

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
LINEAR ALKYL BENZENE SULFONATE DARI
ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES
SULFONASI KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Disusun oleh :

Nama : Kuni Masruroh

Nama : Fami Amalia Putri

No. Mahasiswa : 14521080

No. Mahasiswa : 14521173

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA *LINEAR ALKYL*BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Kuni Masruroh Nama : Fami Amalia Putri
No. Mahasiswa : 14521080 No. Mahasiswa : 14521173

Yogyakarta, 11 Agustus 2018

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Td. Tangan



Kuni Masruroh
NIM. 14521080

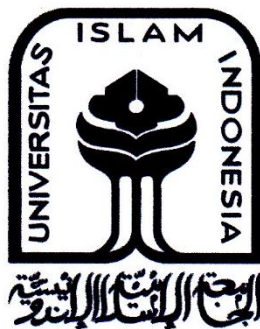
Td. Tangan



Fami Amalia Putri
NIM. 14521173

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
***LINEAR ALKYL BENZENE SULFONATE* DARI**
ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES
SULFONASI KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Kuni Masruroh Nama : Fami Amalia Putri
No. Mahasiswa : 14521080 No. Mahasiswa : 14521173

Yogyakarta, 11 Agustus 2018

Pembimbing I

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Zainus Salimin', is written over a faint circular stamp.

Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA *LINEAR ALKYL*BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

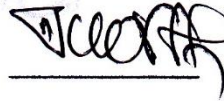
Nama : Kuni Masruroh
No Mahasiswa : 14521080

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

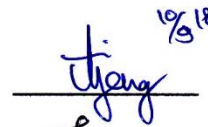
Yogyakarta, 10 September 2018

Tim Penguji

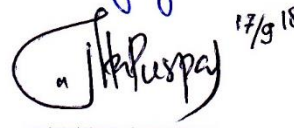
Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si
Ketua



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



Ifa Puspasari, S.T., M. Eng., Ph.D.
Anggota I



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA LINEAR ALKYL BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20% DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fami Amalia Putri
No Mahasiswa : 14521173

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

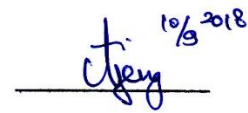
Yogyakarta, 10 September 2018

Tim Penguji

Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si
Ketua



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



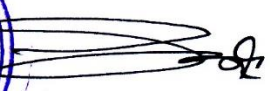
Achmad Chafidz Mas Sahid, S.T., M.Sc.
Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakaatuh

Segala puji hanya milik Allah SWT Tuhan semesta alam. Tiada daya dan upaya melainkan atas pertolongan Allah SWT. Semoga shalawat dan salam senantiasa dilimpahkan kepada Nabi Muhammad SAW., keluarganya, dan para shahabatnya, serta orang-orang yang memegang teguh kitab Allah dan sunnah Rasul-Nya hingga hari kiamat.

Alhamdulillah, atas taufik dan hidayah dari Allah SWT, penyusun dapat melaksanakan penelitian dan menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Penyusunan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Kimia Linear *Alkylbenzene* Sulfonate Dari *Alkylbenzene* Dan Oleum 20% Dengan Proses Sulfonasi Kapasitas 32.000 Ton/Tahun” adalah salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta

Penyelesaian tugas akhir dapat berjalan dengan baik atas bantuan dan kerjasama dari berbagai pihak yang telah memberikan bimbingan, perhatian, dan pengarahan dalam menjalankan penyusunan tugas akhir ini. Maka, pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada:

1. Orangtua yang telah membantu secara materil maupun spiritual, sehingga dapat menyelesaikan penelitian ini dengan lancar.
2. Rektor Universitas Islam Indonesia, Bapak Fathul Wahid, S. T., M. Sc., Ph.D.
3. Ketua Jurusan Teknik Kimia, Bapak Dr. Suharno Rusdi
4. Bapak Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si yang telah memberikan banyak ilmu kepada kami dan juga telah sabar dalam membimbing kami selama melaksanakan tugas akhir ini hingga selesai.
5. Teman-teman satu bimbingan : Dwida, Ella, Vinni, Diny, Fala, Yasmin, terimakasih atas kerjasama dan kebersamaannya.
6. Teman-teman group calon istri sholehah : Icut, Reni, Dwida, Ella, Vinni, Lita, Fala, Yasmin, Intan, terimakasih untuk canda tawa, semangat dan bantuan kalian semua.
7. Teman-teman teknik kimia 2014, terimakasih atas dukungan, kebersamaan dan kenangannya selama ini.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih telah ikut membantu kelancaran dalam penyusunan tugas akhir ini

Semoga Allah SWT memberi keberkahan atas pertolongan dan kebaikan yang telah diberikan kepada kami.

Kami menyadari bahwa tugas akhir ini masih terdapat kesalahan dan kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan diri pribadi. Oleh karena itu, dengan kerendahan hati kami mengharapkan adanya saran dan kritik yang membangun demi perbaikan tugas akhir ini dan pembelajaran di masa

mendatang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pihak yang membutuhkan.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 11 Agustus 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
ABSTRAK	xix
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik.....	2
1.2.1 Kebutuhan produk di Indonesia.....	2
1.2.2 Kapasitas Komersial	10
1.2.3 Ketersedian Bahan Baku.....	11
1.3 Tinjauan Pustaka	12
1.3.1 Macam – Macam Proses Pembuatan <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	12
1.3.2 Kegunaan Produk.....	16
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	17

2.1	Spesifikasi Produk	17
2.1.1	<i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	17
2.1.2	Asam Sulfat	17
2.2	Spesifikasi Bahan Baku	18
2.2.1	<i>Alkylbenzene</i>	18
2.2.2	<i>Oleum 20%</i>	19
2.3	Spesifikasi Bahan Pembantu	19
2.3.1	NaOH 48%	19
2.4	Pengendalian Kualitas	20
2.4.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.4.2	Pengendalian Kualitas Produksi	20
2.4.3	Pengendalian Kualitas Produk	21
BAB III PERANCANGAN PROSES		23
3.1	Uraian Proses	23
3.1.1	Penyiapan Bahan Baku	23
3.1.2	Proses Sulfonasi	24
3.1.3	Proses Pemisahan	24
3.1.4	Proses Netralisasi	25
3.1.5	Proses Pemekatan Produk	26
3.2	Spesifikasi Alat	26
3.2.1	Tangki Penyimpanan Bahan Baku	26
3.2.2	Tangki Penyimpanan Produk	29
3.2.3	<i>Heat Exchanger</i>	31

3.2.4 Cooler	33
3.2.5 Reaktor (R-01)	36
3.2.6 Reaktor (R-02)	38
3.2.7 Decanter (D-01).....	39
3.2.8 Netralizer (N-01)	40
3.2.9 Evaporator (E-01)	42
3.2.10 Pompa	43
3.3 Perencanaan Produksi.....	49
3.3.1 Kapasitas Perancangan	49
3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku	49
3.3.3 Analisis Kebutuhan Alat Proses	50
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	51
4.1 Lokasi Pabrik.....	51
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	52
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	55
4.2 Tata Letak pabrik.....	56
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	60
4.4 Alir Proses dan Material	63
4.4.1 Neraca Massa Total	63
4.4.2 Neraca Massa Alat	64
4.4.3 Neraca Energi	67
4.5 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	75
4.6 Utilitas	76

4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	77
4.6.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)	89
4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)	90
4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	93
4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	94
4.7 Organisasi Perusahaan	94
4.7.1 Bentuk Perusahaan	94
4.7.2 Struktur Organisasi	95
4.7.3 Tugas dan Wewenang	98
4.7.4 Status Karyawan	104
4.7.5 Ketenagakerjaan	105
4.7.6 Fasilitas Karyawan	109
4.7.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian	111
4.8 Evaluasi Ekonomi	112
4.8.1 Harga Alat	114
4.8.2 Dasar Perhitungan	119
4.8.3 Perhitungan Biaya	120
4.8.4 Analisis keuntungan	125
4.8.5 Analisa Kelayakan	126
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	132
5.1 Kesimpulan	132
5.2 Saran	134

DAFTAR PUSTAKA135

LAMPIRAN A

LAMPIRAN B

LAMPIRAN C

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor LABS di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 Data Perkembangan Produksi LABS di Indonesia	5
Tabel 1.3 Data Perkembangan Ekspor LABS di Indonesia	7
Tabel 1.4 Data Pemakaian atau Konsumsi LABS di Indonesia.....	8
Tabel 1.5 Kapasitas Pabrik <i>Linear Alkylbenzene sulfonate</i>	11
Tabel 1.6 Perbandingan Macam-Macam Proses (Kirk and Othmer, 1983; Kadirun, 2010).....	15
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	50
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik	58
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	63
Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	64
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	64
Tabel 4.5 Neraca Massa <i>Decanter</i> (D-01)	65
Tabel 4.6 Neraca Massa <i>Netralizer</i> (N-01)	66
Tabel 4.7 Neraca Massa Evaporator (E-01).....	66
Tabel 4.8 Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-01)	67
Tabel 4.9 Neraca Energi <i>Heater</i> (HE-02)	67
Tabel 4.10 Neraca Energi Reaktor (R-01)	68
Tabel 4.11 Neraca Energi <i>Decanter</i> (D-01).....	69
Tabel 4.12 Neraca Energi <i>Netralizer</i> (N-01)	70

Tabel 4.13 Neraca Energi Evaporator (E-01)	71
Tabel 4.14 Neraca Energi Cooler (CL-01)	71
Tabel 4.15 Neraca Energi Cooler (CL-02)	72
Tabel 4.16 Neraca Energi Cooler (CL-03)	72
Tabel 4.17 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i>	86
Tabel 4.18 kebutuhan air proses pendinginan.....	87
Tabel 4.19 Kebutuhan Listrik Proses	91
Tabel 4.20 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	92
Tabel 4.21 Total Kebutuhan Listrik	93
Tabel 4.22 Gaji Karyawan	106
Tabel 4.23 Jadwal Kerja Karyawan Shift	109
Tabel 4.24 Jabatan dan keahlian	112
Tabel 4.25 Indeks Harga	114
Tabel 4.26 Harga Alat Proses.....	116
Tabel 4.27 Harga Alat Utilitas	117
Tabel 4.28 <i>Physical Plan Cost</i> (PPC)	120
Tabel 4.29 <i>Direct Plan Cost</i> (DPC)	121
Tabel 4.30 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	121
Tabel 4.31 <i>Total Working Capital Investment</i> (WCI).....	122
Tabel 4.32 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	123
Tabel 4.33 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	123
Tabel 4.34 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	124
Tabel 4.35 <i>Total Manufacturing Cost</i> (TMC)	124

Tabel 4.36 General Expense (GE)	125
Tabel 4.37 Total Production Cost (TPC)	125
Tabel 4.38 Annual Fixed Cost (Fa).....	127
Tabel 4.39 Annual Variable Cost (Va)	127
Tabel 4.40 Annual Regulated Cost (Ra)	128
Tabel 4.41 Annual Sales Cost (Sa)	128
Tabel 5.1 Hasil Analisa ekonomi	133

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Impor <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	4
Gambar 1.2 Grafik Produksi <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	5
Gambar 1.3 Grafik Kebutuhan Ekspor <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	7
Gambar 1.4 Grafik Konsumsi <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	9
Gambar 4.1 Lokasi Cilegon, Banten	51
Gambar 4.2 Lokasi didirikan pabrik <i>Linear Alkylbenzene Sulfonate</i>	52
Gambar 4.3 Layout Pabrik Linear Alkylbenzene Sulfonate	59
Gambar 4.4 Tata letak Alat Proses.....	62
Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif	73
Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif	74
Gambar 4.7 Diagram Pengolahan Air.....	80
Gambar 4.8 Struktur Organisasi.....	97
Gambar 4.9 Tahun vs indeks harga.....	115
Gambar 4.10 Grafik Analisis Kelayakan	131

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Reaktor.....	A-1
Lampiran B Dekanter	B-1
Lampiran C PEFD	C-1

ABSTRAK

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* merupakan salah satu pabrik kimia yang mampu memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* di Indonesia yang semakin meningkat. Lokasi pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* direncanakan didirikan di kawasan industri Cilegon, Banten di atas lahan seluas 20.900 m² dengan kapasitas produksi 32.000 ton/tahun. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari dengan total 180 karyawan. *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dibuat melalui reaksi sulfonasi *Alkylbenzene* dengan oleum 20 %. Proses produksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dilakukan di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 55 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi memiliki konversi sebesar 96 %. Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* membutuhkan bahan baku *Alkylbenzene* sebanyak 2.716 kg/jam, oleum 20 % sebanyak 3.347 kg/jam, dan NaOH 48 % sebanyak 954 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan untuk setiap tahunnya antara lain 43.463 kg/jam air pendingin, 1386 kg/jam *steam*, 16.921 kg/jam air domestik, 700 kg/jam *service water*, 588 kg/jam bahan bakar, dan 386 kw listrik. Dari hasil analisis ekonomi diperoleh hasil keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 82.343.364.218 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 39.524.814.825. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 39,48 % dan setelah pajak sebesar 18,95 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 2,1 tahun sedangkan setelah pajak selama 3,7 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 43,09 %, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 27,23 % *Discounted cash flow rate of return* (DCFRR) sebesar 8,61 %. Berdasarkan analisa ekonomi di atas, maka pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *Alkylbenzene* dan oleum 20 % dengan kapasitas 32.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata - Kata Kunci : *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, *Alkykbenzene*, Oleum 20%, Sulfonasi, RATB

ABSTRACT

The Linear Alkylbenzene Sulfonate Plant is one of the chemical plants that are able to provide excellent prospects, given the increasing Linear Alkylbenzene Sulfonate requirements in Indonesia. The location of the Linear Alkylbenzene Sulfonate plant is planned to be established in the Cilegon industrial area, Banten on an area of 20.900 m² with a production capacity of 32.000 tons/year. This chemical plant will be operated for 330 days with a total of 180 employees. Linear Alkylbenzene Sulfonate is made by alkylbenzene sulfonation reaction with 20 % oleum. The Linear Alkylbenzene Sulfonate production process is carried out in a Stirred Tank Flow Reactor (RATB) at a temperature of 55 °C and a pressure of 1 atm. The reaction has a conversion of 96 %. The Linear Alkylbenzene Sulfonate plant requires 2.716 kg/hour of Alkylbenzene raw material, 20 % of oleum as much as 3.347 kg/hour and 954 kg/hour of 48 % NaOH. Utilities needed for each year include 43.463 kg/hour of cooling water, 1.386 kg/hour of steam, 16.921 kg/hour of domestic water, 700 kg/hour of service water, 588 kg/hour of fuel, and 386 kW of electricity. From the results of the economic analysis, the results of the pre-tax profit were Rp. 82.343.364.218 and the profit after tax were Rp. 39.524.814.825. Percent Return On Investment (ROI) before tax is 39,48% and after tax is 18,95%. Pay Out Time (POT) before tax for 2,1 years while after tax for 3,7 years. Break Even Point (BEP) was 43,09% and Shut Down Point (SDP) was 27,23%. Discounted cash flow rate of return (DCFRR) was 8,61%. Based on the above economic analysis, the Linear Alkylbenzene Sulfonate plant from Alkylbenzene and oleum 20% with a capacity of 32.000 tons/year is suitable for establishment.

Keywords : *Linear Alkylbenzene Sulfonate, Alkylbenzene, Oleum 20%, Sulfonation, RATB*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang dengan jumlah penduduk terbesar ketiga di dunia dan jumlah pertumbuhan penduduk tersebut akan semakin bertambah, sehingga mengakibatkan bertambahnya kebutuhan hidup masyarakat. Dalam hal ini, Indonesia dituntut untuk dapat memenuhi kebutuhan penduduknya sendiri.

Indonesia kini tengah melakukan pembangunan di segala sektor, termasuk sektor industri. Perkembangan industri khususnya industri petrokimia, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi. Salah satu contoh produk petrokimia yang sangat populer di Indonesia maupun dunia adalah detergent. Detergent adalah surfaktan yang sangat luas penggunaannya, detergent banyak digunakan untuk keperluan rumah tangga maupun keperluan industri. Untuk memproduksi detergent, surfaktan yang paling banyak digunakan adalah *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS).

Linear Alkylbenzene Sulfonate (LABS) mulai dimanfaatkan oleh produsen sebagai pengganti *Branch Alkyl Benzene* (BAB) karena dinilai lebih ramah terhadap lingkungan dan mudah diuraikan oleh mikroorganisme (*biodegradable*). *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS) merupakan salah satu surfaktan anionik yang berwujud cair dengan rumus molekul

$C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ yang digunakan sebagai bahan baku pada industri detergen. 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 import, sehingga dapat menghemat devisa negara.
2. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja dan meningkatkan taraf hidup masyarakat.
3. Dengan didirikannya pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS) akan mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan bahan dasar LABS untuk dapat dikembangkan kembali dengan teknologi yang lebih luas.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% akan dibangun dengan kapasitas 32.000 ton/tahun untuk pembangunan pabrik di tahun 2019. Penentuan kapasitas ini dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan, antara lain :

1.2.1 Kebutuhan produk di Indonesia

Berdasarkan data statistik, kebutuhan LABS 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

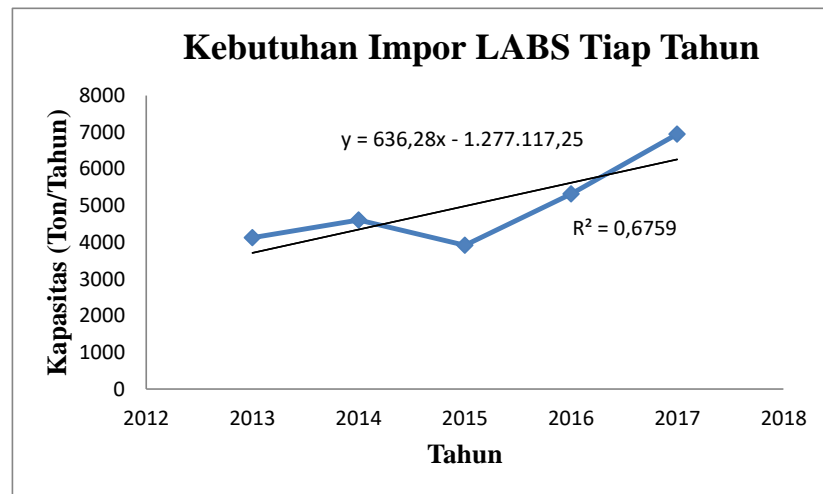
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS) di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Perkembangan data impor akan LABS di Indonesia pada tahun 2013 sampai tahun 2017 dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor LABS di Indonesia

Tahun	Jumlah Impor (Ton)
2013	4.121,514
2014	4.606,627
2015	3.916,487
2016	5.319,467
2017	6.946,482

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Dari data impor diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun 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 $y = 636,28x - 1.277.117,25$ dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor LABS.

Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2019 kebutuhan impor LABS di Indonesia sebesar :

$$y = 636,28x - 1.277.117,25$$

$$y = 636,28(2019) - 1.277.117,25$$

$$y = 7.532,07$$

- Produksi

Produksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS) dalam negeri menurut data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung stabil..

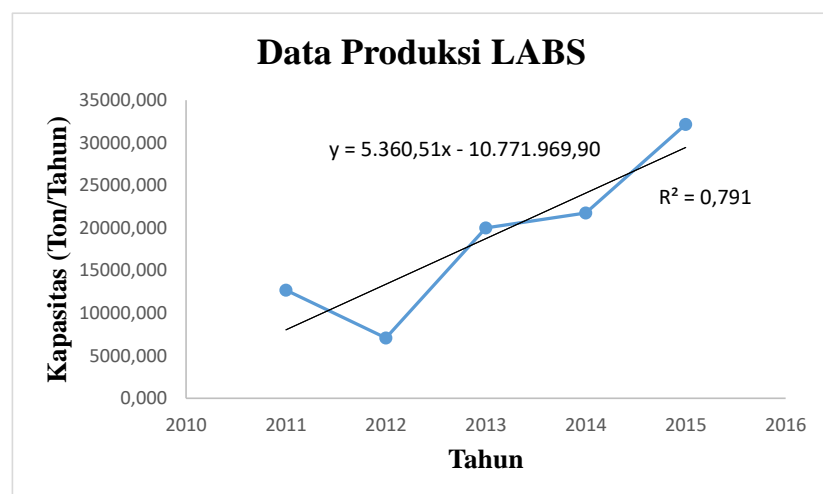
Perkembangan data produksi LABS di Indonesia pada tahun 2011-2015 dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Perkembangan Produksi LABS di Indonesia

Tahun	Jumlah Produksi (Ton)
2011	12.704,980
2012	7.087,901
2013	19.997
2014	21.763
2015	32.170

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Dari data produksi *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 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Produksi *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Perkiraan produksi LABS di Indonesia pada tahun yang akan datang dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 5.360x - 10.771.969,90$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi LABS. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2019 kebutuhan produksi LABS di Indonesia sebesar :

$$\begin{aligned} y &= 5.360,51x - 10.771.969,90 \\ y &= 5.360,51(2019) - 10.771.969,90 \\ y &= 50.899,79 \end{aligned}$$

Berdasarkan data impor dan produksi LABS di Indonesia pada tahun 2019 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *supply* LABS di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi} \\ &= (7.532,07 + 50.899,79) \text{ ton/th} \\ &= 58.431,86 \text{ ton/th} \end{aligned}$$

b. Demand

- Ekspor

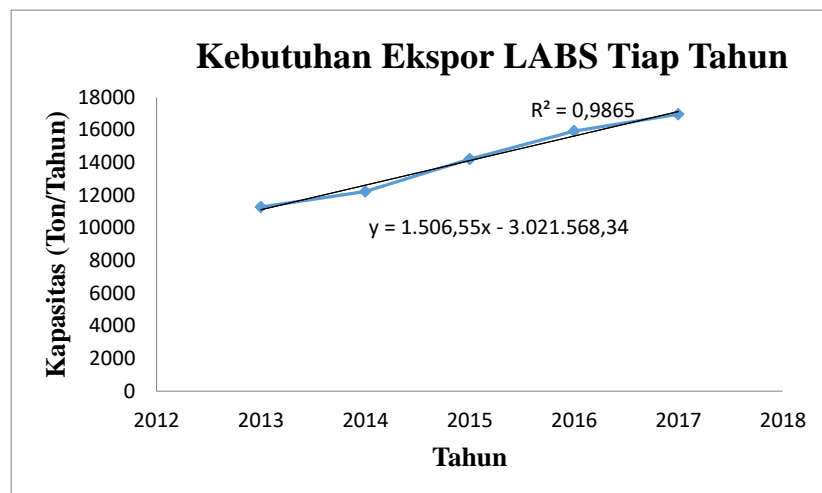
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang ekspor *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS) di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Perkembangan data produksi akan LABS di Indonesia pada tahun 2013 sampai tahun 2017 dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Perkembangan Ekspor LABS di Indonesia

Tahun	Jumlah Ekspor (Ton)
2013	11.281,265
2014	12.225,098
2015	14.207,845
2016	15.930,738
2017	16.961,173

Sumber : (Badan Pusat Statistik)

Dari data ekspor 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 Kebutuhan Ekspor *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Perkiraan ekspor LABS di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y =$

$1.506,55x - 3.021.568,34$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi LABS. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2019 kebutuhan ekspor LABS di Indonesia sebesar :

$$y = 1.506,55x - 3.021.568,34$$

$$y = 1.506,55(2019) - 3.021.568,34$$

$$y = 20.156,110$$

- 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 pada tahun 2011-2015 dapat dilihat pada Tabel 1.4.

