

PRARANCANGAN PABRIK
LAURIL SULFAT DARI LAURIL ALKOHOL
DAN ASAM SULFAT KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Shahnaz Ajuni Sanudin

NIM 18521067

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRARANCANGAN PABRIK LAURIL SULFAT DARI LAURIL ALKOHOL DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Shahnaz Ajuni Sanudin

NIM : 18521067

Yogyakarta, 5 Mei 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik 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.

A handwritten signature in black ink is written over a rectangular yellow and red stamp. The stamp contains the text 'REKOR' at the top, 'MITRA' in the middle, and 'TEN' at the bottom. Below the stamp, the text '2B4AMX28898211' is visible.

Shahnaz Ajuni Sanudin

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK LAURIL SULFAT DARI
LAURIL ALKOHOL DAN ASAM SULFAT KAPASISTAS
80.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Shahnaz Ajuni Sanudin

No. Mahasiswa : 18521067

Yogyakarta, 5 Mei 2025

Pembimbing,



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

NIK. 995200445

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK LAURIL SULFAT DARI LAURIL ALKOHOL
DAN ASAM SULFAT KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Shahnaz Ajuni Sanudin
NIM : 18521067

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 10 Juni 2025

Tim Penguji,

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

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

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



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



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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kepada Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Shalawat serta salam selalu tercurah kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW beserta keluarga dan para pengikutnya sampai akhir zaman.

Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Lauril Sulfat dari Lauril Alkohol dan Asam Sulfat kapasitas 80.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai salah satu tugas yang harus ditempuh untuk menyelesaikan program Strata-1 di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Tersusunnya tugas akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan, dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Orang tua Almarhum Ayah Ir. Ahmad Sanudin dan Ibu Ferawati Winda Waridin, Amd. yang selalu menjadi alarm pengingat, pemicu semangat dan selalu memberikan motivasi untuk terus berusaha dan berproses.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU, ASEAN.Eng. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas

Islam Indonesia dan selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing, mendukung dengan sabar, memberikan semangat, dan masukan kepada penulis dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

5. Seluruh dosen Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah membimbing dan memberikan pengajaran selama kuliah, serta seluruh karyawan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang membantu proses perkuliahan hingga terselesainya Tugas Akhir ini.
6. Kakak Yasinta Amalia Sanudin, S.Stat. dan Adik Syafieq Maulana Khairsyah Sanudin yang selalu ada menemani dan membantu penulis dari awal hingga penulisan tugas akhir selesai.
7. Keluarga Sanudin-Mertosono dan Keluarga Waridin-Lenak yang membantu berdiskusi, memberikan doa, dan semangat selama menyelesaikan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam serangkaian penulisan tugas akhir ini masih terdapat banyak kekurangan dan kelemahan. Oleh karena itu, penulis akan menerima kritik dan saran yang bersifat membangun, demi perbaikan tugas akhir ini. Akhir kata, penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 5 Mei 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Tulisan ini saya persembahkan untuk orangtua tercinta Almarhum Bapak Ir. Ahmad Sanudin merupakan papa yang semasa hidupnya selalu memberikan dukungan, motivasi serta perhatian kepada penulis dalam menyelesaikan tugas dan tanggungjawab dan Ibu Ferawati Winda Waridin, Amd. merupakan mama hebat yang selalu memberikan dukungan dan semangat agar saya tidak mudah untuk menyerah dalam menghadapi setiap tantangan.

Untuk kakak tersayang Yasinta Amalia Sanudin, S.Stat yang selalu menjadi panutan, memberikan semangat, dan tak pernah lelah mengingatkan saya untuk tetap berjuang meski dalam keadaan sulit. Untuk adik-adik tersayang yaitu Syafieq Maulana Khairsyah Sanudin yang selalu menjadi teman diskusi dan penyemangat di saat hampir menyerah. Maulana Fauzan Albanjari Sanudin yang menjadi sumber semangat dan tawa yang membuat saya terhibur. Alya Fauziyyah Putri Sanudin yang selalu menjadi teman berbagi cerita, tawa, membawa ketenangan dan semangat.

Persembahan terakhir yaitu untuk saudara, sahabat, dan teman-teman yang selalu ada, membantu dan menemani penulis sejak awal masuk kuliah hingga menyelesaikan studi. Serta kepada orang-orang yang selalu perhatian dan menanyakan penyelesaian tugas akhir ini.

Shahnaz Ajuni Sanudin

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
Abstrak.....	xiv
Abstract.....	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3. Tinjauan Pustaka	7
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	13
1.4.1. Tinjauan Termodinamika	13
1.4.2. Tinjauan Kinetika.....	16
BAB II PERANCANGAN PRODUK	17
2.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pendukung, dan Produk	17
2.1.1. Lauril Sulfat	17
2.1.2. Lauril Alkohol.....	18
2.1.3. Asam Sulfat.....	18
2.2. Pengendalian Kualitas	20
2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.2.2. Pengendalian Kualitas Produk	20
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	22
3.1. Diagram Alir Proses dan Material.....	22
3.1.1. Diagram Alir Kualitatif	22
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif	23
3.2. Uraian Proses.....	23

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	23
3.2.2 Proses Reaksi	24
3.3. Spesifikasi Alat Proses	35
3.3.1 Reaktor	25
3.3.2 Decanter	27
3.3.3. Tangki Penyimpanan.....	28
3.3.4. Pompa	30
3.3.5. Evaporator	32
3.3.6. Heater (HE-01).....	34
3.3.7. Heater (HE-02).....	35
3.3.8. Cooler (CL-01).....	36
3.3.9. Cooler (CL-02).....	37
3.3.10. Condensor (CD-01).....	38
3.3.11. Condensor (CD-02).....	39
3.3.12. Condensor (CD-03).....	40
3.4. Neraca Massa	41
3.4.1 Neraca Massa Total.....	41
3.4.2 Neraca Massa Alat	41
3.5. Neraca Panas	44
3.5.1 Neraca Panas Total.....	44
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	48
4.1. Lokasi Pabrik.....	48
4.1.1. Faktor Primer	49
4.1.2. Faktor Sekunder	52
4.2. Tata Letak Pabrik	54
4.3. Tata Letak Alat Proses	60
4.4. Organisasi Perusahaan.....	63
4.4.1. Bentuk Perusahaan.....	63
4.4.2. Struktur Organisasi	64
4.4.3. Tugas dan Wewenang	66
4.4.4. Perincian Jumlah Karyawan	69
4.4.5. Penggolongan Gaji.....	70

4.4.6. Pengaturan Jam Kerja	72
4.4.7. Fasilitas dan Hak Karyawan	73
BAB V UTILITAS	74
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan air (<i>water treatment system</i>)	74
5.1.1. Unit Penyediaan Air.....	74
5.1.2. Kebutuhan Air.....	77
5.1.3. Unit Pengolahan Air	81
5.2. Unit Pembangkit Listrik	87
5.3. Unit Pembangkit Steam (<i>steam generator system</i>)	91
5.4. Unit Penyedia Udara Tekan	92
5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar	92
5.6. Unit Pengolahan Limbah.....	92
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	95
6.1. Penaksiran Peralatan.....	96
6.2. Perhitungan Biaya	97
6.3. Pendapatan Modal	98
6.4. Analisis Kelayakan.....	99
6.5. Hasil Perhitungan	101
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	107
7.1. Kesimpulan.....	107
7.2. Saran.....	109
DAFTAR PUSTAKA	110
Lampiran	113

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Lauril Sulfat	3
Tabel 1. 2 Data Ekpor Lauril Sulfat	4
Tabel 1. 3 Kapasitas Produksi Lauril Sulfat di Dunia.....	5
Tabel 1. 4 Perbandingan Pembuatan Lauril Sulfat.....	10
Tabel 1. 5 Harga ΔH_f° masing-masing komponen	13
Tabel 1. 6 Harga ΔG_f° masing-masing komponen	14
Tabel 2. 1 Spesifikasi bahan baku bahan pendukung, dan produk	17
Tabel 3. 1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku	28
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa 1-4.....	30
Tabel 3. 3 Spesifikasi Pompa 5-8.....	31
Tabel 3. 4 Spesifikasi Pompa 9-12.....	31
Tabel 3. 5 Spesifikasi Evaporator 1-3	32
Tabel 3. 6 Neraca Massa Total.....	41
Tabel 3. 7 Neraca Massa Reaktor 1.....	41
Tabel 3. 8 Neraca Massa Reaktor 2.....	42
Tabel 3. 9 Neraca Massa Dekanter.....	43
Tabel 3. 10 Neraca Massa Evaporator 1	43
Tabel 3. 11 Neraca Massa Evaporator 2	44
Tabel 3. 12 Neraca Massa Evaporator 3	44
Tabel 3. 13 Neraca Panas Total.....	45
Tabel 3. 14 Neraca Panas Reaktor 1	45
Tabel 3. 15 Neraca Panas Reaktor 2	45
Tabel 3. 16 Neraca Panas Dekanter.....	46
Tabel 3. 17 Neraca Panas Evaporator 1	46
Tabel 3. 18 Neraca Panas Evaporator 2	47
Tabel 3. 19 Neraca Panas Evaporator 3	57
Tabel 4. 1 Keterangan Tata Letak Pabrik.....	69
Tabel 4. 2 Jumlah Karyawan Tiap Bagian	70
Tabel 4. 3 Penggolongan Gaji Karyawan.....	78
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	79
Tabel 5. 2 Tabel Kebutuhan Air Pemanas.....	81
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Total	87
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	90
Tabel 5. 6 Rincian Kebutuhan Listrik	101
Tabel 6. 1 Physical Plant Cost (PPC).....	102
Tabel 6. 2 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	102
Tabel 6. 4 <i>Working Capital Investment</i> (WCI)	103
Tabel 6. 5 <i>Direct Manufacturing</i> (DMC).....	103
Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	103
Tabel 6. 7 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	104

Tabel 6. 8 <i>General Expenses</i> (GE).....	104
Tabel 6. 9 Analisa keuntungan	104
Tabel 6. 10 <i>Annual Fixed Cost</i> (FA)	105
Tabel 6. 11 <i>Regulated Cost</i> (Ra)	105
Tabel 6. 12 Annual Variable Cost (VA)	105
Tabel 6. 13 <i>Sales Cost</i> (SA)	105

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Impor Lauril Sulfat	3
Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Lauril Sulfat	5
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Lauril Sulfat	22
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Lauril Sulfat.....	23
Gambar 4. 1 Perancangan Lokasi.....	48
Gambar 4. 2 Lay Out Pabrik Lauril Sulfat	59
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	63
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi	65
Gambar 5. 1 Diagram Utilitas	94
Gambar 6. 1 Grafik Ekonomi	106

Abstrak

Lauril sulfat adalah salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku untuk produksi sabun, sampo, dan deterjen. Sebuah pabrik Lauril sulfat dengan kapasitas produksi 80.000 ton pertahun direncanakan akan dibangun di Cilegon, Banten pada akhir tahun 2025 dengan luas area 16.920 m² dan jumlah tenaga kerja sebanyak 175 karyawan. Pabrik ini akan beroperasi dengan menggunakan bahan baku utama berupa lauryl alcohol (7.835 kg/jam) dan asam sulfat (4.177 kg/jam). Proses reaksi berlangsung secara isothermal dalam tiga reaktor CSTR berurutan pada suhu 40 °C dan tekanan 1 atm, menghasilkan lauryl sulphate sebanyak 10.101,0101 kg/jam dengan kemurnian 98,5%. Berdasarkan analisis Return on Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak adalah 35,04% dan 28,04%, sedangkan Pay Out Time (POT) masing-masing adalah 2,22 dan 2,63 tahun. Selain itu, Break Even Point (BEP) dan shut down margin tercatat sebesar 13,62%. Dengan mempertimbangkan analisis ekonomi dan analisis lainnya, maka pabrik Lauril Sulfat dari Lauril Alkohol dan Asam Sulfat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Keywords: CSTR, lauril alkohol, lauril sulfat, asam sulfat, analisis ekonomi

Abstract

Lauryl sulfate is a chemical compound commonly used as a raw material in the production of soap, shampoo, and detergent. A lauryl sulfate manufacturing plant with a production capacity of 80,000 tons per year is planned to be established in Cilegon, Banten, by the end of 2025. The plant will occupy an area of 16,920 m² and employ approximately 175 workers. The main raw materials used in the production process are lauryl alcohol (7,835 kg/hour) and sulfuric acid (4,177 kg/hour). The reaction takes place isothermally in a series of three Continuous Stirred Tank Reactors (CSTRs) at a temperature of 40 °C and a pressure of 1 atm, producing lauryl sulfate at a rate of 10,101.0101 kg/hour with a purity of 98.5%. Based on the economic analysis, the Return on Investment (ROI) before and after tax is 35.04% and 28.04%, respectively, while the Pay Out Time (POT) is 2.22 years before tax and 2.63 years after tax. Additionally, the Break-Even Point (BEP) and shut down margin are both recorded at 13.62%. Considering the economic and technical analyses, the proposed lauryl sulfate plant from lauryl alcohol and sulfuric acid with a capacity of 80,000 tons per year is deemed feasible for establishment.

Keywords: CSTR, lauryl alcohol, lauryl sulphate, sulfuric acid, economic evaluation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar belakang

Di zaman modern ini berbagai sektor kehidupan terus mengalami pertumbuhan, termasuk sektor industri. Perkembangan industri khususnya di Indonesia juga mencakup industri kimia, karena hampir seluruh sektor industri memerlukan bahan kimia dalam proses produksinya. Industri kimia dapat dikatakan sebagai sektor pendukung utama bagi berbagai industri manufaktur, seperti industri tekstil, farmasi, minuman, makanan, elektronik, dan otomotif.

Perkembangan industri kimia memberikan dampak positif yang signifikan, antara lain peningkatan jumlah lapangan pekerjaan, pertumbuhan pendapatan masyarakat, serta penambahan devisa negara. Akan tetapi, perlu diakui bahwa industri kimia di Indonesia masih belum berkembang secara optimal, sebab hingga saat ini masih bergantung pada impor bahan kimia dari negara lain. Maka pentingnya upaya strategis untuk meningkatkan potensi industri kimia dalam negeri agar lebih mandiri dan berdaya saing.

Lauril sulfat dengan rumus kimia $C_{12}H_{26}O_4S$ merupakan salah satu jenis surfaktan anionik yang biasa ditemukan pada produk rumah tangga dan perawatan pribadi seperti shampoo, sabun, detergen, dan pasta gigi. Surfaktan yang paling banyak digunakan pada pasta gigi adalah lauril sulfat. Lauril sulfat sangat efektif dalam menghilangkan noda, membersihkan residu berminyak dan

menghasilkan busa pada produk. Penggunaan lauril sulfat aman untuk konsumen dan lebih ramah lingkungan.

Pertumbuhan kebutuhan lauril sulfat di dunia diproyeksikan meningkat sekitar 5% selama tahun 2019-2029 didorong oleh perkembangan industri kosmetik, pembersih, dan detergen rumah tangga sebagai faktor utama yang mendorong permintaan global akan lauril sulfat. Perkembangan industri FMCG (*Fast Moving Consumer Goods*) diperkirakan akan mendorong pertumbuhan pasar lauril sulfat global. Sedangkan kebutuhan lauril sulfat di Indonesia masih terbilang sangat banyak, sehingga diperlukan inovasi produksi lauril sulfat untuk memenuhi kebutuhan tersebut.

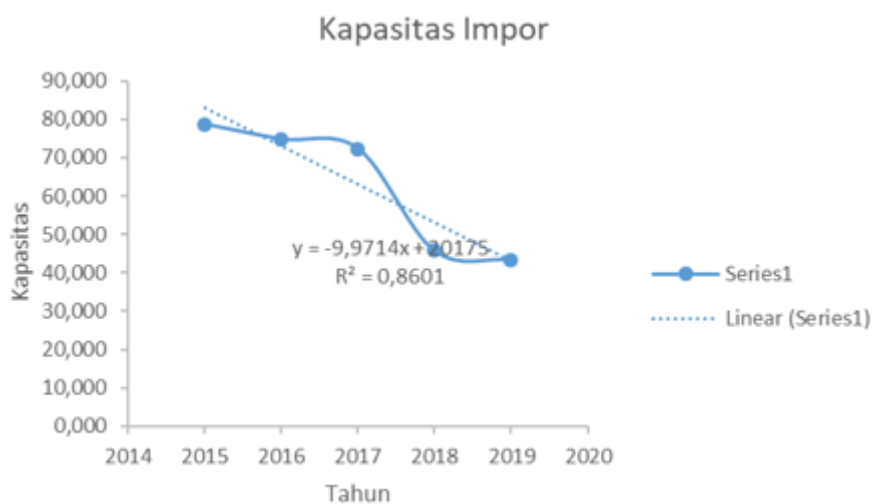
Banyaknya kebutuhan lauril sulfat dan kebutuhan ekspor di Indonesia, mengharuskan Indonesia untuk meningkatkan kualitas dan produksi lauril sulfat. Indonesia diharapkan dapat menjadi pendorong pertumbuhan masa depan lauril sulfat. Sehingga pendirian pabrik ini diharapkan dapat menjamin ketersediaan lauril sulfat dalam negeri dan memenuhi kebutuhan ekspor luar negeri. Dengan adanya pendirian pabrik lauril sulfat dapat memenuhi kebutuhan lauril sulfat di Indonesia dan memenuhi kebutuhan ekspor.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik dapat ditentukan dengan prinsip *supply* dan *demand*, dengan mempertimbangkan data ekspor, impor, konsumsi, dan produksi lauril sulfat.

Tabel 1. 1 Data Impor Lauril Sulfat

Tahun	Kapasitas (kg)	Kapasitas (ton)
2015	78,693	65,433
2016	74,836	62,266
2017	74,333	60,145
2018	45,747	38,039
2019	43,380	36,071



Gambar 1. 1 Grafik Impor Lauril Sulfat

Untuk Menghitung kebutuhan impor lauril sulfat di Indonesia pada beberapa tahun yang akan datang, maka dapat digunakan persamaan garis lurus pada persamaan (1).

$$Y = ax+b \quad (1)$$

Keterangan:

y = kebutuhan impor Lauril Sulfat di Indonesia x

= tahun ke-x

a = gradient

b = intercept

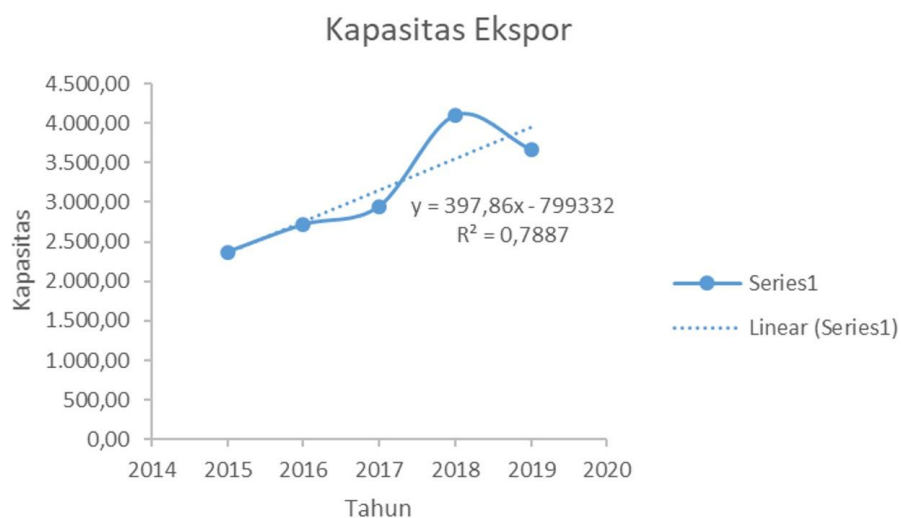
Dengan menggunakan persamaan tersebut, maka dapat diketahui kebutuhan impor Lauril Sulfat di Indonesia pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned} Y &= (9,9714 \times 2025) + 20175 \\ &= 40.367 \text{ ton} \end{aligned}$$

Selain melihat kebutuhan impor Lauril Sulfat di Indonesia pada beberapa tahun mendatang, perlu diperhatikan kebutuhan ekspor Lauril Sulfat di luar Indonesia. Data ekspor lauril sulfat dapat dilihat pada gambar 1.2.

Tabel 1. 2 Data Ekspor Lauril Sulfat

Tahun	Kapasitas(kg)	Kapasitas(ton)
2015	2.365,890	1,967,237
2016	2.712,856	2,255.740
2017	2.944,774	2,448.580
2018	4.096,265	3,406.044
2019	3.663,497	3,046.197



Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Lauril Sulfat

Dengan melihat kebutuhan Lauril Sulfat pada tahun 2025 dari nilai impor didapatkan kapasitas pabrik sebesar 80.000 ton/tahun dengan pertimbangan dan produksi Lauril Sulfat di dalam dan luar negeri, sebagaimana terdapat pada Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Kapasitas Produksi Lauril Sulfat di Dunia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Filma Utama Soap	Indonesia	10.000
PT. Kao Indonesia Chemicals	Indonesia	46.000
PT. Lion Wings	Indonesia	28.000
PT. Unilever	Indonesia	226.600
PT. PZ Cussons	Indonesia	100.000
PT. Musim Mas	Indonesia	135.000

PT. Oleochem & Soap Ind	Indonesia	72.000
Tianjin Hunstman Chemical Enterprise	China	140.000
Suvidhi Chemicals Pvt. Ltd.	India	35.000
Solvay S.A	Belgia	130.000
BASF SE	Jerman	148.500

Penentuan kapasitas pabrik didasarkan pada analisis metode suplai dan permintaan (*supply and demand*), suplai meliputi produksi dalam negeri dan impor, sedangkan permintaan mencakup konsumsi domestik dan ekspor. Kebutuhan Lauril Sulfat sebagai bahan pendukung industri diperkirakan terus bertambah seiring dengan bertambahnya jumlah industri yang beroperasi.

Pendirian pabrik lauril sulfat di Indonesia dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor, mendorong kemandirian dan inovasi industri kimia, meningkatkan volume ekspor dan devisa negara, serta menyediakan bahan baku utama untuk deterjen, produk pembersih, kosmetik, farmasi, cat, dan produk sanitasi pangan. Selain itu, pendirian pabrik ini berpotensi menciptakan lapangan kerja baru dan meningkatkan perekonomian masyarakat sekitar. Dengan kebutuhan lauril sulfat dalam negeri yang belum sepenuhnya terpenuhi, pendirian pabrik ini merupakan investasi yang berpotensi menguntungkan di masa depan.

