \text{ in}^2 = 0,0142 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/panjang (a'')} = 0,498 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Menentukan hi

$$\rho_{\text{air}} : 988,0360 \text{ kg/m}^3 = 61,6830 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{air}} : 0,8177 \text{ cp} = 1,9353 \text{ lb/ft.j}$$

Gt : kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam Batasan

$$Re_t = ID \cdot Gt / \mu = 63.276$$

$$\text{Untuk suhu } 30^\circ\text{C (86}^\circ\text{F), } Re_t = 63.276$$

Dari buku kern fig 24, diperoleh:

$$\text{Nilai } j_H = 170$$

Sifat-sifat fisis diambil pada suhu 30°C :

$$\rho_{\text{air}} = 988,0360 \text{ kg/m}^3 = 61,6830 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,8177 \text{ cp}$$

$$c_p \text{ air} = 0,9984 \text{ kal/g}\cdot\text{C}$$

$$k \text{ air} = 0,3560 \text{ Btu/j.ft.OF}$$

$$pr_{0.33} = 1,3187$$

$$jH = 170$$

$$k/D = 3,3685$$

Sehingga diperoleh :

$$h_i = 755,131 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

Menentukan h_{io} :

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} = 639,8738 \text{ Btu/ft}^2.\text{j.}^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan factor koreksi :

$$\text{Diambil } D \text{ spiral koil} = 70\% \text{ (diameter tangki)}$$

$$\text{diambil } D \text{ spiral koil} = 54,1625 \text{ in}$$

$$h_{io} \text{ koil} = 706,4455 \text{ Btu/ft}^2.\text{j.}^\circ\text{F}$$

Menentukan h_o

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi baffle dan koil, maka koefisien

perpindahan panas dari koil dihitung dengan persamaan di buku kern.

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Lp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

dengan ;

$$Lp : \text{diameter flat blade turbin, } 25,7917 \text{ in} = 2,1488 \text{ ft}$$

$$N : \text{kecepatan putar pengaduk, } 2,6205 \text{ rps} = 9.433,7183 \text{ rpj}$$

ρ	: densitas rata-rata fluida	= 988,0360 kg/m ³	= 61,6910 lb/ft ³
μ	: viskositas rata-rata fluida	= 3,2440 cp	= 7,8504 lb/ft.j
cp	: kapasitas panas	= 118,8092 Btu/lb.F	
k	: konduktivitas panas	= 0,3560 Btu/ft ² .j.OF	
OD	: diameter luar pipa coil	= 1,9 in	= 0,1583 ft
D	: diameter dalam tangki	= 77,3750 in	= 6,4463 ft

$$\mu / \mu_w = 1,00$$

$$k/D = 0,0552$$

$$Re^{0,67} = 2.938,5542$$

$$Pr^{0,33} = 13,7857$$

$$\text{Maka, } h_o = 1946,3687 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

Menentukan koefisien perpindahan panas overall **Menghitung U_c**

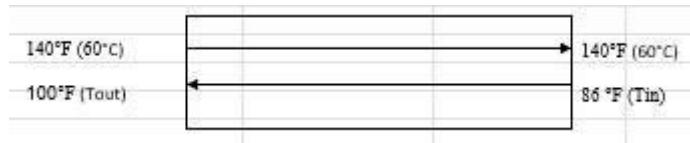
$$U_c = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} = 518,3188 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

Untuk kecepatan air = 2 m/s

$$R_D = 0,01474$$

$$U_d = 60 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{F}$$

Menentukan Luas Bidang Transfer Panas



$$A = \frac{Q_{\text{total}}}{U_D * \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

Sistem dengan kondisi operasi isothermal ;

ΔT_{LMTD} = Beda suhu pendingin dengan fluida

$$\Delta T_1 = 40^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 54^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 46,6504^\circ\text{F}$$

$$A = 16,7462 \text{ ft}^2$$

Dari spesifikasi pipa koil dengan diameter nominal = 1,5 in

Panjang pipa, L pipakoil = A / a''

$$\text{Sehingga panjang koil} = 33,6269 \text{ ft} = 10,2495 \text{ m}$$

$$D_c = 0,7 * (\text{ID tangki reaktor}) = 54,1625 \text{ in} = 4,5135 \text{ ft}$$