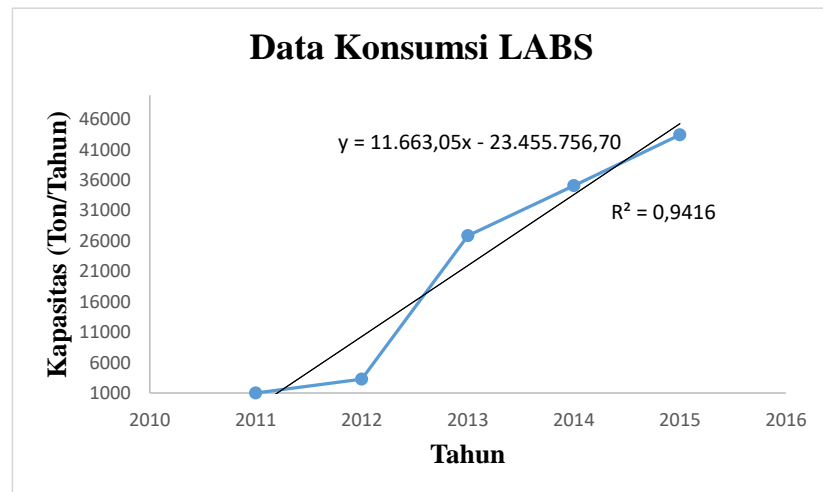
Tabel 1.4 Data Pemakaian atau Konsumsi LABS di Indonesia

Tahun	Jumlah Konsumsi (ton)
2011	1.027,327
2012	3.309,763
2013	26.882
2014	35.113,898
2015	43.440,489

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 1.4.



Gambar 1.4 Grafik Konsumsi *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Perkiraan konsumsi LABS di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 11.663,05x - 23.455.756,70$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi LABS. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2019 kebutuhan konsumsi *Linear Alkylbenzene sulfonate* di Indonesia sebesar :

$$y = 11.663,05x - 23.455.756,70$$

$$y = 11.663,05(2019) - 23.455.756,70$$

$$y = 91.941,25$$

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi LABS di Indonesia pada tahun 2019 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *demand* (Permintaan) dari LABS di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned}
 Demand &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\
 &= (20.156,110 + 91.941,25) \text{ ton/th} \\
 &= 112.097,36 \text{ ton/th}
 \end{aligned}$$

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 :

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= Demand - Supply \\
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\
 &= (91.941,25 + 20.156,110) - (50.899,79 + 7.532,07) \\
 &= 53.665,5
 \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang akan didirikan diambil 60 % dari kebutuhan di Indonesia sebesar : 60 % x 53.665,5 = 32.199,3

Dari data dan hasil perhitungan perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* (LABS) ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 32.000 ton/th.

1.2.2 Kapasitas Komersial

Penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan ini dipengaruhi oleh kapasitas pabrik sejenis yang sudah beroperasi. Berikut ini adalah perusahaan – perusahaan yang menghasilkan *Linear Alkylbenzene sulfonate* :

Tabel 1.5 Kapasitas Pabrik *Linear Alkylbenzene sulfonate*

Pabrik	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Aktif Indonesia	Indonesia	70.000
PT. Rhodia Manyar	Indonesia	3.600
BASE	Jerman	40.000
Henkel	Jerman	65.000
PT. Findeco Jaya	Indonesia	30.000
UK Vietnam Co. Ltd	Vietnam	30.000
PT. KAO Indonesia	Indonesia	4.000
PT. Sinar Antjol	Indonesia	32.400

Sumber : Google.com

Mengacu pada industri yang beroperasi tersebut maka pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan kapasitas 32.000 ton/tahun sudah sesuai dengan kapasitas ekonomis yang sudah beroperasi dan diharapkan dengan kapasitas tersebut dapat memenuhi kebutuhan produk *Linear Alkylbenzene sulfonate* baik dalam negeri maupun luar negeri.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku *Alkylbenzene* yang digunakan dalam pembuatan *Linear Alkylbenzene sulfonate* (LABS) dapat diperoleh dari PT Unggul Indah Cahaya yang ada dikawasan industri Cilegon, Banten. Sedangkan untuk bahan baku Oleum 20% dapat diperoleh dari PT *Indonesian Acids Industry* yang ada di kawasan Timur Jakarta dan

NaOH 48 % dapat diperoleh dari pabrik Asahimas *Chemical* yang ada di daerah Cilegon, Banten.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam – Macam Proses Pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Pemilihan proses bertujuan untuk menentukan proses yang akan digunakan dalam pembangunan pabrik. Hal tersebut dapat dilihat dari keuntungan yang bisa didapatkan dari segi ekonomi maupun teknik. Pembuatan *Linear Alkylbenzene sulfonat* menggunakan proses sulfonasi yaitu reaksi kimia yang melibatkan penggabungan gugus fungsi asam sulfonat ($-\text{SO}_3\text{H}$) ke dalam suatu molekul ataupun ion, Proses sulfonasi dapat menggunakan tiga cara, yaitu :

1. Reaksi Sulfonasi dengan H_2SO_4
2. Reaksi Sulfonasi dengan gas SO_3
3. Reaksi sulfonasi dengan Oleum 20%

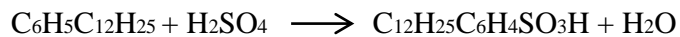
a. Reaksi dengan H_2SO_4

Proses sulfonasi dengan *sulfating agent* H_2SO_4 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 H_2SO_4 100% dengan

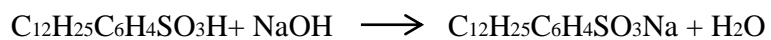
perbandingan mol H_2SO_4 dan *Alkylbenzene* 1,6:1,8 (Kirk and Othmer, 1998).

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 H_2SO_4 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).

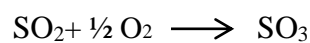
b. Reaksi dengan Gas SO_3

Pembuatan *Linear Alkylbenzene sulfonate* dengan gas SO_3 terdiri dari empat tahap yaitu, proses pengeringan udara, produksi gas SO_2 , konversi gas SO_2 menjadi gas SO_3 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 H_2O dengan SO_3

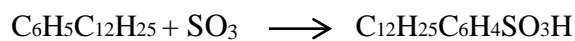
dan ini menyebabkan kualitas warna *Linear Alkylbenzene sulfonate* rendah. Untuk menghasilkan gas SO_3 , udara kering direaksikan dengan sulfur dalam bentuk cair dan konversi gas SO_2 menjadi gas SO_3 menggunakan katalis V_2O_3 .

Reaksi yang terjadi :

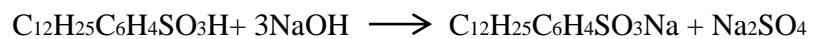
- Reaksi antara SO_2 dan O_2



- Reaksi sulfonasi



- Reaksi Netralisasi



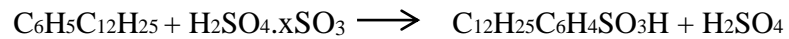
Reaksi sulfonasi berlangsung dalam satu reaktor gelumbang, suhu reaksi $50\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1,5 atm (Kirk and Othmer, 1998). Selain sangat mudah terbentuknya reaksi samping yang tidak diinginkan, biaya produksi proses sulfonasi dengan gas SO_3 cenderung lebih mahal dan warna produk yang dihasilkan juga lebih gelap (Kadirun, 2010).

c. Reaksi dengan *Oleum* 20%

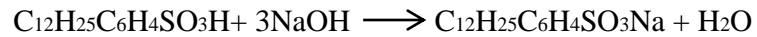
Pada proses sulfonasi dengan *Oleum*, reaksi terjadi pada reaktor alir tangki berpengaduk dengan suhu reaksi $38\text{-}60\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm. *Oleum* yang digunakan adalah *Oleum* 20% dengan perbandingan mol *Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% adalah 1:1,25 (Peters and Timmerhaus, 1991).

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 di pasaran (Kirk and Othmer, 1983).

Tabel 1.6 Perbandingan Macam-Macam Proses (Kirk and Othmer, 1983; Kadirun, 2010)

Keterangan	H_2SO_4	Gas SO_3	<i>Oleum</i> 20%
Reaktor	RATB	Gelembung	RATB
Temperatur	0-50 °C	50 °C	38-60 °C
Tekanan	1 atm	1,5 atm	1 atm
Hasil Samping	H_2O	-	H_2SO_4
Konversi	90%	98%	96%

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. Menghasilkan produk samping berupa H_2SO_4 yang dapat dijual dipasaran
2. Hidrokarbon yang dapat disulfonasi sebesar 96%
3. Kondisi operasi berlangsung pada suhu rendah dan tekanan atmosferis, sehingga penanganannya mudah dan energi yang dibutuhkan kecil.

1.3.2 Kegunaan Produk

Linear Alkylbenzene sulfonate (LABS) digunakan dalam industri sebagai bahan aktif pembuatan detergen, *handsoap*, dan sabun cuci piring. Selain itu, LABS juga dipergunakan sebagai bahan untuk menurunkan tegangan muka atau tegangan antar muka pada industri.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk dapat memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*, maka mekanisme pembuatannya dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Bentuk	: Cair (30 °C, 1 atm)
Rumus Kimia	: $C_6H_4(C_{12}H_{25})SO_3Na$
Berat Molekul (BM)	: 348,5 g/gmol
Viskositas (μ)	: 4,24 cp
Kapasitas panas (Cp)	: 0,18148 kkal/kg.K
Densitas (ρ)	: 1,070 g/cm ³
Titik didih	: 315 °C
Kemurnian	: 90%
Kelarutan	: <i>Soluble</i>

(Sumber : *laxmi@skgroup.org*)

2.1.2 Asam Sulfat

Bentuk	: Cair
--------	--------

Rumus Kimia	: H ₂ SO ₄
Berat Molekul (BM)	: 98,08 g/gmol
Titik didih	: 335 °C
Kapasitas Panas (Cp)	: 0,17102 kkal/kg.K
Viskositas (μ)	: 26,7 cp
Densitas (ρ)	: 1,84 g/cm ³
Kemurnian	: 98%
Kelarutan	: <i>miscible</i>

(Sumber : www.merckgroup.com)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Alkylbenzene

Bentuk	: Cair (30 °C, 1 atm)
Rumus Kimia	: C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅
Berat Molekul (BM)	: 246 g/gmol
Kapasitas panas (Cp)	: 0,21074 kkal/kg.K
Densitas (ρ)	: 0,873 g/cm ³
Titik didih (Td)	: 320 °C
Viskositas (μ)	: 2,47cp
Titik beku	: -7 °C
Kelarutan	: <i>very slighty soluble in hot water, insoluble</i>

In cold water and methanol

(Sumber : <http://www.uic.co.id/>)

2.2.2 Oleum 20%

Bentuk	: Cair (30 °C, 1 atm)
Rumus Kimia	: $H_2SO_4 \cdot xSO_3$
Viscositas (μ)	: 10,3 cp
Kapasitas panas (Cp)	: 0,07350 kkal/kg.K
Densitas (ρ)	: 1,915 g/cm ³
Titik didih (Td)	: 150 °C
Titik beku	: 1 °C
Kelarutan	: <i>miscible</i>

(Sumber : <http://www.indoacid.com/>)

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 NaOH 48%

Bentuk	: Cair (30 °C, 1 atm)
Berat Molekul (BM)	: 40 g/gmol
Viscositas (μ)	: 3,87 cp
Kapasitas panas (Cp)	: 0,40327 kkal/kg.K
Densitas (ρ)	: 1,43 g/cm ³
Titik didih (Td)	: 143 °C
Titik beku	: 2 °C
Kelarutan	: larut dalam air dan beberapa pelarut

Organic

(Sumber : <https://www.asc.co.id/>)

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 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*.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produksi

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi 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 tekanan maupun suhu.

Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

a. Level Controller

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki / *vessel*.

b. Flow Rate Controller

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

c. Temperature Controller

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja.

Selain itu, pengendalian waktu produksi juga dibutuhkan untuk mengefisienkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di

lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini diproduksi dengan kapasitas 32.000 ton/tahun dari bahan baku *Alkylbenzene* dan *Oleum* 20 % yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama setahun. Secara garis besar pabrik ini terdiri dari penyiapan bahan baku, proses sulfonasi, pemisahan, netralisasi, dan pemekatan produk. Untuk dapat memperoleh kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* diperlukan pemilihan proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1 Uraian Proses

Langkah pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dengan *Alkylbenzene* dan *Oleum* 20% dapat dikelompokkan menjadi 3 tahap :

3.1.1 Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku proses pembuatan *Linear Alkylbenzene sulfonate* adalah *Alkylbenzene* dan *Oleum* 20%. *Alkylbenzene* disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01), sedangkan *Oleum* 20% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) dengan kondisi operasi suhu 30 °C serta tekanan 1 atm. Kedua bahan dipompa menuju *heat exchanger* (HE-01 dan HE-02) dengan menggunakan pompa (P-01) dan (P-02) untuk dinaikan suhunya hingga 55 °C.

Kemudian *Alkylbenzene* dan *Oleum 20%* dialirkan menuju reaktor (R-01) dan (R-02) dengan perbandingan antara *Alkylbenzene* dan *Oleum 20%* sebesar 1 : 1,25 pada suhu 55 °C serta tekanan 1 atm (Peters and Timmerhaus, 1991).

3.1.2 Proses Sulfonasi

Reaktor yang digunakan pada proses pembuatan *Linear alkylbenze sulfonate* adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang bekerja pada kondisi isothermal pada suhu 55 °C dan tekanan 1 atm. Konversi reaksi dalam reaktor mencapai 96%. Reaksi yang terjadi antara *Alkylbenzene* dengan *Oleum 20%* bersifat eksotermis dan tidak dapat balik (*irreversible*), sehingga suhu dalam reaksi harus dipertahankan untuk menghindari terjadinya reaksi samping. Untuk menjaga suhu reaksi, maka reaktor (R-01) dan (R-02) dilengkapi dengan koil pendingin. Produk keluar dari reaktor (R-01) diumpankan melalui pompa (P-03) ke Reaktor (R-02) dan kemudian hasil keluaran reaktor pada suhu 55 °C diumpankan melalui pompa (P-04) menuju *Decanter* (D-01) untuk proses pemisahan.

3.1.3 Proses Pemisahan

Hasil dari reaktor (R-01) berupa *Linear Alkylbenzene sulfonate* yang masih mengandung asam. Asam sulfat (H_2SO_4) yang terkandung dalam produk dipisahkan untuk dijadikan sebagai produk

samping dengan kemurnian 98%. Pemisahan asam sulfat (H_2SO_4 98%) dari produk terjadi didalam *decanter* (D-01) dengan memanfaatkan beda densitas pada masing-masing produk, produk yang memiliki densitas lebih besar akan menjadi fase berat dan produk yang memiliki densitas lebih kecil akan menjadi fase ringan. Asam sulfat (H_2SO_4 98%) terpisah melalui bagian bawah *Decanter* (D-01) sebagai fase berat yang kemudian dipompa (P-06) menuju tangki penyimpanan (T-04) sebagai produk samping. Sedangkan *Linear Alkylbenzene sulfonate* dengan sisa asam sulfat keluar melalui bagian atas *decanter* (D-01) sebagai fase ringan yang kemudian dialirkan melalui pompa (P-05) menuju *netralizer* (N-01) untuk dinetralkan kandungan asamnya.

3.1.4 Proses Netralisasi

Asam *Linear Alkylbenzene sulfonate* kemudian dinetralkan menggunakan NaOH 48% dalam *netralizer* (N-01) dan reaksi netralisasi ini berlangsung pada suhu 30 °C. Sebelum masuk kedalam *netralizer* (N-01), asam *Linear Alkylbenzene sulfonate* terlebih dahulu di alirkan menuju *cooler* (CL-02) untuk menurunkan suhunya dari 55 °C menjadi 30 °C. *Netralizer* (N-01) tidak menggunakan coil pendingin karena panas yang dihasilkan dari reaksi dimanfaatkan untuk proses pemekatan didalam evaporator (E-01).

3.1.5 Proses Pemekatan Produk

Setelah reaksi netralisasi, produk *Linear Alkylbenzene sulfonate* dipompa (P-08) menuju evaporator (EV-01) untuk dipekatkan. *Linear Alkylbenzene sulfonate* dipekatkan dalam evaporator (EV-01) dari kemurnian 79% menjadi 90% dengan menguapkan air sebanyak 507 kg/jam dan *decylbenzene* sebanyak 19 kg/jam pada suhu 292 °C. Kemudian *Linear Alkylbenzene sulfonate* yang keluar evaporator (E-01) dipompa (P-09) menuju tangki penyimpanan (T-05) dengan suhu penyimpanan 30 °C. Sebelum masuk tangki penyimpanan, produk terlebih dahulu dilewatkan kedalam *cooler* (CL-03) untuk menurunkan suhunya dari 292 °C menjadi 30 °C .

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku

a. Tangki Penyimpanan Bahan Baku *alkylenzene* (T-01)

Tugas : Menyimpan *alkylenzene* 21.716 kg/jam selama 7 hari

Jenis : *Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Torispherical Flanged Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316*

Fasa : Cair

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
Suhu : 30 °C
Dimensi
Diameter : 14 m
Tinggi : 5 m
Tebal *shell* : 0,6250 in
Jumlah *course* : 3
Tinggi *head* : 2,3757 m
Tebal *head* : 0,1875 in
Tinggi Total : 7,8657 m
Jumlah : 1 buah
Harga : \$167.960

b. Tangki Penyimpanan Bahan Baku *Oleum* 20% (T-02)

Tugas : Menyimpan bahan baku *Oleum* 20% sebanyak
3.347 kg/jam selama 7 hari
Jenis : *Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom,
Torispherical Flanged Dished Head*
Bahan : *Stainless Steel* 316 AISI (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)
Fasa : Cair
Kondisi operasi
Tekanan : 1 atm
Suhu : 30 °C

Dimensi

Diameter	: 12,2 m
Tinggi	: 5,49 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,75 in
Jumlah <i>course</i>	: 3
Tinggi <i>head</i>	: 2,2782 m
Tebal <i>head</i>	: 0,875 in
Tinggi Total	: 7,7682 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$316.805

c. Tangki Penyimpanan Bahan Baku NaOH 48% (T-03)

Tugas	: Menyimpan bahan baku NaOH 48% sebanyak 954 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Torispherical Flanged Dished Head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316</i>
Fasa	: Cair
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Dimensi	
Diameter	: 9 m

Tinggi	: 4 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,2500 in
Jumlah <i>course</i>	: 2
Tinggi <i>head</i>	: 0,7198 m
Tebal <i>head</i>	: 0,875 in
Tinggi Total	: 4,3798 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$76.141

3.2.2 Tangki Penyimpanan Produk

a. Tangki Penyimpanan Produk H₂SO₄ (T-04)

Tugas	: Menyimpan H ₂ SO ₄ sebanyak 2.451 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom, Torispherical Flanged Dished Head</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel 316 AISI (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)</i>
Fasa	: Cair
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Dimensi	
Diameter	: 9 m
Tinggi	: 4 m

Tebal *shell* : 0,3125 in
Jumlah *course* : 2
Tinggi *head* : 0,8778 m
Tebal *head* : 0,875 in
Tinggi Total : 4,5378 m
Jumlah : 1
Harga : \$258.921

b. Tangki Penyimpanan Produk *Linear alkylbenzene sulfonate* (T-05)

Tugas : Menyimpan produk *Linear alkylbenzene sulfonate*
(LABS) sebanyak 4.040 kg/jam selama 7 hari

Jenis : *Cylindrical Vertical Tank, Flat Bottom,
Torispherical Flanged Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA 167 Grade 11 type 316*

Fasa : Cair

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi

Diameter : 14 m

Tinggi : 5 m

Tebal *shell* : 0,75 in

Jumlah *course* : 3

Tinggi <i>head</i>	:	2,5363 m
Tebal <i>head</i>	:	0,875 in
Tinggi Total	:	8,0263 m
Jumlah	:	1
Harga	:	\$167.960

3.2.3 Heat Exchanger

a. Heater (HE-01)

Tugas : Memanaskan bahan baku *Alkylbenzene* dari suhu 30 °C ke suhu 55 °C menuju reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

- *t in* : 30 °C

- *t out* : 55 °C

Fluida Panas

- *T in* : 200 °C

- *T out* : 200 °C

Annulus : *Steam*

- OD : 4,5

- ID : 4,03 in

- *Pressure Drop* : 0,0001185 psi

Inner Pipe : Fluida Dingin (*Heavy Organic*)

- OD : 3,5 in in
 - ID : 3,07 in in
 - *Pressure Drop* : 0,005 psi

Dirt Factor : 0,0023 hr ft² °F/Btu

Luas Transfer Panas : 2,12 ft²

Jumlah *Hairpin* : 1 Buah

Jumlah : 1 Buah

Harga : \$859

b. *Heater* (HE-02)

Tugas : Memanaskan bahan baku *Oleum 20* dari suhu 30 °C ke suhu 55 °C menuju reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

Fluida Dingin

- *t in* : 30 °C

- *t out* : 55 °C

Fluida Panas

T in : 200 °C

T out : 200 °C

Annulus : *Steam*

- ID : 2,38 in

- OD : 2,07 in

	- <i>Pressure Drop</i>	: 0,0087 psi
<i>Inner Pipe</i>	:	Fluida Dingin (<i>Heavy Organic</i>)
	- OD	: 1,66 in
	- ID	: 1,38 in
	- <i>Pressure Drop</i>	: 0,193 psi
<i>Dirt Factor</i>	:	0,0024 hr ft ² °F/Btu
Luas Transfer Panas	:	4,61 ft ²
Jumlah <i>Hairpin</i>	:	1 Buah
Jumlah	:	1 Buah
Harga	:	\$1.503

3.2.4 Cooler

a. Cooler (CL-01)

Tugas : Menurunkan suhu H₂SO₄ dari suhu 55 °C ke suhu 31 °C menuju tangki penyimpanan (T-04)