1.3. Tinjauan Pustaka

Lauril sulfat adalah surfaktan anionik yang biasa digunakan sebagai bahan pembersih, pengemulsi pada produk pembersih rumah tangga (detergen cucian, pembersih semprot, dan deterjen pencuci piring) (Cara, et al. 2015).

Surfaktan merupakan bahan baku dalam produk personal care seperti sabun, detergen dan larutan pembersih karena memiliki sifat amfifilik. Sifat ini membuat surfaktan dapat mengikat air (hidrofilik). Surfaktan anionik banyak digunakan dalam kosmetika dan produk perawatan diri, karena jenis surfaktan ini dapat menghilangkan kotoran dan minyak, menghasilkan busa melimpah dan harga relative murah (Rossa putri, 2022).

Lauril sulfat atau dodesil sulfat dengan rumus molekul $C_{12}H_{26}O_4S$, surfaktan kemanjuran, biaya rendah, kelimpahan dan kesederhanaan dapat digunakan dalam berbagai produk kosmetik, dermatologis dan konsumen. (Muhammad, 2019). Konsentrasi lauryl sulfate ditemukan dalam produk konsumen bervariasi menurut produk dan produsen. Tetapi biasanya berkisaran antara 0,01% hingga 50% dalam produk kosmetik, dan 1% hingga 30% dalam produk pembersih. Lauryl sulfate dapat berupa sintesis atau berasal dari alam. (Caca et al, 2015)

Secara umum fungsi dan kegunaan lauryl sulfate dalam industri adalah:

1. Semua sabun dan produk pembersih merupakan campuran air dan minyak. Namun, keduanya tidak dapat bercampur dengan sendirinya. Sebaliknya

surfaktan menyatukan keduanya. Daya pembersih sabun berasal dari molekul minyak dan air yang terikat bergesekan dengan kotoran dan lemak. Itulah sebabnya kenapa produk mengandung surfaktan produk-produk tersebut memadukan bahan-bahan yang membuat pembersih terjadi.

2. Lauril sulfat merupakan agem pembuat busa. Banyak produk ini menggunakan sodium lauryl sulfate untuk menghasilkan busa selama proses pembersihan.
3. Kemampuan lauril sulfat untuk memecah minyak dan lemak sangat cocok untuk produk industri, dapat ditemukan dalam produk pembersih rumah tangga, serta pembersih mesin dan sabun berkekuatan industri. (Chasani, 2022)

Lauryl sulfate merupakan senyawa hidrokarbon yang memiliki OSO_3H (gugus sulfate) dan termasuk dalam senyawa sulfate. Proses pembentukannya disebut sebagai reaksi sulfatase. Reaksi sulfatase adalah reaksi pemasukan gugus $-\text{OSO}_3\text{H}$ ke dalam senyawa. (Groggins, 1958). Penggunaan hasil-hasil proses sulfatase antara lain:

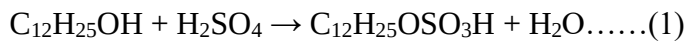
- a) Sebagai bahan setengah jadi atau perantara untuk proses lebih lanjut.
- b) Sebagai zat yang berfungsi menyeimbangkan kebasaaan serat pewarnaan.
- c) Sebagai katalisator dalam reaksi-reaksi bahan organik.

Bahan yang digunakan pada proses pensulfonasian dan pensulfatasian meliputi SO_3 dan berbagai senyawa turunan SO_3 , seperti SO_3 itu sendiri, oleum, H_2SO_4 pekat, asam klorosulfonat (ClSO_3H), SO_3 yang berikatan pada senyawa organik,

serta asam sulfamate. Sebagian besar, terdapat beberapa metode untuk menjadikan senyawa sulfat, di antaranya:

1. Esterifikasi Lauril Alkohol dengan Asam Sulfat

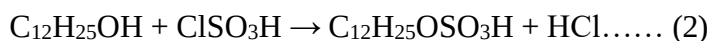
Reaksi:



Metode ini adalah pendekatan pertama dalam proses pensulfatasian. Reaksi ini berlangsung pada suhu 24 - 40°C, dengan konversi 93%-98%. Proses ini berlangsung dalam fase cair, dengan hasil berupa air (H₂O) yang mudah dipisahkan. Bahan baku yang digunakan dalam metode ini tersedia di dalam negeri dan berbiaya ekonomis (Whitman, 1968).

2. Reaksi dengan Agen Sulfonasi Asam Klorosulfonat

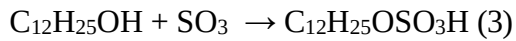
Reaksi :



Reaksi ini berlangsung pada suhu 30°C dalam fase cair dan biasanya dilakukan secara batch. Proses ini menghasilkan produk dengan menampilkan yang baik dan tingkat konversi hingga 98%. Namun, hasil disamping berupa HCl harus diabsorpsi menggunakan air atau larutan NaOH. Karena reaksi ini bersifat eksotermis, suhu reaksi perlu dijaga serendah mungkin. Pemisah HCl yang tidak sempurna dapat mengganggu kualitas produk akhir.

3. Reaksi Langsung dengan Agen Pensulfonat Sulfur Trioksida dan Gas Inert

Reaksi:



Reaksi ini berlangsung pada suhu sekitar 40°C dan menghasilkan produk utama tanpa hasil samping. Proses ini memiliki tingkat konversi yang relative tinggi, waktu reaksi yang sangat singkat, dan bersifat sangat eksotermis. Karena viskositasnya tinggi, produk yang keluar dari reactor langsung dipindahkan menggunakan gas inert untuk mencegah reaksi lanjutan yang tidak diinginkan (Groggins, 1958).

Dari ketiga jenis proses pembuatan yang telah dijelaskan diatas, dapat dilihat perbandingan ketiga proses tersebut pada Tabel 1.4

Tabel 1. 4 Perbandingan Pembuatan Lauril Sulfat

NO.	Parameter	Proses Pembuatan Lauril Sulfat		
1.	Proses	Esterifikasi Alkohol dengan Asam Sulfat.	Sulfonating Agent Asam Klorosulfonik	Agen peng sulfonat yaitu sulfur trioksida dan inert gas.
1.	Kondisi Operasi	T= 25-40°C, Konversi 93-98%	T= 30°C, Konversi 98%	T=40°C, Konversi 99%

3.	Bahan Baku	Bahan baku relative mudah didapat dan murah	Bahan baku dan katalis sulit untuk diperoleh.	Bahan baku gas alam terbatas.
4.	Produk	Produk yang dihasilkan memiliki kenampakan yang baik.	Produk yang dihasilkan menghadapi kesulitan karena terbentuk hasil samping berupa HCL.	Produk yang dihasilkan memiliki kenampakan yang kurang baik.
5.	Tingkat korosif	Korosif	Korosif	Korosif

Dari ketiga jenis proses yang telah dijelaskan sebelumnya, dipilih metode pembuatan Lauryl Sulfat melalui esterifikasi alcohol dengan asam sulfat. Pemilihan metode ini didasarkan pada beberapa pertimbangan berikut:

- a. Bahan baku untuk pembuatan lauril sulfat mudah diperoleh dengan harga yang terjangkau.

- b. Lauril sulfat yang dihasilkan memiliki tingkat kemurnian yang tinggi.
- c. Produk lauril sulfat memiliki tampilan yang baik dan memenuhi standar kualitas.
- d. Proses ini menghasilkan limbah minimal, sehingga lebih ramah lingkungan.
- e. Proses serta peralatan yang digunakan lebih sederhana, sehingga pengendalian dan pemeliharaannya lebih mudah serta efisien.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis atau eksotermis) dan arah reaksi (*reversible* atau *irreversible*). Sifat dan arah reaksi dapat ditinjau dari H reaksi (298 K).



Harga ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada tabel sebagai berikut :

Tabel 1. 5 Harga ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔH_f° (kJ/mol)
Lauril Alkohol ($C_{12}H_{25}OH$)	-442,83
Asam Sulfat (H_2SO_4)	-843,99 kJ/mol
Lauril Sulfat ($C_{12}H_{25}OSO_3H$)	-671,03 kJ/mol
Air (H_2O)	-241,8 kJ/mol

Entalpi keseluruhan :

$$\Delta^\circ H \text{ reaksi} = \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H = ((-671,03) + (-241,8)) \text{ kJ/mol} - ((-442,83) + (-843,99)) \text{ kJ/mol}$$

$$= -373,99 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan data entalpi, harga entalpi bernilai negatif (-), maka yang terjadi adalah reaksi eksotermis. Sedangkan untuk mengetahui reaksi dapat dikatakan *reversible* atau *irreversible* ditentukan dari mengetahui energi bebas Gibbs. Berikut merupakan tabel harga energi Gibbs pada masing-masing komponen:

Tabel 1. 6 Harga ΔG_f° masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔG_f° (kJ/mol)
Lauril Alkohol ($C_{12}H_{25}OH$)	-87,1
Asam Sulfat (H_2SO_4)	-744,5
Lauril Sulfat ($C_{12}H_{25}OSO_3H$)	0
Air (H_2O)	-228,60

$$\Delta G^\circ \text{ reaksi} = \sum \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ = (0 + (-228,58)) \text{ kJ/mol} - ((-87,07) + (-744,53)) \text{ kJ/mol}$$

$$= 603.02$$

$$\ln K = \frac{\Delta G^\circ}{-RT}$$

$$\ln K = \frac{603.02}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K = 243,383$$

$$K = 5,01 \times 10^{105}$$

Untuk harga tetapan keseimbangan pada $T = 313 \text{ K}$

$$\ln \left[\frac{K_2}{K_1} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{313}}{K_{298}} \right] = \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \right] \left[\frac{1}{313K} - \frac{1}{298K} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{313}}{K_{298}} \right] = \left[\frac{-(-373,99 \text{ kJ/mol})}{0,008314 \text{ kJ/molK}} \right] \left[\frac{1}{313K} - \frac{1}{298K} \right]$$

$$\ln \left[\frac{K_{313}}{K_{298}} \right] = -7,234$$

$$\left[\frac{K_{313}}{K_{298}} \right] = 7,234 \times 10^{-4}$$

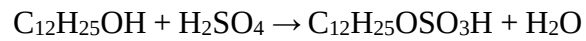
$$K_{313} = (7,234 \times 10^{-4}) \times (5,01 \times 10^{105})$$

$$K_{313} = 3.615 \times 10^{102}$$

Berdasarkan perhitungan didapatkan harga K sangat besar, maka reaksi yang terjadi adalah reaksi *irreversible* atau searah.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Reaksi yang terjadi pada pembuatan Lauril Sulfat :



Persamaan kecepatan reaksi:

$$\frac{d[\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{OSO}_3\text{H}]}{dt} = k [\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{OH}] [\text{H}_2\text{SO}_4]$$

$$-r_a = k \times C_a \times C_b$$

Dengan:

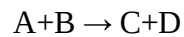
$-r_a$ = kecepatan reaksi ($\text{kmol}/\text{m}^3 \cdot \text{jam}$)

K = konstanta kecepatan reaksi ($\text{m}^2/\text{kmol} \cdot \text{jam}$)

C_a = konsentrasi $\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{OH}$ (kmol/m^3)

C_b = konsentrasi H_2SO_4 (kmol/m^3)

Reaksi merupakan reaksi orde 2:



$$-r_a = k \times C_a \times C_b$$

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pendukung, dan Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi bahan baku bahan pendukung, dan produk

Sifat Fisis	Produk	Bahan Baku dan Pendukung	
	Lauril Sulfat	Lauril Alkohol	Asam Sulfat
Rumus Molekul	$C_{12}H_{26}O_4S$	$C_{12}H_{25}OH$	H_2SO_4
Berat Molekul, g/mol	266,40	186,33	98
Fasa	Cair	Cair	Cair
Viskositas (20°C)	0,16	16,3	23,5
Melting Point, °C	25-27	23,9	10,5
Boiling Point, °C	206	259-262	337
Densitas, kg/m^3 (20°C)	800,9	833	1.833
Kemurnian, % berat	98,5	98	98
Kapasitas Panas, joule/mol.K	360	493	139,9
Kelarutan dalam air	11,3 mg/L	0,004 g/l pada 25°C	Mudah larut dalam air

2.1.1. Lauril Sulfat

Lauril sulfat yang juga disebut sebagai dodesil sulfat, adalah bahan pembersih yang efektif dalam menghapus kotoran dan minyak dengan cara mengurangi tegangan permukaan air. Dalam konsentrasi tinggi, senyawa ini digunakan dalam produk-produk industri seperti pembersih lantai dan mesin, sementara dalam konsentrasi yang lebih rendah, lauril sulfat ditemukan pada produk-produk rumah tangga seperti sabun tangan, sampo, pasta gigi, dan bubble bath. Pembuatan lauril sulfat melibatkan penggunaan lauril alkohol dan asam

sulfat, dengan lauril alkohol umumnya berasal dari minyak kelapa sawit yang diolah melalui hidrolisis.

2.1.2. Lauril Alkohol

Lauril alkohol adalah lemak jenuh dengan 12 atom karbon yang pada awalnya diproduksi secara komersial melalui reduksi etil laurat dari minyak kelapa menggunakan natrium dan alkohol murni. Kini produksinya dilakukan melalui hidrogenasi katalitik asam lemak atau esternya dari minyak kelapa di bawah tekanan tinggi. Lauril alkohol tidak larut dalam air, memiliki aroma bunga, dan digunakan dalam berbagai produk seperti deterjen, pelumas, dan obat-obatan. Termasuk dalam golongan dodekanol, yaitu alkohol lemak primer yang merupakan turunan dodekana dengan satu gugus hidroksil menggantikan gugus metil. Lauril alkohol banyak dimanfaatkan dalam industri kosmetik, feromon, penarik serangga, petisida, serta produk metabolisme tanaman. Bentuknya cairan kental, tidak berwarna, dengan aroma manis, dan titik bekunya 75°F. (USCG, 1999).

2.1.3. Asam Sulfat

Asam sulfat (H_2SO_4) merupakan asam mineral yang sangat kuat dan larut dalam air dalam perbandingan berapapun. Asam ini banyak digunakan dalam berbagai industri, seperti dalam pengolahan bijih mineral, sintesis bahan kimia, pengolahan limbah, dan penyulingan minyak. Asam sulfat murni tidak ditemukan secara alami di bumi karena sifatnya yang higroskopis, akan tetapi asam sulfat merupakan komponen utama hujan asam, yang terbentuk akibat oksidasi sulfur

dioksida di atmosfer dengan keberadaan air. Produksi asam sulfat dilakukan melalui proses kontak yang melibatkan belerang, oksigen, dan air. Asam sulfat tidak berwarna, sangat korosif, dan dapat menyebabkan luka bakar pada kulit jika bersentuhan langsung. Risiko bahaya asam ini semakin besar dengan meningkatnya konsentrasi asam sulfat.

2.2. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah kegiatan yang dilakukan untuk menjamin produksi yang dihasilkan memenuhi standar yang diharapkan, serta untuk memperbaiki setiap penyimpangan yang terjadi agar tujuan yang diinginkan tercapai. Dalam pabrik lauril sulfat, pengendalian kualitas mencakup pengendalian pada proses, produk, dan bahan baku.

2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku adalah proses pengawasan terhadap jumlah bahan baku yang tersedia agar sesuai dengan kebutuhan produksi. Hal ini dilakukan untuk meminimalkan kekurangan atau kelebihan bahan baku serta menjaga kestabilan kualitas bahan baku dalam proses produksi. Proses ini mencakup sumber bahan baku, pemeriksaan, dan penyimpanan bahan baku. Untuk menghindari cacat produksi, diperlukan bahan baku yang berkualitas guna meningkatkan mutu produksi. Kekuatan kualitas bahan baku memiliki dampak yang besar terhadap hasil produksi. Ketersediaan bahan baku yang tepat sangat penting dalam proses produksi. Bahan baku yang berkualitas diuji dan dikontrol untuk memastikan bahwa bahan baku yang digunakan memenuhi standar. Dengan penggunaan bahan baku yang berkualitas, frekuensi kesalahan produksi dapat berkurang, sehingga meningkatkan efisiensi produksi.

2.2.2. Pengendalian Kualitas Produk

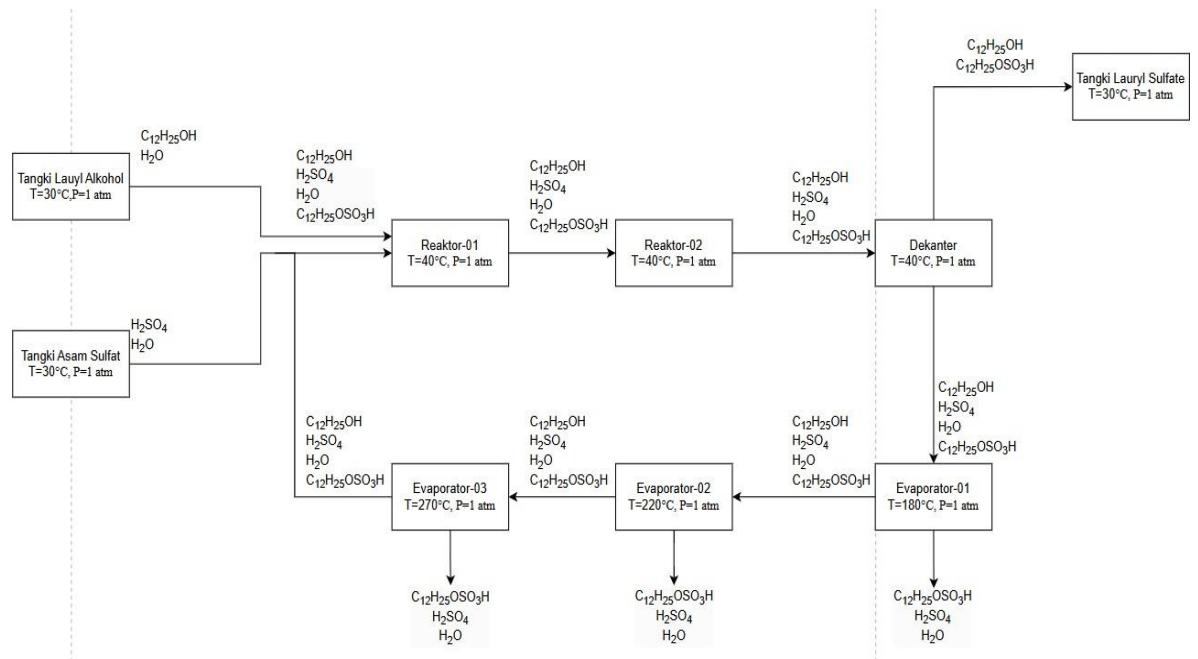
Pengendalian kualitas produk merupakan proses untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang telah ditentukan. Proses

ini mencakup pengawasan di setiap tahap produksi, mulai dari pemilihan bahan baku, proses pembuatan, hingga pemeriksaan produk akhir. Tujuan utama pengendalian kualitas produk adalah untuk mencegah terjadinya kerusakan, menjaga konsistensi kualitas, dan meningkatkan kepuasan pelanggan. Pengendalian kualitas produk dapat dicapai melalui pengawasan terhadap bahan baku sebelum diproses. Proses produksi yang mengikuti prosedur yang benar dan menggunakan bahan baku yang berkualitas akan mengurangi kemungkinan terjadinya kesalahan produksi. Pengendalian kualitas produk merupakan proses yang sangat penting untuk menjaga kualitas produk

BAB III PERANCANGAN PROSES

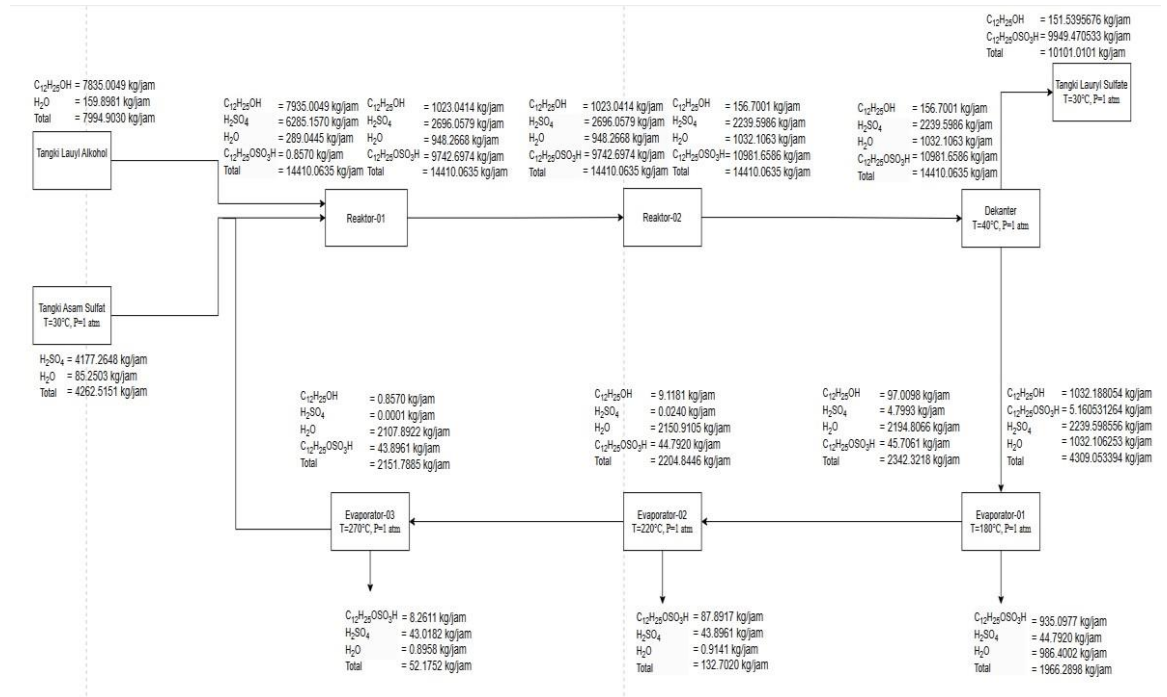
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Lauril Sulfat

3.1.2. Diagram Alir Kuantitatis



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Lauril Sulfat

3.2. Uraian Proses

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Produksi lauril sulfat ($C_{12}H_{25}OSO_3H$) menggunakan bahan baku utama lauril alkohol dan asam sulfat. Lauril alkohol ($C_{12}H_{25}OH$) yang memiliki kemurnian 98,5% disimpan dalam fase cair dalam tangki (T-01), pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm. Sebelum masuk ke reaktor (R-01), lauril alkohol dialirkan menuju pompa (P-01) menuju pemanas (HE-01) untuk dinaikkan suhunya hingga $40^{\circ}C$ agar sesuai dengan suhu operasi. Kemudian dicampurkan dengan lauril alkohol yang berasal dari evaporator (EV-03). Campuran ini diumpunkan ke reaktor (R-01). Bahan baku kedua yaitu asam sulfat (H_4SO_4) dalam fase cair yang disimpan dalam tangki (T-02), dan dicampurkan dengan asam sulfat tambahan dari evaporator (EV-03), yang

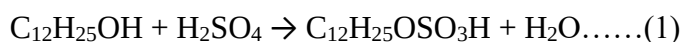
memiliki suhu 270°C. Kemudian campuran dialirkan melalui pompa (P-02) menuju cooler (CL-02) untuk didinginkan hingga mencapai suhu yang sesuai kondisi operasi reaktor, sebelum akhirnya diumpankan ke dalam reaktor (R-01) untuk bereaksi dengan lauril alkohol.