$$AB = D_c$$

$$BC = x$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

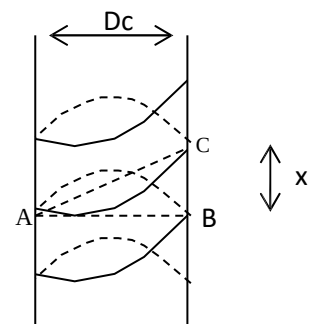
$$AC = \sqrt{(D_c)^2 + x^2}$$

$$\text{Busur AB} = \frac{1}{2} \pi D_c$$

$$\text{Busur AC} = \frac{1}{2} \pi AC$$

Diambil ; $x = 0,5D$

$$x = 0,95 \text{ in} = 0,0792 \text{ ft}$$



Keliling dua lingkaran lengkungan koil, Klilitan adalah :

$$K \text{ lilitan} = 1/2 \pi(DC) + 1/2 \pi(AC)$$

$$K \text{ lilitan} = 1/2 \pi(DC) + 1/2 \pi((DC^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K \text{ lilitan} = 14,17 \text{ ft} = 170,0833 \text{ in}$$

Sehingga banyaknya lilitan dalam reaktor adalah :

$$N_{\text{lilitan}} = \frac{L_{\text{pipa koil}}}{K_{\text{lilitan}}}$$

$$= 2,3725 = 3 \text{ lilitan}$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N_{\text{lilitan}} - 1) \cdot x + N_{\text{lilitan}} \cdot \text{OD}$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 0,6333 \text{ ft} = 0,1930 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil,

Asumsi : koil ada dalam shell saja.

$$\text{Tinggi cairan dlm shell (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dlm shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$v_{\text{cairan dalam shell}} = v_{\text{cairan dalam reaktor}} - v_{\text{head}} = 4,9525 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{tangki}} = 3,0321 \text{ m}^2$$

$$Zc = 1,6361 \text{ m}$$

Karena tinggi tumpukan koil 0,1930 m, maka koil ada di shell saja atau koil masih tercelup didalam cairan.

Menentukan tinggi cairan didalam reaktor setelah ada coil

$$= Z_c + b + sf$$

$$= 1,9752 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah coil :

$$= (\text{tinggi cairan setelah ada coil tumpukan coil})/2$$

$$= 0,8907 \text{ m}$$

$$B + sf = 0,3391 \text{ m}$$

Karena jarak dasar tangki ke bagian bawah coil $> (b+sf)$, maka asumsi bahwa coil tercelup di shell saja adalah benar

Menghitung pressure drop

$$\text{Untuk } Re = 63.276$$

Diperoleh koefisien friksi (f) = 0,00018 (Kern, fig 26)

$$v = 14.796 \text{ ft/jam}$$

$$s = 1 \text{ (Sources : Kern, table 6, page 808)}$$

Karena perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan $\pi = \pi_w$, sehingga $\Theta = 1$.

$$\Delta P_T = \frac{f v^2 L}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \Theta}$$

T

$$\Delta P_T = 0,0002 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

Menghitung energi gibbs

TABLE 2-388 Atomic Group Contributions to Estimate ΔH_{f298}° and ΔG_{f298}°

	ΔH	ΔG		ΔH	ΔG
Nonring Increments			Oxygen Increments (Cont.)		
—CH ₃	-76.45	-43.96	—CHO (aldehyde)	-162.03	-143.48
—CH ₂ —	-20.64	8.42	—COOH (acid)	-426.72	-387.57
—CH—	29.89	58.36	—COO— (ester)	-337.92	-301.95
			—O— (except for above)	-247.61	-250.83
—C—	82.23	116.02	Nitrogen Increments		
≡CH ₂	-9.63	3.77	—NH ₂	-22.02	14.07
≡CH	37.97	48.53			
≡C—	83.99	92.36	—NH (nonring)	53.47	89.39
≡C=	142.14	136.70			
≡CH	79.30	77.71	—NH (ring)	31.65	75.61
≡C—	115.51	109.82			
Ring Increments			—N— (nonring)	123.34	163.16
—CH ₂ —	-26.80	-3.68	—N= (nonring)	23.61	—
			—N= (ring)	55.52	79.93
—CH—	8.67	40.99	≡NH	93.70	119.66
			—CN	88.43	89.22
—C—	79.72	87.88	—NO ₂	-66.57	-16.83
≡CH (aromatic or cyclic olefin)	2.09	11.30	Sulfur Increments		
			—SH	-17.33	-22.99
≡C— (aromatic or cyclic olefin)	46.43	54.05	—S— (nonring)	41.87	33.12
Oxygen Increments			—S— (ring)	39.10	27.76
—OH (alcohol)	-208.04	-189.20	Halogen Increments		
—OH (phenol)	-221.65	-197.37	—F	-251.92	-247.19
—O— (nonring)	-132.22	-105.00	—Cl	-71.55	-64.31
—O— (ring)	-138.16	-98.22	—Br	-29.48	-38.06
			—I	21.06	5.74
—C=O (nonring)	-133.22	-120.50			
—C=O (ring)	-164.50	-126.27			

(Perry Chemical Handbook ed. 7th;1997)

Energi Gibbs (ΔG_{298}) dengan pendekatan Metode Joback :

$$\Delta G_{f298}^{\circ} = 53.88 + \sum_{i=1}^n N_i \Delta G_i$$

n = number of different atomic groups contained in the molecule

N_i = number of atomic groups i contained in the molecule

ΔG_i = numeric value of atomic group i obtained from Tabel 7.