Jenis : *Double Pipe*

Kondisi Operasi

Fluida Panas

- *T in* : 55 °C

- *T out* : 31 °C

Fluida Dingin

- *t in* : 30 °C

- *t out* : 45 °C

Annulus : *Aqueous Solution*

- OD : 1,32 in

-ID : 1,05 in

Inner Pipe : *Fluida Dingin (Water)*

- OD : 0,84 in

- ID : 0,62 in

Dirt Factor : 0,0021 hr ft²°F/Btu

Luas Transfer Panas : 15,31 ft²

Jumlah *Hairpin* : 6 Buah

Jumlah : 1 Buah

Harga : \$2.148

b. *Cooler (CL-02)*

Tugas : Untuk menurunkan suhu asam *Linear Alkylbenzene sulfonate* dari 55 °C ke suhu 30 °C menuju *netralizer (N-01)*

Jenis : *Shell and Tube*

Kondisi Operasi

Fluida Panas

- *T in* : 55 °C

- *Tout* : 31 °C

Fluida Dingin

- *t in* : 30 °C

- <i>t out</i>	:	45 °C
Tebal minimum <i>tube</i>	:	0,1254 in
Jenis <i>tube</i>	:	<i>Tube sheet layout 3/4in. OD tubes on 1-in. Triangular Pitch</i>
<i>Shell Side</i>	:	<i>Water</i>
- IDs	:	25,000 in
- <i>Baffle space</i>	:	6,250 in
<i>Tube Side</i>	:	<i>Heavy Organic</i>
- Jumlah <i>Passed</i> (n)	:	6,000
- Jumlah <i>Tube</i> (Nt)	:	394,000
- <i>Area per Tube</i> (A't)	:	0,182 in ²
<i>Dirt Factor</i>	:	0,0028 hr ft ² °F/Btu
Jumlah	:	1 Buah
Harga	:	\$200.392

c. *Cooler* (CL-03)

Tugas : Untuk menurunkan suhu *Linear Alkylbenzene sulfonate* dari suhu 292,42 °C ke 31 °C menuju tangki penyimpanan (T-05)

Jenis : *Shell and Tube*

Kondisi Operasi

Fluida Panas

- *T in* : 292,42 °C

- T_{out} : 31 °C

Fluida Dingin

- t_{in} : 30 °C

- t_{out} : 45 °C

Tebal minimum *tube* : 0,1256 in

Jenis tube : *Tube sheet layout 3/4in. OD tubes
on 1-in. Triangular Pitch*

Shell Side : *Water*

- *IDs Steam* : 12,000 in

- *Baffle space* : 3,000 in

Tube Side : *Heavy Organic*

- Jumlah *Passed* (n) : 1,000

- Jumlah *Tube* (Nt) : 55,000

- *Area per Tube* (A't) : 0,421 in²

Dirt Factor : 0,0034 hr ft²°F/Btu

Jumlah : 1 Buah

Harga : \$21.264

3.2.5 Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan *Alkylbenzene* sebanyak 2.716 kg/jam
dengan Oleum 20 % sebanyak 3.347 kg/jam menjadi
Asam Linear *Alkylbenzene* Sulfonate

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Waktu Tinggal : 60 menit

Temperature : 55 °C

Dimensi Reaktor

Volume : 0,8629 m³Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*

Diameter : 0,9094 m

Tinggi : 1,3573 m

Tebal *Shell* : 0,1875 inTinggi Cairan dalam *shell* : 1,1270 mBentuk *Head* : *Torispherical dished head*Tebal *Head* : 0,1603 in

Koil Pendingin

Jenis pendingin : Air

Diameter Koil :

- ID : 0,824 in

- OD : 1,05 in

Jumlah Lilitan : 29 lilitan

Tinggi Tumpukan Koil : 0,9975 m

Pengaduk

Jenis : *marine propeller with 3 blades and pitch 2Di*

Diameter Pengaduk	: 0,3016 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki	: 0,3921 m
Power Pengaduk	: 0,5 Hp (Standar NEMA)
Jumlah	: 1 Buah
Harga satuan	: \$72900

3.2.6 Reaktor (R-02)

Tugas : Mereaksikan *Alkylbenzene* sebanyak 2.716 kg/jam dengan Oleum 20 % sebanyak 3.347 kg/jam menjadi Asam Linear *Alkylbenzene* Sulfonate

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Waktu Tinggal : 60 menit

Temperature : 55 °C

Dimensi Reaktor

Volume : 0,8629 m³

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

Diameter : 0,9094 m

Tinggi : 1,3573 m

Tebal *Shell* : 0,1875 in

Tinggi Cairan dalam *shell* : 1,1270 m

Bentuk <i>Head</i>	:	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal <i>Head</i>	:	0,1603 in
Koil Pendingin		
Jenis pendingin	:	Air
Diameter Koil	:	
	- ID	: 0,824 in
	- OD	: 1,05 in
Jumlah Lilitan	:	21 lilitan
Tinggi Tumpukan Koil	:	0,7548 m
Pengaduk		
Jenis	:	<i>marine propeller with 3 blades and pitch 2Di</i>
Diameter Pengaduk	:	0,3016 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki	:	0,3921 m
Power Pengaduk	:	0,5 Hp (Standar NEMA)
Jumlah	:	1 Buah
Harga satuan	:	\$72900

3.2.7 Decanter (D-01)

Tugas	:	Untuk memisahkan H_2SO_4 dari produk sebanyak 2.451 kg/jam
Jenis	:	<i>Vertical, Centrifugal decanter, torispherical dished head</i>

Bahan : *Stainless Steel AISI (316) (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperature : 55 °C

Waktu Tinggal : 5 menit (Coulson and Richardson',
1996)

Dimensi *Decanter*

Diameter *Decanter* : 0,7017 m

Tinggi *Decanter* : 1,4034 m

Tebal *Shell* : 0,1875 in

Tebal *Head* : 0,1875 in

Tinggi *Head* : 0,1806 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$155.718

3.2.8 *Netralizer (N-01)*

Tugas : Menetralkan Asam *Linear Alkylbenzene Sulfonate*
sebanyak 4.566 kg/jam dengan NaOH 48 %
sebanyak 954 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Waktu Tinggal : 20 menit

Temperature	:	30 °C
Dimensi <i>Netralizer</i>		
Volume	:	1,0949 m ³
Bahan	:	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3</i> <i>Type 304</i>
Diameter	:	1,0573 m
Tinggi	:	1,5859 m
Tebal <i>Shell</i>	:	0,1875 m
Tinggi Cairan dalam <i>shell</i>	:	1,2965 m
Bentuk <i>Head</i>	:	<i>torispherical Flanged & Dished</i> <i>Head</i>
Tebal <i>Head</i>	:	0,1875 in
Pengaduk		
Jenis	:	<i>marine propeller with 3 blades and</i> <i>pitch 2Di</i>
Diameter Pengaduk	:	0,3524 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki	:	0,4582 m
Power Pengaduk	:	0,5785 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$384.569

3.2.9 Evaporator (E-01)

Tugas : Memekatkan *Linear Alkybenzene Sulfonate* (LABS)
dari kemurnian 79% menjadi 90%

Jenis : *Long Tube Vertical Evaporator*

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

Suhu Operasi : 156 °C

Dimensi Evaporator

Tebal minimum *tube* : 0,1254 in

Jenis *tube* : *Tube sheet layout 3/4in. OD tubes on 1-
in. Triangular Pitch*

Tube Side : *Light Organic*

- Jumlah *Passed* (n) : 2

- Jumlah *Tube* (Nt) : 52

- *Area per Tube* (A't) : 0,182 in²

Shell Side : *Steam*

- IDs : 10 in

- *Baffle space* : 2,5 in

Dirt Factor : 0,0037 hr ft² °F/Btu

Pressure drop : 0,2428 psi

Dimensi Separator Fasa

Diameter : 0,8232 m

Tinggi : 1,6464 m

Tebal *Shell* : 0,1875 in

Tebal <i>Head</i>	: 0,1576 in
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$174.511

3.2.10 Pompa

a. Pompa (P-01)

Tugas : Mengalirkan umpan *Alkylbenzene* sebanyak dari tangki penyimpanan (T-01) ke Reaktor (R-01) sebanyak 2.716 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Bahan	: Carbon Steel
Diameter optimum	: 1,6100 in
<i>Head</i> pompa	: 4 m
Daya Pompa	: 0,5 Hp (Standar NEMA)
Daya motor Pompa	: 0,5 Hp (Standar NEMA)
Jumlah	: 2 buah
Harga Satuan	: \$17.720
Harga Total	: \$35.439

b. Pompa (P-02)

Tugas : Mengalirkan umpan *Oleum* 20% dari tangki penyimpanan (T-02) ke Reaktor (R-01) sebanyak 3.347 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Bahan : *Stainless Steel 316 AISI*
Diameter optimum : 1,3800 in
Head pompa : 4 m
Daya Pompa : 0,75 Hp (Standar NEMA)
Daya motor Pompa : 1 Hp (Standar NEMA)
Jumlah : 2 buah
Harga Satuan : \$30.284
Harga Total : \$60.569

c. Pompa (P-03)

Tugas : Mengalirkan asam *Linear Alkylbenzene sulfonat* dari Reaktor (R-01) masuk ke *Reaktor* (R-02) sebanyak 6.063 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Diametern optimum : 2,0670 in
Head pompa : 2 m

Daya Pompa	:	0,33 Hp (Standar NEMA)
Daya motor Pompa	:	0,5 Hp (Standar NEMA)
Jumlah	:	2 buah
Harga Satuan	:	\$34.043
Harga Total	:	\$68.086

d. Pompa (P-04)

Tugas : Mengalirkan asam *Linear Alkylbenzene sulfonat* dari Reaktor (R-02) masuk ke *Decanter* (D-01) sebanyak 6.063 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Diametern optimum : 2,0670 in

Head pompa : 2 m

Daya Pompa : 0,33 Hp (Standar NEMA)

Daya motor Pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Jumlah : 2 buah

Harga Satuan : \$34.043

Harga Total : \$68.086

e. Pompa (P-05)

Tugas : Mengalirkan produk H_2SO_4 dari *Decanter* (D-01) ke *Cooler* (CL-01) sebanyak 2.451 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi

Bahan : *Stainless Steel 316 AISI*

Diameter optimum : 1,3800 in

Head pompa : 4 m

Daya Pompa : 1 Hp (Standar NEMA)

Daya motor Pompa : 1,5 Hp (Standar NEMA)

Jumlah : 2 buah

Harga Satuan : \$30.284

Harga Total : \$60.569

f. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan asam *Linear Alkylbenzene sulfonate* dari *Decanter* (D-01) ke *Netralizer* (N-01) sebanyak 3.612 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Bahan : *Stainless Steel 316 AISI*

Diameter optimum : 1,6100 in

Head pompa : 4 m

Daya Pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Daya motor Pompa : 0,5 Hp (Standar NEMA)

Jumlah : 2 buah

Harga Satuan : \$34.043

Harga Total : \$68.086

g. Pompa (P-07)

Tugas : Mengalirkan umpan NaOH dari Tangki Penyimpanan (T-03) ke *Netralizer* (N-01) sebanyak 954 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Bahan : *Carbon Steel*

Diametern optimum : 2,0670 in

Head pompa : 3 m

Daya Pompa : 0,75 Hp (Standar NEMA)

Daya motor Pompa : 1 Hp (Standar NEMA)

Jumlah : 2 buah

Harga Satuan : \$17.720

Harga Total : \$35.439

h. Pompa (P-08)

Tugas : Mengalirkan produk *Linear Alkylbenzene sulfonate* dari *Netralizer* (N-01) ke *Evaporator* (EV-01) sebanyak 4.566 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Diameter optimum	: 1,7647 in
<i>Head</i> pompa	: 3 m
Daya Pompa	: 0,5 Hp (Standar NEMA)
Daya motor Pompa	: 0,5 Hp (Standar NEMA)
Jumlah	: 2 buah
Harga Satuan	: \$17.720
Harga Total	: \$35.439

i. Pompa (P-09)

Tugas : Mengalirkan produk *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari Evaporator (EV-01) ke dalam tangki penyimpanan (T-05) sebanyak 4.040 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Dimensi :

Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Diameter optimum	: 2,0670 in
<i>Head</i> pompa	: 5 m
Daya Pompa	: 0,1667 Hp (Standar NEMA)
Daya motor Pompa	: 0,25 Hp (Standar NEMA)
Jumlah	: 2 buah
Harga Satuan	: \$17.720
Harga Total	: \$35.439

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan LABS di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan LABS dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan LABS akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri - industri yang menggunakan LABS sebagai bahan baku surfaktan. Dan juga dengan melihat kapasitas pabrik – pabrik LABS yang telah berdiri. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 32.000 ton/tahun.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku *Alkylbenzene* diperoleh dari PT. Unggul Indah Cahaya, *Oleum* 20% diperoleh dari PT. *Indonesian Acids Industry* dan NaOH 48 % dapat diperoleh dari pabrik Asahimas *Chemical*.

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (ton/tahun)	Ketersediaan Bahan Baku (ton/tahun)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	21.508	180.000
$H_2SO_4.SO_3$	26.509	82.500
NaOH	7.557	500.000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku *Alkylbenzene*, *Oleum 20%* dan NaOH dapat memenuhi kebutuhan pabrik, sehingga ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.3 Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur peralatan serta perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik dalam perencanaan pabrik akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri, karena hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat karena akan memberikan kontribusi yang sangat penting baik dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tertentu, pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* yang akan didirikan ini direncanakan berada di kawasan industri Cilegon lebih tepatnya Jl. Raya Merak Km. 116, Desa Rawa Arum, Pulomerak, Cilegon, Banten.



Gambar 4.1 Lokasi Cilegon, Banten



Gambar 4.2 Lokasi didirikan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate*

Adapun faktor-faktor yang berpengaruh dalam penentuan lokasi pabrik pada umumnya ada 2 yaitu :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

a. Ketersediaan Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar dan biaya transportasi dapat diminimalisir. Ketersediaan bahan baku untuk pembuatan produk relatif mudah karena bahan baku *Linear Alkylbenzene Sulfonate* tidak perlu impor, melainkan dapat diperoleh dari produsen yang berada di Indonesia yaitu PT. Unggul Indah Cahaya yang berada di kawasan industri Cilegon,

Banten dan bahan baku *Oleum* 20% dapat diperoleh dari PT. *Indonesian Acids Industry* yang berada di Bekasi. Sedangkan NaOH 48% yang diperoleh dari PT. Asahimas, Banten.

b. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik tersebut didapat dari PLTU PT Krakatau Daya Listrik dan tenaga listrik sendiri. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Lokasi pabrik dekat dengan sungai Grogol dimana sungai tersebut merupakan sungai terbesar yang dibutuhkan untuk sistem utilitas, maka keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil *steam*, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

c. Letak Pasar

Produk pabrik ini merupakan bahan baku pembuatan detergen, sehingga dapat dipasarkan ke pabrik Unilever, KOA, Wings dan lain-lain yang banyak terletak dipulau Jawa. Pemasaran mudah dijangkau karena tersedianya sarana transportasi yang memadai baik jalur darat maupun jalur laut dan pemasarannya diharapkan tidak hanya di dalam negeri melainkan dapat juga untuk diekspor.

d. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Pendirian pabrik di kawasan industri Cilegon dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat dan laut yang mudah dijangkau karena Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta yang merupakan pintu gerbang pulau Jawa dan Sumatera, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Dengan ketersediaan sarana tersebut akan menjamin kelangsungan produksi pabrik. Bandara Soekarno-Hatta juga dapat dijangkau dengan mudah, sehingga semakin mempermudah pengiriman produk.

e. Tenaga kerja

Tenaga kerja dapat dengan mudah diperoleh di kawasan industri Cilegon karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat. Begitu juga dengan tingkat sarjana Indonesia serta tenaga kerja lokal yang berkualitas. Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja.

f. Keadaan Geografis dan Iklim

Daerah Cilegon, Banten merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri. Daerah Cilegon dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri. Temperatur udara

normal daerah tersebut sekitar 22-30°C, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar. Bencana alam seperti gempa bumi dan tanah longsor jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. 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.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti penyediaan bengkel industri dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, dan sarana ibadah.

d. 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 sebelum pabrik berdiri.

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 penyimpanan 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 keamanan dan kenyamanan. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

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

b. Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.

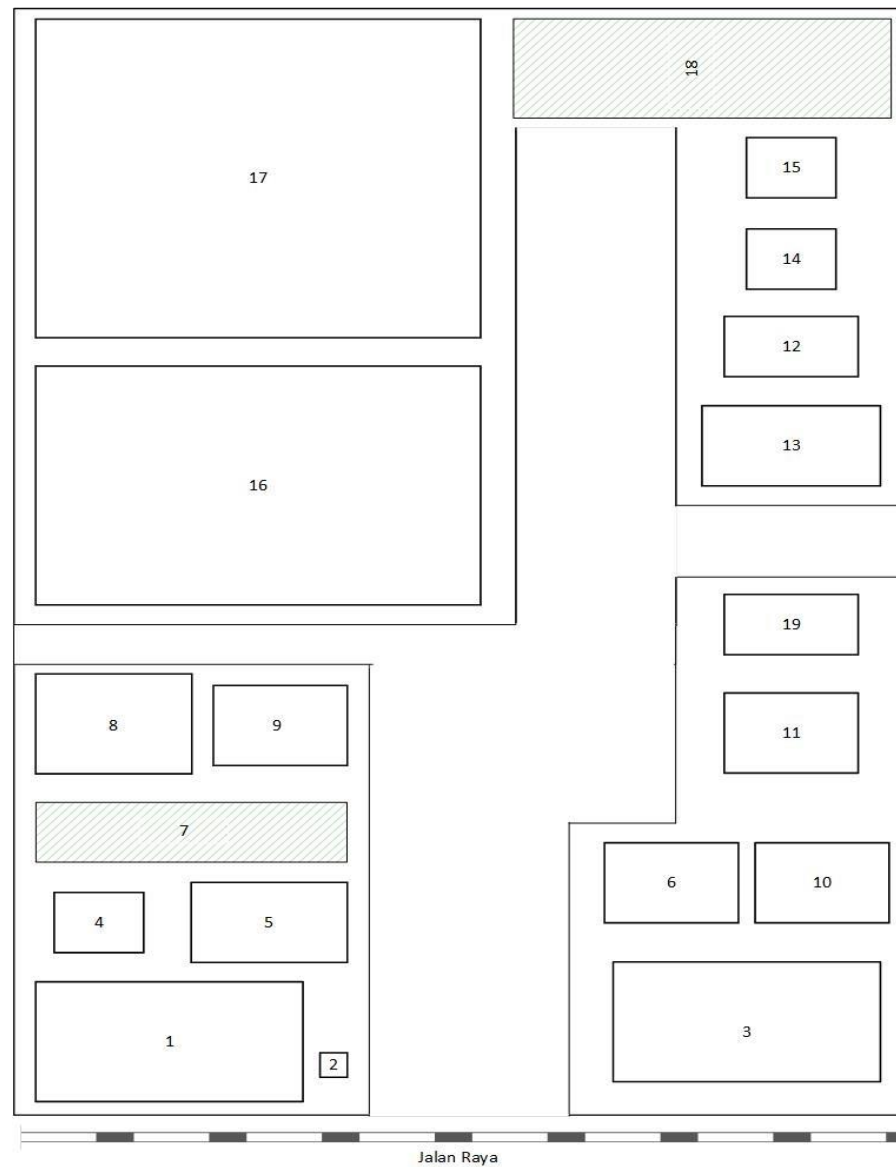
Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

c. Daerah utilitas dan *power station*

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

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Luas (m²)
1	Area Proses	8.000
2	Area Utilitas	6.000
3	Bengkel	450
4	Gudang Peralatan	450
5	Kantin	300
6	Kantor Teknik dan Produksi	700
7	Kantor Utama	1.800
8	Laboratorium	875
9	Parkir Utama	1.800
10	Parkir Truk	800
11	Perpustakaan	600
12	Poliklinik	600
13	Pos Keamanan	36
14	Control Room	300
15	Control Utilitas	300
16	Area Rumah Dinas	1.500
17	Area Mess	1.800
18	Masjid	600
19	Unit Pemadam Kebakaran	600
20	Taman	1.050
21	Jalan	10.000
22	Daerah Perluasan	2.125
	Luas Tanah	40.686
	Luas Bangunan	27.511



Skala 1:1.000

Gambar 4.3 Layout Pabrik Linear Alkylbenzene Sulfonate

Keterangan gambar:

- | | |
|-----------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama | 11. Unit pemadam kebakaran |
| 2. Pos keamanan | 12. Gudang Peralatan |
| 3. Parkir Utama | 13. Parkir Truk |

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 4. Kantin | 14. Ruang control utilitas |
| 5. Kantor teknik dan produksi | 15. Ruang kontrol proses |
| 6. Masjid | 16. Area Utilitas |
| 7. Taman | 17. Area Proses |
| 8. Laboratorium | 18. Area Perluasan |
| 9. Perpustakaan | 19. Bengkel |
| 10. Poliklinik | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

a. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

b. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

d. Lalu lintas manusia dan kendaraan

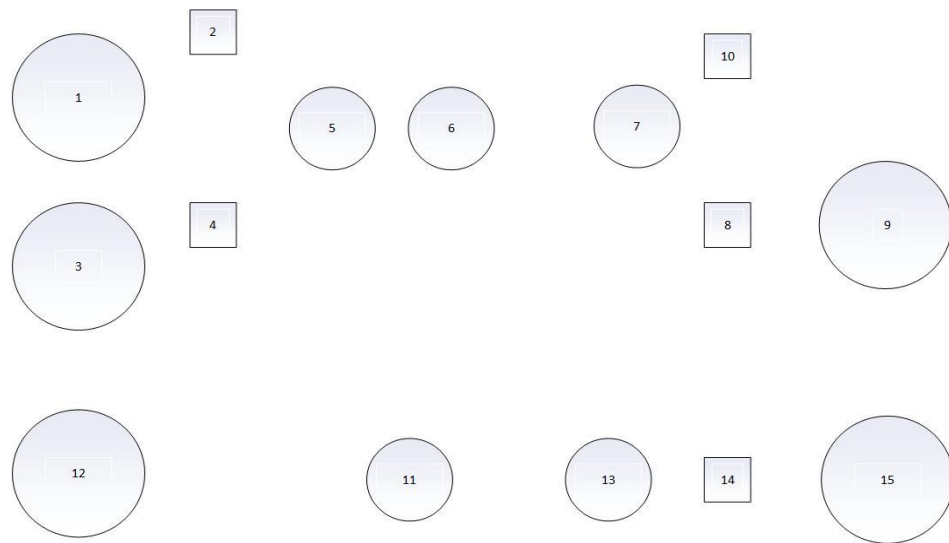
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan Ekonomi

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

f. Jarak Antar Alat Proses

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



Gambar 4.4 Tata letak Alat Proses

Skala 1:1.000

Keterangan :

- | | | |
|-----|---------|---|
| 1. | T-01 | : Tangki penyimpanan bahan baku <i>Alkylbenzene</i> |
| 2. | HE – 01 | : <i>Heater Alkylbenzene</i> |
| 3. | T-02 | : Tangki penyimpanan bahan baku <i>Oleum 20 %</i> |
| 4. | HE – 02 | : <i>Heater gas Oleum 20 %</i> |
| 5. | R-01 | : Reaktor 1 (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk) |
| 6. | R-02 | : Reaktor 2 (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk) |
| 7. | D-01 | : <i>Decanter</i> |
| 8. | CL – 01 | : <i>Cooler 1</i> |
| 9. | T-04 | : Tangki Penyimpanan H_2SO_4 |
| 10. | CL – 02 | : <i>Cooler 2</i> |
| 11. | N-01 | : <i>Netralizer</i> |
| 12. | T-03 | : Tangki Penyimpanan bahan NaOH 48 % |
| 13. | E-01 | : <i>Evaporator</i> |

14. CL – 03 : Cooler 3
15. T-05 : Tangki Penyimpanan produk *Linear Alkybenzene Sulfonate*

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/Jam)	Keluar (kg/Jam)		
		Produk Utama	Produk Samping	Limbah
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	2.677,6385	107,1055		
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	37,4761	26,2333		11,2428
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	0,5431	0,5431		
$H_2SO_4.xSO_3$	3.347,0481			
H_2SO_4			2.401,6432	
H_2O	496,1488	199,1394	49,0131	514,5350
NaOH	457,9835			
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$		3.636,3636		
Na_2SO_4		71,0190		
Sub Total	7.016,8381	4.040,4040	2.450,6563	525,7778
Total	7.016,8381	7.016,8381		

4.4.2 Neraca Massa Alat

a. Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 4	Arus 5
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	2.677,6385		505,1497
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	37,4761		37,4761
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	0,5431		0,5431
$H_2SO_4.xSO_3$		3.347,0481	
H_2SO_4			2.450,6563
SO_3			129,4453
H_2O			60,4461
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$			2.878,9891
Sub Total	2.715,6577	3.347,0481	6.062,7057
Total	6.062,7057		6.062,7057

b. Reaktor (R-02)

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	505,1497	107,1055
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	37,4761	37,4761
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	0,5431	0,5431
H_2SO_4	2.450,6563	2.450,6563
SO_3	129,4453	-
H_2O	60,4461	60,4461
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	2.878,9891	3.406,4786
Total	6.062,7057	6.062,7057

c. *Decanter (D-01)*Tabel 4.5 Neraca Massa *Decanter (D-01)*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 9
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	107,1055		107,1055
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	37,4761		37,4761
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	0,5431		0,5431
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	3.406,4786		3.406,4786
H_2SO_4	2.450,6563	2.401,6432	49,0131
H_2O	60,4461	49,0131	11,4330
Sub Total	6.062,7057	2.450,6563	3.612,0494
Total	6.062,7057	6.062,7057	

d. Netralizer (N-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa *Netralizer* (N-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	107,1055		107,1055
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	37,4761		37,4761
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	0,5431		0,5431
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	3.406,4786		
H_2SO_4	49,0131		
H_2O	11,4330	496,1488	713,6744
$NaOH$		457,9835	
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$			3.636,3636
Na_2SO_4			71,0190
Sub Total	3.612,0494	954,1324	4.566,1818
Total	4.566,1818		4.566,1818

d. Evaporator (E-01)

Tabel 4.7 Neraca Massa *Evaporator* (E-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	107,1055		107,1055
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	37,4761	11,2428	26,2333
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	0,5431		0,5431
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$	3.636,3636		3.636,3636
Na_2SO_4	71,0190		71,0190
H_2O	713,6744	514,5350	199,1394
Sub Total	4.566,1818	525,778	4.040,4040
Total	4.566,1818	4.566,1818	

4.4.3 Neraca Energi

a. Heater (HE-01)

Tabel 4.8 Neraca Energi Heater (HE-01)

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	11.325,0357	76.027,0133
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	158,4372
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	3,0561
Q pemanasan	64.701,9777	-
Total	76.188,5066	76.188,5066

b. Heater (HE-02)

Tabel 4.9 Neraca Energi Heater (HE-02)

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
$H_2SO_4.SO_3$	48.521,5602	291.129,3610
Q pemanasan	242.607,8008	-
Total	291.129,3610	291.129,3610

c. Reaktor (R-01)

Tabel 4.10 Neraca Energi Reaktor (R-01)

Komponen	ΔH in (kJ/jam)		ΔH out (kJ/jam)
	Arus 2	Arus 4	Arus 5
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	11.325,0357	-	14.342,87194
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	-	158,4372
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	-	3,0561
$H_2SO_4.SO_3$		48.521,5602	-
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	-	-	719.777,7773
H_2SO_4	-	-	27.116,6501
H_2O	-	-	9.207,3536
SO_3			217.053,6255
Panas Reaksi	1.580.176,4506		-
Q Pendinginan	-		652.524,7681
Subtotal	11.486,5289	48.521,5602	1.640.184,5397
Total	1.640.184,5397		1.640.184,5397

d. Reaktor (R-02)

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)
	Arus 5	Arus 6
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	14.342,87194	3.041,0805
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	158,4372
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	3,0561
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	719.777,7773	851.655,7303
H_2SO_4	27.116,6501	27.116,6501
H_2O	9.207,3536	9.207,3536
SO_3	217.053,6255	-
Panas Reaksi	289.520,5191	-
Q Pendinginan	-	386.899,4133
Subtotal	1.278.081,7210	1.278.081,7210
Total	1.278.081,7210	1.278.081,7210

e. Decanter (D-01)

Tabel 4.11 Neraca Energi *Decanter* (D-01)

Komponen	ΔH_{in} (kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 9
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	3.041,0805	-	3.041,0805
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	-	158,4372
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	-	3,0561
H_2SO_4	27.116,6501	26.574,3171	542,3330
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	851.655,7303	-	851.655,7303
H_2O	9.207,3536	7.465,8431	1.741,5105
Sub Total	881.974,954	26.574,3171	855.400,6371
Total	881.974,954	881.974,954	

e. *Netralizer (N-01)*Tabel 4.12 Neraca Energi *Netralizer (N-01)*

Komponen	ΔH in (kJ/jam)		ΔH out (kJ/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	453,0013	-	3.981,198398
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	-	1.386,1418
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	-	24,9459
H_2SO_4	69,3958	-	-
NaOH		5.017,0806	-
H_2O	19.059,7966	12.672,6579	185.171,0642
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	41.102,4036	-	-
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$	-	-	346.749,0738
Na_2SO_4	-	-	4.438,5714
Panas Reaksi	461.572,7930		-
Subtotal	60.846,0905	17.689,7385	544.982,7213
Total	540.108,6221		540.108,6221

b. Evaporator (E- 01)

Tabel 4.13 Neraca Energi Evaporator (E-01)

Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	3.981,1998	-	17952,8693
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	3476,8781	110,9060
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	-	3,0561
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$	346.749,0773	-	1.191.503,0670
Na_2SO_4	4.438,5725	-	15.211,6260
H_2O	137.539,6735	1.049.968,069	128.029,3337
Q Pemanasan	1.913.385.7891	-	-
Sub Total	2.406.255,8056	1.053.444,948	1.352.810,8581
Total	2.406.255,8056	2.406.255,8056	

c. Cooler (CL-01)

Tabel 4.14 Neraca Energi Cooler (CL-01)

Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
H_2SO_4	26.574,3171	4.131,4446
H_2O	7.465,8431	1.501,9360
Q Pendinginan	-	28.406,7796
Total	34.040,1602	34.040,1602

d. Cooler (CL-02)

Tabel 4.15 Neraca Energi Cooler (CL-02)

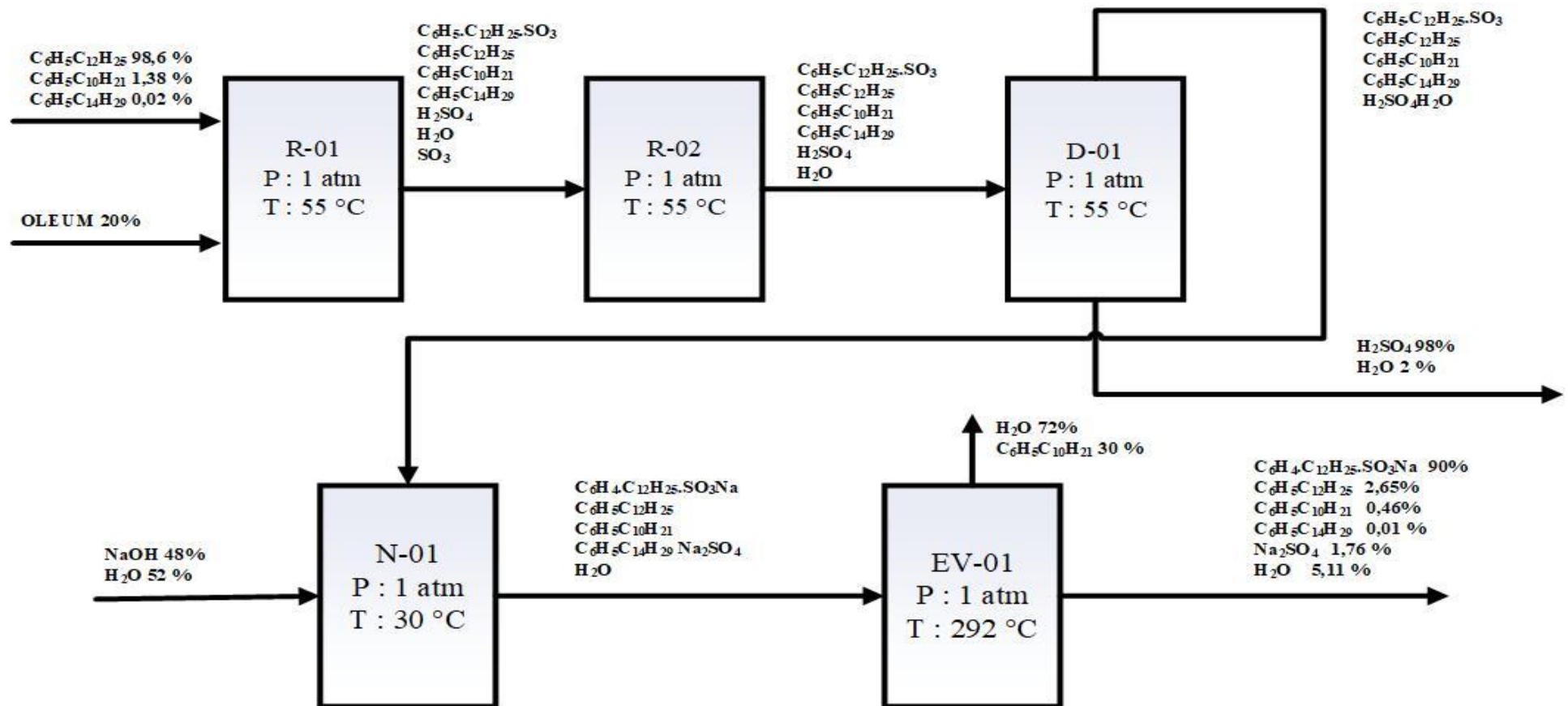
Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	3.041,0795	546,2784
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	158,4372	158,4372
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	3,0561
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	246.614,4216	49.322,8843
H_2SO_4	542,3327	84,3152
H_2O	113.665,5849	22.866,5976
Q Pendinginan	-	291.043,3431
Total	364.024,9119	364.024,9119

e. Cooler (CL-03)

Tabel 4.16 Neraca Energi Cooler (CL-03)

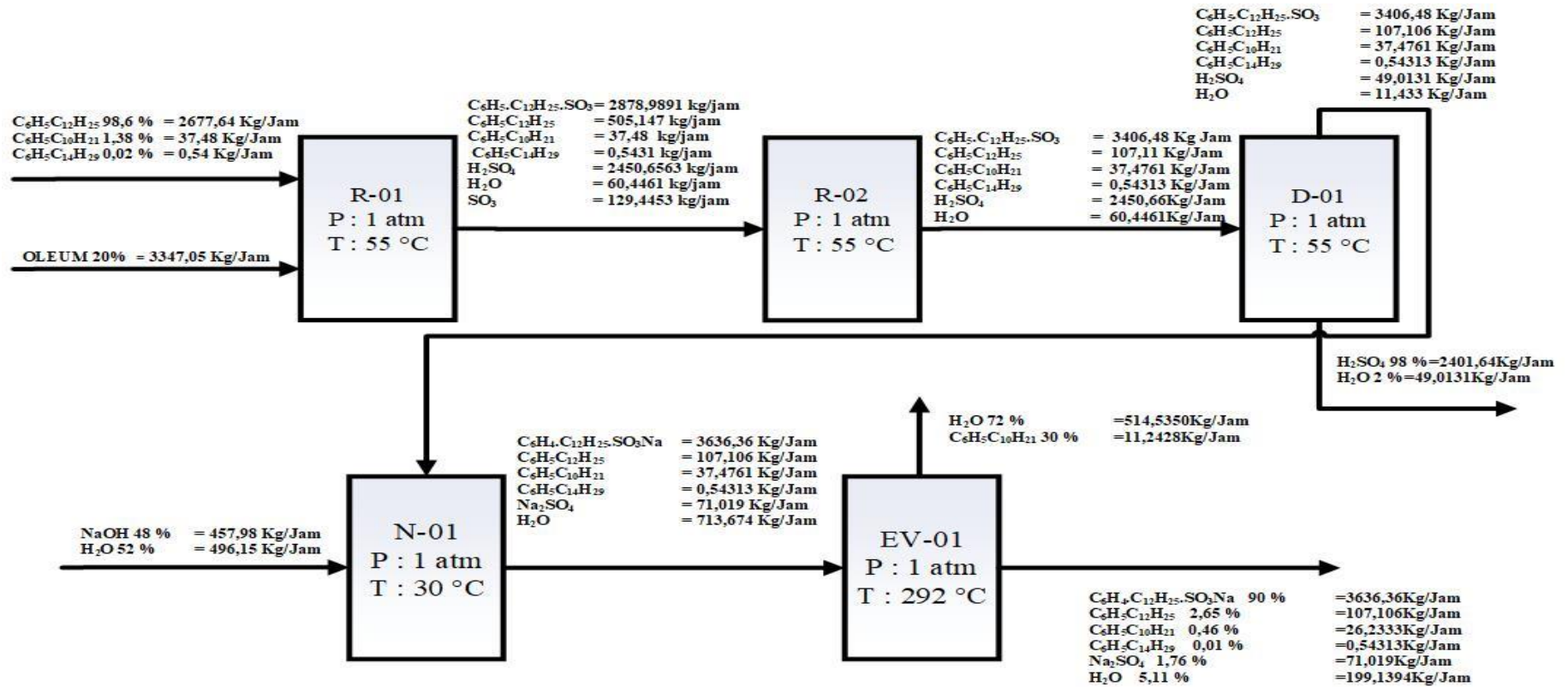
Komponen	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	45.766,1021	546,2786
$C_{10}H_{21}C_6H_5$	79,2186	79,2186
$C_{14}H_{29}C_6H_5$	3,0561	3,0561
$C_6H_4.C_{12}H_{25}.SO_3.Na$	2.437.752,5831	54.695,9248
Na_2SO_4	30.959,4231	700,6453
H_2O	258.594,2944	6.332,0184
Q Pendinginan	-	2.710.797,5356
Total	2.773154,6773	2.773.154,6773

Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif

Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 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 berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

1. *Over head* 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*:

a. Umur alat

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

b. Bahan baku

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

c. Tenaga manusia

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

4.6 Utilitas

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

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

4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

a. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Phosgene ini, sumber air yang digunakan berasal air sungai yang terdekat dengan pabrik, Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

- Air pendingin

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 batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi.
- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃, O₂ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)

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

- Zat yang menyebabkan *foaming*

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

- Air Domestik

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk keperluan domestik. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air domestik harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- Syarat fisika, meliputi:

Suhu : Di bawah suhu udara

Warna : Jernih

Rasa : Tidak berasa

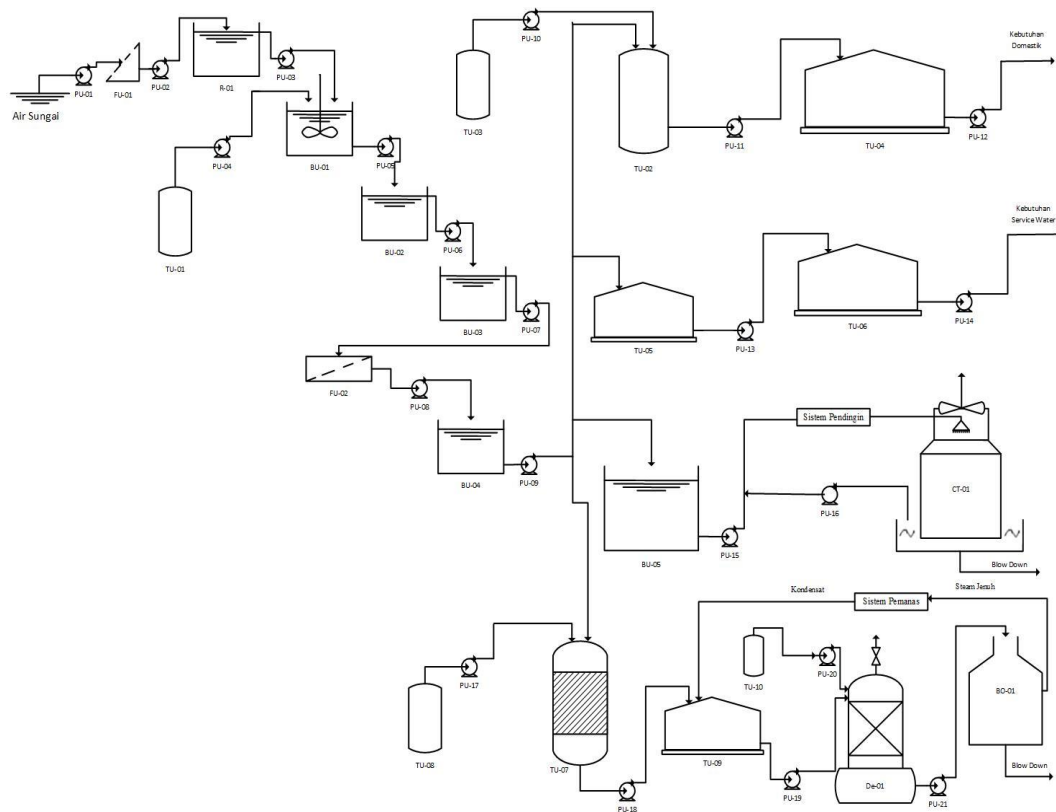
Bau : Tidak berbau

- Syarat kimia, meliputi:

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air serta tidak mengandung bakteri.

b. Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Berikut ini merupakan diagram alir pengolahan air :



Gambar 4.7 Diagram Pengolahan Air

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih

10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N₂H₄
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

- Penghisapan

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang kemudian dialirkan ke penyaringan (*screening*) dan langsung dimasukkan ke dalam reservoir.

- Penyaringan (*Screening*)

Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel

yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa di pasang saringan (*screen*) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila screen kotor.

- Penampungan (Reservoir)

Air dalam penampungan di reservoir, kotorannya seperti lumpur akan mengendap.

- Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

- Bak Pengendap I dan II

Flok dan endapan dari proses koagulasi diendapkan dalam bak pengendap I dan II.

- Proses Filtrasi

Air yang keluar dari bak pengendap II yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya dilewatkan filter untuk difiltrasi.

- Bak Penampung Air Bersih

Air dari proses filtrasi merupakan air bersih, ditampung di dalam bak penampung air bersih. Air bersih tersebut kemudian digunakan secara langsung untuk air pendingin dan air layanan (*Service Water*). Air bersih kemudian digunakan juga untuk air domestik yang terlebih dahulu di desinfektanisasi, dan umpan boiler terlebih dahulu di demineralisasi.

- Demineralisasi

Air untuk umpan ketel pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut yang terdapat didalamnya, Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi. Alat demineralisasi terdiri atas penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*). Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain, dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler.

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin

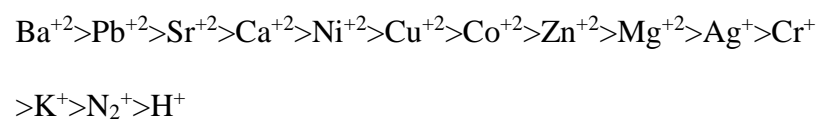
campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

- *Cation Exchanger*

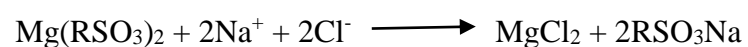
Cation Exchanger ini berisi resin penukar kation dengan formula RSO_3H , dimana pengganti kation – kation yang dikandung dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi penukar kation :



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



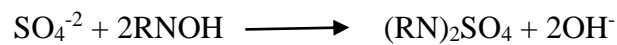
Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi Regenerasi :



- *Anion Exchanger*

Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion –ion negatif (anion) yang larut dalam air dengan resin yang bersifat basa, yang mempunyai formula RNOH, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi Penukar Anion :

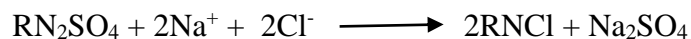


Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin karena selektivitas SO_4^{2-} lebih besar dari selektivitas OH^- .

Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :



- Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 . Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa Hidrazin yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel, Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Karena gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

c. Kebutuhan Air

- Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.17 Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater</i>	HE-01	33,3775
<i>Heater</i>	HE-02	125,1531
Evaporator	EV-01	987,0504
Total		1.154,581

Perancangan dibuat over design sebesar 20%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 1.154,581 \text{ kg/jam} \\ &= 1.385,4972 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Blowdown} = 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 15\% \times 1385,4972 \text{ kg/jam}$$

$$= 208 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Steam Trap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5\% \times 1385,4972 \text{ kg/jam}$$

$$= 69 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air make up untuk steam} = 208 \text{ kg/jam} + 69 \text{ kg/jam}$$

$$= 277 \text{ kg/jam}$$

- Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.18 kebutuhan air proses pendinginan

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	10.397,6566
Reaktor	R-02	165,0491
Cooler	C-01	452,65
Cooler	C-02	4.637,63
Cooler	C-02	20.565,89
Total		36.218,8757

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, sehingga :

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 20\% \times 36.218,8757 \text{ kg/jam}$$

$$= 43.462,6508 \text{ kg/jam}$$

Make up air pendingin

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 369 \text{ kg/jam} + 9 \text{ kg/jam} + 361 \text{ kg/jam}$$

$$= 739 \text{ kg/jam}$$

- **Kebutuhan Air Domestik**

Meliputi kebutuhan air karyawan dan kebutuhan air untuk mess.

1. **Kebutuhan air karyawan**

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah

100-120 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 120 liter/hari

= 5 kg/jam

Jumlah karyawan = 180 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 921 kg/jam

2. **Kebutuhan air untuk mess**

Jumlah mess = 40 rumah

Penghuni mess = 80 orang

Kebutuhan air untuk mess = 16.000 kg/jam

Total kebutuhan air domestik = (921+16.000)kg/jam

= 16.921 kg/jam

- **Kebutuhan *service water***

Perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran dll sebesar 700 kg/jam.

4.6.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi

Kapasitas : 7.193 kg/jam

Jenis : *water tube boiler*

Jumlah : 1 buah

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

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200⁰C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari

dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* diperoleh melalui 2 sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan. Berikut adalah spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas = 3.500 kW

Jenis = 1 buah

Rincian kebutuhan listrik :

a. Kebutuhan listrik untuk proses

Tabel 4.19 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Reaktor	2,3555	1.756,4693
<i>Netralizer</i>	0,5785	431,3649
Pompa-01	0,4444	331,4145
Pompa-02	0,7586	565,6879
Pompa-03	0,3386	252,4989
Pompa-04	0,3386	252,4989
Pompa-05	1,0367	773,0633
Pompa-06	0,4928	367,4676
Pompa-07	0,7893	588,5523
Pompa-08	0,3976	296,4783
Pompa-09	0,2009	149,7901
Total	7,3928	5.512,7870

b. Kebutuhan listik untuk utilitas

Tabel 4.20 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	2,0000	1.491,4000
Blower Cooling Tower	40,0000	29.828,0000
Pompa-01	15,5539	11.598,5423
Pompa-02	39,0563	29.124,2774
Pompa-03	39,7548	29.645,1762
Pompa-04	0,0200	14,9140
Pompa-05	39,7548	29.645,1762
Pompa-06	37,2222	27.756,6155
Pompa-07	13,9658	10.414,3230
Pompa-08	19,1001	14.242,9573
Pompa-09	12,1939	9.093,0052
Pompa-10	0,0200	14,9140
Pompa-11	2,7591	2.057,4874
Pompa-12	2,7591	2.057,4874
Pompa-13	0,8365	623,7425
Pompa-14	0,7210	537,6229
Pompa-15	10,4667	7.805,0176
Pompa-16	10,4667	7.805,0176
Pompa-17	0,0300	22,3710
Pompa-18	0,8051	600,3516
Pompa-19	0,3958	295,1700
Pompa-20	1,1461	854,6695
Total	289,0281	215.528,2386

c. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

Listrik untuk penerangan diperkirakan adalah sebesar 100 kW

Listrik untuk AC diperkirakan adalah sebesar 15 kW

d. Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik untuk laboratorium dan bengkel diperkirakan adalah sebesar 40 kW

- Kebutuhan listrik untuk instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi diperkirakan adalah sebesar 10 kW

Total kebutuhan listrik pada pabrik LABS adalah sebesar:

Tabel 4.21 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	5,5128
	b. Utilitas	215,5282
2	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
Total		386,0410

4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m³/jam.

4.6.5 Unit Penyediaan 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 344,1391 kg/jam yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah fuel oil sebanyak 244,0511 kg/jam yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Linear *Alkylbenzene* sulfonate yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) 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.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan beberapa faktor sebagai berikut :

- a. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
- d. Efisiensi dari manajemen
- e. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
- f. Lapangan usaha lebih luas
- g. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
- h. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- i. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
- j. Mudah bergerak di pasar global.

4.7.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan suatu proses pabrik dengan baik di suatu perusahaan diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan

kebutuhan dari masing-masing 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.

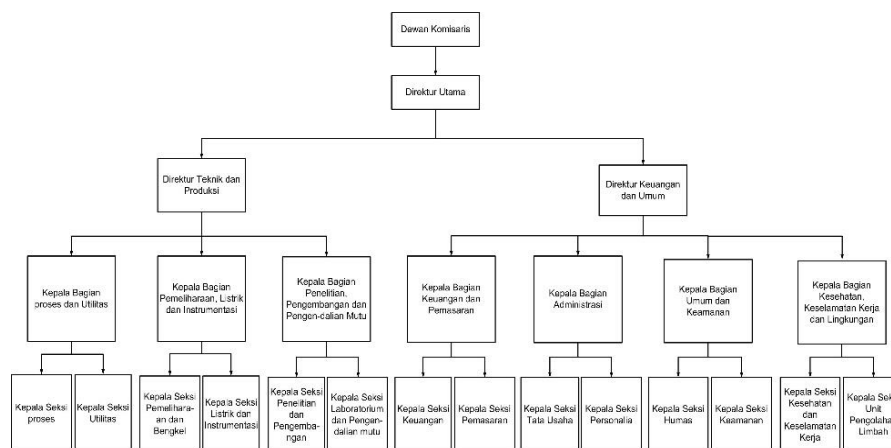
Bentuk struktur organisasi yang baik adalah sistem *line* dan staf. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

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.

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

Berikut gambar struktur organisasi pabrik *Linear Alkylbenzene Sulfonate* dari *Alkylbenzene* dan Oleum 20% dengan kapasitas 32.000 ton/tahun.



Gambar 4.8 Struktur Organisasi

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 Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan

membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para 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 di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

4.7.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

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

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

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

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
2. Mengawasi tugas - tugas direktur.
3. Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan.

Tugas Direktur Utama antara lain:

Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.

Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Administrasi, Keuangan dan Umum.

Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

d. Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

e. Kepala Bagian

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi operasi dan laboratorium.

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, dan pengadaan.

3. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian

Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

5. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

6. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

7. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

8. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

f. Kepala Seksi

1. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat- alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

9. Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

10. Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

11. Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

12. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.7.4 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.

4.7.5 Ketenagakerjaan

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

c. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

d. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.22 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	25.000.000	25.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	25.000.000
Staff Ahli	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Litbang	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. K3	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	18.000.000	18.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Proses	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Humas	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	12.000.000	12.000.000
Ka. Sek. K3	1	12.000.000	12.000.000
Karyawan Personalia	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Humas	5	8.000.000	40.000.000

Karyawan Litbang	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Pembelian	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Pemasaran	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Administrasi	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Proses	18	8.000.000	144.000.000
Karyawan Pengendalian	6	8.000.000	48.000.000
Karyawan Laboratorium	6	8.000.000	48.000.000
Karyawan Pemeliharaan	6	8.000.000	48.000.000
Karyawan Utilitas	12	8.000.000	96.000.000
Karyawan K3	6	8.000.000	48.000.000
Operator proses	20	5.000.000	100.000.000
Operator Utilitas	10	5.000.000	50.000.000
Sekretaris	6	7.000.000	42.000.000
Dokter	2	8.000.000	16.000.000
Perawat	4	4.500.000	18.000.000
Satpam	8	4.000.000	32.000.000
Supir	10	R3.600.000	36.000.000
Cleaning Service	9	3.600.000	32.400.000
Total	180	535.700.000	1.413.400.000

e. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Linear *Alkylbenzene* Sulfonate (LABS) akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

- Karyawan non shift yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah : Direktur Utama, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift:

Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)

Sabtu : 07:00 – 12:00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

- Karyawan shift bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur 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. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III: 24.00- 08.00

Untuk karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga regu yang masuk dan ada satu regu yang libur. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan.

Jadwal pembagian kerja masing-masing regu ditampilkan dalam bentuk tabel sebagai berikut:

Tabel 4.23 Jadwal Kerja Karyawan Shift

<i>Shift/</i> Hari	1	2	3	4	5	6	7	8
Pagi	A	A	D	D	C	C	B	B
Sore	B	B	A	A	D	D	C	C
Malam	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

4.7.6 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam

lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1) Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2) Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti missal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.7.7 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang

diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SLTA.

Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4.24 Jabatan dan keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Satpam	SLTA

4.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan

untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

- a. *Return On Investment*
- b. *Pay Out Time*
- c. *Discounted Cash Flow*
- d. *Break Even Point*
- e. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

a. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cos*)

Meliputi :

- 1) Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

c. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- 1) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- 2) Biaya variabel (*Variable Cost*)
- 3) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

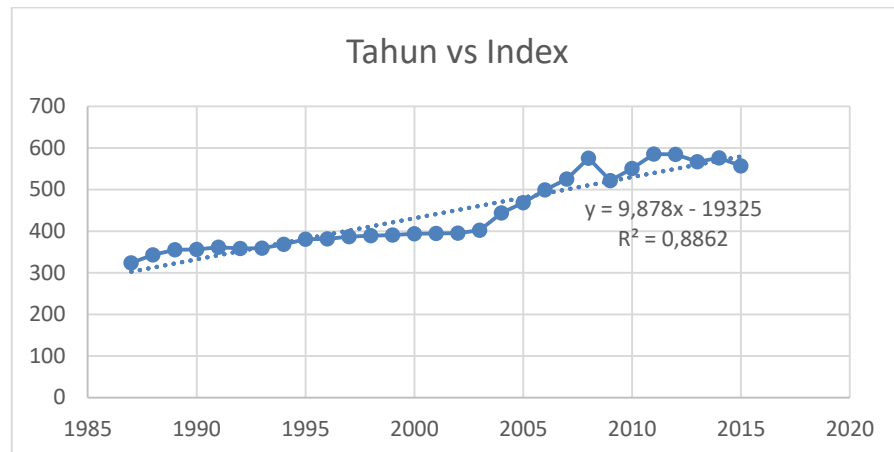
4.8.1 Harga Alat

Harga dari suatu alat industriakan berubah seiring dengan perubahan ekonomi. Maka diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu.

Tabel 4.25 Indeks Harga

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* (www.che.com)



Gambar 4.9 Tahun vs indeks harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19.325$. Pabrik Linear *Alkylbenzene Sulfonate* Kapasitas 32.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2019, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 618,682.

Harga alat diperoleh dari situs matches (www.matches.com) dan buku karangan Peters & Timmerhaus. Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus berikut:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries & Newton, 1955)

Keterangan :

Ex = Harga pembelian alat pada tahun 2019

Ey = Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun 2019

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

Berikut adalah hasil perhitungan menggunakan rumus tersebut:

Tabel 4.26 Harga Alat Proses

No.	Nama alat	Kode	Jumlah	Harga Total
1	Tangki <i>Alkylbenzene</i>	T-01	1	\$ 167.960
2	Tangki Oleum 20%	T-02	1	\$ 316.805
3	Tangki NaOH 40%	T-03	1	\$ 76.141
4	Tangki Asam Sulfat	T-04	1	\$ 258.921
5	Tangki LABS	T-05	1	\$ 174.511
6	Reaktor	R-01 dan R-02	2	\$ 145.800
7	<i>Decanter</i>	D-01	1	\$ 155.718
8	<i>Netralizer</i>	N-01	1	\$ 384.569
9	Evaporator	EV-01	1	\$ 324.429
10	<i>Heater 1</i>	HE-01	1	\$ 859
11	<i>Heater 2</i>	HE-02	1	\$ 1.503
12	<i>Cooler 1</i>	CL-01	1	\$ 2.148
13	<i>Cooler 2</i>	CL-02	1	\$ 200.392
14	<i>Cooler 3</i>	CL-03	1	\$ 21.264
15	Pompa 1	P-01	2	\$ 35.439
16	Pompa 2	P-02	2	\$ 60.569
17	Pompa 3	P-03	2	\$ 68.086
18	Pompa 4	P-04	2	\$ 68.086
19	Pompa 5	P-05	2	\$ 60.569
20	Pompa 6	P-06	2	\$ 68.086

21	Pompa 7	P-07	2	\$ 35.439
22	Pompa 8	P-08	2	\$ 35.439
23	Pompa 9	P-09	2	\$ 35.439

Tabel 4.27 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Total Harga
1	Screening	1	\$ 25.881
2	Reservoir	1	\$ 1.611
3	Bak Penggumpal	1	\$ 1.611
4	Bak Pengendap I	1	\$ 1.611
5	Bak Pengendap II	1	\$ 1.611
6	Sand Filter	1	\$ 7.410
7	Bak Air Penampung Sementara	1	\$ 1.611
8	Bak Air Pendingin	1	\$ 10.417
9	Cooling Tower	1	\$ 10.417
10	Blower Cooling Tower	1	\$ 164.773
11	Deaerator	1	\$ 1.396
12	Mixed Bed	1	\$ 3.544
13	Boiler	1	\$ 7.947
14	Tangki Alum	1	\$ 11.491
15	Tangki Kaporit	1	\$ 752
16	Tangki Klorinasi	1	\$ 84.410
17	Tangki Air Bersih	1	\$ 17.397

18	Tangki NaCl	1	\$ 17.397
19	Tangki Air Demin	1	\$ 237.979
20	Tangki Hydrazine	1	\$ 4.296
21	Tangki Air Bertekanan	1	\$ 15.142
22	Tangki Service Water	1	\$ 6.336
23	Pompa 1	2	\$ 50.689
24	Pompa 2	2	\$ 44.030
25	Pompa 3	2	\$ 41.024
26	Pompa 4	2	\$ 9.450
27	Pompa 5	2	\$ 41.024
28	Pompa 6	2	\$ 41.024
29	Pompa 7	2	\$ 41.024
30	Pompa 8	2	\$ 41.024
31	Pompa 9	2	\$ 41.024
32	Pompa 10	2	\$ 9.450
33	Pompa 11	2	\$ 16.753
34	Pompa 12	2	\$ 16.753
35	Pompa 13	2	\$ 9.450
36	Pompa 14	2	\$ 9.450
37	Pompa 15	2	\$ 41.024
38	Pompa 16	2	\$ 41.024
39	Pompa 17	2	\$ 9.450

40	Pompa 18	2	\$ 13.531
41	Pompa 19	2	\$ 13.531
42	Pompa 20	2	\$ 9.450
43	Pompa 21	2	\$ 13.531
44	Tangki Bahan Bakar	1	\$ 18.364
45	Kompresor	2	\$ 11.813
	Total	67	\$ 1.218.927

4.8.2 Dasar Perhitungan

Dalam perhitungan evaluasi ekonomi, digunakan standar perhitungan yang didasarkan pada berikut ini:

- a. Kapasitas produksi : 32.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$: Rp. 14.400,00
- e. Pabrik didirikan tahun : 2019
- f. Upah pekerja asing : \$ 20/manhour
- g. Upah pekerja Indonesia : Rp. 15.000/manhour
- h. 1 manhour asing : 2 manhour Indonesia
- 5 % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.8.3 Perhitungan Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

b. *Fixed Capital Investment*

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

Tabel 4.28 *Physical Plan Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	\$ 3.752.613	Rp 54.037.626.228
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 938.153	Rp 13.509.406.557
3	Instalasi cost	\$ 591.662	Rp 8.519.932.402
4	Pemipaan	\$ 871.896	Rp 12.555.304.719
5	Instrumentasi	\$ 934.166	Rp 13.451.991.579
6	Insulasi	\$ 140.528	Rp 2.023.596.524
7	Listrik	\$ 375.261	Rp 5.403.762.623
8	Bangunan	\$ 805.556	Rp 11.600.000.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	\$ 2.177.083	Rp 31.350.000.000
<i>Physical Plan Cost (PPC)</i>		\$ 10.639.001	Rp 152.451.620.632

Tabel 4.29 *Direct Plan Cost* (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Teknik dan Konstruksi	\$ 2.117.384	Rp 30.490.324.126
<i>Total (PPC+DPC)</i>		\$ 12.704.302	Rp 182.941.944.759

Tabel 4.30 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Plan Cost</i>	\$ 12.704.302	Rp 182.941.944.759
2	<i>Cotractor's fee</i>	\$ 508.172	Rp 7.317.677.790
3	<i>Contingency</i>	\$ 1.270.430	Rp 18.294.194.476
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		\$ 14.482.904	Rp 208.553.817.025

c. *Working Capital Investment*

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

Tabel 4.31 Total *Working Capital Investment* (WCI)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 7.808.296	Rp 112.439.465.194
2	<i>In Process Inventory</i>	\$ 5.215.918	Rp 75.109.221.251
3	<i>Product Inventory</i>	\$ 3.477.279	Rp 50.072.814.168
4	<i>Extended Credit</i>	\$ 13.793.317	Rp 198.623.762.975
5	<i>Available Cash</i>	\$ 10.431.836	Rp 150.218.442.503
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)		\$ 40.726.646	Rp 586.463.706.091

d. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi :

1. Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 4.32 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	\$ 28.630.419	Rp 412.278.039.043
2	<i>Labor</i>	\$ 1.177.833	Rp 16.960.800.000
3	<i>Supervision</i>	\$ 117.783	Rp 1.696.080.000
4	<i>Maintenance</i>	\$ 289.658	Rp 4.171.076.340
5	<i>Plant Supplies</i>	\$ 43.449	Rp 625.661.451
6	<i>Royalty and Patents</i>	\$ 505.755	Rp 7.282.871.309
7	<i>Utilities</i>	\$ 2.479.899	Rp 35.710.551.282
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		\$ 3.244.797	Rp 478.725.079.426

e. ***Indirect Manufacturing Cost (IMC)***

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4.33 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 176.675	Rp 2.544.120.000
2	<i>Laboratory</i>	\$ 117.783	Rp 1.696.080.000
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 588.917	Rp 8.480.400.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 2.528.775	Rp 36.414.356.545
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		\$ 3.412.150	Rp 49.134.956.545

f. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.34 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	\$ 1.158.632	Rp 16.684.305.362
2	<i>Propertu taxes</i>	\$ 289.658	Rp 4.171.076.340
3	<i>Insurance</i>	\$ 144.829	Rp 2.085.538.170
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		\$ 1.593.119	Rp 22.940.919.873

Tabel 4.35 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	\$ 33.244.797	Rp 478.725.079.426
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	\$ 3.412.150	Rp 49.134.956.545
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	\$ 1.593.119	Rp 22.940.919.873
<i>Total Manufacturing Cost (TMC)</i>		\$ 38.250.066	Rp 550.800.955.844

g. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4.36 General Expense (GE)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	\$ 1.147.502	Rp 16.524.028.675
2	<i>Sales expense</i>	\$ 1.912.503	Rp 27.540.047.792
3	<i>Research</i>	\$ 1.338.752	Rp 19.278.033.455
4	<i>Finance</i>	\$ 2.208.382	Rp 31.800.700.925
<i>General Expense (GE)</i>		\$ 6.607.140	Rp 95.142.810.847

Tabel 4.37 Total Production Cost (TPC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	\$ 38.250.066	Rp 550.800.955.844
2	<i>General Expense (GE)</i>	\$ 6.607.140	Rp 95.142.810.847
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		\$ 44.857.206	Rp 645.943.766.691

4.8.4 Analisis keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 728.287.130.909

Total biaya produksi : Rp 645.943.766.691

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 82.343.364.218

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 52 % x Rp 82.343.364.218

: Rp 42.818.549.393

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 39.524.814.825

4.8.5 Analisa Kelayakan

a. Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

1. ROI sebelum pajak (ROI_b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).

$$\text{ROI}_b = 39,48 \% \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

2. ROI setelah pajak (ROI_a)

$$\text{ROI}_a = 18,95 \% \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

b. Pay out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

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

1. POT sebelum pajak (POT_b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

$$\text{POT}_b = 2,1 \text{ tahun} \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

2. POT setelah pajak (POT_a)

$$\text{POT}_a = 3,7 \text{ tahun} \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

c. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

Tabel 4.38 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depreciation	\$ 1.158.632	Rp 16.684.305.362
2	Property taxes	\$ 289.658	Rp 4.171.076.340
3	Insurance	\$ 144.829	Rp 2.085.538.170
Fixed Cost (Fa)		\$ 1.593.119	Rp 22.940.919.873

Tabel 4.39 Annual Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw material</i>	\$ 28.630.419	Rp 412.278.039.043
2	<i>Packaging & shipping</i>	\$ 2.528.775	Rp 36.414.356.545
3	<i>Utilities</i>	\$ 2.479.899	Rp 35.710.551.282
4	<i>Royalties and Patents</i>	\$ 505.755	Rp 7.282.871.309
Variable Cost (Va)		\$ 34.144.848	Rp 491.685.818.180

Tabel 4.40 Annual Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Labor cost	\$ 1.177.833	Rp 16.960.800.000
2	Plant overhead	\$ 588.917	Rp 8.480.400.000
3	Payroll overhead	\$ 176.675	Rp 2.544.120.000
4	Supervision	\$ 117.783	Rp 1.696.080.000
5	Laboratory	\$ 117.783	Rp 1.696.080.000
6	Administration	\$ 1.147.502	Rp 16.524.028.675
7	Finance	\$ 2.208.382	Rp 31.800.700.925
8	Sales expense	\$ 1.912.503	Rp 27.540.047.792
9	Research	\$ 1.338.752	Rp 19.278.033.455
10	Maintenance	\$ 289.658	Rp 4.171.076.340
11	Plant supplies	\$ 43.449	Rp 625.661.451
Regulated Cost (Ra)		\$ 9.119.238	Rp 131.317.028.638

Tabel 4.41 Annual Sales Cost (Sa)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Annual Sales Cost	\$ 50.575.495	Rp 728.287.130.909
Annual Sales Cost		\$ 50.575.495	Rp 728.287.130.909

Dari hasil perhitungan di dapatkan BEP sebesar 43,09 %

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 % – 60 %, sehingga pabrik memenuhi kelayakan.

d. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan

operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

$$SDP = 27,23 \%$$

e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik (10 Tahun).

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 208.553.817.025

Working Capital Investment (WCI) : Rp 586.463.706.091

Salvage value (SV) : Depresiasi : Rp 16.684.305.362

Cash flow (CF) : *Annual profit + depresiasi + finance*

: Rp 71.326.674.382

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error* dimana nilai R harus sama dengan S .

Persamaan untuk menentukan DCFRR:

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = \left[(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1 \right] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,0861

DCFR : 8,61 %

Minimum nilai DCFR : 1,5 x suku bunga acuan bank

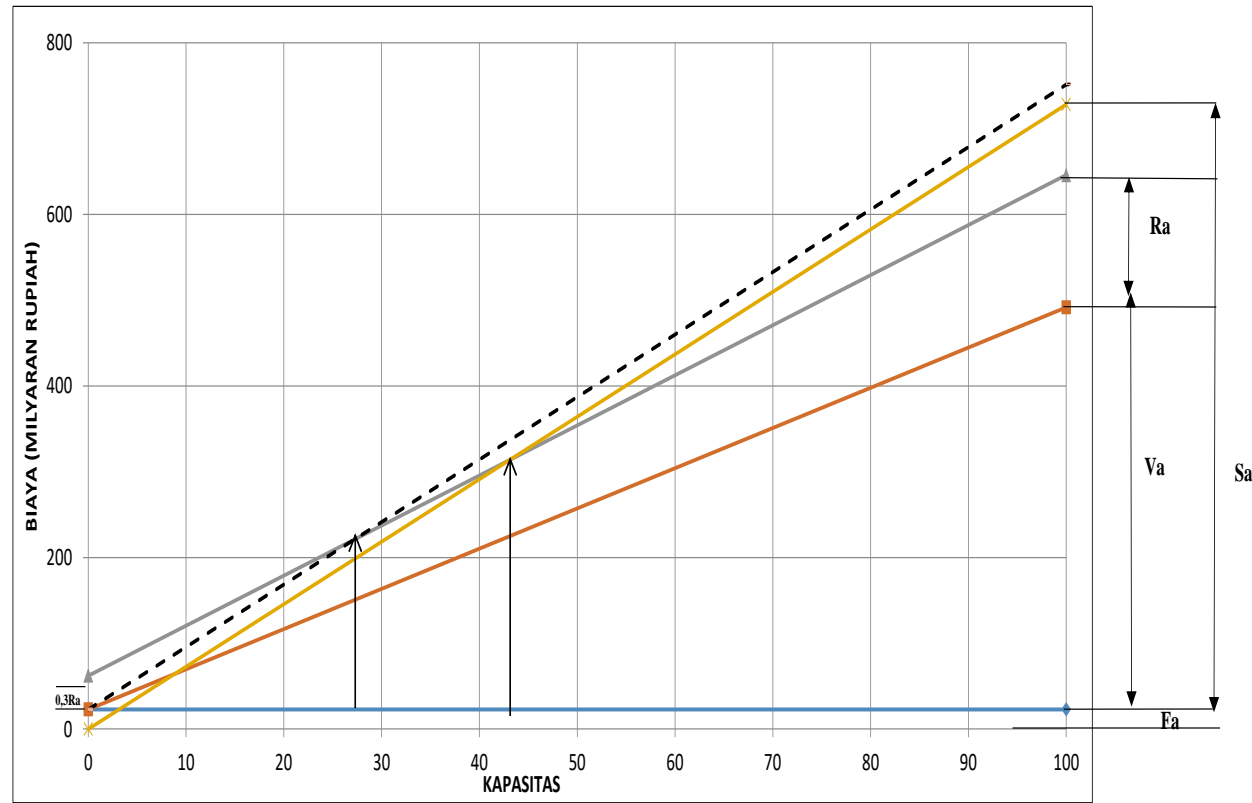
: 5,25 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat

: $1,5 \times 5,25 \% = 7,88 \%$

(Didasarkan pada suku bunga acuan di bank saat ini adalah 5,25 %, berlaku mulai akhir 19 Juli 2018)

Grafik Analisis Kelayakan



Keterangan :

- Fa = Annual Fixed Cost
- Va = Annual Variable Cost
- Ra = Annual Regulated Cost
- Sa = Annual Sales Cost (Sa)

Gambar 4.10 Grafik Analisis Kelayakan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa, baik yang ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dalam pra rancangan pabrik Linear *Alkylbenzene* sulfonate diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik Linear *Alkylbenzene* sulfonate didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik Linear *Alkylbenzene* sulfonate akan didirikan dengan kapasitas 32.000 ton/tahun, dengan bahan baku *Alkylbenzene* sebanyak 2.715,66 kg/jam dan oleum 20% sebanyak 3.347,05 kg/jam.
3. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Cilegon, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat di kawasan industri.
4. Berdasarkan kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta prosesnya, maka pabrik Linear *Alkylbenzene* sulfonate tergolong pabrik berisiko rendah.
5. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut :

Tabel 5.1 Hasil Analisa ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1945)
<i>Profit</i>		
<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp 82.343.364.218	
<i>Profit</i> sesudah pajak	Rp 39.524.814.825.	keuntungan setelah pajak (52%)
<i>Return on investment (ROI)</i>		
(ROI) sebelum pajak	39,48 %	<i>Industrial Chemical</i> 11 - 44 %
(ROI) setelah pajak	18,95 %	
<i>Pay out time (POT)</i>		
(POT) sebelum pajak	2,1 tahun	<i>Industrial Chemical</i> min 2 th / <i>High</i> <i>Risk</i> - 5 th/ <i>low Risk</i>
(POT) setelah pajak	3,7 tahun	
<i>Break even point</i> (BEP)	43,09 %	40 % -60 %
<i>Shut down point</i> (SDP)	27,23 %	
<i>Discounted cash flow</i> <i>rate of return</i> (DCFRR)	8,61 %	1,5 x suku bunga acuan bank = 7,88 % (suku bunga acuan bank 2018: 5,25 %)

6. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, maka pabrik Linear *Alkylbenzene* sulfonate dari *Alkylbenzene* dan oleum 20% layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik, seperti : pemilihan alat proses atau alat penunjang, bahan baku dan kemurnian produk perlu diperhatikan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Austin, G.T. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries, 5th ed.* Mc Graw Hill Book Co., Inc. New York
- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistic Indonesia. *www.bps.go.id*. Diakses pada tanggal 26 Februari 2018 pukul 10.00 WIB
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.
- Fogler, H.S. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 4th ed. Pearson Education Inc. Massachusetts.
- Henkel. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulphonic Acid*. <https://www.henkel.com/compan>. Diakses pada tanggal 23 Maret pukul 11.55 WIB.
- Kadirun, A. 2010. Prarancangan Pabrik Pembuatan Linear Alkylbenzene Sulfonate (LAS) dari Linear Alkylbenzene (LAB) dengan Proses Sulfonasi Kapasitas 85.000 ton/tahun. *Repostory.usu.ac.id/bitstream/123456789/17509/4/chapter%20II.pdf*. Diakses pada tanggal 10 Maret 2018. Pukul 10.50 WIB.

- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.
- Kirk, R. E., and Othmer D. F. 1998. *Encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed.* The Interscience Encyclopedia Inc. New York.
- Laxmi Agro Industrial Consultants & Exporters Limited. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulphonic Acid*. laxmi@skgroup.org. Diakses pada tanggal 10 Maret pukul 12.25 WIB.
- Matche. 2018. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 17 Juli 2018 pukul 19.50 WIB.
- Merck. 2017. *Sulfuric Acid 98 %*. www.merckgroup.com. Diakses pada tanggal 11 Maret pukul 15.35 WIB.
- Peters, M., Timmerhause, K., dan West, R. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical engineers*. McGraw Hill. New York.
- Perry, R. H., and Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers, 7th ed.* McGraw Hill Companies Inc. USA.
- Powell, S.P., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Prakoso, Wisnu Subarkah Adi and, Ir. Nur Hidayati, M.T.. ph.D. 2018. *Prarancangan Pabrik Sodium Dodekilbenzena Sulfonat Dari Dodekilbenzena Dan Oleum 20% Kapasitas Produksi 45.000 Ton/Tahun*. <http://eprints.ums.ac.id/49323/>. Diakses pada tanggal 5 Maret 2018 pukul 13.20 WIB.

- P.T Aktif Indonesia Indah. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. <https://www.daftarperusahaan.com/bisnis/aktif-indonesia-indah-pt>. Diakses pada tanggal 22 Maret pukul 20.00 WIB.
- P.T Asahimas Chemical. 2018. Natrium Hidroksida. <https://www.asc.co.id/>. Diakses pada tanggal 5 Maret pukul 10.00 WIB.
- P.T Findeco Jaya. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulphonic Acid*. <http://www.findeco.com/product.a>. Diakses pada tanggal 23 Maret pukul 10.25 WIB.
- P.T Indonesian Acid Industry. 2018. Oleum 20%. <http://www.indoacid.com/>. Diakses pada tanggal 5 Maret pukul 10.05 WIB.
- P.T KAO INDONESIA. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulphonic Acid*. <https://www.kao.com/id/products/index.html>. Diakses pada tanggal 23 Maret pukul 11.55 WIB.
- P.T Rhodia Manyar. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulfonate*. <https://www.daftarperusahaan.com/bisnis/rhodia-manyar-pt>. Diakses pada tanggal 22 Maret pukul 19.40 WIB.
- P.T Sinar Antjol. 2018. *Linear Alkylbenzene Sulphonate*. <http://sinarantjol.com/products/labs/>. Diakses pada tanggal 19 Maret pukul 13.15 WIB.
- P.T Unggul Indah Cahaya. 2018. *Alkylbenzene*. <http://www.uic.co.id/>. Diakses pada tanggal 5 Maret 2018 pukul 10.10 WIB
- R.K.Sinnot. 1983. *An Introduction to Chemical Engineering Design*. Pergamon Press. Oxford.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, inc., New York.

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. New York.

Wallas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company. Tokyo.

LAMPIRAN A

REAKTOR

(R-01 dan R-02)

Jenis	= Reaktor alir tangki Berpengaduk (RATB)
Fase	= Cair - Cair
Bentuk	= Tangki Silinder
Bahan	= Stainless Steel 316 AISI (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)
Suhu Operasi	= 55 °C
Tekanan	= 1 atm
Waktu Tinggal (θ)	= 1 jam
Konversi terhadap Alkylbenzene	= 96%

A. Menghitung Densitas Cairan

Komponen	massa (kg/jam)	Fraksi Massa (x_i)	ρ_i (kg/m ³)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/m ³)
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	2.677,6385	0,4417	829,7402	366,4609
C ₁₀ H ₂₁ C ₆ H ₅	37,4761	0,0062	831,0345	5,1370
C ₁₄ H ₂₉ C ₆ H ₅	0,5431	0,0001	834,2542	0,0747
H ₂ SO ₄ .SO ₃	3.347,0481	0,5521	1.790,0182	988,2183
Total	6.062,7057	1,000		1.359,8909

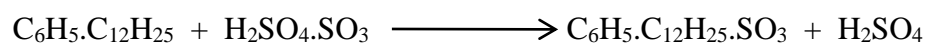
1. Design Equation

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{\text{massa umpan}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= 4,4582 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 4.458,2296 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{a0} &= n_a/F_v \\
 &= 0,0024 \text{ kmol/liter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{b0} &= n_b/F_v \\
 &= 0,0080 \text{ kmol/liter}
 \end{aligned}$$

Reaksi :



m :	C _{a0}	C _{b0}		
r :	C _{a0} .x	C _{a0} .x	C _{a0} .x	C _{a0} .x
s :	C _{a0} -C _{a0} .x	C _{b0} -C _{a0} .x	C _{a0} .x	C _{a0} .x

Reaksi merupakan reaksi orde dua, dimana kecepatan reaksi dinyatakan dengan :

$$-r_a = k.C_a.C_b$$

$$x = 0,96$$

$$t = 1 \text{ jam}$$

$$C_a = C_{a0} - C_{a0}.x$$

$$= 0,000098 \text{ kmol/L}$$

$$C_b = C_{b0} - C_{a0} \cdot x$$

$$= 0,0056 \text{ kmol/L}$$

$$k = \frac{C_{A0} \cdot x}{t \cdot C_{A0} (1-x)(C_{B0} - C_{A0} \cdot x)}$$

$$= 4.278,7542 \text{ L/kmol.Jam}$$

2. Menentukan Volume Reaktor

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

$$F_v \cdot C_{a0} - F_v \cdot C_a - (-r_a) \cdot V = 0$$

$$F_v \cdot C_{a0} - F_v \cdot C_{a0} (1-x) - (k \cdot C_a \cdot C_b) \cdot V = 0$$

$$F_v \cdot C_{a0} - F_v \cdot C_{a0} (1-x) = (k \cdot C_a \cdot C_b) \cdot V$$

$$V = \frac{F_v (C_{a0} - C_{a0} (1-x))}{k \cdot C_a \cdot C_b}$$

$$V = \frac{F_v \cdot C_{a0} \cdot X}{k \cdot C_a \cdot C_b}$$

$$V = 4.458,23 \text{ L}$$

$$= 4,46 \text{ m}^3$$

3. Optimasi Reaktor

$$V_n = \frac{FA_o \cdot (X_{out} - X_{in})}{(-ra)_{out}} \quad \text{Fogler hal. 47}$$

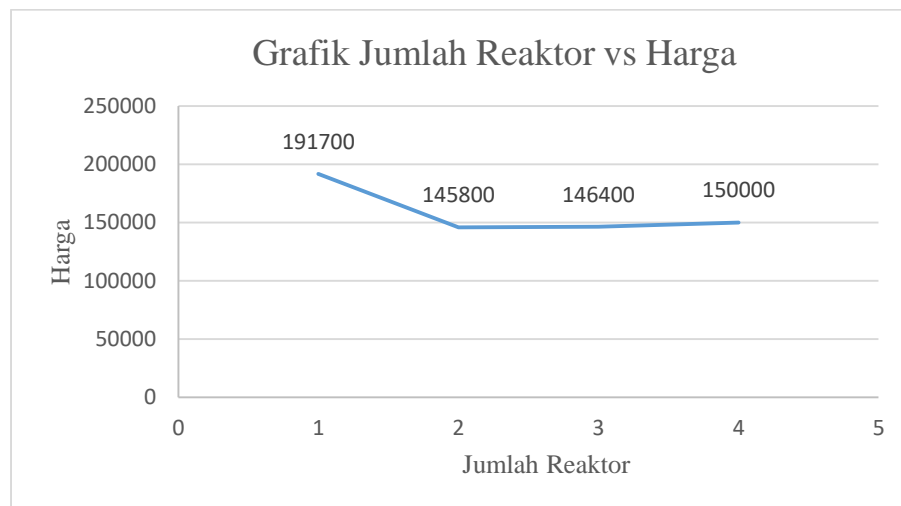
$$V_n = \frac{FA_o \cdot (X_{out} - X_{in})}{k \cdot C_a \cdot C_b}$$

$$V_n = \frac{FA_o \cdot (X_{out} - X_{in})}{k \cdot C_{ao} (1 - X_{out}) \cdot (C_{bo} - C_{ao} \cdot X_{out})}$$

Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	V (L)	Error V
1	0%	96%	4.458	0
1	0%	81%	719	0
2	81%	96%	719	0
1	0%	67%	337	0
2	67%	88%	337	0
3	88%	96%	337	0
1	0%	56%	205	0
2	56%	80%	205	0
3	80%	91%	205	0
4	91%	96%	205	0

n	Konversi	Volume (L)	Volume (gallon)	V over design (gallon)	Harga (\$)	
					Unit	Total
1	96%	4.458	1.178	1.413	191.700	191.700
1	81%	719	190	228	72.900	145.800
2	96%	719	190	228	72.900	
1	67%	337	89	107	48.800	146.400
2	88%	337	89	107	48.800	
3	96%	337	89	107	48.800	
1	56%	205	54	65	37.500	150.000
2	80%	205	54	65	37.500	
3	91%	205	54	65	37.500	
4	96%	205	54	65	37.500	

Jumlah Reaktor	Harga
1	191.700
2	145.800
3	146.400
4	150.000



B. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan over design sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times \text{volume cairan}$$

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 0,7191 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 0,8629 \text{ m}^3 = 30,4744 \text{ ft}^3 = 228 \text{ gallon}$$

1. Menghitung diameter dan tinggi reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak

$$\text{Volume} = \text{volume silinder} + \text{volume tutup}$$

$$= \text{volume silinder} + 2 \text{ volume head}$$

Tutup berbentuk *torispherical dished head*

Dengan :

$$\text{Volume head} = 0,000049 d^3 \quad (\text{Pers. 5.11., Brownell hal. 88})$$

Sehingga :

$$\text{volume} = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H\right) + [2 \times (0,000049) \times (D^3)]$$

Dipilih perbandingan D : H = 1 : 1,5

$$30,4744 \text{ ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H\right) + [2 \times (0,000049) \times (D^3)]$$

$$30,4744 \text{ ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times 1,5D\right) + [(0,000098) \times (D^3)]$$

$$30,4744 \text{ ft}^3 = D^3 \left(\frac{4,71}{4} + 0,000098\right)$$

$$30,4744 \text{ ft}^3 = D^3(1,1776)$$

$$D^3 = \frac{30,4744 \text{ ft}^3}{1,1776}$$

$$D = \sqrt[3]{25,8785 \text{ ft}^3}$$

$$D = 2,9579 \text{ ft} = 35,4945 \text{ in} = 0,9016 \text{ m}$$

Maka tinggi reaktor :

$$H = 1,5 D$$

$$H = 1,5 \times 2,9579 \text{ ft}$$

$$H = 4,4368 \text{ ft} = 53,2417 \text{ in} = 1,3523 \text{ m}$$

2. Menghitung tinggi cairan

$$\text{Volume cairan} = h_{\text{cairan}} \times \frac{\pi D^2}{4}$$

$$0,7191 \text{ m}^3 = h_{\text{cairan}} \times \frac{3,14 \times (0,9016 \text{ m})^2}{4}$$

$$0,7191 \text{ m}^3 = h_{\text{cairan}} \times 0,6381 \text{ m}^2$$

$$h_{\text{cairan}} = \frac{0,7191 \text{ m}^3}{0,6381 \text{ m}^2}$$

$$h_{\text{cairan}} = 1,1270 \text{ m}$$

3. Menghitung tebal dinding reaktor

Persamaan 13.1 (*Brownell 1959, Page 254*) :

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

Dengan :

$$\text{Allowable stress (f)} = 18.847,948 \text{ psia}$$

$$\text{Sambungan yang dipilih} = \text{double welded butt joint}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari reaktor (r}_i\text{)} = 17,7472 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan (P)} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 14,7 \text{ psia} + 2,1785 \text{ psia}$$

$$= 16,8785 \text{ psia}$$

Sehingga :

$$t_s = \frac{16,8785 \text{ psia} \times 17,7472 \text{ in}}{(18.847,984 \text{ psia} \times 80\%) - (0,6 \times 16,8785 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{299,5463 \text{ psia} \cdot \text{in}}{15.068,2313 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,0199 \text{ in} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1449 \text{ in}$$

Jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan sebesar 0,1449 in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, maka dipilih th standar :

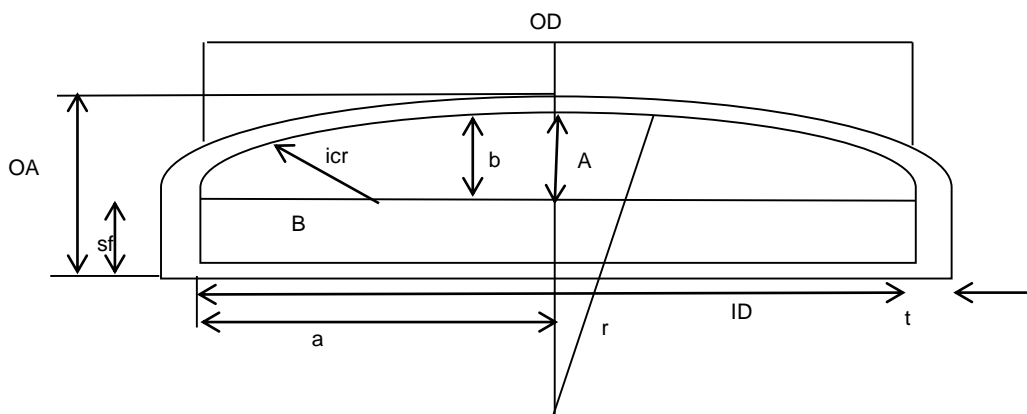
$$\begin{aligned}
 th &= 3/16 \text{ in} \\
 &= 0,1875 \text{ in} \\
 \text{ID shell} &= 35,4945 \text{ in} \\
 \text{OD shell} &= \text{ID} + 2ts \\
 &= 35,4945 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\
 &= 35,8695 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.7 (*Brownell & Young, 1959*), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 36 \text{ in} \\
 &= 0,9144 \text{ m} \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2ts \\
 &= 36 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\
 &= 35,6250 \text{ in} = 2,9688 \text{ ft} = 0,9094 \text{ m} \\
 \text{H} &= 1,5 \times \text{D} \\
 &= 1,5 \times 35,6250 \text{ in} \\
 &= 53,4375 \text{ in} = 4,4531 \text{ ft} = 1,3573 \text{ m} \\
 \text{icr} &= 2,250 \text{ in} \\
 \text{rc} &= 36 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Dimensi Head Reaktor

Dipilih head dengan bentuk *Torispherical Flanged & Dished Head*, dengan pertimbangan harganya cukup ekonomis dan digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

1. Menghitung tebal *head*

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C$$

(Brownell & Young 1959, Page 138)

$$W = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{36 \text{ in}}{2,250 \text{ in}}} \right)$$

$$W = 1,7500$$

Sehingga :

$$t_h = \frac{16,8785 \text{ psia} \times 36 \text{ in} \times 1,7500}{(2 \times 18.847,948 \text{ psia} \times 80\%) - (0,2 \times 16,8785 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{1.063,3439 \text{ psia. in}}{30.153,3411 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,0353 \text{ in} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,1603 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell & Young, dipilih t_h standar :

$$t_h = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

2. Menghitung tinggi *head*

Berdasarkan tabel 5.8 (Brownell & Young, hal. 93), maka digunakan s_f :

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

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t_h \\ &= 36 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 35,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= ID/2 \\ &= 35,6250/2 \\ &= 17,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= (17,8125 - 2,250) \text{ in} \\
 &= 15,5625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= rc - icr \\
 &= (36 - 2,250) \text{ in} \\
 &= 33,7500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(33,7500)^2 - (15,5625)^2} \\
 &= 29,9478 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= rc - AC \\
 &= (36 - 29,9478) \text{ in} \\
 &= 6,0522 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi *head* total :

$$\begin{aligned}
 AO &= sf + b + th \\
 &= (2 + 6,0522 + 0,1875) \text{ in} \\
 &= 8,2397 \text{ in} = 0,2093 \text{ m}
 \end{aligned}$$

D. Menghitung Dimensi Pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan yang diaduk} &= 0,7191 \text{ m}^3 \\
 &= 190 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekentalan cairan yang diaduk } (\mu) &= 6,4843 \text{ cp} \\
 &= 0,004357 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Jenis pengaduk yang dipilih yaitu *marine propeller with 3 blades and pitch 2Di*, dengan alasan cocok untuk cairan dengan viskositas mencapai 4000 cp.

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi buku Brown pada Fig. 477 kurva no. 15 halaman 507 dan tabelnya.