3.2.2 Proses Reaksi

Proses reaksi berlangsung di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), setelah bahan baku dimasukan ke dalam reaktor R-01. Reaktor terdiri dari dua unit reaktor dengan volume yang sama dan disusun

Kedua bahan baku tersebut dimasukkan ke dalam reaktor (R-01). Jenis reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), dengan jumlah reaktor sebanyak dua unit yang disusun secara seri dan memiliki volume yang sama. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis dan irreversible (searah), sehingga untuk menjaga suhu reaksi digunakan jaket pendingin. Tingkat konversi terhadap Lauril Alkohol ($C_{12}H_{25}OH$) mencapai 98%.

Proses reaksi berlangsung pada suhu operasi 40°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Hasil keluaran dari reaktor kedua (R-02) berupa campuran Lauril Alkohol, Asam sulfate, Lauril sulfat, dan Air. Campuran ini kemudian dialirkan melalui pompa (P-04) menuju dekanter untuk memisahkan Lauryl Sulfate dari komponen lainnya (yaitu Lauril Alkohol, Asam sulfat, dan Air). Hasil fase berat yang diperoleh dari decanter mengandung Lauril Sulfat, sedikit lauryl Alkohol, Asam

Sulfat, dan Air, dengan kandungan H_2SO_4 sebesar 68%. Fase ini akan diarahkan ke evaporator (EV-01, EV-02, EV-03) untuk dikonsentrasikan kembali hingga mencapai kemurnian 98%, sehingga dapat diggunakan kembali dan di-recycle ke reactor.

Sementara itu, hasil fase ringan dari dekanter mengandung Lauryl Alkohol (1,5%) dan Lauryl Sulfate (98,5%) yang kemudian ditampung di tangki (T-03) untuk dipasarkan.

3.3. Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Reaktor

Spesifikasi umum

Kode	: R-01, R-02
Fungsi	: Tempat mereaksikan Lauril Alkohol dan Asam sulfat menjadi Lauril Sulfat
Jenis/Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	2
Harga, Rp	: Rp. 4.034.067.251

Kondisi Operasi

Suhu	: 40°C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 3,18 m
Tinggi total, m	: 5,9
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical Flanged & Dished Head</i>

Spesifikasi Khusus

Tipe pengaduk	: <i>Flat Blade Turbine Impellers</i>
Diameter pengaduk	: 1,06 m
Tenaga pengadukan, hp	: 60
Jumlah <i>baffle</i>	: 4
Lebar <i>baffle</i>	: 0,2 m
Jenis jaket	: Pendingin
Diameter jaket	: 3,2 m

3.3.2 Decanter

Nama dan Kode	: Decanter / Dec-01
Fungsi	: Untuk memisahkan Lauril Sulfat dan Lauril Alkohol dari air dan Asam Sulfat
Jenis	: Silinder Horizontal
Material	: <i>Stainless steel SA 283 Grade C</i>
Suhu	: 40°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah	: 1
Volume	: 0,9 m ³

Shell

Diameter	: 0,74 m
Tebal	: 0,18 in

Head

Tebal	: 0,18 in
Harga	: Rp. 114.767.852

3.3.3. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi Alat	Menyimpan bahan baku Lauril Alkohol untuk proses produksi	Menyimpan bahan baku Asam Sulfat (H_2SO_4) dengan kemurnian 98% untuk proses produksi	Menyimpan produk akhir Lauril Sulfat
Lama Penyimpanan	1 minggu	1 minggu	1 minggu
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1
Jenis tangki	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical head</i>
Kondisi Operasi	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm
	Bahan Konstruksi : <i>Stainles Steel</i> 316 AISI	Bahan Konstruksi : <i>Stainles Steel</i> 316 AISI	Bahan Konstruksi : <i>Stainles Steel</i> 316 AISI

Spesifikasi	Volume tangki (m ³) : 1902,2 Diameter (m) : 18,3 Tinggi (m) : 7,3 Jumlah <i>course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> (in) : 0,18	Volume tangki (m ³) : 473,6 Diameter (m) : 12,19 Tinggi (m) : 5,48 Jumlah <i>course</i> : 3 Tebal <i>shell</i> (in) : 0,18	Volume tangki (m ³) : 2470,7 Diameter (m) : 21,3 Tinggi (m) : 9,14 Jumlah <i>course</i> : 5 Tebal <i>shell</i> (in) : 0,18
Head & Bottom	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal Head (in) : 0,5 (<i>flat bottom</i>)	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal Head (in) : 0,5 (<i>flat bottom</i>)	(<i>Torispherical Head</i>) Tebal Head (in) : 0,5 (<i>flat bottom</i>)
Harga (Rupiah)	Rp. 5.464.986.334	Rp. 2.215.096.315	Rp. 6.897.928.013

3.3.4. Pompa

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa 1-4

Nama	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Memompa bahan baku Lauril Alkohol dari Tangki 1	Memompa bahan baku Asam Sulfat dari Tangki 2	Memompa produk dari Reaktor 1 menuju Reaktor 2	Memompa produk dari Reaktor 2 menuju Decanter 1
Jenis	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>
Kapasitas	50,8 gpm	12,5 gpm	81,1 gpm	85,3 gpm
Dimensi Pipa	IPS (in) : 3/4 Sch Number : 40	IPS (in) : 1/2 Sch Number : 40	IPS (in) : 1 Sch Number : 40	IPS (in) : 1 Sch Number : 40
Tenaga Pompa (HP)	7 ^{1/2}	5	10	10
Daya Motor (HP)	10	7,5	15	15
Jumlah	2	2	2	2
Harga	Rp. 14.141.315	Rp. 8.090.383	Rp. 18.186.506	Rp. 18.186.506

Tabel 3. 3 Spesifikasi Pompa 5-8

Nama	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08
Kode	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Memompa produk dari Decanter 1 menuju Evaporator 1	Memompa produk dari Evaporator 1 menuju Evaporator 2	Memompa produk dari Evaporator 2 menuju Evaporator 3	Memompa produk dari Decanter 1 menuju Tangki 3
Jenis	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>
Kapasitas	13,1 gpm	7,2 gpm	7 gpm	64,1 gpm
Dimensi Pipa	IPS (in) : 1/2 Sch Number : 40	IPS (in) : 3/8 Sch Number : 40	IPS (in) : 3/8 Sch Number : 40	IPS (in) : ¾ Sch Number : 40
Tenaga Pompa (HP)	5	5	5	20
Daya Motor (HP)	7 ½	7 ½	7 ½	25
Jumlah	2	2	2	2
Harga	Rp. 8.090.383	Rp. 4.045.191	Rp. 4.045.191	Rp. 18.186.506

Tabel 3. 4 Spesifikasi Pompa 9-12

Nama	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11	Pompa-12
Kode	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Memompa produk dari Evaporator 3	Memompa produk dari	Memompa produk dari	Memompa produk dari

	menuju Reaktor 1	Condenser 1 menuju UPL	Condenser 2 menuju UPL	Condenser 3 menuju UPL
Jenis	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>
Kapasitas	6,9 gpm	5,6 gpm	0,14 gpm	0,136 gpm
Dimensi Pipa	IPS (in) : 3/8 Sch Number : 40	IPS (in) : 1/4 Sch Number : 40	IPS (in) : 3/8 Sch Number : 40	IPS (in) : 3/4 Sch Number : 40
Tenaga Pompa (HP)	5	1/2	1/8	1/8
Daya Motor (HP)	7 1/2	3/4	1/6	1/6
Jumlah	2	2	2	2
Harga	Rp. 4.045.191	Rp. 4.045.191	Rp. 2.022.595	Rp. 2.022.595

3.3.5. Evaporator

Tabel 3. 5 Spesifikasi Evaporator 1-3

Spesifikasi Alat	Evaporator 1	Evaporator 2	Evaporator 3
Fungsi	Untuk proses pemekatan larutan dengan menguapkan sebagian pelarut yang mudah menguap (air), sehingga konsentrasi zat terlarut yang sulit menguap seperti (H ₂ SO ₄) menjadi lebih tinggi.		
Jenis	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>		
Kode	EV-01	EV-02	EV-03

Kondisi	T = 180°C P = 1 atm	T = 220°C P = 1 atm	T = 270°C P = 1 atm
Bahan	Stainless steel		
Jumlah	1	1	1
Volume	9,7 m ³	9,1 m ³	8,9 m ³
Dimensi Shell	Diameter = 12 in Baffle spacing = 48 in Jumlah baffle = 4	Diameter = 12 in Baffle spacing = 48 in Jumlah baffle = 4	Diameter = 12 in Baffle spacing = 48 in Jumlah baffle = 4
Dimensi Tube	BWG = 14 NPS = 1 in Jumlah tube = 86 Panjang = 16 ft Pitch = 1 Passes = 4	BWG = 14 NPS = 1 in Jumlah tube = 86 Panjang = 16 ft Pitch = 1 Passes = 4	BWG = 14 NPS = 1 in Jumlah tube = 86 Panjang = 16 ft Pitch = 1 Passes = 4
Isolator	Bahan = asbestos Tebal Isolasi: = 11 cm = 0,11 m	Bahan = asbestos Tebal Isolasi: = 14,2 cm = 0,142 m	Bahan = asbestos Tebal Isolasi: = 18 cm = 0,18 m
Harga	Rp. 1.599.404.436	Rp. 1.583.195.796	Rp. 1.564.977.960

3.3.6. Heater (HE-01)

Fungsi	: untuk memanaskan umpan Lauril Alkohol sebelum diumpankan ke Reaktor 1 dari suhu 30°C sampai suhu 40°C		
Kode	: HE-01		
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		
Panjang pipa	: 12 ft		
Jumlah hairpin	7		
Spesifikasi pipa dalam	: Diameter luar	= 1,7 in	
	: Diameter dalam	= 1,4 in	
	: Pressure drop	= 1,8 psi	
Spesifikasi pipa luar	: Diameter luar	= 2,4 in	
	: Diameter dalam	= 2,1 in	
	: Pressure drop	= 0,003 psi	
Luas transfer panas	: 34,59 ft ²		
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 97,9 Btu/jam ft ² °F		
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 20 Btu/jam ft ² °F		
Faktor kotor total (Rd)	: 0,04 hr fr ² °F/Btu		
Harga	: Rp. 28.348.236		

3.3.7. Heater (HE-02)

Fungsi	: Untuk memanaskan umpan Asam Sulfate sebelum diumpankan ke Reaktor 1 dari suhu 30°C sampai 40°C		
Kode	: HE-02		
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		
Panjang pipa	: 12 ft		
Jumlah hairpin	2		
Spesifikasi pipa dalam	: Diameter luar	= 1,7 in	
	: Diameter dalam	= 1,4 in	
	: Pressure drop	= 0,3 psi	
Spesifikasi pipa luar	: Diameter luar	= 2,4 in	
	: Diameter dalam	= 2,1 in	
	: Pressure drop	= 0,0004 psi	
Luas transfer panas	: 10,19 ft ²		
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 21,7 Btu/jam ft ² °F		
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 20 Btu/jam ft ² °F		
Faktor kotor total (Rd)	: 0,0039 hr ft ²		
Harga	: Rp. 20.132.648		

3.3.8. Cooler (CL-01)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk Lauril Sulfat sebelum dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan produk

Kode : CL-01

Tipe : *Shell and Tube*

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah tube 376

Jumlah passed : Tube Side = 2

Baffle space : 1,4 in

IDsteam : 5,7 in

Jumlah 1

Tebal Tube : 0,1 in

Luar transfer panas : 2219,6 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 76,1 Btu/ft² jam(°F/ft)

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 75 Btu/jam ft²°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0002 hr ft²°F

Harga : Rp. 54.369.905

3.3.9. Cooler (CL-02)

Fungsi : Untuk mendinginkan campuran asam sulfate dari evaporator 3 sebelum diumpankan kedalam reaktor 1

Kode : CL-02

Tipe : *Double Pipe Head Exchanger*

Panjang pipa : 12 ft

Jumlah hairpin 8

Spesifikasi pipa dalam : Diameter luar = 2,4 in
: Diameter dalam = 2,1 in
: Pressure drop = 0,9 psi

Spesifikasi pipa luar : Diameter luar = 3,5 in
: Diameter dalam = 3,1 in
: pressure drop = 0,004 psi

Luar transfer panas : 62,57

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : 137 Btu/jam $ft^2 F$

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : 75 Btu/jam $ft^2 F$

Faktor kotor total (R_d) : 0,006 hr $ft^2 F/Btu$

Harga : Rp. 6.447.820

3.3.10. Condensor (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan uap air dan asam sulfat dari hasil atas evaporator (EV-01)

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Panjang pipa : 20 ft

Jumlah hairpin 15

Spesifikasi pipa dalam : Diameter luar = 2,4 in
: Diameter dalam = 2,1 in
: Pressure drop = 3,1 psi

Spesifikasi pipa luar : Diameter luar = 3,5 in
: Diameter dalam = 3,1 in
: Pressure drop = 0,06 psi

Luas transfer panas : 186,08 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 85,85 Btu/jam ft². °F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 75 Btu/jam ft². °F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0016 hr ft² °F/Btu

Harga : Rp. 51.951.972

3.3.11. Condensor (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap air dan asam sulfat
dari hasil atas evaporator (EV-02)

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Panjang pipa : 15 ft

Jumlah hairpin : 5

Spesifikasi pipa dalam : Diameter luar = 2,9 in
: Diameter dalam = 2,5 in
: Pressure drop = 0,0005 psi

Spesifikasi pipa luar : Diameter luar = 3,5 in
: Diameter dalam = 3,1 in
: Pressure drop = 0,006 psi

Luar transfer panas : 47,84 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 61,22 Btu/jam ft² °F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 5 Btu/jam ft². °F

Faktor kotor total (Rd) : 0,1837 hr ft² °F/Btu

Harga : Rp. 22.349.087

3.3.12. Condensor (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan uap air dan asam sulfat
dari hasil atas evaporator (EV-03)

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Panjang pipa : 15 ft

Jumlah hairpin 3

Spesifikasi pipa dalam : Diameter luar = 2,9 in
: Diameter dalam = 2,5 in
: Pressure drop = 0,0003 psi

Spesifikasi pipa luar : Diameter luar = 3,5 in
: Diameter dalam = 3,1 in
: Pressure drop = 0,0008 psi

Luas transfer panas : 25,6 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 61,2 Btu/jam ft² °F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 5 Btu/jam ft². °F

Faktor kotor total (Rd) : 0,2 hr ft² °F/Btu

Harga : Rp. 22.752.076

3.4. Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 6 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₁₂ H ₂₅ OH	7835.01	156.7
H ₂ SO ₄	6285.2	2239.6
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	0.86	10981.7
H ₂ O	289.05	1032.1
Total	14410.1	14410.1

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Reaktor 1

Tabel 3. 7 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 13	Arus 3
C ₁₂ H ₂₅ OH	7835.01	0	1023.04
H ₂ SO ₄	0	6285.16	2696.06
H ₂ O	159.9	129.15	948.3
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	0	0.86	9742.7
Total	14410.1		14410.1

2. Reaktor 2

Tabel 3. 8 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
$C_{12}H_{25}OH$	1023.04	156.7
H_2SO_4	2696.06	2239.6
H_2O	948.27	1032.1
$C_{12}H_{25}OSO_3H$	9742.7	10981.66
Total	14410.1	14410.1

3. Dekanter

Tabel 3. 9 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
$C_{12}H_{25}OH$	156.7	151.53	5.16
H_2SO_4	2239.6	0	2239.5
H_2O	1032.1	0	1032.1
$C_{12}H_{25}OSO_3H$	10981.66	9949.5	1032.2
Total	14410.1	14410.1	

4. Evaporator 1

Tabel 3. 10 Neraca Massa Evaporator 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₁₂ H ₂₅ OH	5.1	4.8	0
H ₂ SO ₄	2239.5	2194.8	44.8
H ₂ O	1032.1	45.7	986.4
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	1032.2	97.01	935.1
Total	4308.9	4308.6	

5. Evaporator 2

Tabel 3. 11 Neraca Massa Evaporator 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₁₂ H ₂₅ OH	0.02	0.02	0
H ₂ SO ₄	2194.8	2150.91	43.9
H ₂ O	45.7	44.8	0.91
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	97	9.1	87.89
Total	2337.5	2337.5	

6. Evaporator 3

Tabel 3. 12 Neraca Massa Evaporator 3

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
$C_{12}H_{25}OH$	0.0001	0.0001	0
H_2SO_4	2150.91	2107.89	43.02
H_2O	44.79	43.89	0.89
$C_{12}OSO_3H$	9.1	0.85	8.26
Total	2204.8	2204.8	

3.5. Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3. 13 Neraca Panas Total

Alat	Q Masuk (kJ/jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Reaktor-01	373.027,5	373.027,5
Reaktor-02	351.026,5	351.026,5
Dekanter-01	183.025,7	183.025,7
Evaporator-01	4.291.785,2	4.291.785,2
Evaporator-02	787.049,6	787.049,6
Evaporator-03	949.131,3	949.131,3
Total	6.935.045,8	6.935.045,8

1. Reaktor 1

Tabel 3. 14 Neraca Panas Reaktor 1

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Arus 1	ΔHs	Arus 2	ΔHs
C ₁₂ H ₂₅ OH	316.667,5	10.306.987,3	41.348,3	9471..888,8
H ₂ SO ₄	136.727,2		58.649,9	
H ₂ O	18.130,1		59.479,4	
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	18		204.077,9	
Total	9.835.444,5		9.835.444,5	

2. Reaktor 2

Tabel 3. 15 Neraca Panas Reaktor 2

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Arus 1	ΔH_s	Arus 2	ΔH_s
C ₁₂ H ₂₅ OH	4.134,3	1.918.006,4	6.333,4	1.204.628,8
H ₂ SO ₄	58.649,9		48.720,2	
H ₂ O	59.479,4		64.738,2	
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	204.077,9		230.030,2	
Total	1.554.450,7		1.554.450,7	

3. Dekanter

Tabel 3. 16 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
		Fase Ringan	Fase Berat
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₁₂ H ₂₅ OH	2.156,4	2.085,4	71,02
H ₂ SO ₄	3.248	-	3.248,02
H ₂ O	4.315,88	-	4.315,88
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	173.305,4	157.016,1	16.289,3

Total	183.025,7	183.025,7
-------	-----------	-----------

4. Evaporator 1

Tabel 3. 17 Neraca Panas Evaporator 1

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
			Teruapkan	Cairan Pekat	ΔH_s
	Arus 6		Arus 7	Arus 8	
	ΔH_1	ΔH_s	ΔH_2	ΔH_3	
C ₁₂ H ₂₅ OH	192,4	4.170.598,6	-	2.130,2	
H ₂ SO ₄	48.349,4		28.191,3	517.458,2	
H ₂ O	64.852,7		2.586.940,5	30.064,9	929.564,7
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	7.791,9		197.165,6	269,8	
Total	4.291.785,2		4.291.785,2		

5. Evaporator 2

Tabel 3. 18 Neraca Panas Evaporator 2

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
			Teruapkan	Cairan Pekat	ΔH_s
	Arus 7		Arus 8	Arus 9	
	ΔH_1	ΔH_s	ΔH_2	ΔH_3	
C ₁₂ H ₂₅ OH	10,6	238.783,6	-	13,7	53.221,3
H ₂ SO ₄	517.458,2		29.876,1	645.955,2	
H ₂ O	30.064,9		2.436,9	37.685,2	
C ₁₂ H ₂₅ OSO ₃ H	732,3		17.835,9	25,4	
Total	787.049,6		787.049,6		

6. Evaporator 3

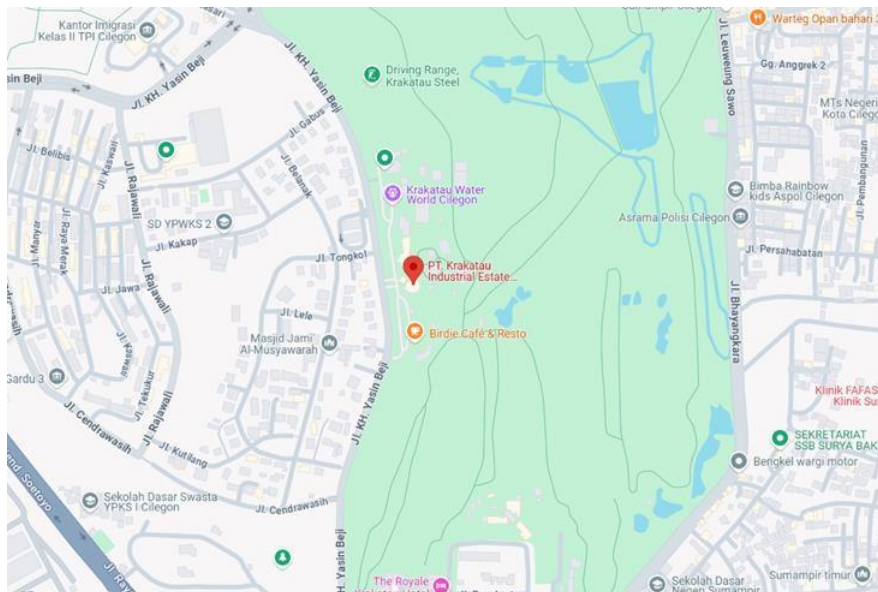
Tabel 3. 19 Neraca Panas Evaporator 3

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
			Teruapkan	Cairan Pekat	ΔH_s
	Arus 9		Arus 11	Arus 12	
	ΔH_1	ΔH_s	ΔH_2	ΔH_3	
$C_{12}H_{25}OH$	0,07	265.465,5	-	0,09	59.168,3
H_2SO_4	645.955,2		32.077,5	807.637,8	
H_2O	37.685,2		2.416,8	47.805,5	
$C_{12}H_{25}OSO_3H$	25,4		1.577,5	2,4	
Total	949.131,3		949.131,3		

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan keputusan yang krusial dan memerlukan kajian menyeluruh baik dari aspek teknis maupun ekonomis. Lokasi memiliki dampak signifikan terhadap efisiensi operasional dan kesinambungan kegiatan produksi. Oleh karena itu, lokasi yang ideal harus mampu mendukung efisiensi biaya produksi serta distribusi, disertai dengan pemenuhan standar keselamatan, kesehatan, dan keamanan kerja. Selain itu, faktor kemudahan untuk melakukan ekspansi di masa mendatang dan aksesibilitas terhadap jalur logistik juga menjadi hal penting yang perlu diperhatikan. Berdasarkan berbagai pertimbangan tersebut, kawasan Cilegon, Banten dipilih sebagai lokasi pembangunan pabrik Lauril Sulfat.



Gambar 4. 1 Perancangan Lokasi

Lokasi Pabrik ditetapkan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1. Faktor Primer

Faktor utama merupakan elemen yang berpengaruh secara langsung terhadap pencapaian tujuan pokok dari kegiatan operasional pabrik. Tujuan pokok ini meliputi kelancaran proses produksi serta distribusi produk. Beberapa elemen utama yang memiliki pengaruh signifikan dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik antara lain:

a. Penyediaan bahan baku

Lokasi pabrik yang ideal sebaiknya berada dekat dengan sumber bahan baku utama. Hal ini bertujuan untuk meningkatkan efisiensi operasional, mengurangi biaya logistik, serta menjaga daya saing dan profitabilitas produk. Kedekatan dengan sumber bahan baku juga dapat meminimalkan waktu dan biaya transportasi. Dalam produksi Lauril Sulfat, bahan baku utama yang digunakan adalah Lauril Alkohol dan Asam Sulfat. Asam Sulfat dapat diperoleh dari PT Petrochemical Nusantara yang berlokasi di daerah sekitar Cilegon, sedangkan Lauril Alkohol diimpor dari Wuji Xinhui Chemical Co., Ltd, Tiongkok. Oleh karena itu, Cilegon menjadi pilihan strategis karena memiliki akses langsung ke Pelabuhan Merak yang mendukung kegiatan impor bahan baku dan distribusi produk hasil produksi.

b. Lokasi Pasar

Pabrik sebaiknya dibangun di area yang berdekatan dengan pasar konsumen untuk mempermudah jalur distribusi dan mempercepat proses pemasaran. Kedekatan dengan pasar memberikan keuntungan logistik dan efisiensi biaya yang

signifikan. Dalam kajian kelayakan industri, aspek pemasaran menjadi salah satu komponen utama yang sangat memengaruhi prospek keuntungan dan kelangsungan operasional. Dengan strategi pemasaran yang tepat, pabrik dapat menjaga kestabilan produksi serta meraih tingkat keuntungan yang optimal. Produk Lauril Sulfat dari pabrik yang berlokasi di Cilegon diharapkan dapat memenuhi kebutuhan pasar domestik dan sekaligus mendukung peningkatan ekspor nasional.

Dari perspektif pemasaran, pemilihan lokasi pabrik di Cilegon didasari oleh kedekatannya dengan berbagai industri pengguna akhir, seperti pabrik deterjen dan perusahaan kimia lainnya. Penempatan pabrik di wilayah ini memberikan nilai strategis karena memperlancar proses distribusi produk ke sektor-sektor industri terkait. Selain itu, kemudahan akses transportasi dari Cilegon ke berbagai kawasan industri di Indonesia turut menunjang efisiensi dalam pemasaran serta penyaluran produk ke konsumen industri.

c. Ketersediaan sumber energi

Sebagian besar pabrik kimia membutuhkan pasokan energi dan uap (steam) dalam jumlah besar, sehingga diperlukan ketersediaan bahan bakar yang stabil dan memadai. Lokasi di kawasan industri Cilegon, Banten, memberikan kemudahan dalam mengakses sumber bahan bakar untuk mendukung operasional mesin dan generator. Sementara itu, kebutuhan listrik untuk menjalankan proses produksi serta kegiatan perkantoran akan disuplai oleh jaringan PLN yang tersedia di kawasan tersebut.

d. Sarana Transportasi

Fasilitas transportasi yang memadai memegang peranan penting dalam mendukung kelancaran operasional pabrik kimia. Hal ini mencakup tersedianya infrastruktur jalan yang nyaman bagi tenaga kerja, efisiensi dalam pengangkutan bahan baku dan peralatan, serta distribusi produk yang cepat dan hemat biaya. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, pembangunan pabrik direncanakan di kawasan Cilegon, Banten. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada letaknya yang strategis dengan akses langsung ke infrastruktur transportasi utama seperti jalan raya dan pelabuhan. Dengan kondisi ini, aktivitas logistik baik pemasokan bahan maupun distribusi produk diharapkan dapat berjalan secara optimal.

e. Ketersediaan tenaga kerja

Pemilihan lokasi pabrik idealnya mempertimbangkan kemudahan dalam memperoleh tenaga kerja, baik yang memiliki keahlian khusus seperti operator dan insinyur, maupun tenaga kerja umum seperti petugas keamanan, buruh, dan petugas kebersihan. Sumber daya manusia merupakan elemen penting dalam kelancaran operasional pabrik. Diharapkan, pendirian pabrik ini dapat memberikan peluang kerja bagi masyarakat sekitar Cilegon, Banten. Sebagian besar kebutuhan tenaga kerja akan berasal dari lulusan sekolah menengah kejuruan dan menengah atas, serta sebagian dari lulusan perguruan tinggi, mengingat terdapat berbagai institusi pendidikan di wilayah Banten dan sekitarnya. Dalam tahap perekrutan, aspek kedisiplinan dan riwayat pengalaman kerja menjadi pertimbangan utama. Hal ini bertujuan untuk menjamin bahwa calon tenaga kerja yang dipilih memiliki

kompetensi yang memadai serta mampu menjalankan tanggung jawab sesuai dengan prosedur operasional yang telah ditetapkan.

f. Penyediaan utilitas

Pabrik Lauril Sulfat membutuhkan ketersediaan air dalam jumlah besar untuk berbagai keperluan, termasuk sistem pendingin, pembangkitan steam, kebutuhan domestik, operasional kantor, serta kebutuhan lainnya. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik dilakukan di area yang memiliki akses mudah terhadap sumber air, seperti sungai atau mata air, guna memastikan pasokan air dapat terpenuhi secara optimal dan berkelanjutan.

4.1.2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder memang tidak terlibat secara langsung dalam kegiatan industri, namun tetap memberikan dampak yang cukup besar terhadap efisiensi dan kelancaran operasional produksi di pabrik. Beberapa faktor sekunder yang dimaksud meliputi:

a. Area perluasan pabrik.

Pembangunan pabrik direncanakan di kawasan industri Cilegon, Banten, yang terletak relatif jauh dari kawasan permukiman padat penduduk. Lokasi ini menawarkan lahan yang cukup luas dan telah dilengkapi dengan infrastruktur yang menunjang kebutuhan industri kimia. Keunggulan ini memberikan potensi ekspansi pabrik di masa depan tanpa menimbulkan gangguan langsung terhadap lingkungan permukiman di sekitarnya.

b. Perizinan

Pabrik direncanakan berlokasi di Cilegon, sebuah area yang telah ditetapkan sebagai kawasan industri oleh pemerintah. Penempatan ini memberikan kemudahan dalam mengurus izin pendirian pabrik. Dalam proses pembangunan pabrik, perencanaan tata letak menjadi faktor krusial, dengan sejumlah aspek penting yang harus dipertimbangkan, antara lain:

- Standar keselamatan kerja harus terjamin baik.
- Seluruh kegiatan operasional seperti pengoperasian, pemantauan, pemindahan, transportasi, hingga perawatan peralatan proses harus dapat dilakukan secara efisien dan aman.
- Lahan yang dipilih untuk pembangunan pabrik sebaiknya memiliki harga yang masih terjangkau serta memiliki luas yang memadai.
- Transportasi yang baik dan efisien.

c. Iklim

Faktor iklim dan kondisi geografis turut menjadi aspek penting dalam menentukan lokasi pembangunan pabrik. Wilayah dengan stabilitas geologis yang baik dan minim risiko bencana alam sangat mendukung keberlangsungan operasional jangka panjang. Kawasan Cilegon, Banten, dipilih karena memiliki iklim yang relatif bersahabat serta jarang terdampak bencana seperti gempa bumi

atau angin ekstrem. Stabilitas cuaca serta letak geografis yang mendukung menjadikan kawasan ini sesuai untuk pendirian fasilitas industri kimia berskala besar.

d. Prasarana dan fasilitas sosial

Ketersediaan infrastruktur pendukung seperti akses jalan yang baik dan sistem transportasi yang memadai merupakan elemen krusial dalam menunjang kelancaran operasional pabrik. Selain itu, keberadaan fasilitas sosial termasuk lembaga pendidikan, tempat ibadah, pusat perbelanjaan, layanan keuangan, serta permukiman yang layak juga berperan penting dalam mendukung kesejahteraan para pekerja dan masyarakat sekitar. Dengan mempertimbangkan faktor-faktor tersebut, Cilegon, Banten, dinilai sebagai lokasi yang layak dan strategis untuk pembangunan pabrik Lauril Sulfat di Indonesia.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak dalam pabrik merupakan elemen krusial dalam tahap perancangan yang harus diperhatikan secara cermat. Tata letak yang dirancang dengan baik sangat penting untuk menjamin efisiensi operasional, keselamatan kerja, serta kelancaran aktivitas para karyawan, termasuk menjaga keamanan jalannya proses produksi. Selain unit-unit yang ditampilkan dalam flow sheet proses, berbagai fasilitas fisik seperti kantor administrasi, laboratorium, bengkel, tempat ibadah, klinik kesehatan, fasilitas sanitasi (MCK), kantin, sistem perlindungan kebakaran, pos keamanan, dan sarana pendukung lainnya juga perlu diatur penempatannya berdasarkan standar kenyamanan dan keselamatan yang berlaku.

Guna mencapai kondisi yang paling efektif, terdapat sejumlah faktor utama yang perlu dipertimbangkan dalam merancang tata letak pabrik, antara lain:

1. Menjamin kelancaran jalannya proses operasional dan produksi, serta memudahkan kegiatan perawatan mesin dan pengawasan terhadap output produksi.
2. Merencanakan perluasan pabrik sejak awal agar tidak menghadapi kendala ruang di masa depan.
3. Menekankan pentingnya keselamatan dengan merancang sistem pencegahan terhadap risiko kebakaran, ledakan, maupun kebocoran gas beracun. Untuk itu, fasilitas seperti hidran, penampung air, perangkat peredam ledakan, dan detektor gas berbahaya harus tersedia. Selain itu, tangki penyimpanan bahan kimia berbahaya perlu ditempatkan di area khusus guna mempermudah pengawasan dan meningkatkan keamanan.
4. Menggunakan sistem konstruksi outdoor guna menghemat biaya bangunan, dengan mempertimbangkan kondisi iklim Indonesia yang memungkinkan penerapan desain tersebut.
5. Mengoptimalkan penggunaan lahan yang terbatas dengan efisiensi dalam pengaturan ruang.
6. Memperhatikan pengelolaan limbah dengan baik untuk mencegah terjadinya pencemaran terhadap lingkungan sekitar.
7. Menata instalasi dan utilitas dengan baik, termasuk distribusi gas, uap, dan listrik, guna mendukung kelancaran produksi serta perawatan fasilitas.

Secara umum, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa area utama, yaitu:

1. Area administrasi, perkantoran, laboratorium, dan fasilitas penunjang lainnya. Area ini mencakup:
 - a. Administrasi, yang berperan sebagai pusat pengelolaan administrasi dan keuangan guna memastikan kelancaran operasional pabrik.
 - b. Laboratorium, yang bertugas mengontrol kualitas serta kuantitas bahan baku yang diproses maupun produk yang akan dipasarkan.
 - c. Fasilitas karyawan, mencakup berbagai sarana seperti poliklinik, kantin, aula, area parkir, pos keamanan, dan tempat ibadah.
2. Daerah proses dan Ruang kontrol.

Daerah proses adalah inti dari kegiatan produksi, tempat di mana berbagai peralatan dan sistem kontrol ditempatkan. Lokasinya biasanya terletak di bagian tengah pabrik agar tidak mengganggu aktivitas lainnya. Desain alur proses disusun untuk mempermudah perpindahan bahan baku dari tangki penyimpanan serta memudahkan pemantauan dan perawatan peralatan. Area proses ini harus ditempatkan minimal 15 meter dari bangunan atau unit lain. Sementara itu, area ruang kontrol berfungsi sebagai pusat pengawasan untuk memastikan bahwa proses berjalan sesuai dengan kondisi operasional yang diinginkan, seperti tekanan, suhu, dan parameter lainnya.

3. Daerah pemeliharaan.

Daerah pemeliharaan merupakan ruang yang digunakan untuk menyimpan suku cadang peralatan proses, serta sebagai tempat untuk melakukan perbaikan,

pemeliharaan, dan perawatan terhadap seluruh peralatan yang digunakan dalam proses produksi..

4. Daerah utilitas

Daerah ini merupakan area yang menyediakan kebutuhan pendukung untuk kelancaran proses produksi, seperti air, steam, dan listrik. Lokasinya ditempatkan dekat dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih efisien. Namun, mengingat potensi risiko yang ada, jarak antara daerah utilitas dan daerah proses harus diatur sekitar 15 meter.

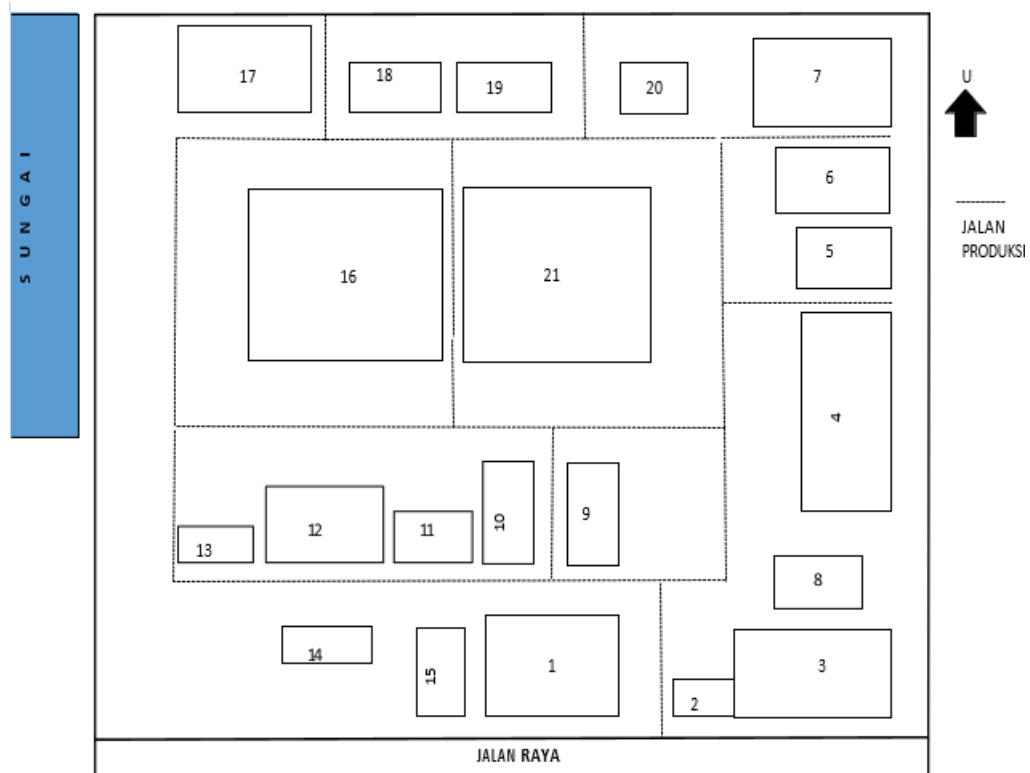
5. Daerah pengolahan limbah

Merupakan area untuk pembuangan dan pengolahan limbah yang dihasilkan dari proses produksi.

Tabel 4. 1 Keterangan Tata Letak Pabrik

No	Lokasi	Panjang	Lebar	luas, m ²
		M	M	m ²
1.	Area Proses	50	60	3000
2.	Area Utilitas	40	30	1200
3.	Bengkel	20	10	200
4.	Gudang Peralatan	30	15	450
5.	Kantin	20	10	200
6.	Kantor Teknik dan Produksi	25	20	500

7.	Kantor Utama	40	30	1200
8.	Laboratorium	25	20	500
9.	Parkir Utama	40	20	800
10.	Parkir Truk	25	20	500
11.	Gudang Arsip	10	10	100
12.	Poliklinik	10	10	100
13.	Pos Keamanan	5	4	20
14.	Control Room	20	15	300
15.	Control Utilitas	20	15	300
16.	Area Rumah Dinas	30	20	600
17.	Area Mess	40	30	1200
18.	Masjid	20	15	300
19.	Unit Pemadaman Kebakaran	20	10	200
20.	Unit Pengolahan Limbah	25	30	750
21.	Taman	20	10	200
22.	Jalan	1000	3	3000
23.	Daerah Perluasan	40	30	1200
	Luas Bangunan			12520
	Luas Tanah			16920



Gambar 4. 2 Lay Out Pabrik Lauril Sulfat

Skala 1: 1000

Keterangan gambar:

- | | | |
|-------------------------------|----------------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama | 8. Taman | 15. Kantin |
| 2. Pos Keamanan | 9. Gudang Arsip | 16. Area Proses |
| 3. Parkir Utama | 10. Poliklinik | 17. Area Utilitas |
| 4. Area Mess | 11. Bengkel | 18. Control Utilitas |
| 5. Unit Pemadam | 12. Gudang Peralatan | 19. Control Proses |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 13. Laboratorium | 20. Unit Pengolahan Limbah |
| 7. Parkir Truk | 14. Masjid | 21. Daerah Perluasan |

4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pabrik, pengaturan harus dilakukan dengan cara yang efisien. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan antara lain:

- 1. Aliran bahan baku dan produk**

Aliran bahan baku dan produk yang terencana dengan baik dapat memberikan manfaat ekonomi yang signifikan serta mendukung kelancaran dan keamanan selama proses produksi.

- 2. Aliran udara**

Penting untuk memperhatikan kelancaran aliran udara di dalam dan sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk mencegah stagnasi udara yang dapat menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya yang membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah aliran angin juga harus diperhatikan untuk memastikan sirkulasi udara yang aman.

- 3. Pencahayaan**

Di area proses yang memiliki risiko tinggi atau berbahaya, perlu dipasang pencahayaan tambahan. Selain itu, pencahayaan di seluruh pabrik harus mencukupi untuk menjamin keselamatan.

- 4. Lalu lintas manusia**

Dalam merancang tata letak pabrik, penting untuk memastikan bahwa pekerja dapat dengan mudah dan cepat mengakses semua peralatan proses. Tujuannya adalah agar jika terjadi kerusakan pada peralatan, perbaikan bisa

segera dilakukan. Selain itu, keselamatan pekerja saat melaksanakan tugas juga harus menjadi prioritas utama.

5. Lalu lintas alat berat.

Jarak antara peralatan dan lebar jalur akses harus dirancang dengan cermat, sehingga pekerja dapat dengan cepat dan mudah mencapai semua peralatan proses. Ini bertujuan agar perbaikan dapat dilakukan segera jika terjadi gangguan pada peralatan.

6. Keamanan

Penempatan peralatan proses harus dirancang dengan cermat, sehingga jika terjadi kebakaran, tidak ada pekerja yang terjebak dan alat pemadam kebakaran dapat dengan mudah diakses. Selain itu, tata letak proses harus direncanakan sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat dipastikan.
- b. Pemanfaatan luas lantai dapat dilakukan secara efisien.
- c. Biaya pengelolaan material dapat diminimalkan, sehingga mengurangi pengeluaran untuk modal yang tidak diperlukan.
- d. Dengan penataan peralatan yang tepat, urutan proses produksi berjalan lancar tanpa memerlukan peralatan angkut yang mahal.
- e. Karyawan dapat merasa puas dengan kondisi kerja yang tersedia.

7. Perawatan

Letak alat proses harus mempertimbangkan ruang yang cukup untuk perawatan. Sebagai contoh, heat exchanger memerlukan ruang yang memadai untuk pembersihan tabungnya.

8. Perluasan dan pengembangan pabrik

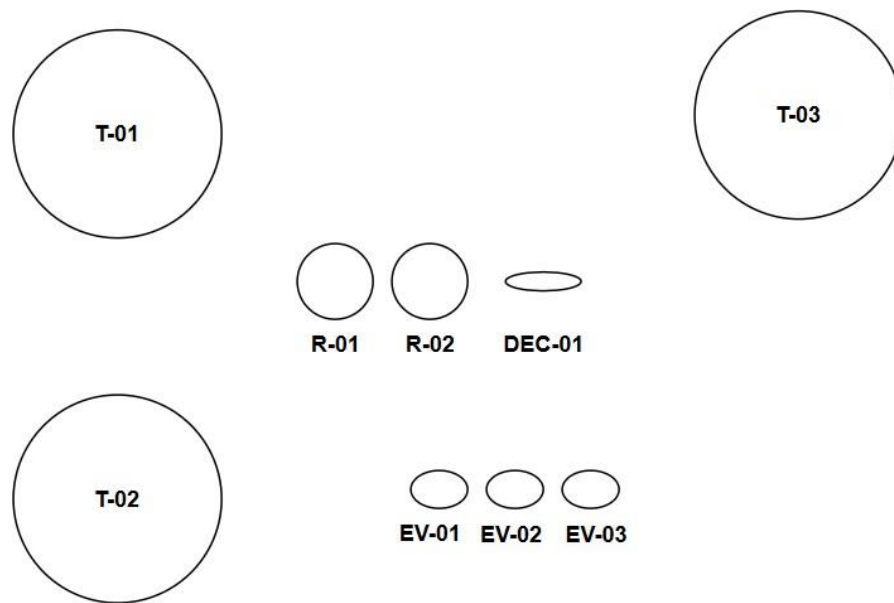
Setiap fasilitas produksi yang didirikan sebaiknya memiliki potensi untuk berkembang melalui penambahan bagian atau sektor baru, sehingga perlu disusun tata letak pabrik yang memungkinkan untuk ekspansi di masa depan.

9. Pertimbangan ekonomi

Penempatan peralatan proses perlu dirancang secara efisien guna menekan biaya pembangunan dan operasional. Penghematan biaya konstruksi dapat dicapai dengan menata posisi peralatan sedemikian rupa sehingga jalur perpipaan lebih singkat dan pemanfaatan material konstruksi menjadi lebih optimal.

10. Jarak antar alat proses

Peralatan proses yang bekerja pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya diposisikan dengan jarak aman dari unit lainnya. Tujuannya adalah untuk meminimalkan risiko kerusakan pada peralatan lain apabila terjadi insiden seperti ledakan atau kebakaran.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Perusahaan pabrik Lauril Sulfat yang akan didirikan adalah jenis Perusahaan Perseroan Terbatas (PT). yang berbadan hukum dengan kepemilikan saham dan tanggung jawab terbatas.

Faktor-faktor yang membuat Perusahaan menjadi Perseroan Terbatas (PT) yaitu :

1. Perusahaan memerlukan modal besar untuk pengembangan bisnis, sehingga perlu menerbitkan saham untuk menghimpun modal.
2. Perusahaan ingin meningkatkan kredibilitas dan profesionalisme, sehingga memerlukan struktur organisasi yang lebih formal.
3. Perusahaan yang ingin menarik investor eksternal, sehingga perlu memiliki struktur PT yang dapat memberikan kepercayaan kepada investor.

4. Perusahaan yang berkembang cepat dan memerlukan struktur organisasi yang dapat mendukung pertumbuhan bisnis.
5. Pemegang saham memiliki kesempatan untuk menunjuk dewan komisaris dan direktur yang ahli berdasarkan pengalaman, sikap, serta kemampuan manajemen waktu.

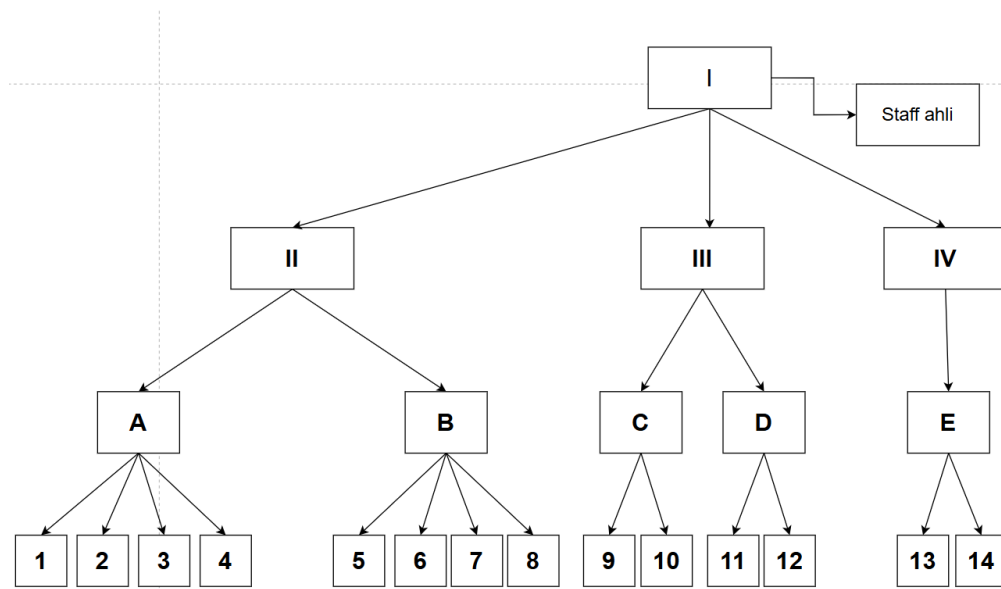
4.4.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi dalam setiap perusahaan dapat bervariasi atau memiliki kesamaan, tergantung pada kebutuhan dan jenis perusahaan yang dijalankan. Struktur ini diperlukan untuk memperjelas pembagian tugas dan wewenang, serta memastikan setiap posisi dalam jabatan atau divisi terisi dengan baik, sehingga operasional perusahaan dapat berjalan lebih teratur. Dalam perusahaan Lauril Sulfat, struktur organisasi yang diterapkan mencakup:

- a. Direktur Utama
- b. Staff Ahli
- c. Manajer
- d. Kepala Bagian Department
- e. Supervisor
- f. Staff

Setiap posisi dalam perusahaan ini memiliki tugas dan tanggung jawab masing – masing. Tanggung jawab tertinggi dipegang oleh dewan direksi dan kekuasaan tertinggi berada dalam rapat umum pemegang saham.

Struktur organisasi Pabrik Lauril Sulfat dalam rancangan ini adalah sebagai berikut :



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

Keterangan :

I. Direktur Utama	1. Spv. Maintenance	9. Spv. Marketing
II. General Manajer Produksi	2. Spv. Utilitas	10. Spv. Komunikasi
III. General Manajer Keuangan	3. Spv. Penelitian	11. Spv. Kas
IV. General Manajer Umum	4. Spv. Pengembangan	12. Spv. Pajak
A. Kepala Bagian Engineering	5. Spv. Proses	13. Spv. Human Capital
B. Kepala Bagian Produksi	6. Spv. Pengendalian	14. Spv. General Affair

- | | |
|--|----------------------|
| C. Kepala Bagian Marketing dan Komunikasi | 7. Spv. Laboratorium |
| D. Kepala Bagian Keuangan | 8. Spv. Pembelian |
| E. Kepala Bagian Human Capital Management General Affair | |

4.4.3. Tugas dan Wewenang

1. Direktur Utama

Direktur Utama memiliki peran penting dalam memastikan bahwa perusahaan dijalankan dengan efektif dan efisien, serta mencapai tujuan strategis yang telah ditetapkan. Direktur Utama membawahi General Manajer yaitu :

a. General Manajer Produksi

General Manager Produksi memiliki tugas untuk Menyusun system, mengawasi perancangan dan proses produksi berjalan sesuai ketentuan yang ada.

b. General Manajer Keuangan

General Manajer Keuangan memiliki peran dalam pengawas cash flow keuangan Perusahaan serta verifikasi pemasukan dan pengeluaran Perusahaan.

c. General Manajer Umum

General Manager Umum bertanggung jawab terhadap support produksi, pengelolaan limbah, safety, personalia dan kebutuhan umum.

2. Staff Ahli

Staff ahli adalah seorang tenaga professional yang membantu direktur utama dalam mengontrol dan mengawasi pekerjaan sesuai keahliannya.

3. Kepala Bagian Department

Kepala bagian department memiliki peran dalam mengawasi, mengontrol, dan bertanggung jawab atas anggota di departmentnya. Kepala bagian terbagi menjadi beberapa unit berikut :

a. Kepala Bagian Engineering

Kepala Bagian Engineering memiliki peran dalam melakukan planning atau perancangan produksi

b. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi memiliki peran dalam mengawasi dan menjalankan proses produksi

c. Kepala Bagian Marketing dan Komunikasi

Kepala Bagian Marketing dan Komunikasi memiliki peran dalam mengontrol penjualan dan melakukan komunikasi dengan pihak – pihak terkait yang mendukung keberlangsungan Perusahaan

d. Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan memiliki peran dalam mengontrol keuangan Perusahaan, pengurusan pajak dan verifikasi pembayar internal maupun eksternal.

- e. Kepala Bagian Human Capital Manajemen dan General Affair
Kepala bagian ini memiliki peran dalam pengawakan pekerjaan personalia dan General Affair.

4. Supervisor/Kepala seksi

Supervisor bertanggung jawab dalam mensupervisi anggota dan menjalankan tugas sesuai seksi masing-masing atas arahan dan persetujuan kepala bagian. Supervisor dibagi menjadi beberapa unit sebagai berikut :

- a. Supervisor Maintenance
- b. Supervisor Utilitas
- c. Supervisor Penelitian
- d. Supervisor Pengembangan
- e. Supervisor Proses
- f. Supervisor Pengendalian
- g. Supervisor Laboratorium
- h. Supervisor Marketing
- i. Supervisor Komunikasi
- j. Supervisor Kas
- k. Supervisor Pajak
- l. Supervisor Human Capital
- m. Supervisor General Affair

4.4.4. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4. 2 Jumlah Karyawan Tiap Bagian

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
General Manager Produksi	1
General Manager Keuangan	1
General Manager Umum	1
Kabag. Engineering	1
Kabag. Produksi	1
Kabag. Marketing dan Komunikasi	1
Kabag. Keuangan	1
Kabag. Human Capital Management dan General Affair	1
Spv. Maintenance	1
Spv. Utilitas	1
Spv. Penelitian	1
Spv. Pengembangan	1
Spv. Proses	1
Spv. Pengendalian	1
SPv. Laboratorium	1
Spv. Marketing	1
Spv. Komunikasi	1
Spv. Kas	1
Spv. Pajak	1
Spv. Human Capital	1
Spv. General Affair	2
Staff Penelitian dan Pengembangan	4
Staff Listrik	4
Staff Human Capital	4
Staff Pemasaran	5
Staff Administrasi	3
Staff Kas /Anggaran	3
Staff Proses	20

Staff Laboratorium	5
Staff Pemeliharaan dan Bengkel	5
Staff Utilitas	12
Staff KKK	4
Staff Keamanan	8
Staff UPL	4
Staff TU	3
Staff Humas	4
Operator Proses	24
Operator Utilitas	12
Sekretaris	4
Dokter	2
Medic/Perawat	4
Driver	4
Security	8
Cleaning Services	6
Total	175

4.4.5. Penggolongan Gaji:

Tabel 4. 3 Penggolongan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	Rp20.000.000	Rp 20.000.000
General Manager Produksi	1	Rp17.000.000	Rp 17.000.000
General Manager Keuangan	1	Rp14.000.000	Rp 14.000.000
General Manager Umum	1	Rp14.000.000	Rp 14.000.000
Kabag. Engineering	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
Kabag. Produksi	1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
Kabag. Marketing dan Komunikasi	1	Rp 8.500.000	Rp 8.500.000
Kabag. Keuangan	1	Rp 8.500.000	Rp 8.500.000
Kabag. Human Capital Management dan General Affair	1	Rp 8.500.000	Rp 8.500.000
Spv. Maintenance	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Spv. Utilitas	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
Spv. Penelitian	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000

Spv. Pengembangan	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Proses	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Pengendalian	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
SPv. Laboratorium	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Marketing	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Komunikasi	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Kas	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Pajak	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. Human Capital	1	Rp 6.500.000	Rp 6.500.000
Spv. General Affair	2	Rp 6.500.000	Rp 13.000.000
Staff Penelitian dan Pengembangan	4	Rp 6.000.000	Rp 24.000.000
Staff Listrik	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
Staff Human Capital	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
Staff Pemasaran	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
Staff Administrasi	3	Rp 4.100.000	Rp 12.300.000
Staff Kas /Anggaran	3	Rp 4.100.000	Rp 12.300.000
Staff Proses	20	Rp 4.100.000	Rp 82.000.000
Staff Laboratorium	5	Rp 4.100.000	Rp 20.500.000
Staff Pemeliharaan dan Bengkel	5	Rp 4.100.000	Rp 20.500.000
Staff Utilitas	12	Rp 4.100.000	Rp 49.200.000
Staff KKK	4	Rp 4.100.000	Rp 16.400.000
Staff Keamanan	8	Rp 4.100.000	Rp 32.800.000
Staff UPL	4	Rp 4.100.000	Rp 16.400.000
Staff TU	3	Rp 4.100.000	Rp 12.300.000
Staff Humas	4	Rp 4.100.000	Rp 16.400.000
Operator Proses	24	Rp 3.850.000	Rp 92.400.000
Operator Utilitas	12	Rp 3.800.000	Rp 45.600.000
Sekretaris	4	Rp 4.100.000	Rp 16.400.000
Dokter	2	Rp 6.000.000	Rp 12.000.000
Medic/Perawat	4	Rp 4.150.000	Rp 16.600.000
Driver	4	Rp 3.500.000	Rp 14.000.000
Security	8	Rp 3.800.000	Rp 30.400.000
Cleaning Services	6	Rp 3.000.000	Rp 18.000.000
Total	175		Rp 827.000.000

4.4.6. Pengaturan Jam Kerja

Pabrik direncanakan akan beroperasi selama 24 jam perhari dengan sistem kerja 13 hari kerja dan 1 hari istirahat/OFF. Waktu kerja karyawan akan dibagi menjadi 2 kategori yaitu Non-Shift dan Shift.

a. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift bekerja hanya 1 shift saja yaitu pada siang hari dengan pengaturan jam kerja sebagai berikut :

Senin-Minggu	: Pukul 07.00 – 17.00 WIB
	Pukul 12.00 – 13.00 WIB (istirahat)
Jumat	: Pukul 07.00 – 17.00 WIB
	Pukul 11.30 – 13.30 WIB (istirahat)

b. Karyawan Shift

Karyawan Shift akan dibagi menjadi 3 waktu dengan pengaturan jam kerja sebagai berikut :

Shift I	: Pukul 07.00 – 15.00 WIB
Shift II	: Pukul 15.00 – 23.00 WIB
Shift III	: Pukul 23.00 – 07.00 WIB

4.4.7. Fasilitas dan Hak Karyawan

Semua Karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapatkan:

1. Gaji (*Salary*)
2. BPJS Tenaga Kerja dan BPJS Kesehatan
3. Bantuan perobatan karyawan dan keluarga
4. Sarana Olahraga
5. Kenaikkan gaji dan promosi
 - a. Kenaikkan gaji dilakukan setiap awal tahun dengan mempertimbangkan UMR/UMK dari pemerintah, Tingkat inflasi, dan kondisi keuangan Perusahaan.
 - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan Masa kerja, penilaian akhir tahun dan sebagainya.
6. Hak cuti dan ijin
 - a. Cuti tahunan: Setiap karyawan berhak mendapatkan Cuti Tahunan selama 12 hari setelah karyawan tersebut telah menjadi karyawan tetap selama 1 tahun
 - b. Karyawan berhak mendapatkan izin tidak masuk kerja dengan mendapatkan upah dan pemotongan upah yang akan di atur dalam Peraturan Perusahaan
7. Pakaian kerja dan sepatu

BAB V

UTILITAS

Setiap proses produksi dalam suatu pabrik membutuhkan keberadaan unit utilitas guna menjamin kelancaran operasional. Oleh karena itu, selain penyediaan bahan baku dan bahan pendukung, diperlukan pula berbagai unit pendukung lainnya agar proses produksi dapat berlangsung sesuai dengan target yang telah direncanakan. Salah satu unit pendukung yang memiliki peran strategis adalah unit utilitas, yang berfungsi mendukung operasional berbagai unit di dalam pabrik, mulai dari tahap awal hingga proses menghasilkan produk akhir. Adapun ruang lingkup unit utilitas mencakup:

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant*)
- d. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- e. Unit Pengolahan Limbah
- f. Unit Penyedia Udara Tekan

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan air (*water treatment system*)

5.1.1. Unit Penyediaan Air

Pada umumnya, kebutuhan air dalam kegiatan industri dapat dipenuhi melalui berbagai sumber seperti air laut, sungai, danau, maupun air tanah. Dalam perencanaan pendirian pabrik Lauril Sulfat ini, dipilihlah Sungai

Cidanau sebagai sumber utama penyediaan air, mengingat lokasinya yang berdekatan dengan kawasan pembangunan pabrik di Cilegon, Banten. Proses pengolahan air dilakukan melalui metode fisika dan kimia untuk memastikan bahwa kualitas air memenuhi standar yang telah ditetapkan. Adapun sejumlah alasan yang menjadi dasar pemilihan Sungai Cidanau sebagai sumber air utilitas meliputi:

- a. Sungai menyediakan pasokan air dalam jumlah yang melimpah, sehingga mampu meminimalkan risiko terjadinya kekurangan suplai air bagi kebutuhan industri.
- b. Proses pengolahan air sungai umumnya lebih mudah, bersifat sederhana, serta memerlukan biaya yang lebih rendah dibandingkan dengan pengolahan air laut, yang cenderung lebih kompleks dan membutuhkan investasi biaya yang lebih besar.

Kebutuhan air pada pabrik secara keseluruhan dialokasikan untuk berbagai keperluan operasional, antara lain:

- a. Air pendingin

Beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam pemanfaatan air sungai sebagai media pendingin antara lain:

- Memiliki ketersediaan yang banyak
- Proses pengolahan dan pengaturan yang tergolong sederhana.
- Kapasitas daya serap panas per unit volume yang tinggi.
- Tidak mudah terdekomposisi

b. Air Sanitasi

Air sanitasi merujuk pada air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan kebersihan dan sanitasi, seperti di fasilitas hunian, perkantoran, laboratorium, serta tempat ibadah seperti masjid.

Beberapa persyaratan untuk air sanitasi antara lain:

➤ Syarat Fisika

- Suhu tidak terlalu tinggi
- Memiliki warna yang tidak keruh
- Tidak berbau

➤ Syarat Kimia

- Tidak mengandung racun
- Kadar klorin bebas $< 0,5 \text{ mg/L}$
- Tidak mengandung logam berat berbahaya seperti timbal (Pb) dan merkuri (Hg).

➤ Syarat Bakteriologis

- Bebas dari kandungan bakteri pathogen.

c. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa aspek yang perlu diperhatikan dalam pengelolaan air untuk umpan boiler mencakup:

- Senyawa yang berpotensi menyebabkan korosi, seperti larutan asam serta gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 . O_2 dapat terlarut melalui proses aerasi atau interaksi dengan udara luar.

- Senyawa yang dapat memicu pembentukan kerak, umumnya disebabkan oleh adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang sering kali berupa garam karbonat dan silikat.
- Senyawa yang dapat menyebabkan terbentuknya busa (foaming), biasanya terjadi akibat penguapan air selama proses pemanasan, terutama bila air tersebut mengandung zat organik tak larut dalam jumlah besar. Foaming umumnya muncul pada kondisi alkalinitas yang tinggi.

5.1.2. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik mencakup keperluan air bagi karyawan dan keperluan untuk mess. Berdasarkan standar WHO, keperluan air per orang untuk karyawan berkisar antara 100 hingga 120 liter per hari.

- Kebutuhan air perorang diambil = 110 liter/hari
= 4,583 kg/jam
- Jumlah karyawan = 180 orang
- Kebutuhan air untuk semua karyawan = 824,94 kg/jam

Pembangunan pabrik direncanakan untuk menyediakan 30 unit mess, yang masing-masing dapat menampung hingga 4 orang, dengan total kebutuhan air untuk mess mencapai 200 kg per hari (Sularso, 1945). Oleh karena itu, total kebutuhan air untuk mess diperkirakan mencapai 1000 kg per jam.

- Kebutuhan total air domestic kg/jam = $(824,94 + 1000)$
 $= 1.824,94 \text{ kg/jam}$

b. Kebutuhan Air Pelayanan

Perkiraan kebutuhan air untuk layanan umum sekitar 700 kg per jam. Air ini akan digunakan untuk berbagai fasilitas, termasuk laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, bengkel, kantin, dan fasilitas lainnya.

c. Kebutuhan Air Pendingin

Kebutuhan air untuk pendinginan diperlukan guna mendukung proses-proses yang melibatkan sistem pendingin, seperti yang dijelaskan pada tabel berikut.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler 01	R-01	30.801,4
Cooler 02	R-02	16.657,9
Condensor-01	CD-01	33.883,3
Condensor-02	CD-02	655
Condensor-03	CD-03	515,4
Reaktor-01	R-01	72,7
Reaktor-02	R-02	72,7
Total		82.658,4

Perancangan dibuat dengan *overdesign* 20%, maka
keburuhan air pendingin menjadi

- Kebutuhan air pendingin = $20\% \times 82.658,4 \text{ kg/jam}$
 $= 99.190,1 \text{ kg/jam}$
- Kebutuhan *makeup water* (W_m) yang diperlukan

- *Evaporation Loss*

$$W_e = 0,00085 W_c (T_1 - T_2)$$

$$W_e = 0.00085 \times 99.190,1 \times (318 - 303)$$

$$W_e = 1.264,7 \text{ kg/jam}$$

$$W_e = 1.264,7 \text{ kg/jam}$$

- *Drift loss*

$$W_d = 0.0002 W_c$$

$$W_d = 0.00002 \times 99.190,1$$

$$W_d = 19,8 \text{ kg/jam}$$

- *Blowdown*

$$W_b = \frac{W_t - (\text{cycle} - 1) W_d}{\text{cycle} - 1}$$

$$W_b = \frac{1.264,7 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - (4 - 1) 19,8 \text{ kg/jam}}{4 - 1}$$

$$W_b = 1.224,8 \text{ kg/jam}$$

Sehingga, kebutuhan *makeup water* adalah:

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = (1.264,7 + 19,8 + 1.224,8) \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 2.509,3 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan Air Steam/Pemanas

Tabel 5. 2 Tabel Kebutuhan Air Pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	32,9
Heater 02	HE-02	111,8
Evaporator 1		1.522,01
Evaporator 2		87,1

Evaporator 3		96,9
	Total	1.850,7

Direncanakan steam yang digunakan adalah
saturated steam dengan kondisi:

$$P = 14,7 \text{ psi} = 1 \text{ atm}$$

$$T = 145^{\circ}\text{C} = 418 \text{ K}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10 \%$$

Perancangan dibuat *overdesign* sebesar 20%

- Kebutuhan *steam* = $20\% \times 144,7 \text{ kg/jam}$
 $= 2.220,9 \text{ kg/jam}$
- *Blowdown* pada *reboiler* adalah 15% dari kebutuhan
steam

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times 2.220,9 \text{ kg/jam} \\ &= 333,1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Steam trap sekitar 5% dari kebutuhan *steam*

$$\begin{aligned} \text{Steam trap} &= 5\% \times 2.220,9 \text{ kg/jam} \\ &= 111,05 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Maka kebutuhan *makeup water* untuk steam adalah:

$$\begin{aligned} \text{Makeup water steam} &= \text{blowdown} + \text{steam up} \\ &= (333,1 + 111,05) \text{ kg/jam} \\ &= 444,1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga, kebutuhan air total baik untuk air domestic, pelayanan umum, pendingin steam berdasarkan table dibawah ini:

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Total

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Doemestic Water</i>	1,767.3
2	<i>Service Water</i>	700
3	<i>Cooling Water</i>	99,190.1
4	<i>Steam Water</i>	2,220.9
	Total	103878.2

5.1.3. Unit Pengolahan Air

Proses pengolahan air sungai untuk pabrik Lauril Sulfat dimulai dari tahap persiapan hingga distribusi air ke bagian-bagian yang membutuhkan pasokan air utilitas. Berikut adalah diagram alir pengolahan air beserta tahap-tahap pengolahannya, yaitu:

a. Penghisapan

Proses pengambilan air dari sungai memerlukan bantuan pompa untuk mengalirkan air menuju unit penyaringan (screening) yang berfungsi menghilangkan partikel kotoran berukuran besar. Setelah melalui tahap penyaringan, air akan ditampung dalam bak sedimentasi (reservoir).

b. Penyaringan (Screening)

Screening digunakan sebagai langkah awal untuk menyaring material berukuran besar seperti ranting, daun, serta sampah lain yang terbawa oleh aliran air. Pada tahap ini, penyaringan

dilakukan secara mekanis tanpa bahan kimia, sehingga kotoran besar akan tertahan, sementara partikel yang lebih kecil ikut terbawa bersama aliran air menuju proses pengolahan berikutnya.

c. Bak Penampung (Sedimentasi)

Bak sedimentasi berfungsi sebagai tempat penampungan awal bagi partikel tersuspensi dan material padat yang ikut terbawa aliran air sungai, di mana kotoran kasar akan mengendap secara alami akibat pengaruh gaya gravitasi.

d. Bak Koagulasi atau Flokulan

Koagulasi merupakan proses penggumpalan yang terjadi setelah penambahan koagulan seperti tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang mudah terhidrolisis dalam air bersifat basa karena berasal dari garam antara asam kuat dan basa lemah. Tawas berfungsi membentuk flok yang menjebak kotoran agar dapat mengendap di dasar unit pengolahan. Proses ini dilanjutkan dengan flokulasi, yaitu tahapan untuk mempercepat pengendapan partikel koloid melalui penambahan bahan tertentu. Kapur sering digunakan untuk menurunkan kesadahan karbonat, sehingga memperlancar pembentukan flok. Flokulan umum seperti natrium karbonat (Na_2CO_3) atau soda abu ditambahkan untuk menjaga kestabilan pH air pada kisaran 6–7, sehingga mendukung proses pengolahan air yang lebih efisien.

e. Clarifier

Air hasil proses koagulasi dan flokulasi dialirkan melalui serangkaian sekat yang dipasang untuk membantu pengendapan flok yang masih terbawa dari aliran air sungai dan belum sepenuhnya tersaring selama tahapan sebelumnya.

f. Sandfilter

Air yang telah melewati clarifier selanjutnya dialirkan menuju sandfilter, yaitu unit penyaring yang berisi pasir halus dan berfungsi untuk menangkap partikel tersuspensi. Selain itu, sandfilter juga berperan dalam mengurangi kandungan mineral di dalam air. Air hasil proses ini merupakan air yang telah dimurnikan dari kandungan mineral dan siap digunakan sebagai air umpan.

g. Bak Penampung Air Bersih

Air hasil dari proses filtrasi dianggap sebagai air yang sudah bersih, kemudian disalurkan ke dalam bak penampung air bersih. Air ini selanjutnya dialirkan untuk berbagai keperluan, seperti air untuk layanan umum (service water), pendinginan, air bertekanan, umpan boiler, serta dapat digunakan sebagai air untuk keperluan domestik. Sebelum dialirkan untuk keperluan tersebut, air harus melalui proses pengolahan untuk menghilangkan mineral dan bakteri yang terkandung di dalamnya.

h. Demineralisasi

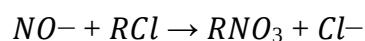
Demineralisasi bertujuan untuk mempersiapkan air umpan boiler dengan menghilangkan kandungan mineral, yang jika dibiarkan dapat menyebabkan penumpukan kerak, korosi, serta foaming pada sistem boiler. Penghilangan mineral dalam air umpan boiler dilakukan melalui dua tahap utama, yaitu pertukaran ion positif (cation exchanger) dan pertukaran ion negatif (anion exchanger). Proses demineralisasi ini sangat penting karena air umpan boiler harus memenuhi sejumlah kriteria tertentu, antara lain:

- Air umpan boiler harus bebas dari garam-garam karbonat yang dapat menyebabkan penumpukan kerak pada sistem steam atau tabung heat exchanger. Garam tersebut, jika terlarut dalam air selama proses pemanasan, dapat mengurangi efisiensi pompa dan bahkan menyebabkan boiler gagal beroperasi.
- Tidak mengandung gas yang dapat memicu terjadinya korosi.
- Tidak mengandung zat yang dapat menyebabkan pembentukan busa akibat tingginya kandungan alkali dalam air.
- Proses pertukaran ion kation dan anion dilakukan dalam satu sistem campuran (mixed batch), di mana

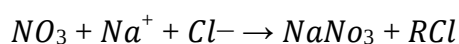
resin yang digunakan mengandung kedua jenis ion tersebut. Air yang mengalir melalui sistem ini akan mengalami pertukaran, dengan ion kation diserap oleh penukar ion positif dan ion anion diserap oleh penukar ion negatif. Ketika resin tersebut jenuh dengan ion-ion yang terkandung dalam air umpan, proses regenerasi akan dilakukan untuk mengembalikan kemampuan resin.

- *Anion exchanger*

Anion exchanger berperan dalam mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam air menggunakan resin yang bersifat basa dengan rumus RCl . Ion-ion anion seperti NO_3^- , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan berikatan dengan garam resin ini. Anion yang terbentuk dalam reaksi ini sebelum proses regenerasi dilanjutkan adalah:

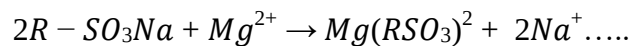


Ion NO_3^- menggantikan ion Cl^- karena memiliki tingkat selektivitas yang lebih tinggi. Ketika resin anion mencapai titik jenuh, proses regenerasi dilakukan menggunakan larutan natrium klorida. Beberapa reaksi yang terjadi selama proses regenerasi antara lain adalah:



- Cation Exchanger

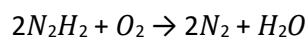
Cation exchanger bertugas untuk menyerap ion-ion positif menggunakan resin yang berbentuk padat dengan formula RSO_3H dan $(RSO_3)Na$. Ion positif dalam air akan digantikan dengan ion H^+ atau Na^+ . Karena penggunaan $NaCl$ dalam proses ini, ion yang terlibat adalah Na^+ , sehingga air yang keluar mengandung anion dan Na^+ , sesuai dengan reaksi berikut:



Setelah resin kation mencapai kejenuhan, resin penukar kation akan diperbaharui kembali dengan menggunakan $NaCl$.

i. Dearator

Deaerator memiliki peran untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air atau yang terbawa bersama aliran air. Meskipun air telah melalui proses demineralisasi, masih mengandung gas-gas terlarut seperti CO_2 dan O_2 . Kehadiran gas-gas ini perlu diatasi karena dapat memicu korosi. Untuk menghilangkan gas tersebut, proses deaerator menggunakan larutan hidrazin (N_2H_2), di mana ion H^+ dalam hidrazin akan bereaksi dengan gas-gas yang ada di air, membentuk molekul H_2O .



Deaerator digunakan untuk menghangatkan air yang telah melalui proses pertukaran ion serta kondensat yang belum dialirkan sebagai umpan ketel. Pemanasan yang terjadi dalam deaerator bertujuan untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, karena gas-gas ini dapat menyebabkan penggumpalan dan menutupi permukaan pipa, yang akhirnya meningkatkan risiko korosi pada pipa ketel.

5.2. Unit Pembangkit Listrik

Pasokan listrik untuk pabrik Lauril Sulfat disediakan oleh PLN dan generator diesel. Generator diesel berguna sebagai sumber daya cadangan jika terjadi gangguan atau pemadaman listrik dari PLN. Berikut adalah rincian spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas : 1.200 kW

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa- 01	P-01	10,000	7457,000

Pompa- 02	P-02	7,500	5592,750
Pompa- 03	P-03	15,000	11185,500
Pompa- 04	P-04	15,000	11185,500
Pompa- 05	P-05	7,500	5592,750
Pompa- 06	P-06	7,500	5592,750
Pompa- 07	P-07	7,500	5592,750
Pompa- 08	P-08	25,000	18642,500
Pompa- 09	P-09	7,500	5592,750
Pompa- 10	P-10	0,750	559,275
Pompa- 11	P-11	0,167	124,283
Pompa- 12	P-12	0,167	124,283

Reaktor-01	R-01	60,000	44742,000
Reaktor-02	R-02	60,000	44742,000
Total		223,583	166726,092

Power yang dibutuhkan sebesar 166.726,092 watt atau 166,7261 Kw

a. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Daya Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	1	2,000	1491,4000
Blower Cooling Tower dan Chiller	BL-01	2	15,000	11185,5000
Kompresor Udara	CP-01	2	15,000	11185,5000
Pompa-01	PU-01	1	15,000	11185,5000
Pompa-02	PU-02	1	15,000	11185,5000
Pompa-03	PU-03	1	10,000	7457,0000
Pompa-04	PU-04	1	2,000	1491,4000
Pompa-05	PU-05	1	7,500	5592,7500
Pompa-06	PU-06	1	15,000	11185,5000
Pompa-07	PU-07	1	7,500	5592,7500
Pompa-08	PU-08	1	7,500	5592,7500
Pompa-09	PU-09	1	5,000	3728,5000
Pompa-10	PU-10	1	0,050	37,2850
Pompa-11	PU-11	1	0,750	559,2750
Pompa-12	PU-12	1	0,500	372,8500
Pompa-13	PU-13	1	0,500	372,8500
Pompa-14	PU-14	1	0,500	372,8500
Pompa-15	PU-15	1	3,000	2237,1000
Pompa-16	PU-16	1	3,000	2237,1000
Pompa-17	PU-17	1	0,083	62,1417
Pompa-18	PU-18	1	0,050	37,2850
Pompa-19	PU-19	1	0,050	37,2850
Pompa-20	PU-20	1	3,000	2237,1000

Total			127,983	95437,1717

Daya listrik yang diperlukan mencapai 95.437,1717 watt, yang setara dengan 95,4372 kW

c. Kebutuhan Listrik untuk penerangan dan AC

- Kebutuhan Listrik untuk AC diperkirakan sekitar 25 kW.
- Daya listrik yang diperlukan untuk keperluan penerangan diperkirakan mencapai sekitar 150 kW.

d. Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan laboratorium

- Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan fasilitas bengkel diperkirakan mencapai sekitar 100 kW.

e. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

- Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi diperkirakan sekitar 35 kW.

Dari data tersebut, dapat dirangkum estimasi penggunaan listrik di pabrik sebagai berikut:

Tabel 5. 6 Rincian Kebutuhan Listrik

NO	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan plant	
	a. Proses	166,7261
	b. utilitas	95,4372

2	a. Listrik Ac	25,0000
	b. Listrik Penerangan	150,0000
3	Laboratorium dan Bengkel	100,0000
4	Instrumentasi	35,0000
Total		572,1633

Total kebutuhan daya listrik untuk keseluruhan operasional pabrik diperkirakan mencapai 572,1633 kW. Dengan mempertimbangkan faktor daya sebesar 80%, maka daya listrik yang diperlukan secara keseluruhan menjadi sekitar 715,2041 kW. Pasokan utama listrik berasal dari PLN, sedangkan sebagai antisipasi gangguan, digunakan generator sebagai sumber daya cadangan.

5.3. Unit Pembangkit Steam (*steam generator system*)

Unit pembangkit steam berfungsi untuk memenuhi kebutuhan uap pada proses produksi dengan menyediakan ketel uap (boiler) yang memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : 474.331,07 kj/jam

Jumlah : 1 buah

Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler pertama-tama diproses untuk mengatur kadar silica, O₂, Ca, dan Mg yang mungkin masih terlarut. Proses ini dilakukan

dengan menambahkan bahan kimia ke dalam tangki umpan boiler. Sebelum air masuk ke dalam boiler, air tersebut akan mengalir melalui economizer, sebuah alat penukar panas yang menggunakan panas dari sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Suhu pada economizer diatur sekitar 145°C, dan air yang sudah dipanaskan kemudian diteruskan ke boiler. Di dalam boiler, api yang dihasilkan dari proses pembakaran digunakan untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api, sementara gas sisa pembakaran dipindahkan ke economizer sebelum akhirnya dibuang melalui cerobong asap. Terakhir, air yang keluar dari boiler dialirkan menuju steam holder untuk didistribusikan ke area proses.

5.4. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk mengoperasikan alat-alat yang menggunakan sistem pneumatik. Perkiraan total kebutuhan udara tekan mencapai sekitar 80,37216 m³ per jam.

5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar sebanyak 141,0303 liter per jam. Sementara itu pada boiler bahan bakar yang diperlukan mencapai 193 liter per jam. Bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina yang berlokasi di Cilegon, Banten.

5.6. Unit Pengolahan Limbah

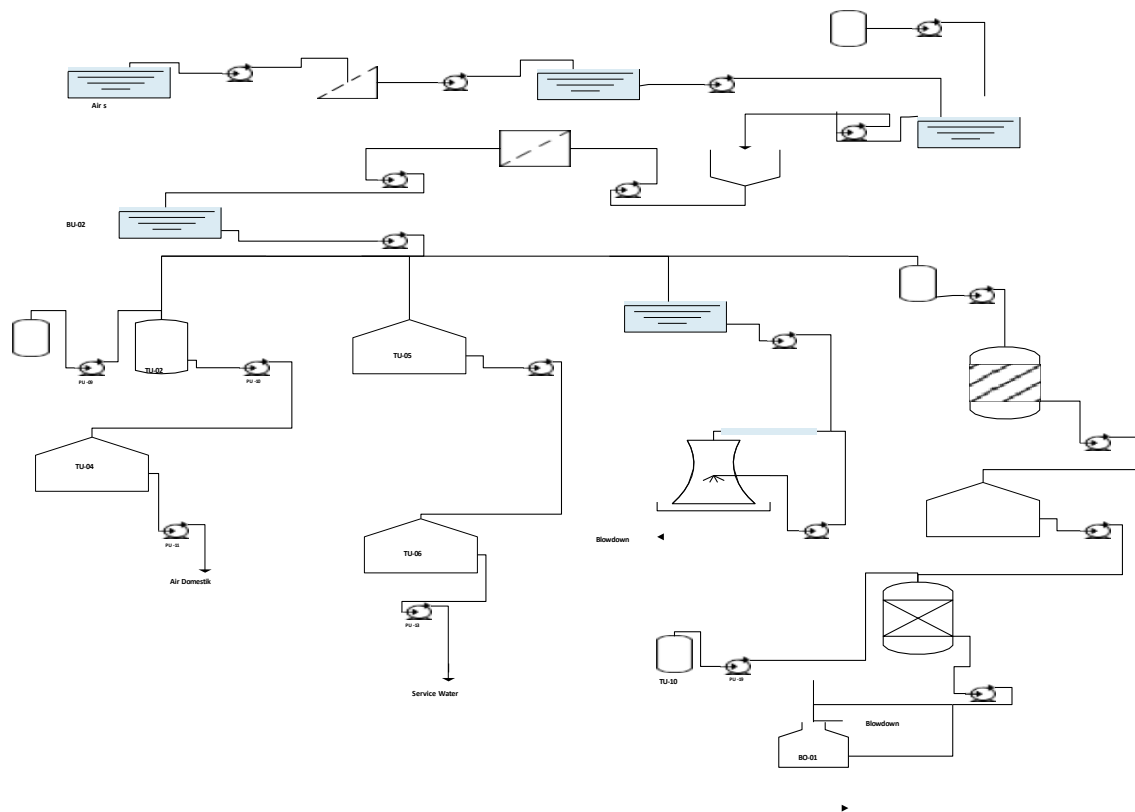
Pabrik Lauril Sulfat menghasilkan limbah dalam bentuk cair, yang berasal dari:

a. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi dari seluruh fasilitas toilet di area pabrik dikumpulkan dan diproses melalui aerasi serta diberi disinfektan berupa Calcium Hypochlorite.

b. Air sisa proses

Limbah yang berasal dari bagian bawah evaporator, yang terdiri dari air dan Lauril Sulfat, dinetralkan di kolom penetral. Proses penetralan dilakukan menggunakan larutan H_2SO_4 jika pH limbah melebihi 7, dan larutan NaOH jika pH limbah kurang dari 7. Setelah dinetralkan, air tersebut dialirkan ke kolam penampungan akhir bersama dengan aliran air dari proses pengolahan lainnya.



Gambar 5. 1 Diagram Utilitas

Keterangan :

Pu: Pompa Utilitas

Fu-01: *Screening*

Ru-01: Bak Sedimentasi

Bu-01 : Bak Koagulasi dan Flokulasi

Tu-01 : Tangki Alum

Cl-01 : *Clarifier*

Fu-02 : *Sandfilter*

Bu-02 : Bak Penyempinan Air Sementara

Tu-02 : Tangki Klor

Tu-04 : Tangki Air Domestik

Tu-05 : *Service Water*

Tu-06 : Tangki Air Bertekanan

Bu-03 : Bak Cooling Water

Ct-01 : *Cooling Tower*

Tu-07 : *Mixed Bed*

Tu-08 : Tangki NaCl

Tu-09 : Tangki Hidrazin

De-01 : Daerator

Tu-03 : Tangki Kaporit

Bo-01 : Boiler

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan bagian penting dalam tahap pra rancangan pabrik, yang bertujuan untuk menilai sejauh mana investasi modal dalam kegiatan produksi layak untuk direalisasikan. Proses analisis ini mencakup kajian terhadap berbagai aspek, seperti kebutuhan modal awal, perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh, periode pengembalian investasi, serta perhitungan titik impas, yaitu saat total biaya produksi setara dengan pendapatan yang diterima. Tujuan utama dari analisis ini adalah untuk memastikan bahwa pendirian pabrik tersebut bersifat menguntungkan dan dapat dijalankan secara efisien. Dalam evaluasi ekonomi ini, beberapa faktor yang menjadi pertimbangan antara lain sebagai berikut:

1. Return On Investment (ROI)
2. Pay Out Time (POT)
3. Discounted Cash Flow (Rate DFCR)
4. Break Even Point (BEP)
5. Shut Down Point (SDP)

Untuk dapat melakukan analisis terhadap 5 faktor diatas, langkah awal yang perlu dilakukan adalah memperkirakan beberapa aspek berikut:

1. Penentuan modal industri (Total Capital Investment), yang mencakup:
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Working Capital Investment)

2. Penentuan biaya produksi total (Total Production Cost), yang mencakup:
 - a. Biaya pembuatan (manufacturing Cost)
 - b. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)
3. Estimasi pemasukan dan rincian biaya guna menghitung Break Even Point, antara lain:
 - a. Biaya tetap (Fixed Cost)
 - b. Biaya variabel (Variable Cost)
 - c. Biaya mengambang (Regulated Cost)

6.1. Penaksiran Peralatan

Harga peralatan berbeda setiap tahun dan berbeda juga dari setiap vendor penyedia. Penaksiran peralatan di butuhkan untuk Menyusun estimasi biaya yang akan dikeluarkan pabrik dalam pemenuhan produksi.

Untuk menghitung perkiraan harga peralatan tersebut pada saat ini, persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$EX = EY \frac{NX}{NY}$$

(Aries & Newton, 1955)

Dimana :

EX : harga alat pada tahun x

EY : harga alat pada tahun y

NX : harga indeks untuk tahun x

NY : harga indeks untuk tahun y

Apabila sebuah alat dengan kapasitas tertentu tidak memenuhi kurva spesifikasi, harga alat tersebut dapat diperkirakan melalui persamaan berikut:

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^x$$

Dimana:

Ea : harga alat a

Eb : harga alat b

Ca : kapasitas alat a

Cb : kapasitas alat b

X : harga eksponen tergantung dari jenis yang akan dicari harganya.

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi meliputi:

- a) Kapasitas produksi : 80.000 ton/tahun
- b) Satuan tahun operasi : 330 hari
- c) Pabrik didirikan tahun : 2025
- d) Nilai dollar 2025 : 1 US\$ = Rp. 16.000
- e) Umur Pabrik : 10 tahun

6.2. Perhitungan Biaya

a. Capital investment

Capital investment adalah pengeluaran dana untuk membangun, mendirikan, dan mengoperasikan pabrik atau fasilitas lainnya dengan tujuan memperoleh keuntungan di masa depan. Hal ini mencakup biaya yang diperlukan untuk pengembangan dan perluasan bisnis dalam jangka panjang.

Capital investment meliputi:

- Fixed Capital Investment (FCI)
Modal yang dikeluarkan untuk membeli dan memasang peralatan pabrik serta fasilitas penunjang lainnya agar kegiatan operasional pabrik dapat berjalan.
- Working Capital Investment (WCI)

Biaya yang digunakan untuk mendanai operasional perusahaan, mencakup pengadaan bahan baku, pembayaran gaji karyawan, serta pengeluaran operasional lainnya, yang diperlukan untuk menjalankan kegiatan pabrik dalam periode tertentu.

b. Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah total biaya yang dikeluarkan dalam proses produksi suatu produk, yang terdiri dari Direct Manufacturing Cost (DC), Indirect Manufacturing Cost (IC), dan Fixed Manufacturing Cost (FC).

- Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost atau biaya produksi langsung merupakan biaya yang dapat langsung dikaitkan dengan proses produksi suatu produk tertentu.

- Indirect Manufacturing Cost

Indirect manufacturing cost (biaya manufaktur tidak langsung) adalah biaya-biaya yang berhubungan dengan proses produksi, tetapi tidak dapat langsung dikaitkan dengan produk atau unit produksi tertentu.

- Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya produksi tetap yang terkait dengan modal tetap awal dan tidak terpengaruh oleh jumlah produksi atau waktu.

c. General Expense

General expense adalah biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan untuk mendukung kegiatan operasional sehari-hari, yang tidak secara langsung terkait dengan proses produksi atau penjualan produk dan layanan.

6.3. Pendapatan Modal

Untuk menghitung titik impas, diperlukan estimasi terhadap:

a. Fixed Cost

Fixed cost atau biaya tetap adalah biaya yang tetap jumlahnya, meskipun terjadi perubahan dalam tingkat produksi atau penjualan.

b. Variable Cost

Variable Cost atau biaya variabel adalah pengeluaran yang berfluktuasi seiring dengan perubahan jumlah produksi atau tingkat aktivitas bisnis, di mana besarnya biaya ini bergantung pada kapasitas produksi yang dijalankan.

c. Regulated Cost

Regulated cost adalah biaya yang dikeluarkan setiap tahun, sebanding dengan kapasitas produksi, namun tidak berbanding lurus langsung dengan tingkat produksi. Biaya ini bisa berupa biaya tetap atau variabel, tergantung pada kondisi operasional.

6.4. Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan diperlukan untuk menilai apakah keuntungan yang diperoleh tergolong besar dan untuk menentukan potensi pendirian pabrik.

1. Percent Return On Investment (ROI)

Return on Investment (ROI) atau persentase pengembalian investasi merupakan rasio yang menunjukkan efisiensi investasi dengan membandingkan biaya, termasuk bahan baku, terhadap laba yang diperoleh. Nilai ini membantu menilai dan membandingkan kelayakan alternatif investasi pabrik

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\%$$

Pabrik yang memiliki tingkat risiko rendah memerlukan ROI minimal sebesar 11%, sementara untuk pabrik dengan risiko yang lebih tinggi, batas minimal ROI yang disarankan adalah 40% (Aries & Newton, 1955).

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) Pay Out Time (POT) merupakan periode yang diperlukan untuk menutup biaya investasi awal melalui laba yang diperoleh, tanpa memperhitungkan depresiasi

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit} + (0.1 \times \text{Fixed Capital Cost})} \times 100\%$$

Investasi pada pabrik berisiko rendah umumnya memiliki waktu balik modal (POT) selama lima tahun, sedangkan pada pabrik dengan tingkat risiko tinggi, periode pengembalian modalnya lebih singkat, yaitu dua tahun (Aries & Newton, 1955).

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah kondisi di mana total pendapatan yang diperoleh sama dengan total biaya operasional, sehingga perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian

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

Dimana:

Fa: Annual Fixed Expense

Ra: Annual Regulated Expense

Va: Annual Variable Expense

Sa: Annual Sales Value

Pabrik akan mengalami kerugian apabila beroperasi di bawah nilai Break Even Point (BEP), sedangkan keuntungan akan diperoleh apabila operasional berada di atas nilai BEP. Secara umum, nilai BEP terletak pada kisaran 40-60% dari kapasitas produksi maksimum (Aries & Newton, 1955).

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan titik batas produksi di mana biaya operasional pabrik melebihi biaya yang diperlukan untuk menutup pabrik serta membayar biaya tetap. Apabila pabrik tidak dapat mencapai kapasitas produksi minimum yang ditetapkan dalam satu tahun, maka operasional pabrik harus dihentikan atau pabrik harus ditutup. Oleh karena itu, pemantauan kinerja produksi sangat penting agar pabrik tetap beroperasi di atas titik impas dan Shut Down Point, sehingga kelangsungan operasional dapat terjaga secara menguntungkan.

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

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow merupakan perbandingan antara persentase keuntungan yang diperoleh dengan capital investment, dengan memperhitungkan tingkat bunga yang berlaku di bank. Sementara itu, Rate of Return (ROR) dihitung berdasarkan persamaan t.: $(FC + WC) + (I+i)^N = C$

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

Dimana:

FC: Fixed Capital

WC: Working Capital

SV: Salvage Value (nilai tanah)

CF: Annual Cash Flow (Profit after taxes + depresi + finance)

i: Discounted Cash Flow

n: Umur pabrik (tahun)

6.5. Hasil Perhitungan

1. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 6. 1 Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya
1	Purchased Equipment Cost	\$ 1.917.522.18
2	Delivered Equipment Cost	\$ 479.380,55
3	Instalation Cost	\$ 301.180,37
4	Pemimpaan	\$ 444.985,72
5	Instrumentasi	\$ 477.127,75
6	Insulasi	\$ 71.628
7	Listrik	\$ 191.752
8	Bangunan	\$ 3.411.972
9	Land & Yard Improvement	\$ 6.916.601
TOTAL		\$ 14.212.149
		Rp. 208.602.086.807

Tabel 6. 2 Direct Plant Cost (DPC)

NO	Jenis	Biaya
1	Engineering and Construction	\$ 3.553.037
2	Physical Plant Cost (PPC)	\$ 14.212.149
Direct Plant Cost (DPC)		\$ 17.765.186
		Rp. 260.762.608.509

Tabel 6. 3 Fixed Capital Investment (FCI)

NO	Jenis	Biaya
1	Direct Plant Cost	\$ 17.765.186
2	Contractor's fee	\$ 568.486
3	Contingency	\$ 1.421.215
Fixed Capital Investment (FCI)		\$ 19.754.887
		Rp. 289.956.900.662

2. Working Capital Investment (WCI)

Tabel 6. 4 Working Capital Investment (WCI)

NO	Jenis	Biaya
1	Raw Material Inventory	\$ 1.776.036
2	Inproses Inventory	\$ 142.250
3	Product Inventory	\$ 1.991.501
4	Extended Credit	\$ 2.375.758
5	Available Cash	\$ 8.535.005
Working Capital Investment (WCI)		\$ 14.820.550
		Rp. 217.532.029.475

Modal Total = Fixed Capital Investment (FCI) + Working Capital

Investment (WCI) = Rp. 289.956.900.662 + Rp. 217.532.029.475

= Rp. 507.488.930.137

3. Manufacturing Cost (MC)

Tabel 6. 5 Direct Manufacturing (DMC)

No.	Jenis	Biaya
1.	Raw Material	Rp 1.228.928.014.811
2.	Labor	Rp 2.148.000.000
3.	Supervisor	Rp 214.800.000
4.	Maintenance	Rp 5.799.138.013
5.	Plant Supplies	Rp 869.870.702
6.	Royalties and Patents	Rp 16.439.057.600,00
7.	Utilities	Rp 11.785.295.553,31
Direct Manufacturing Cost		Rp 1.266.184.176.679

Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Jenis	Biaya
1.	Playroll Overhead	\$ 21.951,62
2.	Laboratory	\$ 14.634,42

3.	Plant Overhead	\$	7.317,21
4.	Packaging and Shipping	\$	5.600.000,00
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		\$	5.643.903,25
		Rp	82.839.688.000

Tabel 6. 7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Jenis	Biaya	
1.	Depreciation	\$	1.580.390,98
2.	Property Taxes	\$	197.548,87
3.	Insurance	\$	197.548,87
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		\$	1.975.488,72
		Rp	28.995.690.066

Total *Manufacturing Cost*

= DMC + IMC + FMC

= Rp. 1.266.184.176.679 + Rp. 82.839.688.000 + Rp. 28.995.690.066

= Rp. 1.378.019.554.746

4. *General Expense (GE)*

Tabel 6. 8 *General Expenses (GE)*

No.	Jenis	Biaya	
1.	Administration	\$	2.816.552
2.	Sales Expenses	\$	4.694.253
3.	Research	\$	3.285.977
4.	Finance	\$	395.098
General Expenses (GE)		\$	11.191.880
		Rp	164.271.399.419

Biaya Total = *Manufacturing Cost (MC)* + *General Expense (GE)*

= Rp. 1.378.019.554.746 + Rp. 164.271.399.219

= Rp. 1.542.291.063.822

5. Analisa Keuntungan

Tabel 6. 9 Analisa keuntungan

No.	Jenis	Biaya
1.	Total Penjualan	Rp 1.643.905.760.000
2.	Total Production cost	Rp 1.542.291.063.822
Total keuntungan		Rp 101.614.696.178,45

Keuntungan setelah dikurangi dengan pajak 20% = Rp. 81.291.756.943

6. Analisa Kelayakan

- Return On Investment (ROI)*
- Pay Out Time (POT)*
- Break Even Point (BEP)*

Tabel 6. 10 Annual Fixed Cost (FA)

Depresiasi	Rp	23.196.552.053	\$	1.580.391
Proerty Taxes	Rp	2.899.569.007	\$	197.549
Asuransi	Rp	2.899.569.007	\$	197.549
TOTAL Nilai Fa	Rp	28.995.690.066	\$	1.975.489

Tabel 6. 11 Regulated Cost (Ra)

Gaji Karyawan	Rp	827.000.000	\$	56.344
Payroll Overhead	Rp	322.200.000	\$	21.952
Supervision	Rp	214.800.000	\$	14.634
Plant Overhead	Rp	107.400.000	\$	7.317
Laboratorium	Rp	214.800.000	\$	14.634
General Expense	Rp	164.271.386.809	\$	11.191.880
Maintenance	Rp	5.799.138.013	\$	395.098
Plant Supplies	Rp	869.870.702	\$	59.265
TOTAL Nilai Ra	Rp	172.626.595.524	\$	11.761.124

- *Annual Variable Cost (VA)*

Tabel 6. 12 Annual Variable Cost (VA)

Raw Material	=	Rp	1.228.928.014.811	\$	83.727.389
Packaging and Shipping	=	Rp	82.195.288.000	\$	5.600.000
Utilities	=	Rp	11.785.405.210	\$	802.945
Royalty & Patent	=	Rp	16.439.057.600	\$	1.120.000
TOTAL Nilai Va	=	Rp	1.339.347.765.621	\$	91.250.334

Tabel 6. 13 Sales Cost (SA)

Annual Sales Cost	Rp	1.643.905.760.000	\$	112.000.000
TOTAL Sales Cost (Sa)	Rp	1.643.905.760.000	\$	112.000.000

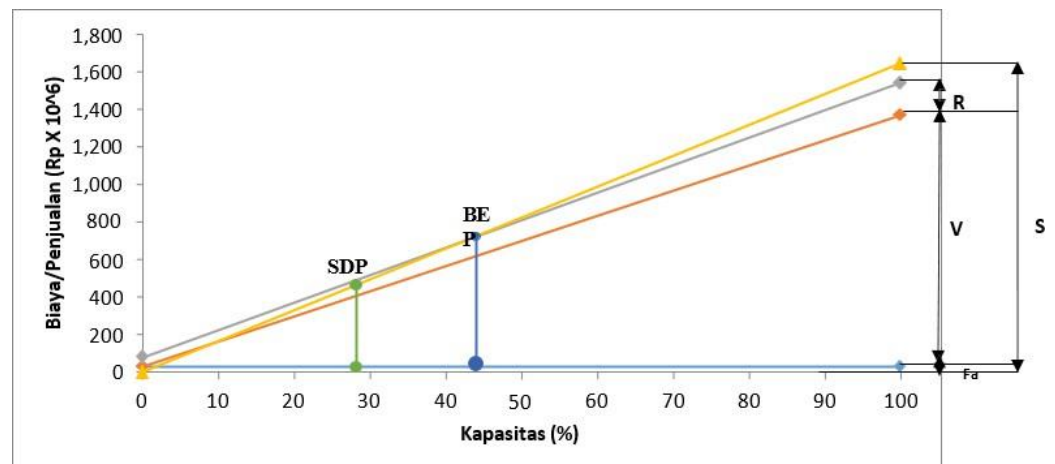
Break Even Point (BEP) = 43,97%

d. Shut Down Point (SDP) = 28,19%

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) = 13,63%

Discounted Cash Flow (DCF) merupakan perbandingan antara persentase keuntungan yang diperoleh dengan capital investment, yang dibandingkan dengan tingkat bunga deposito yang berlaku di bank. Dalam perhitungan ini, diperoleh nilai i sebesar 13,62% dan nilai DCF sebesar 12,29%.

Untuk memastikan kelayakan investasi, nilai DCF harus lebih dari 1,5 kali tingkat bunga deposito Bank Mandiri, atau setidaknya mencapai 9%. Dengan tingkat bunga deposito Bank Mandiri sebesar 6%, nilai DCF yang diperoleh masih memenuhi kriteria kelayakan investasi.



Gambar 6. 1 Grafik Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis, baik dari sisi ekonomi maupun teknik, dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik Lauril Sulfat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun ini akan beroperasi pada kondisi standar (suhu dan tekanan).
2. Pendirian pabrik Lauril Sulfat diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat mengurangi jumlah impor, mendukung jumlah impor, mendukung pertumbuhan ekonomi, serta mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.
3. Berdasarkan proses, kondisi operasi, dan sifat bahan baku pembuatan Lauril Sulfat, pabrik ini tergolong berisiko rendah, karena bahan baku dan produk yang dihasilkan berada dalam bentuk cair.
4. Pabrik ini akan dibangun di Cilegon, Banten, dengan pertimbangan kedekatannya dengan pabrik bahan baku (dari PT Petrochemical Nusantara), ketersediaan tenaga kerja, pasokan listrik dan air, serta prospek pemasaran yang baik karena lokasi di kawasan industri.
5. Luas tanah yang diperlukan untuk mendirikan pabrik ini adalah 16.920 m².
6. Pabrik Lauril Sulfat dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun ini membutuhkan utilitas sebagai berikut:
 - a. Air = 101.831,0000 kg/jam
 - b. Bahan bakar = 12,9668 kg/jam

c. Listrik = 572,1633 kW.

7. Pabrik ini membutuhkan tenaga kerja sebanyak 180 orang.
8. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, diperoleh informasi sebagai berikut:
 - A) Keuntungan yang diperoleh, yaitu keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 101.614.696.178,45 per tahun, dan keuntungan setelah pajak (20%) sebesar Rp. 81.291.756.943 per tahun.
 - B) Return on Investment (ROI):

Persentase ROI sebelum pajak sebesar 35,04% dan ROI setelah pajak sebesar 28,04%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah adalah lebih dari 11% dan kurang dari 44% (Aries & Newton, 1955).
 - C) Pay Out Time (POT):

Sebelum pajak adalah 2,22 tahun dan setelah pajak adalah 2,63 tahun. Nilai ini berada di bawah POT maksimum,, yang besarnya 5 tahun untuk pabrik berisiko rendah.
 - D) Break Even Point (BEP):

Diperoleh nilai BEP sebesar 43,97%. Untuk pabrik kimia di Indonesia, nilai BEP berkisar antara 40% hingga 60%.
 - E) Shut Down Point (SDP):

Diperoleh nilai SDP sebesar 28,19 %.
 - F) Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR):

Diperoleh nilai DCFR sebesar 13,62%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank, yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman, atau sekitar 7,5%.

9. Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi di atas, maka pabrik Lauril Sulfat dari Lauril Alkohol dan Asam Sulfat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2. Saran

Prarancangan pabrik kimia memerlukan pemahaman mengenai konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, antara lain sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang serta bahan baku perlu diperhatikan, sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Prarancangan pabrik kimia tidak lepas dari masalah produksi limbah, sehingga diharapkan perkembangan pabrik-pabrik kimia lebih memperhatikan aspek ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G.G, 1978, "Unit Operation ", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "Chemical Equipment Design ", John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "Chemical Equipment Design ", vol 6, Pergamon Press, Oxford
- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, "Chemical Engineering Cost Estimation ", Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Carey, Francis A. & Giuliano, Robert M. 2014. Organic Chemistry, 9th edition.
New York: McGraw-Hill Education
- 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.
- Perry, R. H., and Green, D. W., 1997, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6 th ed, Mc.Graw Hill Book Co, Inc, New York
- Peters, M. Sm Timmerhause, K. D and West, R. E., 2004, Plant Design and Economics for Chemical Engineering, 5 th ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, New York
- Smith, J. M., dan Van Ness, H. C., 1996, Introduction to Chemical Engineering

Thermodynamics, 5 th ed, Mc. Graw Hill Book Company, Singapore

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

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

Biro Pusat Statistik Indonesia, 2010, Ekspor dan Impor

Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, "Process Equipment Design ", John
Wiley and Sons. Inc, New York

Hill, C.G, 1996, "An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and
Reactor Design ", John Wiley and Sons. Inc, New York

Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985, "Unit Operation of
Chemical Engineering ", 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore

Smith, J.M, 1973, "Chemical Engineering Kinetic's ", 3rd ed, Mc
GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Fogler, Scott H., "Elements of Chemical Reaction Engineering", 3rd ed,
Prentice Hall International Inc., USA, 1999.

Groggins, P. H., 1958, "Unit Process in Organic Chemistry", 5th ed.,
McGraw Hill Book Company, Kogakusha.

Ludwig, E.E., 1984, "Applied Process Design for Chemical and
Petrochemical Plant", 2nd ed., Vol. 3, Gulf Publishing Company,
Houston, Texas

Takei, Kensuke.1985. Anionic Surfactants: Lauric Products. Kao
corporation,

Wakayama www.matche.com

www.kemenprin.go.id

www.bps.go.id

www.kemenprin.go.id

Lampiran

Lampiran 1 Perhitungan Reaktor

Fungsi : Mereaksikan lauril alkohol dan asam sulfat
menjadi lauryl sulfate dan air.

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Sifat Reaksi : Eksotermis

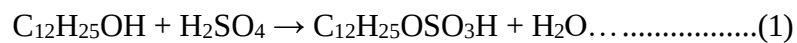
Kondisi Operasi : Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 40°C

Perbandingan mol : C₁₂H₂₅OH: mol H₂SO₄ = 1,11 : 1,69

A. Kinetika Reaksi

Reaksi:



Persamaan kecepatan reaksi:

$$\frac{d[\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{OSO}_3\text{H}]}{dt} = \frac{k[\text{C}_{12}\text{H}_{25}\text{OH}]}{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

-ra = k. Ca. Cb

Dengan:

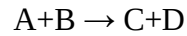
-ra = kecepatan reaksi (kmol/m³.jam)

k = konstanta kecepatan reaksi (m³/kmol.jam)

Ca = konsentrasi C₁₂H₂₅OH (kmol/m³)

C_b = konsentrasi H_2SO_4 ($kmol/m^3$)

Reaksi merupakan reaksi orde 2;



$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

INPUT REAKTOR:

Komponen	BM (kg/kmol)	Input		ρ	Fv
		kmol/jam	kg/jam	kg/L	L/jam
$C_{12}H_{25}OH$	186	42,1237	7835,0049	0,8505	6663,7031
H_2SO_4	98	64,1343	6285,1570	1,8588	11682,7997
H_2O	18	16,0580	289,0445	1,0593	306,1760
$C_{12}H_{25}OSO_3H$	266	0,0032	0,8570	0,8315	0,7126
TOTAL		122,3192	14410,0635	4,6000	18653,3915

1. Menghitung konsentrasi umpan

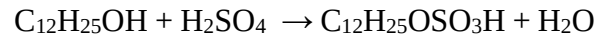
Reaktan pembatas pada reaksi ini Lauril Alkohol ($C_{12}H_{25}OH$) maka $C_{12}H_{25}OH$ adalah senyawa A dan H_2SO_4 adalah senyawa B.

$$C_{A0} = \frac{\text{mol } A}{\Sigma F_v} = \frac{42,1237 \text{ kmol/jam}}{18653,3915 \text{ l/jam}} = 0,002258 \text{ kmol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{\text{Mol } B}{\Sigma F_v} = \frac{64,1343 \text{ kmol/jam}}{18653,3915 \text{ l/jam}} = 0,003438 \text{ kmol/l}$$

2. Menghitung waktu reaksi

Reaksi dapat ditulis dengan:



A	B	C	D
---	---	---	---

Mula-mula:	C_{A0}	C_{B0}	
------------	----------	----------	--

Bereaksi:	$C_{A0} \cdot X_a$	$C_{A0} \cdot X_a$	
-----------	--------------------	--------------------	--

Sisa:	C_A	C_B	
-------	-------	-------	--

Maka,

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X_a$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_a$$

Diketahui: Konversi (x) = 0,98

Harga $k = 147 \times 10^{-7} \text{ mol/1000gr.sekon}$

$$= 0,5895 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 1,5225 \text{ kmol/m}^3$$

$$-R_a = k \cdot C_a \cdot C_b$$

$$= k \cdot C_{A0}^2 (1-X_a) \cdot (M-X_a)$$

$$= (5,89 \times 10^{-1} \text{ m}^3/\text{kmol.jam}) (0,002258 \text{ kmol/m}^3)^2 (1-0,98) (1,5225-0,98)$$

$$= 3,26203 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Volume Reaktor

Untuk menghitung volume satu RATB dapat menggunakan rumus:

$$V = \frac{F_{A_0} (X_{out} - X_{in})}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{A_0} \cdot X_A}{-r_A}$$

Sedangkan untuk menghitung volume RATB yang disusun seri digunakan

Rumus:

$$V = \frac{F_{A_0} (X_n - X_{n-1})}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{A_0} (X_n - X_{n-1})}{k.C_A.C_B}$$

$$\frac{V.k.C_A.C_B}{F_{A_0}} = X_n - X_{n-1}$$

$$\frac{V.k.C_{A_0}^2(1-X_n)(M-X_n)}{F_{A_0}} = X_n - X_{n-1}$$

$$X_{n-1} = X_n - \frac{V.k.C_{A_0}^2(1-X_n)(M-X_n)}{V_0.C_{A_0}}$$

$$X_{n-1} = X_n - \frac{V.k.C_{A_0}(1-X_n)(M-X_n)}{V_0}$$

Dengan:

V = Volume reaktor

FA_0 = Kecepatan umpan

CA_0 = kecepatan umpan A masuk reaktor

K = Konstanta Kecepatan reaksi

X_n = konversi reaksi

X_{n-1} = Konversi reaksi pada reaktor sebelumnya

Dengan cara trial volume masing-masing reaktor untuk mendapatkan konversi tiap reaktor yang disusun seri, diperoleh dengan menggunakan excel:

(diketahui $k = 5,89 \times 10^{-1} \text{ m}^3/\text{kmol jam}$ dan $F_v = 18653,3915 \text{ L/jam}$)

- Jumlah reaktor = 1

$$X_{a1} = 0.98$$

$$X_{a0} = 0$$

$$V = 1265507,2118 \text{ L}$$

$$T = (V/F_v) = 67,84 \text{ jam}$$

- Jumlah reaktor = 2

$$X_{a2} = 0.98$$

$$X_{a1} = 0.87$$

$$X_{a0} = 0$$

$$V = 142786,8683 \text{ L}$$

$$t = (V/F_v) = 7,6 \text{ jam}$$

- Jumlah reaktor = 3

$$X_{a3} = 0.98$$

$$X_{a2} = 0.93$$

$$X_{a1} = 0.76$$

$$X_{a0} = 0$$

$$V = 60173,4520 \text{ L}$$

$$t = (V/F_v) = 3,22 \text{ jam}$$

- Jumlah reaktor = 4

$$X_{a4} = 0.98$$

$$X_{a3} = 0.95$$

$$X_{a2} = 0.88$$

$$X_{a1} = 0.68$$

$$X_{a0} = 0$$

$$V = 36204,3797 \text{ L}$$

$$T = (V/F_v) = 1,94 \text{ jam}$$

2. Menghitung Harga Reaktor

Bahan Konstruksi reaktor dipilih bahan stainless steel 50 lb/in², didapat basis harga pada volume 1000 galon sebesar \$100000 (Timmershaus, Fig. 16-35, P. 731).

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{0,6}$$

Dimana:

Ea: Harga reaktor basis

Eb: Harga reaktor perancangan

Ca: kapasitas reaktor perancangan

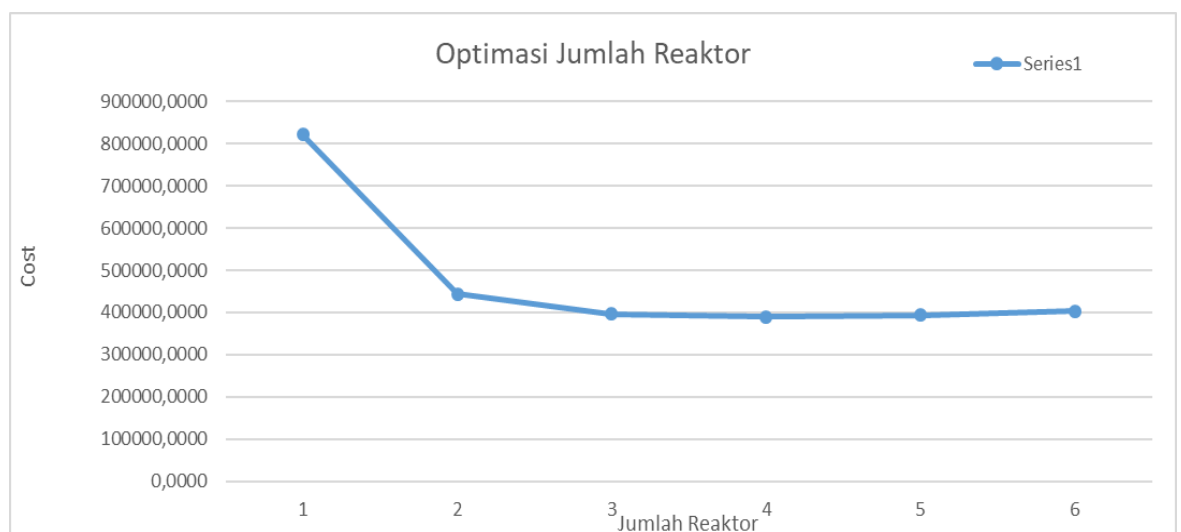
Perhitungan untuk 1 buah reaktor:

$$Eb = \$ 100.000 \times \left(\frac{37695.7332}{10000} \right)^{0.6}$$

$$Eb = \$ 221704,913$$

N	Volume Reaktor	Volume reaktor	Volume total	Cost/Unit	Cost
	L	(Gallon)	Galon		
1	1265507,2118	334093,9039	1518608,6541	820958,3620	820958,3620
2	142786,8683	37695,7332	171344,2419	221704,9130	443409,8259
3	69173,4520	15885,7913	72208,1424	132009,5383	396028,6148
4	36204,3797	9557,9562	43445,2557	97323,7922	389295,1689
5	25451,2770	6719,1371	30541,5324	78774,9439	393874,7195
6	19481,1524	5143,0242	23377,3828	67101,3321	402607,9926

3. Penentuan jumlah Reaktor yang Optimum



Maka dari tabel tersebut jumlah reaktor yang optimum sebanyak 2 buah disusun seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum dengan volume yang maksimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Asumsi:

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Kondisi isothermal

Volume cairan dalam reaktor:

Volume cairan = 98496,6471 liter

$$= 98,4966 \text{ m}^3$$

$$= 3478,3795 \text{ ft}^3$$

Untuk perancangan, volume tangka diambil 20% dari volume larutan, sehingga:

$$V \text{ tangki} = (1.2) \times V \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991, hal. 37})$$

$$= 43,4453 \text{ m}^3$$

$$= 1534,2692 \text{ ft}^3$$

$$= 273,2656 \text{ bbl}$$

$$= 11476,9332 \text{ gall}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan $H = 1.5 D$

(Diperoleh dari buku Brownell and Young table 3.3 p.43 D: H = 2: 3)

$$V_t = V_s + 2V_h$$

dengan:

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H$$

$$V_h = 0,0847 D^3 \quad (\text{Brownell and Young, page 88})$$

$$(D = \text{ft}, V = \text{ft}^3) \quad (\text{Brownell, 1959. p.88})$$

sehingga:

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H + 2V_h$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} D^2 \cdot (1,5 \times D)\right) + (2 \times 0.0847 D^3)$$

dimana:

$$V_t = \text{Volume Degummer, m}^3$$

$$V_s = \text{Volume Shell, m}^3$$

$$V_h = \text{Volume Head, m}^3$$

Maka:

$$V_{\text{design}} = 1534,2692 \text{ ft}^3$$

$$V_t = V_s + 2V_h$$

$$1534,2692 = 1,1775 D^3 + 0,1694 D^3$$

$$D^3 = \frac{1534,2692}{(1,1775+0,1694)} = 1139,1114 \text{ ft}^3$$

$$D = 10,4437 \text{ ft}$$

$$= 3,1832 \text{ m}$$

$$= 125,3247 \text{ in}$$

$$r = 62,6623 \text{ in}$$

$$H = 15,6646 \text{ ft}$$

$$= 4,7749 \text{ m}$$

$$= 187,9870 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, } V_h = 96,4827 \text{ ft}^3$$

$$= 2,7321 \text{ m}^3$$

2. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Dipilih bahan stainless steel SA-18, Dari appendix D, hal: 342 (Brownell & Young, 1959)

Spesifikasi:

Max.Allowable Stress, $f = 18750 \text{ psia}$

Efesiensi sambungan, $E = 0,80$ (Brownell, 1959. p 254) table 13.2)

Corrosion Allowance, $C = 0,125$

- Tekanan Perancangan

- Tekanan Hidrostatik = 18,3171 psi
- Tekanan Desain = 14,7 psi
- P operasi = P desain + P hidrostatik

$$= 14.7 \text{ psi} + 18,3171$$

$$= 33,0171 \text{ psi}$$

Dipilih over design tekanan sebesar 20%, maka:

$$P \text{ design} = 1.2 \times P \text{ operasi}$$

$$= 39,6205 \text{ psi}$$

- Tebal Shell

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1959. P.254})$$

Diketahui: r = jari-jari tangka = 62,6623 in

f = tekanan maksimal yang diizinkan bahan konstruksi,

$$SA-18 = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, p.251})$$

$$\text{Diperoleh } ts = \frac{(39,6205 \times 62,6623)}{(18750 \times 0,80) - (0,6 \times 39,6205)} + 0,1250$$

$$= 0,2908 \text{ in}$$

Ukuran standar, ts standar dilihat di appendix C bagian F, hal: 332

(Brownell & Young, 1959)

$$ts \text{ standar} = 0,3125 \text{ (5/16 in)}$$

$$ID \text{ shell} = 125,3247 \text{ in}$$

$$OD \text{ shell} = ID + (2 \times \text{tebal dinding reactor})$$

$$= 125,9062 \text{ in}$$

Berdasarkan table: 5.7, hal: 90, (Brownell & Young, 1959) Dipilih OD standar yang mendekati perhitungan:

$$\text{OD standart} = 125,9062 \text{ in}$$

$$= 126 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, p: 258, pers. 13.12})$$

$$r = 120 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 4,3750 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + (2 \times \text{tebal dinding reactor})$$

$$\text{ID standart} = \text{OD standart} - (2 \times \text{tebal dinding reactor})$$

$$= 126 \text{ in} - (2 \times 0,3125 \text{ in})$$

$$= 125,3750 \text{ in}$$

$$= 3,1845 \text{ m}$$

$$H = 188,0625 \text{ in} = 4,7768 \text{ m}$$

3. Menentukan Tebal Head

Jenis = dipakai tutup reactor dengan bentuk torispherical flanged dished heads

(Brownell, 1959. p. 258)

$$th = \frac{P \times rc \times W}{2fE-0.2 P} + C$$

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

$$= 2,0593$$

$$th = \frac{(39,6205 \times 120 \times 2,0593)}{(2 \times 18.750 \times 0,80) - (0,2 \times 39,6205)}$$

$$= 0,4514 \text{ in}$$

$$t_{\min} = 0,5 \text{ in}$$

$$= 0,0127 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 \text{ th}$$

$$= 125,3247 + (2 \times 0,4514)$$

$$= 126,2276 \text{ in}$$

Standarisasi dari table 5.7 Brownell & Young, hal.90, didapat:

$$OD = 126 \text{ in}$$

$$= 126 - (2 \times 0,5)$$

$$= 125 \text{ in} = 10,4167 \text{ ft}$$

$$icr = 4,3750 \text{ in}$$

$$r = 120 \text{ in}$$

4. Menentukan Ukuran Head Dipilih:

- $sf = 2 \text{ in}$ (Brownell and Young, p.93, table 5.8)
- $icr = 4,3750 \text{ in}$
- $r = 120 \text{ in}$

- $a = \frac{ID}{2}$
 $= \frac{125 \text{ in}}{2} = 62,5 \text{ in}$
- $AB = a - icr$
 $= 62,5 \text{ in} - 4,3750 \text{ in} = 58,1250 \text{ in}$
- $BC = r - icr$
 $= 120 \text{ in} - 4,3750 \text{ in} = 115,6250 \text{ in}$
- $AC = (BC^2 - AB^2)$
 $= ((115,6250^2 - 58,1250^2) \text{ in})$
 $= 99,9531 \text{ in}$
- $b = r - AC$
 $= (120 - 99,9531) \text{ in} = 20,0469 \text{ in}$
- $OA = b + sf + th$
 $= (20,0469 + 2 + 0,5) \text{ in}$
 $= 22,5469 \text{ in}$

Sehingga diperoleh tinggi total head = 22,5469 in

$$= 0,5727 \text{ m}$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (D = \text{in}; V = \text{ft}^3)$$

$$V_h = 0,0847 D^3 \quad (D = \text{ft}; V = \text{ft}^3)$$

$$V_h = 0,00847 \times (10,4167)^3$$

$$= 95,7348 \text{ ft}^3$$

$$= 2,7109 \text{ m}^3$$

Dimana D = in (Brownell & Young, p.88)

Volume flanged, Vsf:

$$v_{sF} = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Sf$$

$$= \left(\frac{3,14}{4}\right) \times (125,3247)^2 \times 2 \text{ in}$$

$$= 24.658,8577 \text{ in}^3$$

$$= 14,2701 \text{ ft}^3$$

Volume Total Head, Vht:

$$Vht = Vh + vsf$$

$$= 95,7348 \text{ ft}^3 + 14,2701 \text{ ft}^3$$

$$= 110,0049 \text{ ft}^3$$

$$= 3,1150 \text{ m}^3$$

- Menghitung Tinggi Shell

$$\text{Volume tangki, } Vt = 43,4453 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell, } Vs = Vt - (2 \cdot Vhead \text{ total})$$

$$= 43,4453 \text{ m}^3 - (2 \times 3,1150 \text{ m}^3)$$

$$= 37,2153 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell, } Ls = Hs = \frac{4Vs}{\pi \cdot ID^2}$$

$$= 188,0625 \text{ in}$$

Tinggi reactor = tinggi shell + (2 x tinggi head)

$$= 188,0625 \text{ in} + (2 \times 22,5469 \text{ in})$$

$$= 233,1563 \text{ in}$$

$$= 5,9222 \text{ m}$$

5. Merancang Pengaduk Reaktor

Tugas pengaduk: untuk mencampur

- Menentukan Dimensi Pengaduk:

$$\text{Volume Cairan yang diaduk} = 98,4966 \text{ m}^3$$

$$= 26.019,86 \text{ gallon}$$

$$\text{Viskositas Cairan yang diaduk} = 5,8021 \text{ Cp}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 1040.0233 \text{ kg/m}^3$$

$$= 64,9265754 \text{ lb/ft}^3$$

Menurut Richard Coulson, fig 10,57, p.472 untuk viskositas diatas

digunakan pengaduk jenis turbine (Brown, p. 507).

Dimana:

Dt = Diameter Reaktor

Di = Diameter Pengaduk

Zi = Tinggi Pengaduk dari dasar

ZL = Tinggi Cairan dalam tangka

w = Lebar Baffle

L = Panjang pengaduk

Diketahui:

$$Dt = 3,1845 \text{ m}$$

$$= 125,3750 \text{ in}$$

$$Di = \frac{Dt}{3} = \frac{3,1845}{3} = 1,0615 \text{ m}$$

$$= 41,7917 \text{ in} = 3,4826 \text{ ft}$$

$$Zi = 1,3 \times Di$$

$$= 1,37996 \text{ m}$$

$$= 54,32917 \text{ in}$$

$$= 4,52743 \text{ ft}$$

$$L = 0,25 \times Di$$

$$= 0,26538 \text{ m}$$

$$= 10,4479 \text{ in}$$

$$= 0,87066 \text{ ft}$$

$$W = 0,17 \times Di$$

$$= 0,18046 \text{ m}$$

$$= 7,10458 \text{ in}$$

$$= 0,59205 \text{ ft}$$

$$ZL = 3,9 \times Di$$

$$= 4,1398825 \text{ m}$$

$$= 162,9875 \text{ in}$$

$$= 13,5823 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Pengaduk

$$= 4,1398825 \text{ m} / 3,1845 \text{ m}$$

$$= 1,3000$$

= 1 (Turbin Pengaduk)

(Walas, P.288)

Viscosity (cP [Pa sec])	Maximum Level h/Dt	Number of Impellers	Impeller Clearance	
			Lower	Upper
<<25, [<<25]	1,4	1	h/3	-
<<25, [<<25]	2,1	2	Dt/3	(2/3)h
>>25, [>>25]	0,8	1	h/3	-
>>25, [>>25]	1,6	2	Dt/3	(2/3)h

Dipilih yang pertama dikarenakan viskositasnya dibawah 25°C

- Menentukan Power Pengadukan

(Walas, P.292)

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
Blending	0,2-0,5	-
Homogeneous reaction	0,5-1,5	7,5-10
Reaction with heat transfer	1,5-5,0	10-15
Liquid-liquid mixtures	5	15-20
Liquid-gas mixtures	5,0-10	15-20
Slurries	10	-

Viskositas Cairan yang diaduk = 26.019,86 gallon

a. $\frac{(1.5 \times 26.019,86)}{1000} = 39,0298$

b. $\frac{(5 \times 26.019,86)}{1000} = 130,0993$

Table (Trial N untuk mendapatkan Power)							
V (ft/sec)	N (rps)	Re	Np (Brown F.477)	P (ft.lbf/sec)	P (Hp)	Standar Hp	Keterangan
10	0,9145	184.701	8	7.899,4090	14,3626	35.4005 HP - 118.0017 HP	TMS
11	1,0059	203.171	8	10.514,1133	19,1166	35.4005 HP - 118.0017 HP	MS (KE)
12	1,0973	221.641	8	13.650,1787	24,8185	35.4005 HP - 118.0017 HP	MS (KE)
13	1,1888	240.111	8	17.355,0015	31,5545	35.4005 HP - 118.0017 HP	MS (KE)
14	1,2802	258.581	8	21.675,9782	39,4109	35.4005 HP - 118.0017 HP	MS (KE)
15	1,3717	277.051	8	26.660,5053	48,4736	35.4005 HP - 118.0017 HP	MS (KE)

Penjabaran mencari nilai P berdasarkan nilai N yang didapatkan:

- Kecepatan linier = $\pi \cdot D \cdot N$

$$N = \frac{V}{(\pi \times Di)} = \frac{14}{(3,14 \times 3,4826 \text{ ft})}$$

$$= 1,2802 \text{ rps}$$

- Reynolds number =

$$N_{Re} = \frac{NDi^2\rho}{\mu}$$

$$= \frac{(1,2802 \text{ rps} \times (3,482^2) \text{ ft} \times 64,9265 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{0,0039 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 258.581,26$$

Mencari Power Number di Fig.477 Brown P.507

Power Number:

$$N_P = \frac{P \times g_c}{N^3 \times Di^5 \times \rho}$$

Berdasarkan Fig. 477 Brown P.507, didapatkan Np sebesar = 7

Sehingga Power dapat dihitung sebagai berikut:

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times Di^5 \times \rho}{g_c}$$

P= 21,676.3982 ft.lbf/sec (Atau dibagi 550)

$$= 39.4116 \text{ hp}$$

Effisiensi = 0.8000 (Fig 477, Brown Hal 507)

Daya Penggerak = 49.2645 HP (Fig 9.12 McCabe p.250 Curved (six-blade turbine, vertical blades)

P (Standar) = 60.000 HP

6. Perhitungan Pendinginan

Suhu LMTD			
Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	40	313	104
Suhu fluida panas keluar reaktor	40	313	104
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	39	312	102,2

	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	Delta T, F
KELUAR (Temperatur tinggi)	104	102,2	1,8
MASUK (Temperatur rendah)	104	86	18

- Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 7,03557 \text{ F}$$

- Penentuan Jenis Pendingin

- Luas Selimut,

Diketahui: Do = 126 in

$$= 10,4996 \text{ ft}$$

$$H_s = 188,0625 \text{ in}$$

$$= 15,6712 \text{ ft}$$

A = luas selimut reactor + luas penampang bawah reactor

$$= (\pi \cdot Do \cdot Hs) + \left(\frac{\pi}{4} \times Do^2 \right)$$

$$= 603,1997 \text{ ft}^2$$

(Dari table 8 Kern P.840)

Nilai U_D untuk *Hot Fluid heavy organic* dan *cold fluid water* adalah 5-75

Btu/Ft².°f.jam

Diketahui;

$$U_D = 75 \text{ Btu/Ft}^2 \cdot ^\circ\text{f.jam}$$

$$Q = 9.471,889 \text{ Kj/jam}$$

$$= 2.262,3228 \text{ kkal/jam}$$

$$= 8.977,6173 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 7,0356 \text{ F}$$

Luas Transfer Panas (A):

$$\boxed{A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{\text{LMTD}}}} = 17,0136 \text{ ft}^2$$

Jadi kesimpulannya:

A Luas perpindahan panas < A selimut yang tersedia, sehingga jenis pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin.

- Perhitungan jaket pendingin

$$Q_{\text{serap}} = 9.471,8889 \text{ kJ/jam}$$

Diketahui:

$$\text{Rho air pendingin masuk} = 1023,013 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{massa air pendingin} = 72,6825 \text{ kg/jam}$$

$$= 63,8646 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volumetric} = 0,7010 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air pendingin} = F_v \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,16726794 \text{ ft}^3$$

- Menghitung diameter jaket

$$\text{Volume pada jaket itu 20\% dari volume air pendingin} = 0,2007215 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi jaket pendingin 20\% dari tinggi total reactor} = 19,4289 \text{ ft}$$

Diameter jaket pendingin menggunakan trial error dengan diameter jaket sebesar 20% diameter shell (tangki).

$$\text{Diameter trial} = 8,7507 \text{ ft}$$

$$= 1,2 \times 8,7507 \text{ ft}$$

$$= 10,5008 \text{ ft} = 3,2006 \text{ m}$$

- Menghitung tebal jaket

$$H_{\text{jaket}} = 23,3147 \text{ ft}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{H-1}{144} * \rho_{\text{air}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 9,8967 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 49,5172 \text{ psia}$$

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n.C$$

f = allowable stress = 12750 psia

E = welded joint = 0,85

C = Corrosin allowance = 0,125

D = Diameter

Tj = = 0,4137 in

Diambil tebal jaket standar = 0,50 in (Brownell 959. Tabel 5.2)

Diameter luar jaket (D₂) = D₁ + (2xtebal jaket)

D luar = 127,010 in

= 3,2260 m

- Perhitungan Jaket Vessel

- Jaket Vessel (Kern page 718 dan 719)

Diketahui;

L = 3,4826 ft (Diameter Pengaduk)

N = 4.608,8485 rph

= 64,9266 lb/ft³ T

= 40°C = 104 F

μ = 14,0410 lb/ft-h

Cp = 521,0528

Re,i = 258,484

$$J_h = 16$$

$$D_i = 10,5008 \text{ ft}$$

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (20.1)$$

$$h_i = 2.455,60 \text{ Btu/Jam.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{ID}{OD} \cdot h_i$$

$$h_{io} = 2.443,4191$$

- Annulus Shell (Cold Fluid)

$$D_2(\text{ldj}) = 10,5008 \text{ ft}$$

$$D_1(\text{odt}) = 10,49958 \text{ ft}$$

$$\alpha_a = 0,02002965 \text{ ft}^2$$

$$De = 0,02430143 \text{ ft}$$

$$Ga = 8.001,3864 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$Re_a = 9$$

$$J_h = 3,5$$

$$C_p = 998,7633 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 1,7487 \text{ Btu/hr.ft}^2.(\text{F/ft})$$

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{1/4} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/4} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (20.1)$$

$$h_o = 13458,00202 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

- Menentukan Nilai U_c dan UD actual

$$U_C = U_c = \frac{h_i \cdot h_o i}{h_i + h_o i}$$

$$= 2067,9623 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$UD \text{ actual} = UD = \frac{hD \cdot U_c}{hD + U_c}$$

$$= 674,0508 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$R_d = R_d = \frac{U_C - UD}{UD \cdot U_C}$$

$$= 0,001$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK LAURIL SULFAT DARI LAURIL ALKOHOL DAN ASAM SULFAT
KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