$C_{18}H_{30}SO_3$ (ΔG°_{298}) =

$$53,88 + [11(8,42) + (-43,96) + 2(54,05) + 4(11,30) + 33,12 + 2(-250,83) + (-189,20)]$$

$$= -401,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_{18}\text{H}_{30} (\Delta G^\circ 298) &= 53,88 + [11(8,42) + (-43,96) + 54,05 + 5(11,30)] \\ &= 213,09 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{SO}_3 (\Delta G^\circ 298) &= 53,88 + [(33,12) + 2(-250,83) + 2(-189,20) + 3(-105) + (33,12)] \\ &= -1074,94 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 (\Delta G^\circ 298) = 53,88 + [(33,12) + 2(-250,83) + 2(-189,20)] = -793,06 \text{ kJ/mol}$$

Sehingga energi gibbs pada keadaan standar dapat dicari dengan rumus sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ 298 &= \Sigma \Delta G^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta G^\circ \text{ reaktan} \\ &= ((-793,06) + (-401,9)) - ((-1074,94) + (213,09)) \\ &= -333,11 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Maka diperoleh kesetimbangan reaksi kimia :

$$K = \frac{\Delta G^\circ 298}{RT} = \frac{-333,11 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol K}} \times 298 \text{ K}}$$

$$K = 2,46020 \times 10^{58}$$

Jika $K > 1$ maka reaksi lebih mengarah ke produk.

Jika $K < 1$ maka reaksi lebih mengarah ke reaktan.

Dari hasil K : $2,46020 \times 10^{58}$ maka dapat disimpulkan bahwa reaksi lebih kearah produk.

Menghitung Energi Gibbs pada suhu reaksi 328 K :

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= -RT \ln K \\ &= - (8,314 \text{ J/mol K}) \times (328 \text{ K}) \times \ln 2,46020 \times 10^{58} \\ &= -366644,5599 \text{ J/mol} \\ &= -366,6446 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan nilai ΔG° :

$\Delta G^\circ < -40$: sangat spontan

$-40 < \Delta G^\circ < 0$: spontan

$0 < \Delta G^\circ < 0$: tidak spontan

Berdasarkan perhitungan Energi Gibbs pada suhu 328 K dapat dilihat $-366,6446 \text{ kJ/mol}$ termasuk dalam reaksi yang sangat spontan

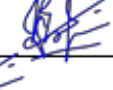
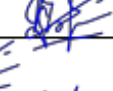
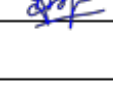
LAMPIRAN B

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Judul Prarancangan *) : PRA RANCANGAN PABRIK LINEAR
ALKYLBENZENE SULFONATE DARI
ALKYLBENZENE DAN OLEUM 20%
DENGAN PROSES SULFONASI
KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 03 November 2022

Batas Akhir Bimbingan : 02 Mei 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	16 – 02 - 2023	Judul, Kapasitas Perancangan dan Pemilihan Proses	
2	20 – 02 – 2023	Neraca Massa dan Reaktor	
3	23 – 02 – 2023	Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung	
4	27 – 02 – 2023	Alat Transportasi Bahan dan Tangki Penyimpanan	
5	01 – 03 – 2023	Heat Exchanger dan Neraca Panas	
6	03 – 03 – 2023	Utilitas	
7	06 – 03 – 2023	Evaluasi Ekonomi	
8	08 – 03 – 2023	Naskah dan PEFD	
9			
10			