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

Maka diperoleh :

- a. Diameter Pengaduk (D_i)

$$\begin{aligned} D_i &= \frac{Dt}{3} \\ &= \frac{35,6250 \text{ in}}{3} \\ &= 11,8750 \text{ in} \\ &= 0,3016 \text{ m} \\ &= 0,9896 \text{ ft} \end{aligned}$$

- b. Tinggi Cairan dalam Pengadukan (Z_l)

$$\begin{aligned} Z_l &= D_i \times 3,9 \\ &= 11,8750 \text{ in} \times 3,9 \\ &= 46,3125 \text{ in} \\ &= 1,1763 \text{ m} \\ &= 3,8594 \text{ ft} \end{aligned}$$

- c. Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki

$$Z_i = D_i \times 1,3$$

$$= 11,8750 \text{ in} \times 1,3$$

$$= 15,4375 \text{ in}$$

$$= 0,3921 \text{ m}$$

$$= 1,2865 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi wallas halaman 288)

$$\begin{aligned} \text{Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki} &= H/D \\ &= 1,1270/0,9049 \\ &= 1,2455 \end{aligned}$$

Berdasarkan referensi Wallas, maka jumlah pengaduk yang dipakai = 1 buah

Trial nilai rpm (N) :

$$\text{Diambil } \pi DN = 14,1 \text{ ft/s}$$

$$N = \frac{14,1 \text{ ft/s}}{\pi D}$$

$$N = \frac{14,1 \text{ ft/s}}{3,14 \times 0,9896 \text{ ft}}$$

$$N = 4,5261 \text{ /s}$$

Menghitung nilai Re :

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

$$\text{Re} = \frac{84,8952 \text{ lb/ft}^3 \times 4,5261/\text{s} \times (0,9896 \text{ ft})^2}{0,004357 \text{ lb/ft.s}}$$

$$\text{Re} = 86.357,7519$$

Power number (Po) yang didapat dari Fig. 477 Brown = 0,9

Sehingga :

$$P = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho \times Po}{gc}$$

$$P = \frac{(4,5261/s)^3 \times (0,9896 \text{ ft})^5 \times 84,8952 \text{ lb/ft}^3 \times 0,9}{32,174 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 208,9571 \text{ lb.ft/s}$$

$$P = 0,3799 \text{ hp}$$

Pada reaksi dengan transfer panas, nilai Hp/1000 gallon = 1,5-5

Diambil Hp/1000 gallon = 2

Hp = 2 Hp/1000 gallon x volume cairan

$$= 2 \text{ Hp/1000 gallon} \times 190 \text{ gallon}$$

$$= 0,3799 \text{ hp}$$

E. Menghitung Dimensi *Coil* Pendingin

1. Reaktor 1 (R-01)

a. Menghitung suhu LMTD

Hot fluid (heavy organic)

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 55 \text{ }^\circ\text{C} = 328 \text{ K} = 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid (Air)

$$t_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{out} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 318 \text{ K} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = (113 - 86) \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 27 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = (131 - 86) \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 45 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(45 - 27)^{\circ}\text{F}}{\ln\left(\frac{45^{\circ}\text{F}}{27^{\circ}\text{F}}\right)}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 35,2371 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b. Menghitung Luas Transfer Panas

$$Q \text{ pendinginan} = 652.524,7681 \text{ kJ/jam}$$

$$= 618.593,4801 \text{ Btu/jam}$$

untuk *cold fluid* = water dan *hot fluid* = medium organic

$$U_d = 50\text{-}125 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Jam} \quad (\text{Kern, Table 8 Hal. 840})$$

$$\text{Diambil Harga } U_d = 115 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$A = \frac{618593,4801 \text{ btu/jam}}{115 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam} \times 35,2371 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 152,6538 \text{ ft}^2$$

c. Menghitung Luas Selimut Reaktor

$$\text{OD} = 36 \text{ in}$$

$$= 0,9144 \text{ m}$$

$$= 3 \text{ ft}$$

$$\text{H} = 53,4375 \text{ in}$$

$$= 1,3573 \text{ m}$$

$$= 4,4531 \text{ ft}$$

$$A = \pi \cdot OD \cdot H$$

$$= 3,14 \times 3 \times 4,4531$$

$$A = 41,948 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A (luas transfer panas) terhitung, sehingga luas selimut tidak mencukupi sebagai luas transfer panas, maka digunakan *coil* pendingin.

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$Q_{\text{pendinginan}} = m_{\text{air}} \times C_p_{\text{air}} \Delta T$$

$$m_{\text{air}} = (Q_{\text{pendinginan}}) / (C_p_{\text{air}} \times \Delta T)$$

$$C_p_{\text{air}} = 4,1838 \text{ kJ/kg.K}$$

$$T = 15 \text{ K}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_{\text{pendinginan}}}{C_p_{\text{air}} \times \Delta T}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{652.524,7681 \text{ kJ/jam}}{4,1838 \text{ kJ/kg.K} \times 15 \text{ K}}$$

$$m_{\text{air}} = 10.397,6566 \text{ kg/jam}$$

$$= 22.926,83286 \text{ lb/jam}$$

Sifat fisis air pada $T_f = 99,5 \text{ }^\circ\text{F}$:

$$C_p = 4.183,7938 \text{ J/kg.K} = 0,9999 \text{ btu/lb.F}$$

$$\rho = 1.016,0968 \text{ kg/m}^3 = 63,4044 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6991 \text{ cp} = 1,6919 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,3596 \text{ btu/jam.ft.F}$$

e. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$Q_v = \frac{10.397,6566 \text{ kg/jam}}{1.016,0968 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 16,2816 \text{ m}^3/\text{jam}$$

f. Menentukan Diameter Minimum Koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s.

(Coulson pg 527)

Dipilih :

$$\text{Kecepatan pendingin} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$\text{Debit air pendingin} = 10,2329 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 2,5 \text{ m/s}$$

$$= 9000 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas Penampang A} = \frac{10,2329 \text{ m}^3/\text{jam}}{9000 \text{ m/jam}}$$

$$= 0,0011 \text{ m}^2$$

$$= 0,0122 \text{ ft}^2$$

$$= 1,7623 \text{ inch}^2$$

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

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times 0,0011}{3,14}}$$

$$ID = 0,0381\text{m} = 1,4983\text{in}$$

Dipilih : diameter standard (Kern tabel 11 pg 844)

$$\text{NPS} = 0,7500 \text{ in}$$

Schedule Number = 40

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 0,5340 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/panjang (a'')} = 0,2750 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

g. Menentukan hi

$$\rho \text{ air pendingin} = 1.016,0968 \text{ kg/m}^3 = 63,4044 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ air pendingin} = 0,6991 \text{ cP} = 1,6912 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ air pendingin} = 0,3596 \text{ W/m.K} = 0,2079 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 4.183,7938 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 232,4330 \text{ kJ/kg}$$

$$= 99,9462 \text{ Btu/lb}$$

Gt = kecepatan aliran massa/luas penampang

$$Gt = W/A$$

$$Gt = \frac{22.926,83286 \text{ lb/jam}}{0,0037 \text{ ft}^2}$$

$$= 6.182.516,7272 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$v = Gt/\rho$$

$$= \frac{6.182.516,7272 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}}{63,4044 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 97509,2066 \text{ ft/jam}$$

$$= 8,3 \text{ m/s}$$

$$= 27,0859 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{\text{ID} \cdot \text{Gt}}{\mu} \\ \text{Re} &= \frac{0,0037 \text{ ft}^2 \times 6.182.516,7272 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{1,6912 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}} \\ &= 13.556,2118 \end{aligned}$$

$$j_H = 50 \quad (\text{Kern fig 24 pg 834})$$

$$h_i = j_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{Kern pg 104})$$

$$h_i = 50 \times \frac{0,2079}{0,0037} \times \left(\frac{99,9462 \times 1,6912}{0,2079}\right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$$

$$h_i = 26.165,3856 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

h. Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \times \frac{\text{ID}}{\text{OD}}$$

$$h_{io} = 26.165,3856 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \times \frac{0,0037 \text{ ft}^2}{0,0687 \text{ ft}}$$

$$h_{io} = 1.413,0578 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}}\right) \quad (\text{Kern pg 721})$$

Diambil : D spiral koil = 80% *Diameter tangki

$$D \text{ spiral koil} = 0,8 \times 36 \text{ in}$$

$$= 28,8 \text{ in}$$

$$= 2,3990 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} h_{io \text{ coil}} &= 1.413,0578 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \times \left(1 + \left(3,5 \times \left(\frac{0,0037 \text{ ft}^2}{2,3990 \text{ ft}} \right) \right) \right) \\ &= 1.420,7027 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

i. Menentukan h_o

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan :

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4} \quad (\text{Kern pers 20.4 pg 722})$$

dengan :

$$L_p \text{ (Diameter Impeller)} = D_i = 0,9896 \text{ ft}$$

$$N \text{ (Kecepatan Putar Pengaduk)} = 4,5261 \text{ rps} = 16.294 \text{ rpj}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ (Densitas Fluida Panas)} &= 1359,890874 \text{ kg/m}^3 \\ &= 84,8572 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ (Viskositas Fluida Panas)} = 15,6920 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$c_p \text{ (Kapasitas Panas)} = 0,4606 \text{ Btu/lb}$$

$$k \text{ (konduktivitas Panas)} = 0,2357 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

$$OD = 1,05 \text{ inch}$$

$$= 0,0687 \text{ ft}$$

$$D = 35,6250 \text{ in}$$

$$= 2,9676 \text{ ft}$$

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

$$\begin{aligned}
 h_o &= 0.87 \left(\frac{0,2357}{2,9676} \right) \left(\frac{0,9896 \cdot 16.294 \cdot 84,8572}{15,6920} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{0,4606 \cdot 15,6920}{0,2357} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot 1^{0.4} \\
 &= 18.664,1487 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

j. Menentukan U_c

$$U_c = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{18.664,1487 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}.\text{ft}^2.\text{F} \times 1.420,7027 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F}}{18.664,1487 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}.\text{ft}^2.\text{F} + 1.420,7027 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F}} \\
 &= 1.320,2092 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

k. Menentukan U_d

Untuk kecepatan air = 2,5 m/s, maka

$$RD = 0,003 \quad (\text{Kern tabel 12 pg 845})$$

sehingga :

$$h_D = 1/RD$$

$$= 1/0,003$$

$$= 333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$U_D = \frac{h_D * U_c}{h_D + U_c}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \times 1.320,2092 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}}{333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} + 1.320,2092 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 266,1375 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

l. Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

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

$$A = \frac{618.593,4801 \text{ Btu/jam}}{266,1375 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 35,2371 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 65,9628 \text{ ft}^2$$

$$= 6,1279 \text{ m}^2$$

m. Menentukan Panjang Koil

$$L_{\text{pipa koil}} = \frac{A}{a''}$$

$$L_{\text{pipa koil}} = \frac{65,9628 \text{ ft}^2}{0,2750 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 239,8649 \text{ ft}$$

$$= 73,1108 \text{ m}$$

n. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

$$D_c = 0,8 * (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c = 0,8 \times 35,6250 \text{ in}$$

$$= 28,5 \text{ inch}$$

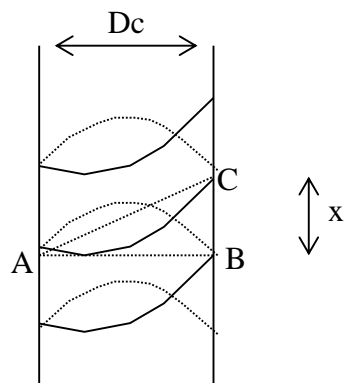
$$= 2,3750 \text{ ft}$$

$$AB = ID$$

$$BC = x$$

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

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



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

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

Diambil :

$$x = 0,3 \cdot OD$$

$$x = 0,3 \times 1,05 \text{ in}$$

$$= 0,3150 \text{ in}$$

$$= 0,0263 \text{ ft}$$

Panjang 1 putaran

K lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

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

K lilitan =

$$(0,5 \times 3,14 \times 2,3750 \text{ ft}) + (0,5 \times 3,14 \times$$

$$((2,9688 \text{ ft}^2) + (0,0263 \text{ ft}^2))^{0,5}) = 8,3899 \text{ ft}$$

$$= 100,6784 \text{ inch}$$

$$= 2,5572 \text{ m}$$

o. Menentukan Banyak Lilitan

$$\begin{aligned} N \text{ lilitan} &= \frac{239,8649 \text{ ft}}{8,3899 \text{ ft}} \\ &= 28,5898 \approx 29 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

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

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= ((29-1) \times 0,0263 \text{ ft}) + 29 \times 0,0875 \text{ ft} \\ &= 3,2725 \text{ ft} \\ &= 0,9975 \text{ m} \\ &= 39,27 \text{ inch} \end{aligned}$$

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

Asumsi : koil ada dalam shell saja.

$$V \text{ shell} = 0,7976 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V \text{ koil} &= \frac{3,14}{4 \times (0,038 \text{ m})^2 \times 73,1108 \text{ m}} \\ &= 0,0831 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ shell} &= \frac{3,14}{4 \times (0,9094 \text{ m})^2} \\ &= 0,6428 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_c &= \frac{(0,7976 + 0,0831) \text{ m}^3}{0,6428 \text{ m}^2} \\ &= 1,3702 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena tinggi tumpukan koil 0,9975 m, maka koil ada di shell saja.

Sehingga,

Tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil :

$$Z_c = Z_c + b + sf$$

$$\begin{aligned} Z_c &= 1,3702 \text{ m} + 0,1537 \text{ m} + 0,0508 \text{ m} \\ &= 1,5747 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan stl ada koil-tumpukan koil)/2

$$H_k = \frac{1,5747 - 0,9975}{2}$$

$$= 0,2886 \text{ m}$$

$$b + sf = 0,0508 \text{ m} + 0,1537 \text{ m}$$

$$= 0,2045 \text{ m}$$

$$= 0,0052 \text{ m}$$

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

2. Reaktor 2 (R-02)

a. Menghitung suhu LMTD

Hot fluid (heavy organic)

$$T_{in} = 55 \text{ }^\circ\text{C} = 328 \text{ K} = 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 55 \text{ }^\circ\text{C} = 328 \text{ K} = 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid (Air)

$$t_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{out} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 318 \text{ K} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = (131 - 86) \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 45 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_1 = (131 - 113) \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$= 18 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(45 - 18) \text{ }^{\circ}\text{F}}{\ln\left(\frac{45 \text{ }^{\circ}\text{F}}{18 \text{ }^{\circ}\text{F}}\right)}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 29,4666 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b. Menghitung Luas Transfer Panas

$$Q \text{ pendinginan} = 386899,4133 \text{ kJ/jam}$$

$$= 366780,6438 \text{ Btu/jam}$$

untuk *cold fluid* = water dan *hot fluid* = medium organic

$$U_d = 50\text{-}125 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Jam} \quad (\text{Kern, Table 8 Hal. 840})$$

Diambil Harga $U_d = 115 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Jam}$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$A = \frac{366780,6438 \text{ btu/jam}}{115 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam} \times 29,4666 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 108,2376 \text{ ft}^2$$

c. Menghitung Luas Selimut Reaktor

$$\text{OD} = 36 \text{ in}$$

$$= 0,9144 \text{ m}$$

$$= 3 \text{ ft}$$

$$H = 53,4375 \text{ in}$$

$$= 1,3573 \text{ m}$$

$$= 4,4531 \text{ ft}$$

$$A = \pi \cdot OD \cdot H$$

$$= 3,14 \times 3 \times 4,4531$$

$$A = 41,948 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A (luas transfer panas) terhitung, sehingga luas selimut tidak mencukupi sebagai luas transfer panas, maka digunakan *coil* pendingin.

d. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$Q_{\text{pendinginan}} = m_{\text{air}} \times C_p_{\text{air}} \Delta T$$

$$m_{\text{air}} = (Q_{\text{pendinginan}}) / (C_p_{\text{air}} \times \Delta T)$$

$$C_p_{\text{air}} = 4,1838 \text{ kJ/kg.K}$$

$$T = 15 \text{ K}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_{\text{pendinginan}}}{C_p_{\text{air}} \times \Delta T}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{366780,6438 \text{ kJ/jam}}{4,1838 \text{ kJ/kg.K} \times 15 \text{ K}}$$

$$m_{\text{air}} = 6165,0491 \text{ kg/jam}$$

$$= 13593,9333 \text{ lb/jam}$$

Sifat fisis air pada $T_f = 99,5 \text{ }^\circ\text{F}$:

$$C_p = 4.183,7938 \text{ j/kg.K} = 0,9999 \text{ btu/lb.F}$$

$$\rho = 1.016,0968 \text{ kg/m}^3 = 63,4044 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6991 \text{ cp} = 1,6919 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,3596 \text{ btu/jam.ft.F}$$

e. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$Q_v = \frac{6165,0491 \text{ kg/jam}}{1.016,0968 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 6,0674 \text{ m}^3/\text{jam}$$

f. Menentukan Diameter Minimum Koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s.

(Coulson pg 527)

Dipilih :

$$\text{Kecepatan pendingin} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$\text{Debit air pendingin} = 6,0674 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 2,5 \text{ m/s}$$

$$= 9000 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas Penampang A} = \frac{6,0674 \text{ m}^3/\text{jam}}{9000 \text{ m/jam}}$$

$$= 0,0007 \text{ m}^2$$

$$= 0,0073 \text{ ft}^2$$

$$= 1,0449 \text{ inch}^2$$

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

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times 0,0011}{3,14}}$$

$$ID = 0,0293 \text{ m} = 1,1537 \text{ in}$$

Dipilih : diameter standard (Kern tabel 11 pg 844)

$$\text{NPS} = 0,7500 \text{ in}$$

Schedule Number = 40

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 0,5340 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/panjang (a'')} = 0,2750 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

g. Menentukan hi

$$\rho \text{ air pendingin} = 1.016,0968 \text{ kg/m}^3 = 63,4044 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ air pendingin} = 0,6991 \text{ cP} = 1,6912 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ air pendingin} = 0,3596 \text{ W/m.K} = 0,2079 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 4.183,7938 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 232,4330 \text{ kJ/kg}$$

$$= 99,9462 \text{ Btu/lb}$$

Gt = kecepatan aliran massa/luas penampang

$$Gt = W/A$$

$$Gt = \frac{13.593,9333 \text{ lb/jam}}{0,0037 \text{ ft}^2}$$

$$= 3.665.779,7704 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$v = Gt/\rho$$

$$= \frac{3.665.779,7704 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}}{63,4044 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 57.815,8204 \text{ ft/jam}$$

$$= 4,9 \text{ m/s}$$

$$= 16,0600 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{\text{ID} \cdot \text{Gt}}{\mu} \\ \text{Re} &= \frac{0,0037 \text{ ft}^2 \times 3.665.779,7704 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{1,6912 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}} \\ &= 8037,8411 \end{aligned}$$

$$j_H = 40 \quad (\text{Kern fig 24 pg 834})$$

$$h_i = j_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{Kern pg 104})$$

$$h_i = 40 \times \frac{0,2079}{0,0037} \times \left(\frac{99,9462 \times 1,6912}{0,2079}\right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$$

$$h_i = 20.932,3085 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

h. Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \times \frac{\text{ID}}{\text{OD}}$$

$$h_{io} = 20.932,3085 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \times \frac{0,0037 \text{ ft}^2}{0,0687 \text{ ft}}$$

$$h_{io} = 1.130,4463 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}}\right) \quad (\text{Kern pg 721})$$

Diambil : D spiral koil = 80% *Diameter tangki

$$D \text{ spiral koil} = 0,8 \times 36 \text{ in}$$

$$= 28,8 \text{ in}$$

$$= 2,3990 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} h_{io \text{ coil}} &= 1.130,4463 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \times \left(1 + \left(3,5 \times \left(\frac{0,0037 \text{ ft}^2}{2,3990 \text{ ft}} \right) \right) \right) \\ &= 1.136,5622 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

i. Menentukan h_o

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan :

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4} \quad (\text{Kern pers 20.4 pg 722})$$

dengan :

$$L_p \text{ (Diameter Impeller)} = D_i = 0,9896 \text{ ft}$$

$$N \text{ (Kecepatan Putar Pengaduk)} = 4,5261 \text{ rps} = 16.294 \text{ rpj}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ (Densitas Fluida Panas)} &= 1359,890874 \text{ kg/m}^3 \\ &= 84,8572 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ (Viskositas Fluida Panas)} = 15,6920 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$c_p \text{ (Kapasitas Panas)} = 0,4606 \text{ Btu/lb}$$

$$k \text{ (konduktivitas Panas)} = 0,2357 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

$$OD = 1,05 \text{ inch}$$

$$= 0,0687 \text{ ft}$$

$$D = 35,6250 \text{ in}$$

$$= 2,9676 \text{ ft}$$

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

$$\begin{aligned}
 h_o &= 0.87 \left(\frac{0,2357}{2,9676} \right) \left(\frac{0,9896 \times 16.294 \times 84,8572}{15,6920} \right)^{2/3} \left(\frac{0,4606 \cdot 15,6920}{0,2357} \right)^{1/3} \cdot 1^{0.4} \\
 &= 18.664,1487 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

j. Menentukan U_c

$$U_c = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{18.664,1487 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}.\text{ft}^2.\text{F} \times 1.136,5622 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F}}{18.664,1487 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}.\text{ft}^2.\text{F} + 1.136,5622 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F}} \\
 &= 1071,3234 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

k. Menentukan U_d

Untuk kecepatan air = 2,5 m/s, maka

$$RD = 0,003 \quad (\text{Kern tabel 12 pg 845})$$

sehingga :

$$h_D = 1/RD$$

$$= 1/0,003$$

$$= 333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$U_D = \frac{h_D * U_c}{h_D + U_c}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \times 1071,3234 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}}{333,3333 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} + 1071,3234 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 254,2314 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

l. Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

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

$$A = \frac{366780,6438 \text{ Btu/jam}}{254,2314 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 29,4666 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 48,9606 \text{ ft}^2$$

$$= 4,5484 \text{ m}^2$$

m. Menentukan Panjang Koil

$$L_{\text{pipa koil}} = \frac{A}{a''}$$

$$L_{\text{pipa koil}} = \frac{48,9606 \text{ ft}^2}{0,2750 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 178,0386 \text{ ft}$$

$$= 54,2662 \text{ m}$$

n. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

$$D_c = 0,8 * (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c = 0,8 \times 35,6250 \text{ in}$$

$$= 28,5 \text{ inch}$$

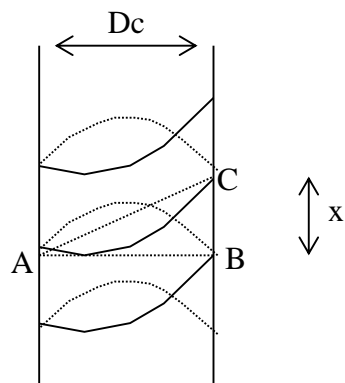
$$= 2,3750 \text{ ft}$$

$$AB = ID$$

$$BC = x$$

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

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



$$\text{busur AB} = \frac{1}{2}\pi Dc$$

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

Diambil :

$$x = 0,3 \cdot OD$$

$$x = 0,3 \times 1,05 \text{ in}$$

$$= 0,3150 \text{ in}$$

$$= 0,0263 \text{ ft}$$

Panjang 1 putaran

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(Dc) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

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

$$K \text{ lilitan} = (0,5 \times 3,14 \times 2,3750 \text{ ft}) + (0,5 \times 3,14 \times ((2,9688 \text{ ft}^2) + (0,0263 \text{ ft}^2))^{0,5})$$

$$= 8,3899 \text{ ft}$$

$$= 100,6784 \text{ inch}$$

$$= 2,5572 \text{ m}$$

o. Menentukan Banyak Lilitan

$$\begin{aligned} N \text{ lilitan} &= \frac{178,0386 \text{ ft}}{8,3899 \text{ ft}} \\ &= 21,2207 \approx 22 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

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

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= ((22-1) \times 0,0263 \text{ ft}) + 22 \times 0,0875 \text{ ft} \\ &= 2,4763 \text{ ft} \\ &= 0,7548 \text{ m} \\ &= 29,715 \text{ inch} \end{aligned}$$

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

Asumsi : koil ada dalam shell saja.

$$V \text{ shell} = 0,7976 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V \text{ koil} &= \frac{3,14}{4 \times (0,0293 \text{ m})^2 \times 54,2662 \text{ m}} \\ &= 0,0366 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ shell} &= \frac{3,14}{4 \times (0,0875 \text{ m})^2} \\ &= 0,6428 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_c &= \frac{(0,7976 + 0,0366) \text{ m}^3}{0,6428 \text{ m}^2} \\ &= 1,2978 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena tinggi tumpukan koil 0,7548 m, maka koil ada di shell saja.

Sehingga,

Tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil :

$$Z_c = Z_c + b + sf$$

$$\begin{aligned} Z_c &= 1,2978 \text{ m} + 0,1537 \text{ m} + 0,0508 \text{ m} \\ &= 1,5023 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan stl ada koil-tumpukan koil)/2

$$H_k = \frac{1,5023 - 0,7548}{2}$$

$$= 0,3738 \text{ m}$$

$$b + sf = 0,0508 \text{ m} + 0,1537 \text{ m}$$

$$= 0,2045 \text{ m}$$

$$= 0,0052 \text{ m}$$

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

LAMPIRAN B

DEKANTER (D-01)

Fungsi : Memisahkan H_2SO_4 dari produk

Bahan konstruksi yang dipilih : *Stainless Steel* AISI (316) (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)

Kondisi Operasi :

P = 1 atm = 14,7 psi

T = 55 °C = 328,00 K

Asumsi : Linear Alkylbenzene Sulfonate tidak larut

1. NERACA MASSA

Umpan masuk (arus 5) :

komponen	kg/jam	Fraksi berat	BM	Kmol	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	$x \cdot \rho$	μ (cP)	$\mu \cdot x$
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	107,1055	0,0177	246	0,4354	0,0110	829,7402	14,6584	2,5610	0,0452
C ₁₀ H ₂₁ C ₆ H ₅	37,4761	0,0062	218	0,1719	0,0044	831,0345	5,1370	1,9055	0,0118
C ₁₄ H ₂₉ C ₆ H ₅	0,5431	0,0001	274	0,0020	0,0001	834,2542	0,0747	2,9216	0,0003
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃	3406,4786	0,5619	326	10,4493	0,2651	1058,1676	594,5572	2,1480	1,2069
H ₂ SO ₄	2450,6563	0,4042	98	25,0067	0,6343	1796,0256	725,9863	9,4194	3,8075
H ₂ O	60,4461	0,0100	18	3,3581	0,0852	999,7097	9,9673	0,5078	0,0051
Total	6062,7057	1,0000		39,4234	1,0000	6348,9319	1350,3809	19,4633	5,0767

$$\rho \text{ campuran} = 1350,3809 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 5,0767 \text{ cP} = 0,0034 \text{ lb/ft.s}$$

$$Fv = 4,4896 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0748 \text{ m}^3/\text{s}$$

Produk atas (arus 8) :

komponen	kg/jam	Fraksi berat	BM	Kmol	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	$x \cdot \rho$	μ (cP)	$\mu \cdot x$
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅	107,1055	0,0297	246	0,4354	0,0357	829,7402	24,6037	2,5610	0,0759
C ₁₀ H ₂₁ C ₆ H ₅	37,4761	0,0104	218	0,1719	0,0141	831,0345	8,6222	1,9055	0,0198
C ₁₄ H ₂₉ C ₆ H ₅	0,5431	0,0002	274	0,0020	0,0002	834,2542	0,1254	2,9216	0,0004
C ₆ H ₅ .C ₁₂ H ₂₅ .SO ₃	3406,4786	0,9431	326	10,4493	0,8569	1058,1676	997,9446	2,1480	2,0257
H ₂ SO ₄	49,0131	0,0136	98	0,5001	0,0410	1796,0256	24,3709	9,4194	0,1278
H ₂ O	11,4330	0,0032	18	0,6352	0,0521	999,7097	3,1643	0,5078	0,0016
Total	3612,0494	1,0000		12,1939	1,0000	6348,9319	1058,8311	19,4633	2,2513

$$\rho \text{ campuran} = 1058,8311 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 2,2513 \text{ cP} = 0,0015 \text{ lb/ft.s}$$

$$Fv = 3,4114 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0009 \text{ m}^3/\text{s}$$

Produk bawah (arus 6) :

Asumsi : Kemurnian H₂SO₄ keluar dekanter adalah 98 % dan Air (H₂O) 2 %

komponen	kg/jam	Fraksi berat	BM	Kmol	Fraksi mol	ρ (kg/m ³)	$x \cdot \rho$	μ (cP)	$\mu \cdot x$
H ₂ SO ₄	2401,6432	0,9800	98	24,5066	0,9000	1796,0256	1760,1051	9,4194	9,2310
H ₂ O	49,0131	0,0200	18	2,7230	0,1000	999,7097	19,9942	0,5078	0,0102
Total	2450,6563	1,0000		27,2295	1,0000	2795,7353	1780,0993	9,9272	9,2411

$$\rho \text{ campuran} = 1780,0993 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 9,2411 \text{ cP} = 0,0062 \text{ lb/ft.s}$$

$$F_v = 1,3767 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0229 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Fase Terdispersi

Fase ringan

$$m_1 = \begin{array}{l} 3612,0494 \text{ kg/jam} \\ 1,0033 \text{ kg/s} \end{array}$$

$$\rho_1 = \begin{array}{l} 1058,8311 \text{ kg/m}^3 \\ 66,0711 \text{ lb/ft}^3 \end{array}$$

$$Q_1 = \begin{array}{l} = m / \rho \\ = \frac{3612,0494 \text{ kg/jam}}{1058,8311 \text{ kg/m}^3} \\ = 3,411356 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 0,000948 \text{ m}^3/\text{s} \\ = 0,0334645 \text{ ft}^3/\text{s} \end{array}$$

$$\mu_1 = \begin{array}{l} = 2,2513 \text{ cp} \\ = 0,0015 \text{ lb/ft.s} \\ = 0,00225 \text{ kg/m.s} \end{array}$$

Fase berat

$$m_2 = \begin{array}{l} 2450,6563 \text{ kg/jam} \\ 0,6807 \text{ kg/s} \end{array}$$

$$\rho_2 = \begin{array}{l} 1780,0993 \text{ kg/m}^3 \\ 111,0782 \text{ lb/ft}^3 \end{array}$$

$$Q_2 = \begin{array}{l} = m / \rho \\ = \frac{2450,6563 \text{ kg/jam}}{1780,0993 \text{ kg/m}^3} \\ = 1,376696 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 0,000382 \text{ m}^3/\text{s} \\ = 0,0135050 \text{ ft}^3/\text{s} \end{array}$$

$$\mu_2 = \begin{array}{l} = 9,2411 \text{ cp} \\ = 0,0062 \text{ lb/ft.s} \\ = 0,00924 \text{ kg/m.s} \end{array}$$

3. Menentukan Dimensi Dekanter

- a. Menghitung waktu tinggal dalam dekanter

Dari Coulson, J. M. Hal. 444 waktu tinggal cairan yang baik dalam dekanter berkisar 2-5 menit.

$$\begin{aligned} \text{Dirancang } t &= 5 \text{ menit} \\ &= 0,0833 \text{ jam} \end{aligned}$$

- b. Menghitung volume dekanter

$$V_D = \frac{m_{Feed} \cdot t}{\rho_{Feed}}$$

$$V_d = \frac{6062,7057 \times 0,0833}{1350,3809}$$

$$= 0,3741 \text{ m}^3$$

$$= 13,2125 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\text{Volume dekanter} = 1,2 \times 13,2125$$

$$= 15,8550 \text{ ft}^3$$

Direncanakan dekanter silinder Vertical didesign dengan perbandingan $H = 2D$

Tutup berbentuk torispherical dished head

Dengan :

$$V_T = 0.000049 \cdot D^3 \quad (\text{Pers. 5.11, Brownell hal 88})$$

Keterangan :

V_T = volume torispherical head (ft³)

D_i = diameter volume tangki

sehingga:

$$\text{Volume dekanter} = \text{Vol silinder} + \text{Vol tutup}$$

$$V = \text{Vol silinder} + 2 \text{ Vol Head}$$

$$V = \frac{1}{4} \pi D_i^2 L + [2 \{0.000049 \cdot (D_i^3)\}]$$

$$15,8550 = \frac{1}{4} \pi D_i^2 \cdot 2D_i + \{(0,000098)D_i^3\}$$

$$15,8550 = \{[D_i]^3 \{2/4 \pi + 0,000098\}\}$$

$$15,8550 = \{[D_i]^3 \{2/4 \times 3,14 + 0,000098\}\}$$

$$15,8550 = D_i^3 \times 1,570098$$

$$15,8550 = 1,570098 D^3$$

$$D^3 = 10,0981$$

$$D = 2,1615 \text{ ft}$$

$$= 25,9375 \text{ in}$$

$$= 0,6588 \text{ m}$$

$$H = 2 D$$

$$H = 4,3229 \text{ ft}$$

$$= 51,8749 \text{ in}$$

$$= 1,3176 \text{ m}$$

c. Menghitung volume fase ringan

$$\text{Volume cairan (V}_1\text{)} = (m_1 \times t) / \rho_1$$

$$V_1 = \frac{3612,0494 \times 0,0833}{1058,8311}$$

$$V_1 = 0,2843 \text{ m}^3$$

$$V_1 = (\pi D^2) / 4 \times H_{\text{(cairan 1)}}$$

$$0,2843 = (3,14 \times (0,6588 \text{ m})^2) / 4 \times H_{\text{(cairan 1)}}$$

$$0,2843 = 0,34072 H_{\text{(cairan 1)}}$$

$$= (0,2843 \text{ m}^3) / (0,3407 \text{ m}^2)$$

$$= 0,8344 \text{ m}$$

d. Menghitung volume fase berat

$$\text{Volume cairan (V}_2\text{)} = (m_2 \times t) / \rho_2$$

$$V_2 = \frac{2450,6563 \times 0,0833}{1780,0993}$$

$$V_2 = 0,1147 \text{ m}^3$$

$$V_2 = (\pi D^2) / 4 \times H_{\text{(cairan 2)}} + (0,000049 \times D t^3)$$

$$0,1147 = (3,14 \times (0,6588 \text{ m})^2) / 4 \times H_{\text{(cairan 2)}} + (0,000049 \times (0,6588 \text{ m})^3)$$

$$0,1147 = 0,3407 H_{\text{(cairan 2)}} + 0,00001401$$

$$= (0,1147 \text{ m}^3) / (0,3407 \text{ m}^2)$$

$$= 0,3368 \text{ m}$$

5. Menghitung tebal shell (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

(Brownell, 1959. p. 254.,eq 13.1)

Mencari Tekanan hidrostatik :

$$\text{vol cairan} = h \text{ cairan} \times (\pi D^2/4)$$

$$0,3741 = h \text{ cairan} \times 0,3407$$

$$h \text{ cairan} = \frac{4,4582}{2,1533}$$

$$h \text{ cairan} = 1,0981 \text{ m}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$$

$$= 1.058,8311 \times 9,8 \times 13,1770$$

$$= 11.394,3488 \text{ N/m}^2$$

$$= 1,6526 \text{ psia}$$

Dimana :

t_s = Tebal dinding shell, in

P = Tekanan design = P operasi + P hidrostatik

$$= 14,7 + 19,8314$$

$$= 16,3526 \text{ psi}$$

r_i = Jari-jari decanter = 12,9687 in

E = Effisiensi sambungan las = 0,85

f = Tekanan maksimal yang diizinkan = 18.847,948 psi

C = Korosi yang diizinkan = 0,125 in

t_s = 0,1382 in

jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan adalah = 0,1382 in

maka digunakan ketebalan shell standar $= 3/16 \text{ in}$
 $= 0,1875 \text{ in}$

6. Menentukan tebal head (th)

Direncanakan berbentuk torispherical

$$OD = ID_{shell} + 2 ts$$

$$OD = 25,9375 \text{ in} + (2 \times 0,1875)$$

$$= 26,3124674 \text{ in}$$

$$OD \text{ standart} = 28 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2ts$$

$$= 27,6250 \text{ in}$$

$$= 0,7017 \text{ m}$$

$$= 2,3021 \text{ ft}$$

$$H = 55,2500 \text{ in}$$

$$= 1,4034 \text{ m}$$

$$= 4,6042 \text{ ft}$$

Dari tabel 5-7 Brownell didapatkan data sebagai berikut:

$$OD : 28 \text{ in} = 0,7112 \text{ m}$$

$$ts : 0,1875 \text{ in}$$

$$icr : 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r : 26 \text{ in}$$

$$= 27,6250 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = \frac{27,6250 \text{ in}}{2}$$

$$= 13,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 13,8125 \text{ in} - 1,75$$

$$= 12,0625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 26 \text{ in} - 1,75$$

$$= 24,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = \sqrt{24,25^2 - 12^2}$$

$$= 21,0371 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 26 \text{ in} - 21,0371 \text{ in}$$

$$= 4,9629 \text{ in}$$

$$\text{h Head} = 0,1477 \text{ in} + 4,9629 \text{ in} + 2$$

$$= 7,1107 \text{ in}$$

$$= 0,180610774 \text{ m}$$

8. Merancang pipa

a. Merancang Pipa pemasukan

asumsi : aliran turbulen

$$qf = 0,001 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0335 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 84,2638 \text{ lb/ft}^3$$

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot Qf^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 3,9 \times (0,0335 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (84,2638 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$Di_{Opt} = 1,5047 \text{ in}$$

Diambil pipa standart Tabel 11.Kern, hal: 844

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\text{OD} = 1,900 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,610 \text{ in}$$

$$= 0,0409 \text{ m}$$

$$= 0,1342 \text{ ft}$$

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

$$\text{Flow area (A)} = 2,040 \text{ in}^2$$

$$= 0,0013 \text{ m}^2$$

$$= 0,0142 \text{ ft}^2$$

Kecepatan linier

$$(v) = \frac{qf}{A}$$

$$= \frac{0,0335 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0142 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,3622 \text{ ft/s}$$

$$\text{Re} = \frac{ID \cdot \rho \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{0,1342 \times 84,2638 \times 2,3622}{0,0034}$$

$$= 7827,9498$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka dipilih aliran turbulen

b. Merancang Pipa Pengeluaran Bottom Product

asumsi : aliran turbulen

$$q_f = 0,00038 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0135 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 111,0782 \text{ lb/ft}^3$$

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 3,9 \times (0,0135 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (111,0782 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$Di_{Opt} = 1,0369 \text{ in}$$

Diambil pipa standart Tabel 11.Kern, hal: 844

$$\text{Nominal pipe size} = 1$$

$$\text{OD} = 1,320 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$= 0,0266 \text{ m}$$

$$= 0,0874 \text{ ft}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Flow area (A)} &= 0,864 \text{ in}^2 \\ &= 0,0006 \text{ m}^2 \\ &= 0,0060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan linier

$$\begin{aligned} (v) &= \frac{qf}{A} \\ &= \frac{0,0135 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0060 \text{ ft}^2} \\ &= 2,2508 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{ID \cdot \rho \cdot v}{\mu} \\ &= \frac{0,0874 \times 111,0782 \times 2,2508}{0,0062} \\ &= 3519,4271 \end{aligned}$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka dipilih aliran turbulen

c. Merancang Pipa Pengeluaran Top Product

asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned} qf &= 0,00095 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0335 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\rho = 66,0711 \text{ lb/ft}^3$$

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot Qf^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 3,9 \times (0,0335 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (66,0711 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$Di_{Opt} = 1,4579 \text{ in}$$

Diambil pipa standart Tabel 11.Kern, hal: 844

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1,900 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 1,610 \text{ in} \\
 &= 0,0409 \text{ m} \\
 &= 0,1342 \text{ ft} \\
 \text{Schedule Number} &= 40 \\
 \text{Flow area (A)} &= 2,040 \text{ in}^2 \\
 &= 0,0013 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0142 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 (v) &= \frac{qf}{A} \\
 &= \frac{0,0335 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0142 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,3622 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{ID \cdot \rho \cdot v}{\mu} \\
 &= \frac{0,1342 \times 66,0711 \times 2,3622}{0,0015} \\
 &= 13840,9375
 \end{aligned}$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka dipilih aliran turbulen

9. Menentukan Letak pipa

Menghitung pipa pengeluaran hasil atas (Z1) :

asumsi jarak antara datum dan decanter : 0,6 m

$$Z1 = 0,6 + H1 + H2$$

$$Z1 = 0,6 \text{ m} + 0,8344 \text{ m} + 0,3367 \text{ m}$$

$$Z1 = 1,7711 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi pipa pemasukan (Z3)

$$Z_3 = H_2 + 0,6$$

$$Z_3 = 0,3367 \text{ m} + 0,6 \text{ m}$$

$$Z_3 = 0,9368 \text{ m}$$

Menghitung tinggi pipa pengeluaran hasil bawah (Z2)

$$= 1058,8311 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1780,0993 \text{ kg/m}^3$$

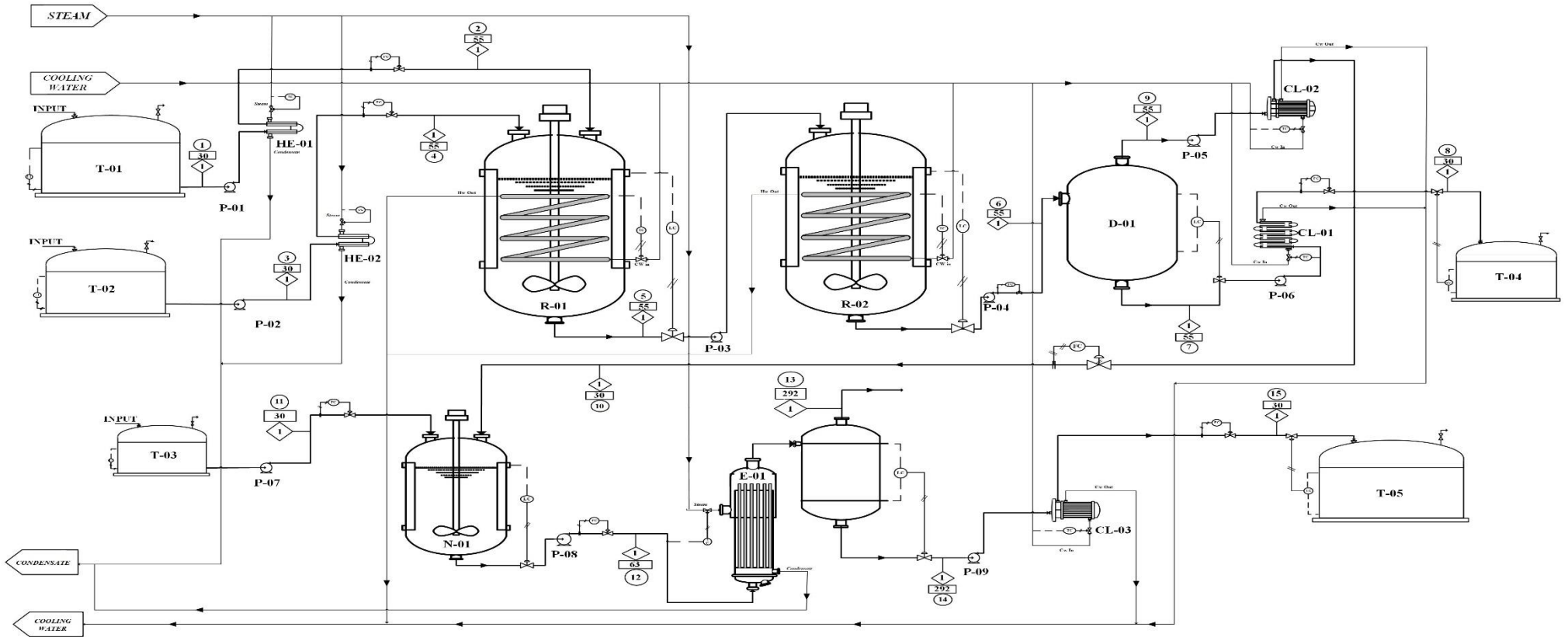
$$Z_2 = \frac{(Z_1 - Z_3)\rho_1}{\rho_2} + Z_3$$

$$Z_2 = \frac{(1,7711 - 0,9368) \times 1058,8311}{1780,0993} + 0,9368$$

$$= 1,4330$$

LAMPIRAN C

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20 % DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 32.000 TON/TAHUN



Komponen	Atmos (Kg/Jam)														
	Atmos.1	Atmos.2	Atmos.3	Atmos.4	Atmos.5	Atmos.6	Atmos.7	Atmos.8	Atmos.9	Atmos.10	Atmos.11	Atmos.12	Atmos.13	Atmos.14	Atmos.15
$C_{12}H_{16}C_{12}H_{12}$	2.677.6385	2.677.6385			505.1497	107.1055			107.1055	107.1055		107.1055		107.1055	107.1055
$C_{10}H_{14}C_{10}H_{10}$	37.4761	37.4761			37.4761	37.4761			37.4761	37.4761		37.4761	11.2428	26.2333	26.2333
$C_{12}H_{18}C_{12}H_{14}$	0.5431	0.5431			0.5431	0.5431			0.5431	0.5431		0.5431		0.5431	0.5431
H_2SO_4			3.347.0481	3.347.0481											
$C_{12}H_{18}C_{12}H_{14}SO_2$					2.878.9891	3.406.4786			3.406.4786	3.406.4786					
H_2SO_4					2.450.6563	2.450.6563	2.401.6132	2.401.6132	49.0131	49.0131					
SO_3					129.4453										
H_2O					60.4461	60.4461	49.0131	49.0131	11.4330	11.4330	496.1488	713.6744	514.5350	199.1394	199.1394
$NaOH$											457.9855				
$C_{12}H_{18}C_{12}H_{14}SO_3Na$											3.636.3636			3.636.3636	
Na_2SO_4											71.0190			71.0190	
Total	2.715.6577	2.715.6577	3.347.0481	3.347.0481	6.062.7057	6.062.7057	2.450.6563	2.450.6563	3.612.0494	3.612.0494	954.1324	4.566.1818	525.7778	4.040.4040	4.040.4040

ALAT	KETERANGAN
T	Tangki Penyimpanan
P	Pompa
HE	Heater
R	Reaktor
D	Dekanter
CL	Cooler
N	Neutralizer
E	Evaporator

SIMBOL	KETERANGAN
	Flow Controller
	Level Controller
	Level Indicator
	Temperature Controller
	Nomor Atmos
	Salin. C
	Tekanan, atm
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping
	Steam
	Udara Tekan

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

(14521080)
(14521173)

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE SULFONATE DARI ALKYL BENZENE DAN OLEUM 20 %
DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 32000 TON/TAHUN

Dibuat oleh:
1. KURNI NUSRIKOR
2. FANI AMALIA PUTRI

Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Zaenul Salam, M.Si.