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 09 Maret 2023
Pembimbing



Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

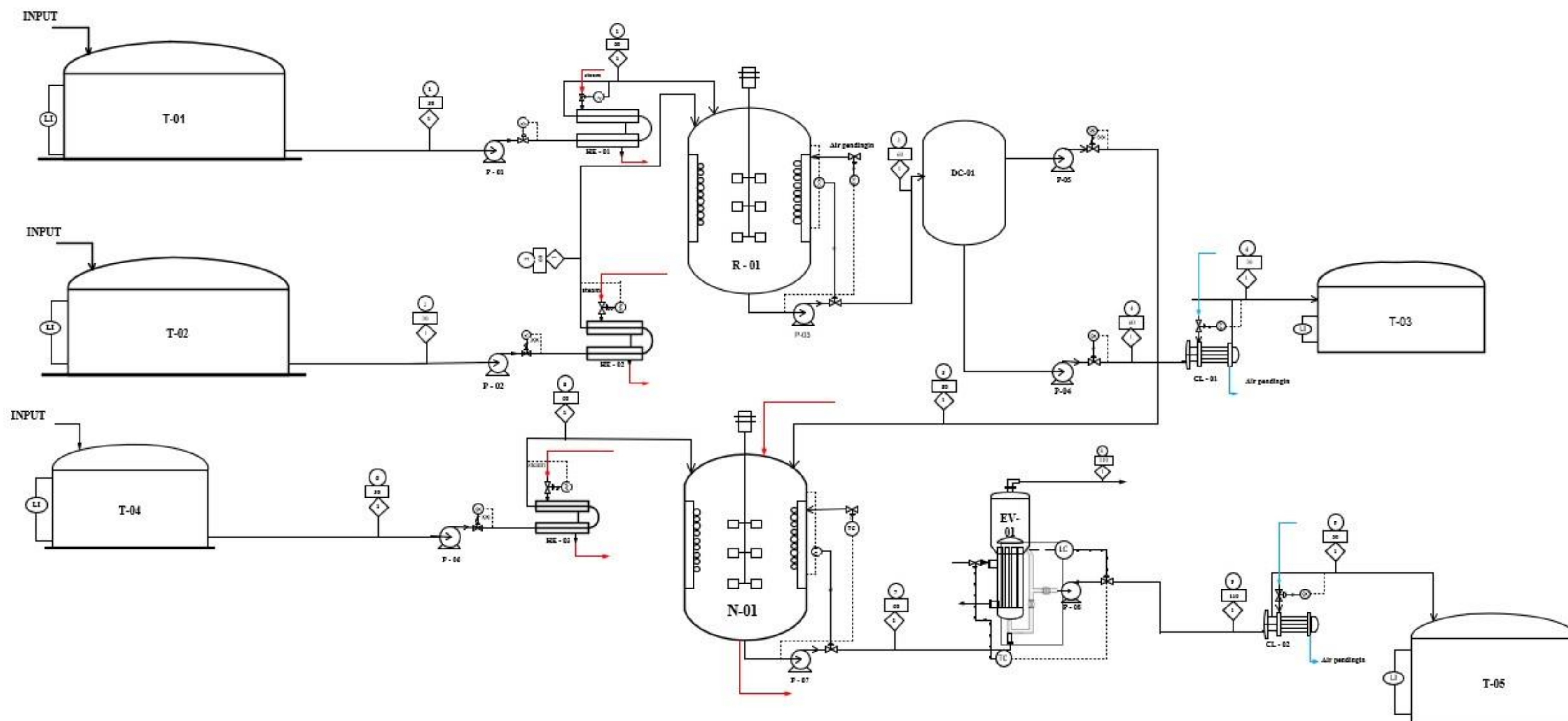
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

LAMPIRAN C

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK LINIER ALKYL BENZENE SULFONAT

KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)								
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_{12}H_{25}SO_3Na$	6426,3323		257,0533		257,0533		257,0533	0,5686	256,4847
H_2SO_4									
H_2SO_4		6671,4043							
SO_3		1361,5111							
$C_{12}H_{25}SO_3Na$			8175,5486		8175,5486				
H_2SO_4			5881,5751	5763,9436	117,6315				
H_2O			145,0707	115,2789	29,7918	1190,7572	1715,1712	1577,1821	137,9891
$NaOH$						1099,1605			
$C_{12}H_{25}SO_3Na$							8727,2727	91,9313	8635,3415
Na_2SO_4							170,4456	1,9491E-33	170,4456
Total	6426,3323	8032,9154	14459,2476	5879,2225	8580,0252	2289,9177	10869,9429	1669,6819	9200,2610

ALAT	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
T	TANGKI	○	ARUS
R	REAKTOR	□	SUHU
D	DECANTER	◇	TEKANAN
N	NETRALIZER	(LC)	LEVEL CONTROLLER
EV	EVAPORATOR	(TC)	TEMPERATURE CONTROLLER
P	POMPA	(LI)	LEVEL INDICATOR
HE	HEATER	(FC)	FLOW CONTROLLER
CL	COOLER	—	UDARA TEKAN
		—	PIPA
			LISTRIK

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK LINIER ALKYL BENZENE SULFONAT DENGAN KAPASITAS 72.000 TON/TAHUN
	Disusun Oleh : Muhammad Haliq Rizki 17521165
	Dosen Pembimbing : Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng